

[文章编号] 1004- 0609(2001) 06- 1122- 05

平果氧化铝厂溶出液真实 R_p 的计算及数学模型^①

王龙章, 甘国耀, 刘孟端
(平果铝业公司, 平果 531400)

[摘 要] 根据实际生产数据及溶出和稀释过程的实际物料平衡, 探讨了溶出液真实 $R_{p真}$ 的计算方法, 克服了不能通过取样分析得到溶出液真实 $R_{p真}$ 的困难。通过回归分析得出了平果铝生产条件下溶出液真实 $R_{p真}$ 随溶出进料量和溶出液表观 $R_{p表}$ 变化的数学模型。分析了溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 差值产生的原因, 并提出了减小 ΔR_p 和提高溶出液真实 $R_{p真}$ 及氧化铝综合回收率的主要途径在于: 优化闪蒸操作, 降低闪蒸出口温度; 提高石灰分解率和活性度, 在保证溶出性能的前提下, 尽量减少进入溶出系统的 CO_2 量和石灰加入量。

[关键词] 溶出液; 真实 R_p ; 氧化铝; 数学模型

[中图分类号] TF 803. 22

[文献标识码] A

在拜耳法生产氧化铝的工艺流程中, 溶出液中氧化铝和苛性氧化钠的质量比, 即溶出液的 R_p 值^[1] 是衡量溶出机组生产能力的一个重要指标, 也是影响循环效率的一个重要因素。准确并及时地确定溶出液的 R_p 值, 对于如何及时调整配矿量, 更加科学、合理、高效地组织生产, 尽可能地提高氧化铝厂的生产能力, 有着十分重要的作用^[1, 2]。然而, 在通常情况下, 由于溶出矿浆的化学反应在溶出机组内没有进行完全, 直至稀释过程中仍在进行^[1~3], 因而给测定溶出矿浆化学反应完成后的溶出液 R_p 值带来一定的困难。作者根据平果氧化铝厂的生产工艺流程, 探讨实际生产过程中溶出矿浆反应完成后的溶出液 R_p 值的计算方法以及缩小溶出液表观 R_p 与真实 R_p 差值的途径, 对于提高溶出液真实 R_p 及氧化铝综合回收率有重大意义。

1 溶出液表观 $R_{p表}$ 和真实 $R_{p真}$ 的定义

平果矿属典型的一水硬铝石, 其溶出反应基本符合多孔颗粒的液-固反应模型^[3, 4]。为了改善溶出性能, 配矿时加入了约 8% 的石灰^[1, 5, 6]。原矿浆经溶出机组溶出后所得到的溶出矿浆, 用洗液进行稀释, 然后进入两个约 2 400 m³ 的溶出后槽, 在稀释及后槽停留阶段完成有关的继续反应之后所得的稀释矿浆, 用泵送到沉降洗涤系统, 其工艺流程

如图 1 所示。

正常生产时, 通常在最后一级闪蒸出口取样分析 R_p 值, 我们将此时的溶出液称为表观溶出液, 其 R_p 值定义为溶出液表观 R_p , 记为 $R_{p表}$; 而将溶出矿浆中所有反应完成后的溶出液称为真实溶出液, 其 R_p 值定义为溶出液真实 R_p , 记为 $R_{p真}$ 。显然, 溶出液真实 $R_{p真}$ 值由于加入洗液稀释而无法通过取样分析得到, 只能通过计算得出。

