

## 信息技术应用

## 三效 MVR 系统的流程模拟及性能研究

李志新, 王亚雄\*

(内蒙古科技大学化学与化工学院, 内蒙古 包头 014000)

**摘要:**基于多效蒸发与 MVR 技术的优点, 将 2 种工艺进行结合, 提出多效 MVR 节能工艺的新思路, 介绍了三效 MVR 蒸发系统的工作原理。通过 Aspen Plus 模拟了整个系统的工艺流程, 并对三效 MVR 进行了性能分析。为了减少换热强度, 应该尽量降低蒸发压强, 这样原料需要预热的温度也会减小; 压缩机的蒸汽压缩比维持在 1.6~2.0 比较合适; 进料浓度不宜过大, 高浓度进料液需适当稀释后再进行蒸发; 为了提高此蒸发系统的制热能效比, 需适当地减小压缩比; 考虑到整个系统的节能效果, 此系统在低温低压下运行较为合适。

**关键词:**三效; MVR; Aspen Plus 模拟; 性能研究; 节能

中图分类号: TQ51

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2019)10-0200-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2019.10.044

## Process simulation and performance study of three-effect MVR system

LI Zhi-xin, WANG Ya-xiong\*

(School of Chemistry and Chemical Engineering, Inner Mongolia University of Science &amp; Technology, Baotou 014000, China)

**Abstract:** Based on the advantages of multi-effect evaporation and mechanical vapor recompression (MVR) technologies, a new idea of multi-effect MVR energy-saving process is put forward by combining these two technologies. The working principle of three-effect MVR evaporation system is introduced. The process flow chart of the whole system is established by Aspen Plus simulation software, and the performance of three-effect MVR is analyzed. In order to reduce the heat transfer intensity, the evaporation pressure shall be reduced as far as possible, so that the temperature for the feedstock to preheat will be lower. The steam compression ratio of the compressor is suggested to maintain between 1.6 and 2.0. Higher concentration of raw material shall be diluted properly before evaporation. To improve the heating energy efficiency ratio of the evaporation system, the compression ratio shall be appropriately reduced. Taking into account the energy saving effect of the whole system, this system is suitable for operating at low temperature and low pressure.

**Key words:** three-effect; mechanical vapor recompression; Aspen Plus simulation; performance study; energy conservation

随着当今世界的发展, 淡水资源缺乏形势越发严峻, 发展海水淡化技术, 利用海水进行淡化处理已成为世界各国共同关注的焦点。在众多海水淡化技术中, 多效蒸发和机械蒸汽再压缩技术以操作简单、运行维护成本低等优势, 成为海水淡化的主要研究方向<sup>[1]</sup>。其中多效蒸发工艺因多次利用二次蒸汽能达到一定的节能效果。多效蒸发能够利用低品位蒸汽的余热加热海水, 对比其他海水淡化方法, 能耗相对较低<sup>[2-3]</sup>, 但未效蒸汽需用冷凝系统进行冷凝。而机械蒸汽再压缩技术(MVR)可以反复循环利用二次蒸汽的潜热, 同时 MVR 蒸发系统还有占地面积小、低温蒸发、无需冷却系统冷凝未效蒸汽等优点<sup>[4]</sup>, 但目前来看, MVR 蒸发系统以单效为主, 蒸发过程能耗依然较高, 同时压缩机提升二次蒸汽温度的能力有限, 并且溶液存在沸点升, 有效传热温差

低, 设备投资高。因此, 基于系统自身热量循环利用的设计思想<sup>[5]</sup>, 以传统三效蒸发技术和单效 MVR 蒸发技术为基础, 提出多效 MVR 的新思路, 针对溶液沸点升在 10℃ 以内的溶液, 利用单效 MVR 蒸发和传统三效蒸发系统结合, 设计了三效 MVR 蒸发系统, 旨在降低蒸发浓缩过程能耗, 同时分析了各运行参数的变化对系统性能的影响情况, 为进一步降低蒸发浓缩过程能耗提供参考。

