

铝电解槽内电解质运动的数值模拟

夏小霞^{1,2}, 王志奇^{1,2}, 周乃君²

(1. 湘潭大学机械工程学院, 湖南 湘潭 411105; 2. 中南大学能源科学与工程学院, 湖南 长沙 410083)

摘要: 通过适当的简化, 建立了铝电解槽内电解质运动的物理模型和数学模型, 以商业 CFD 软件为平台, 分别对电磁力作用、阳极气体作用以及电磁力和阳极气体共同作用 3 种情况下的电解质运动进行了数值模拟. 研究表明, 电磁力作用时, 电解质以水平运动为主, 半槽的电解质流场基本上呈现一个大涡的结构; 阳极气体作用时, 电解质运动主要是以每个阳极周围的小循环为主; 电磁力和阳极气体共同作用时, 电解质流场与阳极气体作用时几乎完全相同, 这说明阳极气体对电解质流场起主要作用.

关键词: 铝电解槽; 电解质运动; 电磁力; 阳极气体; 数值模拟

中图分类号: TF821; TB115 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2007)02-0235-06

1 前言

电解质运动对铝电解槽中的传质过程和传热过程有着十分重要的影响^[1], 一方面, 电解质运动有助于阳极气体的释放; 有助于加速氧化铝的溶解和扩散, 使氧化铝的浓度分布均匀; 有助于消除电解质的温度梯度, 加强电解质和槽帮之间的传热. 另一方面, 电解质运动也会造成铝液的波动, 使槽处于不稳定状态, 加剧铝的再氧化反应, 降低电流效率.

与铝液运动仅受电磁力的作用不同, 引起电解质运动的因素有以下三方面: (1) 电解质中存在的浓度梯度和温度梯度一般影响较小, 可以忽略不计; (2) 电磁力的作用; (3) 阳极气体的作用. 由于电解质受到的作用力多, 流动比较复杂, 目前研究得较少.

由于高温和高腐蚀的环境, 很难对电解质运动进行工业测试. 物理模型实验^[2-5]一般都只能进行局部的实验, 并且只能模拟阳极气体作用下的电解质运动, 与实际过程差别很大. 而数值模拟还存在许多不完善的地方, 并且一般只研究一种作用力情况下的电解质运动, 文献[6-9]计算了铝电解槽内电磁力作用下的电解质流场, 但都只考虑极间的电解质流动区域, 而没有考虑阳极底掌以上的电解质流动区域. Solheim 等^[3,4]和 Purdie 等^[10]计算了阳极气体作用下的电解质流场, 但都假定气泡为球形, 这显然与实际情况相差很大, 数学模型还有待改进. 对于电磁力和阳极气体共同作用下的电解质流场, 目前国外还只有极个别的研究者(如 Bilek 等^[11])对其进行了数值模拟研究, 而国内还未发现相关的文献.

鉴于上述情况, 为了更加系统地研究电解质运动,

本工作分别对电磁力作用、阳极气体作用以及电磁力和阳极气体共同作用 3 种情况下的电解质运动进行了数值模拟.

2 物理模型和数学模型

铝电解槽内的电解质运动比较复杂, 并且属于湍流流动^[12]. 对电解质流场进行数值模拟时, 为了简化计算, 通常作如下假设: (1) 忽略电解质中氧化铝颗粒的影响; (2) 电解质运动视为稳态、不可压缩流; (3) 电解质视为等温流体, 无热量传递; (4) 铝液上表面与阳极底掌均为水平面; (5) 忽略阳极侧面电流, 假设阳极底掌电流密度均匀.

