



反渗透海水淡化系统的优化设计

卢彦越, 胡仰栋, 徐冬梅, 伍联营

(中国海洋大学化学化工学院, 山东 青岛 266003)

摘 要: 对反渗透海水淡化过程的设计进行了研究。首先对过程的每个单元给出了单元操作模型和相关的经济模型。通过一定的变量将这些模型相互关联, 组成系统模型。系统模型主要考虑了一级流程和二级流程。将年费用最小定为目标函数, 并满足过程热力学、设备选型、设计要求等约束。系统的设计问题可表达为一个混合整数非线性规划 (MINLP)。当产品水的设计要求不同, 给水浓度不同时, 采用本文的设计方法分别得出了不同的最优设计方案。这个方法可用于海水、苦咸水淡化的工程设计, 也可用于高浓度含盐废水的脱盐工艺设计。

关键词: 反渗透; 海水淡化; 优化设计

中图分类号: TQ028.8; P747+.5

文献标识码: A

文章编号: 1000-3770(2005)03-0009-06

1 概 述

经过近 40 年的发展, 反渗透海水淡化技术已经相当成熟, 膜的脱盐率高于 99.3%, 透水通量大大增加, 可适应的操作压力范围增大, 抗污染和抗氧化能力不断提高^[1,2]。与此同时, 膜脱盐用的关键设备, 如高压泵和能量回收装置也得到快速的发展。容量和效率都不断提高。这些技术进展使反渗透法成为最有竞争力的海水和苦咸水淡化方法^[3,4]。随着反渗透法在海水和苦咸水淡化市场中所占份额不断增大, 反渗透的工程设计技术急需优化, 以获得最优的工艺, 形成运行良好的淡化工程。

一个反渗透海水淡化系统由大量的膜组件组成, 它们和高压泵, 增压泵, 能量回收设备相互连接, 布置在不同的分离级上, 同时由于膜过程有操作压力大, 膜组件易污染, 易损耗的特点, 因此必须对系统进行合理的设计, 对结构和操作参数进行优化, 使之稳定、高效的运行, 而且可以明显的降低投资和操作费用。对于膜过程的传质模型^[5,6]和多级反渗透系统的分析、设计已经有了许多研究报道^[7,8]。A.Malek^[9]将成熟的理论模型和膜实验数据结合推导出半经验数学模型, 用这个数学模型模拟了传质过程并给出了可靠的操作预测, 提出了投资和操作费用的经济模型, 对反渗透海水淡化进行了经济评价。

El-Halwagi, Zhu^[10,11]和 Voros^[12,13]将反渗透结构描述成一个超结构, 分别将问题表达成混合整数非线性规划 (MINLP) 和一个简化的非线性规划 (NLP), 对结构和操作参数进行了优化。Mark Wilf^[14]讨论了回收率, 操作压力, 进料海水的温度、浓度等参数对产水费用的影响。Peter Geisler 等^[15-18]对反渗透过程能量的优化利用进行了研究。随着膜技术和膜过程关键设备的发展, 反渗透法出现了一些新工艺、新设备, 膜的种类增多, 满足了不同的设计需要。本文对这些新工艺中的各个单元建立了单元模型, 这些单元模型可构成不同的系统模型, 用来模拟淡化过程, 同时建立系统经济模型, 权衡膜组件, 高压泵, 换热器的选型对投资和操作费用的影响, 用数学规划的方法对结构和操作参数进行优化, 得出不同给水水质, 不同设计要求时的最优设计方案。

本文采取以下步骤对反渗透过程进行设计: 给出过程单元数学模型, 用这些模型模拟反渗透过程, 预测不同条件下操作参数对过程的影响; 建立系统模型对反渗透结构进行描述; 给出相关的经济模型, 将投资费用、操作费用和设计变量相关联。在前三步的基础上对反渗透过程进行优化设计。

2 反渗透法过程模型

2.1 过程单元模型



对反渗透过程的传质机理和模型已做了大量研究工作,目前在反渗透中用得比较多的是溶解扩散模型。它可以计算在一定的推动力下,透过给定膜面积 S 的渗透淡水的流量 $Q_p(\text{m}^3/\text{h})$,淡水的浓度 $C_p(\text{mg/L})$ 。图 1 为一个膜元件的简图。

