

垃圾渗滤液浓缩用 MVR 蒸发管内 CaCO₃ 结垢过程数值分析*

杨承志^{1,2,3}, 黄冲^{1,2,3}, 冯自平^{1,2,3†}, 李帅旗^{1,2,3}, 何世辉^{1,2,3}

(1. 中国科学院广州能源研究所, 广州 510640; 2. 中国科学院可再生能源重点实验室, 广州 510640;
3. 广东省新能源和可再生能源研究开发与应用重点实验室, 广州 510640)

摘要: 基于圆管立式降膜蒸发传热传质的相关理论, 建立了其管内 CaCO₃ 结垢过程的数学模型, 并应用于垃圾渗滤液浓缩用机械蒸汽再压缩 (MVR) 立式降膜蒸发管内 CaCO₃ 结垢过程研究, 得到了各结垢参数在不同结垢阶段的变化规律。结果表明: 结垢初期, 蒸发管内 CaCO₃ 的沉积速率远大于剥蚀速率, 净存速率较大, 污垢层厚度、污垢热阻快速增加, 使得蒸发管总传热系数快速减小, 进而引起蒸发器的蒸发量、浓缩比快速减小; 结垢中期, CaCO₃ 的净存速率变小, 污垢增加变缓, 各结垢参数变化趋势由急变缓; 结垢末期, CaCO₃ 的净存速率趋近于零, 污垢不再增加, 各结垢参数趋于稳定; 相比蒸发管入口, 出口液膜溶液的流量小、CaCO₃ 浓度高, 结垢更严重, 且受整个蒸发管结垢的影响, 液膜溶液流量、CaCO₃ 浓度变化较大, 各结垢参数变化更迅速, 更早趋于稳定。

关键词: 垃圾渗滤液; 浓缩; 机械蒸汽再压缩 (MVR); 蒸发管; CaCO₃ 污垢

中图分类号: TK11

文献标志码: A

doi: 10.3969/j.issn.2095-560X.2016.04.009

Numerical Analysis on the Process of CaCO₃ Fouling of MVR Evaporation Tube for Landfill Leachate Concentration

YANG Cheng-zhi^{1,2,3}, HUANG Chong^{1,2,3}, FENG Zi-ping^{1,2,3},
LI Shuai-qi^{1,2,3}, HE Shi-hui^{1,2,3}

(1. Guangzhou Institute of Energy Conversion, Chinese Academy of Sciences, Guangzhou 510640, China;

2. Key Laboratory of Renewable Energy, Chinese Academy of Sciences, Guangzhou 510640, China;

3. Guangdong Provincial Key Laboratory of New and Renewable Energy Research and Development, Guangzhou 510640, China)

Abstract: Based on the related theories of heat and mass transfer in vertical falling film evaporation, the mathematical model of the process of CaCO₃ fouling in the tube was established. It was applied to the research on the process of CaCO₃ fouling in the vertical drop film evaporation tube of mechanical vapour recompression (MVR) for landfill leachate concentration, and the fouling parameters' change rules of different stages were obtained. The results showed: in the initial stage of fouling, the deposition rate of CaCO₃ was much larger than the removal rate in the evaporation tube, the total rate was larger, and the fouling layer thickness and fouling resistance increased rapidly, which caused that the total heat transfer coefficient of the evaporator reduced quickly, and that the evaporation capacity and concentration ratio of the evaporator decreased rapidly; in the middle stage of fouling, the total rate of CaCO₃ became smaller, the accumulation rate of fouling became slow, and the change trend of all the fouling parameters was from fast to slow; in the end stage of fouling, the total rate of CaCO₃ reached zero, the fouling no longer increased, and all the fouling parameters gradually stabilized; compared to the evaporation tube inlet, liquid film flow in outlet was smaller and the concentration of CaCO₃ was higher, so the fouling in outlet was more serious. And affected by the whole evaporation tube fouling, liquid film flow and CaCO₃ concentration in outlet greatly changed, which caused all the fouling parameters to change more quickly and tend to be stable relatively earlier.

Key words: landfill leachate; concentration; mechanical vapour recompression (MVR); evaporation tube; CaCO₃ fouling

0 引言

垃圾渗滤液作为一种成分极为复杂的有机污水,

具有浓度高、液量大的特点, 如果不经有效处理而直接进入环境, 会造成严重的环境污染。常规的处理方法主要有生物处理、物化处理、回灌、膜处理等,

* 收稿日期: 2016-05-13

修订日期: 2016-06-12

基金项目: 广东省科技计划项目 (2014B050505014); 佛山市院市合作项目 (2014HK100061)

† 通信作者: 冯自平, E-mail: fengzp@ms.giec.ac.cn

受当前各自处理技术发展水平的限制, 处理效果和经济性并不能同时满足垃圾渗滤液的处理要求^[1]。

蒸发技术是一种有效的垃圾渗滤液处理技术, 其方法是首先将渗滤液进行蒸发浓缩, 然后再采用焚烧、生物、膜分离等方式处理, 其成本低、效果好、易达标、适用性广, 具有广阔的发展前景^[2]。其中, 机械蒸汽再压缩 (MVR) 技术能耗很低, 分别比传统的单效、三效蒸发技术节能 90% 和 70% 以上, 因此, 其在垃圾渗滤液处理领域的发展潜力巨大^[3]。