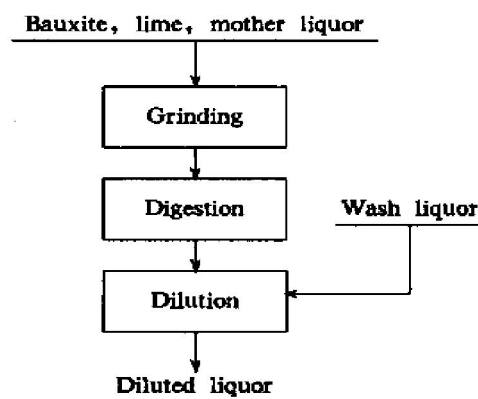


图 1 平果氧化铝厂部分工艺流程图

Fig. 1 Partial process diagram in Pingguo Alumina Refinery

2 溶出液真实 $R_{p真}$ 的计算及数学模型

如前所述, 由于溶出矿浆从末级闪蒸出来以

① [收稿日期] 2000- 09- 18; [修订日期] 2001- 02- 15

[作者简介] 王龙章(1965-), 男, 硕士。

后, 加入了洗液进行稀释, 致使无法通过取样分析来得到溶出液的真实 $R_{p真}$ 值。为了得到溶出液真实 $R_{p真}$ 值, 只能通过实际生产的物料平衡来进行计算。然而, 在一般的拜耳法物料平衡计算过程中, 通常是首先确定溶出液 R_p 等有关数据后才能进行, 并且不考虑溶出矿浆在稀释过程中继续反应的影响^[1]。显然, 按通常的物料平衡计算方法难以计算出溶出液真实 $R_{p真}$ 值。为此, 我们试图用实际生产过程中铝土矿、石灰、母液、表观溶出液、洗液、稀释液及稀释赤泥的有关化学分析数据的统计平均值, 并根据稀释过程中 Al_2O_3 , Na_2O_k , Na_2O_c 和水的平衡来计算溶出矿浆在稀释过程中继续反应所引起的表观溶出液中 Al_2O_3 和 Na_2O_k 的变化量, 从而计算溶出液真实 $R_{p真}$ 值。由于种种原因, 生产现场的有关计量仪表数据与实际相差较大, 在我们的计算过程中没有采用有关流量、质量等计量数据。下面将根据 2000 年上半年的有关生产统计数据, 并以 1 000 kg 干矿为基础, 探讨溶出液真实 $R_{p真}$ 值的计算。

2.1 有关生产数据

据统计, 2000 年上半年所用铝土矿平均成分为: Al_2O_3 62.57%; SiO_2 3.83%; Fe_2O_3 13.87%; TiO_2 3.46%; CaO 1.00%; CO_2 0.90%; 其它 1.07%; 灼减 13.30%。石灰的平均成分为: CaO 88.63%; CO_2 6.22%; SiO_2 1.23%; 其它 3.92%。稀释赤泥中: A/S 为 2.28; N/S 为 0.38; C/S 为 2.13。其它溶液的相关成分如表 1 所示。

2.2 溶出液真实 $R_{p真}$ 值的计算

表 1 2000 年 1~6 月份有关生产数据统计平均值

Table 1 Relative production data average value in Jan. ~ Jun. 2000

Liquor	A $/(g \cdot L^{-1})$	N_k $/(g \cdot L^{-1})$	N_c $/(g \cdot L^{-1})$	R_p	ρ $/(kg \cdot m^{-3})$
Mother liquor	147.77	245.09	16.69	0.602 9	1 375.81
Apparent digestion liquor	331.08	276.01	25.2	1.199 5	1 496.20
Wash liquor	58.64	60.96	5.43	0.961 9	1 133.00
Diluted liquor	199.21	175.17	14.67	1.137 2	1 341.96

以 1 000 kg 干矿为计算基础。设 1 000 kg 干矿所需循环母液体积为 $V(m^3)$, 溶出过程中反苛化的氧化钠量为 $R_c(kg)$, 稀释过程中溶出矿浆继续反应所引起的表观溶出液中氧化铝的减少量和苛性氧化钠的增加量分别为 $A(kg)$ 和 $C(kg)$; 表观溶出液、洗液、稀释液中的氧化铝、苛性氧化钠、碳酸氧化钠和水分别为 $A_{表}$, $N_{k表}$, $N_{C表}$, $H_{表}$; $A_{洗}$, $N_{k洗}$, $N_{C洗}$, $H_{洗}$; $A_{稀}$, $N_{k稀}$, $N_{C稀}$, $H_{稀}$; 单位为 kg。磨矿及溶出过程中机械损失按 0.3% 计; 稀释过程中污水进入量为 50 kg; 溶出矿浆的继续反应中, 每消耗 102 kg 氧化铝消耗 54 kg 水, 每苛化 62 kg 碳酸氧化钠生成 18 kg 水; 根据稀释赤泥的成分可计算出配入石灰量为 83.22 kg, 稀释赤泥中 Al_2O_3 为 89.38 kg, Na_2O_k 为 14.90 kg, 其它有关数据如表 2 所示。

