

## 2级分段膜法海水淡化系统设计参数的数模计算

陆 彬, 杨志峰, 沈小红, 王如华

(上海市市政工程设计研究总院(集团)有限公司, 上海 200092)

**摘 要** 提出了 1 种膜法海水淡化系统的数模分析方法, 利用这种方法计算研究了 2 级分段膜法海水淡化系统。结果表明, 系统比能耗的洼值区为一级一段、一级二段膜回收率的低值区(低于 50%)及二级膜回收率的高值区(大于 50%)。系统回收率随一级一段、一级二段、二级反渗透回收率的增加而增加, 但增加的幅度不同, 系统回收率随一级二段膜回收率的增加增幅较大, 随一级一段膜和二级膜回收率的增加增幅较小。2 级分段膜工况参数的优化工况点为系统比能耗等值面与系统回收率等值面的切点。在工程设计实践中, 当需要保证较高的系统回收率时(如 70%), 2 级分段膜法较常规的 2 级不分段膜法系统比能耗更低(如低 34.35%)。可为工程设计实践提供借鉴。

**关键词** 海水淡化 2 级分段膜法 反渗透膜 比能耗 回收率 系统设计

**中图分类号** TP747.7

**文献标识码** A

**文章编号** 1000-3770(2017)10-0028-005

反渗透海水淡化是以高于海水渗透压的反渗透压力驱动盐分离的过程, 同时产生较大的能耗。反渗透压力消耗约占年运营成本的 50%~60%, 是影响制水成本和项目可行性的关键因素<sup>[1]</sup>。工程设计时, 膜法海水淡化系统往往要求具有较低的比能耗和较高的系统回收率, 以降低系统能耗和水耗, 而较低的系统比能耗与较高的系统回收率又是一对矛盾体。因此, 系统比能耗与系统回收率的优化策略成为膜法海水淡化系统设计的关键内容之一<sup>[2]</sup>。

膜法反渗透脱盐系统主要包括反渗透膜组件、能量回收装置及各类增压泵和转输泵, 这些组件的运行工况对系统比能耗、系统回收率有重要影响。其中, 反渗透膜组件作为系统的核心组件, 其运行工况直接影响能量回收装置及各类增压泵、转输泵的运行工况, 是系统比能耗和系统回收率优化的关键<sup>[3]</sup>。2 级分段是膜法海水淡化提高系统回收率的常用方法之一, 但对系统比能耗的影响还没有一个较为充分的认识。本研究以 2 级分段膜法海水淡化系统为例, 提出一种以反渗透膜组件运行工况参数为影响因子的系统数模, 根据系统数模分析 2 级分段膜法海水淡化的系统比能耗、系统回收率的工况特点, 为其工程设计提供有益的借鉴。

### 1 研究方法

#### 1.1 膜法脱盐系统的建立

采用如图 1 所示的 2 级分段反渗透脱盐系统。

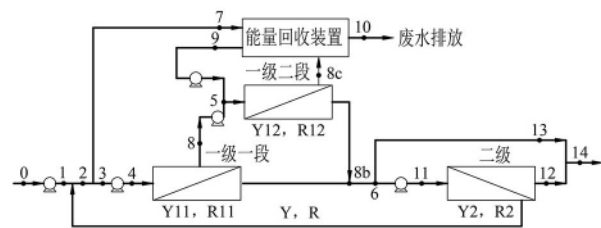


图 1 2 级分段双膜法海水淡化系统

Fig.1 Schematics of two-pass SWRO system with two stages for the first pass RO

主要包括一级一段反渗透膜组件、一级二段反渗透膜组件、二级反渗透膜组件及能量回收装置, 同时设置有海水输送泵(节点 0-1), 一级一段反渗透海水增压泵(节点 3-4), 一级二段反渗透增压泵(节点 8-5), 二级反渗透海水增压泵(节点 6-11), 能量回收装置循环泵(节点 9-5)。能量回收装置采用正位移压力交换器, 浓水与海水能量交换流量比为 1:1, 即节点 7 进入能量回收装置的海水原水流量与节点 8c 进入能量回收装置的浓排水流量相等。