但 MVR 技术用于垃圾渗滤液的蒸发浓缩时, 蒸发器结垢问题突出, 造成蒸发浓缩效果变差, 影响设备的正常运行, 严重时可能造成蒸发器失效, 设备停机, 从而制约了其在该领域的广泛应用^[4]。经测算, 典型的垃圾渗滤液污垢的主要成分是 CaCO_3 , 含量可达 85% 左右。为此, 有必要对垃圾渗滤液在 MVR 蒸发浓缩过程中 CaCO_3 污垢的形成规律开展深入的研究。

目前, 林培滋等^[5]、张小霓等^[6]研究了温度对 CaCO_3 结垢过程的影响, 得到了晶核生长反应速度常数与温度的关系式。BRAHIM 等^[7]根据晶体壁面生长规律, 基于传热传质理论, 建立了结垢过程的数学模型, 并通过了实验测试验证。在此基础上, 徐志明等^[8]、程浩明^[9]等建立了水平圆管结垢过程的数学模型, 通过数值分析获得了溶液中不同浓度 CaCO_3 对其结垢过程的影响; 邹龙生等^[10-11]先后建立了油田废水卧式降膜蒸发结垢过程的数学模型和三层析晶结垢模型, 通过数值分析, 分别获得了浓缩倍数对卧式降膜蒸发的传热特性的影响规律, 以及多盐共存溶液蒸发浓缩过程中的析晶结垢规律。然而, 采用数值计算对立式降膜蒸发的污垢形成规律的研究较少。

本文以垃圾渗滤液蒸发浓缩用 MVR 立式降膜蒸发器圆形蒸发管内 CaCO_3 结垢过程为研究对象, 在前人的基础上, 建立相应的数学模型, 通过 Matlab 数值计算分析, 对其结垢过程各结垢参数的变化进行较为详细的研究, 为进一步的防垢、除垢设计提供理论依据。

1 物理模型

用于垃圾渗滤液蒸发浓缩的 MVR 蒸发管束采用竖直圆形光管, 物理模型如图 1 所示。管内壁面为待蒸发的向下流动的渗滤液液膜溶液, 由上至下污垢逐渐增加、渗滤液液膜溶液的流量逐渐减小;

管外为提供管内蒸发所需热量的经压缩机加压升温后的二次蒸汽, 管外壁面为二次蒸汽的冷凝水膜, 由上至下冷凝水的流量逐渐增加。

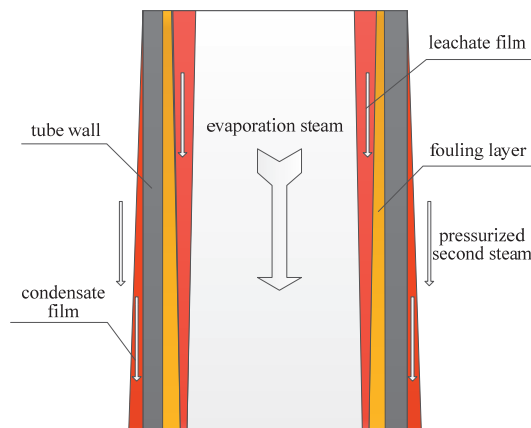


图 1 立式降膜蒸发管结垢物理模型

Fig. 1 Physical model of fouling in vertical drop film evaporation tube

由于通常待处理的渗滤液经预热后抵达蒸发管束入口处的温度接近其沸点蒸发温度, 故可假设渗滤液从蒸发管束入口处即开始发生沸腾蒸发。另外, 在垃圾渗滤液结垢过程中, CaCO_3 污垢起主导作用, 为研究方便, 本文在数值计算时将垃圾渗滤液简化为仅含 CaCO_3 的过饱和水溶液。

本文所研究的垃圾渗滤液浓缩用 MVR 立式降膜蒸发器的主要设计参数如表 1 所示。

表 1 MVR 立式降膜蒸发器主要设计参数

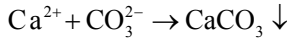
Table 1 Main design parameters of MVR vertical drop film evaporator

Parameter	Unit	Value
Treatment capacity of leachate per day	t/d	10
Run time per day	h	20
Evaporation concentration ratio	-	10
Boiling temperature / pressure in evaporation tube	$^{\circ}\text{C}/\text{MPa}$	98/0.0943
Vaporization heat	kJ/kg	2261.9
Condensation temperature / pressure outside evaporation tube	$^{\circ}\text{C}/\text{MPa}$	106/0.126
Condensation latent heat	kJ/kg	2240.7
Length of evaporation tube	m	5.26
Inner/outer diameter of evaporation tube	mm	40/48
Number of evaporation tube	piece	8
CaCO_3 concentration of leachate in the tube inlet/outlet	kg/m^3	0.9302/ 9.302

2 污垢形成过程数学模型

2.1 污垢沉积模型

CaCO_3 属于一种微溶盐, 其饱和浓度随温度升高而降低, 垃圾渗滤液中的 Ca^{2+} 浓度很高, 一般在 0.35 kg/m^3 左右, 与 CO_2 反应后, 生成 CaCO_3 溶液, 浓度达 0.875 kg/m^3 左右, 远高于 CaCO_3 的溶解度, 极易发生如下沉淀反应:



因此, 垃圾渗滤液液膜溶液在 MVR 蒸发管束内壁很容易形成 CaCO_3 污垢, 其某时刻某位置的沉积速率 (\dot{m}_d) 可用下式计算^[7-9]:

$$\dot{m}_d = h_{m,L} \left[\frac{1}{2} \frac{h_{m,L}}{k_R} + \Delta c - \sqrt{\frac{1}{4} \left(\frac{h_{m,L}}{k_R} \right)^2 + \frac{h_{m,L}}{k_R} \Delta c} \right] \quad (1)$$

其中, $h_{m,L}$ 、 k_R 和 Δc 分别为 CaCO_3 污垢传质系数、表面反应速度常数和考虑已有污垢沉积以及渗滤液蒸发相变影响的液膜溶液 CaCO_3 浓度与相应温度下的饱和浓度的差值。

首先, $h_{m,L}$ 可根据传热传质的柯尔本类比性, 以及路易斯准则的普遍关系式计算^[8-9]:

$$h_{m,L} = \frac{h_{f,L}}{\rho_L c_{p,L}} Le^{\frac{2}{3}} \quad (2)$$

其中, $h_{f,L}$ 、 ρ_L 、 $c_{p,L}$ 和 Le 分别为管内液膜溶液对流传热系数、液膜溶液密度、液膜溶液定压比热容和路易斯数。

若不考虑汽相剪切力对液膜厚度的影响, 降膜蒸发管内液膜溶液对流传热系数 ($h_{f,L}$) 的求解可利用 CHUN 等^[12]提出的关联式:

$Re_L < 3200$ 时,

$$h_{f,L} = 0.606 \left(\frac{\lambda_L^3 g}{\nu_L^2} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Re_L}{4} \right)^{-0.22} \quad (3)$$

$Re_L > 3200$ 时,

$$h_{f,L} = 3.8 \times 10^{-3} \left(\frac{\lambda_L^3 g}{\nu_L^2} \right)^{\frac{1}{3}} Re_L^{0.4} Pr_L^{0.65} \quad (4)$$

其中, λ_L 、 g 、 ν_L 、 Re_L 、 Pr_L 分别为液膜溶液的导热系数、重力加速度、运动粘度、雷诺数和普朗特数。

Re_L 和 Pr_L 的计算公式分别为:

$$Re_L = \frac{4m}{\mu_L} \quad (5)$$

$$Pr_L = \frac{\mu_L c_{p,L}}{\lambda_L} \quad (6)$$

其中, m 、 μ_L 分别为蒸发管内液膜溶液的流率、动力粘度。

Le 由以下式 (7) ~ 式 (9) 求取^[13]:

$$Le = \frac{a}{D} \quad (7)$$

$$a = \frac{\lambda_L}{\rho_L c_{p,L}} \quad (8)$$

$$D = \frac{K_B T_L}{6\pi r_d \mu_L} \quad (9)$$

其中, a 、 D 、 K_B 和 r_d 分别为液膜溶液的热扩散率、质扩散系数、Boltzman 常数和 CaCO_3 溶质半径。

其次, CaCO_3 污垢表面反应速度常数 (k_R), 可通过阿伦尼乌斯方程计算求得:

$$k_R = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT_L}\right) \quad (10)$$

其中, A 、 E_a 和 R 分别为指前因子、 CaCO_3 晶核生长活化能和摩尔气体常数。根据林培滋等^[5]的实验数据, 作 $\ln k_R \sim \frac{1}{T_L}$ 曲线, 利用图解法可求得 $E_a = 48.14 \text{ kJ/mol}$, 见图 2。

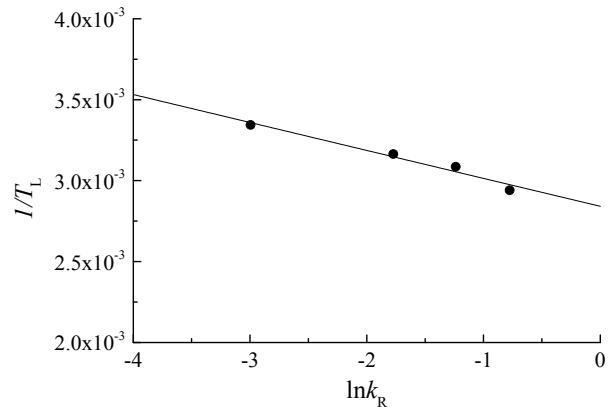


图 2 图解法求 CaCO_3 晶核生长活化能

Fig. 2 Activation energy of CaCO_3 crystal growth obtained through graphical method

最后, 液膜溶液 CaCO_3 浓度与相应温度下的饱和浓度的差值 Δc 计算公式如下:

$$\Delta c = c_f - c_s \quad (11)$$

其中, c_f 和 c_s 分别为液膜溶液 CaCO₃ 浓度和相应温度下对应的饱和浓度。

根据 STEPHEN 等^[14]提供的不同温度下 c_s 数据拟合得到 CaCO₃ 溶解度曲线, 可知其在 98℃ 下的饱和浓度 $c_s = 0.0062 \text{ kg/m}^3$ 。

2.2 污垢剥蚀模型

垃圾渗滤液流经 MVR 立式降膜蒸发管内壁面时, 会对已形成的 CaCO₃ 污垢沉淀进行冲刷剥蚀, 使得最终污垢沉积数量有一定的减少, 其某时刻某位置的剥蚀速率 (\dot{m}_r) 可用下式计算^[7-9]:

$$\dot{m}_r = 0.012u_L^{1.46}m_{t,Last} [1 + \beta(T_w - T_L)]d_{p,CaCO_3}(\rho_L^2\mu_L g)^{\frac{1}{3}} \quad (12)$$