根据表 1 中有关溶液数据和稀释过程中 Al_2O_3 , Na_2O_k , Na_2O_c 和水的平衡, 可得以下方程:

$$N_{k表} = (245.09 V - R_c) \times 0.997 - 14.9 \quad (1)$$

表 2 溶出和稀释过程的实际物料平衡(以 1 000 kg 干矿为基础, 单位 kg)

Table 2 Actual mass equilibrium in digestion and dilution processes based on 1 000 kg dry bauxite(kg)

Item	Al_2O_3	Na_2O_k	Na_2O_c	CO_2	H_2O	SiO_2	CaO	Others	Total
Bauxite	625.7			9.00	50.00	38.30	10.00	317.00	1 050.00
Lime				5.18		1.02	73.76	3.26	83.22
Mother liquor	599.99	995.13	67.77	48.09	3 875.19				5 586.17
Re-causticization		- 19.90	+ 19.90						
Apparent digested liquor	1 148.41	957.41	87.40	62.03	2 923.73				5 178.98
Reaction	- 15.78	+ 7.65	- 7.65	- 5.43	- 6.13				- 27.34
Real digested liquor	1 132.63	965.06	79.75	56.60	2 917.60				5 151.64
Wash liquor	192.96	200.60	17.87	12.68	3 304.24				3 728.35
Diluted liquor	1 325.59	1 165.66	97.62	69.28	6 271.84				8 929.99
Dilution red mud	89.38	14.90		5.48	36.45	39.20	83.51	186.70	455.62

$$\frac{(16.69V + R_c) \times 0.997}{(245.09V - R_c) \times 0.997 - 14.9} = \frac{25.2}{276.01} \quad (2)$$

$$H_{\text{表}} = 1496.20/276.01 \times N_{\text{k表}} - A_{\text{表}} - N_{\text{k表}} -$$

$$N_{\text{C表}} \times (1 + 44/62) = 3.0538N_{\text{k表}} \quad (3)$$

$$H_{\text{洗}} = 1133.00/60.96 \times N_{\text{k洗}} - A_{\text{洗}} - N_{\text{k洗}} -$$

$$N_{\text{C洗}} \times (1 + 44/62) = 16.4717N_{\text{k洗}} \quad (4)$$

$$N_{\text{k稀}} = (245.09V - R_c) \times 0.997 - 14.9 + C + N_{\text{k洗}} \quad (5)$$

$$1.1372N_{\text{k稀}} = (147.77V + 625.7) \times 0.997 - 89.38 + 0.9619N_{\text{k洗}} \quad (6)$$

$$14.67/175.17 \times N_{\text{k稀}} = (16.69V + R_c) \times 0.997 - C + 5.43/60.96 \times N_{\text{k洗}} \quad (7)$$

$$H_{\text{稀}} = 1341.96/175.17 \times N_{\text{k稀}} - A_{\text{稀}} - N_{\text{k稀}} - N_{\text{C稀}} \times (1 + 44/62) = 5.3805N_{\text{k稀}} \quad (8)$$

$$A = 1.1995N_{\text{k表}} - ((147.77V + 625.7) \times 0.997 - 89.38) \quad (9)$$

$$H_{\text{表}} - A \times 54/102 + C \times 18/62 + H_{\text{洗}} + 50 = H_{\text{稀}} \quad (10)$$

$$R_{\text{p真}} = (1.1995N_{\text{k表}} - A) / ((245.09V - R_c) \times 0.997 - 14.9 + C) \quad (11)$$

在以上(1)~(11)式中,共有11个未知数,联立求解可得

$$V = 4.06028$$

$$R_c = 19.90$$

$$A = 15.78$$

$$C = 7.65$$

$$R_{\text{p真}} = 1.1736$$

由此可知,溶出矿浆的继续反应使表观溶出液中氧化铝减少15.78 kg,苛性氧化钠增加7.65 kg,溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 为1.1736。由此可计算出溶出及稀释过程的实际物料平衡如表2所示。另据统计,2000年上半年相对溶出率为91.64%,根据文献报道的平果铝土矿溶出 R_{p} 与相对溶出率的实验结果^[2],用插值法可求出溶出 R_{p} 为1.1730,与我们