预处理过的海水原水经海水输送泵(节点 0-1)后, 分 2 路进入一级反渗透膜组件, 1 路经海水增压

收稿日期 2016-12-12

基金项目 上海市科委“科技创新行动计划”(16DZ0503500); 上海市政总院“科技创新支持计划”(K2014K023)

作者简介 陆 彬(1980—), 男, 博士, 高级工程师, 从事给水工程的规划、设计、咨询及科研工作

联系电话 18217173935 电子邮件 lubin@smedi.com

泵(节点 3-4)增压后进入一级反渗透膜组件,浓排水经海水增压泵(节点 8-5)后进入一级二段反渗透膜组件;另 1 路经能量回收装置回收浓排水高压能之后由循环泵(节点 9-5)输送进一级二段反渗透膜组件。一级反渗透膜组件出水也分 2 路,1 路经增压泵(节点 6-10)增压后进入二级反渗透膜组件,二级反渗透膜组件出水与另 1 路一级反渗透膜组件出水混合后作为膜法脱盐系统的产品出水。

产品出水的水质满足系统设计的要求。一级反渗透浓水经能量回收装置消能后作为生产废水进行综合利用或排放;二级反渗透浓水一般含盐量低于海水原水,故回流至一级反渗透增压泵前以节约海水原水和系统能量。由上可知,反渗透脱盐系统回收率应低于一级反渗透膜组件的回收率。

## 1.2 膜法脱盐系统模型的建立

反渗透膜过水通量一般可以表示为<sup>[4]</sup>:

$$J_v = A(\Delta p - \Delta O_{\text{sm}}) \quad (1)$$

式中, $J_v$  为膜的过水通量, $\Delta p$  为跨膜压差, $\Delta O_{\text{sm}}$  为膜的进水侧与透水侧的含盐水的渗透压差, $A$  为膜的过水渗透系数。

一定脱盐率、回收率条件下,内压卷筒式反渗透膜组件的后端膜(浓水出水端)含盐侧与脱盐侧的水的热力学渗透压差为<sup>[5]</sup>:

$$\Delta O_{\text{sm}} = \pi_0 R / (1 - Y) \quad (2)$$

式中, $R$  为内压卷筒式膜的脱盐率, $Y$  为膜的回收率, $\pi_0$  为进水含盐量所产生的渗透压。

当跨膜压差  $\Delta p$  不小于  $\Delta O_{\text{sm}}$ ,反渗透的热力学过程才能够发生。 $\Delta p$  除了保证反渗透热力学过程能够发生( $\Delta p$  大于  $\Delta O_{\text{sm}}$ ),还保障一定的反渗透动力学速率,即一定的过水通量  $J_v$ ,通过膜的过水渗透系数  $A$  联系过水通量  $J_v$  与操作压力  $\Delta p$  的关系。由上分析,膜的操作压力  $\Delta p$  可以表示为:

$$\Delta p = \frac{\pi_0 R}{1 - Y} + \frac{J_v}{A} \quad (3)$$

内压卷筒式反渗透膜组件的后端膜含盐侧的浓盐水质量浓度  $\rho_r$  和渗透盐水质量浓度  $\rho_p$  为<sup>[5]</sup>:

$$\rho_r = [1 - Y - YR] \rho_f / (1 - Y) \quad (4)$$

$$\rho_p = (1 - R) \rho_f \quad (5)$$

式中, $\rho_f$  为膜组件进水盐的质量浓度。

而膜的过水通量  $J_v$  可以表示为<sup>[4]</sup>:

$$J_v = J_s / \rho_p \quad (6)$$

式中, $J_s$  为膜的过盐通量,表示为:

