

研究论文

超结构法分步综合热集成的质量交换网络

都 健¹, 李秀峰¹, 陈 理², 姚平经¹

(¹ 大连理工大学化工系统工程研究所, 辽宁 大连 116012; ² 大连大学环境与化学工程学院, 辽宁 大连 116622)

摘要: 质量交换网络 (MEN) 和热交换网络 (HEN) 之间有较强的交互作用, 传统的夹点技术很难考虑两个网络之间的相互作用。针对这一问题, 采用基于分级超结构的数学规划法分步综合热集成的 MEN。该方法首先分析了连接两个网络的关键参数, 将其离散化处理后组合成多个备选方案, 然后对每个备选方案采用分步策略。第一步, 用超结构法以总年度费用 (TAC) 最小为目标综合 MEN; 第二步, 从第一步的结果中抽提出 HEN 综合所需数据, 通过求解基于 HEN 超结构的非线性规划 (NLP) 模型, 得到优化的 HEN 总年度费用。加和两步中的 TAC 结果得到该方案下两个网络的总费用, 通过比较所有备选方案下的总网络 TAC, 以总网络 TAC 最小的方案为最佳方案。与文献中例子比较, 表明本方法具有更好的可行性和有效性。

关键词: 分级超结构; 质量交换网络; 热交换网络; 分步策略; 年度总费用

中图分类号: TQ 021.8

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2010) 10-2636-08

Synthesis of heat integrated mass exchanger networks using step-wise approach based on superstructure

DU Jian¹, LI Xiufeng¹, CHEN Li², YAO Pingjing¹

(¹ Institute of Chemical Process Systems Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116012, Liaoning, China; ² School of Environment & Chemical Engineering, Dalian University, Dalian 116622, Liaoning, China)

Abstract: This paper deals with the synthesis of heat integrated mass exchanger networks by mathematical programming approach based on stage-wise superstructure representation. A design strategy was proposed after analyzing all the parameters connecting mass exchanger networks (MEN) with heat exchanger networks (HEN). Those parameters were discretized and then combined to obtain multiple options. In each option, a step-wise method was used. First, MEN was synthesized, targeting minimum total annual cost (TAC) of MEN by the superstructure-based approach. Second, the HEN whose data were obtained from the MEN in the first step was synthesized by solving modified HEN non-linear programming (NLP) based on HEN stage-wise superstructure. Then the TACs of two networks were summed up to obtain minimum TAC of the whole network in each option. Finally the TACs of all options were compared and the option with the lowest TAC of heat integrated mass exchanger network was chosen as the best one. Two examples were examined to demonstrate the feasibility and effectiveness of the method.

Key words: stage-wise superstructure; mass exchange networks; heat exchanger networks; step-wise strategy; total annual cost

2009-12-24 收到初稿, 2010-04-09 收到修改稿。

联系人及第一作者: 都健 (1964—), 女, 博士, 副教授。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (20976022); 大连理工大学交叉学科建设项目 “能源+X”。

Received date: 2009-12-24.

Corresponding author: DU Jian, associate professor, dujian@dlut.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (20976022) and Dalian University of Technology for Constructing Interdiscipline ‘Energy+X’.

引言

为应对能源危机和日益严重的环境污染问题，政府部门对工业能耗和废物排放提出较高标准，迫切要求企业实施“节能减排”。中国“十一五”规划纲要提出，“十一五”期间单位国内生产总值能耗降低 20% 左右，主要污染物排放总量减少 10%。所以目前我国“节能减排”形势非常严峻。化工系统工程学的两个分支——质量交换网络 (HEN)^[1] 和热交换网络 (MEN)^[2] 综合分别可以为化工过程的“节能”与“减排”提供理论依据和技术支撑。对这两种网络进行优化设计时发现，它们之间存在着交互作用。因相平衡理论是吸收、萃取等质量交换操作的理论基础之一，在 MEN 综合过程中，相平衡关系决定了传质进行的方向、极限以及传质推动力的大小，对设备费用影响很大，当系统总压不太高时，温度对平衡关系起决定性作用，可以通过热交换系统来改变流股的温度，进而改善传质过程，达到降低费用的目的，因此将 MEN 和 HEN 两个网络联系起来，引入热集成的 MEN 综合问题的研究是非常有意义的。

目前对两种网络进行联合优化的研究主要集中在一种特殊的 MEN 方面^[3]，即热集成水网络^[4-8]。但由于水网络综合问题中多包括传质单元费用，不考虑温度对平衡关系的影响，各操作单元温度固定，不涉及流股温位的优化，问题的复杂性较低。

