

# 大型铸锻件文集

HEAVY CASTINGS AND FORGINGS COLLECTED WORKS

第 4 期

北京重型机器厂

一九九一年

# 目 录

|                                                       |         |                  |
|-------------------------------------------------------|---------|------------------|
| 一、钢包中的乳化及传质 .....                                     | ( 1 )   | Jürgen Mietz 等   |
| 二、钢包冶金传质模型实验 .....                                    | ( 9 )   | Jürgen Mietz 等   |
| 三、超纯净 3.5NiCrMoV 汽轮机转子钢: 现状报告 I: 炼钢实践, 热处理和冶金特性 ..... | ( 22 )  | W.P.McNaughton 等 |
| 四、超纯净 3.5NiCrMoV 汽轮机转子钢: 现状报告 II: 力学性能 .....          | ( 33 )  | W.P.McNaughton 等 |
| 五、两类汽轮机钢冲击能与试样厚度的关系 .....                             | ( 45 )  | Bashu.S.A        |
| 六、平均应力对高强度低周疲劳的影响 .....                               | ( 52 )  | S.K.KOH 等        |
| 七、球墨铸铁: 本世纪冶金学的一项成就 .....                             | ( 67 )  | Tom Вех 等        |
| 八、提高大型镇静钢钢锭的均匀性 .....                                 | ( 74 )  | Е.А.Казаков 等    |
| 九、大型锻件热处理时的可逆回火脆性 .....                               | ( 78 )  | Т.Э.Мчлунская 等  |
| 十、改进锻造操作方法提质降耗 .....                                  | ( 84 )  | 菲山定次             |
| 十一、自由锻方法及其锻造效果 .....                                  | ( 89 )  | 越谷哲郎             |
| 十二、难锻造性特殊钢大型锻钢筒制造工艺的改进及操作规范的确立 .....                  | ( 100 ) | 新木博之             |
| 十三、关于 316 型奥氏体不锈钢在温加工条件下的晶间腐蚀研究 .....                 | ( 105 ) | U.Kamachi 等      |
| 十四、熔融金属快速气体分析仪 .....                                  | ( 114 ) | Kenui OSUMI      |
| 十五、真空生产合成铸铁中的石墨成核的概况 .....                            | ( 116 ) | J.Kasperck 等     |

# 钢包冶金中的乳化及传质

Jürgen Mietz, Schneider, Franz Oeters

在气体搅拌钢包中炉渣乳化的测量是用不同几何尺寸的冷模型设备进行。炉渣熔滴的分离——对高效的乳化是必需的——这仅仅发生在钢与渣交界面的流速超过一定值时。

在高速气体流搅拌的情况下中心喷嘴的使用较之偏心搅拌导致更大程度的乳化。产生这种现象的原因是由于在中心气体喷射时，回流带来了更多乳化的熔滴进入熔体的深部区域，然而偏心搅拌时要花费更多时间将炉渣熔滴再分离以使其进入顶部炉渣。

对比乳化所造成的传质的测量结果在速度常数以及乳化程度与费洛德 (Frordc) 数之间的函数关系显示出类似的特性。

在钢溶体[1-3]及冷模型设备[4-6]中传质的结果表明，从熔体进入渣相溶解的元素的传质并不仅仅发生在顶部溶体的边界层，同时，还发生不断受到乳化的进入熔体的炉渣熔滴。假设在钢包冶炼的条件下金属与渣相混合速度较之传质的速度为快的情况下，著名的浓度随时间而变化的理论公式可表示如下：(字母表见表 1)。

$$\frac{C_m(t)}{C_m^0} = \frac{1 + KY \exp\left[-\kappa\left(1 + \frac{1}{KY}\right)t\right]}{1 + KY} \quad (1)$$

式中  $\kappa$  表示传质速度常数

$$\kappa = \frac{\beta A}{V_m} \quad (2)$$

可是公式(1)仅仅考虑了在熔体与致密的渣相之间的质量交换，引入传质转移系数和几何横断面积(减去无渣区面积)的理论计算值作为公式(2)中的交换面积得出速度常数，这个常数在多数情况下比实验确定的数据低得多。

图 1 表示作为 1 个例子在 1 个 120 吨钢包脱硫过程中测得的浓度变化与时间的关系曲线[9]。浓度值代表  $C_m(t)/C_m^0$  的无因次比。实线部分是按照公式(1)对一个函数测得值的曲线拟合，炉渣容量  $KY$  由  $ky = 4.7$ [9]给定，以曲线拟合得出速度常数  $\kappa = 3.8 \times 10^{-3} 1/s$ 。假定无渣区约  $1m^2$ [1]，金属与炉渣几何交界面大约为  $5m^2$ 。用这个值作为横断面  $A$  并且以理论计算  $\beta = 0.01cm/s$ [10]导出传质系数，公式(2)使我们得出一个速度常数  $\kappa = 2.9 \times 10^{-3} 1/s$ 。相对浓度变化——按照公式(1)——使用这个  $\kappa$  值的计算结果如图(1)虚点线所示，对比图(1)中的两条曲线可以注意到明显的不同。在底吹转炉的冷模型试验中可以发现乳化溶滴较之无干扰交界面能明显地增加交换面积加速传质直至 100 倍[11]。同样的现象也是造成表示在图 1 中那种不同的主要原因，即传质发生在顶部炉渣金属致密交界面以及发生在乳化溶滴。原则上炉渣溶滴的乳化作用可在冷模型试验中测定[3-5, 12-14]并且也可在钢的熔体中进一步证实[13,15]。

