



Simulation and optimization of methylchlorosilane distillation scheme

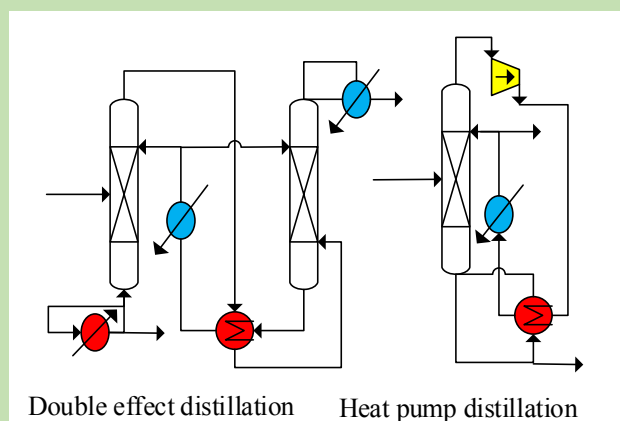
Xiongwei ZENG¹, Jinxin PENG², Zhenhao XI^{1,3*}, Ling ZHAO^{1,3},
Weikang YUAN¹, Changhong NIE², Xiaohui ZHAO²

1. State Key Laboratory of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China

2. Hoshine Silicon Industry Co., Ltd., Jiaxing, Zhejiang 314201, China

3. Engineering Research Center of Process System Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China

Abstract: Methylchlorosilane crude monomer is the mixture of several components with a close boiling point, which demands high mass purity in subsequent polysiloxane polymerization process. Traditionally, seven to ten distillation columns are used to separate these methylchlorosilane components with huge energy consumption. In the field of this research, prevailing industrial seven-column scheme was simulated by using Aspen plus software. The effect of distillation column bottom extraction ratio, reflux ratio, feed stage and top pressure on product concentration and heat duty were



studied systematically for the optimization of operation conditions using the method of double factors sensitivity analysis. According to sensitivity analysis, the appropriate operation conditions of Me1 column were as follows, that molar bottom extraction rate was 0.92, molar reflux ratio was 130, feed position was at 210th theoretical stage and top pressure was 0.18 MPa, respectively. According to energy calculation of seven-column scheme, heavies removal column, low removal column and Me1 column took up 96.2% of total heat duty consumption. In order to reduce energy consumption, new energy saving scheme was studied and simulated. Thermodynamic analysis showed that pressure was a non-significant influencing factor for key components separation of heavies removal column and low removal column. So, a more energy-efficient distillation process, double effect distillation, had been studied for two columns to achieve heat integration between heavies removal column condenser and low removal column reboiler. The result of rigorous simulation showed that the new double effect distillation scheme, comparing to original two-column scheme, can reduce total annual cost (TAC) by 39.70%. The thermodynamic analysis of Me1 column showed that relative volatility of key binary components was near 1. So the heat pump distillation scheme had been developed to improve heat efficiency of Me1 column. The result of rigorous simulation showed that heat pump distillation scheme, comparing to original Me1 column scheme, can reduce TAC by 41.42%.

Key words: methylchlorosilane; Aspen plus; double effect distillation; heat pump distillation; total annual cost

收稿: 2019-03-13, 修回: 2019-05-04, 网络发表: 2019-05-17, Received: 2019-03-13, Revised: 2019-05-04, Published online: 2019-05-17

基金项目: 中央高校基本科研业务费专项资金(编号: 22221817014); 浙江省重点研发计划(编号: 2018C01114)

作者简介: 曾雄伟(1994-), 男, 陕西省安康市人, 硕士研究生, 主要从事有机硅单体精馏过程研究; 奚桢浩, 通讯联系人, E-mail: zhhxi@ecust.edu.cn.

引用格式: 曾雄伟, 彭鑫, 奚桢浩, 等. 甲基氯硅烷精馏流程的模拟与优化. 过程工程学报, 2020, 20(1): 52-58.

Zeng X W, Peng J X, Xi Z H, et al. Simulation and optimization of methylchlorosilane distillation scheme (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2020, 20(1): 52-58, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.219156.