$$J_s = B(\rho_r - \rho_p) \quad (7)$$

式中, $B$  为膜的过盐渗透系数。

联立求解方程(4)~(7)可得:

$$J_v = BR / [(1 - R)(1 - Y)] \quad (8)$$

上述求解过水通量的过程并未考虑浓差极化影响,在进行膜法海水淡化系统设计优化阶段,这样的考虑已能满足系统优化设计的精度要求。

根据 1.1 节建立的脱盐系统,建立基于压力及流量平衡方程的系统模型为:

$$J_{v11} = B_{11} R_{11} / [(1 - R_{11})(1 - Y_{11})] \quad (9)$$

$$J_{v12} = B_{12} R_{12} / [(1 - R_{12})(1 - Y_{12})] \quad (10)$$

$$J_{v2} = B_2 R_2 / [(1 - R_2)(1 - Y_2)] \quad (11)$$

$$p_{0,1} + p_{3,4} + p_{8,5} = \frac{\pi_{12} R_{12}}{1 - Y_{12}} + \frac{J_{v12}}{A_1} \quad (12)$$

$$p_{0,1} + p_{3,4} = \frac{\pi_{11} R_{11}}{1 - Y_{11}} + \frac{J_{v11}}{A_1} \quad (13)$$

$$p_{0,1} + (p_{0,1} + p_{3,4} + p_{8,5}) \eta_E + p_{9,5} = \frac{\pi_{12} R_{12}}{1 - Y_{12}} + \frac{J_{v12}}{A_1} \quad (14)$$

$$p_{6,11} = \frac{\pi_6 R_2}{1 - Y_2} + \frac{J_{v2}}{A_2} \quad (15)$$

$$\text{SEC(ERD, Norm)} = \frac{1}{\pi_0 Q_{14}} \left[ \frac{p_{0,1} Q_{0,1}}{\eta_{0,1}} + \frac{p_{3,4} Q_{3,4}}{\eta_{3,4}} + \right.$$

$$\left. \frac{p_{8,5} Q_{8,5}}{\eta_{8,5}} + \frac{p_{9,5} Q_{9,5}}{\eta_{9,5}} + \frac{p_{6,11} Q_{6,11}}{\eta_{6,11}} - (p_{0,1} + p_{3,4} + p_{8,5}) \cdot Q_{3,4} (1 - Y_{11})(1 - Y_{12}) \eta_E - p_{9,5} Q_{9,5} (1 - Y_{12}) \eta_E \right] \quad (16)$$

$$Q_{0,1} + Q_{6,11} (1 - Y_2) = Q_{3,4} + Q_{9,5} \quad (17)$$

$$Q_{9,5} = [Q_{3,4} (1 - Y_{11}) + Q_{9,5}] (1 - Y_{12}) \quad (18)$$

$$Q_{6,11} + Q_{6,13} = Q_{3,4} Y_{11} + [Q_{3,4} (1 - Y_{11}) + Q_{9,5}] Y_{12} \quad (19)$$

$$Q_{14} = Q_{6,11} Y_2 + Q_{6,13} \quad (20)$$

$$Y = Q_{14} / Q_{0,1} \quad (21)$$

$$R_0 = \frac{-R_2 Y_2 + R_{12} [1 + (R_2 - 1) Y_2] Q_{6,11}}{Q_{0,1} + (R_{12} - R_{12} Y_2 - R_2 Y_2 + R_{12} R_2 Y_2) Q_{6,11}} \quad (22)$$

$$R_0 = 1 - \pi_{11} / \pi_0 \quad (23)$$

$$R_{12} = 1 - \pi_6 / \pi_{11} \quad (24)$$

$$R_{21} = 1 - \frac{Q_{6,13} (1 - R_{12}) + Q_{6,11} Y_2 (1 - R_{12})}{(1 - R_{12}) Q_{14}} \quad (25)$$

