文章编号：1000-8608(2019)03-0232-07

# 己烷溶剂回收流程精馏塔系热集成

李 婷[1]， 李贻青[2]， 王冬萍[2]， 杨敏博[1]， 冯 霄[*1]

（1.西安交通大学 化学工程与技术学院，陕西 西安 710049；
2.北京燕山石化橡塑化工有限责任公司，北京 102500）

**摘要：** 己烷溶剂回收流程共包含6个精馏塔，用以分离粗溶剂中的己烷和丁二烯并进行精制，整个流程蒸汽消耗量大.为此对其采用精馏塔系热集成，用某一个精馏塔温度较高的塔顶物流来加热另一个精馏塔温度较低的塔底物流，可以实现能量的节约.采用热集成矩阵法，通过直接热集成和调压热集成，对己烷溶剂回收流程提出了7个热集成方案.通过比较分析，确定了3个热集成方案，可节约21.19%的冷却公用工程和19.31%的加热公用工程.

**关键词：** 精馏塔系；冷、热公用工程；热集成；己烷溶剂回收流程

**中图分类号：** TQ021.8 **文献标识码：** A **doi：** 10.7511/dllgxb201903002

## 0 引 言

分离单元是化学工业中的重要组成部分，其能耗一般占到整个过程能耗的40%～75%[1-2]，而精馏过程的能耗占到了分离单元能耗的95%左右[3].因此，降低精馏过程的能耗，是化工企业面临的主要任务之一.精馏塔系热集成是降低精馏过程能耗的方法之一.在精馏塔系热集成过程中，用某一个精馏塔温度较高的塔顶物流与另一个精馏塔温度较低的塔底物流之间相互换热，可以大大降低精馏过程的能耗.此外，塔系热集成所能节约的相变热，远远大于在换热网络中各冷、热物流之间所能节约的温变热[4].

近些年来，在精馏塔系热集成方面已有许多国内外专家学者进行了大量研究，使其有了更进一步的发展.从塔系热集成的研究对象来说，主要有两个方面：其一为对化工厂中现有的一些设备进行一定的优化改造；其二为优化设计问题，是精馏序列综合的子问题之一.

从塔系热集成的研究方法来说，主要有基于知识的传统方法、数学规划法及基于传统方法与数学规划法的耦合方法.

热力学法是研究塔系热集成的主要传统方法.Umeda等[5]引入了有效能量损失，从节能的观点出发，使用热力学性能图研究用热的瓶颈.Andrecovich等[6]对精馏塔进行了系统的热力学分析.Sobočan等[7]采用严格精馏塔模型并考虑了压力变化对塔底、塔顶产物的影响.总体来说，基于知识的传统方法主要应用于已有的精馏流程，对其进行热集成优化和改造.

数学规划法可分为两个方面：其一为简单精馏序列中的热集成问题；其二为复杂精馏序列中的热集成问题.而精馏塔系的热集成问题，变量之间相互耦合，所建立的模型复杂多变、维数高且高度非线性，属于大规模复杂系统的非线性规划问题，其可行域不易确定，因此该方法在工业上应用有限.Floudas等[8]引入了热集成技术，还以冷凝器温度为参考，考虑塔压的影响来增加热集成机会.Caballero等[9]采用广义离散规划法研究了简单精馏序列的热集成问题.之后，Caballero等[10]又提出了一种基于超结构的优化算法，该算法将商业过程模拟器与广义离散规划法相结合，解决了连接过程模拟器和NLP外部求解器的NLP子问题.已有专家学者在尝试综合基于知识的传统方法和数学规划法两种方法，以进行塔系热集成的进一步研究[7,11].

**收稿日期：** 2018-09-15； **修回日期：** 2019-03-21.
**基金项目：** 国家自然科学基金资助项目(21736008).
**作者简介：** 李 婷(1993-)，女，硕士生，E-mail：932284082@qq.com；冯 霄*(1953-)，女，教授，博士生导师，E-mail：xfeng@xjtu.edu.cn.