其中, u_L 、 $m_{t,Last}$ 、 β 、 T_w 、 T_L 、 $d_{p,CaCO_3}$ 分别为液膜溶液流速、前一时刻 CaCO₃ 污垢的总净存量、液膜线性膨胀系数、管壁热力学温度、液膜溶液热力学温度、CaCO₃ 结晶体粒径。

液膜溶液流速 (u_L) 的计算公式如下:

$$u_L = \frac{W_m}{3600N\rho_L\pi(R_{L,o}^2 - R_{L,i}^2)} \quad (13)$$

其中, W_m 、 N 、 $R_{L,o}$ 和 $R_{L,i}$ 分别为渗滤液每小时总质量流量、蒸发管数量、蒸发管内液膜外半径和液膜内半径。

$R_{L,o}$ 和 $R_{L,i}$ 可分别由式 (14) ~ 式 (15) 求得:

$$R_{L,o} = R_i - \delta_{CaCO_3,Last} \quad (14)$$

$$R_{L,i} = R_{L,o} - \delta_L \quad (15)$$

其中, R_i 、 $\delta_{CaCO_3,Last}$ 、 δ_L 分别为蒸发管内半径、前一时刻 CaCO₃ 污垢层厚度、液膜厚度。

相应的 δ_L 计算公式如下^[15]:

$Re_L < 1600$ 时,

$$\delta_L = \left(\frac{3\mu_L^2}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Re_L}{4} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (16)$$

$Re_L > 1600$ 时,

$$\delta_L = 0.302 \left(\frac{3\mu_L^2}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Re_L}{4} \right)^{\frac{8}{15}} \quad (17)$$

2.3 污垢净存及热阻模型

某时刻某位置的 CaCO₃ 污垢的净存速率 (\dot{m}_t) 的计算公式为:

$$\frac{dm_t}{dt} = \frac{dm_d}{dt} - \frac{dm_r}{dt} \Rightarrow \dot{m}_t = \dot{m}_d - \dot{m}_r \quad (18)$$

CaCO₃ 污垢的总净存量 (m_t) 计算公式为:

第一时刻, $\tau = 1$ 时 (此时, $\dot{m}_r = 0$),

$$m_t(\tau) = \dot{m}_d(\tau)\Delta\tau \quad (19)$$

其他时刻, $\tau > 1$ 时,

$$m_t(\tau) = m_t(\tau-1) + \dot{m}_t(\tau) \quad (20)$$

相应的污垢层厚度 (δ_{CaCO_3}) 及污垢热阻 (R_{CaCO_3}) 的计算公式为:

$$\delta_{CaCO_3} = \frac{m_t}{\rho_{CaCO_3}} \quad (21)$$

$$R_{CaCO_3} = \frac{m_t}{\rho_{CaCO_3}\lambda_{CaCO_3}} \quad (22)$$

2.4 整体参数计算模型

利用所建立的 CaCO₃ 污垢净存及热阻模型, 计算得到某一时刻 MVR 立式降膜蒸发管入口与出口两个位置的 CaCO₃ 污垢层厚度和污垢热阻, 然后通过式 (23) ~ 式 (25) 可以计算得到相应时刻蒸发管内平均污垢层厚度 ($\bar{\delta}_{CaCO_3}$)、平均污垢热阻 (\bar{R}_{CaCO_3}) 和液膜溶液平均对流传热系数 ($\bar{h}_{f,L}$)。

$$\bar{\delta}_{CaCO_3} = \frac{1}{2}(\delta_{CaCO_3,inlet} + \delta_{CaCO_3,outlet}) \quad (23)$$

$$\bar{R}_{CaCO_3} = \frac{1}{2}(R_{CaCO_3,inlet} + R_{CaCO_3,outlet}) \quad (24)$$

$$\bar{h}_{f,L} = \frac{1}{2}(h_{f,L,inlet} + h_{f,L,outlet}) \quad (25)$$

MVR 立式降膜蒸发管外二次蒸汽冷凝为水, 按膜状冷凝考虑, 其传热系数 (h_o) 计算公式^[16]如下:

$Re_{Lo} < 1800$ 时,

$$h_o = 1.88\lambda_{Lo} \left(\frac{g}{v_{Lo}} \right)^{\frac{1}{3}} Re_{Lo}^{-\frac{1}{3}} \quad (26)$$

$Re_{Lo} > 1800$ 时,

$$h_o = 0.0077 \lambda_{Lo} \left(\frac{g}{\nu_{Lo}^2} \right)^{\frac{1}{3}} Re_{Lo}^{0.4} \quad (27)$$