的计算结果非常接近,说明我们计算溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 的方法是可行的,计算结果是准确可靠的。通过计算溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 值,我们发现溶出液的真实 $R_{\text{p真}}$ 值和表观 $R_{\text{p表}}$ 值存在一定的差距。2000年上半年我厂生产数据显示,当溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 值为1.1995时,其真实 $R_{\text{p真}}$ 值仅有1.1736,比表观 $R_{\text{p表}}$ 值低0.0259。这给我们一个启示,当确定配矿 R_{p} 时,不要受虚高的溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 所迷惑,造成配矿量不足,影响产能的提高,而应注意到溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 值和表观 $R_{\text{p表}}$ 值存在一个可观的差值,尽量多配矿,充分发挥溶出机组的生产能力,这对于科学合理的组织生产有重要的指导作用。

2.3 计算溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 的数学模型

以上溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 的计算相当复杂,在实际生产中不便应用。几年来,平果铝的生产实践表明,溶出操作条件基本保持稳定,发生变化的只是溶出进料量和配矿 R_{p} ,它们从投产初期的400 m³/h和1.11发展到现在的430 m³/h和1.17。表3列出了从1997年到目前为止各阶段的溶出进料量和溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 以及按以上方法计算出来的溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 。根据表3所列数据,采用线性回归方法,得出了溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 的数学模型如(12)式所示,其相关系数 r 为0.92,均方差 σ 为0.001。

$$R_{\text{p真}} = 0.3355 + 0.8354R_{\text{p表}} - 3.831 \times 10^{-4}F \quad (12)$$

由此根据溶出进料量 F 和溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 就能很方便地计算出溶出液真实 $R_{\text{p真}}$ 。

3 溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 与真实 $R_{\text{p真}}$ 的差值分析及减小该差值的途径

3.1 溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 与真实 $R_{\text{p真}}$ 的差值分析

设溶出液表观 $R_{\text{p表}}$ 与真实 $R_{\text{p真}}$ 的差值为 ΔR_{p} ,

表3 不同生产条件下的溶出液真实 $R_{\text{p真}}$

Table 3 Digested liquor real R_{p} in different operation condition

	1997			1998			1999			2000
	1st half	2nd half	Whole	1st half	2nd half	Whole	1st half	2nd half	Whole	1st half
Flow/(m ³ ·h ⁻¹)	400	420	409	425	430	427	434	428	431	428
Apparent R_{p}	1.1570	1.1680	1.1630	1.1720	1.1800	1.1760	1.1840	1.1920	1.1880	1.1995
Real R_{p}	1.1480	1.1508	1.1505	1.1513	1.1561	1.1540	1.1580	1.1672	1.1624	1.1736

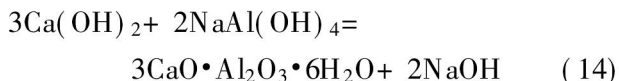
根据(12)式可得

$$\Delta R_p = R_{p表} - R_{p真} = 0.197 R_{p真} + 4.586 \times 10^{-4} F - 0.4016 \quad (13)$$

由(12)式可知, ΔR_p 随溶出进料量的增加及溶出液真实 $R_{p真}$ 的提高而增大。当溶出液 $R_{p真}$ 为 1.11, 进料量 F 为 $400 \text{ m}^3/\text{h}$ 时, 溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 的差值 ΔR_p 几乎为 0。这就是 AP 公司为平果铝厂设计的操作条件。按这些条件进行操作时, 溶出液 R_p 与精液 R_p 相差较小, 而目前溶出液 R_p 与精液 R_p 相差较大, 达 0.08, 溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 的差值较大是造成这一结果的重要原因之一。

关于溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 的差值产生的原因, 根据前面有关溶出液真实 $R_{p真}$ 的计算可知, 主要是由于稀释时溶出矿浆的继续反应过程, 使表观溶出液中氧化铝减少和苛性氧化钠增加, 从而导致溶出液真实 $R_{p真}$ 的减小所致。关于溶出矿浆继续反应的机理, 很多研究者做了大量工作, 主要有以下几种观点。