精馏塔系热集成的具体措施主要包括采用内部热集成精馏塔、多效精馏塔、塔间热集成以及增设塔的中间再沸器或中间冷凝器. Suphanit[12] 应用一种新方法来解决内部热集成精馏塔的模拟问题，并研究了两种关于内部热集成精馏塔热分布的方案. Kataoka 等[13] 设计出一种新型双管热集成精馏塔，不仅提高了产率，同时还达到了节能减排的目标.

己烷溶剂回收流程的主要目的是分离粗溶剂中的己烷和丁二烯，并对其进行一系列精制，最终得到合格的己烷产品和丁二烯产品. 己烷溶剂回收流程的蒸汽消耗量大，因此，对整个流程的优化改造具有重要意义. 本文对己烷溶剂回收流程进行塔系热集成，以节省能量.

## 1　己烷溶剂回收流程简介

如图 1 所示，本文基于文献[14]，所研究的己烷溶剂回收流程主要包括两部分：其一为己烷溶剂回收与精制过程，包括回收溶剂脱水塔 T-462、己烷溶剂脱重塔 T-463 和己烷溶剂脱轻塔 T-465 等 3 个塔；其二为丁二烯回收与精制过程，包括丁二烯回收塔 T-464、丁二烯脱水塔 T-425 和丁二烯脱重塔 T-426 等 3 个塔. 整个己烷溶剂回收流程共计 6 个精馏塔.

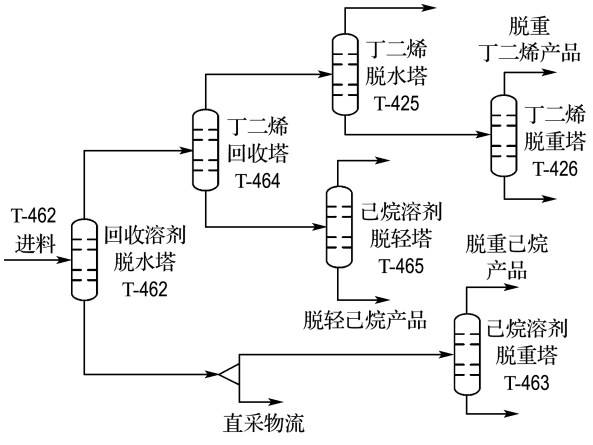


图 1　己烷溶剂回收流程图

Fig. 1　The flow diagram of hexane solvent recovery process

### 1.1　己烷溶剂回收与精制过程

1.1.1　回收溶剂脱水塔 T-462　回收溶剂脱水塔 T-462 的主要作用是通过非均相共沸精馏将粗溶剂中的己烷溶剂与丁二烯分离，同时也会脱除物流中的水、轻油等轻组分杂质，以便于后续流程中对这两个组分的回收精制. 来自罐区的粗溶剂（主要成分为己烷和丁二烯）经过预热后进入回收溶剂脱水塔 T-462 中进行非均相共沸精馏，塔顶气相部分主要为已脱除水、轻油等轻组分的粗丁二烯（质量分数为 15%～55%），经冷凝器冷凝后进入丁二烯回收塔 T-464 中. 塔釜液体主要为粗己烷溶剂，经再沸器加热后去往己烷溶剂脱重塔 T-463.

1.1.2　己烷溶剂脱重塔 T-463　己烷溶剂脱重塔 T-463 的主要作用是让回收的己烷溶剂中的重组分杂质如碳八、丁二烯二聚物等得以脱除，从塔顶得到合格己烷溶剂，所以此塔能耗较大. 来自回收溶剂脱水塔 T-462 塔釜的粗己烷溶剂，进入己烷溶剂脱重塔 T-463 中进行脱重，塔顶得到合格的脱重己烷溶剂，塔釜为脱除的重组分杂质.

1.1.3　己烷溶剂脱轻塔 T-465　己烷溶剂脱轻塔 T-465 的主要作用是脱除来自丁二烯回收塔 T-464 塔釜的己烷溶剂中的碳五及轻组分杂质，以得到合格己烷溶剂. 来自丁二烯回收塔 T-464 塔釜的粗己烷溶剂，进入己烷溶剂脱轻塔 T-465 中进行精馏，塔顶为脱除的碳五及轻组分杂质，塔釜采出合格的己烷溶剂.