考虑电磁力的作用时, 电解质运动可视为单相流. 采用标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型进行封闭时, 描述电解质运动的 N-S 方程组如下^[13]:

$$\text{连续性方程: } \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j) = 0, \quad (1)$$

$$\text{动量方程: } \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[-p \delta_{ij} + \mu_{\text{eff}} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] + B_i, \quad (2)$$

$$k \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j k) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G - \rho \varepsilon, \quad (3)$$

$$\varepsilon \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j \varepsilon) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} G - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon), \quad (4)$$

其中, $\mu_T = C_\mu \rho (k^2/\varepsilon)$, $\mu_{\text{eff}} = \mu + \mu_T$, $G = [\mu_T (\partial u_i / \partial x_j + \partial u_j / \partial x_i) - 2/3 \rho k \delta_{ij}] (\partial u_i / \partial x_j)$.

而考虑阳极气体的作用时, 电解质运动可视为气液

收稿日期: 2006-03-06, 修回日期: 2006-06-26

基金项目: 国家重点基础研究发展规划(973)基金资助项目(编号: G1999064903)

作者简介: 夏小霞(1980-), 女, 湖南省常德市人, 硕士, 讲师, 热能工程专业, 研究方向: 热工过程的仿真与优化, Tel: 0732-5176976, E-mail: xiaxiaxia620@163.com.

两相流. 多相模型采用欧拉-欧拉方法中的多流体模型, 对每一相分别求解, 传输量通过相间传输项相互影响, 并采用标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型进行封闭. 用下标 k 标识不同的相, 1 表示液相, g 表示气相. 描述电解质运动的 N-S 方程组如下^[14]:

连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{kj}) = 0 \quad (k=1, g), \quad (5)$$

动量方程(以液相为例):

$$\frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_l \rho_l u_{jl} u_{il}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left\{ \alpha_l \left[-p_l \delta_{ij} + \mu_{em} \left(\frac{\partial u_{il}}{\partial x_j} + \frac{\partial u_{jl}}{\partial x_i} \right) \right] \right\} + \alpha_l B_{il} + C_{lg}^{(d)}(u_{lg} - u_{il}) + F_{il}, \quad (6)$$

k 方程(以液相为例):

$$\frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_l \rho_l u_{jl} k_l) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\alpha_l (\mu_l + \mu_{Tl}/\sigma_k) \left(\frac{\partial k_l}{\partial x_j} \right) \right] + \alpha_l (G_l - \rho_l \varepsilon_l) + C_{lg}^{(k)}(k_g - k_l), \quad (7)$$

ε 方程(以液相为例):

$$\frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_l \rho_l u_{jl} \varepsilon_l) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\alpha_l (\mu_l + \mu_{Tl}/\sigma_\varepsilon) \left(\frac{\partial \varepsilon_l}{\partial x_j} \right) \right] + \alpha_l \left[(\varepsilon_l/k_l)(C_{\varepsilon 1} G_l - C_{\varepsilon 2} \rho_l \varepsilon_l) \right] + C_{lg}^{(\varepsilon)}(\varepsilon_g - \varepsilon_l). \quad (8)$$

相体积分数的代数方程: $\alpha_l + \alpha_g = 1, \quad (9)$

两相拥有相同的压力场: $p_l = p_g = p, \quad (10)$

其中, 相间曳力系数 $C_{lg}^{(d)}$ 可以由无量纲曳力系数 C_D 求得: $C_{lg}^{(d)} = 3/4(C_D/d)\alpha_g \rho_l |u_g - u_l|$, C_D 由经验的曳力曲线确定^[15]; 相间传输系数 $C_{lg}^{(k)}, C_{lg}^{(\varepsilon)}$ 均取缺省值 0.

3 电解质运动的数值模拟

3.1 研究对象及网格划分

本工作的研究对象为某厂 156 kA 两端进电铝电解槽. 相关的工艺参数、结构参数和物性参数分别见表 1~3.

