

进出口流率变化的多组分质量交换网络综合方法研究

裴宏斌^{1,2}, 陈理², 都健^{*2}, 孙力², 高志辉²

(1. 天津大学 管理学院, 天津 300072;

2. 大连理工大学 化工系统工程研究所, 辽宁 大连 116012)

摘要: 现有质量交换网络综合的研究多限于贫、富流通股中杂质含量较低, 流通股流率可近似为固定值的多组分体系, 为此研究了传质负荷相对较大的相容多组分质量交换网络, 将流通股进出口流率作为变量进行优化. 此外, 还考虑了温度和压力对传质相平衡方程的影响, 将传质浓度差也作为变量进行优化以权衡操作费用和设备投资费用, 以年度总费用最小为目标函数建立了非线性规划的数学模型, 借助自适应模拟退火遗传算法求解, 同步计算出贫、富流通股进出口每一个传质单元设备的最佳流率以及优化的传质浓度差和质量交换网络结构.

关键词: 流率变化; 质量交换网络综合; 多组分; 年度总费用

中图分类号: TQ021.8 **文献标志码:** A

0 引言

热量传递和质量传递是过程工业的两个基本过程, 它们对人类社会的生存和企业的发展影响重大. 化工等过程工业属资源密集型产业, 其节约能源的基本目标在于使物料和能源消耗最小, 以达到设计的最大效率, 并同时减少生产过程的废物处理和回收利用. 质量交换网络综合是重要的过程系统综合之一, 具有提高资源利用效率和减少环境污染的双重效能, 使整个化工过程各流通股之间的相互匹配操作得以优化, 并且达到总费用最小.

质量交换网络综合的概念最早由 El-Halwagi 等^[1]在 1989 年提出, 在 Linnhoff 等^[2]换热网络思想的基础上, 他们通过研究发现质量交换网络和换热网络在系统水平上有非常大的相似性, 将换热网络的夹点设计方法应用于质量交换网络, 用质量分离剂作为贫流通股来除去过程流通股(富流通股)中的污染物, 达到系统和环境要求. Hallale 等^[3,4]在此基础上, 首先根据各个贫流股的传质浓度区间是否重叠选择 $y-x$ 或 $y-y^*$ 组合曲线图画浓度间隔表, 然后通过计算每一个间隔内的

理论板数建立了同时考虑投资费用和操作费用的质量交换网络, 最后又考虑了传质浓度差的变化对投资费用、操作费用以及总费用的影响.

Bagajewicz 等^[5]将状态空间法应用在换热网络和质量交换网络中, 他们将网络分解为交互式的分配网络和过程算子, 在分配网络中, 从过程算子循环回来的流通股被分割成若干个子流通股, 每一个子流通股可以同任意的贫富流通股混合形成新的过程流通股, 这些流通股在过程算子中逆流直接接触进行质量传递, 然后通过优化分配网络和过程算子对网络的效率进行优化设计. Ma 等^[6]采用不对称算子和费用指数加快了状态空间法的选择过程, 提高了处理过程的效率.

Papalexandri 等^[7]为了克服夹点法的不足, 采用超结构方法建立混合整数非线性规划(MINLP)模型, 同时优化质量交换网络的操作费用和设备投资费用, 这一方法可以处理多杂质体系. Chen 等^[8]建立了质量交换网络的多级超结构模型, 能够处理多杂质的复杂体系, 但由于过程级数增加时变量数就会急剧增多, 给优化计算增加了难度. 王江峰等^[9]采用多目标模糊评价遗传算法进行质量交换网络综合, 并分析了多组分单个

收稿日期: 2007-04-25; 修回日期: 2008-11-01.

作者简介: 裴宏斌(1963-), 男, 博士生, 大连理工大学 1986 届学士, 教授级高工; 都健^{*}(1964-), 女, 副教授.

质量交换器的不相容现象产生的原因,提出了寻找最优贫液流量的方法,并应用遗传算法进行了求解^[10].

研究发现,对于质量交换网络的优化设计,采用基于夹点的作图法处理流股数较多的体系比较繁琐,且不适合优化多杂质的质量交换网络.而状态空间法将网络分解为分配网络和过程算子,模型的建立和求解比较困难.超结构方法从全局考虑操作费用和设备投资费用,可以建立多目标或者将多目标转化为单目标的数学模型,采用优化算法就可求出优化的网络结构.但这一方法的缺点是优化变量多,不易求解,大多数文献为了简化模型,通常不考虑传质浓度差的变化对网络结构的影响.此外,上面提到的这几种方法都是基于各传质组分在贫、富流股间所传递的质量负荷比较小的工业系统,因此对于这类体系可以假设进出每一个传质单元设备时贫、富流股的流率不变.然而,在很多质量交换操作(如气提过程等)中,往往流股中某些组分的传质量比较大,不能再假设流股流率不变来建立数学模型进行求解了.本文就是针对这种情况,将进出各传质单元设备的流股流率作为变量,根据各个组分在操作条件下的传质相平衡关系,确定每一个组分在贫、富流股中的流量,从而求出各个流股的总流量,同时考察传质浓度差对投资费用和操作费用的影响,以年度总费用为目标,通过调节传质浓度差来权衡操作费用和投资费用,最后利用自适应模拟退火遗传算法进行求解,得到最优的质量交换网络以及对应该流股的流率和传质浓度差的优化值.

1 问题描述

质量交换网络综合问题是:定义一系列已知流量为 $G_i (i = 1, 2, \dots, N_R)$ 的过程流股(富流股) R_i , 需要将其中所携带的杂质 $p (p = 1, 2, \dots, N_p)$ 由初始浓度 $y_{i,p}^{\text{in}}$ 降到目标浓度 $y_{i,p}^{\text{out,lim}}$, 另有一系列不含或者含有少量杂质 p 的贫流股(质量交换剂) $S_j (j = 1, 2, \dots, N_S)$, 其杂质的初始浓度 $y_{j,p}^{\text{in}}$ 和目标浓度 $y_{j,p}^{\text{out,lim}}$ 均已知, 每一对贫、富流股之间的传质相平衡关系也已知. 通常在操作的温度和压力范围内, 各个组分贫、富流股之间对应的相平衡关系可以近似为线性关系, 一般情况下, 在

文献中都将其线性化为如式(1)所示的形式^[1,3,4]:

$$y_{i,p} = m_{i,j,p} x_{j,p} + b_{i,j,p} \quad (1)$$

式中: $i = 1, 2, \dots, N_R$; $j = 1, 2, \dots, N_S$; $p = 1, 2, \dots, N_p$; $m_{i,j,p}$ 和 $b_{i,j,p}$ 是常数, 其值主要取决于贫、富流股本身的性质以及操作条件等. 但对于多组分复杂体系, 其中任何一对贫、富流股之间的传质相平衡关系也会受到其他组分的影响. 如果在较高的温度和压力下进行质量交换操作, 温度和压力的变化对传质相平衡方程的影响就会比较大, 此时各组分在贫、富流股之间对应的传质相平衡关系可近似表示为

$$y_{i,p} = a_{1,j,p} T_{i,j} + a_{2,j,p} p_{i,j} + m_{i,j,p} x_{j,p} + b_{i,j,p} \quad (2)$$

式中: $T_{i,j}$ 和 $p_{i,j}$ 分别表示富流股 i 和贫流股 j 在传质操作条件下对应的温度和压力, $a_{1,j,p}$ 和 $a_{2,j,p}$ 是对应的系数. 这一关系可以通过对传质相平衡数据的线性拟合获得.

此外, 为了避免使用无限大的质量交换器, 需要加一个正推动力, 称为传质浓度差, 符号为 $\epsilon_{i,j,p}$, 类似于换热网络中的传热温差 $\Delta T_{\min}$. 则上面的传质相平衡关系变为

$$y_{i,p} = a_{1,j,p} T_{i,j} + a_{2,j,p} p_{i,j} + m_{i,j,p} (x_{j,p} + \epsilon_{i,j,p}) + b_{i,j,p} \quad (3)$$

式中 $\epsilon_{i,j,p}$ 的取值直接影响到过程的操作费用和投资费用的大小, 从而影响网络的年度总费用. 传质浓度差 $\epsilon_{i,j,p}$ 增大时, 操作费用会增加, 而投资费用将减少; 反之, 则投资费用增加而操作费用减少.

当各传质组分在贫、富流股间的传质负荷相对于流股总流量较小时, 可以假设各流股的流率固定不变, 文献中大多在这一假设的基础上考虑了较小传质负荷情况下的质量交换网络综合. 如果过程的组分传质负荷相对较大, 各流股的进出口流率就不能再设定为固定值了. 本文就是针对这种情况, 首先由各个组分在操作温度和压力下的传质过程模拟出如式(2)所示的传质相平衡关系, 然后根据这些相平衡关系确定整个过程中各个传质单元达到传质平衡时每一个组分在贫、富流股中的流率, 这样就能够求得各个流股在每一个传质单元出口处的流率. 在优化进出口流率的

同时,将传质浓度差作为变量,用来权衡操作费用和投资费用,最后以年度总费用最小为目标,利用出口富流股中各个杂质组分的浓度限制条件和可行性操作等作为约束条件,建立质量交换网络综合的非线性规划模型,借助自适应模拟退火遗传算法求解可以得到优化的网络结构以及对应的传质浓度差 $\epsilon_{i,j,p}$ 和流股进出口流率的最优解。

2 数学模型的建立

为实现过程的最大效率,节约资源,将年度总费用作为优化问题的目标函数,它包括整个操作过程运行所需的总费用以及回收各杂质组分的价值,即包括过程所需消耗的贫流股的操作费用和过程所需传质单元设备的投资费用,并将其折合成年度化费用,回收的费用包括操作过程回收的各杂质组分的价值。

由此,可以建立以年度总费用最小为目标的非线性规划模型,即

$$\min f = \min (f_o + f_c - f_r) \quad (4)$$

式中: f_o 是操作费; f_c 是设备投资费; f_r 表示回收的杂质组分的价值。其中操作费由贫流股的流量和单位贫流股的年度化费用计算而得;投资费是指购买和安装传质单元设备的费用,常用的质量交换器有各种形式的塔,对于一般的吸收塔和蒸馏塔,文献中常将设备的总投资费用折合成每一块理论板的年度化费用来计算^[1]。板式塔的投资费取决于各个组分所需的理论塔板数 $N_{i,j,p}$ 以及每块塔板的费用 $c'_{i,j}$,计算公式如式(5)所示。

$$f_c = \sum_{i=1}^{N_R} \sum_{j=1}^{N_S} c'_{i,j} (\max\{N_{i,j,p}\}_{p=1,2,\dots,N_p}) \quad (5)$$

其中 $c'_{i,j}$ 的大小取决于传质设备的类型、材料和尺寸以及不同的流股和操作条件等。板式塔的塔板数 $N_{i,j,p}$ 可由如式(6)和(7)所示的 Kremser 方程^[11] 计算求得,这个方程适用于传质相平衡关系可视为线性的体系,所以传质相平衡数据线性化后的方程(2)可直接应用 Kremser 公式来计算塔板数。

当吸收因子 $A_{i,j,p} \neq 1$ 时

$$N_{i,j,p} = \left\{ \ln \left[\frac{(y_{i,j,p}^{\text{in}} - a_{1,j,p} T_{i,j} - a_{2,j,p} p_{i,j} - m_{i,j,p} x_{i,j,p}^{\text{in}} - b_{i,j,p}) / (y_{i,j,p}^{\text{out}} - m_{i,j,p} x_{j,p}^{\text{in}} - b_{i,j,p})}{A_{i,j,p}} \right] \right\} / \ln A_{i,j,p} \quad (6)$$

当吸收因子 $A_{i,j,p} = 1$ 时

$$N_{i,j,p} = \frac{y_{i,j,p}^{\text{in}} - y_{i,j,p}^{\text{out}}}{y_{i,j,p}^{\text{out}} - a_{1,j,p} T_{i,j} - a_{2,j,p} p_{i,j} - m_{i,j,p} x_{i,j,p}^{\text{in}} - b_{i,j,p}} \quad (7)$$

式中吸收因子 $A_{i,j,p}$ 可由富流股 i 中组分 p 的平均质量流率 $g_{i,p}^{\text{ave}}$ 、贫流股 j 中组分 p 的平均质量流率 $l_{j,p}^{\text{ave}}$ 以及传质相平衡方程中的常数 $m_{i,j,p}$ 由式(8)计算。

$$A_{i,j,p} = \frac{g_{i,p}^{\text{ave}}}{m_{i,j,p} l_{j,p}^{\text{ave}}} \quad (8)$$

其中贫、富流股中组分 p 的平均质量流率可近似等于组分 p 对应的进口流率和出口流率的算术平均值,即用如下的表达式来计算:

$$g_{i,p}^{\text{ave}} = \frac{g_{i,p}^{\text{in}} + g_{i,p}^{\text{out}}}{2}, \quad l_{j,p}^{\text{ave}} = \frac{l_{j,p}^{\text{in}} + l_{j,p}^{\text{out}}}{2} \quad (9)$$

利用上述 Kremser 方程计算塔板数,从而可以计算设备投资费用,具体的设备投资费用计算须视实际设备的类型和材料而定。

以年度总费用作为目标函数,该优化问题的约束条件如下。

整个操作过程的总物料衡算:

$$\sum_i G_i^{\text{in}} + \sum_j L_j^{\text{in}} = \sum_i G_i^{\text{out}} + \sum_j L_j^{\text{out}} \quad (10)$$

组分 p 在整个操作过程的物料衡算:

$$G_i^{\text{in}} y_{i,p}^{\text{in}} = G_i^{\text{out}} y_{i,p}^{\text{out}} + \sum_k |g_{i,k,p}^{\text{in}} - g_{i,k,p}^{\text{out}}| \quad (11)$$

$$L_j^{\text{out}} x_{j,p}^{\text{out}} = L_j^{\text{in}} x_{j,p}^{\text{in}} + \sum_k |l_{j,k,p}^{\text{in}} - l_{j,k,p}^{\text{out}}| \quad (12)$$

每一个传质单元 k 的总物料衡算:

$$G_{i,k}^{\text{in}} + L_{j,k}^{\text{in}} = G_{i,k}^{\text{out}} + L_{j,k}^{\text{out}} \quad (13)$$

每一个传质单元 k 中传递组分 p 的物料衡算:

$$|g_{i,k,p}^{\text{in}} - g_{i,k,p}^{\text{out}}| = |l_{j,k,p}^{\text{in}} - l_{j,k,p}^{\text{out}}| \quad (14)$$

网络出口处各流股中组分 p 的浓度限制:

$$y_{i,p}^{\text{out}} \leq y_{i,p}^{\text{out,lim}} \quad (15)$$

$$x_{j,p}^{\text{out}} \leq x_{j,p}^{\text{out,lim}} \quad (16)$$

各传质单元内组分 p 的传质可行性限制:

$$y_{i,j,p}^{\text{in}} - a_{1,j,p} T_{i,j} - a_{2,j,p} p_{i,j} - m_{i,j,p} (x_{i,j,p}^{\text{out}} + \epsilon_{i,j,p}) - b_{i,j,p} \geq 0 \quad (17)$$

$$y_{i,j,p}^{\text{out}} - a_{1,j,p} T_{i,j} - a_{2,j,p} p_{i,j} - m_{i,j,p} (x_{i,j,p}^{\text{in}} + \epsilon_{i,j,p}) - b_{i,j,p} \geq 0 \quad (18)$$

本文建立的数学模型是一个非线性规划问题,同时将进出每一个传质单元的流股流率和传质浓度差作为变量进行优化.通过对进出质量交换器的流股流量大小判断设备是否采用,增加了模型的连续性,防止了变量数迅速增加而形成非凸、不连续、有多个局部极值的大规模组合爆炸问题.本文在前期对传质浓度差优化的基础上,同时将进出各传质单元流股的流率作为变量,根据各流股在操作条件下达到传质相平衡关系计算出流股中每一个组分在不同相中的流率,然后将各个组分流率相加得到流股出口总流率,最后利用惩罚函数对程序进行反复迭代使质量交换网络出口处各流股中杂质组分的浓度达到规定的标准.

本模型将流股进出每一个传质单元的流率都作为优化变量,增加了模型的复杂性和求解难度,所以借助改进的自适应模拟退火遗传算法^[12]进行求解.该算法以固定代数的遗传算法嵌入到模拟退火算法结构中,既克服了遗传算法和模拟退火算法易陷入局部最优解的缺点,又通过自适应确定交叉和变异概率,自适应调整步长的策略维

持了种群多样性和选择压力的平衡,有效地改善了算法的性能.同时,采用变量消去、等式松弛和惩罚函数法相结合的处理方法来完成对约束条件的处理,从而以更大的概率获得最优解.本算法用 Borland C++ 编程求解,与 GAMS 等优化软件相比,使变量的控制和调整及约束条件添加更加灵活,使得计算过程方便、快捷,适合求解复杂的多组分质量交换网络综合问题.

3 进出口流率变化的相容多组分质量交换网络综合方法实例

本实例数据取自于合成氨工艺凝液回收系统^[13],是多杂质体系.在 Kellogg 工艺 1 000 t/d 合成氨装置中,合成氨工艺凝液的主要成分为水,还含有氨、二氧化碳、甲醇等杂质,其组成及流量见表 1,各个流股组分和单位塔板数目的年度化费用及操作条件见表 2.本工艺过程的目的就是回收工艺凝液中的氨、甲醇等杂质,净化后的工艺凝液返回系统作为锅炉水回用.

表 1 合成氨工艺凝液工艺数据
Tab.1 Data for the process condensate of ammonia plant

	组成质量分数					总流量/ (kg · h ⁻¹)
	H ₂ O	NH ₃	CO ₂	CH ₃ OH	CH ₄	
初始	0.995 764	0.001 848	0.001 498	0.000 574	0	100 000
目标	0.975 000	1.0×10 ⁻⁵	2.0×10 ⁻⁴	3.4×10 ⁻⁴	2.5×10 ⁻⁷	

表 2 年度化费用和操作条件
Tab.2 Total annualized costs and operating conditions

物质	单价/ (元 · h · kg ⁻¹ · a ⁻¹)	设备名称	设备	温度/℃	压力/MPa
			单位板年度化费用/ (元 · 板 ⁻¹ · a ⁻¹)		
水	49	天然气气提塔	12 000	190.2	3.77
氨	27 331	中压蒸汽气提塔	14 000	244.0	3.60
甲醇	20 148				
天然气 S ₁	8 760				
中压蒸汽 S ₂	1 051				

对工艺凝液进行气提,比较典型的介质有空气、低压蒸汽、中压蒸汽和天然气等几种.用 Aspen plus 软件对各工艺过程进行初步模拟计算后得知,采用天然气气提塔和中压蒸汽气提塔串联流程效果比较好,能够使各杂质出口浓度达

标,从而凝液可以回收再利用.但使用 Aspen plus 只能模拟指定各流股进口流率和操作条件下的情况,不能对其进行匹配及合理优化.本文选用的超结构方法能够表达单独采用天然气气提工艺、单独采用中压蒸汽气提工艺及天然气和中压蒸汽气

提塔串联工艺的 3 种结构,可以直接优化计算出最优的结构,所以比模拟方法更加方便快捷.

本文采用流股进出口流率和传质浓度差同步优化设计质量交换网络的方法对此过程进行了优化.首先利用 Aspen plus 模拟每一个组分在不同温度和压力下液相组成和气相组成之间的传质相平衡数据,然后进行线性化拟合,得到如式(2)所示的各个组分在不同相之间的传质相平衡方程.各个组分的汽液相平衡方程的具体系数见表 3.

表 3 的数据是将各个组分在天然气气提塔和中压蒸汽气提塔操作条件下的数据分别线性化得到的.由各组分汽液传质相平衡的线性方程,将各个流股进出每一个传质单元设备的流率以及各个组分的传质浓度差作为优化变量,以年度总费用为目标函数,结合式(5)~(9)计算传质单元的理

论板,然后再利用式(10)~(18)列出体系的约束条件,建立非线性规划的数学模型,采用改进的自适应模拟退火遗传算法求解,可计算出各变量的优化值以及对应的网络结构.表 4 给出了各变量的优化值以及指定流股流率时 Aspen plus 的模拟结果.为了验证传质浓度差的优化对操作费用和投资费用的影响,本文还列出了给定传质浓度差仅优化流股进出口流率的优化结果.图 1 给出了优化的质量交换网络结构.可见,优化的结构与用 Aspen plus 模拟的结果类似,但是两个传质单元的塔板数和进出口的流率有所不同.而且因为本方法实现了用传质浓度差来权衡投资费用和操作费用,所以可获得比模拟计算年度费用更小的匹配结构.

表 3 各组分传质相平衡方程中系数拟合结果

Tab. 3 Fitting coefficients for mass transfer equilibrium equation of each component

气提塔	组分	$a_{1,j,p}$	$a_{2,j,p}$	$m_{i,j,p}$	$b_{i,j,p}$
天然气	H ₂ O	0.009 748	-0.014 576	0.145 575	-1.050 340
	NH ₃	0.000 029	-0.000 119	7.132 450	-0.002 243
	CO ₂	0.000 031	-0.000 075	5.904 590	-0.004 078
	CH ₃ OH	0.000 007	-0.000 018	1.192 700	-0.000 594
	CH ₄	-0.009 622	0.015 016	0.147 991	1.854 100
中压蒸汽	H ₂ O	-0.000 297	0.000 477	9.628 110	-8.570 410
	NH ₃	-0.000 049	0.000 053	6.049 070	0.010 185
	CO ₂	-0.000 007	0.000 008	6.848 680	0.001 477
	CH ₃ OH	-0.000 004	0.000 003	2.121 780	0.000 952
	CH ₄	0.000 205	-0.000 329	19.090 200	-0.039 726

表 4 工艺凝液回收系统优化结果汇总

Tab. 4 Optimal results for process condensate recovery system

名称	L_1^{in} /(kg·h ⁻¹)	L_1^{out} /(kg·h ⁻¹)	L_2^{in} /(kg·h ⁻¹)	L_2^{out} /(kg·h ⁻¹)	N_1	N_2	f_c /万元	f_o /万元	f_r /万元	f /万元
Aspen plus 模拟	22 000.0	38 319.0	25 500.0	20 543.3	15	15	39.0	3 643.7	849.9	2 832.8
仅流率优化	8 961.5	15 078.4	6 801.7	5 582.6	27	10	46.4	1 107.4	846.5	307.3
流率和浓度差同时优化	9 184.1	15 342.2	6 505.1	5 200.9	15	8	29.2	1 085.9	857.0	258.1

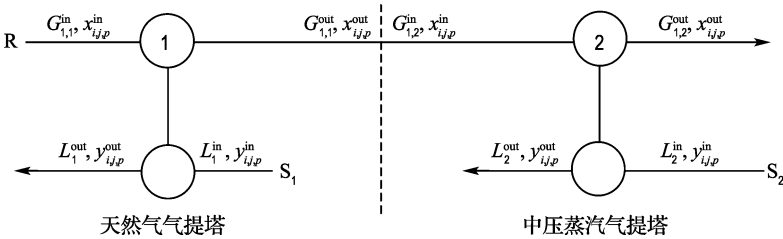


图 1 优化的工艺凝液回收系统

Fig. 1 Optimal structure for process condensate recovery system

由表4列出的3组结果可以看出,贫流股 S_1 和 S_2 的进出口流率的变化很大,经过气提操作后,由工艺凝液向天然气中的组分传质量很大,因此不能再近似将各个流股的流率作为常数来建立数学模型进行求解。

由表4还可以看出,流股进出口的流率和传质浓度差的同时优化能够得到年度总费用最小的质量交换网络。这是因为与仅优化流股流率的结果相比,传质浓度差的优化能够权衡整个过程的操作费用和投资费用。通过调整温度、压力等操作条件,既降低了理论板数,又由于减少了中压蒸汽的量,减少了操作费用的消耗,年度总费用得以进一步优化。由Aspen plus模拟的操作费用和投资费用都比较高,这是因为模拟只能用于给定流股流率和操作条件下的模拟,而不能进行自动优化,所以得到的结果与两组将流率等作为变量进行优化的结果相比,年度总费用要高一些。

表5列出了本实例各个组分对应的传质浓度差的给定值和优化后的值。从表5的结果可知,优化后的传质浓度差均大于给定的值,这说明优化前直接给定的传质浓度差是不合适的,可能导致了操作费用偏高。优化后,各组传质浓度差的值都有一定程度的增大,由此改变了各塔的传质效率,即增加了天然气的使用量,而减少了中压蒸汽的用量,从而降低了操作费用。传质浓度差的优化重新调整了传质推动力,使得天然气气提塔和中压蒸汽气提塔的理论板都减少了,降低了投资费

用。而由于最后回收的杂质量不发生较大的变化,回收杂质的价值基本不变。由此可看出,采用本文提出的方法可以在满足生产和环境要求的前提下,获得年度总费用比较低的质量交换网络。

4 结 论

本文提出了进出口流率变化的相容多组分体系的质量交换网络综合方法,将进出口流率作为变量进行优化,使得计算结果更加符合生产实际。

对于高温、高压体系的传质过程,如本文实例中合成氨工艺凝液回收系统,温度和压力对传质过程的影响已不可忽略。本文提出了采用考虑温度和压力的线性传质相平衡关系的拟合方法(必要时采取分段线性化),可以简化优化模型,降低求解难度。另外,本文还考察了各个组分传质浓度差的变化对年度总费用的影响,通过将其作为变量进行优化,从全局权衡了操作费用和投资费用,由实例的计算结果可以看出,有效地解决了进出口流股流率为变量的相容多组分体系的质量交换网络综合问题,并获得比较合理的网络结构。表明本文所提出的综合方法对进出口流率变化的相容多组分体系的质量交换网络综合是有效的。

尽管如此,对于更加复杂且包含有更多个贫、富流股的多组分传质体系,如何建立更加合理的多级超结构数学模型,如何将温度和压力也作为变量进行同步优化并开发合适的优化算法,还有待于进一步深入研究。

参考文献:

- [1] EL-HALWAGI M M, MANOUSIOTHAKIS V. Synthesis of mass exchanger network [J]. **AIChE**, 1989, **35**(8):1233-1244
- [2] LINNHOFF B, HINDMARSH E. The pinch design method of heat exchanger network [J]. **Chemical Engineering Science**, 1983, **38**:745-763
- [3] HALLALE N, FRASER D M. Supertargeting for mass exchange networks part I: targeting and design techniques [J]. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, 2000, **78**(Part A):202-207
- [4] HALLALE N, FRASER D M. Supertargeting for mass exchange networks part II: applications [J]. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, 2000, **78**(Part A):208-216
- [5] BAGAJEWICZ M J, MANOUSIOUTHAKIS V. On the mass/heat exchanger network representations of

表5 优化前后各组分的传质浓度差
Tab.5 Mass transfer composition differences
for each component before and after
optimizing

气提塔	组分	$w/10^{-6}$	
		优化前	优化后
天然气	H ₂ O	1.0	13.0
	NH ₃	1.0	32.0
	CO ₂	1.0	12.0
	CH ₃ OH	1.0	9.9
	CH ₄	1.0	740.0
中压蒸汽	H ₂ O	1.0	11.0
	NH ₃	1.0	8.8
	CO ₂	1.0	3.2
	CH ₃ OH	1.0	9.9
	CH ₄	1.0	4.7

- distillation networks [J]. *AIChE*, 1992, **38**(11): 1769-1800
- [6] MA Wei-jun, HU Shan-ying, LI You-run, *et al.* State space approach to mass exchange network synthesis [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2003, **11**(3):312-317
- [7] PAPALEXANDRI K P, PISTIKOPOULOS E N, FLOUDAS A. Mass exchange networks for waste minimization: a simultaneous approach [J]. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 1994, **72**(Part A):279-294
- [8] CHEN Cheng-liang, HUNG Ping-sung. Simultaneous synthesis of mass exchange networks for waste minimization [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2005, **29**:1561-1576
- [9] 王江峰, 沈静珠, 李有润, 等. 多目标模糊评价遗传算法综合质量交换网络[J]. *高校化学工程学报*, 2002, **16**(5):549-553
- [10] 王江峰, 沈静珠, 李有润, 等. 不相容多组分质量交换网络综合[J]. *化工学报*, 2004, **55**(2):297-304
- [11] SZITKAI Z, LELKES Z, REV E, *et al.* Handling of removable discontinuities in MINLP models for process synthesis problems, formulations of the Kremser equation [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2002, **26**:1501-1516
- [12] DU Jian, WANG Hong-wei, MENG Xiao-qiong, *et al.* Design of water utilization network with multiple contaminants based on adaptive simulated annealing genetic algorithm [J]. *Computers and Applied Chemistry*, 2004, **21**(1):128-133
- [13] 赵越. 合成氨工艺冷凝液的回收研究[D]. 大连: 大连理工大学, 2000

Study of multi-component mass exchange network synthesis with variable flowrates of inlet and outlet

PEI Hong-bin^{1,2}, CHEN Li², DU Jian^{*2}, SUN Li², GAO Zhi-hui²

(1. School of Management, Tianjin University, Tianjin 300072, China;

2. Institute of Chemical Process System Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116012, China)

Abstract: Most present researches on the synthesis of mass exchange network focus on the conditions of tiny mass transfer load, where the inlet and outlet flowrates of the rich and lean streams can be regarded as constants. The condition of a little larger mass transfer load for compatible contaminants between rich and lean streams is taken into consideration, where the flowrates of the streams are taken as a set of variables instead of approximately being regarded as constants. Besides, the effect of temperature and pressure on the mass transfer equilibrium equations is also taken into account, and the mass transfer composition differences of all components are taken as optimizing variables simultaneously to trade off the operating cost and capital cost, then a non-linear mathematical programming model can be built with the total annualized cost as objective. And the optimal problem is solved by means of the adaptive simulated annealing genetic algorithm. As a result, the optimal flowrates, along with the set of mass transfer composition differences and the mass exchange network, can be obtained simultaneously.

Key words: variable flowrate; synthesis of mass exchange network; multi-component; total annualized cost