由于海洋的开放性, 使其组成变得非常复杂, 但是在海水淡化工程中, 原料海水都会经过一系列的预处理过程, 除掉了大部分的成分, 所以在模拟的过程中针对海水仅考虑最为重要的 2 种组分: 水和氯化钠。

国内外对 MVR 系统做了大量的研究。吴易飞等<sup>[6]</sup>、Han 等<sup>[7]</sup>将自回热理论应用于 MVR 蒸发浓

收稿日期: 2019-02-18; 修回日期: 2019-07-27

基金项目: 内蒙古自治区科技创新引导资金项目(CY20171707)

作者简介: 李志新(1993-), 男, 硕士生; 王亚雄(1964-), 男, 教授, 主要研究方向为太阳能利用、相变储能技术、多效蒸发, 通讯联系人, yaxiong@hotmail.com。

缩过程,取得了良好的节能效果。高效的气液分离器是 MVR 蒸发技术中一个关键的单元设备,普通的气液分离器在分离的二次蒸汽中会夹带一定的溶质和液体水滴,由于系统蒸发出的二次蒸汽需要进入压缩机压缩,蒸汽中即使携带少量的液体,也会降低蒸汽的压缩效率,而且会对压缩机的叶轮造成冲击以致损坏<sup>[8]</sup>。除沫后的二次蒸汽经过压缩机压缩后,通常情况下会有一定的过热度,过热蒸汽不仅会对设备造成巨大的损坏,而且会降低传热效率<sup>[9]</sup>。因此,如何将过热蒸汽先变成饱和蒸汽,也是 MVR 蒸发技术中不可或缺的操作之一。刘立<sup>[10]</sup>构建了 MVR 循环工艺模型,以此验证了实际运行中电动机的功率以及蒸汽的冷凝放热量,得出了所构建模型的可靠性,并进行了 MVR 系统放大分析。Han<sup>[11]</sup>利用 Aspen Plus 基于 MVR 技术的工作原理构建了单级和双级的零排放海水淡化系统,并对传统蒸发技术分析了能耗情况。顾承真等<sup>[12]</sup>以水作为工质,使用 Aspen Plus 建立了蒸发流程模型,并分析了补充水的量、循环蒸汽量与蒸发压强、进料温度、蒸汽压缩比之间的关系,提出了最佳的工艺操作条件。这些研究足可以看出 Aspen Plus 在分析 MVR 系统上有很大的应用。

## 1 三效 MVR 系统理论分析与模型的构建

图 1 为三效 MVR 蒸发工艺流程。三效 MVR 系统处于稳定运行状态时的物料经冷凝水和浓溶液预热后,依次通过各效蒸发器。一效蒸发器产生的二次蒸汽 6 进入二效蒸发器,作为其热源;同理,二效蒸发器产生的二次蒸汽 8 进入三效蒸发器,三效蒸发器产生的二次蒸汽 11 进入压缩机增温增压,之后回到一效蒸发器,如此构成一个循环,从而利用了二次蒸汽 11 中所含的潜热,避免了直接冷凝所造成的热量损失,浓缩后的溶液从三效蒸发器中排出。系统稳定运行时,主要能耗是压缩机消耗的电能。

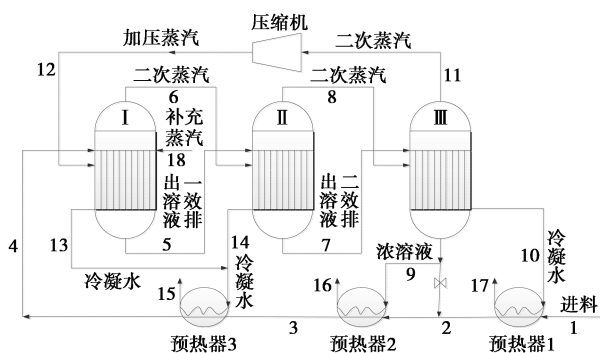


图 1 三效 MVR 蒸发工艺流程

### 1.1 三效 MVR 系统理论分析

三效 MVR 系统存在物料衡算与能量衡算,物料衡算用式(1)计算:

$$Fx_0 = (F - W)x_3 \quad (1)$$

式中,  $F$  为原料液流量, kg/h;  $W$  为水分蒸发量, kg/h;  $x_0$  为原料液中 NaCl 的质量分数, %;  $x_3$  为浓缩液中 NaCl 的质量分数, %。