### 1.2　丁二烯回收与精制过程

1.2.1　丁二烯回收塔 T-464　丁二烯回收塔 T-464 的主要作用是分离出丁二烯物流中所包含的一部分己烷溶剂，使其在己烷溶剂脱轻塔 T-465 中继续精制，脱除己烷组分的丁二烯物流在后续流程中继续精制. 粗丁二烯（质量分数为 15%～55%）在丁二烯回收塔 T-464 中进行普通精馏后，塔顶蒸出的粗丁二烯需要先加入阻聚剂，然后经冷凝去往丁二烯脱水塔 T-425 中. 塔釜得到的部分粗己烷溶剂（包含碳四、碳五杂质）去往己烷溶剂脱轻塔 T-465 中进行脱轻.

1.2.2　丁二烯脱水塔 T-425　丁二烯脱水塔 T-425 的主要作用是脱除回收丁二烯中微量氧、水分及轻组分杂质. 来自丁二烯回收塔 T-464 塔顶的丁二烯与来自厂外的粗丁二烯混合后进入丁二烯脱水塔 T-425 中进行精馏，塔顶为脱除的水等轻组分杂质，塔釜得到合格水值的脱水丁二烯，送往丁二烯脱重塔 T-426 中.

1.2.3　丁二烯脱重塔 T-426　丁二烯脱重塔 T-426 的主要作用是脱除回收丁二烯中还存在的重组分如碳五、碳六以及丁二烯二聚物等杂质，以得到合格丁二烯产品. 脱水丁二烯在丁二烯脱重塔

T-426中进行脱重后，塔顶得到合格的脱重丁二烯，送往罐区，塔釜主要为脱除的重组分杂质.

## 2 塔系热集成分析

在精馏过程中，能量通常从塔底再沸器输入，从塔顶冷凝器输出.要实现精馏塔之间的热集成，应使用精馏塔系中某些精馏塔的塔顶冷凝过程放出热量作为热源来向另一些精馏塔的塔底再沸器供热，以减少整个精馏过程中的冷、热公用工程消耗.塔系热集成，可以直接进行塔与塔之间的换热，如一个精馏塔的塔顶温度(热流)大于另一个精馏塔的塔底温度(冷流)且二者之间存在合适的温差；也可以通过改变某些塔的操作条件来实现精馏塔之间的换热，但精馏塔操作压力的改变需要考虑其对整个精馏过程中分离效果的影响.

在塔系热集成的过程中，需要遵循以下3条规则[15]：

规则1：同一个精馏塔的塔顶冷凝器和塔底再沸器之间不能进行直接热集成.

规则2：当精馏塔系中不同精馏塔的塔顶冷凝器和塔底再沸器温差很大时，不能进行精馏塔之间的热集成.

规则3：在精馏塔系所有可行的热集成方案中，应尽量选择热源塔负荷小于热阱塔负荷的热集成方案.

在精馏塔系热集成中，可能会存在某些精馏塔的塔顶冷凝器可以与多个精馏塔的塔底再沸器进行匹配的情形.此时，需要同时考虑实际生产过程中精馏塔系的操作稳定与设备投资.塔系热集成可以参考如下准则[16]：

准则1：优先选择热源塔塔顶热负荷较大且与热阱塔塔底温差较小的热集成方案.

准则2：优先选择换热量较大的热集成方案.

准则3：相比于调压热集成，优先选择直接热集成方案.

### 2.1 热集成分析

2.1.1 塔系各精馏塔数据 本文中的精馏塔系热集成采用模拟分析技术和启发式方法相结合的方法.首先，运用Aspen HYSYS软件对各个精馏塔进行模拟分析，得到完整的、符合分离要求的己烷溶剂回收流程.然后，对整个流程中的6个精馏塔数据进行提取和整理，主要提取数据包括精馏塔的塔顶温度、塔底温度、操作压力以及冷凝器热负荷和再沸器热负荷.具体数据见表1.