在考虑温度影响平衡关系的热集成 MEN 综合方面，Srinivas 等^[9]首次较系统地提出这一问题，将贫流股分流成若干个温度不同的分支，先用夹点技术^[10]设计总公用工程用量最小的网络结构，再优化单元的个数。Isafiade 等^[11]离散贫流股的温度，在文献 [9-10] 的基础上添加了投资费用和质量分离剂再生工况，考虑更完整的年度总费用。但其不足是采用了传统的夹点技术，将费用不同的过程贫流股和质量分离剂做相同处理，流股的最终出口浓度设为最大值而不作为优化变量，这样很难同步权衡投资与操作费用，且文献中对两个网络之间的交互作用考虑不够全面，没有针对性地优化过程贫流股的流量这一连接两个网络的重要参数。基于以上背景，本文提出一种热集成的质量交换网络综合方法，首先离散流股温度和过程贫流股的流量，采用基于超结构的数学规划法分步求解 MEN 和

HEN 问题，同步权衡年操作费用 (AOC) 和年投资费用 (ACC)，更全面地考察两个网络之间的交互作用。

1 问题描述

给定一系列流率为 G_i ($i=1, 2, \dots, N_R$) 且富含杂质的富流股 R_i ，不含或者含有少量杂质的具有流量上限 L_j^{lim} 的贫流股 (质量交换剂) S_j ($j=1, 2, \dots, N_S$)，以及热公用工程流股 HU_u ($u=1, 2, \dots, N_{HU}$)，冷公用工程流股 CU_v ($v=1, 2, \dots, N_{CU}$)，欲综合具有热集成的质量交换网络。考虑温度变化对平衡关系的影响，在满足传质任务和热交换任务的情况下使总费用最小。流股具有操作温度上限与下限。要求每条流股最终要达到它的目标温度和目标浓度要求。

为解决上述问题做了如下假定^[9]：

(1) 假设进出质量交换器的贫、富流股的流率不变，这适用于低浓度的传质过程；

(2) 质量交换任务基于单 (关键) 组分，适用于许多工业分离过程；

(3) 每个质量交换器等温操作，即质量交换过程中流股温度不变，这一假设适用于很多低浓度气体混合物和低浓度液体的吸收和抽提过程；

(4) 贫、富流股组分间的相平衡关系为线性，可表示为

$$y_i = m_j(x_j + \varepsilon_j) \quad (1)$$

其中， $i=1, 2, \dots, N_R$ ； $j=1, 2, \dots, N_S$ ；相平衡常数 m_j 是贫流股传质温度 T_j^* 的单调函数

$$m_j = f(T_j^*) \quad (j=1, 2, \dots, N_S) \quad (2)$$

这个假设适用于大多数的低浓度系统。

2 设计策略

由于问题的复杂性，对 MEN 和 HEN 两个网络同时进行优化较为困难，在此采用先综合 MEN 后 HEN 的分步综合策略。因此在综合 MEN 时就要对 MEN 中会影响到 HEN 费用的因素加以考虑，这样才会使两个网络的费用之和最小。

根据问题描述和假设可知，HEN 中的部分冷热流股就是 MEN 中的贫富流股，其中富流股流量固定，温度变化不影响平衡关系，所以只需在其浓度达到出口要求后经历一次换热，使富流股温度达到目标温度即可。因此一条富流股可抽提出一条冷或热流股的数据，且 MEN 结构的变化不会对这条

流股的流量及初始和目标温度产生影响。与富流股不同的是,贫流股流量不固定,传质时的温度决定了平衡常数的大小,一条贫流股需要在进入 MEN 之前经过换热,温度由初始温度 T_j^s 调整至合适的传质温度 T_j^* ,完成传质任务后由 T_j^* 调整至目标温度 T_j^t 。其中, T_j^* 是需要优化的变量,这样一条贫流股将有可能经历两次换热,且冷、热流股的初始、目标温度以及流量都有可能是变量。本文采用将 T_j^* 在其取值范围内离散化的方法以简化求解过程。

常见的贫流股可分为两种:一是过程贫流股,具有成本低廉、取材方便等优点,为了尽量降低设备费用,在使用数学规划法设计 MEN 的过程中将贫流股的出口浓度作为优化变量,过程贫流股的流量的优化值一般都会达到设计上限值,这样可以在操作费用不增加的前提下尽量降低设备费用。但是一旦过程贫流股的温度发生变化,将有可能增加换热网络的费用,对系统总费用的降低是不利的。所以本文对过程贫流股的流量也进行离散化处理(在计算前设置不同的流量上限值,计算过程中过程贫流股的实际流量会自动达到或非常接近上限值),充分考虑影响两个网络总 TAC 的相互作用;二是贫流股为质量分离剂(MSA),由于有操作费用做约束,并且为了确保传质任务的完成,本文在综合 MEN 过程中没有限制 MSA 的用量,将由优化过程自动计算得到。