能量衡算由式(2)计算:

$$Q_{e1} + Q_{e2} + M_1H_1 = M_{15}H_{15} + M_{16}H_{16} + M_{17}H_{17} \quad (2)$$

式中,  $Q_{e1}$ 、 $Q_{e2}$  分别为压缩机和补充蒸汽输入的能量, kJ;  $H_i$  为焓, kJ/kg。

系统中产生的二次蒸汽进入蒸汽压缩机进行压缩后变为过热蒸汽,其中,压缩后的过热温度<sup>[13]</sup>可由式(3)计算:

$$T_d/T_s = 1 + [(k-1)/k] \times [(\varepsilon-1)/\eta_v] - \tau \quad (3)$$

式中,  $T_d$  为压缩后过热蒸汽的温度, K;  $T_s$  为料液在蒸发压强下的饱和温度, K;  $k$  为绝热系数;  $\varepsilon$  为压缩比;  $\eta_v$  为容积效率, %;  $\tau$  为压缩机温度偏差, K。

一定工况下,蒸汽压缩机在压缩过程中所消耗的理论功率<sup>[14]</sup>由式(4)计算:

$$W_{th} = [k/(k-1)]q_{vs}P_1(\varepsilon^{(m-1)/m} - 1) \quad (4)$$

式中,  $W_{th}$  为压缩机的理论功率, kW;  $q_{vs}$  为二次蒸汽的体积流量, m<sup>3</sup>/s;  $P_1$  为蒸发压强, kPa;  $m$  为多变系数。

由于压缩机压缩二次蒸汽属于多变过程,同时,压缩机本身存在机械效率,所以实际运行过程中,压缩机消耗的总功率按式(5)<sup>[15-16]</sup>计算:

$$W_T = W_{th}/(\eta_e \cdot \eta_m) \quad (5)$$

式中,  $W_T$  为压缩机的实际功率, kW;  $\eta_e$  为机械效率, %;  $\eta_m$  为多变效率, %。

过热蒸汽在进入蒸发器以前,需要对其进行饱和化处理,所需要冷却水的质量流量由式(6)计算:

$$Dh_w + q_s h_s = (D + q_s) \cdot h_{sa} \quad (6)$$

式中,  $h_w$  为过热蒸汽的单位比焓, kJ/kg;  $q_s$  为冷凝水的质量流量, kg/h;  $h_s$  为冷凝水的单位比焓, kJ/kg;  $h_{sa}$  为饱和蒸汽的单位比焓, kJ/kg。

制热能效比(COP)反映的是整个系统的技术经济性能,是系统蒸发能耗和压缩机功耗的比值,该系数表征的是整个系统对能量的利用情况, COP 值越高,说明系统对能量的利用率越高, COP<sup>[17]</sup> 的值由式(7)计算:

$$COP = (M_6r_6 + M_8r_8 + M_{11}r_{11})/(Q_{e1} + Q_{e2}) \quad (7)$$

### 1.2 三效 MVR 系统模型的构建

Aspen Plus 主要由 3 部分组成,系统实现策略、

单元操作模块、物性数据库,可以对单个操作单元和整个工艺流程进行模拟<sup>[18]</sup>。本文中根据 MVR 工艺原理以及 Aspen Plus 模拟的特点<sup>[19-20]</sup>,选用通过热物流连接的 2 个 Heater 与两相闪蒸器 flash2 共同组成蒸发器及气液分离器,选用 compr 作为蒸汽压缩机,选用一个 Heater 将压缩出来的过热蒸汽冷凝到饱和,整个三效 MVR 系统分析模型如图 2,物料选用一定质量分数的 NaCl 溶液,考察进料温度、蒸发