甲基氯硅烷精馏流程的模拟与优化

曾雄伟¹, 彭金鑫², 奚桢浩^{1,3*}, 赵玲^{1,3}, 袁渭康¹, 聂长虹², 赵晓辉²

1. 华东理工大学化学工程联合国家重点实验室, 上海 200237

2. 合盛硅业股份有限公司, 浙江 嘉兴 314201

3. 华东理工大学过程系统工程教育部工程研究中心, 上海 200237

摘 要: 采用 Aspen plus 软件对工业七塔精馏过程进行全流程建模与模拟, 优化工艺参数, 研究了新的精馏节能工艺。对一甲塔等 7 个精馏塔采用双因素水平的灵敏度分析, 考察了塔釜采出率、回流比、进料位置和塔顶压力对产品浓度和热负荷的影响, 确定一甲塔最优的工艺参数: 塔釜摩尔采出率为 0.92, 摩尔回流比为 130, 塔顶压力为 0.18 MPa, 总理论板数为 400, 在 210 块理论板位置进料。在此基础上, 针对高能耗的脱高塔/脱低塔, 模拟研究了双效精馏新工艺, 新工艺可节省 39.70% 的年总成本; 针对一甲塔模拟研究了热泵精馏新工艺, 新工艺可降低 41.42% 的年总成本。

关键词: 甲基氯硅烷; Aspen plus; 双效精馏; 热泵精馏; 年总成本

中图分类号: TQ264.1 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2020)01-0052-07

1 前 言

有机硅材料广泛应用于电子电器、航空航天、纺织、建筑等领域, 被称为“工业味精”^[1]。截止 2017 年年底, 我国有机硅单体规模已经达到单套 15 万吨/年, 总产能达到 296 万吨/年^[2], 其中甲基氯硅烷用量占全部有机硅单体用量的 90% 以上。甲基氯硅烷通常采用直接法合成^[3], 由一氯甲烷和硅粉在流化床反应器中合成粗单体, 其组分包括一甲基三氯硅烷(M1)、二甲基二氯硅烷(M2)、三甲基一氯硅烷(M3)、一甲基二氯硅烷(MH)、低沸物(LB, 沸点低于 40℃ 的组分的混合物)、四氯化硅(SiCl₄)、高沸物(HB, 30 多种沸点高于 70℃ 的硅烷混合物)。工业上一般采用 7~10 个精馏塔对甲基氯硅烷进行分离提纯, 其中第 1 个塔一般是脱高塔, 其后几个塔的顺序根据不同的分离序列而有所不同, 包括七塔流程、顺式切割流程、反式切割流程与中切流程等^[4]。

甲基氯硅烷精馏分离能耗很高, 一般占到单体工厂总能耗的 70%^[5], 精馏过程节能一直是有机硅行业的热点问题。杨德明等^[6]通过有序搜索法研究粗单体精馏分离序列, 以年总成本为目标函数进行优化, 设计了 4 种新的分离序列并找到总成本最低的流程, 使年总能耗成本降低 2.31%。文献[7,8]在顺式切割十塔流程的基础上, 通过增加 3 个高压塔, 设计了并联双效精馏方案, 可节省 20%~40% 的能耗, 但新增 3 个精馏塔不仅增加了设备成本, 也使精馏操作和控制更困难。针对沸点相近组分精馏分离能耗过高的问题, Cui 等^[9]以甲基环戊烷/环

戊烷、正丁醇/异丁醇等体系为例, 分别研究了双效精馏、热泵精馏和循环精馏的节能方案, 模拟和费用估算结果表明, 采用热泵精馏和双效精馏技术, 每年总分离成本可以减少 20%~30%。甲基氯硅烷组分间沸点接近, 其中 M1 和 M2 常压下沸点仅相差 3.8℃, 目前鲜有针对该体系采用热泵精馏和双效精馏进行节能优化的研究。

本工作针对工业甲基氯硅烷七塔精馏流程, 采用 Aspen plus 软件进行全流程建模与模拟, 对一甲塔等 7 个精馏塔采用双因素水平的灵敏度分析, 考察了塔釜采出率、回流比、进料位置和塔顶压力对产品浓度和热负荷的影响, 优化了精馏塔的工艺参数。在此基础上, 针对脱高塔/脱低塔模拟研究了双效精馏的节能工艺, 模拟研究了一甲塔热泵精馏节能工艺, 进行了节能效果评价。

2 甲基氯硅烷七塔精馏流程建模

2.1 流程分析

工业上对 M1, M2, M3, MH 等组分的设计规定^[4]如表 1 所示, 甲基氯硅烷单体进料组成如表 2 所示。

表 1 粗单体分离要求
Table 1 Separation requirements of crude monomer

Component	Mass fraction requirement
M2	≥99.95%
M3	≥99.50%
M1	≥99.50%
MH	≥99.50%

表2 粗单体进料数据(取年平均值)

Table 2 The crude monomer feed data (annual average value)

Component	Normal boiling point/°C	Mass fraction/%
LB	<40.0	0.54
MH	41.8	4.33
SiCL ₄	57.6	0.07
M3	57.9	4.62
M1	66.4	8.28
M2	70.2	79.41
HB	>70.0	2.75

Note: The flow rate of feed stream is 28582 kg/h, the temperature is 25 °C, the pressure is 0.8 MPa.