尽管炉渣熔滴的乳化已有了一些参考文献，截至目前为止在气体搅拌时的边界条件以及乳化程度或熔体中炉渣溶滴的局部分配之间的相互作用尚无准确完善的理论。因此，当

进行模型试验时，对容器尺寸，气流速度以及喷嘴的安排等对乳化的影响都应进行分析。应进一步试验，与传质的结果在数量上相一致的乳化作用是否引起了交换面积的增加。

表 1 字母明细表

|                |           |                          |
|----------------|-----------|--------------------------|
| A              | 面积        | [米 <sup>2</sup> ]        |
| C              | 浓度        | [光分子量 / m <sup>3</sup> ] |
| d              | 直径        | [米]                      |
| F <sub>g</sub> | 浮力        | [牛顿]                     |
| F <sub>Q</sub> | 惯性力       | [牛顿]                     |
| F <sub>σ</sub> | 表面力       | [牛顿]                     |
| g              | 重力加速度     | [米 / 秒 <sup>2</sup> ]    |
| k              | 平衡常数      | [-]                      |
| t              | 时间        | [秒]                      |
| u              | 速度        | [米 / 秒]                  |
| v              | 体积        | [米 <sup>3</sup> ]        |
| y              | 炉渣与金属的体积比 | [-]                      |
| α              | 炉渣与金属的交界角 | [-]                      |
| β              | 传质系数      | [米 / 秒]                  |
| κ              | 速度常数      | [秒 <sup>-1</sup> ]       |
| ρ              | 密度        | [公斤 / 米 <sup>3</sup> ]   |
| σ              | 表面张力      | [牛顿]                     |
| 符号             |           |                          |
| o              | 初始的       |                          |
| ∞              | 稳定状态; 无穷大 |                          |
| Crit           | 临界值       |                          |
| i              | 于分界面      |                          |
| m              | 金属相       |                          |
| s              | 炉渣相       |                          |
| sd             | 炉渣溶滴      |                          |

## 乳化

渣液滴形成原理。在钢包冶炼设备中乳化产生于气流股区顶部液流的转动。以这种方式, 炉渣熔滴从致密的顶部炉渣脱离。图 2a 用图解法表示了在气体搅拌钢包中渣滴产生的原理, 在流股区内由上升的气泡产生一个面上流动, 在流股区的顶部会形成一个喷口或液体的园拱顶并且炉渣朝着侧壁移动, 从而在喷嘴位置的上方并产生一个无渣区——称之为流股眼。在这个区域液流辐射状回转。在流股眼的边界处, 由于斜面下流动的熔体使得渣相得到加速。惯性力作用在渣上产生一个相界的变形, 而浮力和表面张力则会起到与之相反的作用, 使相界面得以稳定。如果随着液流速度的增加惯性力超过了浮力和表面张力的合力, 炉渣熔滴将会被打散。图 2b 表示出熔滴形成点力的平衡状态。

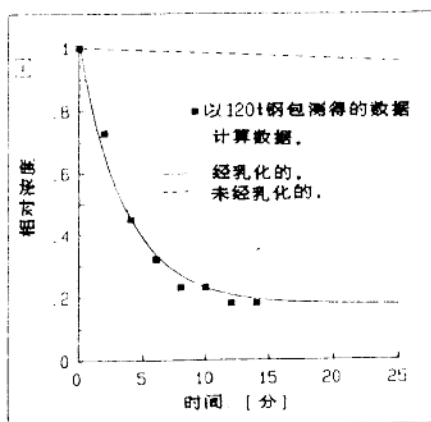


图 1. 在一个 120 吨钢包中脱硫, 测得的浓度以及考虑和不考虑炉渣熔滴乳化的计算数据。

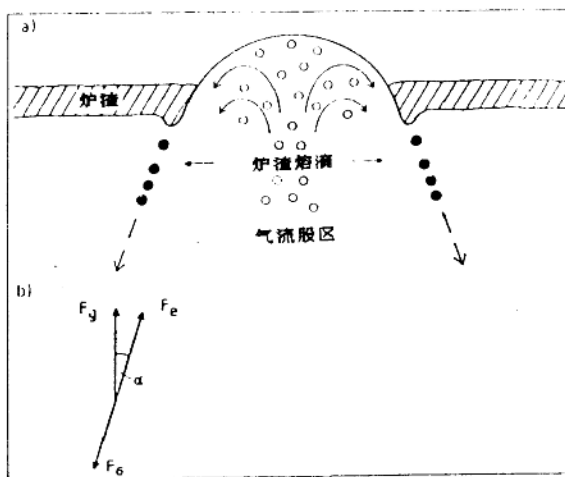


图 2. 按照[10]在钢包中炉渣的乳化原理。

a) 分离过程图。b) 在熔滴分离点在惯性力  $F_Q$  浮力  $F_g \cos \alpha$  以及表张力  $F_\sigma$  之间的平衡状态。

力的平衡显示出为产生渣相分离过程[10]所必需的一个临界液流速度。

$$u_{i, \text{crit}} = \left[ \frac{8 \sigma}{\rho_s d_{sd}} + \frac{4}{3} \frac{\rho_m - \rho_s}{\rho_s} g d_{sd} \cos(\alpha) \right]^{1/2} \quad (3)$$

速度  $U_{i,Crit}$  取决于液滴直径  $d_{sd}$ , 表面张力随着液滴直径  $d_{sd}$  增加, 而浮力增加时而减小, 理所当然地这里应该有在一个最小值  $U_{i,Crit}$ , 这个最小值应达到满足以下公式的直径:

$$\frac{\partial}{\partial d_{sd}} \left[ \frac{4\sigma}{\rho_s d_{sd}} + \frac{2}{3} \frac{\rho_m - \rho_s}{\rho_s} g d_{sd} \cos(\alpha) \right]^{1/2} = 0 \quad (4)$$

公式 (3) 和 (4) 代表了乳化条件数学公式, 而由公式 (4) 的解则得到临界直径  $d_{sd,Crit}$ .

$$d_{sd,Crit} = \left[ \frac{6\sigma}{g(\rho_m - \rho_s) \cos(\alpha)} \right]^{1/2} \quad (5)$$

将  $d_{sd,Crit}$  代入公式(3)导出

$$U_{i,crit} = \left[ \frac{8}{\rho_s} \right]^{1/2} \left[ \frac{2}{3} \sigma g (\rho_m - \rho_s) \cos(\alpha) \right]^{1/4} \quad (6)$$

如果实际速度大于临界值, 液滴直径  $d_{sd}$  将按公式 (3) 重新调整:

$$d_{sd} = \frac{3}{8} \frac{\rho_s u_i^2}{g(\rho_m - \rho_s) \cos(\alpha)} \left[ 1 - \left[ 1 - \frac{128 \sigma g (\rho_m - \rho_s) \cos(\alpha)}{3 \rho_s^2 u_i^4} \right]^{1/2} \right] \quad (7)$$

在冷模型研究中 (水/环乙烷) 模拟气体搅拌炉渣/金属系统, 在一定的液流条件下试验炉渣熔滴的形成, 在这些测定中发现的结果确认了公式 (7), 对现存于钢熔体条件的计算表明由于钢具有较高的表面张力故乳化将在较高流动速度的情况下形成, 可是, 强烈的搅拌实际上将会使顶部炉渣的乳化部分进入金属熔池[10].