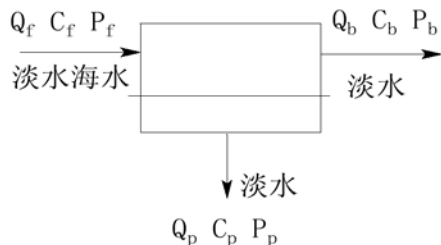


图 1 膜元件简图

该膜过程数学模型如下^[9]:

$$Q_p = 3.6 \times A \times S \times (\Delta P - \Delta \pi) \quad (1)$$

$$C_p = B \times (C_m - C_p) / A \times (\Delta P - \Delta \pi) \quad (2)$$

$$\pi = 0.2641 \times C \times (T + 273) / (1.0 \times 106 - C) \quad (3)$$

$$P_b = P_f - \delta P \quad (4)$$

$$Q_r = Q_b + Q_p \quad (5)$$

$$Q_r \times C_r = Q_b \times C_p + Q_p \times C_p \quad (6)$$

在式(1)-(6)中 ΔP 和 $\Delta \pi$ 分别为膜两侧的净压差和渗透压差,单位是 MPa。 $\Delta P = (P_f + P_b) / 2 - P_p$, C_m 为高压侧平均浓度 $C_m = (C_f + C_b) / 2$ 。 A (kg/s.N) 和 B (kg/s.m²) 分别为纯水渗透性常数和盐的传质参数,通常由膜元件制造商提供。 δP 为膜组件的压降。

高压泵、增压泵提供 5MPa 以上的高压作为反渗透的推动力,它的功率 $W(\text{kW})$ 与压头 ΔP ,流体流量 Q 有关:

$$W_{\text{Hpp}} = \Delta P_{\text{Hpp}} \times Q_{\text{Hpp}} / (3.6 \times \eta_{\text{Hpp}}) \quad (7)$$

目前使用的能量回收装置主要有水力回收透平,涡轮增压器,压力(功)交换器,它们的装置设计、能量回收效率不一样,适合于不同的工艺流程使用。模型分别如(8)-(10)式:

$$W_{\text{Tb}} = \Delta P \times Q \times \eta_{\text{Tb}} / 3.6 \quad (8)$$

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 \times \eta_{\text{HTC}} \times Q_2 / Q_1 \quad (9)$$

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 \times \eta_{\text{PX}} \quad (10)$$

式中 ΔP_1 和 Q_1 分别为需增压流体的压差和流量, ΔP_2 和 Q_2 分别为含高压水力能的浓水的压差和流量。 η 表示效率, η_{Hpp} 为 74%, η_{Tb} 为 67%^[9], η_{HTC} 约 60%~70%, η_{PX} 约 90%~95%。

2.2 系统模型

高压泵,渗透器,能量回收装置按一定工艺流程

相互连接,组成反渗透系统,因此采用序贯法将以上单元模型顺次连接即可构成系统模型。各单元模型之间满足物料平衡,质量平衡,能量平衡的关系。系统模型主要考虑了一级流程和二级流程。

2.3 经济模型

在反渗透海水淡化系统中,影响产水费用的因素有:设备的投资费用,膜组件的更换、维护费用,能耗,化学药剂消耗。本文在做过程设计和费用研究时,主要考虑海水的采水和预处理,高压泵,渗透器,能量回收装置这四个部分的投资和操作费用,它们之间的权衡决定了最优的反渗透系统结构,由此得到的产水费用是最合理的。

A Malek 和 Wade^[9]提供了如下的费用关联式,用来计算相关设备的投资费用。

海水采水和预处理的投資費用 (capital cost)

$CC_m(\$)$,它是总进料流率 $Q_{\text{if}}(\text{m}^3/\text{h})$ 的函数。

$$CC_m = 600 \times (Q_{\text{if}} \times 24)^{0.8} \quad (11)$$

海水采水系统的操作费用可看成是采水泵的操作费用 (operating cost) $OC_m(\$)$:

$$OC_m = \Delta P_{\text{in}} \times Q_{\text{if}} \times C_e \times F / (3.6 \times \eta_{\text{in}}) \quad (12)$$

高压泵、增压泵在不同的进料流量范围,它们的投资和操作费用函数分别为:

$$Q_{\text{Hpp}} \geq 200 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$CC_{\text{Hpp}} = 55 \times (\Delta P_{\text{Hpp}} \times Q_{\text{Hpp}} \times 10)^{0.96} \quad (13)$$

$$Q_{\text{Hpp}} < 200 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$CC_{\text{Hpp}} = 52 \times (\Delta P_{\text{Hpp}} \times Q_{\text{Hpp}} \times 10) \quad (14)$$

$$OC_{\text{Hpp}} = \Delta P_{\text{Hpp}} \times Q_{\text{Hpp}} \times C_e \times F / (3.6 \times \eta_{\text{Hpp}}) \quad (15)$$

目前逐渐广泛使用的压力(功)交换器以 ENERGY RECOVERY 公司生产的 Pressure Exchanger 为代表,涡轮增压器以 PUMP ENGINEERING 公司生产的 Hydraulic TurbochargeTM 为代表,它们对于压力和流量的波动适应性很好,在较宽的范围内,能量回收效率基本稳定。本文用以上公司提供的有关数据进行回归,得到三种能量回收装置的投资费用函数:

$$CC_{\text{Tb}} = 52 \times (\Delta P_{\text{Tb}} \times Q_{\text{Tb}} \times 10) \quad (16)$$

$$CC_{\text{HTC}} = 73.5 \times Q_{\text{HTC}}^{1.2} \quad (17)$$

(进料流量范围: 5~400 m³/h)

当进料水是海水时:

$$CC_{\text{PX}} = 3134.7 \times Q_{\text{PX}}^{0.58} \quad (18)$$

(进料流量范围: 3-50 m³/h)

$$CC_{\text{PX}} = 840.8 \times Q_{\text{PX}}^{0.98} \quad (19)$$

(进料流量范围: 50~200 m³/h)

进料水是苦咸水时:



$$CC_{PX}=2208.3 \times Q_{PX}^{0.50} \quad (20)$$

(进料流量范围: 3~30 m³/h)

$$CC_{PX}=461.9 \times Q_{PX} \quad (21)$$

(进料流量范围: 30~200 m³/h)

水力回收透平可以将浓水的高压水力能转化为电能,产生电流的费用为:

$$OC_{Tb}=(\Delta P_{Tb} \times Q_{Tb} \times Ce \times F \times \eta_{Tb}) / 3.6 \quad (22)$$

膜组件可以使用 3~5 年,一般每六个月维护一次,它的清洗、再生费用包括固定费用和变化费用,变化的费用和再生的膜组件数目 N_m 成正比。以下是膜组件的投资和维护费用函数^[20]:

$$CC_m=C_{pm} \times N_m \quad (23)$$

$$OC_m=10000+30 \times N_m \quad (24)$$

本文还使用了如下经济参数: 设备使用年限, $n=15$ y; 资本支出率, 0.08/y; 每年设备正常运转时间, $F=300d$; 电费, $Ce=\$0.08/kWh$; 膜价格, C_{pm} 可变。

3 反渗透淡化系统的优化设计

3.1 优化设计的策略

反渗透淡化过程的设计问题可表达为: 对于已知物化性质的进料海水或苦咸水,以年费用最小为目标,设计一个反渗透工艺流程,它由一定的膜组件,高压泵,增压泵,能量回收装置相互连接构成。采用总进料流量 Q_r ,每一级的操作压力 P_{ro} ,膜面积 S 为设计变量。

3.2 膜组件和设备的选型

膜分离技术中膜的性能由脱盐率,透水通量来衡量。目前反渗透膜与组件的生产已经相当成熟,可以生产出满足不同需求的反渗透膜。高压泵和能量回收装置的效率有了较大的提高。但是性能优良的器件和设备组合不一定形成运转良好的淡化工程。因此针对不同的给水水质,不同的产水要求,需选用合适的级数,合适的膜组件、高压泵、换能器,形成器件和设备之间的最优组合,充分地发挥它们的效能。本文将膜组件分为高脱盐膜,高通量膜,普通

膜,低脱盐膜四种类型,它们的性能,价格参考东洋纺公司相应的膜组件^[19]。表 1 列出了这四种膜组件的性能和操作参数。反渗透系统中其它主要设备在不同情况下的选型前面已经列出。

3.3 优化模型

该优化设计问题最终表达为一个混合整数非线性规划 (MINLP)。

$$\min: TAC=CC+E+OC_m+LC$$

约束条件是满足过程热力学、设备选型、设计要求的约束。

$$s.t: Q_p \geq Q_{pmin}$$

$$C_p \leq C_{pmax}$$

$$\pi < P_{ro} \leq P_{max}$$

$$P_b = P_{ro} - \delta P$$

$$Q_{min} \leq Q_f \leq Q_{max}$$

目标函数 TAC (\$) 指年费用 (total annualized cost), 它包括如下部分:

每年资本支出,

$$CC=(CC_{in}+CC_{hpp}+CC_m+CC_{Tb}+CC_{HRC}+CC_{PX}) \times 1.411 \times 0.08$$

$$\text{能耗, } E=OC_{in}+OC_{hpp}-OC_{Tb}$$

$$\text{膜组件维护费用, } OC_m$$

$$\text{人工、化学药剂等其他费用, } LC=12\% \times TAC$$

Q_{pmin} 和 C_{pmax} 分别指必须满足的最低产水量和最大产水浓度。 P_{max} 是膜组件允许的最大操作压力。 π 是海水的渗透压。 P_{ro} 指膜组件操作压力。 δP 表示膜组件的压降。 Q_{minf} 和 Q_{maxf} 分别指膜组件允许通过的最小流量和最大流量。1.411 为计算实际投资的系数^[9]。0.08 为每年资本支出率。

这里分别用 $i=1, \dots, 4$ 来表示以上假定的四种类型的膜,即高脱盐膜,高通量膜,普通膜,低脱盐膜。则对于一个二级流程,它的第一段和第二段可以分别采用不同的膜。可用如下式子表示这个二级流程得到的产水量和产水浓度:

$$Q_{P1}=\sum x_i \times Q_{P1i} \quad (i=1, \dots, 4)$$

$$C_{P1}=\sum x_i \times C_{P1i}$$

$$Q_{P2}=\sum y_i \times Q_{P2i}$$

$$C_{P2}=\sum y_i \times C_{P2i}$$

$$x_i \times (1-x_i)=0, 1=\sum x_i$$

$$y_i \times (1-y_i)=0, 1=\sum y_i$$

$$Q_p \times C_p=Q_{P1} \times C_{P1}+Q_{P2} \times C_{P2}$$

x_i 和 y_i 分别是 0,1 变量,例如选高脱盐膜时, $x_1=1$,不选时, $x_1=0$ 。

表 1 膜组件的性能和操作参数

	高脱盐膜	高通量膜	普通膜	低脱盐膜
纯水渗透性常数 A (kg/s.N)	3×10^{-10}	5×10^{-10}	3×10^{-10}	4×10^{-10}
盐的传质参数 B (kg/s.m ²)	4×10^{-6}	2×10^{-5}	4×10^{-5}	8×10^{-5}
压力范围 (Mpa)	≤ 8.3	< 8.3	< 8.3	< 8.3
压降 (MPa)	0.2	0.2	0.2	0.2
流量范围 (m ³ /h)	0.45~2	0.45~2	0.45~2	0.45~2
浓度范围 (mg/L)	1500~35000	1500~30000	1500~30000	1500~1000
价格 (\$/m ²)	30	25	15	7

在不同的进料流量范围,高压泵有不同的投资费用函数,它的选型可用以下数学方法表示:

$$(2\lambda-1)\times(Q_{Hpp}-200)\geq 0$$
$$CC_{Hpp}=\lambda\times 55\times(\Delta P_{Hpp}\times Q_{Hpp}\times 10)^{0.96}+\beta\times 52\times(\Delta P_{Hpp}\times Q_{Hpp}\times 10)$$
$$\lambda+\beta=1$$

上式中λ和β是0,1变量。其它设备的选型可用类似的方法。

用Lingo软件包求解这个混合整数非线性规划(MINLP)问题,即可得出设备参数的最优值,即每级膜面积,高压泵的数量、功率,能量回收装置的类型、数量、功率;操作参数的最优值,即总进料流量,高压泵进料流量,换能器进料流量,每一级的操作压力,水回收率。对于一定的给水浓度,本文分别用一级流程,二级流程进行计算,以确定最佳反渗透级数。

4 实例

4.1 实例1

这个例子是用以上的设计方法对一个海水淡化工程进行设计。要求满足125m³/h最低产水量,产水浓度不超过500mg/L。给水浓度为34800mg/L(25℃)。表2为优化设计的结果。工艺流程如图2。

表2 设计结果

流程	图2的一级流程
膜	高脱盐膜 A=3×10 ⁻¹⁰ B=4×10 ⁻⁶
高压泵功率(kW)	352
能量回收装置	PX-120 压力(功) 交换器
增压泵	HP-1253 增压泵
操作压力(MPa)	7.9
膜组件	223个中空纤维膜组件(面积为152m²/个)
产水浓度(mg/L)	208
年费用(\$)	559496
吨水费用(\$)	0.62
吨水能耗(kWh/ m³)	3.5

该设计的最佳回收率是52%,海水进料流量是242 m³/h。回收率的大小可以通过调节进料流量来获得,较低的回收率,进料流量大,采水泵、高压泵、膜组件的费用增大。较高的回收率,进料流量小,操作压力增大,能耗高,引起总费用增大。这个例子的计算结果低于文献^[2]报道的数据,表明设计是合理的。

当产品水的设计要求不变(Q_p≥125 m³/h,C_p≤500 mg/L), 给水浓度从1500 mg/L变化到35000mg/L时,可以得到不同的设计方案。如表3所示。

表3 不同给水浓度的设计方案

给水浓度(mg/L)	工艺流程	膜的类型	
		第一级	第二级
31000~35000	一级流程(如图2)	高脱盐膜	高通量膜 高通量膜 高通量膜 低脱盐膜 低脱盐膜
16300~30000	一级流程(如图2)	高通量膜	
11000~16200	二级流程(如图3)	高通量膜	
3800~10000	二级流程(如图3)	低脱盐膜	
2000~372	二级流程(如图3)	低脱盐膜	
1500~1900	二级流程(如图4)	低脱盐膜	低脱盐膜

从表3的结果可看出:

①在给水处理浓度较高时(16300mg/L~35000mg/L),采用一级工艺流程(如图2)。这是由于一级流程和二级流程(如图3)相比较时,一级流程的投资费用小,但需要的操作压力大;二级流程投资费用大,但因为操作压力逐级增大,能量利用比一级合理,反渗透需要的能量低。此时,能量回收装置的效率对年费用产生较大影响。如能量回收效率较高时(压力交换器的效率可达到90~95%),采用结构简单的一级工艺流程;如能量回收效率较低时(小于70%),则采用能量利用合理的流程。由此可见,在给水处理浓度较高时,换能器效率对年费用影响较大。

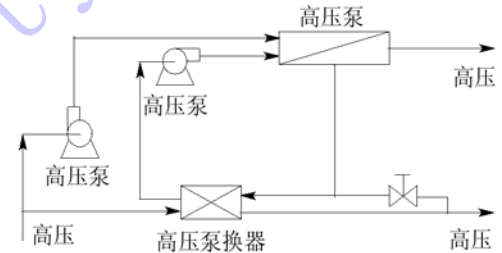


图2 流程图

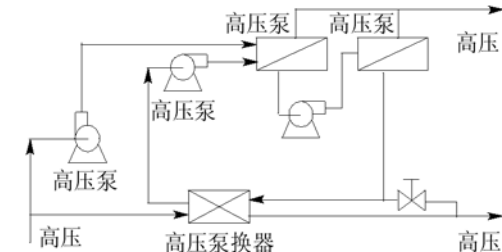
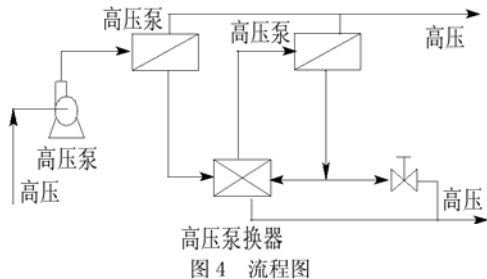


图3 流程图

②当给水浓度较低时(2000mg/L~16200mg/L),用二级工艺流程(如图3)。此时一级工艺流程和二级工艺流程需要的操作压力都降低,能量费用在年费用中占的比例小,投资费用占的比例大。一级流程为了满足产水量的要求,需要较多的膜面积,从而增加了投资,而二级流程的水回收率较高,膜组件的选用较合理,因此投资小。各种因素权衡的结果是二级

流程较优。由此可见,在给水处理浓度较低时,投资费用对年费用的影响较大。

③当给水浓度为 1500 ~1900 mg/L 时,采用如图4 带级间涡轮增压器的二级工艺流程。涡轮增压器与压力交换器相比价格便宜,进料水流量范围大,但能量回收效率较低。在这个浓度范围,反渗透过程能耗低,能量回收效率对年费用影响小,因此采用如图 4 投资少的流程。如需要的操作压力不高,则没有必要安装能量回收装置。



④随着给水浓度降低, 反渗透过程所用膜的类型逐渐由高脱盐膜转变为高通量膜、低脱盐膜,这些膜的脱盐率降低, 水通量增大。这说明了给水浓度高时,脱盐是主要矛盾,给水浓度低时,水通量是主要矛盾。二级流程膜堆的排布形式是第一级采用脱盐率低的膜,第二级采用脱盐率高的膜。

当给水浓度范围是 10000mg/L~35000mg/L 时,如果产品水水质要求不高,设计要求的产水量 $Q_p \geq 125 \text{ m}^3/\text{h}$, 产水浓度 $C_p \leq 3000 \text{ mg/L}$, 此时设计方案是采用一级流程(如图 2),低脱盐膜。这时投资费用和能量费用都较低。

4.2 实例 2

反渗透法还可以用作高含盐量废水的脱盐处理。现有某化工厂, 它排放的废水中含大量的 Ca^{2+} 和 Cl^- , 排放量为 $450 \text{ m}^3/\text{h}$, Cl^- 浓度为 13000 mg/L 。现须将废水进行脱盐处理, 浓度降到 4000 mg/L , 然后回用。经计算 CaCl_2 浓度为 20300 mg/L , 盐溶液渗透

压为 1.4 MPa 。本文用以上设计方法对这个脱盐过程进行设计。设计结果列在表 4 中,采用的工艺流程如图 5。

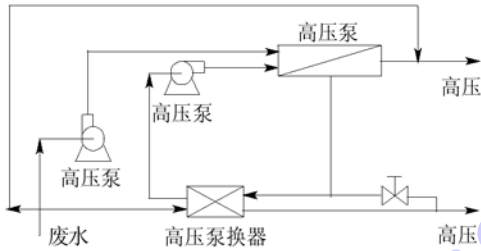


图 5 流程图

这个实例的设计要求不高,废水经脱盐后,浓度降至 4000 mg/L 即可,因此可将部分废水与处理后的水相混合,降低了废水处理的成本。采用一级工艺,反渗透膜为低脱盐膜,该结果符合以上提出的设计规则。

5 结 论

本文以年费用最小为目标, 对反渗透海水淡化系统进行设计, 将设计问题表达为一个混合整数非线性规划。将膜组件分为高脱盐膜,高通量膜,普通膜,低脱盐膜四种类型。当产品水的设计要求不同, 给水浓度不同时, 采用本文的设计方法分别得出了不同的最优设计方案。当给水浓度逐渐降低时,所用膜的类型逐渐由高脱盐膜转变为高通量膜, 低脱盐膜,这些膜的脱盐率降低,水通量增大,这说明了给水浓度高时,脱盐是主要矛盾,给水浓度低时,水通量是主要矛盾。

当给水浓度高时, 反渗透系统需要较高的操作压力,能量消耗大,此时换能器效率对年费用影响较大。如换能器效率较高时, 采用结构简单的一级流程; 给水浓度低时, 能量费用在年费用中占的比例小, 投资费用对年费用的影响较大, 采用水回收率高,膜组件的选用合理的二级流程。这个方法可用于海水、苦咸水淡化的工程设计,也可用于高浓度含盐废水的脱盐工艺设计。本文对两个实例进行了设计,得到的吨水费用,能耗低于文献报道值,表明这种方法是有效的。

参考文献:

[1] 解利昕,阮国岭,张耀江.反渗透海水淡化技术现状与展望[J]. 中国给水排水, 16 (2000) 24-27.
[2] 林斯青.国外海水反渗透淡化技术现状及未来[J]. 水处理技术, 1998,24:1-6.

表 4 设计结果

流程	图 5 的一级流程
膜	低脱盐膜 $A=4 \times 10^{-10}$, $B=8 \times 10^{-5}$
高压泵功率(kW)	316
能量回收装置	PX-150 压力(功)交换器
增压泵	HP-2402 增压泵
操作压力(MPa)	4.5
膜组件	373 个中空纤维膜组件(面积为 152 m^2 /个)
处理量(m^3/h)	450
年费用(\$)	424976.6
能耗费用(\$)	210886.6
吨水处理费用(\$)	0.13
吨水处理能耗($\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$)	0.8



- [3] 徐晖阔,王世昌.反渗透淡化系统余压水力能量回收装置的研究进展[J]. 水处理技术,2002,28:63-65.
- [4] 俞三传,高从塔.膜技术在海水淡化和综合利用中的新进展[J]. 海洋通报,2001,20:83-87.
- [5] Nader M,Al-Bastaki.Modeling an industrial reverse osmosis unit[J].Desalination,1999,126:33-39.
- [6] JIMarriott.Detailed mathematical modeling of membrane modules [J]. Comp.Chem.Eng.,2001,25:693-700.
- [7] Ghazi Al-Enezi.Design consideration of RO units:case studies[J], Desalination,2002,153:281-286.
- [8] Chan Ching Yuen ,Aatmeeyata . Multi-objective optimization of membrane separation modules using genetic algorithm[J]. J.Membr.2000,Sci.,176:177-196.
- [9] AMalek,MNAHawklader.Design and economics of RO seawater desalination[J]. Desalination,1996,m105:245-261.
- [10] Mahmoud M,El-Halwagi.Synthesis of reverse osmosis networks f or waste redution[J].AIChE J.,1992,38:1185-1198.
- [11] MingjieZhu,MMEI-halwagi.Optimal design and scheduling of flexible reverse osmosis networks[J].J.Membr.Sci.,1997,129:161-174.
- [12] NGVoros,ZBMaroulis.Optimization of reverse osmosis networks for seawater desalination[J].Comp.Chem.Eng.,1996,20:s345-s350.
- [13] NGVoros,ZBMaroulis.Short-cut structural design of reverse osmosis desalination plants[J].J.Membr.Sci.,1997,127:47-68.
- [14] Mark Wilf.Optimization of seawater RO systems desige[J].Desalination,2001,138:299-306.
- [15] Peter Geisler.Optimization of the energy demand of reverse osmosis with a pressure-exchange system[J]. Desalination,1999,125:167-172.
- [16] JHauge.The pressure exchanger-A key to substantial lower desalination cost[J]. Desalination,1995,102:219-223.
- [17] AGrundisch,BPSchneider.Optimising energy consumption in SWRO systems with brine concentrators[J]. Desalination,2001,138:223-229.
- [18] SASHumway.The work Exchanger for SWRO Energy Recovery [J].Desalination & Water Reuse, 1999,8(4),27~33.
- [19] 时钧,袁权,高从塔.膜技术手册[M].北京:化学工业出版社,2001.
- [20] HJSee,VSVassiliadis.Optimisation of membrane regeneration scheduling in reverse osmosis networks for seawater desalination [J].Desalination,1999,125:37-54.

OPTIMUM DESIGN FOR RVERSE OSMOSIS SEAWATER DESALINATION SYSTEM

Lu Yan-yue, Hu Yang-dong, Xu Dong-mei, Wu Lian-ying

(College of Chemistry and Chemical Engineering, Ocean University of China, Qingdao 266003, China)

Abstract: The design for sea water RO desalination process was studied to give out operational model and related economic model for each unit and carry out interconnection for these models with a certain variables,and then system model was formed. In the system model, the first-stage and second-stage technological processes are considered with the minimum annual expense as target function. The system model is required to meet the restriction of process thermodynamics, equipment type selection and design requirements etc. The system's design problem can be expressed as a mixed-integer non-linear programming(MINLP). When the requirements of product water design and feed water concentration are different, the different optimal design scheme can be derived from this design method. The method can be used for the design of sea water and brackish water desalination engineering.

Key word: reverse osmosis; seawater desalination;optimum design

新产品上市新闻发布会通知

杭州北斗星膜制品有限公司是一家由杭州水处理技术开发中心投资组建的高新技术企业。公司以发展民族膜工业为已任,致力于反渗透、纳滤、超滤和微滤膜制品及膜组件的研发、生产和推广。凭借领先的技术、优良的品质、成熟的应用,在制膜行业脱颖而出,并成为取代国外进口膜元件的新锐势力。

公司已确定参加 2005 年 3 月 29 日至 31 日在上海展览中心举办的第二届上海国际膜与水处理技术与装备展览会(展台编号 C20)。届时,我公司将首次推出全新六大系列卷式膜元件,同时我们计划于 3 月 29 日下午 3:30 至 4:30 在技术交流会场馆举行新产品上市新闻发布会,望水处理行业的新老朋友光临惠顾。

咨询电话:0571—88150582

袁国梁先生