图1为甲基氯硅烷单体精馏的七塔流程示意图。粗单体原料首先进入脱高塔,塔釜脱除HB,塔顶物料进入脱低塔;脱低塔塔釜物料进入一甲塔,塔顶物料进入轻分塔;一甲塔塔内实现M1与M2分离,塔顶采出产品M1,塔釜采出产品M2;轻分塔塔顶脱除LB,塔釜物料进入含氢塔;含氢塔塔顶得到MH产品,塔釜物料进入共沸塔;共沸塔塔顶分出SiCL₄与M3的共沸物(AZE,共沸温度69.2 °C,组成为43.1% M3和56.9% SiCL₄),塔釜物料进入三甲塔;三甲塔塔顶得到产品M3,塔釜物料排出系统。

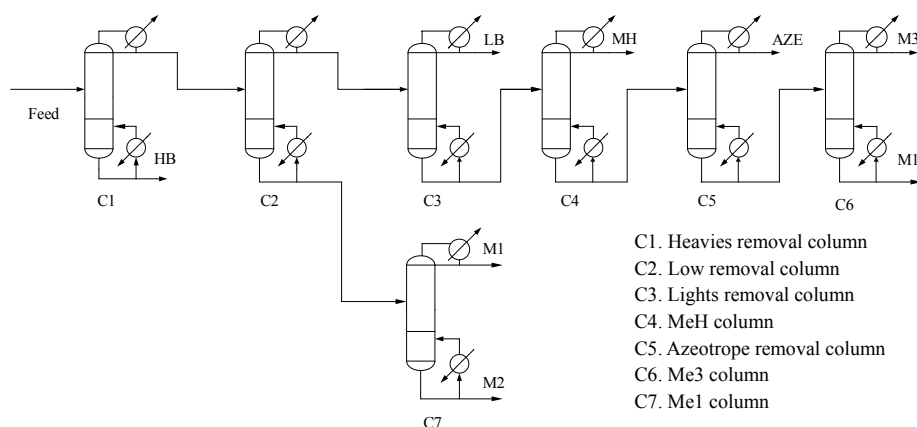


图1 甲基氯硅烷的七塔精馏流程

Fig.1 Methylchlorosilane seven-column distillation scheme

2.2 七塔流程的模拟

采用 Aspen plus 软件对七塔流程进行模拟。精馏塔模拟采用 DSTWU 模块,输入轻重关键组分的回收率,回流比设定为最小回流比的 1.2 倍,得到分离所需的理论板数及进料位置,采用 RadFrac 模块严格计算,并通过双因素灵敏度分析优化全流程的工艺参数。物性方法的选择对模拟的准确性至关重要,甲基氯硅烷粗单体中组分众多,相关物性数据少,且液相不分层,模拟时采用 Soave-Redlich-Kwong (SRK) 状态方程作为全局物性方法^[4,10]。而针对 M3 和 SiCL₄ 的共沸体系的分离,DECHEMA 手册则推荐使用 Wilson 活度系数方程。

2.3 双因素水平的灵敏度分析

以产品浓度和塔釜热负荷为因变量,采用双因素灵敏度分析,考察了精馏塔回流比和采出率、塔顶压力和进料位置两组因素对因变量的影响。回流比和塔釜采出率对 M1 和 M2 产品质量分数的影响如图 2(a)和 2(b)所示,当塔釜采出率小于 0.86 时,塔顶 M1 质量分数随塔釜采出率的增加而急剧增加,而塔釜 M2 的质量分数几

乎不变且大于 0.9995,回流比对塔顶 M1 和塔釜 M2 的质量分数几乎没有影响;当采出率大于 0.86 后,回流比对 M1 质量分数的影响显著,随采出率增加, M1 的质量分数逐渐趋于定值,且该定值随回流比增加而急剧增加,当回流比大于 130 时,塔顶 M1 质量分数大于 0.9950。而此时塔釜 M2 的质量分数随塔釜采出率增加而迅速降低,且下降的拐点随回流比增加而向右移动。塔釜采出率为 0.92 时可同时满足塔顶和塔釜产品的设计要求。塔顶的操作压力和进料位置对塔顶 M1 和塔釜 M2 质量分数的影响如图 2(c)和 2(d)所示,塔顶的操作压力对塔顶 M1 和塔釜 M2 的质量分数几乎无影响,进料板级数为 70~310 时,塔顶 M1 和塔釜 M2 的质量分数不变。进料位置和塔顶压力对于塔釜热负荷的影响如图 2(e)所示,进料位置对塔釜热负荷几乎无影响,随压力增加,塔釜的热负荷增加。回流比和塔釜采出率对塔釜热负荷的影响如图 2(f)所示,塔釜采出率比回流比对塔釜热负荷的影响更显著,随塔釜采出率增加,塔釜热负荷显著降低;而随回流比增加,塔釜热负荷增加。回流比设为 130,合适的进料位置为 210 块理论板。