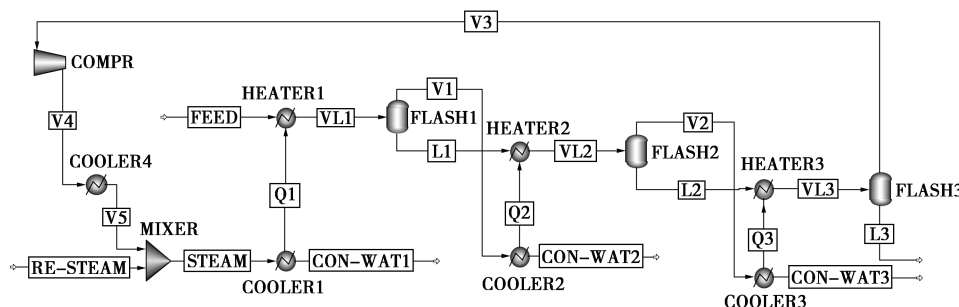


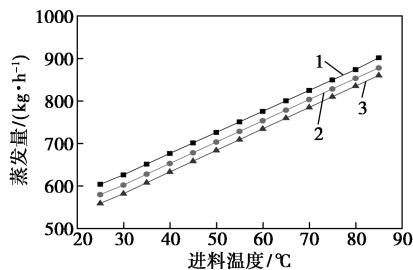
图 2 三效 MVR 模拟流程

## 2 模拟结果与分析

### 2.1 蒸发量、补充新鲜蒸汽量与进料温度、蒸发压强的关系

各效压降 20 kPa,一效压强分别选 60、70、80 kPa 的情况下,原料液的进料量为 1 000 kg/h,初始阶段产生的二次蒸汽量为 300 kg/h,原料液中 NaCl 质量分数 3.8%,分别研究补充蒸汽量、蒸发量与蒸发压强、进料温度的关系。

由图 3 可知,当蒸发压强保持不变,蒸发量随着进料温度的增加呈线性增加,在同一进料温度下,蒸发量随蒸发压强的升高而减小。这是因为原料液在进入蒸发器后需要先加热到相应压强下的沸点温度才可以进行蒸发,维持蒸汽换热量不变的前提下,进入蒸发器的原料液温度越高,本身携带的热量越多,相应的蒸发量就越大。而在进料温度相同的情况下,蒸发压强越高,相对应的溶液饱和沸点越高,因



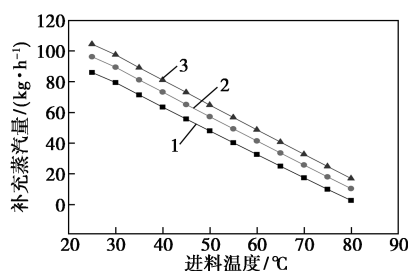
蒸发压强:1—60 kPa;2—70 kPa;3—80 kPa

图 3 蒸发量与进料温度的关系

压强、进料浓度、二次蒸汽经过压缩机压缩后的压力升以及补充新鲜蒸汽的量对蒸发量、压缩机功率、COP 的影响。为保证模拟结果的合理性,现作以下假设:①整个 MVR 系统的热量损失主要集中在蒸发器的换热过程,选择总换热量的 5% 作为整个系统的热量损失。②初始条件为产生一定量的二次蒸汽的情况下,忽略启动时所需要的新鲜蒸汽。③蒸汽压缩机的多变效率、机械效率均取为 90%。

此蒸发量越小。

由图 4 可知,为达到热平衡,在同一蒸发压强下,进料温度升高,补充的新鲜蒸汽量明显减少,在同一进料温度下,蒸发压强升高,补充的新鲜蒸汽量逐渐增大。这是因为在相同的蒸发压强下,温度高的原料液本身携带的热量多,需要加热到沸点所需要的热量就会减少,因此补充的新鲜蒸汽的量会相应地减少。当进料温度保持不变,系统的蒸发压强越高,其中溶液所对应的饱和沸点温度越高,二次蒸汽的产生量就会变少,因此补充的新鲜蒸汽量就会越多。