基于以上对连接 MEN 与 HEN 的两个重要参数 T_j^* 和贫流股流量的分析,本文制定如下设计策略。

(1) 将所有贫流股的传质温度和过程贫流股的流量在取值范围内离散化,组合成多个备选方案。

(2) 在每个备选方案中,用基于分级超结构的数学规划法以包含 ACC 和 AOC 的总年费最小为目标综合 MEN。

(3) 从第(2)步中得到的 MEN 结构抽提出对应的 HEN 数据,用基于超结构的数学规划法求解包含 ACC 和 AOC 的总年度费用最小的 HEN 结构。

(4) 加和第(2)步、第(3)步中的两个网络的 TAC,作为该备选方案下的最低总网络 TAC。

(5) 计算并比较所有备选方案下的 TAC,进而得到最佳的设计方案。

3 数学模型

3.1 基于分级超结构的 MEN 模型

本文选用的 MEN 分级超结构最早由 Chen 等^[12]根据 MEN 与 HEN 之间的相似性,参考 Yee 等^[13]提出的 HEN 分级超结构提出。以两个富流股和两个贫流股的情况为例,它们在第 k 级的匹配如图 1 所示,过程所需的级数一般不超过富流股或者贫流股的最大数目,即 $N_k \leq \max \{N_R, N_S\}$ 。

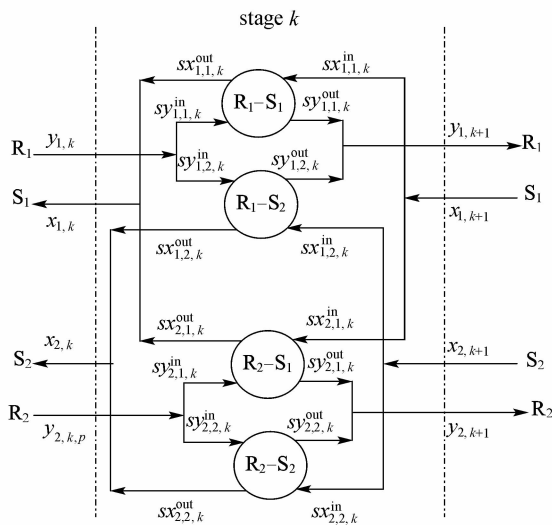


图 1 质量交换网络超结构

Fig. 1 Stage-wise superstructure for MEN

都健等^[14]在上述超结构基础上提出非线性规划(NLP)数学模型,同步权衡操作与投资费用。目标函数为总年度费用最小,如式(3)所示

$$\min \left[\sum_{j=1}^{N_S} (c_j \times L_j) + \sum_{i=1}^{N_R} \sum_{j=1}^{N_S} \sum_{k=1}^{N_K} (c' \times N_{i,j,k}) \right] \quad (3)$$

其中,前项表示质量分离剂所引起的操作费用,后项为设备投资费用,以板式塔为例,根据需要的板数及每块板的费用计算投资费用。约束条件包括各级、各传质单元和各分支或混合处的质量衡算式、各流股的出口浓度约束以及各传质单元的传质可行性约束等,板式塔的理论塔板数目 $N_{i,j,k}$ 、填料塔的填料层高度计算公式以及约束条件的具体数学表达式可参见文献[14]。

3.2 换热器网络超结构模型

本文在 Yee 等^[13]的 HEN 超结构基础上进行了改进,去掉了等温混合假设以得到更加多样化的结构,通过实际传热量来判断换热器是否存在,数学模型中不包含 0-1 变量,属于非线性规划(NLP),增加了模型的连续性,降低求解难度。目

表 1 实例一流股数据

Table 1 Streams data for example 1

R_i	$G_i/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	Y_i^s	Y_i^t	S_j	$L_j^{\text{lim}}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	X_j^s	X_j^t
R_1	104	8.83×10^{-4}	5.00×10^{-6}	S_1	40	0.07557	≤ 0.115
R_2	442	7.00×10^{-4}	5.00×10^{-6}	S_2	∞	1.0×10^{-6}	$\leq 1.0\times 10^{-5}$
				S_3	∞	0.001	≤ 0.01

标函数为总年度费用最小

$$\min(\sum_i C_{\text{CU}} \times q_{\text{CU}i} + \sum_j C_{\text{HU}} \times q_{\text{HU}j} + \sum_i \sum_j \sum_k C_{\text{F}} \times N + \sum_i \sum_j \sum_k C_{ij} \times A_{ijk}^{Bij} + \sum_i C_{\text{CU}i} \times A_{\text{CU}i}^{B\text{CU}i} + \sum_j C_{\text{HU}j} \times A_{\text{HU}j}^{B\text{HU}j}) \tag{4}$$

其中，操作费用包括冷、热公用工程费用，投资费用包括换热器固定费用和换热面积费用。约束条件为各级、各换热单元和各分支或混合处的能量衡算式，流股出口温度约束以及传热可行性约束等。换热面积的计算公式以及约束条件的具体数学表达式可参见文献 [13]，本文所用数学模型只是去掉了其中的 0-1 变量。