表 1 铝电解槽的工艺参数

Table 1 The related processing parameters of aluminum reduction cells

Current (kA)	Current density (A/m ²)	Electrolyte temperature (°C)	Aluminum temperature (°C)	Electrolyte depth (cm)	Aluminum depth (cm)	Anode cathode distance (cm)	Current efficiency (%)
156.0	8150	957	956	25.1	19.6	4.14	89

表 2 铝电解槽的结构参数

Table 2 The related structure parameters of aluminum reduction cells

Anode dimension (mm)	Anode number	Width of big side (mm)	Width of small side (mm)	Width of central channel (mm)	Width of anode gap (mm)
1450×660×550	10×2	400	450	250	40

表 3 物性参数

Table 3 Physical parameters of materials

Density of electrolyte (kg/m ³)	Density of anode gas (kg/m ³)	Viscosity of electrolyte (Pa·s)	Viscosity of anode gas (Pa·s)
2100	0.398	3.15×10^{-3}	5.055×10^{-5}

考虑到对称性, 只对半槽进行计算, 解析区域如图 1 所示. 半槽解析区域的尺寸为长×宽×高=3.93 m×3.95 m×0.251 m. 其坐标定义为 x 方向由 A 侧指向 B 侧, y 方向由电解质下表面指向上表面, z 方向由端部指向中部. 采用多块结构化非均匀网格技术, 整个解析区域共划分为 42184 个单元, 55413 个节点, 在极间和阳极间缝处对网格进行了加密处理. 受机器配置的限制, 网格太多会使运算变慢, 而在此种网格下已可以较好地收敛. 由于篇幅原因, 没有给出不同网格划分时的比较.

3.2 边界条件及计算方法

因模拟的是半槽, 将半槽横断面定义为对称面. 为简化计算, 把电解质/铝液界面也近似处理为对称面^[16]. 在对称面上, 垂直于对称面的速度分量为 0. 同时, 所有变量沿对称面法向方向的导数都为 0.

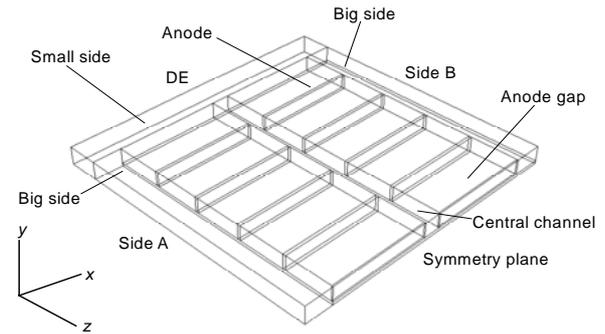


图 1 铝电解槽的解析区域
Fig.1 Analysis region of aluminum reduction cells (half cell)

阳极气体是以气泡的形式释放的, 取气泡的当量直径为 1 cm. 把阳极底掌作为阳极气体的入口, 单位时间单位阳极面积上的气体生成率为^[4]

$$q = iRT / (4Fp_0). \quad (11)$$

除了对称面和入口, 其他边界都为壁面. 电解质表面上也定义为壁面, 对气相设为脱气(Degassing)边界条件, 即气泡到达此边界接触后就终止对气泡的计算, 以此模拟电解质表面阳极气体的自由释放. 壁上采用无滑移边界条件.

采用商业 CFD 软件 CFX4.3 进行求解. 选用标准 $k-\epsilon$ 湍流模型. 速度-压力耦合采用 SIMPLEC 算法. 在求解两相流动时, 相间曳力模型采用 Automatic 模型, 多流体模型采用 IPSAC 方法求解. 为了改善收敛性, 采用了欠松弛因子.

3.3 电磁力作用下的电解质运动

电解质中的电流产生磁场, 电流与磁场相互作用产生电磁力, 电解质在电磁力的作用下产生运动. 电磁力由电流密度与磁感应强度的叉积确定:

$$F=J \times B. \quad (12)$$

需指出的是, 由于阳极中主要为垂直向下的电流, 导致电解质中的电流也以垂直方向为主. 垂直方向的电流产生水平方向的磁场, 因此电磁力以水平方向为主.