上述公式仅仅对于理想条件是生效的. 它并未将流股的脉动所形成的周期性力量变化考虑在内, 这将造成形成熔滴的液滴尺寸及总体积产生波动, 其次也未考虑已浸入的熔滴的扩散.

在气体搅拌模拟滴产生的图片研究中, 可以观察到三种不同的形成机理如图 3 所示:

- 分离成单个溶滴 (图 3a),
- 分离为管状炉渣体, 又破碎成不同尺寸的单个溶滴 (图 3b),
- 分离出板形炉渣体, 随后又分裂成管状及单个的溶滴 (3c).

这些种类的液滴生成机理均发生在变形相边界层水/模拟炉渣的邻近处, 而在熔池内则未观察到有新的熔滴产生. 可是这不能排除由于大的液滴进入流股区受到分裂而形成非常小的熔滴部分.

### 实验的建立

乳化的测量在三种不同尺寸的园筒容器中进行, 内径最小的是 0.4 米, 中等的为 0.63 米而最大的为 1.00 米. 而熔池高度与直径的比值 (形状比) 均为 0.9, 按照几何相似性模型容器对一个 80t 钢包其线性尺寸比分别为 1:7, 1:4 和 1:2.5. 用水作为代表钢的模型液体, 而用环乙烷 ( $C_6H_{12}$ ) 模拟炉渣.

为了比较在不同容器中的变化情况以及钢熔体中的传输, 除几何相似性以外, 还应考虑在模型中以及整个钢包范围中有关物理参数比应该相等 (在别处另有详述). 为了计算

喷入模型反应器的气流速度，将使用弗洛德相似标准。

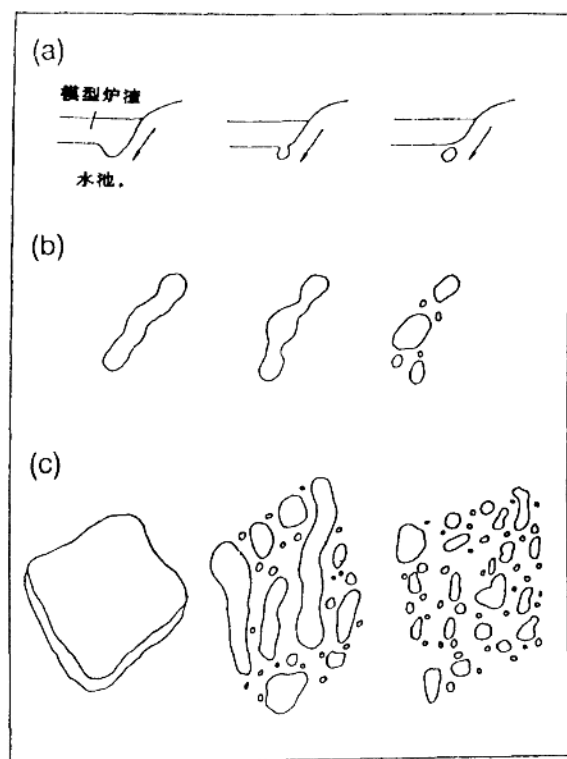


图 3.所观察到的熔滴形成的结构

在用聚丙烯玻璃制成的园筒容器的底部，在各种情况下都安有两个喷嘴（一个放置在中心，另一个是偏心），压缩空气通过这两个喷嘴喷入。熔池偏心的气体喷嘴位于离侧壁  $1/3R$  处 ( $R$  = 容器的半径)。

乳化的测量是在径向距离 50mm 和轴向距离 20mm 的不同位置进行。用一个浸入的管取出试样，随后要决定炉渣乳化部分的体积。与中心气喷射相反（中心喷嘴，因其径向对称，故仅仅测量一个垂直平面）偏心喷嘴必须在几个平面上进行测量，为了确定被稳定乳化的炉渣的总的体积，需要在测量值的基础上算出等浓度线。最后这些等浓度线的体积综合才产生总的炉渣乳化度。

#### 模拟试验的结果

为了比较在三种不同尺寸容器中的测得值，提出一个无量纲的相对数作为结果是有用的。弗洛德相似性通常用于在模型中计算气流速度，在图 4 及图 5 中采用了同样的标准，图中表示出在不同尺寸容器中乳化炉渣与弗洛德数相比的百分度。

图 4 给出了中心喷嘴气体喷射的结果而图 5 表示了偏心气体喷射的结果。



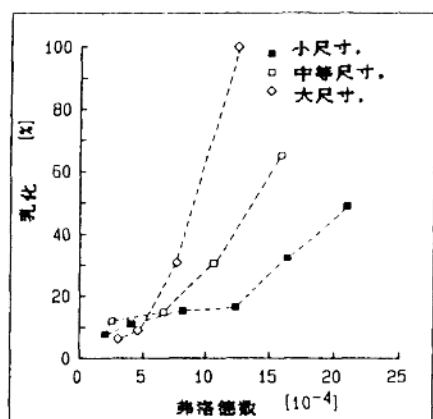


图 4. 在不同尺寸容器中与弗洛德数相比的乳化度，中心气体喷射。

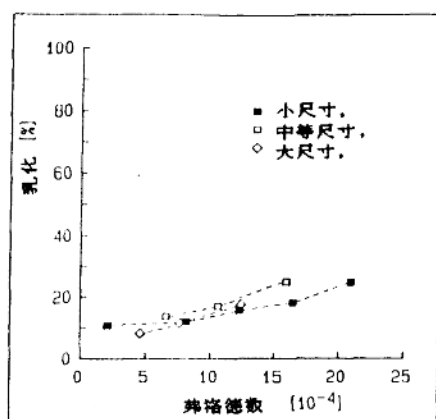


图 5. 与弗洛德数相比在不同尺寸容器中的乳化度，偏心气体喷射。

使用 1 个偏心喷嘴 (图 5)，随着弗洛德数的增加，乳化度微弱地增加，在同样弗洛德数下的百分度几乎与容器尺寸无关。与此相反，在中心搅拌时在超过某一弗洛德数时，乳化度将强烈地增加，且对三个不同尺寸容器亦大不相同 (图 4)。