此外，由于在热集成的质量交换网络综合问题中，贫流股的温度调节具有明确的方向性，即向有利于传质的方向改变，比如对于低浓度气体吸收过程，低温是有利于传质的，所以在进入质量交换器之前应该先降低贫流股的温度，贫流股作为热流股；而对于萃取过程，则应该升高贫流股的温度，贫流股作为冷流股。通过分析可以根据流股的初始、目标温度以及可操作温度的上、下限确定 T_j^* 的合理取值范围^[9]，进而根据这一范围以及流股的初始和目标温度判断流股是冷流股还是热流股。

3.3 超结构数学模型的求解方法

由于采用本文超结构方法获得的数学模型是 NLP 问题，采用传统的确定性算法难以保证得到全局最优解，故采用了本组自主开发的自适应模拟退火遗传算法^[15]进行求解。该算法可以处理任意形式的目标函数和约束，以固定代数的遗传算法嵌入模拟退火算法之中，提高了其内层全局优化能力，同时自适应改变步长和降温的策略既提高搜索到解的质量又提高搜索速度，所以该方法有很好的计算效率和以更大概率找到全局最优解的能力。

4 实例求解

本文用两个例子来说明采用超结构法综合热集成的质量交换网络的过程与优点。实例一是通过吸收除去工业尾气中硫化物，HEN 中的冷、热流股

全部源自 MEN 中的贫、富流股；实例二在实例一的基础上增加了 MEN 体系之外的 4 条冷热流股。

4.1 实例一

本例来自文献 [11]，是一个通过吸收降低造纸厂尾气中硫化物浓度的过程。过程中包含两个富流股 R_1 、 R_2 ；一种过程贫流股：白液 (S_1)，不产生操作费用；两种外部质量分离剂：质量分数为 15% 的 *N*-甲基-2-吡咯 (S_2)，单价为 0.007 \$ · kg⁻¹；质量分数为 15% 的甲基二乙醇胺 (S_3)，单价 0.001 \$ · kg⁻¹；操作时间 8600 h · a⁻¹，采用板式吸收塔作为质量交换器，将塔的外壳、仪表及安装等固定投资费用都近似折合到每一块塔板的费用上为 4552 \$ · stage⁻¹ · a⁻¹，板效率为 0.2，换热器安装费用公式为 30000 + 750 $A^{0.81}$ ，年度化系数为 0.2，热公用工程费用 120 \$ · kW⁻¹ · a⁻¹。两个冷公用工程费用分别为 10 \$ · kW⁻¹ · a⁻¹ 和 30 \$ · kW⁻¹ · a⁻¹，所有流股表面传热系数为 0.2 kW · m⁻² · K⁻¹，其他流股和热力学数据见表 1 和表 2。

表 2 实例一中流股热力学数据

Table 2 Thermal data for streams in example 1

Stream	T^s/K	T^t/K	T^l/K	T^u/K	C_p /kJ · kg ⁻¹ · K ⁻¹
R_1	298	298	288	313	1.00
R_2	298	298	288	313	1.00
S_1	368	368	297	368	2.50
S_2	313	—	298	313	2.40
S_3	310	—	280	330	2.40
HU	453	452	—	—	—
CU ₁	288	298	—	—	—
CU ₂	278	283	—	—	—

相平衡常数 m_j 与贫流股传质温度 T_j^* 的关系为

$$S_1:m_1 = (5.86807 \times 10^{-8}) \times 10^{0.01024T_1^*} \tag{5}$$

$$S_2:m_2 = 1.1907T_2^* - 332 \tag{6}$$

$$S_3:m_3 = (9.386 \times 10^{-10}) \times 10^{0.0215T_3^*} \tag{7}$$

按照本文提出的综合方法，经传质可行性分

析,在整个可操作温度范围内的贫流通股 S_2 以及 298 K 以上的 S_3 不能应用在两级 MEN 超结构中。为保证传质任务能够完成,过程贫流通股 S_1 的流量下限设为 $10.1 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 。将 S_1 、 S_3 的传质温度以及 S_1 的流量(实际计算中是对流量的上限值进行设置,本文第 2 节有说明)在取值范围内离散化,组合成多个备选方案,为与文献 [11] 进行比较,本文的方案主要是在文献 [11] 的方案基础上有所扩充。在每一备选方案下,按分步策略依次对 MEN 和 HEN 建立多级超结构,设定各分支富(热)流股的流量和各分支贫富(冷热)流股的出口浓度(温度)为优化变量,本例中所有超结构均为 2 级,每个方案中的 MEN 和 HEN 子问题分别含有 20 个和 8 个独立的优化变量,采用自适应模拟退火遗传算法^[15]在变量的可行解区间内任意给定初值,代入目标函数计算年度总费用,对不满足约束的变量进行惩罚,该算法保证了产生解的可行性,通过 C++ 编程进行迭代求解,最后计算出每个备选方案下各变量的优化值以及对应的网络结构。需要注意的是,由于没有对温度和流量进行全变量区间内的同步优化,只能确保每个方案内部 MEN 和 HEN 子问题的解的最优性。分步法意在探寻 MEN 和 HEN 之间的交互作用,为同步法的