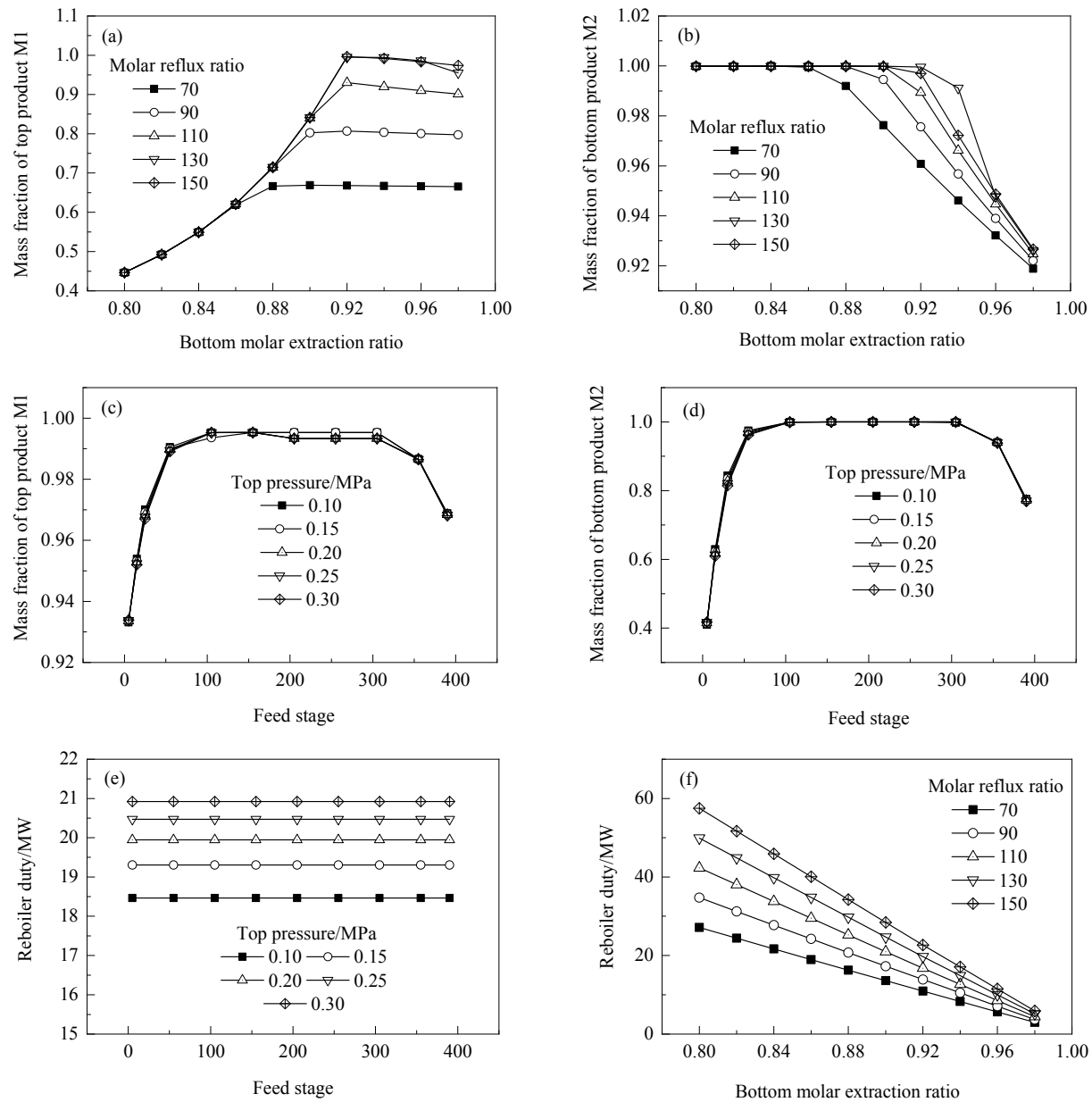


图 2 一甲塔双因素的灵敏度分析曲线
Fig.2 Double factors sensitivity analysis curves of Me1 column

表 3 甲基氯硅烷七塔精馏流程优化后的模拟结果

Table 3 Simulation results of seven-column distillation scheme after optimization