$$R = 1 - (1 - R_0)(1 - R_{12})(1 - R_{21}) \quad (26)$$

$$(1 - Y_{11}) \pi_{12} + Y_{11} \pi_{11} (1 - R_{11}) = \pi_{11} \quad (27)$$

$$(1 - Y_{12}) \pi_{13} + Y_{12} \pi_{12} (1 - R_{12}) = \pi_{12} \quad (28)$$

$$Y_{11} \pi_{11} (1 - R_{11}) + (1 - Y_{11}) Y_{12} \pi_{12} (1 - R_{12}) = [Y_{11} + (1 - Y_{11}) Y_{12}] \pi_6 \quad (29)$$

式中, $J_{v11}$ 、 $J_{v12}$ 、 $J_{v2}$  分别为一级一段、一级二段、二级反渗透膜组件的过水通量, $p_{0,1}$ 、 $p_{3,4}$ 、 $p_{8,5}$ 、 $p_{9,5}$ 、 $p_{6,11}$  分别为系统流程中 0 点至 1 点段、3 点至 4 点段、8 点至 9 点段、9 点至 10 点段、10 点至 11 点段的增压压力; $\eta_{0,1}$ 、 $\eta_{3,4}$ 、 $\eta_{8,5}$ 、 $\eta_{9,5}$ 、 $\eta_{6,11}$  为相应增压泵的效率(均按

85%考虑),  $\eta_E$  为能量回收装置的转换效率(按 95%考虑)  $Q_{0,1}, Q_{3,4}, Q_{9,5}, Q_{6,11}, Q_{6,13}$  分别为系统流程中 0 点至 1 点段、3 点至 4 点段、9 点至 5 点段、6 点至 11 点段、6 点至 13 点段的体积流量,  $Q_{14}$  为 14 点双膜反渗透产品水体积流量  $R_0, R_{11}, R_{12}, R_2, R_{12}, R_{21}$  分别为系统流程中点 2 相对于点 1、一级一段反渗透、一级二段反渗透、二级反渗透、点 6 相对于点 4 及点 14 相对于点 6 的盐去除率,  $R$  为双膜法海水淡化系统的总的盐去除率(按 99.86%考虑)  $Y_{11}, Y_{12}, Y_2$  分别为一级一段反渗透、一级二段反渗透及二级反渗透的回收率,  $Y$  为双膜法海水淡化系统的总的回收率  $\pi_{11}, \pi_{12}, \pi_{13}, \pi_6$  分别为一级一段反渗透进水、一级二段反渗透进水、一级二段反渗透浓排水及二级反渗透进水的渗透压  $SEC(ERD, Norm)$  为脱盐系统比能耗, 由单位产品出水能耗(以压力形式表示)与海水原水渗透压的比表示, 为无量纲单位, 表征系统的能耗水平。

联立求解上述压力及流量平衡方程组, 可解得以一级、二级反渗透膜工况运行参数为影响因子的系统目标函数  $y=f(x)$ , 其中,  $y$  函数域包含目标函数  $J_{V_{11}}, J_{V_{12}}, J_{V_2}, p_{3,4}, p_{8,5}, p_{9,5}, p_{6,11}, Q_{0,1}, Q_{3,4}, Q_{9,5}, Q_{6,11}, Q_{6,13}, SEC(ERD, Norm), Y, R_0, R_{21}, R_{12}, \pi_{11}, \pi_{12}, \pi_{13}, \pi_6, x$  影响因子域包含影响因素  $Y_{11}, Y_{12}, Y_2$ 。