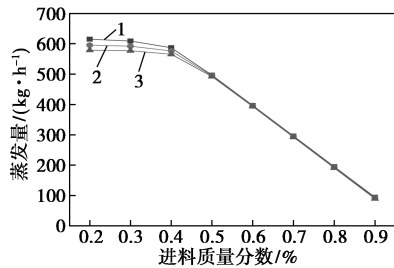
蒸发压强:1—60 kPa;2—70 kPa;3—80 kPa

图 4 补充蒸汽量与进料温度的关系

### 2.2 蒸发量与进料质量分数、蒸发压强的关系

各效压降 20 kPa,一效压强分别选 60、70、80 kPa 的情况下,原料液的进料量为 1 000 kg/h,初始阶段产生的二次蒸汽量为 300 kg/h,进料温度为饱和温度,选取不同的进料质量分数,研究蒸发量与蒸发压强的关系。

由图5可知,当蒸发压强保持不变,进料质量分数升高,料液的蒸发量逐渐减小,且蒸发压强为60 kPa时蒸发量的下降速度要小于蒸发压强为70、80 kPa时的。因为在系统的换热量与进料温度一定的情况下,进料的质量分数越大,溶液的沸点越高,溶液达到沸腾需要的热量会越多,因此蒸发量变少。



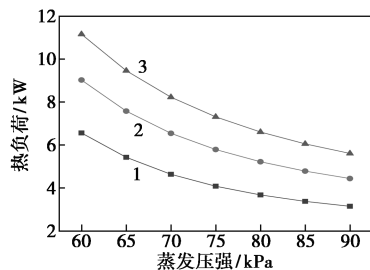
蒸发压强:1—60 kPa;2—70 kPa;3—80 kPa

图5 蒸发量与进料质量分数的关系

### 2.3 压缩机功率、冷凝器热负荷与蒸发压强和蒸汽压力升的关系

各效压降20 kPa,一效蒸发压强分别选择60、65、70、75、80、85、90 kPa,二次蒸汽经过压缩机压缩后的压力升分别选择30、40、50 kPa的情况下,原料液的进料量为1 000 kg/h,初始阶段产生的二次蒸汽量为300 kg/h,进料温度为饱和温度,进料质量分数为3.8%,分别研究压缩机功率、冷凝器热负荷与蒸发压强和蒸汽压力升的关系。

由图6可知,保持蒸汽压力升不变,冷凝器热负荷随着蒸发压强的升高而降低,蒸发压强相同时,冷凝器热负荷随着蒸汽压力升的上升而升高,这是因为在同一蒸发压强下,蒸汽的压力升越大,相对应压缩机的压缩比会越大,压缩后蒸汽的热量会变大,需要压缩机做更多的功,致使消耗的功率越大,则末效蒸汽经过压缩后的过热度越大,为冷凝到饱和状态,消耗冷却水的量也相应地增加。当蒸汽的压力升一定、压缩机的处理量不变时,随着蒸发压强的增大,

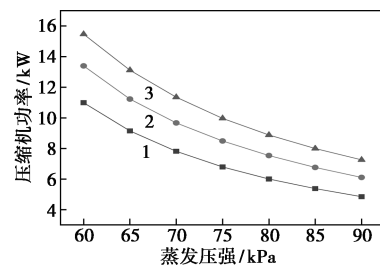


压力升:1—30 kPa;2—40 kPa;3—50 kPa

图6 热负荷与蒸发压强的关系

压缩机对应的压缩比会相应地减小,因此压缩后二次蒸汽的能量会变小,过热温度会减小,被冷却水冷却成饱和蒸汽所放出的热量同样会减小。

由图7可知,保持蒸汽压力升不变,压缩机功率随着蒸发压强的升高而降低,保持蒸发压强不变,压缩机功率随着蒸汽压力升的上升而升高。这是因为在同一蒸发压强下,蒸汽的压力升越大,压缩机做功更多,消耗的功率越大,当蒸汽的压力升一定、压缩机的处理量不变时,随着蒸发压强的增大,压缩机对应的压缩比会相应地减小,压缩机消耗的功率越小。