Column	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
Feed/total stage	40/80	110/200	60/120	50/100	50/100	25/50	210/400
Top pressure/MPa (abs)	0.15	0.19	0.22	0.15	0.15	0.12	0.18
Molar bottom extraction ratio	0.03	0.89	0.91	0.54	0.96	0.04	0.92
Molar reflux ratio	6.0	60.0	37.6	3.9	60.0	4.0	130.0
Reboiler duty/MW	16.58	15.31	0.75	0.46	0.45	0.37	19.67
Condenser duty/MW	16.36	14.78	0.69	0.41	0.47	0.38	19.39

综上所述，塔釜采出率是影响一甲塔产品质量的主要因素，回流比是次要因素。在进行工艺参数优化时，应先确定塔釜采出率，再确定回流比。对于一甲塔塔釜热负荷，在满足设计要求的情况下，应尽可能减小回流

比，降低塔顶操作压力。进料位置为最不敏感因素，一般在精馏塔中间位置进料。

采用相同的分析方法，对其它 6 个精馏塔进行参数优化，优化后的七塔精馏工艺参数如表 3 所示。

3 七塔精馏流程的节能优化

表3给出了甲基氯硅烷七塔精馏流程的能耗,其中脱高塔、脱低塔和一甲塔三塔的塔釜热负荷占总能耗的96.2%,塔顶冷凝负荷占总能耗的96.3%。提高这3个塔的能效是七塔精馏流程节能降耗的关键,针对3个高能耗的精馏塔,分别模拟研究了双效精馏和热泵精馏节能新工艺,以降低甲基氯硅烷分离过程的能耗。

3.1 节能评价指标

为了评价双效精馏,热泵精馏工艺的节能效果,以年总成本(Total Annual Cost, TAC)作为评价指标。采用Guthrie的费用关系式^[11]计算总设备成本[IC,包括塔体Cost(S)、填料Cost(T)、压缩机Cost(C)和换热器Cost(H)的成本],计算公式如下:

$$\text{Cost}(S) = \left(\frac{M\&S}{280} \right) 101.9 D^{1.066} H^{0.802} (2.18 + F_c) E_r \quad (1)$$

$$\text{Cost}(T) = \frac{\pi D^2}{4} H C_B \quad (2)$$

$$\text{Cost}(C) = \left(\frac{M\&S}{280} \right) 517.5 (0.746 P)^{0.82} F_c E_r \quad (3)$$

$$\text{Cost}(H) = \left(\frac{M\&S}{280} \right) 101.3 A^{0.65} F_c E_r \quad (4)$$

$$IC = \text{Cost}(S) + \text{Cost}(T) + \text{Cost}(C) + \text{Cost}(H) \quad (5)$$

式中, M&S 即 Marshall & Swift 指数, 取 1400^[12], H 为塔高(m), C_B 为填料的单价(¥/m³), D 为塔直径(m), P 为

压缩机功耗(kW), A 为换热面积(m²), F_c 为校正因子, E_r 为美元对人民币汇率, 取 6.72。操作费用(OP)包括蒸汽成本 Cost(steam), 冷却水成本 Cost(cool)及压缩机的用电成本 Cost(elec)。根据工厂数据, 脱高塔压力为 1.05 MPa, 185 °C 的中压蒸汽, 脱低塔和一甲塔压力为 0.58 MPa, 165 °C 的低压蒸汽; 冷却水进口温度为 25 °C, 出口温度为 30 °C; 压缩机采用电机驱动。 Q_R 为蒸汽用量(t/h), C_s 为蒸汽单价, 按 220 ¥/t 计算; Q_C 为冷凝水用量(t/h), C_w 为冷却水单价, 按 0.4 ¥/t 计算; Q_E 为用电量(kW), C_E 为电单价, 按照 0.8 ¥/(kW·h) 计算。投资回收年限(period)为 3 年, 一年稳定运行 8000 h。

$$\text{Cost(steam)} = 8000 C_s Q_R \quad (6)$$

$$\text{Cost(cool)} = 8000 C_w Q_C \quad (7)$$

$$\text{Cost(elec)} = 8000 C_E Q_E \quad (8)$$

$$OP = \text{Cost(steam)} + \text{Cost(cool)} + \text{Cost(elec)} \quad (9)$$

$$TAC = OP + \frac{IC}{\text{period}} \quad (10)$$

3.2 脱高塔与脱低塔的双效精馏节能方案

脱高塔关键组分 M2 与 HB 常压下的沸点相差 65 °C, 平均相对挥发度为 1.78。M2 和 HB 在 0.15 和 0.40 MPa 压力下的气液相平衡曲线如图 3(a)所示, 变化很小; 脱低塔关键组分 M3 和 M1 在 0.12 和 0.19 MPa 压力下的气液相平衡曲线如图 3(b)所示, 两条曲线几乎重合。表明在上述压力范围内, 压力变化对脱高塔与脱低塔分离的影响不显著。