计算得到的极间水平方向电磁力如图 2 所示. 从图可以看出, 电磁力的方向指向槽的中部并偏向 B 侧. A 侧的电磁力大于 B 侧, 这是由于 A、B 侧母线布置不对称所致. 正是由于电磁力的方向和大小的不对称性, 使电解质在电磁力的作用下产生运动.

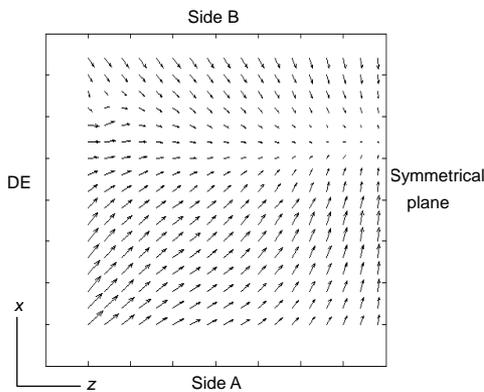


图 2 极间水平方向电磁力分布
Fig.2 Sketch of electromagnetic force in the horizontal direction between anode and cathode (half anode cathode distance above the bottom of anode and maximum force 67.0 N/m^3)

计算的极间水平截面电解质流场结果如图 3 所示. 为清楚起见, 图中给出了阳极的投影位置, 下同. 必须说明的是, 为了清楚地显示电解质流场, 对矢量图中箭头的大小和疏密进行了处理.

(1) 流动趋势

由于电解质主要受水平电磁力的作用, 因此电解质

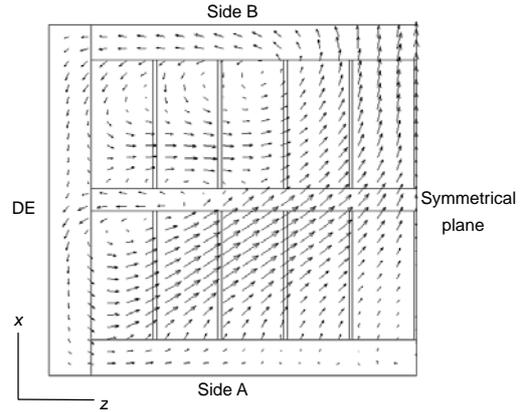


图 3 极间水平截面的电解质流场
Fig.3 Flow field of electrolyte in the horizontal direction between anode and cathode (half anode cathode distance above the bottom of anode, maximum velocity 0.249 m/s and average velocity 0.084 m/s)

以水平运动为主, 基本上呈现一个大涡的结构, 大体趋势与同类型槽的结果一致^[8,9]. 从图 3 可以看到, 由于 A 侧电磁力大于 B 侧, 极间电解质在水平电磁力作用下从 A 侧沿对角线流向中缝, 大部分在从端部起第 3~5 块阳极处进入 B 侧, 然后经 B 侧大面从端部流回 A, B 侧; 还有一部分在从端部起第 2 块阳极附近直接流向端部再返回 A 侧.

(2) 流速大小

电解质垂直方向的流速比水平方向小得多, 这与电解质主要受水平电磁力有关. A 侧流速大于 B 侧主要是由于 A 侧的电磁力大于 B 侧. 电解质的最大流速出现在 A 侧第 2~4 块阳极附近, 这主要是由于此处的电磁力较大所致. 电解质的平均流速为 0.084 m/s , 最大流速为 0.249 m/s , 与文献^[6-9]结果在同一数量级. 造成流速大小存在细微差异主要是由于槽型结构、槽容量以及母线配置不同所致.

(3) 湍流强度

中缝以及小面靠近 A 侧处湍流最强, 这是由于大量的电解质涌入此区域所致. 湍动能的平均值为 $3.6 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}^2$, 最大值为 $4 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}^2$.

3.4 阳极气体作用下的电解质运动

阳极气体主要以气泡的形式释放, 气泡的行为大致可分为 3 个阶段^[1]: (1) 气泡在阳极底掌上的生成、长大; (2) 气泡在阳极底掌上的水平运动; (3) 气泡受浮力作用在阳极侧部的垂直运动. 因此, 气泡引起的电解质运动在阳极底部主要是水平运动, 在阳极侧部主要是垂直运动, 计算结果如图 4~6 所示, 为了减少篇幅, 没有给出更多位置的流动矢量图.