一级两段反渗透均采用高压反渗透膜, 过水渗透系数  $A_1$  采用  $3 \text{ mm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{Pa})$ , 盐渗透系数  $B_{11}, B_{12}$  采用  $91 \text{ cm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ; 二级反渗透采用低压反渗透膜, 过水渗透系数  $A_2$  采用  $16 \text{ mm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{Pa})$ , 盐渗透系数  $B_2$  采用  $210 \text{ cm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})^{[3-5]}$ 。系统脱盐水产水量  $Q_{14}$  按  $50 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$  计算。系统进水含盐量所产生的渗透压  $\pi_0$  按  $2.5 \text{ MPa}$  计算。由此, 系统比能耗  $SEC(ERD, Norm)$ 、系统回收率  $Y$  分别均是影响因子  $Y_{11}, Y_{12}, Y_2$  的函数, 特定系统回收率条件下的最小系统比能耗  $SEC(ERD, Norm)$  能够确定相应影响因子  $Y_{11}, Y_{12}, Y_2$ , 即确定  $x$  影响因素域, 由相应的  $x$  域亦能够确定目标函数  $y$  域中的其他函数, 从而确定膜法海水淡化系统设计的工况。

## 2 结果与讨论

反渗透膜实际运行时, 影响膜脱盐率的关键因素是膜本身孔径的大小, 一般都具有较高的脱盐率, 运行时不便于直接控制膜的脱盐率, 而膜的回收率可以通过控制膜组件内的停留时间和膜前增压泵的压力加以控制。本研究膜工况参数一级一段高压反

渗透脱盐率按 99%考虑, 一级二段高压反渗透脱盐率按 99.5%考虑, 二级低级反渗透脱盐率按 97%考虑。膜回收率作为影响因子研究膜工况参数对系统比能耗及系统回收率的作用。

### 2.1 系统比能耗随工况参数的变化

系统比能耗等值面随 2 级分段反渗透膜工况参数的变化如图 2 所示。

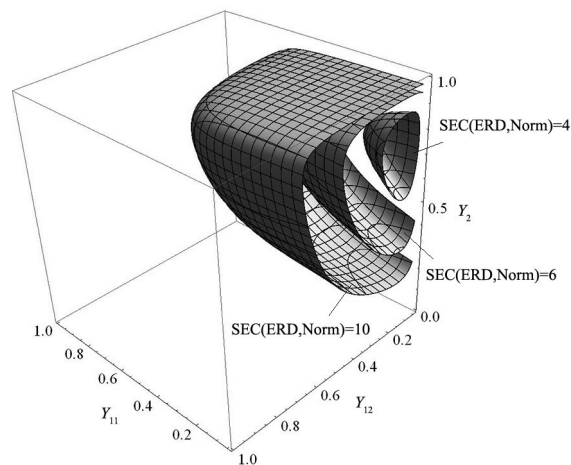


图 2  $SEC(ERD, Norm)$  等值面随 2 级分段反渗透膜工况参数的变化  
Fig.2 Contour planes of general  $SEC(ERD, Norm)$  dependence on the operating parameters of the reverse osmosis

由图 2 可知, 系统比能耗越小, 等值面的分布越局限于一级一段、一级二段反渗透回收率  $Y_{11}, Y_{12}$  的低值区及二级反渗透回收率  $Y_2$  的高值区。系统比能耗增加, 等值面在此区域逐渐膨胀。这原因是一级二段反渗透回收率越低, 其膜组件进水压力越低, 系统比能耗越低(式(12)和式(13))。另外, 能量回收装置采用正位移压力交换, 一级反渗透回收率越低意味着一级反渗透膜组件进水的海水原水流量越大, 高压浓海水的流量越大, 交换回收的能量越多, 系统比能耗越低。二级反渗透回收率越高, 其膜组件进水压力越高(式(15)), 比能耗增加, 但回流至一级一段反渗透增压泵前的流量越少, 一级反渗透前的增压装置消耗的能量越少, 比能耗越低。一般一级反渗透进水增压的压力显著大于二级反渗透进水增压的压力, 因此, 综合效应为二级反渗透回收率越高, 系统比能耗越低。

### 2.2 系统回收率随工况参数的变化

系统回收率等值面随 2 级分段反渗透膜工况参数的变化如图 3 所示。由图 3 可知, 系统回收率随一级一段、一级二段、二级反渗透回收率的增加而增加, 但增加的幅度不同, 系统回收率随一级二段膜回收率的增加增幅较大, 随一级一段膜和二级膜回收率的增



加增幅较小。这是可归结为一级一段膜和二级膜的浓排水最终均全部流入一级二段膜组件,一级二段反渗透回收率对系统回收率起到更为显著的影响。

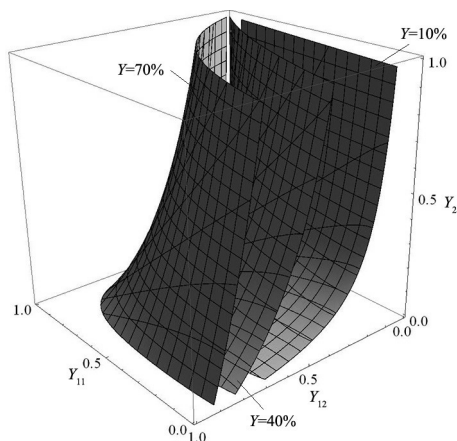


图 3 系统回收率等值面随工况参数的变化

Fig.3 Contour planes of general water recovery dependence on the operating parameters

### 2.3 系统比能耗与系统回收率的优化工况点变化

2 级分段膜工况参数的优化工况点可以通过求解系统比能耗等值面与系统回收率 (40%和 70%) 等值面的切点确定,如图 4 所示。

在一定系统回收率条件下,最小系统比能耗的等值面为与系统回收率等值面有 1 个切点的系统比能耗等值面且仅有 1 个,大于最小系统比能耗的等值面与系统回收率等值面相交为曲线。由图 4 可知,当系统回收率为 40%时,最小系统比能耗为 5.44,相应膜工况参数为一级一段反渗透回收率  $Y_{11}$  为 24.07%,一级二段膜回收率  $Y_{12}$  为 37.28%,二级膜回收率  $Y_2$  为 82.80%;当系统回收率为 70%时,最小系统比能耗为 8.83,相应膜工况参数为一级一段膜回收率  $Y_{11}$  为 51.56%,一级二段膜回收率  $Y_{12}$  为 56.46%,二级膜回收率  $Y_2$  为 85.55%。随系统回收率的增加,最小系统比能耗也增加。

另外,当 2 级分段数模预设  $Y_{11}$  为 0 时即转化为常规的 2 级膜法海水淡化系统(即一级一段,二级一段),其膜工况参数的优化工况点可以通过求解系统比能耗等值线与系统回收率 (40%和 70%) 等值线的切点确定,如图 5 所示。

在一定系统回收率条件下,最小系统比能耗的等值线为与系统回收率等值线有 1 个切点的系统比能耗等值线且仅有 1 个,大于最小系统比能耗的等值线与系统回收率等值线相交为 2 点。由图 5 可知,当系统回收率为 40%时,最小系统比能耗为 5.67,相应膜工况参数为一级膜回收率  $Y_{12}$  为 42.98%,二级膜回收率  $Y_2$  为 84.68%;当系统回收率为 70%时,