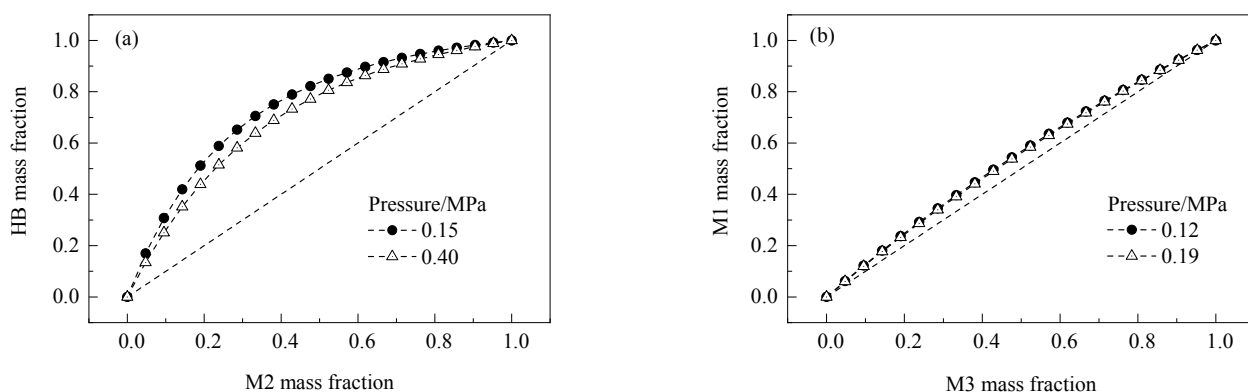


图3 不同压力下 M2-HB 和 M3-M1 的相平衡曲线
Fig.3 Vapor liquid equilibrium curves of M2-HB and M3-M1 under different pressures

Kiss 等^[13]提出了简单选择多组分精馏节能方法的标准, 当塔内轻重关键组分沸点相差大于 20 °C, 塔内压力高于常压且相对挥发度大于 1.15 时, 可以采用多效精馏。基于热力学分析, 对脱高塔和脱低塔模拟研究了双效精馏节能工艺, 结果如图 4 所示。由于工厂中的脱高塔塔釜使用的是压力 1.05 MPa、温度 185.0 °C 的蒸汽

加热, 考虑到当塔顶压力为 0.40 MPa 时, 塔釜温度为 187.0 °C, 所以将塔顶压力适当降低到 0.32 MPa, 此时脱高塔塔釜温度为 176.2 °C, 而塔顶蒸汽的温度为 107.5 °C; 同时将脱低塔塔顶压力从 0.19 MPa 降至 0.12 MPa, 此时脱低塔塔釜的温度为 78.7 °C, 使脱高塔塔顶蒸汽能够通过换热器加热脱低塔釜液, 实现脱高塔和脱

低塔的热集成。采用 Aspen plus 软件对双效流程进行严格计算，得到脱高塔再沸器 QR1(heavy removal column reboiler)的热负荷为 17.13 MW，脱高塔冷凝器 QC1(heavy removal column condenser)的冷负荷为 1.60 MW，脱低塔冷凝器 QC2(low removal column condenser)冷负荷为 12.13 MW，脱低塔再沸器 QR2(low removal column reboiler)热负荷为 7.12 MW。与原流程相比，利用脱高塔塔顶蒸汽加热脱低塔塔底再沸液，在节省脱低塔塔釜蒸汽的同时，也显著降低脱高塔塔顶的冷凝负荷，达到很好的节能效果。双效流程与原脱高塔、脱低塔能耗的计算结果如表 4 所示，按式(1)~(10)计算双效流程与原脱高塔/脱低塔流程的 TAC，计算得到双效流程的 TAC 为 3.69×10^7 元/a，原脱高塔与脱低塔两塔的 TAC 为 6.12×10^7 元/a，采用双效精馏的 TAC 能够降低 39.70%。