实现打下基础。为方便比较说明问题,选取其中 18 个备选方案下的数据列于表 3,表中费用数据的单位均为 $10^3 \text{ \$} \cdot \text{a}^{-1}$ 。

前 4 个方案中 S_1 不参与换热,流量上限依次递增,而总费用逐渐降低,这说明在不产生传热任务的前提下,充分利用过程贫流股的流量可以显著降低 MEN 的投资费用,进而降低总费用。方案 5~方案 8 中 T_1^* 相同,总费用随 T_3^* 减小而降低,这表明适当调节贫流股的温度可以有效降低系统总费用,这也表明对 MEN 的热集成研究是有意义的。后 10 个方案分为 5 组,每组两个方案中的 L_1 取值不同, L_1 值较大的方案虽然 MEN 的 TAC 较低,但同时具有较高的换热费用,造成两个网络总 TAC 偏高,这说明对于过程贫流通股温度改变的方案,应离散过程贫流股的流量,分多种情况进行考察,否则将有可能漏掉使两个网络费用之和最低的解。方案 8 为最佳方案,TAC 为 $175200 \text{ \$} \cdot \text{a}^{-1}$,其网络结构如图 2 所示,图中标出了流通股进出口浓度、温度、质量交换器的传质量和换热器的热负荷。

表 4 将本文和文献 [11] 中的结果做了比较,可以看出,文献中用夹点法以公用工程用量最小为目标进行设计,把没有操作费用的过程贫流通股 S_1 和

表 3 实例一 TAC 计算结果
Table 3 Optimal total annual cost for example 1

Option	T_1^*/K	T_3^*/K	$L_1/\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	sx_1^{out}	$L_3/\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	sx_2^{out}	MEN			Plate number	HEN			TAC of combined networks
							AOC	ACC	TAC		AOC	ACC	TAC	
1	368	298	10.1	0.1136	2.88	0.0067	89.1	150.2	239.3	33	2.5	8.7	11.2	250.5
2	368	298	20.0	0.0948	2.70	0.0065	83.5	150.2	233.7	33	2.3	8.6	10.9	244.6
3	368	298	30.0	0.0885	2.80	0.0065	86.8	141.1	227.8	31	2.4	8.6	11.0	238.8
4	368	298	40.0	0.0853	2.85	0.0060	88.3	136.6	224.9	30	2.4	8.7	11.1	236.0
5	368	295	40.0	0.0853	2.57	0.0070	79.4	136.6	216.0	30	2.8	9.3	12.1	228.1
6	368	290	40.0	0.0853	2.10	0.0076	64.9	122.9	187.8	27	3.1	9.9	13.0	200.8
7	368	285	40.0	0.0852	1.84	0.0090	56.9	113.8	170.4	25	3.3	10.9	14.2	184.6
8	368	280	40.0	0.0853	1.71	0.0091	53.1	104.7	157.8	23	3.7	13.7	17.4	175.2
9	355	280	40.0	0.0853	1.38	0.0081	42.7	100.1	142.7	22	73.6	93.1	166.7	309.4
10	355	280	10.1	0.1140	1.34	0.0088	41.4	118.4	159.8	26	23.8	47.9	71.7	231.5
11	340	280	40.0	0.0855	1.09	0.0086	33.9	95.6	129.5	21	99.4	136.4	235.8	365.3
12	340	280	10.1	0.1144	1.15	0.0069	35.6	109.3	144.9	24	30.7	60.3	91.0	235.9
13	325	280	40.0	0.0855	0.88	0.0048	27.4	86.5	113.9	19	118.8	169.5	288.3	402.2
14	325	280	10.1	0.1147	0.98	0.0047	30.3	95.6	125.9	21	36.0	69.6	105.6	231.5
15	310	280	40.0	0.0856	0.48	0.0033	14.7	77.4	92.1	17	132.9	179.6	312.5	404.6
16	310	280	10.1	0.1148	0.77	0.0050	23.9	86.5	110.4	19	39.6	77.5	117.1	227.5
17	297	280	40.0	0.0857	0	—	0	59.2	59.2	13	143.1	226.7	369.7	429.0
18	297	280	10.1	0.1150	0	—	0	72.8	72.8	16	41.7	78.4	120.1	192.9

表 4 实例一结果与文献 [11] 中结果比较

Table 4 Results comparison for example 1 with reference [11]