1) 在一水硬铝石溶出时, 溶液处于 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 的稳定区^[1~3], 而在自蒸发冷却和稀释过程中, 液相才处于 $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 的稳定区, 从而导致稀释时氧化铝损失增加和溶出液真实 $R_{p真}$ 的降低, 其主要反应如下:



2) 铝土矿和石灰中的 CaCO_3 在高温溶出时发生反苛化反应, 而在自蒸发冷却和稀释过程中, 则发生苛化反应^[1, 3], 从而导致稀释时苛性氧化钠增加和溶出液真实 $R_{p真}$ 的降低, 其主要反应如下:



3) 在生成水化石榴石 $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot m\text{SiO}_2 \cdot (6-2m)\text{H}_2\text{O}$ 的过程中, 其 SiO_2 的饱和过程受扩散步骤控制, SiO_2 与 Al_2O_3 的分子比 m 随温度的降低而减小^[3, 7]。当温度为 170°C 时, m 为 0.7~0.8; 当温度为 95°C 时, m 为 0.2; 从而导致稀释时氧化铝损失增加和溶出液真实 $R_{p真}$ 的降低。

4) 石灰中少量活性较低的 CaO , 由于其变成 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 的时间较长, 以致于在溶出过程中一直未参加反应^[3, 6, 8~10], 而在稀释停留阶段才发生上述反应(14)和(15), 从而导致稀释时溶出液真实 $R_{p真}$ 的降低。

5) 溶出矿浆在稀释过程中进一步发生脱硅反应, 要造成溶出液中氧化铝的损失^[1], 从而导致稀

释时溶出液真实 $R_{p真}$ 的降低。

以上导致溶出液真实 $R_{p真}$ 降低的几种观点, 有可能同时起作用, 也有可能单独起作用, 或是其中一个或几个观点起主要作用, 因各生产厂条件不完全一致, 得出的结论可能会有所差异。至于平果铝土矿溶出矿浆继续反应引起溶出液真实 $R_{p真}$ 降低的机理, 还有待于进一步的实验研究。作者主要讨论这些反应所产生的结果, 即对溶出液 R_p 影响的程度。

3.2 减小溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 差值的途径

根据溶出矿浆继续反应引起溶出液真实 $R_{p真}$ 降低的一般机理, 对于如何减小溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 的差值, 提高溶出液真实 $R_{p真}$ 及氧化铝综合回收率, 可从以下 4 个方面考虑。

1) 合理选择闪蒸孔板, 优化闪蒸操作, 降低末闪蒸出口温度。

2) 在可能的情况下, 增加一级闪蒸器, 延长溶出矿浆的反应时间, 降低闪蒸出口温度。

目前, 平果铝溶出机组共有 11 台闪蒸器, 正常操作时使用 10 台, 备用 1 台。如果在可能的情况下, 同时投入 11 台闪蒸器, 即有利于闪蒸量的增加和溶出矿浆温度的降低, 又延长了溶出矿浆反应时间, 尽量增加溶出矿浆在末级闪蒸出口之前的反应完全程度, 减少稀释过程中的反应量。

3) 提高石灰分解率, 减小进入溶出的 CO_2 量。

当石灰分解率提高后, 进入溶出的 CO_2 量就会减少, 既可以减少溶出过程中的反苛化量, 使闪蒸出口表观溶出液中的苛性氧化钠量增加, 降低溶出液表观 $R_{p表}$; 又可以减少溶出矿浆继续反应导致的碳酸氧化钠的苛化量, 从而达到缩小 ΔR_p 的目的。

4) 增加石灰活性度, 在保证溶出性能的前提下, 尽量减少石灰加入量。

目前, 我厂石灰炉的操作与同行先进水平相比, 还有一定的差距, 主要在于石灰活性不高。因此, 我们必须改进石灰炉的操作, 提高石灰分解率和活性度。显然, 由以上讨论可知, 溶出后加石灰不利于减小溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 的差值。