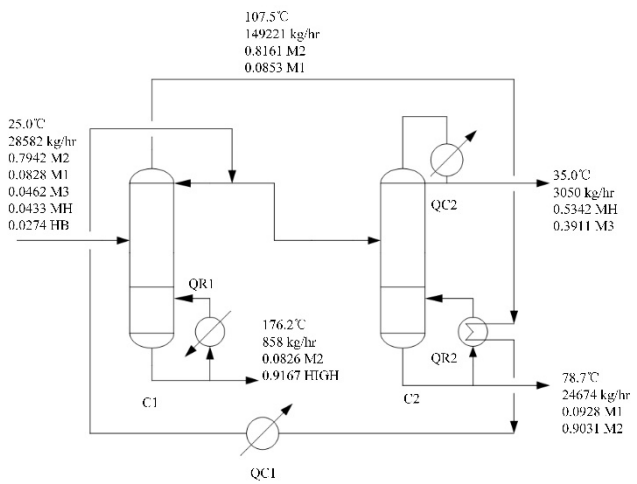


图 4 脱高塔和脱低塔的双效精馏流程示意图
Fig.4 Heavies removal column and low removal column double effect distillation scheme

表 4 双效精馏流程与原双塔流程的能耗计算结果
Table 4 Original two-column scheme distillation and double effect scheme distillation annual cost calculation result

Scheme	Original two-column scheme	Double effect scheme
Condenser duty/MW	31.14	13.73
Reboiler duty/MW	31.89	17.13

3.3 一甲塔的热泵辅助精馏节能方案

一甲塔关键组分 M1 和 M2 的温度-气液相平衡曲线如图 5 所示，在 0.18 MPa 压力下 M1 与 M2 的沸点相差只有 4.4℃，相对挥发度接近 1。若采用普通精馏，塔釜需消耗大量蒸汽，可以采用热泵辅助精馏技术进行节能优化^[14]。

一甲塔的热泵精馏流程如图 6 所示，一甲塔塔顶蒸汽经压缩机 WC 后(压缩比为 2.1)，出口蒸汽压力为 0.38

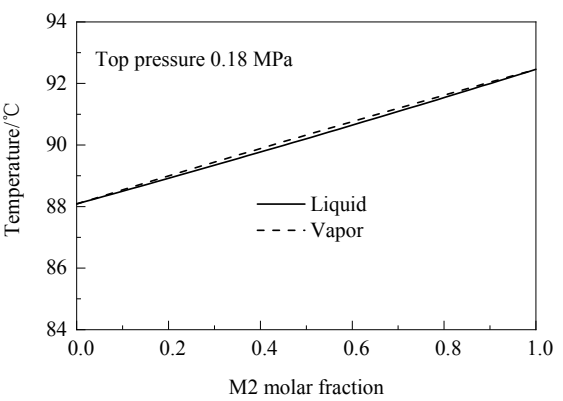


图 5 0.18 MPa 压力下 M1-M2 的温度-气液相平衡曲线
Fig.5 Vapor liquid equilibrium curve between M2 and M1 at 0.18 MPa

MPa，温度 115.4℃；通过一甲塔再沸器 QR3(Me1 column reboiler)与塔釜再沸液换热，再经补加换热器 QR4(additional heat exchanger)，将塔釜再沸液加热成饱和蒸汽；换热后的高压蒸汽再经过膨胀阀变为 0.18 MPa 的低压乏汽，最后再经过一甲塔冷凝器 QC3(Me1 column condenser)，温度降至 43.0℃。Aspen plus 模拟时，压缩机采用 ASME 多变模型进行计算，多变效率设为 0.77，机械效率设为 0.95^[15]，计算得到压缩机功耗为 1.28 MW，塔釜再沸器 QR3 换热量为 11.25 MW，而补加换热器 QR4 的换热量为 5.03 MW。热泵流程的 TAC 为 2.73×10^7 元/a，原一甲塔的 TAC 为 4.66×10^7 元/a，采用热泵精馏使得 TAC 降低 41.42%。

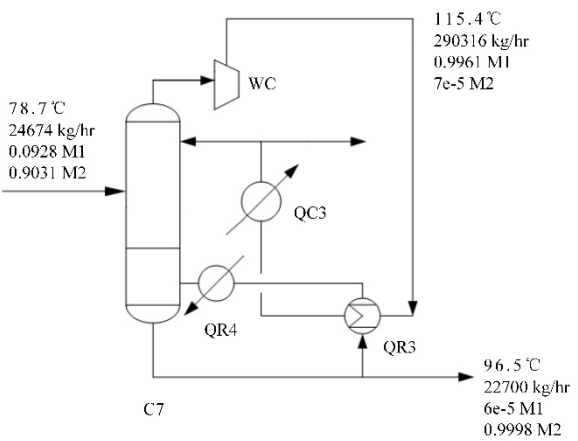


图 6 一甲塔塔釜蒸汽再加热式热泵精馏流程图
Fig.6 Me1 column heat pump distillation scheme

4 结 论

针对工业甲基氯硅烷的七塔精馏流程，用 Aspen plus 软件对整个工艺进行稳态模拟，采用双因素水平的灵敏度分析，得到优化的精馏塔工艺参数，得到如下结

论:

(1) 脱高塔、脱低塔和一甲塔三塔的塔釜热负荷占总能耗的 96.2%, 冷凝负荷占总能耗的 96.3%, 提高这三个塔的能效是七塔流程节能优化的关键。

(2) 根据脱高塔与脱低塔的热力学分析, 压力对这两个塔的分离影响很小, 适合采用双效精馏的节能技术, 充分利用脱高塔塔顶蒸汽的冷凝潜热, 可使两塔的年总成本(TAC)降低 39.70%。

(3) 一甲塔塔顶和塔釜温差小, 关键组分相对挥发度接近 1, 适合采用热泵辅助精馏技术, 通过压缩机做功提高塔顶蒸汽的能量品质, 使得一甲塔的 TAC 降低 41.42%。

(4) 在稳态模型的基础上, 进行能耗和热力学分析, 确定了七塔流程节能优化的新策略: 脱高塔与脱低塔采用双效精馏节能方案, 其中脱高塔塔顶压力设定为 0.32 MPa, 脱低塔顶压力为 0.12 MPa; 一甲塔采用热泵精馏节能方案, 其中压缩比设定为 2.1, 压缩机的多变效率设为 0.77, 机械效率设为 0.95。

参考文献

- [1] 幸松民, 王一璐. 有机硅合成工艺及产品应用 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2000: 19–22.
Xing S M, Wang Y L. Organic silicon synthesis process and product application [M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2000: 19–22.
- [2] 靳士杰. 我国有机硅行业发展情况及未来走势分析 [J]. 化工管理, 2018, (11): 241.
Jin S J. Organosilicon industry development and future trend analysis in China [J]. Chemical Enterprise Management, 2018, (11): 241.
- [3] Rochow E G. The direct synthesis of organosilicon compounds [J]. Journal of the American Chemical Society, 1945, 67(6): 963–965.
- [4] 段继海, 王文建, 范军领, 等. 有机硅单体分离流程的模拟与优化 [J]. 化学工程, 2012, 40(8): 69–73.
Duan J H, Wang W J, Fan J L, et al. Simulation and optimization of organosilicon monomer separation processes [J]. Chemical Engineering (China), 2012, 40(8): 69–73.
- [5] Sun J S, Wang F, Ma T T, et al. Exergy analysis of a parallel double-effect organosilicon monomer distillation scheme [J]. Energy, 2012, 47(1): 498–504.
- [6] 杨德明, 孙磊, 王新兵. 有序搜索法加调优法研究有机硅单体的分离序列 [J]. 计算机与应用化学, 2011, 28(1): 103–106.
Yang D M, Sun L, Wang X B. Research of separation sequence for organosilicon mixture by ordered search and optimization methods [J]. Computers and Applied Chemistry, 2011, 28(1): 103–106.
- [7] 孙建阳, 孔令启, 张传国, 等. 国内甲基氯硅烷分离技术现状及改进方法 [J]. 有机硅材料, 2015, 29(1): 47–51.
Sun J Y, Kong L Q, Zhang C G, et al. Status of separation technology of methylchlorosilane and its improvements in China [J]. Silicone Material, 2015, 29(1): 47–51.
- [8] 许春建. 甲基氯硅烷并联双效精馏方法: CN101857606A [P]. 2010–10–13.
Xu C J. Methylchlorosilane parallel double effect distillation method: CN101857606A [P]. 2010–10–13.
- [9] Cui C T, Li X G, Sui H, et al. Quick decision-making for close-boiling distillation schemes [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 56(17): 5078–5091.
- [10] Duan J H, Mei X. Energy analysis and optimization of methylchlorosilane separation [J]. Advanced Materials Research, 2013, 690/691/692/693(1071): 3082–3085.
- [11] Douglas M J. Concept design of chemical process [M]. New York: McGraw-Hill, 1988: 349–350.
- [12] Mignard D. Correlating the chemical engineering plant cost index with macro-economic indicators [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2014, 92(2): 285–294.
- [13] Kiss A A, Landaeta S J F, Ferreira C A I. Towards energy efficient distillation technologies—making the right choice [J]. Energy, 2012, 47(1): 531–542.
- [14] Fonyo Z, Mizsey P. Economic application of heat pumps in integrated distillation systems [J]. Heat Recovery Systems & Chip, 2015, 14(3): 249–263.
- [15] 吴德荣. 化工工艺设计手册(上册) [M]. 第4版. 北京: 化学工业出版社, 2009: 979–980.
Wu D R. Chemical process design handbook (the first volume) [M]. 4th Edition. Beijing: Chemical Industry Press, 2009: 979–980.