Option	T_1^*/K	T_3^*/K	$L_1/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	$s.x_1^{\text{out}}$	$L_3/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	$s.x_2^{\text{out}}$	MEN			Plate number	HEN			TAC of combined networks
							AOC	ACC	TAC		AOC	ACC	TAC	
option 8 (in this paper)	368	280	40.0	0.0853	1.71	0.0091	53.1	104.7	157.8	23	13.7	3.7	17.4	175.2
option 1b (in reference)	368	280	10.1	0.1150	1.29	0.0100	40.1	163.8	203.9	36	2.8	10.4	13.2	217.1
option 18 (in this paper)	297	280	10.1	0.1150	0	—	0	72.8	72.8	16	41.7	78.4	120.1	192.9
option 2 (in reference)	297	280	10.1	0.1150	0	—	0	72.8	72.8	16	38.9	85.6	124.5	197.3

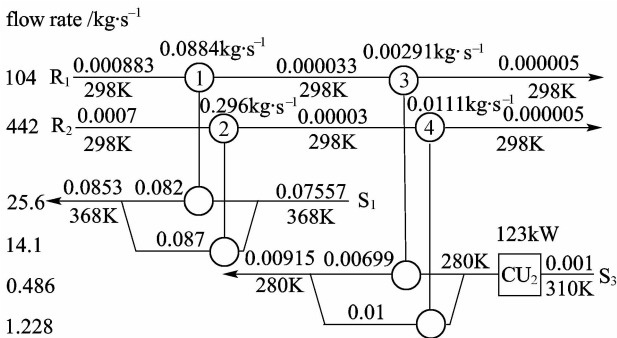


图 2 实例一中方案 8 的结构

Fig. 2 Resulting structure for option 8 in example 1

有操作费用的质量分离剂 S_3 做相同处理，没有针对设备费用优化贫流股的出口浓度（文献中的方案 1b），漏掉了本文方案 8 的情况，这样做虽然操作费用略低但需要的板数较多，投资费用比本文结果高很多，造成最后的总年度费用偏高，所以获得的不是最优网络。本文方案 8 的结果比文献中的最佳结果（文献中的方案 2）低 11.2%，而即使是在相同的方案下（本文的方案 18 和文献中的方案 2），本文也因同步权衡 HEN 的投资与操作费用使得总费用比文献中低 2.23%。

4.2 实例二

本例^[11]在实例一基础上添加了 MEN 系统之外的 4 条冷、热流股，贫流股 S_1 的可操作温度下限改为 279 K，MEN 和 HEN 中的流股总数最多可达到 13 条，增加的流股数据见表 5。采用与实例一相同的求解步骤，本例中 MEN 和 HEN 模型分别包含 20 个和 84 个独立的优化变量，用数学规划法分步优化各温度组合方案下的网络总费用，计算的主要结果见表 6。

方案 1 为费用最低（336800 \$ · a⁻¹）的最佳方案，MEN 部分的结构与图 2 相同，只用冷公用工程降低了 S_3 的温度，冷热流股之间的匹配只存在于 4 条外加流股中，结构如图 3 所示。方案 6 的费用（341800 \$ · a⁻¹）比方案 1 略高，结构差别

表 5 实例二外加的流股数据

Table 5 Extra streams data for example 2

Stream	$FC_p/\text{kW}\cdot\text{K}^{-1}$	T^s/K	T^t/K	$h/\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$
H ₁	10.0	448	318	0.2
H ₂	40.0	398	338	0.2
C ₁	20.0	293	428	0.2
C ₂	15.0	313	385	0.2

表 6 实例二 TAC 计算结果

Table 6 Total annual cost for example 2

Option	T_1^*/K	T_3^*/K	$L_1/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	$L_3/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	TAC of MEN /\$ · a ⁻¹	TAC of HEN /\$ · a ⁻¹	TAC of combined networks /\$ · a ⁻¹
1	368	280	40.0	1.71	1.578×10^5	1.790×10^5	3.368×10^5
2	355	280	10.1	1.34	1.598×10^5	2.332×10^5	3.930×10^5
3	330	280	10.1	0.98	1.294×10^5	2.465×10^5	3.759×10^5
4	310	280	10.1	0.77	1.104×10^5	2.707×10^5	3.811×10^5
5	297	280	10.1	0	7.28×10^4	2.800×10^5	3.528×10^5
6	290	280	10.1	0	5.46×10^4	2.872×10^5	3.418×10^5
7	286	280	10.1	0	5.46×10^4	2.921×10^5	3.467×10^5
8	279	280	10.1	0	4.55×10^4	3.101×10^5	3.556×10^5

表 7 实例二的计算结果与文献 [11] 中结果比较

Table 7 Results comparison for example 2 with reference [11]