其中, λ_{Lo} 、 ν_{Lo} 和 Re_{Lo} 分别为冷凝水的导热系数、运动粘度和雷诺数。

冷凝水的雷诺数 Re_{Lo} 可由下式计算:

$$Re_{Lo} = \frac{4W_{mo}}{3600N\pi D_o \mu_{Lo}} \quad (28)$$

其中, W_{mo} 、 μ_{Lo} 、 D_o 分别为蒸发器管外冷凝水每小时的总质量流量、动力粘度, 蒸发管外径。

进而, 可以通过式 (29) ~ 式 (31), 求得蒸发管总传热系数 (U)、蒸发器的蒸发量 ($W_{m, \text{evap}}$) 和浓缩比 (k)。

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_r} + \bar{R}_{CaCO_3} \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \frac{D_o}{D_i} \quad (29)$$

$$W_{m, \text{evap}} = N \cdot U \cdot A \cdot \Delta T \quad (30)$$

$$k = \frac{Q_{v, \text{inlet}}}{Q_{v, \text{outlet}}} = \frac{W_{m, \text{inlet}}}{W_{m, \text{inlet}} - W_{m, \text{evap}}} \frac{\rho_{L, \text{outlet}}}{\rho_{L, \text{inlet}}} \quad (31)$$

其中, A 、 ΔT 、 $Q_{v, \text{inlet}}$ 、 $Q_{v, \text{outlet}}$ 分别为蒸发管传热面积、蒸发管有效传热温差、蒸发器入口渗滤液的体积流量、蒸发器出口渗滤液的体积流量。

3 结果与分析

取时间步长 $\Delta\tau = 1 \text{ d}$, 每天运行按 20 h 考虑, 则 $\Delta\tau = 72\,000 \text{ s}$, 计算周期为一年, 按照表 1 选取各计算参数, 借助 Matlab 数值计算工具, 根据 CaCO_3 污垢形成过程的迭代计算公式 (19) ~ 公式 (20), 利用所建立的数学模型, 对 MVR 立式降膜蒸发管内 CaCO_3 污垢形成过程的污垢总净存量进行迭代计算, 可以得到蒸发器的总体运行参数, 以及蒸发管入口与出口两个位置的液膜溶液 CaCO_3 浓度、结垢参数一年内随时间的变化情况。

3.1 蒸发器总体运行参数变化情况分析

数值计算得到的 MVR 立式降膜蒸发器总体运行参数包括蒸发管内污垢层平均厚度 ($\bar{\delta}_{CaCO_3}$)、蒸发管总传热系数 (U)、蒸发器的蒸发量 ($W_{m, \text{evap}}$) 和浓缩比 (k), 它们在计算周期内随时间的变化情况如图 3 所示。

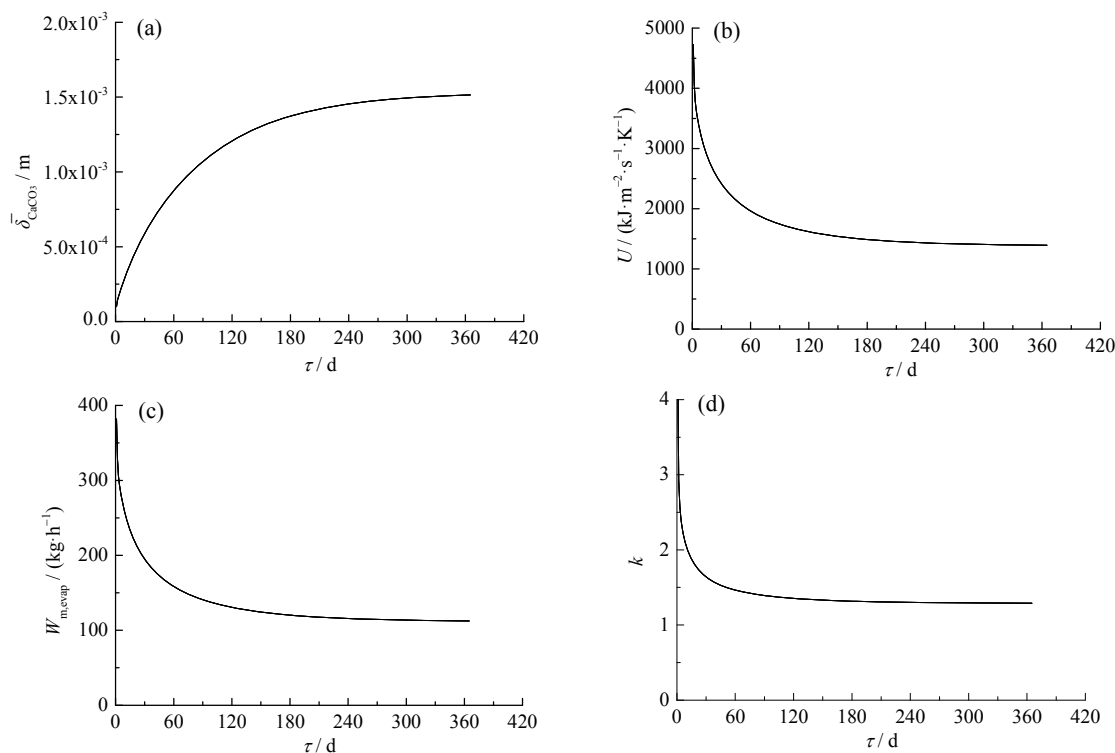


图 3 MVR 立式降膜蒸发器运行参数随时间变化情况

Fig. 3 Operating parameters of MVR vertical drop film evaporator changing with time

由图 3 可知, 蒸发器结垢初期, 由于设计工况下 MVR 蒸发器管内液膜溶液 CaCO₃ 浓度整体较高, 污垢快速增加, 经过 15 天, 蒸发器圆管内的污垢层的平均厚度便达到了 0.40 mm 左右, 使得蒸发管总传热系数快速减小, 进而引起蒸发器的蒸发量、浓缩比急剧减小, 导致蒸发器严重偏离正常工况; 结垢中期, 污垢增加变缓, 相应的蒸发管总传热系数、蒸发器蒸发量和浓缩比减小也变缓; 结垢末期, 污垢层的平均厚度超过 1.50 mm 之后, 污垢将很少增加, 甚至不再增加, 蒸发管总传热系数、蒸发器蒸发量和浓缩比也将减小到最低值并趋于稳定。

3.2 蒸发管入口与出口 CaCO₃ 浓度变化分析

数值计算得到 MVR 立式降膜蒸发管入口与出口处液膜溶液的 CaCO₃ 浓度变化如图 4 所示。

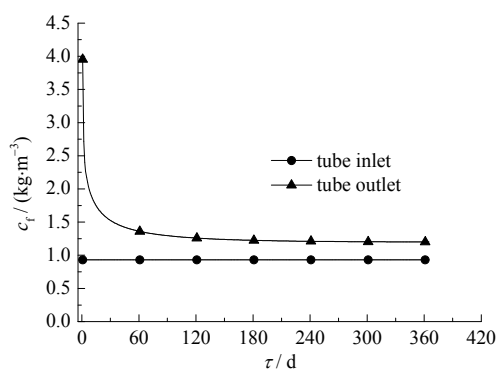


图 4 MVR 立式降膜蒸发管入口与出口液膜溶液的 CaCO₃ 浓度随时间变化情况

Fig. 4 CaCO₃ concentration of liquid membrane in the inlet and outlet of vertical drop film evaporation tube changing with time

由图 4 可知, 在整个计算周期, 蒸发管入口液膜溶液流量不变, CaCO₃ 浓度相对较低, 且始终保持 0.9302 kg·m⁻³ 不变。然而, 受到整个蒸发器结垢的影响, 蒸发管出口液膜溶液流量和 CaCO₃ 浓度变化较大。结垢初期, 由于污垢的快速增加、蒸发管总传热系数快速降低, 引起了蒸发量的急剧降低, 导致了这一时期出口液膜溶液 CaCO₃ 浓度在没有阻垢剂的情况下, 经过 15 天便由设计值的 9.302 kg·m⁻³ (浓缩比 $k = 10$ 时) 急速降低至 1.70 kg·m⁻³ 左右, 蒸发器失效; 结垢中期, 随着污垢的增加变缓, 蒸发管总传热系数减小变缓, 蒸发量减小变缓, 进而导致出口液膜溶液 CaCO₃ 浓度减小变缓; 结垢末期, 污垢增加到一定程度后不再增加, 蒸发管总传热系数、蒸发器蒸发量减小至最小值附近, 趋于稳定,

出口液膜溶液 CaCO₃ 浓度减小到 1.20 kg·m⁻³ 左右, 并保持稳定。

3.3 蒸发管入口与出口污垢变化分析

数值计算得到 MVR 立式降膜蒸发管入口与出口两个位置处的 CaCO₃ 污垢的质量变化速率 dm/dt (包括沉积速率 dm_d/dt 、剥蚀速率 dm_r/dt 、净存速率 dm_f/dt)、污垢层厚度 δ_{CaCO_3} 和污垢热阻 R_{CaCO_3} 在一年内随时间的变化情况分别如图 5 所示。

由图 5a1、图 5b1 和图 5c1 可知, 蒸发管入口结垢参数变化如下: 整个结垢过程 CaCO₃ 污垢的沉积速率仅略微减小; 结垢初期, 污垢剥蚀速率快速增加, 净存速率快速减小, 但由于 CaCO₃ 的沉积速率远大于剥蚀速率, 净存速率数值较大, 污垢层厚度、污垢热阻快速增加, 经过 15 天, 分别达到了 0.16 mm、 $0.42 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 左右; 结垢中期, 随着蒸发管内 CaCO₃ 的剥蚀速率的增大, 净存速率变小, 污垢层厚度和污垢热阻增加变缓; 结垢末期, 污垢积累到一定程度, 液膜溶液流速也增大到一定数值, CaCO₃ 污垢剥蚀速率等于沉积速率, 净存速率趋于零, 污垢层厚度和污垢热阻不再增加, 分别稳定在 1.12 mm、 $2.97 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 左右, 各参数趋于稳定。

由图 5a2、图 5b2 和图 5c2 可知, 蒸发管出口结垢参数变化如下: 结垢初期, 起初蒸发管出口液膜溶液的流量很小、CaCO₃ 浓度很大, CaCO₃ 污垢沉积速率很高、剥蚀速率很低, 相应的净存速率很高, 污垢层厚度和污垢热阻一开始便很快达到了较大值, 随着蒸发器污垢的迅速积累, 蒸发管总传热系数急速降低, 蒸发量急速减小, 出口液膜溶液流量急速增加和 CaCO₃ 浓度急速减小, 相应的 CaCO₃ 污垢沉积速率迅速减小, 剥蚀速率迅速增加, 净存速率迅速减小。但由于 CaCO₃ 的沉积速率远大于剥蚀速率, 净存速率数值较大, 污垢层厚度和污垢热阻迅速增加, 经过 15 天, 分别达到了 0.61 mm、 $1.62 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 左右; 结垢中期, 随着蒸发管内 CaCO₃ 的沉积速率的减小, 剥蚀速率的增大, 净存速率变小, 污垢层厚度、污垢热阻增加变缓; 结垢末期, 蒸发管内 CaCO₃ 污垢剥蚀速率也将趋近于沉积速率, 净存速率趋近于零, 污垢层厚度和污垢热阻不再增加, 分别稳定在 1.90 mm、 $5.04 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 左右, 各参数趋于稳定。相比蒸发管入口, 经蒸发浓缩后的管出口在

整个结垢过程中的液膜溶液流量小, CaCO_3 浓度高, 因而结垢问题更严重, 且受整个蒸发管结垢的

影响, 液膜溶液流量、 CaCO_3 浓度变化较大, 各结垢参数变化更迅速, 更早趋于稳定。

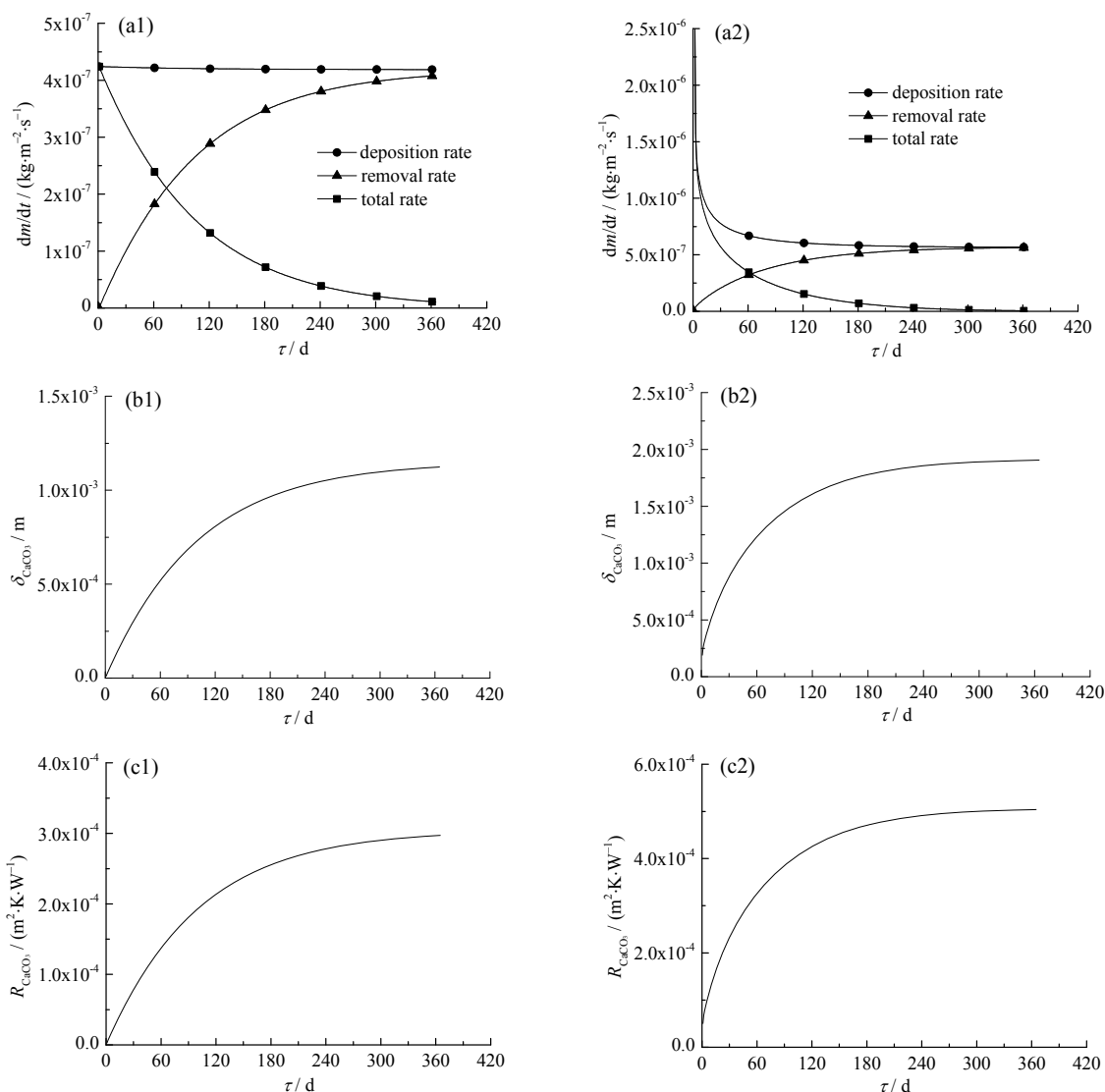


图 5 MVR 立式降膜蒸发管入口 (a1、b1 和 c1) 与出口 (a2、b2 和 c2) 处的 CaCO_3 结垢过程参数随时间变化情况
Fig. 5 Process parameters of CaCO_3 fouling in the inlet and outlet of MVR vertical drop film evaporation tube

4 结 论

通过对垃圾渗滤液浓缩用 MVR 立式降膜蒸发管内 CaCO_3 结垢过程的数值计算分析, 可以得出以下结论:

(1) MVR 蒸发器结垢初期, 由于蒸发管内 CaCO_3 污垢的沉积速率远大于剥蚀速率, 净存速率较大, 污垢层厚度和污垢热阻快速增加, 使得蒸发管总传热系数快速减小, 进而引起蒸发器的蒸发量、浓缩比快速减小; 结垢中期, 随着蒸发管内 CaCO_3 污垢的净存速率减小, 污垢增加变缓, 各结

垢参数变化趋势由急变缓; 结垢末期, 蒸发管内 CaCO_3 污垢的净存速率趋近于零, 污垢不再增加, 各参数逐渐趋于稳定。

(2) 通过对 MVR 立式降膜蒸发管入口与出口两个位置结垢过程比较可知, 相比蒸发管入口, 经蒸发浓缩后的管出口在整个结垢过程的液膜溶液流量小, CaCO_3 浓度高, 结垢问题更严重, 且受整个蒸发管结垢影响, 液膜溶液流量和 CaCO_3 浓度变化较大, 各结垢参数变化更迅速, 更早趋于稳定。

(3) MVR 蒸发器 CaCO_3 污垢的快速增加主要发生在结垢初期, 并集中于蒸发管下部。为此, 需

要在蒸发器运行初期便加大污垢防治, 可考虑在渗滤液进入蒸发器前去除其大部分 Ca²⁺; 或采用阻垢物化手段(电磁波、静电、阻垢剂)减缓蒸发管内 CaCO₃ 晶体生长; 或增加液膜溶液流速, 提高蒸发管内 CaCO₃ 剥蚀速率, 防止 CaCO₃ 污垢快速生长; 与此同时, 还应该加强对蒸发管下部污垢以及蒸发器蒸发量的监测, 以便及时掌握蒸发器结垢情况, 进行必要的酸洗, 从而保证 MVR 蒸发浓缩设备的长期高效安全运行。

参考文献:

- [1] 张浩, 孙力平, 安莹, 等. 垃圾渗滤液水质特性研究进展[J]. 四川环境, 2010, 29(2): 113-118. DOI: 10.3969/j.issn.1001-3644.2010.02.027.
- [2] 许玉东, 聂永丰, 岳东北. 垃圾填埋场渗滤液的蒸发处理工艺[J]. 环境污染治理技术与设备, 2005, 6(1): 68-72. DOI: 10.3969/j.issn.1673-9108.2005.01.014.
- [3] 高丽丽, 张琳, 杜明照. MVR 蒸发与多效蒸发技术的能效对比分析研究[J]. 现代化工, 2012, 32(10): 84-86. DOI: 10.3969/j.issn.0253-4320.2012.10.022.
- [4] 区藏器, 李穗中. MVR 处理垃圾填埋渗滤液的合理途径[J]. 广州环境科学, 2011, 26(1): 17-22.
- [5] 林培滋, 黄世煜, 初惠萍. 温度对碳酸钙结垢过程的影响[J]. 石油与天然气化工, 1999, 28(2): 128-129.
- [6] 张小霓. 电导率法评定阻垢剂及碳酸钙结晶动力学研究[D]. 武汉: 武汉大学, 2004.
- [7] BRAHIM F, AUGUSTIN W, BOHNET M. Numerical simulation of the fouling process[J]. International journal of thermal sciences, 2003, 42(3): 323-334. DOI: 10.1016/S1290-0729(02)00021-2.
- [8] 徐志明, 张仲彬, 程浩明. 管内 CaCO₃ 污垢形成过程的数值模拟[J]. 工程热物理学报, 2009, 30(12): 2099-2101. DOI: 10.3321/j.issn:0253-231X.2009.12.034.
- [9] 程浩明. CaCO₃ 污垢生长过程的数值模拟[D]. 吉林: 东北电力大学, 2009.
- [10] 邹龙生, 谢加才, 周伟国, 等. 水平管降膜蒸发器综合传热系数研究[J]. 中国电机工程学报, 2011, 31(S1): 175-180. DOI: 10.13334/j.0258-8013.pcsee.2011.s1.022.
- [11] 邹龙生, 陈德珍, 尹丽洁, 等. 稠油废水高倍蒸发浓缩污垢的形成和模拟[J]. 同济大学学报(自然科学版), 2014, 42(3): 441-446. DOI: 10.3969/j.issn.0253-374x.2014.03.018.
- [12] CHUN K R, SEBAN R A. Heat transfer to evaporating liquid films[J]. Journal of heat transfer, 1971, 93(4): 391-396. DOI:10.1115/1.3449836.
- [13] 威尔特 J R, 威克斯 C E, 威尔逊 R E, 等. 动量、热量和质量传递原理[M]. 马紫峰, 吴卫生, 等, 译. 4 版. 北京: 化学工业出版社, 2005: 322.
- [14] STEPHEN H, STEPHEN T. Solubilities of inorganic and organic compounds. Vol.1 (part 1)[M]. Oxford: Pergamon Press, 1963.
- [15] 尾花英朗. 热交换器设计手册 下册[M]. 徐中权, 译. 北京: 石油工业出版社, 2007: 376-414.
- [16] 朱玉峰, 董金华. 竖管降膜蒸发器的性能研究[J]. 轻工机械, 2005, 23(2): 13-15. DOI: 10.3969/j.issn.1005-2895.2005.02.004.

作者简介:

杨承志(1986-), 男, 硕士, 助理研究员, 主要从事 MVR 蒸发浓缩技术、换热器防垢除垢技术研究。

冯自平(1968-), 男, 博士, 研究员, 博士生导师, 主要从事高效换热技术、先进蓄能技术等研究。