采用中心及偏心喷嘴位置所造成的不同乳化特性，相应地能带回不同的乳化熔滴再分离进入顶部炉渣的可能性。在偏心搅拌的情况下，从邻近于流股区的熔滴发生区至侧壁部液流向下旋转的主要距离比中心气体喷射要大，故而助长了熔滴再分离进入顶部炉渣层。

与之相反，中心搅拌熔滴的一大部分到达下部的射流区，故而乳化程度被扩大。侧壁附近高的流动速度将提高这个效应，造成偏心搅拌低乳化度进一步的原因就是在高速气流情况下无炉渣区扩展到容器壁。在这个区域液滴的形成受到阻碍，实验中观察表明除以上现象外，乳化还取决于流股区及无炉渣区的运动。在溶池及流股波动相反而碰撞的情况下，大量炉渣将立即被乳化。在容器壁附近的无炉渣区，由于偏心搅拌的发生这种运动将会减少，而在高气流速度的条件下，无炉渣区直径将会扩大。因此，产生熔滴的可能性会进一步降低，故而，使用一个偏心喷嘴随着气流速度的增加，单位时间及单位面积乳化熔滴数的增加，较中心搅拌为少。

在图 4 中心气体喷射可以发现一些乳化作用突然增加的点，在乳化猛烈增长以前必须要超过一定的弗洛德数。因此，在水池中可以将探测出大量的模型炉渣。这与已经叙述过的液滴形成的作用原理相一致。根据上面所述，液滴只能在临界流速以上才能发生，我们可以发现大约 10% 的乳化是产生在低的弗洛德数。这些乳化是由于水及炉渣的波动产生，而不是由于乳化熔滴所引起。图 4 表明乳化突然增加的弗洛德数对不同尺寸的容器是不同的，可是从这些弗洛德数转折点重新计算流速可以得到几乎相同的速度值。作为对产生液滴很重要的物理参数——如：在炉渣和水之间的界面间速度，两相粘度或界面张力，



并未在弗洛德相似性中所考虑, 这种标准对于乳化测量的定量转换是不充分的。

尽管如此, 模型试验的结果还是能定性地转换至钢水包, 由于钢和炉渣在比重值上有大的差别, 以及钢包中大的界面张力, 乳化将发生在较高的流速下。从原则上讲, 在钢包中也存在一个临界气流速度, 超过此速度以后乳化将突然增加。

为了得到强烈的乳化以便加速溶解元素由钢向炉渣中的传质, 在任何情况下都应使用高气流速度中心气体喷射。另一方面, 高气流速度将会涉及到增加小炉渣熔滴数量的风险。这些熔滴有时被搅拌至熔池深处, 由于它们的浮力低, 故而有较长的滞留时间。由于它们的尺寸小故在短时间内将会发生饱和。因而它们对传质的作用是有限的。此外, 如果它们在浇注以前不被分离, 它们将会对下道工序产生问题。在这种情况下, 杂质的含量将会增加并将导致最终产品质量的损失。

因此, 气体搅拌处理应当以一定方式进行, 一方面, 乳化——(这种为加速传质所必须的条件)的基本条件应该达到。另一方面, 正如以上所述, 必须避免在钢中保留小的炉渣熔滴。

### 乳化和传质之间的关系

在气体搅拌系统中对乳化所做的模型试验表明, 在一定条件下直至 100% 的渣相可以在熔池中以熔滴形成乳化。结果, 两相之间的交换面积明显地扩大。为了估计这些对传质过程的影响, 图 6 和图 7 表明了传质试验的结果。这些试验将会在一定场合详细介绍 [6], 其边界条件与本文中所讨论的用于乳化测量的条件相等。即同样容器尺寸, 同样溶

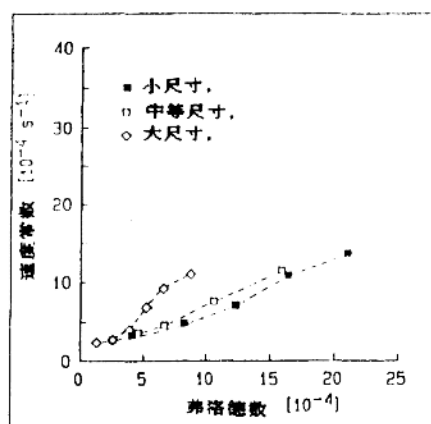


图 6. 不同尺寸容器偏心气体喷射时与弗洛德数相关的传质速度常数。

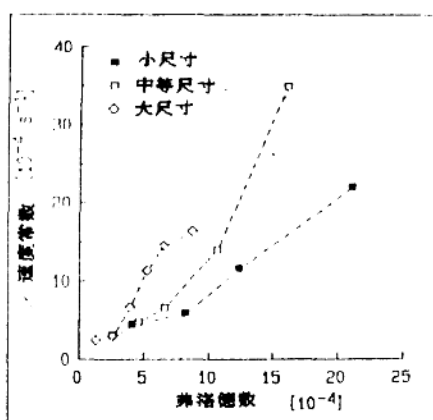


图 7. 不同容器中心气体喷射时与弗洛德数相关的传质速度常数。

池高度, 同样炉渣体积以及同样搅拌气体的流速。宛如使用碘那样, 物质从水中进入到渣相。传质的速度常数由对一个测量深度值的回归分析得到的指数函数而决定。图 6 表示出偏心气体喷射的结果而图 7 表示出中心搅拌。比较偏心搅拌乳化的结果以及传质测量结果。

(图 5 及图 6), 可以看到类似的依从关系, 随着输入能量的增加, 乳化以及传质缓慢地增加, 气流速度越高产生的液流速度越高。根据上述的原理当熔滴尺寸降低时单位时间形成的熔滴数则增加。熔滴越小则具有的面积/体积比越大, 进而, 它们将在熔池更深部位乳化。向下的速度分力将它们载入主回流。所有这些现象引起乳化的比例增加, 这将直接地关系到从水进入模拟炉渣传质交换面积的增加, 故而, 加速了传质, 亦即增加了速度常数。然而在小和中等的容器中在一定的弗洛得数下面几乎是同一速度常数。在大的容器中当弗洛得数大于  $4 \times 10^{-4}$  时, 开始出现朝着快速传质的倾向, 这种倾向可以用与小的容器相比在这些弗洛得数条件下流速高进行解释。从公式 (7) 得出流速越高会产生明显越小的液滴直径。由于这个原因, 同样的乳化炉渣体积, 液滴直径越小则产生的交换面积越大, 因此, 传质速度常数会增加。

使用一个中心喷嘴, 在全部三种尺寸容器中 (如图 4 及图 7 所示) 同样在乳化和传质与弗洛得数之比存在着相似性。大量乳化的炉渣引起传质的加速并因而导致速度常数的增加。然而乳化的强烈增加是与从回流中分离出来的乳化熔滴有关的, 传质的增加是由乳化本身产生。因此, 速度常数的突然增加与乳化结果相比是应该位于较小的弗洛得常数。

图 7 所示为在大容器中在高速气流条件下, 传质只是略有改善。这使我们回想到观察到的现象, 大量非常小的熔滴在熔池的深处乳化, 几乎固定地停留在某一位置。此外, 还有上面提到的由于饱和限制了进一步提高传质的可能性。

### 结论

在一个三相系统, 水/模拟炉渣/搅拌气体中的模拟试验已经表明高效率的乳化要求在水/炉渣的相界超过临界流速。同时所形成的熔滴的尺寸与流速密切相关。在使用一个中心气体喷嘴的情况下其乳化程度随着输入能量的增加而扩大。与之相反, 当使用一个偏心喷嘴时, 将会发现其乳化程度要相对低一些。在这种情况下由于无炉渣区邻近包壁故熔滴的分离过程受到限制这将引起乳化炉渣在数量上的减少。此外, 正如我们对中心搅拌所看到的, 大的熔滴在向下的液流将其带入深处以前会再分离进入顶部炉渣。乳化的结果与传质的测量相一致。这种方法有助于解释确定传质研究的现象。

对于旨在加速金属和溶渣之间传质的气体搅拌处理, 确保局部乳化并扩大交换区域以加速传质是绝对重要的。虽然由于物理参数不同必须预料到与模拟结果相比在钢包中的乳化程度较低, 但人们在思想中必须认识到有效的乳化是受到限制的, 这些限制与细小熔滴的深度乳化所引起的问题有关。

同样, 对于旨在将颗粒分离的气体处理, 则需要最低程度的乳化。值得今后研究中尚未解决的问题中还有球状液滴尺寸的分布, 滞留时间的分布以及有关模拟结果向操作条件定量转换等问题都应进一步弄清。

### 致谢:

本项研究曾得到联邦德国研究和技术部经济上的支持, 特致以衷心的感谢。

### 参考文献略。

姚少麒译自《Steel research》62 (1991) №.1P10-15。

孙肖明校

# 钢包冶金传质的模型实验

Jürgen Mietz, Stefan Schnelder, Franz Oeters

笔者在不同几何尺寸的反应器中进行了气体搅拌钢包中传质的模型实验。模型系统包括：水，环己烷——模拟熔渣，碘——模拟从水中传质进入渣相的元素，用压缩空气作为搅拌气体。

实验结果表明：使用偏心包底喷嘴搅拌时，传质速度常数总是小于使用中心喷嘴吹入气体的速度常数。如果超过一定气体流率，中心搅拌的速度常数增加较大。两种结果可由渣相不同的乳化状况来解释。

滞留时间的理论计算表明：由环流引起的小渣滴的乳化作用是造成气体搅拌钢包中传质加快的主要原因。

钢包冶金主要任务之一是对转炉或电炉中熔化的钢液进行脱硫处理。为此，要在钢液表面造成低氧化铁含量的高碱性渣液。金属、渣液之间的反应，通过喷枪或包底喷嘴吹入惰性气体实现加速。为得到超低硫含量，必须辅助喷入脱硫粉剂。

从经济角工考虑工艺技术的采用，除了最终的硫含量以外，选择优化工艺，脱硫速度是最重要的。钢液与脱硫化合物间的传质决定了脱硫速度。Steimetz 进行了持续和瞬时相接触传质现象的主要理论研究工作<sup>[1]</sup>。基于这个模型的理论，可以对气体搅拌钢包中脱硫进行定量并绘制冷、热模型系统中的浓度曲线。从而，确定速度常数<sup>[2,14]</sup>。

在进行大范围改变气体流率的试验时发现：当气体流率超出临界值时，速度常数有时增加很大。这种情况下，可以从模型系统乳化现象的观察中找到了解释。只有当超出一定气体流率时，系统中才出现大量乳化渣滴。进一步可在钢包处理期间，由取样确定的速度常数间接地绘出了熔渣乳化曲线。如果钢渣交换面积由于搅拌而几倍于它的几何面积，那么就仅能从理论近似上计算这些数值。这是由于乳化作用引起了钢——渣相间界面的扩大。

在此项工作范围内，应该进行模型系统中不同参数对传质动力学影响的综合研究。为了验证推论的可能性，除了气体流率和喷嘴布置，反应器体积尺寸也是变化的。

在实例计算的基础上，如考虑乳化作用的定量结果，即使所测定的浓度曲线可以从理论上加以描述，也应当作这种试验。

## 实验装置与步骤

作为传质测量的模型系统，分别用水，环己烷和碘。水模拟钢液，环己烷  $C_6H_{12}$  模拟熔渣，而碘模拟从钢液转移到渣相的分离物质。之所以选择碘是因为借助于光度计可在水或有机模拟渣液中测量它。

由于碘晶体在水中很少溶解，故本实验使用碘 ( $I_2$ ) 和钾碘化物的混合物。碘和钾碘化物一起形成的化合物具有较好的溶解性能。按照  $KJ_3$  的质量比例，产生一种中间化合物，即  $KJ^{[9]}$ 。

先把碘——碘化物的混合物预先溶解在温水中，然后将其加入模型溶池。颜色变为淡红色。以变红的程度定量碘在水中的含量。实验期间，从水中多次取样测量变红的程度。

用光度计对试样进行分析，通过在实验之前进行的标定值测量，可直接将变红度转化成浓度值。

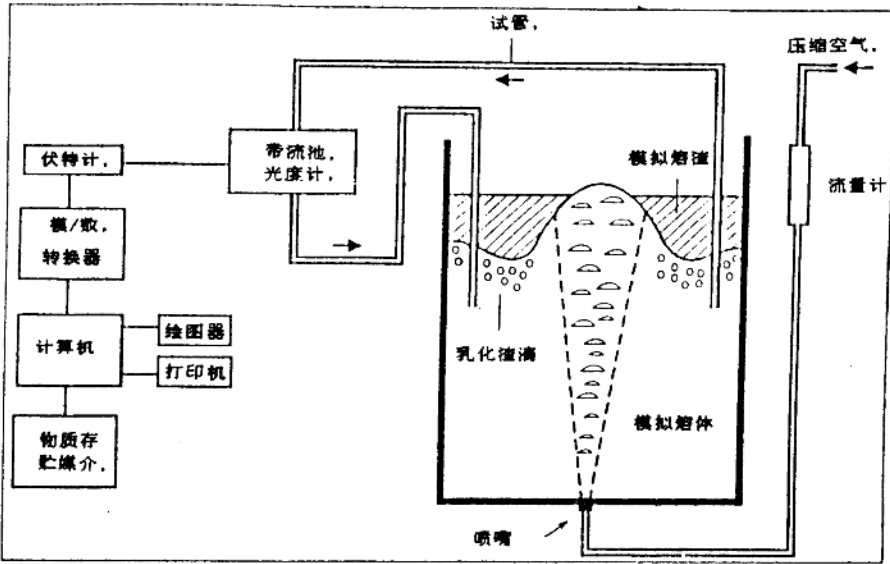


图 1. 实验装置

图 1 是实验装置示意图，在水池中固定的位置，通过软管泵吸入试样流体，并直接送入流体池。这样测量到水中碘的浓度，变化几乎呈线性。从光度计模拟量输出，通过数字伏特计，将测量数据送入计算机，将光度衰减值计算成为浓度值。

表 1. 符号说明

|           |                 |                      |
|-----------|-----------------|----------------------|
| A         | 面积              | [米 <sup>2</sup> ]    |
| b         | 熔渣游离区半径         | [米]                  |
| c         | 浓度              | [摩尔/米 <sup>3</sup> ] |
| C         | 无量纲浓度           | [-]                  |
| d         | 直径              | [米]                  |
| $\dot{E}$ | 单位时间功率          | [瓦/秒]                |
| Fr        | 弗洛德 (Froude) 常数 | [-]                  |
| g         | 重力加速度           | [米/秒 <sup>2</sup> ]  |
| H         | 熔池高度            | [米]                  |
| k         | 速度常数            | [1/秒]                |

|           |                  |                        |
|-----------|------------------|------------------------|
| K         | 平均常数             | [-]                    |
| l         | 气流股区附近的熔渣与金属界面长度 | [米]                    |
| m         | 质量               | [摩尔]                   |
| $\dot{N}$ | 单位时间形成的渣滴数       | [1/秒]                  |
| P         | 压力               | [牛顿/米 <sup>2</sup> ]   |
| R         | 容器半径             | [米]                    |
| $R_e$     | 雷诺(Reynolds)数    | [-]                    |
| Sc        | 斯彻米德特(Schmidt)数  | [-]                    |
| Sh        | 歇伍德数(Sherwood)   | [-]                    |
| t         | 时间               | [秒]                    |
| T         | 温度               | [开]                    |
| u         | 速度               | [米/秒]                  |
| $\dot{V}$ | 体积               | [米 <sup>3</sup> ]      |
| V         | 容积流速             | [米 <sup>3</sup> /秒]    |
| W         | 能                | [牛顿·米]                 |
| Y         | 熔渣与金属体积比         | [-]                    |
| $\alpha$  | 熔渣与金属界面角         | [-]                    |
| $\beta$   | 传质系数             | [米/秒]                  |
| $\delta$  | 界面层厚度            | [/米]                   |
| $\eta$    | 动力粘度             | [牛顿·米/秒 <sup>2</sup> ] |
| $\nu$     | 运动粘度             | [米 <sup>2</sup> /秒]    |
| $\rho$    | 密度               | [公斤/米 <sup>3</sup> ]   |
| $\sigma$  | 表面               | [牛顿/米]                 |
| 符号        |                  |                        |
| O         | 初始               |                        |
| $\infty$  | 稳定状态, 无穷大        |                        |
| em        | 被乳化              |                        |
| g         | 气体               |                        |
| i         | 界面               |                        |
| Kin       | 动力学的             |                        |
| l         | 液态               |                        |
| m         | 金属               |                        |
| N         | 气相标准条件           |                        |
| r         | 滞留               |                        |
| S         | 熔渣               |                        |
| sd        | 渣滴               |                        |
| tot       | 总和, 总计           |                        |

一般对模型试验来说,将实验结果转变成全部满足条件,往往有困难。关键性的是要满足相似性标准。模拟条件与实际条件要保持相等。对几何相似性没有问题,除了相同容器形状外,(筒型容器),模型反应器和钢包还作到了相同熔池高径比,  $(H/D=0.9)$ 。与此相比,满足动力学条件则更为复杂。在流股区,液体流动主要由气体的浮力和液体的惯性力,即弗洛德数决定。(符号说明见表1)<sup>[16,20,24]</sup>。

$$Fr \frac{U^2}{gH} \quad (1)$$

在流股区域外,液体摩擦力和惯性力的值——雷诺数——是一个重要系数。

$$Re \frac{uH}{\nu} \quad (2)$$

考虑到室温水的水动力学粘度与液态钢的几乎相同,故从方程(1)和方程(2)得出弗洛德和雷诺相似性只能在模拟反应具有与实际钢包相同尺寸时保持一致。

当然,传质现象主要是受输送或流动条件分别地影响。流股区是球状流动的来源。因此本文认为弗洛德数是模型与实际尺寸系统中气流率相似性的标准。为了研究不同容器尺寸的基本影响,以及在固定弗洛德数、改变雷诺数时传质的差别,分三种不同的容器尺寸进行了测定。关于几何相似性,模型系统代表 80t 钢包,其线性尺寸比例分别为 1:7, 1:4.5, 1:2.5。在筒形容器底部设有中心或偏心喷嘴。通过它,可将压缩空气喷入溶池。偏心喷嘴的位置在距容器中心  $2/3R$  处,  $R$  为容器半径。气流率通过流量计和低压伐调整。

由弗洛德相似性

$$F_{r\text{模型}} = F_{r\text{钢包}}$$

得到:

$$\left(\frac{u}{gH}\right)_{\text{模型}} = \left(\frac{u}{gH}\right)_{\text{钢包}} \quad (4)$$

流股区液体的流速是喷入的气体流率、熔池高度和液体密度的函数。因此存在下面与系统有关的参数:  $\dot{V}_g$ ,  $H$ ,  $c_l$  和  $g$ 。  $\dot{V}_g$  表示在液体真实压力和温度时气体流率。这四个参数的量纲代入相似性方程<sup>[16]</sup>:

$$\left(\frac{\dot{V}_g}{g^{1/2} H^{5/2}}\right)_{\text{模型}} = \left(\frac{\dot{V}_g}{g^{1/2} H^{5/2}}\right)_{\text{钢包}} \quad (5)$$

解方程(5),得到模型的气体流率为

$$\dot{V}_{g\text{模型}} = \dot{V}_{g\text{钢包}} \cdot \left(\frac{H_{\text{模型}}}{H_{\text{钢包}}}\right)^{5/2} \quad (6)$$

以气体表面流速  $U_g$  代入到弗洛德方程(4),得到与方程(6)相同的关式<sup>[23]</sup>。

依据钢包尺寸和处理目的,在钢包冶炼过程中,向熔体喷入不同流量的气体。实际上,单位气体体积是在  $0.001 \sim 0.015 \text{ 米}^3 \text{ (STP) / 分}$  之间。(STP 含义为:标准温度和压力)<sup>[25]</sup>,为了计算喷入模型系统的气体流率,首先必须将标准气体流率转变为对应于钢包压力和温度的真实气体体积。

假定在液体中气体温度与熔体相同,而气体压力取决于熔体深度,即喷嘴以上高度熔体的静压力。为了使问题简化,使用熔池高度的一半进行计算。然后得到相应于熔体压力和温度的气体流率。

$$\dot{V}_g = \dot{V}_g^N \cdot \frac{T_1}{T_N} \cdot \frac{P_N}{P_N + 1/2g\rho_1 H} \quad (7)$$

使用方程(7), 根据方程(6)的弗洛德相似性条件导出的真实气体流率, 对 80t 钢包来说是  $0.32 \sim 4.75 \text{ m}^3/\text{分}$ 。对模拟尺寸不同的容器来说, 气体流率可使用方程(6)和(7)来确定。考虑到现有气体供应系统的限制, 并且考虑到现有气体供应系统的限制, 并且考虑到实践中金属/熔渣反应的气体喷入处理常常是在上述范围内进行的<sup>[26]</sup>。所以模型实验的气体流率选择如下:

|       |    |           |                                  |
|-------|----|-----------|----------------------------------|
| 1:7   | 模型 | 直径 0.40 米 | 100~500 厘米 <sup>3</sup> (STP)/秒  |
| 1:4   | 模型 | 直径 0.63 米 | 200~1200 厘米 <sup>3</sup> (STP)/秒 |
| 1:2.5 | 模型 | 直径 1 米    | 300~2000 厘米 <sup>3</sup> (STP)/秒 |

在各种情况下, 模型中熔渣的数量均为水容积的 10%。

### 实验结果

小比例模拟实验。图 2 显示的是在最小模型容器中, 从中心喷入气体, 在不同气体流率时, 浓度随时间变化的曲线。通过初始浓度  $C_i^0$  和预先试验确定的稳定状态浓度  $C_i^\infty$ , 计算无量纲浓度  $C_i$

$$C_i = \frac{C_i - C_i^\infty}{C_i^0 - C_i^\infty} \quad (8)$$

在测出水中碘的最终浓度前, 以大的气体流率搅拌 120 分钟, 得到平衡浓度。考虑  $t=0$  时, 渣相中没有碘存在, 作为水中碘的初始量, 根据质量守恒原理导出碘的传质平衡常数。

$$m_i^\infty = m_i^\infty + m_i^\infty \quad (9)$$

$$\text{则 } K = \frac{C_i^\infty}{C_i^\infty} \quad (10)$$

因此, 平衡浓度  $C_i^\infty$  按照下式, 取决于初始浓度  $C_i^0$ 。

$$C_i^\infty = \frac{C_i^0}{1 + KY} \quad (11)$$

上式中  $Y$  表示熔渣与液体的体积之比:

$$Y = \frac{V_l}{V_i} \quad (12)$$

根据测量数据, 计算的平衡常数  $K = 10$

图 2 所绘浓度曲线代表指数函数而指数函数是根据方程(13), 通过对所测数据回归

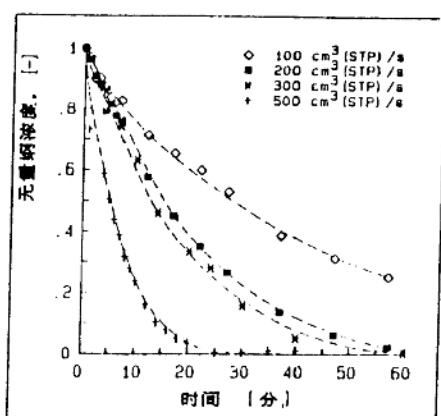


图 2. 在不同气体流率时, 水中碘的无量纲浓度与时间的关系曲线。中心气体喷入, 容器尺寸 1:7



分析确定的。式中  $K$  是传质的速度常数。

$$\frac{C_1 - C_1^\infty}{C_1^0 - C_1^\infty} = \exp(-kt) \quad (13)$$

图 3 表示使用同样边界条件，偏心气体喷入的结果。图 2 和图 3 表明碘浓度随时间变化可由方程 (13) 的指数规律近似表示，而且很明显，使用中心或偏心喷嘴，碘从水中进

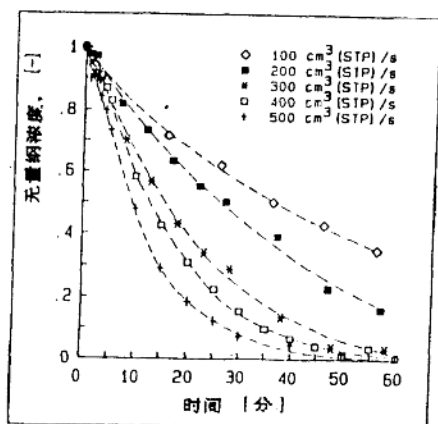


图 3. 在不同气体流率时，水中碘的无量纲浓度与时间的关系曲线。偏心气体喷入，容器尺寸 1:7。

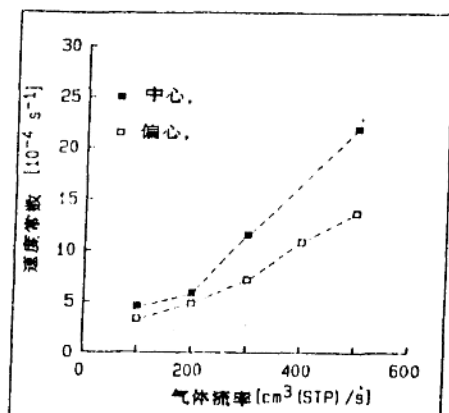


图 4. 使用中心及偏心气体喷入时，传质的速度常数与气体流率的关系曲线。容器尺寸 1:7。

入渣相的传质速度随气体流率增加而增加，但比较喷嘴位置不同时浓度的变化，我们注意到，使用中心喷嘴时，传质相对更快。这一结果也可由图 4 图解说明。它是根据方程 (13) 从回归分析中确定的速度常数随气体流率变化的曲线。图 4 中所示数据是从 3 个单独试验中得出的平均数值。当气体流率低时，喷嘴位置不同引起的差别是小的。但随气体流率增加，在使用中心喷嘴喷入气体时，传质速度常数增加很快。实验期间的观测表明，不同的乳化程度（水和模拟熔渣间具有不同的交换区域）是造成传质速度偏差的原因。

为了检查取样位置是否影响传

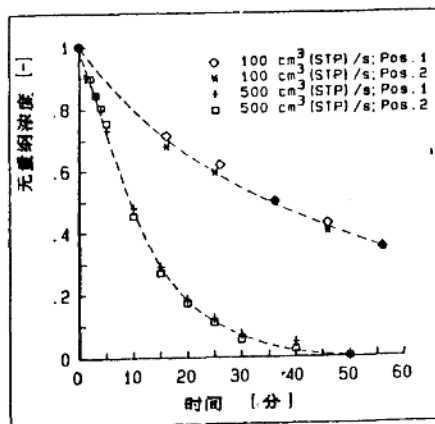


图 5. 在不同取样位置，水中碘的无量纲浓度与时间的关系曲线。

位置 1:  $r=0.75R$ ,  $h=0.75H$  位置 2:  $r=0.75R$ ,  $h=0.10H$  中心气体喷入，容器尺寸 1:7

质在小的及大的模型反应器中，在系统不同的位置进行了取样。对物质混合现象的研究表明：使用中心气体喷入，在容器靠近底部附近形成低速流区——即通常所说的搅拌孔角。这个地区的混合实质上慢于整体部分<sup>[27,29]</sup>。因此，除了在标准位置取样外（距容器侧壁 5 厘米，低于水面 10 厘米），还要从容器底部附近取样。例如，图 5 所示的是采用两种气体流量时，在小容器中两个位置测量的浓度值。两曲线的差别相当小。在给定条件下，因为速度决定传质的差异，因此可以排除混合的影响。这符合测量到的物质混合时间，它小于 1 分钟<sup>[28]</sup>。大大短于传质时间。

**中等比例模型实验。**图 6，图 7 所示的是在中等比例模拟系统中对浓度测量的结果。定性地说，其相关性与小容器模型实验得到的类似。增加气体流率再次导致传质加快。使用中心气体喷入，同样具有传质较快的特性。这一点可由图 8 来说明。图 8 所示为两种喷嘴配置时，速度常数与气体流率的关系曲线，特别是使用中心喷嘴，气体流率从 800 增加到 1200 厘米<sup>3</sup> (STP) / 秒时，可看到 K 值发生急剧地增加。与此相反，使用偏心喷嘴，尽管气体流率范围相同，速度常数没有发生急地增加。

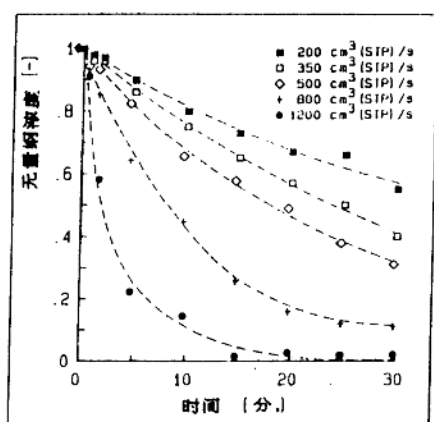


图 6. 在不同气体流率时，水中碘的无量纲浓度与时间的关系曲线。中心气体喷入，容器尺寸 1:4。

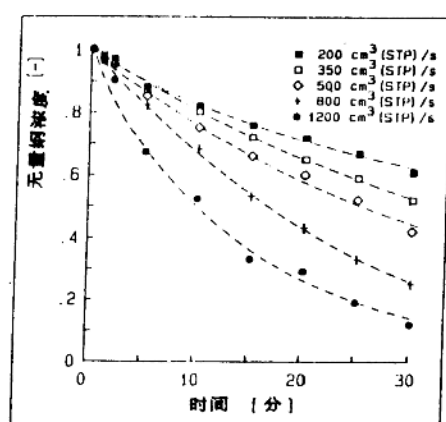


图 7. 不同气体流率时，水中碘的无量纲浓度与时间的关系曲线。偏心气体喷入，容器尺寸 1:4。

**大比例模型实验。**图 9、图 10 所示的是在大比例模型反应器中测得的浓度值。原则上来说与其它系统具有相同的趋势。图 11 表示速度常数与气体流率的关系——它表明在气体流率进一步提高时，传质不能进一步加快。此现象的原因将与乳化作用的研究一起另文讨论<sup>[30]</sup>。