表1 各精馏塔数据

Tab.1 Data of each distillation column

| 塔号 | 温度/℃(塔顶，塔底) | 表压/MPa | 热负荷/kW(冷凝器，再沸器) |
|---|---|---|---|
| T-462 | (92.75，133.41) | 0.3 | (8 310.0，3 469.0) |
| T-463 | (41.12，103.39) | 0.03 | (17 670.0，14 670.0) |
| T-464 | (37.00，129.86) | 0.4 | (831.1，1 327.0) |
| T-465 | (49.48，130.36) | 0.1 | (858.6，856.6) |
| T-425 | (26.54，58.21) | 0.3 | (14.2，64.8) |
| T-426 | (27.25，61.79) | 0.3 | (1 183.0，1 133.0) |

2.1.2 塔系各精馏塔的温位排序 从表1可以得到各精馏塔的塔顶温度和塔底温度.根据温度的大小，分别对各精馏塔的塔顶温度和塔底温度进行从高温到低温的排序，从而确定各精馏塔根据温位的排序，具体结果见表2.

表2 再沸器和冷凝器温位排序

Tab.2 Sort of reboilers′ and condensers′ temperatures

| 冷凝器 | | | 再沸器 | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 塔号 | 热负荷/kW | 温度/℃ | 温度/℃ | 热负荷/kW | 塔号 |
| — | — | — | 133.41 | 3 469.0 | T-462 |
| — | — | — | 130.36 | 856.6 | T-465 |
| — | — | — | 129.86 | 1 327.0 | T-464 |
| — | — | — | 103.39 | 14 670.0 | T-463 |
| T-462 | 8 310.0 | 92.75 | — | — | — |
| — | — | — | 61.79 | 1 133.0 | T-426 |
| — | — | — | 58.21 | 64.8 | T-425 |
| T-465 | 858.6 | 49.48 | — | — | — |
| T-463 | 17 670.0 | 41.12 | — | — | — |
| T-464 | 831.1 | 37.00 | — | — | — |
| T-426 | 1 183.0 | 27.25 | — | — | — |
| T-425 | 14.2 | 26.54 | — | — | — |

各精馏塔的塔顶温度和塔底温度也可以图形的形式表示，如图2所示.一个梯形代表一个精馏塔：梯形的上边表示塔底再沸器所需的热量及其对应的温度；梯形的下边则表示塔顶冷凝器所要放出的热量及其对应的温度.图2中给出了己烷溶剂回收流程中6个精馏塔的梯形图.

2.1.3 热集成矩阵 基于热集成矩阵，可以清楚地看出精馏塔系中所有可能存在的热集成方案.在热集成矩阵中的每个元素，代表每个可能存在于精馏塔系中的热匹配.表3为己烷溶剂回收流程的精馏塔系热集成矩阵.热集成矩阵中，元素“+1”表示直接热集成；元素“0”表示不可行热集成；元素“−1”表示调压热集成.

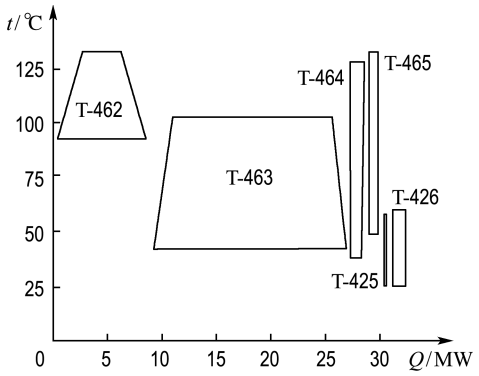


图 2　无热集成精馏塔系

Fig. 2　Distillation column system without heat integration

表 3　精馏塔系热集成矩阵

Tab. 3　Heat integration matrix of distillation column system

| 热源塔号 | 热阱塔号 | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | T-462 | T-463 | T-464 | T-465 | T-425 | T-426 |
| T-462 | 0 | −1 | 0 | 0 | +1 | +1 |
| T-463 | 0 | 0 | 0 | 0 | −1 | −1 |
| T-464 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| T-465 | 0 | 0 | 0 | 0 | −1 | −1 |
| T-425 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| T-426 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

## 2.2　热集成方案

从热集成矩阵可得，己烷溶剂回收过程中，整个塔系中回收溶剂脱水塔 T-462 与丁二烯脱水塔 T-425 或回收溶剂脱水塔 T-462 与丁二烯脱重塔 T-426 有实现直接热集成的可能. 同时也可以发现，回收溶剂脱水塔 T-462、己烷溶剂脱重塔 T-463、己烷溶剂脱轻塔 T-465 在适当改变其操作压力的条件下，也有可能实现热集成.

整个塔系中可能实现的热集成方案如下：

(1)回收溶剂脱水塔 T-462 的塔顶冷凝器为丁二烯脱水塔 T-425 的塔底再沸器提供热量.

(2)回收溶剂脱水塔 T-462 的塔顶冷凝器为丁二烯脱重塔 T-426 的塔底再沸器提供热量.

(3)提高回收溶剂脱水塔 T-462 的操作压力，在可行状况下为己烷溶剂脱重塔 T-463 的塔底再沸器提供热量.

(4)提高己烷溶剂脱重塔 T-463 的操作压力，在可行状况下为丁二烯脱水塔 T-425 的塔底再沸器提供热量.

(5)提高己烷溶剂脱重塔 T-463 的操作压力，在可行状况下为丁二烯脱重塔 T-426 的塔底再沸器提供热量.

(6)提高己烷溶剂脱轻塔 T-465 的操作压力，在可行状况下为丁二烯脱水塔 T-425 的塔底再沸器提供热量.

(7)提高己烷溶剂脱轻塔 T-465 的操作压力，在可行状况下为丁二烯脱重塔 T-426 的塔底再沸器提供热量.

## 2.3　热集成方案分析

2.3.1　热集成方案 1 分析　若采用方案 1 中的直接热集成方法，由回收溶剂脱水塔 T-462 的塔顶冷凝器为丁二烯脱水塔 T-425 的塔底再沸器提供热量，可节省冷却公用工程 64.8 kW，占现行冷却公用工程的 0.27%；可节约加热公用工程 64.8 kW，占现行加热公用工程的 0.25%.

2.3.2　热集成方案 2 分析　若采用方案 2 中的直接热集成方法，由回收溶剂脱水塔 T-462 的塔顶冷凝器为丁二烯脱重塔 T-426 的塔底再沸器提供热量，可节省冷却公用工程 1 133.0 kW，占现行冷却公用工程的 4.70%；可节约加热公用工程 1 133.0 kW，占现行加热公用工程的 4.28%.

2.3.3　热集成方案 3 分析　在 Aspen HYSYS V8.6 中对回收溶剂脱水塔 T-462 进行模拟，将该塔的操作压力从表压 0.3 MPa 提高到表压 0.5 MPa，此时塔 T-462 塔顶出料温度从 92.75 ℃上升到 113.16 ℃(分离效果基本不变). 通过加压提高回收溶剂脱水塔 T-462 的塔顶温度，节约冷却公用工程 3 908.0 kW，占现行冷却公用工程的 16.22%；同时可节约加热公用工程 3 908.0 kW，占现行加热公用工程的 14.78%.

2.3.4　热集成方案 4 分析　在 Aspen HYSYS V8.6 中对己烷溶剂脱重塔 T-463 进行模拟，将该塔的操作压力从表压 0.03 MPa 提高到表压 0.08 MPa，此时塔 T-463 塔顶出料温度从 41.12 ℃上升到 68.32 ℃(分离效果基本不变). 通过加压提高己烷溶剂脱重塔 T-463 的塔顶温度，节约冷却公用工程 64.8 kW，占现行冷却公用工程的 0.27%；同时可节约加热公用工程 64.8 kW，占现行加热公用工程的 0.25%.

2.3.5　热集成方案 5 分析　在 Aspen HYSYS V8.6 中对己烷溶剂脱重塔 T-463 进行模拟，将该塔的操作压力从表压 0.03 MPa 提高到表压 0.08 MPa，此时塔 T-463 塔顶出料温度从 41.12 ℃

上升到 68.32 ℃(分离效果基本不变).通过加压提高己烷溶剂脱重塔 T-463 的塔顶温度,节约冷却公用工程 1 133.0 kW,占现行冷却公用工程的 4.70%;同时可节约加热公用工程 1 133.0 kW,占现行加热公用工程的 4.28%.