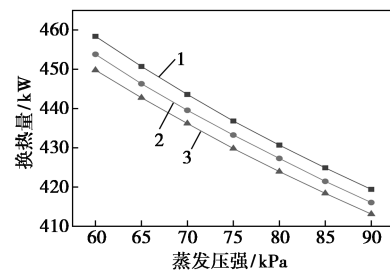
压力升:1—30 kPa;2—40 kPa;3—50 kPa

图7 压缩机功率与蒸发压强的关系

### 2.4 换热量、COP与蒸发压强、压力升的关系

原料液的进料量为1 000 kg/h,初始二次蒸汽量为300 kg/h,原料液的质量分数为3.8%,沸点进料,热损失保持换热总量的5%,分别研究制热能效比COP、系统换热量与压力升、蒸发压强的关系。

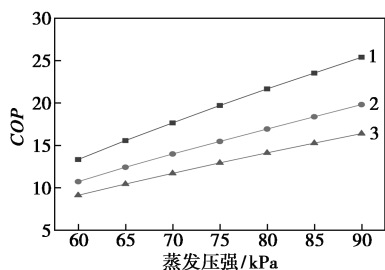
由图8可知,保持蒸汽压力升不变,蒸发器的换热量随蒸发压强的升高而降低;蒸发压强不变时,随着压力升的降低而升高。这是因为在一定的压力升下,蒸发压强越大,末效出口蒸汽压强越大,被压缩后的蒸汽压越大,相对应的气化热越小,如保持产生的二次蒸汽量不变,则蒸发器的换热量会相应减小;在同一蒸发压强下,由于二次蒸汽的进料量一定,蒸汽的压力升越大,二次蒸汽被压缩后的饱和蒸汽压越大,相对应的气化热值变小,蒸发器的换热量变小。



压力升:1—30 kPa;2—40 kPa;3—50 kPa

图8 换热量与蒸发压强的关系

由图 9 可知,在同一压力升下,随蒸发压强的增大,相对应的压缩比减小,压缩机消耗功率变小, $COP$  值变大,蒸发压强不同时,压力升越小, $COP$  增幅越大,在不同的压强下,压力升为 30 kPa 时的  $COP$  增幅最大,因此压缩比越小, $COP$  值越大,所以适当地增大蒸发压强,能够降低系统能耗,提高系统的  $COP$ 。但由于需要维持一定的蒸发量,因此,压缩比应该有一个合理的取值范围。



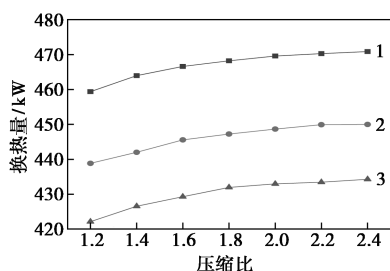
压力升: 1—30 kPa; 2—40 kPa; 3—50 kPa

图 9  $COP$  与蒸发压强的关系

### 2.5 换热量、 $COP$ 与蒸发压强、压缩比的关系

各效压降 20 kPa, 一效蒸发压强分别为 60、70、80 kPa, 选取不同的蒸汽压缩比, 原料液的进料量为 1 000 kg/h, 初始二次蒸汽量为 300 kg/h, 原料液的质量分数为 3.8%, 沸点进料, 热损失保持换热总量的 5%。分别研究制热能效比  $COP$ 、系统换热量与压缩比、蒸发压强的关系。

由图 10 可知,随着压缩比的增大,蒸发器换热量逐渐变大,但增加的速率逐渐变小,为了保证压缩的可操作性和安全性,压缩比应该尽可能地减小为好。

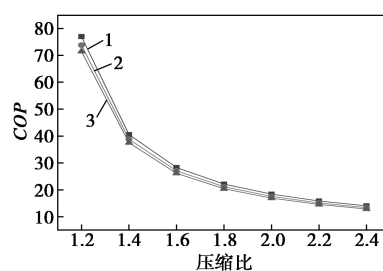


蒸发压强: 1—60 kPa; 2—70 kPa; 3—80 kPa

图 10 换热量与压缩比的关系

由图 11 可知,压缩比升高,系统  $COP$  逐渐减小,压缩比到达 1.8 以后, $COP$  值减小的速度明显变缓,但是此时的系统能效比依然较高。

综合以上考虑,选择压缩比为 1.8 时较为合适,考虑到工程应用具有复杂多变性,压缩比控制的范围应左右各扩大 20%,所以,压缩比应该控制在 1.6~2.0。



蒸发压强: 1—60 kPa; 2—70 kPa; 3—80 kPa

图 11  $COP$  与压缩比的关系

## 3 结论

通过 Aspen Plus 对三效 MVR 蒸发系统的几个节点进行了模拟,主要通过进料温度、蒸发压强、蒸发量、补充新鲜蒸汽量、二次蒸汽经过压缩机的压力升、进料浓度、系统换热量、冷凝器热负荷、压缩机功率、 $COP$  性能评价指标来对三效 MVR 蒸发系统的性能进行研究,并分析了模拟结果,结论如下。

(1) 为更好地将系统热能用于蒸发,减少新鲜蒸汽的消耗量,原料液进入蒸发器之前,最好先加热到沸点以后。

(2) 此蒸发系统在低温低压条件下运行更为合适,同时需要结合物料的热敏性进行考虑。

(3) 物料的浓度越大,沸点升越大,越不易蒸发,因此对浓度较大的原料液而言,适当地稀释可以促进蒸发效率。

(4) 将蒸汽压缩比适当地降低,可以提高蒸发系统的制热能效比,减少压缩机消耗功率,减少冷凝水的用量。理论上,压缩比越小,系统越节能。但由于系统需要维持一定的换热量,因此,蒸汽压缩比范围在 1.6~2.0 时较好。

## 参考文献

- [1] 陈侠,陈丽芳.浅谈我国浓海水化学资源的综合利用[J].盐科学与化工,2008,37(5):47-50.
- [2] 童金忠,葛文越.海水淡化主要方法介绍和比较[J].中国建设信息;水工业市场,2007,(3):45-49.
- [3] Khawaji A D, Kutubkhanah I K, Wie J M. Advances in seawater desalination technologies[J]. Desalination, 2008, 221(1):47-69.
- [4] Liang L, Han D, Ma R, et al. Treatment of high-concentration wastewater using double-effect mechanical vapor recompression[J]. Desalination, 2013, 314(4):139-146.
- [5] Han D, He W, Yue C, et al. Analysis of energy saving for ammonium sulfate solution processing with self-heat recuperation principle[J]. Applied Thermal Engineering, 2014, 73(1):641-649.
- [6] 吴易飞,韩东,何伟峰,等.维生素低温蒸发结晶单元的自回热设计及分析[J].化工学报,2014,65(12):4831-4838.

(下转第 207 页)

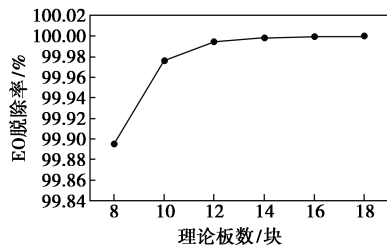


图6 EO有机物脱除率随理论板数的变化

由图5可知,尾气中EO浓度随理论板数的增大而逐步降低,降低趋势在理论板数达到12块后逐渐平缓。结合图6可得出,在理论板数为18块时,EO脱除率达到99.9999%,排放尾气中EO浓度为 $0.32 \text{ mg/m}^3$ ,达到最新的排放标准。

#### 2.4 乙二醇水溶液

乙二醇水溶液洗涤方案模拟基本参数如表2所示。在保证排放尾气中EO浓度 $<0.5 \text{ mg/m}^3$ 条件下,模拟计算吸收剂中乙二醇含量对吸收剂用量的影响。结果如图7所示。

