

文章编号: 1673—9620 (2008) 03—0018—04

多效顺流精馏回收 DMF 的工艺^{*}

郭新连, 杨德明

(江苏工业学院 化学化工学院, 江苏 常州 213164)

摘要: 针对传统的 DMF 回收工艺存在的高能耗问题, 提出了多效顺流精馏回收 DMF 的双塔、3 塔和 4 塔回收流程。利用 ASPEN PLUS 化工模拟软件中的 RADFRAC 模块, 选用 NRTL 热力学计算模型, 模拟计算了多效顺流精馏回收工艺处理不同 DMF 浓度的工况。以能耗最低为考察变量、各塔顶废水的蒸出量为决策变量, 确定了各种回收工艺的最佳操作条件, 包括各塔的压力分布。在此基础上, 利用 ASPEN 软件中的流体力学计算模块, 计算得到了各塔的设备参数, 包括冷换设备的面积。以设备投资费用与操作费用之和最小为目标函数, 确定了最优分离流程为 3 塔顺流精馏回收工艺。

关键词: DMF 回收; 多效顺流精馏; 能耗; ASPEN PLUS 软件

中图分类号: TE 624

文献标识码: A

Technological Researches for Recovery of DMF by Multi—Effect Concurrent Distillation

GUO Xin—lian, YANG De—ming

(School of Chemistry and Chemical Engineering, Jiangsu Polytechnic University, Changzhou 213164, China)

Abstract: Because of high energy consumption for separation of DMF, a multi—effect concurrent distillation which includes two—tower, three—tower and four—tower distillation was proposed. Simulation for different mass consistency DMF by multi—effect concurrent distillation was performed by ASPEN PLUS software in which RADFRAC blocks and NRTL physical property were used. The optimum operation conditions (including the press distributions) were determined based on minimum energy consumption and the variables of the top distillate, that is water vapor. Based on the results. The column parameters and areas of the condensers, heaters exchangers were calculated by hydromechanics blocks of ASPEN PLUS. The researches show that three—effect concurrent distillation is the best recovery methodology in response to the objective function of the least sum between cost of investment and operation cost.

Key words: recovery of DMF; multi—effect concurrent distillations; energy consumption; ASPEN PLUS software

DMF 是一种无色透明稳定的优良极性溶剂, 在各行业中用途极其广泛^[1], 因此回收过程的能耗成了研究的热点。目前 DMF 废水的处理大多采用传统的单塔精馏, 双塔精馏现在也开始在工业上应

用^[2]。根据精馏操作的工艺特征, 其塔顶蒸汽能耗约占整个精馏系统的 60% 左右^[3]。而多效精馏^[4]恰好将这部分热量利用起来, 其节能原理为: 塔按照压力由高到低的顺序排列, 同时将前一个塔顶蒸

^{*} 收稿日期: 2007—04—02

作者简介: 郭新连 (1982—), 男, 江苏苏州人, 硕士; 联系人: 杨德明

汽的潜热用于相邻的下一个塔釜再沸器的热源。这样除压力最低的塔之外, 其余各塔顶蒸汽的冷凝热均被精馏系统自身回收利用, 从而使精馏过程的能耗降低^[9]。

多效精馏的技术^[6~8]关键是能量和传热温差(塔压的分布)的匹配, 借助 ASPEN PLUS 化工模拟软件, 对提出的各种分离方案进行模拟计算, 从而确定各效的最佳操作工艺参数, 根据计算结果得到各种方案的操作费用和设备投资费用之和, 从中筛选出最佳的回收工艺路线。

1 多效顺流精馏数学模型

由 MESH 方程建立多效顺流精馏的计算模型应该满足如下约束条件^[9]: ①高压塔塔顶蒸汽所释放的潜热应等于相邻低压塔塔釜物料汽化所需的热量, 即 $Q_{D,j} = Q_{W,j+1}$, 且各效热损失取 $5\% Q_{W,j+1}$ 。②为实现换热器中热量传递, 相邻高低压塔间塔顶和塔底物流的温差应满足: $t_{D,j} - t_{W,j+1} \geq \Delta t_m$ (Δt_m 一般取 10°C)。

1.1 各效精馏塔的压力分布(温差匹配)

压力匹配是实现多效精馏各塔之间能量传递的保证^[10], 为了便于实现高压塔的水蒸汽潜热用于相邻低压塔再沸器的热源, 传热温差统一控制在 $15 \sim 17^\circ\text{C}$ 之间, 即 $15^\circ\text{C} \leq t_{D,j} - t_{W,j+1} \leq 17^\circ\text{C}$, 根据这个传热温差, 设定具体塔压, 从而实现能量传递。