2.3.6 热集成方案 6 分析 在 Aspen HYSYS V8.6 中对己烷溶剂脱轻塔 T-465 进行模拟,将该塔的操作压力从表压 0.1 MPa 提高到表压 0.3 MPa,此时塔 T-465 塔顶出料温度从 49.48 ℃上升到 72.56 ℃(分离效果基本不变).通过加压提高己烷溶剂脱轻塔 T-465 的塔顶温度,节约冷却公用工程 64.8 kW,占现行冷却公用工程的 0.27%;同时可节约加热公用工程 64.8 kW,占现行加热公用工程的 0.25%.

2.3.7 热集成方案 7 分析 在 Aspen HYSYS V8.6 中对己烷溶剂脱轻塔 T-465 进行模拟,将该塔的操作压力从表压 0.1 MPa 提高到表压 0.3 MPa,此时塔 T-465 塔顶出料温度从 49.48 ℃上升到 72.56 ℃(分离效果基本不变).通过加压提高己烷溶剂脱轻塔 T-465 的塔顶温度,节约冷却公用工程 658.9 kW,占现行冷却公用工程的 2.73%;同时可节约加热公用工程 658.9 kW,占现行加热公用工程的 2.49%.

## 2.4 热集成方案综合分析

对直接热集成方案比较分析可知:方案 2 比方案 1 回收热量更大,为 1 133.0 kW,可节约 4.70%的冷却公用工程和 4.28%的加热公用工程.

对调压热集成方案比较分析可知:方案 3 回收热量最大,为 3 908.0 kW,可节约 16.22%的冷却公用工程和 14.78%的加热公用工程.

通过对比方案 4、5 和方案 6、7 可以发现,增大塔 T-463 的压力,其冷凝器放出的热量可以同时满足塔 T-425 和 T-426 再沸器的热负荷;而增大塔 T-465 的压力,其冷凝器放出的热量不足以同时满足塔 T-425 和 T-426 再沸器的热负荷.基于此,综合调压热集成方案 3、4 和 5,即回收溶剂脱水塔 T-462 增压后为己烷溶剂脱重塔 T-463 的塔底再沸器提供热量,己烷溶剂脱重塔 T-463 增压后同时为丁二烯脱水塔 T-425 和丁二烯脱重塔 T-426 的塔底再沸器提供热量.共计可回收 5 105.8 kW 的热量,可节约21.19%的冷却公用工程和 19.31%的加热公用工程.优化后的己烷溶剂回收流程图见图 3.综合采用调压热集成方案的塔系热集成示意图见图4(图中虚线部分表