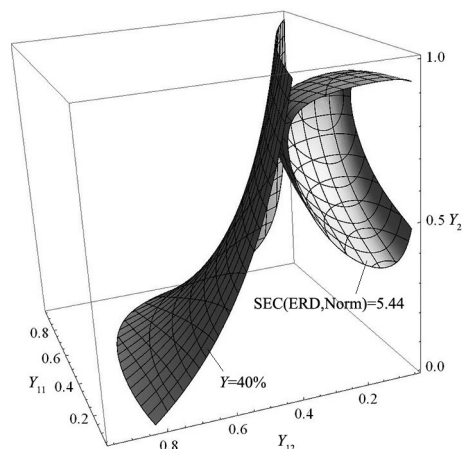


图 4(a)  $Y=40\%$

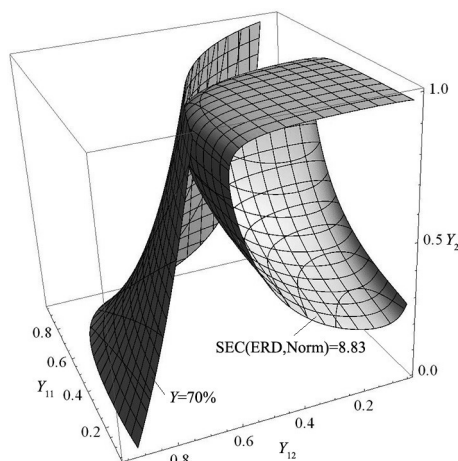


图 4(b)  $Y=70\%$

图 4 系统回收率分别为 40%和 70%时 2 级分段系统比能耗最低等值面的分布

Fig.4 Contour planes of minimized general specific energy consumption with general water recovery of 40%, 70% dependence on the operating parameters of the reverse osmosis

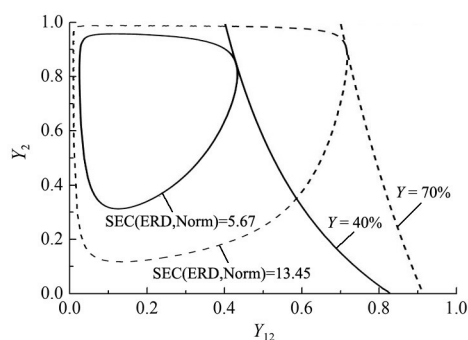


图 5 系统回收率 40%和 70%时 2 级不分段系统比能耗最低等值线的分布

Fig.5 Contour lines of minimized general specific energy consumption with general water recovery of 40%, 70% dependence on the operating parameters of the reverse osmosis

最小系统比能耗为 13.45,相应膜工况参数为一级膜回收率  $Y_{12}$  为 71.54%,二级膜回收率  $Y_2$  为 90.33%。随系统回收率的增加,最小系统比能耗也增加。

值得注意的是,系统回收率为 40%时,2 级分段膜法海水淡化最小比能耗仅比 2 级不分段最小比能

耗低 4.06% 系统回收率为 70% 时, 2 级分段膜法海水淡化最小比能耗却比 2 级不分段最小比能耗低 34.35%。这说明, 在工程设计实践中, 当需要保证较高的系统回收率时, 2 级分段膜法较常规的 2 级不分段膜法系统比能耗更低。

### 3 结 论

系统比能耗的洼值区为一级一段、一级二段膜回收率的低值区 (小于 50%) 及二级膜回收率的高值区 (大于 50%) 系统回收率随一级一段、一级二段、二级反渗透回收率的增加而增加, 但增加的幅度不同, 系统回收率随一级二段膜回收率的增加增幅较大, 随一级一段膜和二级膜回收率的增加增幅较小 2 级分段膜工况参数的优化工况点为系统比能耗等值面与系统回收率等值面的切点; 在工程设计实践中, 当需要保证较高的系统回收率 (如 70%)

时, 2 级分段膜法较常规的 2 级不分段膜法系统比能耗更低 (如低 34.35%)。

### 参考文献:

- [1] GREENLEE F L, LAWLER F D, FREEMAN D B, et al. Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges [J]. Water Research, 2009, 43: 2317-2348.
- [2] SUBRAMANI A, BADRUZZAMAN M, OPPENHEIMER J, et al. Energy minimization strategies and renewable energy utilization for desalination: A review [J]. Water Research, 2011, 45: 1907-1920.
- [3] 徐建国, 尹华. 海水淡化反渗透膜技术的最新进展及其应用 [J]. 膜科学与技术, 2014, 34(2): 99-105.
- [4] QIU Y T, DAVIES A P. Concentration polarization model of spiral-wound membrane modules with application to batch-model RO desalination of brackish water [J]. Desalination, 2015, 368: 36-47.
- [5] AIHUA Z, PANAGIOTIS D C, YORAM C. Minimization of energy consumption for a two-pass membrane desalination: Effect of energy recovery, membrane rejection and retentate recycling [J]. Journal of Membrane Science, 2009, 339: 126-137.