1.2 各效精馏塔的热量衡算

第 1 效: 全塔的能量为进料热量与再沸器提供的热量之和, 正好等于塔顶蒸汽所带走的潜热、塔顶采出产品所携带的显热和塔底出料所带走热量的三者之和, 即:

$$\eta V_0 \Delta H_{D,0} + F h_f - [(L_1 + D_1) \Delta H_{D,1} + D_1 h_{D,1}] - W_1 h_{W,1} = 0 \quad (1)$$

将 $F_1 = D_1 + W_1$ 代入 (1) 式得更为具体的能量平衡表达式:

$$\eta V_0 \Delta H_{D,0} + F (h_f - h_{W,1}) - [(L_1 + D_1) \Delta H_{D,1} + (h_{D,1} - h_{W,1}) D_1] = 0 \quad (2)$$

第 j 效: 与第 1 效有所不同的是, 第 j 效的再沸器热源来源于相邻高压塔的塔顶蒸汽潜热, 其能量恒算式如下:

$$\eta (L_{j-1} + D_{j-1}) \Delta H_{D,j-1} + F_j h_{f,j} - [(L_j + D_j) \Delta H_{D,j} + D_j h_{D,j} + W_j h_{W,j}] = 0$$

$$\Delta H_{D,j} + D_j h_{D,j}] - W_j h_{W,j} = 0 \quad (3)$$

上述为多效顺流精馏各效之间的能量平衡表达式, 即多效顺流精馏的节能机理。

2 多效顺流精馏回收 DMF 工艺流程

在研究过程中, 提出了双塔、3 塔和 4 塔分离流程。借助 ASPEN 软件进行模拟计算, 由计算结果确定经济效益最佳的工艺路线。双塔、3 塔和 4 塔分离流程分别见图 1 至图 3。

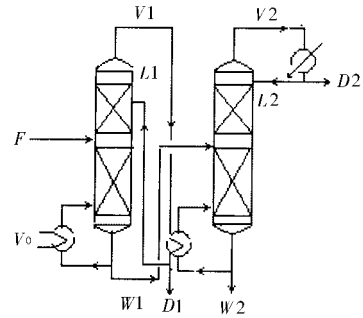


图 1 顺流双效工艺流程

Fig 1 Two-effect concurrent

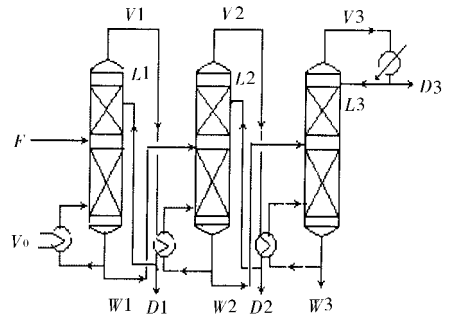


图 2 顺流 3 效工艺流程

Fig 2 Three-effect concurrent

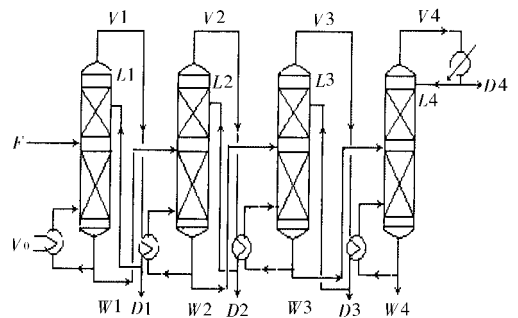


图 3 顺流 4 效工艺流程

Fig 3 Four-effect concurrent

3 模拟计算结果

3.1 基础数据

采用相同的进料条件、规定相同的分离效果以及传热温差, 具体基础数据见表 1。

表 1 模拟基础数据

Table 1 Basic data of simulation

序号	名称	符号	数值
1	进料流量	F	10 t/h
2	进料组成	w_{f1} 、 w_{f2} 、 w_{f3}	10、20、25
3	进料状态	q_f	1 0
4	传热温差	Δt	15 ℃
5	DMF 纯度	P_{ur}	0 995
6	DMF 回收率	R_{ec}	0 990

3 2 模拟结果

利用 ASPEN 软件，通过各塔操作压力的反复

试差计算，得到多效顺流精馏的各效操作参数、整个多效分离体系的能耗和相应的设备参数，模拟结果见表 2。

4 结 论

4 1 能耗与效数的关系

将上述模拟结果绘制成 $Q-N_t$ 关系图，结果见图 4 至图 6。可见，随着效数的增加，能耗急剧下降，但效数超过 3 效后，能耗的变化不大。

表 2 单塔与多效顺流精馏回收不同浓度 DMF 的计算结果

Table 2 Results of mono-column and multi-effect concurrent distillation of recovery for varied concentration DMF

项目	单塔	双效工艺		3 效工艺			4 效工艺			
		塔 1	塔 2	塔 1	塔 2	塔 3	塔 1	塔 2	塔 3	塔 4
DMF 进料质量分数为 10%										
P/kPa	101 3	101 3	12 0	195 0	101 3	12 0	340 0	195 0	101 3	12 0
$D/(\text{kg/h})$	9 000 0	6 100 0	2 905 0	3 900 0	3 500 0	1 605. 0	2 800 0	2 700 0	2 440 0	1 065 0
$L/(\text{kg/h})$	43 920 0	6 771 0	9 586 5	3 510 0	3 850 0	5 457. 0	3 080 0	3 240 0	3 294 0	4 153 5
N_{t}	14	11	10	11	10	10	11	10	10	9
Φ/m	5 53	1 61	3 42	1 18	1. 23	2 58	0 99	1 02	1 11	2 21
$t_{\text{D}}/^{\circ}\text{C}$	100 0	100 0	49 4	119 5	100 0	49 4	137 9	119 5	100 0	49 4
$t_{\text{W}}/^{\circ}\text{C}$	148 7	101 7	84 3	120 6	102 6	84 3	138 9	120 9	103 7	84 3
A/m^2	2 006 32	2 012 90			1 750 40			1 485 90		
$Q/(\text{kcal/h})$	24 629 949 1	6 959 774 7			4 017 796 6			3 331 181 1		
$W/(\text{kg/h})$	97 000	24 080			16 090			11 030		
DMF 进料质量分数为 20%										
P/kPa	101 3	101 3	12 0	285 0	140 0	17 0	570 0	340 0	140 0	17 0
$D/(\text{kg/h})$	8 000 0	5 340 0	2 670 0	3 710 0	3 050 0	1 250. 0	3 180 0	2 630 0	1 720 0	480 0
$L/(\text{kg/h})$	20 000 0	4 378 0	6 888 6	2 671 2	3 385 5	5 000. 0	2 067 0	2 414 3	3 113 2	3 984 0
N_{t}	12	11	10	11	10	9	11	10	9	9
Φ/m	3 42	1 47	2 99	1 08	1. 17	2 31	1 94	0 89	1 09	1 96
$t_{\text{D}}/^{\circ}\text{C}$	100 0	100 0	49 4	131 9	109 4	56 6	156 9	137 9	109 4	56 6
$t_{\text{W}}/^{\circ}\text{C}$	148 6	103 0	84 3	134 4	115 5	93 2	159 5	142 6	122 6	93 2
A/m^2	1 123 70	1 716 47			1 126 70			1 144 00		
$Q/(\text{kcal/h})$	15 110 712 0	5 248 609 9			3 636 363 21			3 223 702 72		
$W/(\text{kg/h})$	50 200	19 600			12 600			9 000		
DMF 进料质量分数为 25%										
P/kPa	101 3	101 3	12 0	205 0	101 3	12 0	380 0	210 0	101 3	12 0
$D/(\text{kg/h})$	7 500 0	4 700 0	2 810 0	2 850 0	2 545 0	2 115. 0	2 130 0	2 030 0	1 850 0	1 500 0
$L/(\text{kg/h})$	16 275 0	4 183 0	5 760 5	4 132 0	4 281 0	4 670. 2	2 811 6	3 045 0	3 108 0	3 244 5
N_{t}	11	11	10	11	10	9	11	10	9	8
Φ/m	3 60	1 44	2 82	1 00	1. 08	2 14	0 96	0 97	1 11	2 13
$t_{\text{D}}/^{\circ}\text{C}$	100 0	100 0	49 4	121 1	100 0	49 4	141 9	121 8	100 0	49 4
$t_{\text{W}}/^{\circ}\text{C}$	148 7	103 1	84 2	123 7	104 5	84 3	144 5	125 3	106 0	84 3
A/m^2	966 50	1 724 73			1 110 60			1 040 68		
$Q/(\text{kcal/h})$	12 881 069 3	4 797 998 7			3 467 840 0			2 953 790 1		
$W/(\text{kg/h})$	46 300	17 800			11 020			8 600		