Option	T_1^*/K	T_3^*/K	$L_1/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	sx_1^{out}	$L_3/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	sx_2^{out}	TAC of MEN /\$\cdot\text{a}^{-1}\$	TAC of HEN /\$\cdot\text{a}^{-1}\$	TAC of combined networks /\$\cdot\text{a}^{-1}\$
in this paper	368	280	40.0	0.0853	1.71	0.0091	1.578×10^5	1.790×10^5	3.368×10^5
in reference	286	—	10.1	0.1150	0	—	5.46×10^4	2.954×10^5	3.500×10^5

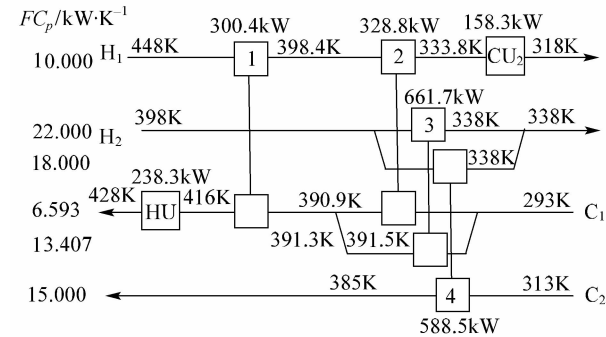


图 3 实例二中方案 1 的 HEN 主体结构

Fig. 3 HEN structure for option 1 in example 2

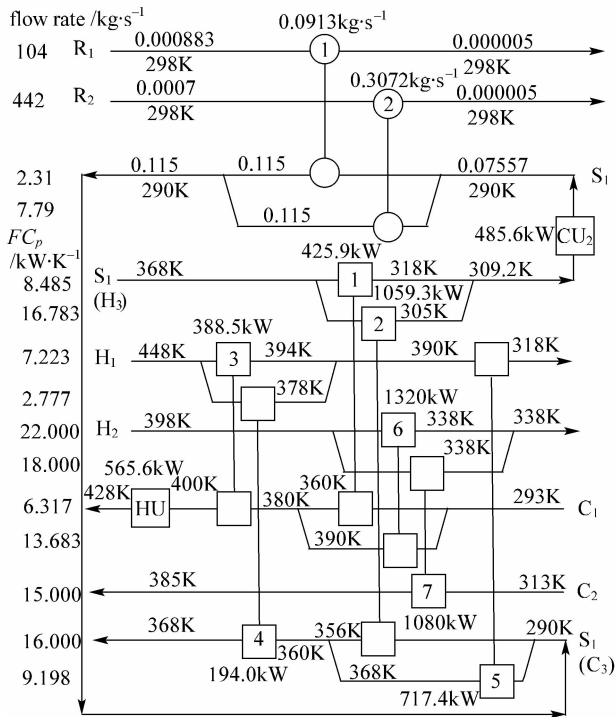


图 4 实例二中方案 6 的结构

Fig. 4 Resulting structure for option 6 in example 2

较大, 存在贫富流股与外加流股之间的换热, 其网络结构如图 4 所示。

表 7 为本文计算结果与文献 [11] 计算结果的比较。方案 1 的费用比文献 [11] 中的最佳方案下的费用 $350000\text{ }\$ \cdot \text{a}^{-1}$ 低 3.77%, 文献中通过降低 S_1 的温度至 286 K 得到了较低的 MEN 费用,

但是这样做的代价是 HEN 费用比本文结果高 65%, 总费用比本文结果高 4.17%。其根本原因是夹点技术以贫流股用量最小为目标, 不能通过对贫流股出口浓度和流量的调优来同步优化投资费用, 进而无法全面地考虑两个网络的交互因素, 不能保证获得最优解。

本文的计算工作是在一台配备 Intel 双核 2.8 GHz 主频的个人计算机上, 用遗传模拟退火算法通过 C++ 编程求解完成的。本例每个方案中含 84 个优化变量问题的平均耗时为 10 min。当前计算机 CPU 主频提升较快, 有利于缩短计算时间。且在单 CPU 主频提升遭遇阶段性技术瓶颈时, 多核 CPU 技术有长足的发展, 双核或四核的 CPU 已经普遍应用于个人电脑, 这使得一台主机有能力同时并行运行多个计算程序, 本文提出的方法通过离散关键变量和实施分步策略将一个复杂问题分解成多个可同时计算求解的子问题, 充分利用多核计算机的性能, 缩短整体求解时间, 有利于求解较大规模问题。

5 结 论

本文提出采用基于分级超结构思想的数学规划法分步综合热集成的质量交换网络问题。确定贫富流的传质温度和过程贫富流的流量为联系 MEN 和 HEN 的关键参数, 提出将关键参数离散后组成多个备选方案, 在每个备选方案中先求解 MEN 结构, 再进行热集成的分步策略。使用基于超结构的数学规划法, 同步权衡操作费用和投资费用, 使得系统总费用最小。对 HEN 超结构数学模型做了改进, 建立 NLP 数学模型, 降低了求解难度。并将所提出的方法应用于吸收工业尾气中硫化氢的实例中, 相对于文献中的方法能够得到更低的年度总费用, 证明本文方法行之有效, 可以求解较大规模的综合问题。本文的研究也为最终同步优化的实现打下一定的基础。