## Numerical Computation of Design Parameters for Two-pass SWRO Desalination System with Two Stages

LU Bin, YANG Zhifeng, SHEN Xiaohong, WANG Ruhua

(Shanghai Municipal Engineering Design Institute (Group) Co. Ltd., Shanghai 200092, China)

**Abstract:** A mathematical model for SWRO desalination system was established in this study, and it was carried out the computational analysis of the mathematical model for two-pass SWRO desalination system. The results indicated that, the lower general specific energy consumption could be obtained located on the lower water recovery (less than 50%) of the first pass reverse osmosis with all two stages and the higher water recovery (larger than 50%) of the second pass reverse osmosis. The general water recovery was increased with the increase of reverse osmosis recovery of the first pass with all two stages and the second pass. But the first pass reverse osmosis with the second stage presented more powerful effect to the general water recovery. The optimal operating parameters of reverse osmosis membranes could be estimated by the point of tangency between the contour planes of the general specific energy consumption and general water recovery. When the higher general water recovery was required, 70% for example, the two-pass SWRO desalination system with two stages presented 34.35% lower general specific energy consumption than conventional two-pass SWRO desalination system without stages. This mathematical method provided a reference for engineering design of SWRO system.

**Keywords:** seawater desalination; two-pass membrane with two stages; reverse osmosis; specific energy consumption; water recovery; system design

(上接第 27 页)

## Multi-objective Optimization of Seawater Reverse Osmosis Desalination Systems with Spiral Wound Membrane Element under Boron Restrictions

DU Yawei<sup>1</sup>, XIE Lixin<sup>2,3</sup>, GUO Xiaojun<sup>1</sup>, LIU Yan<sup>1</sup>, ZHAO Yingying<sup>1</sup>, ZHANG Shaofeng<sup>4</sup>

(1. Engineering Research Center of Seawater Utilization Technology of Ministry of Education, School of Marine Science and Engineering, Hebei University of Technology, 300130; 2. School of Chemical Engineering, Tianjin University, 300072;

3. Tianjin Key Laboratory of Membrane Science and Desalination Technology, Tianjin University, 300072;

4. School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, 300130; Tianjin, China)

**Abstract:** The multi-objective optimization of SWRO network with spiral wound membrane element under boron restrictions was studied in this paper. Irreversible thermodynamic model was employed to describe the membrane transport behavior of salt and boron. Constraints for the system flow and operation conditions were added to guarantee safely operating of the RO system. Augmented  $\epsilon$ -constraint method was proposed to solve the MOO problem. A fuzzy decision maker was used to select the most efficient solution among Pareto-optimal solutions. For the given project specifications, two-pass RO systems were selected, the MOO optimal process configurations achieved to produce potable water with the cost of 0.72~0.97 \$/m<sup>3</sup> and a specific electricity consumption of 3.09~3.96 kW h/m<sup>3</sup>. The system recovery rate increased with the decrease of water cost. For the first RO pass, the number of pressure vessels decreased gradually, both the operating pressure and the maximum flux in the pressure vessels increased accordingly. For the second pass, there were no much changes for the parameters mentioned above. The pH of influent in the second pass kept between 10.4~11.0 to guarantee the boron removal. The cost breakdown of these optimal configurations showed that keeping the average permeate flux of 14.0 L/(m<sup>2</sup>·h) in the first pass could keep a balance between economic and energy consumption.

**Keywords:** reverse osmosis; seawater desalination; boron; networks; multi-objective optimization