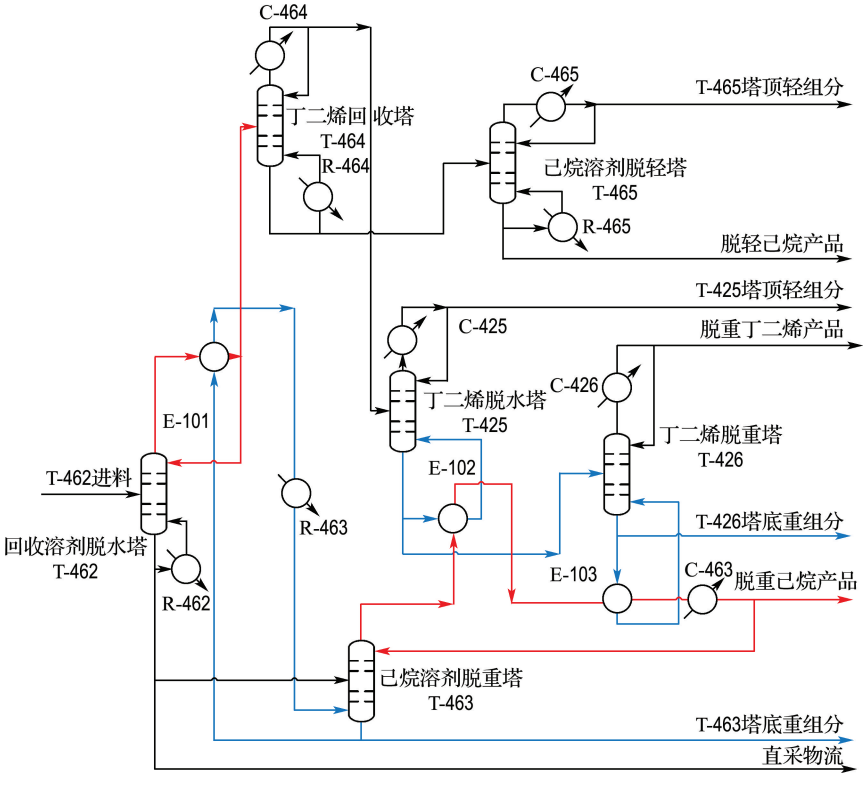


图 3 优化后己烷溶剂回收流程图

Fig. 3 The flow diagram of hexane solvent recovery process after optimization

示该塔进行了调压操作).

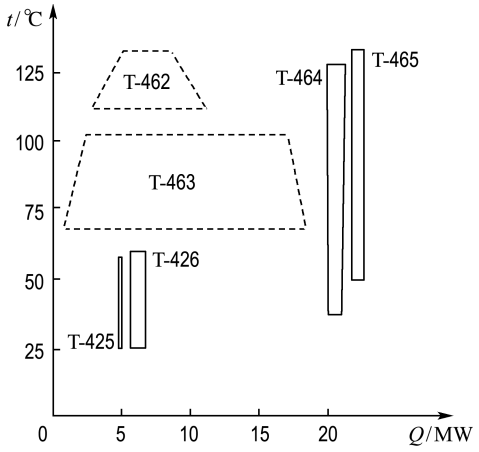


图 4　调压后的精馏塔系热集成

Fig. 4　Heat integration of distillation column system considering pressure adjustment

## 3　结　论

(1)本文采用 Aspen HYSYS 软件对己烷溶剂回收流程进行了模拟,得到了进行塔系热集成分析所需要的精馏塔相关数据,分析出己烷溶剂回收流程塔系进行热集成的可能性.

(2)通过热集成分析,本文提出了 7 种塔系热集成方案.通过比较分析,在单个方案中,方案 3 为最优,可节约冷却公用工程 3 908.0 kW,占现行冷却公用工程的 16.22%;同时可节约加热公用工程 3 908.0 kW,占现行加热公用工程的 14.78%.

(3)通过比较分析所提出的热集成方案,可以将调压热集成方案 3、4 和 5 综合起来,共计回收热量为 5 105.8 kW,可节约 21.19%的冷却公用工程和 19.31%的加热公用工程.

## 参考文献:

[1] 李凤莲,任瑞平,邹雪梅. 化工精馏高效节能技术开发及应用[J]. 化工管理,2014(18):162.
LI Fenglian, REN Ruiping, ZOU Xuemei. Development and application of high efficiency and energy saving technology for distillation [J]. **Chemical Enterprise Management**, 2014(18):162. (in Chinese)

[2] 冯　霄. 化工节能原理与技术[M]. 2 版. 北京:化学工业出版社,2004.
FENG Xiao. **Principles and Technologies of Energy Conservation in Chemical Processes** [M]. 2nd ed. Beijing: Chemical Industry Press, 2004. (in Chinese)

[3] 赵苏杭. 影响精馏操作的主要因素及精馏节能技术浅析[J]. 化工管理,2013(12):30-32.
ZHAO Suhang. Analysis of main factors affecting distillation operation and energy saving technologies for distillation [J]. **Chemical Enterprise Management**, 2013(12):30-32. (in Chinese)

[4] 魏　颖,冯　霄. 塔系热集成问题的研究及进展[J]. 石油和化工节能,2007(5):3-6.
WEI Ying, FENG Xiao. Progress of heat integration of distillation column systems [J]. **Petroleum & Chemical Energy Conservation**, 2007(5):3-6. (in Chinese)

[5] UMEDA T, NIIDA K, SHIROKO K. A thermodynamic approach to heat integration in distillation systems [J]. **AIChE Journal**, 1979, **25**(3):423-429.

[6] ANDRECOVICH M J, WESTERBERG A W. A simple synthesis method based on utility bounding for heat — integrated distillation sequences [J]. **AIChE Journal**, 1985, **31**(3):363-375.

[7] SOBOČAN G, GLAVIČ P. A simple method for systematic synthesis of thermally integrated distillation sequences [J]. **Chemical Engineering Journal**, 2002, **89**(1/2/3):155-172.

[8] FLOUDAS C A, PAULES Ⅳ G E. A mixed-integer nonlinear programming formulation for the synthesis of heat-integrated distillation sequences [J]. **Computers & Chemical Engineering**, 1988, **12**(6):531-546.

[9] CABALLERO J A, GROSSMANN I E. Aggregated models for integrated distillation systems [J]. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, 1999, **38**(6):2330-2344.

[10] CABALLERO J A, MILAN-YANEZ D, GROSSMANN I E. Rigorous design of distillation columns: integration of disjunctive programming and process simulators [J]. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, 2005, **44**(17):6760-6775.

[11] 尹洪超,李振民,袁　一. 过程全局夹点分析与超结构 MINLP 相结合的能量集成最优综合法[J]. 化工学报,2002,**53**(2):172-176.

YIN Hongchao, LI Zhenmin, YUAN Yi. Novel approach for MINLP optimal synthesis of heat integration combined with total site pinch analysis [J]. **Journal of Chemical Industry and Engineering (China)**, 2002, **53**(2): 172-176. (in Chinese)

[12] SUPHANIT B. Design of internally heat-integrated distillation column (HIDiC): Uniform heat transfer area versus uniform heat distribution [J]. **Energy**, 2010, **35**(3): 1505-1514.

[13] KATAOKA K, NODA H, MUKAIDA T, *et al*. Boost to bioethanol distillation by internal heat-integrated distillation column (HIDiC) [J]. **Advanced Chemical Engineering Research**, 2014, **3**: 48-57.

[14] 薛 超,冯 霄,邓 春. 镍系顺丁橡胶溶剂及丁二烯回收装置过程模拟 [J]. 化工进展, 2016, **35**(2): 439-444.
XUE Chao, FENG Xiao, DENG Chun. Process simulation of solvent and butadiene recovery unit of nickel butadiene rubber production process [J]. **Chemical Industry and Engineering Progress**, 2016, **35**(2): 439-444. (in Chinese)

[15] ALY S. Heuristic approach for the synthesis of heat-integrated distillation sequences [J]. **International Journal of Energy Research**, 1997, **21**(14): 1297-1304.

[16] 汪 旭,冯 霄. 基于模拟分析技术和启发式方法的精馏塔系热集成 [J]. 华北电力大学学报, 2010, **37**(1): 87-91.
WANG Xu, FENG Xiao. Heat integration of distillation system based on simulation analysis and heuristic approach [J]. **Journal of North China Electric Power University**, 2010, **37**(1): 87-91. (in Chinese)

# Heat integration of distillation column system in hexane solvent recovery process

LI Ting[1], LI Yiqing[2], WANG Dongping[2], YANG Minbo[1], FENG Xiao[*1]

(1. School of Chemical Engineering and Technology, Xi′an Jiaotong University, Xi′an 710049, China;
2. Beijing Yanshan Petrochemical Rubber & Plastic Chemical Co., Ltd., Beijing 102500, China)

**Abstract**: The hexane solvent recovery process which consists of six distillation columns is to recover and refine hexane and butadiene from the crude solvent. This process has a considerable steam consumption. Heat integration of distillation columns, namely, using the overhead stream of one column to heat the bottom stream of another column, is an effective approach to improve the energy efficiency. The heat integration matrix method is used to analyze opportunities of heat integration of distillation columns in the hexane solvent recovery process, including both direct integration and integration after pressure adjustment. Seven heat integration schemes are proposed. Through a comparative analysis, three schemes are finally determined, which could save up to 21.19% of the cold utility and 19.31% of the hot utility.

**Key words**: distillation column system; hot utility and cold utility; heat integration; hexane solvent recovery process