表2 乙二醇水溶液洗涤方案主要工艺参数

尾气冷却温度/ $^{\circ}\text{C}$	吸收剂进料温度/ $^{\circ}\text{C}$	吸收塔理论板数
-15	5	18

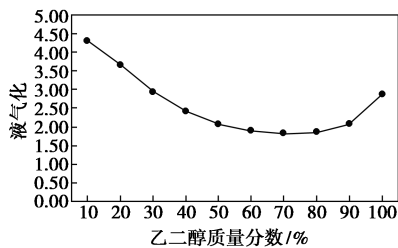


图7 液气质量比随乙二醇质量分数的变化

随着吸收剂中乙二醇含量逐渐增大,液气比逐渐减小,乙二醇质量分数增加到40%,液气比开始减少缓慢,增加到70%,液气比不再减少,反而开始增加。乙二醇质量分数40%时,液气比2.42,与凝水吸收相比较,节约了吸收液5 t/h,吸收效果明显提高。

### 3 结论

采用PROII模拟软件对EO装置尾气吸收塔进行了模拟,优化后的工艺参数是:尾气冷却温度 $15^{\circ}\text{C}$ ,凝液进水温度 $5^{\circ}\text{C}$ ,液气质量比2.42,吸收塔理论板数18。另外,采用乙二醇水溶液替代凝水进行尾气吸收,相同条件下,乙二醇质量分数40%时,液气比2.42,相比凝水5.95液气比,废液减少了60%。同时二元醇溶液对环境无害,安全无毒,一般生化处理即可满足环保要求,而且一定浓度的乙二醇水溶液可回收利用,增加经济效益。

### 参考文献

(上接第204页)

- [7] Han D, Chen Y, He W, et al. Energy saving analysis for a solution evaporation system with high boiling point elevation based on self-heat recuperation theory[J]. Desalination, 2015, 355(355): 197-203.
- [8] Alexander K, Donohue B, Feese T, et al. Failure analysis of an MVR (mechanical vapor recompressor) impeller[J]. Engineering Failure Analysis, 2010, 17(6): 1345-1358.
- [9] Liang L, Han D, Ma R, et al. Treatment of high-concentration wastewater using double-effect mechanical vapor recompression[J]. Desalination, 2013, 314(4): 139-146.
- [10] 刘立. 机械蒸汽再压缩式降膜蒸发系统的设计和性能研究[D]. 天津: 河北工业大学, 2014.
- [11] Han D. Study on zero-emission desalination system based on mechanical vapor recompression technology [J]. Energy Procedia, 2015, 75: 1436-1444.
- [12] 顾承真, 闵兆升, 洪厚胜. 机械蒸汽再压缩蒸发系统的性能分析[J]. 化工进展, 2014, 33(1): 30-35.
- [13] 苏春模. 罗茨鼓风机及其使用[M]. 长沙: 中南工业大学出版社, 1999.
- [14] 刘立, 张继军, 刘燕, 等. 机械蒸汽再压缩式热泵用于降膜蒸发系统的研究[J]. 现代化工, 2014, 34(9): 128-132.
- [15] Martin Fehlua, Specht E. Optimization of vapor compression for cost savings in drying processes[J]. Chemical Engineering Technology, 2011, 23(10): 901-908.
- [16] 梁林. 处理高浓度含盐废水的机械蒸汽再压缩系统设计及性能研究[D]. 南京: 南京航空航天大学, 2013.
- [17] 韩东, 彭涛, 梁林, 等. 基于蒸汽机械再压缩的硫酸铵蒸发结晶实验[J]. 化工进展, 2009, 28(S1): 187-189.
- [18] 张治山, 杨超龙. Aspen Plus 在化工中的应用[J]. 广东化工, 2012, 39(3): 77-78.
- [19] 郝冬青, 沙作良, 王彦飞, 等. 低温多效海水淡化系统的 Aspen Plus 模拟[J]. 天津科技大学学报, 2011, 26(1): 47-50.
- [20] 陈军. 低温多效蒸发海水淡化系统工艺流程模拟及优化[D]. 北京: 北京化工大学, 2013. ■