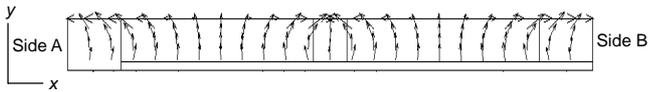


图4 阳极间缝的阳极气体流场

Fig.4 Flow field of anode gas in anode gap (central plane between the 4th and the 5th anodes, maximum velocity 0.731 m/s and average velocity 0.197 m/s)

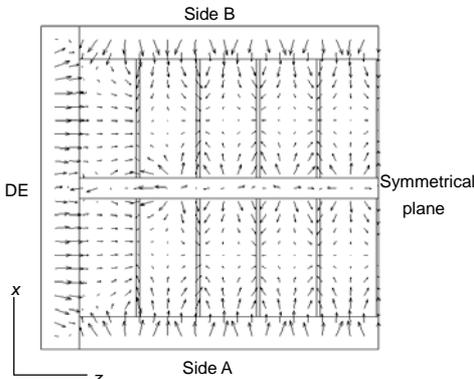


图5 极间水平截面的电解质流场

Fig.5 Flow field of electrolyte in the horizontal direction between anode and cathode (half anode cathode distance above the bottom of anode, maximum velocity 0.708 m/s and average velocity 0.085 m/s)

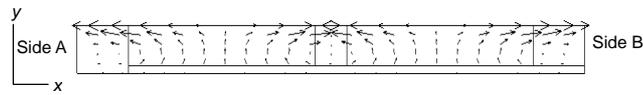


图6 阳极间缝的电解质流场

Fig.6 Flow field of electrolyte in anode gap (central plane between the 4th and the 5th anodes)

(1) 流动趋势

阳极气体主要是流向相邻的阳极间缝,然后沿阳极底部垂直向上,从电解质自由表面释放.造成这种运动的主要原因是阳极气体要沿最短的路径释放,也有一小部分阳极气体从阳极端部释放.

电解质运动主要是以每个阳极周围的小循环为主.极间电解质在阳极气体的带动下,从极间流向相邻的阳极间缝,然后向上运动,在阳极间缝上层分成2股,分别流向大面和中缝.流向大面和中缝的电解质又都分成两部分,以相反的方向分别流向槽中部和端部,然后向下回到极间.本研究得到的电解质流动规律与文献^[10,11]报道结果相一致,同时还用水模型实验^[12]对本研究的数值模拟结果进行了验证.

(2) 流速大小

阳极气体作用下的电解质运动的平均流速为 0.085 m/s,最大流速为 0.708 m/s,都比电磁力作用时大.

(3) 湍流强度

阳极以下以及大面和中缝正对阳极间缝处湍流最

强.湍动能的平均值为 $4 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}^2$,最大值为 $0.034 \text{ m}^2/\text{s}^2$,都比电磁力作用时大.

3.5 电磁力和阳极气体共同作用下的电解质运动

计算结果如图7~11所示.

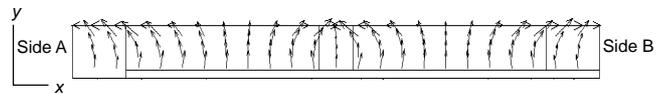


图7 阳极间缝的阳极气体流场

Fig.7 Flow field of anode gas in anode gap (central plane between the 4th and the 5th anodes, maximum velocity 0.74 m/s and average velocity 0.199 m/s)

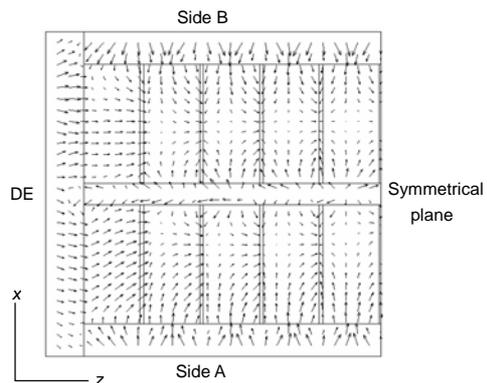


图8 极间水平截面的电解质流场

Fig.8 Flow field of electrolyte in the horizontal direction between anode and cathode (half anode cathode distance above the bottom of anode, maximum velocity 0.717 m/s and average velocity 0.079 m/s)

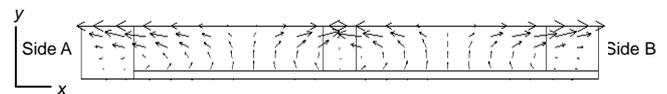


图9 阳极间缝的电解质流场

Fig.9 Flow field of electrolyte in anode gap (central plane between the 4th and the 5th anodes)

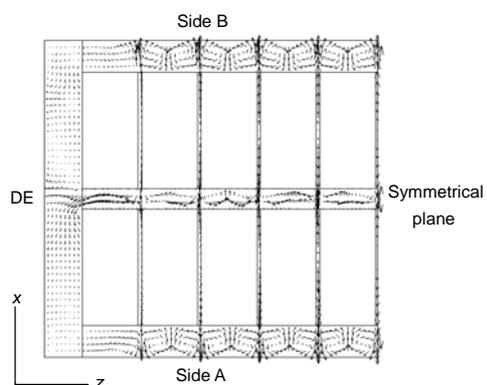


图10 阳极底掌以上水平截面的电解质流场

Fig.10 Flow field of electrolyte in the horizontal direction above the bottom of anode ($y=0.15 \text{ m}$)

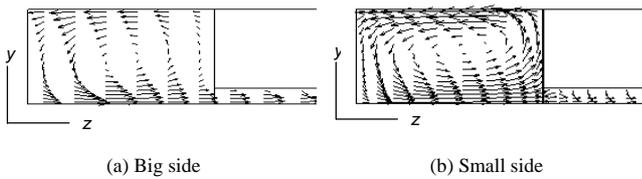


图 11 大面和小面的电解质流场
Fig.11 Flow fields of electrolyte in big side and small side

(1) 流动趋势

流动趋势与阳极气体作用时几乎完全相同, 这说明阳极气体对电解质流场起主要作用, 与文献^[10,11]结果基本吻合. 阳极气体主要流向相邻的阳极间缝, 然后沿阳极边部垂直向上, 从电解质自由表面释放; 也有一小部分阳极气体从阳极端部释放. 极间电解质在阳极气体带动下, 从极间流向相邻的阳极间缝, 然后向上运动, 在阳极间缝上层分成 2 股, 分别流向大面和中缝. 流向大面和中缝的电解质又都分成两部分, 以相反的方向分别流向槽中部和端部, 然后向下回到极间. 唯一的区别是阳极气体作用时极间电解质几乎等量地流向相邻的阳极间缝, 而此处流向槽中部一侧阳极间缝的电解质明显多于流向端部一侧阳极间缝的电解质(图 8 与 5). 显然, 这是电磁力的作用使然. 此外, 从阳极端部(边部)释放的阳极气体使电解质在大面(小面)中形成了沿阳极端部(边部)向上、再沿槽壁向下回到极间的垂直方向的循环.

(2) 流速大小

电解质的平均流速为 0.079 m/s, 最大流速为 0.717 m/s, 与阳极气体作用时相差不大, 这进一步说明了阳极气体对电解质流场起主要作用. 虽然最大流速很大, 但流速较大的区域(流速大于 0.2 m/s)主要集中在阳极间缝以及中缝和大面正对阳极间缝处. 这是由于大量的阳极气体和电解质流向阳极间缝, 而阳极间缝的通道较窄所致. 可以考虑在此处设置下料点. 不利的一面在于正对阳极间缝的侧部炭块受电解质的剧烈冲刷, 容易损坏.