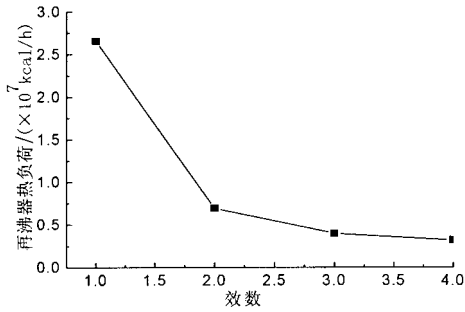


图 4 10%DMF 回收能效图

Fig 4 Relationship between energy and effect for 10% DMF

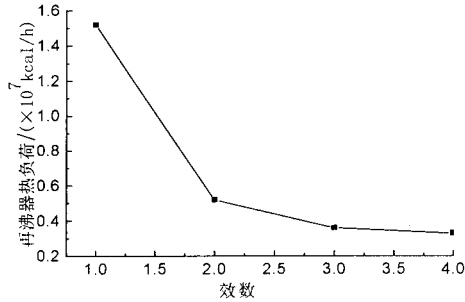


图 5 20%DMF 回收能效图

Fig 5 Relationship between energy and effect for 20% DMF

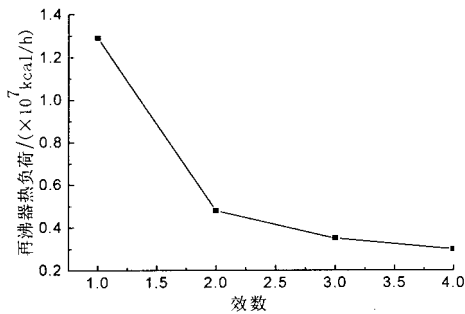


图 6 25%DMF 回收能效图

Fig 6 Relationship between energy and effect for 25% DMF

4 2 总运行费用与效数的关系

精馏分离体系的总运行费用主要有以下两个部分组成, 即操作费用 (包括再沸器蒸汽费用 α_{Nt} 、冷凝器冷却水费用 β_{Nt}) 和塔设备 (包括附属设备) 的折旧费用 (γ_{Nt}), 见下式:

$$\alpha_{Nt} = C_s \cdot Q_a / r; \quad \beta_{Nt} = C_w \cdot W_a;$$

$$\gamma_{Nt} = \{ C_C \cdot [\pi (N_T \cdot h_{etp} \Phi^2 / 4) + C_A \cdot A] \} / 15$$

因此单塔精馏过程的总费用为: $\delta = \alpha_1 + \beta_1 + \gamma_1$ 。多效精馏的总费用为: $\delta_{Nt} = \alpha_{Nt} + \beta_{Nt} + \gamma_{Nt}$ 。以相对值 (即 $f_{Nt} = \delta_{Nt} / \delta$) 为考察变量, 以效数为自变量, 绘制 $f_{Nt} - N_t$ 关系图, 结果见图 7。

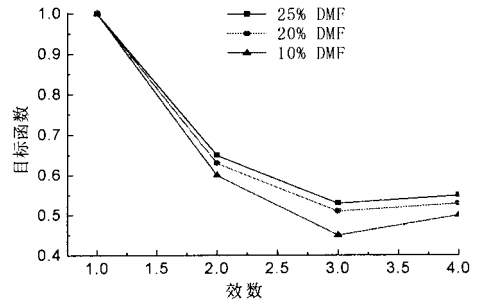


图 7 顺流精馏的关系图

Fig 7 Graph of for concurrent distillation

4 3 结 论

①随着效数增加, 分离能耗相应降低; 但超过 3 效后, 节能幅度变化不大。②随着 DMF 在废水溶液中的浓度增加, 其分离能耗也相应的降低。③随着效数的增加, 能耗减低, 但设备投资也随之加大。研究结果表明, 处理不同浓度的 DMF 废水, 基于综合运行费用考虑, 其 3 效精馏工艺最佳。④与单塔精馏相比, DMF 浓度分别为 10%、20%、25% 时, 3 效顺流精馏的节能效果分别达到了 85%、76%、77% 左右, 显然多效精馏大幅度的降低了能耗。

参考文献:

- [1] 唐振波. 我国腈纶工业的发展动态 [J]. 石油化工技术经济, 2004, (2): 50-54.
- [2] 王伯平, 魏鹏程. DMF 回收设备的节能探讨 [J]. 聚氨酯工业, 2002, 17 (4): 43.
- [3] 刘瑞兴. 多效精馏与节能 [J]. 化工设计通讯, 1985, 2: 33-38.
- [4] 王梦华. 精馏过程节能技术探讨 [J]. 齐鲁石油化工, 2003, 31 (4): 326.
- [5] 武昊宇, 项曙光, 韩方煜. 多效精馏优化设计的研究进展 [J]. 计算机与应用化学, 2005, 22 (7): 491.
- [6] Græthlein. Distillation process for ethanol [P]. US: 5124004, 1992-01-23.
- [7] Kinoshita. Cooling system and cooling method [P]. US: 7036327, 2006-05-02.
- [8] Henning Raach, Jovan Mitrovic. Simulation of heat and mass transfer in a multi-effect distillation plant for seawater desalination [J]. 2007, 204 (3): 416-422.
- [9] 王威, 高维平. 多效精馏流程的优化设计计算 [J]. 计算机与应用化学, 1996, 13 (4): 283.
- [10] 陈砾, 张宇安. 操作压力与精馏节能 [J]. 节能, 1996, (2): 25-27.