4 结论

1) 溶出液真实 $R_{p真}$ 随溶出进料量 $F(\text{m}^3/\text{h})$ 及溶出液表观 $R_{p表}$ 变化的数学模型和溶出液表观 $R_{p表}$ 与真实 $R_{p真}$ 差值 ΔR_p 的数学模型分别为:

$$R_{p\text{真}} = 0.3355 + 0.8354R_{p\text{表}} - 3.831 \times 10^{-4}F$$

$$\Delta R_p = 0.197 R_{p\text{真}} + 4.586 \times 10^{-4}F - 0.4016$$

其相关系数 r 为 0.92。

2) 溶出液表观 $R_{p\text{表}}$ 与真实 $R_{p\text{真}}$ 差值产生的原因, 主要在于稀释时溶出矿浆的继续反应使表观溶出液中氧化铝减少和苛性氧化钠增加, 其差值随溶出进料量及溶出液真实 $R_{p\text{真}}$ 的增加而增大。

3) 减小溶出液表观 $R_{p\text{表}}$ 与真实 $R_{p\text{真}}$ 差值的途径, 主要包括 4 个方面: 合理选择孔板, 优化闪蒸操作, 降低末级闪蒸出口温度; 在可能的情况下, 增加一级闪蒸操作; 提高石灰分解率, 减小进入溶出的 CO_2 量; 增加石灰活性度, 在保证溶出性能的前提下, 尽量减少石灰加入量。

[REFERENCES]

- [1] Pechiney A. Digestion Operation Manual [M]. Aluminum Pechiney Press, 1992.
- [2] YANG Zhong-yu(杨重愚). Process Technology of Alumina Production(氧化铝生产工艺学) [M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1993.
- [3] BI Shi-wen(毕诗文). Bauxite Digestion in Bayer Process (铝土矿的拜耳法溶出) [M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1997.
- [4] LI Dian-feng(李殿锋). 一水硬铝石溶出过程的动力学模型 [A]. 3rd China National Metallurgical Physico-
- chemistry Academic Meeting Symposium(第三届全国冶金物理化学学术会议论文集) [C]. China National Metallurgical Physico-chemistry Academic Committee(全国冶金物理化学学术委员会), Kunming, 1994. 30.
- [5] CHEN Wan-kun(陈万坤). 广西平果矿拜耳法强化溶出半工业试验研究 [A]. 2nd China National Light Metals Academic Meeting Symposium(第二届全国轻金属学术会议论文集) [C]. China National Light Metals Academic Committee(全国轻金属学术委员会), Zhengzhou: 1993. 44.
- [6] LIU Zi-gao(刘子高). 平果矿拜耳法溶出实验 [J]. Light Metals(轻金属), 1993, 5: 21.
- [7] CHEN Qian-de(陈谦德). Physical Chemistry of Dealing Alumina Materials With Soda(碱法综合处理含铝原料的物理化学) [M]. Changsha: Central South University of Technology Press, 1988.
- [8] CHEN Wan-kun(陈万坤). 拜耳法溶出一水硬铝石矿添加活性石灰的研究 [A]. 2nd China National Light Metals Academic Meeting Symposium(第二届全国轻金属学术会议论文集) [C]. China National Light Metals Academic Committee(全国轻金属学术委员会), Zhengzhou: 1993. 69.
- [9] Malts N S. Effect of lime in alumina production with Bayer process [J]. Light Metals, 1992. 1337.
- [10] Mercier H. Effect of lime in Bayer digestion process of diaspore [A]. International Alumina Quality Workshop [C]. QAL, Australia, 1973, 4: 513.

Calculation and math model of digested liquor real R_p

WANG Long-zhang, GAN Guo-yao, LIU Meng-duan

(Pingguo Aluminum Company, Pingguo 531400, P. R. China)

[Abstract] Using actual production data and mass equilibrium in digestion and dilution processes, the method of calculating digestion liquor real R_p was discussed and the difficulty in obtaining real R_p by sampling and analyzing was overcome also. Moreover, under the operation condition of Pingguo Alumina Refinery, math model of digestion liquor real R_p depending on digestion feeding rate and apparent R_p was regressed with actual production data. Reasons of difference between apparent R_p and real R_p were analyzed. The ways of lessening the difference and increasing digestion liquor real R_p and alumina recovery rate were as follows: making flash tank operation better and lowering temperature of digestion slurry at last flash tank outlet; increasing decomposition rate and activity of lime and decreasing quantities of CO_2 and lime into digestion system as much as possible under assuring proper digestion performances.

[Key words] digested liquor; real R_p ; alumina; math model

(编辑 袁赛前)