(3) 湍流强度

与阳极气体作用时相同, 阳极以下以及大面和中缝正对阳极间缝处湍流最强. 湍动能的平均值为 $4 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}^2$, 最大值为 $0.026 \text{ m}^2/\text{s}^2$, 与阳极气体作用时相差不大.

4 结 论

建立了铝电解槽内电解质流场的半槽计算模型, 分别对 3 种作用力下的电解质流动进行了数值模拟研究, 并对计算结果进行了分析. 得到的主要结论如下:

(1) 电磁力作用时, 电解质以水平运动为主, 半槽的电解质流场基本呈现一个大涡, A 侧的流速大于 B 侧.

(2) 阳极气体作用时, 电解质运动主要以每个阳极周围的小循环为主, 电解质的平均流速和最大流速都比电磁力作用时大.

(3) 电磁力和阳极气体共同作用时, 电解质流场与阳极气体作用时几乎完全相同, 这说明阳极气体对电解质流场起主要作用. 电磁力的作用使流向槽中部一侧阳极间缝的电解质明显多于流向端部一侧阳极间缝的电解质. 电解质的流速与阳极气体作用时相差不大, 流速较大的区域主要集中在阳极间缝以及中缝和大面正对阳极间缝处. 阳极以下以及大面和中缝正对阳极间缝处湍流最强.

(4) 本研究结果对于实际生产中下料点的选择提供了理论依据, 也为今后进一步研究电解质中氧化铝的溶解和扩散打下了理论基础. 此外, 对于新槽型(例如导流槽)的开发也有十分重要的指导意义.

符号表:

B	磁感应强度矢量 (T)
B_i	体积力分量 (N/m^3)
$C_{lg}^{(d)}, C_{lg}^{(k)}, C_{lg}^{(e)}$	相间传输系数
$C_{e1}, C_{e2}, C_{\mu}, \sigma_k, \sigma_e$	常数
d	气泡的当量直径 (m)
F	法拉第常数 (96487 C/mol)
F	电磁力矢量 (N/m^3)
F_i	相间非曳力 (N/m^3)
i	阳极电流密度 (A/m^2)
J	电流密度矢量 (A/m^2)
k	湍动能 (m^2/s^2)
p	压力 (N/m^2)
p_0	大气压力 (101 325 Pa)
q	气体生成率 [$\text{m}^3/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$]
R	通用气体常数 [8.314 J/(mol·K)]
T	绝对温度 (K)
u_i, u_j	速度分量 (m/s)
x_i, x_j	坐标分量
α	体积分
δ_{ij}	单位张量, $\delta_{ij} = \begin{cases} 0 & (i \neq j) \\ 1 & (i = j) \end{cases}$
ε	湍动能耗散率 (m^2/s^3)
μ	分子粘度 (Pa·s)
μ_{eff}	有效粘度 (Pa·s)
μ_T	湍流粘度 (Pa·s)
ρ	密度 (kg/m^3)
下标	
g	气相
$i, j=1, 2, 3$	即 x, y, z
k	物相, $k=1, g$ 1 液相
x, y, z	坐标方向

参考文献:

[1] 梅焱. 有色冶金炉窑仿真与优化 [M]. 北京: 冶金工业出版社, 2001. 150-153.
 [2] Fortin S, Gerhardt M, Gesing A J. Physical Modeling of Bubble Behavior and Gas Release from Aluminum Reduction Cell Anodes [A]. McGeer J P. Proceedings of the Technical Sessions (The 113th TMS Annual Meeting, Light Metals) [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1984. 721-741.

- [3] Solheim A, Johansen S T, Rolseth S, et al. Gas Induced Bath Circulation in Aluminium Reduction Cells [J]. *J. Appl. Electrochem.*, 1989, 19(5): 703–712.
- [4] Solheim A, Johansen S T, Rolseth S, et al. Gas Driven Flow in Hall–Heroult Cells [A]. Campbell P G. *Proceedings of the Technical Sessions (The 118th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1989. 245–252.
- [5] Chesonis D C, Lacamera A F. The Influence of Gas-driven Circulation on Alumina Distribution and Interface Motion in a Hall–Heroult Cell [A]. Bickert C M. *Proceedings of the Technical Sessions (The 119th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1990. 211–220.
- [6] Wahnsiedler W E. Hydrodynamic Modeling of Commercial Hall–Heroult Cells [A]. Zabreznik R D. *Proceedings of the Technical Sessions (The 116th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1987. 269–287.
- [7] Kobbeltvedt O, Moxnes B P. On the Bath Flow, Alumina Distribution and Anode Gas Release in Aluminum Cells [A]. Huglen R. *Proceedings of the Technical Sessions (The 126th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1997. 369–376.
- [8] 黄俊, 吴建康, 姚世煥. 铝电解槽磁流体流动的数值计算 [J]. *有色冶炼*, 2002, (6): 60–62.
- [9] 吴建康, 黄珉, 黄俊, 等. 铝电解槽电解质–铝液流动及铝液表面变形计算 [J]. *中国有色金属学报*, 2003, 13(1): 241–244.
- [10] Purdie J M, Bilek M, Taylor M P, et al. Impact of Anode Gas Evolution on Electrolyte Flow and Mixing in Aluminum Electrowinning Cells [A]. Das S K. *Proceedings of the Technical Sessions (The 122th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1993. 355–360.
- [11] Bilek M M, Zhang W D, Stevens F J. Modelling of Electrolyte Flow and Its Related Transport Processes in Aluminum Reduction Cells [A]. Mannweiler U. *Proceedings of the Technical Sessions (The 123th TMS Annual Meeting, Light Metals)* [C]. Warrendale Pennsylvania: AIME, 1994. 323–331.
- [12] 夏小霞. 铝电解槽内电解质流场的数值模拟研究 [D]. 长沙: 中南大学, 2005. 21, 49–51.
- [13] 周力行. 湍流气粒两相流动和燃烧的理论及数值模拟 [M]. 北京: 科学出版社, 1994. 161.
- [14] 闫红杰, 周萍, 周子民, 等. 空气搅拌式种分槽流场的数值解析及结构参数的优化 [J]. *过程工程学报*, 2005, 5(2): 135–138.
- [15] 张健, 周力行. 气固两相流中颗粒轨道运动方程的一组分析解 [J]. *燃烧科学与技术*, 2000, 6(3): 226–229.
- [16] 周萍. 铝电解槽内电磁流动模型及铝液流动数值仿真的研究 [D]. 长沙: 中南大学, 2002. 65.

Numerical Simulation of Electrolyte Flow in Aluminum Reduction Cells

XIA Xiao-xia^{1,2}, WANG Zhi-qi^{1,2}, ZHOU Nai-jun²

(1. *Institute of Mechanical Engineering, Xiangtan University, Xiangtan, Hunan 411105, China;*

2. *School of Energy Science and Engineering, Central South University, Changsha, Hunan 410083, China)*

Abstract: Physical and numerical models of the electrolyte flow in aluminum reduction cells were established by means of appropriate simplification. Based on the commercial CFD software, the electrolyte flow was numerically simulated in three cases, i.e., the flow induced by electromagnetic force, the flow driven by anode gas, and the flow driven simultaneously by the above two forces, respectively. The results indicate that the electrolyte flow induced by electromagnetic force produces a large eddy pattern predominately in the horizontal direction. The electrolyte flow driven by anode gas is a local circulation around each anode. The electrolyte flow driven by the combination of the above two forces is similar to the sole anode gas driven case, which indicates that the electrolyte flow field is mainly determined by the anode gas.

Key words: aluminum reduction cells; electrolyte flow; electromagnetic force; anode gas; numerical simulation