符 号 说 明

A——换热面积, m^2

C_p ——比热容, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

CU——冷公用工程集合

c ——费用, $\$ \cdot \text{a}^{-1}$

c' ——板式塔每一块塔板的价格, $\$ \cdot \text{a}^{-1}$

FC_p ——热容流率, $\text{kW} \cdot \text{K}^{-1}$

G ——富流股的质量流率, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$

HU——热公用工程集合

h ——表面传热系数, $\text{kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

L ——贫流股的质量流率, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$

m ——相平衡常数

N ——流股或塔板或换热器数目

q ——热负荷, kW

R ——富流股集合

S ——富流股集合

sx ——贫流股浓度, $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

T ——流股温度, K

ΔT ——传热温差, K

T^* ——优化的贫流股的传质温度

X ——贫流股中各组分浓度, $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

x ——贫流股中各组分在每一级的浓度,
 $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

Y ——富流股中各组分浓度, $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

y ——富流股中各组分在每一级的浓度,
 $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

ϵ ——各传质平衡方程对应的浓度差,
 $\text{kg 杂质} \cdot (\text{kg 流股})^{-1}$

上角标

l ——取值下限

lim——极限值

out——流股最终出口处的参数

s ——初始给定值

t ——目标值

u ——取值上限

下角标

CU——冷公用工程

F ——换热器费用固定项

HU——热公用工程

i ——富流股

j ——贫流股

k ——级数

min——最小值

u ——热公用工程

v ——冷公用工程

343-349

- [2] El-Halwagi M M, Manousiouthakis V. Synthesis of mass exchange networks. *AIChE J.*, 1989, **35** (8): 1233-1244
- [3] Wang Y P, Smith R. Waste minimization. *Chemical Engineering Science*, 1994, **49** (7): 981-1006
- [4] Bagajewicz M, Rodera H, Savelski M. Energy efficient water utilization systems in process plants. *Comput. Chem. Eng.*, 2002, **26**: 59-79
- [5] Leewongtanawit B, Jin-Kuk Kim. Synthesis and optimisation of heat-integrated multiple-contaminant water systems. *Chemical Engineering and Processing*, 2008, **47**: 670-694
- [6] Bogataj M, Bagajewicz M J. Synthesis of non-isothermal heat integrated water networks in chemical processes. *Computers and Chemical Engineering*, 2008, **32**: 3130-3142
- [7] Du Jian, Meng Xiaoqiong, Du Hongbin. Optimal design of water utilization network with energy integration in process industries. *Chinese J. Chem. Eng.*, 2004, **12** (2): 247-255
- [8] Dong Hong-Guang, Lin Chih-Yao, Chang Chuei-Tin. Simultaneous optimization approach for integrated water-allocation and heat-exchange networks. *Chemical Engineering Science*, 2008, **63**: 3664-3678
- [9] Srinivas B K, El-Halwagi M M. Synthesis of combined heat and reactive mass exchange networks. *Chemical Engineering Science*, 1994, **49** (13): 2059-2074
- [10] Linnhoff B, Flower J R. Synthesis of heat exchanger network (I): Systematic generation of energy optimal network. *AIChE J.*, 1978, **24**: 633-642
- [11] Isafiade A, Fraser D. Optimization of combined heat and mass exchanger networks using pinch technology. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 2007, **2**: 554-565
- [12] Chen Cheng-Liang, Hung Ping-sung. Simultaneous synthesis of mass exchange networks for waste minimization. *Computers and Chemical Engineering*, 2005, **29**: 1561-1576
- [13] Yee T F, Grossmann I E. Simultaneous optimization models for heat integration (II): Heat exchanger network synthesis. *Computers and Chemical Engineering*, 1990, **14**: 1165-1184
- [14] Du Jian (都健), Gao Zhihui (高志辉), Chen Li (陈理), Yao Pingjing (姚平经). Mass exchange network design using simultaneous optimization of composition differences. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2007, **58** (7): 1769-1775
- [15] Du Jian (都健), Wang Hongwei (王洪卫), Meng Xiaoqiong (孟小琼), Li Ying (李英), Du Hongbin (杜红彬), Fan Xishan (樊希山), Yao Pingjing (姚平经). Design of water utilization network with multiple contaminants based on adaptive simulated annealing genetic algorithm. *Computers and Applied Chemistry* (计算机与应用化学), 2004, **21** (1): 128-133

References

- [1] Rudd D F. The synthesis of system designs (I): Elementary decomposition theory. *AIChE J.*, 1969, **14**: