

国外名校名著

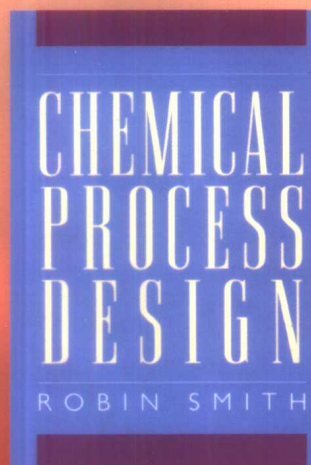
化工过程设计

CHEMICAL PROCESS DESIGN

〔英〕 R.Smith

王保国 王春艳 李会泉 石磊 译

朱新雄 审校



化学工业出版社

国外名校名著

化工过程设计

Chemical Process Design

[英] R. Smith

王保国 王春艳 李会泉 石磊 译
朱新雄 审校

化学工业出版社

·北京·

(京) 新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

化工过程设计 / (英) 史密斯 (R. Smith) 著; 王保国等译.
北京: 化学工业出版社, 2002.7
(国外名校名著)
ISBN 7-5025-3481-4

I. 化… II. ①史…②王… III. 化工过程-设计 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2002) 第 041952 号

Chemical Process Design/by Robin Smith.

ISBN 0-07-059220-9

Copyright (d) 1995 by McGraw-Hill, Inc. All rights reserved.

本书中文简体翻译版由 McGraw-Hill 出版公司授权化学工业出版社独家出版发行。

未经出版者许可, 不得以任何方式复制或抄袭本书的任何部分。

北京市版权局著作权合同登记号: 01-2000-4160

国外名校名著

化工过程设计

Chemical Process Design

[英] R. Smith

王保国 王春艳 李会泉 石磊 译

朱新雄 审校

责任编辑: 骆文敏 徐世峰

责任校对: 郑捷

封面设计: 郑小红

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话: (010) 64982530

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

化学工业出版社印刷厂印刷

三河市宇新装订厂印刷

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 17½ 字数 421 千字

2002 年 7 月第 1 版 2002 年 7 月北京第 1 次印刷

ISBN 7-5025-3481-4/G·928

定价: 30.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

说 明

按照中国石油化工总公司、浙江大学化工系（联合应用化工研究所）和英国曼彻斯特理工大学（University of Manchester Institute of Science and Technology, UMIST）三方，在化工过程集成技术领域进行技术合作的协商意见，根据中国石油化工总公司设计、科研和生产的实际情况，本着提高石化企业过程集成技术水平和企业经济效益，特别是结合企业扩产改造、消除现有生产瓶颈、提高装置及全厂系统优化等方面的需要，1997年6月10日至14日在浙江大学举办了为期5天的首次化工过程集成技术交流研讨会。

会议期间，英国曼彻斯特理工大学过程集成系系主任 R. Smith 教授和讲师朱新雄博士为来自中国石化总公司有关单位和部分高等院校的代表讲授了换热网络设计与改造新技术、公用工程能源管理与改造技术等主要内容，并介绍了夹点技术在工业废水最小化及热电联产技术在提高热效率和减少大气污染等方面的应用。

与会代表认为讲授内容既新颖又有实用价值，希望能提供更多的资料。Smith 教授 1995 年刚刚出版的专著《Chemical Process Design》中阐述了相关内容。因此，我们和朱新雄博士一起向 Smith 教授建议，希望能够见到这本书的中文版（该书已有日文版）。Smith 教授表示同意，并答应协助解决版权问题，同时让朱新雄博士协调有关翻译工作。1996 年 9 月，我接到了朱新雄博士从英国寄来的 Smith 教授的专著《Chemical Process Design》，开始负责组织翻译，并及时与朱新雄博士交流信息。

R. Smith 是英国曼彻斯特理工大学过程集成系教授、系主任，是世界上几个大公司的技术顾问。他曾经在 Rohm&Haas 从事过程集成和设计，在 ICI 从事过程建模与过程集成技术的开发研究。他发表了多篇有影响的论文，是英国化学工程学会的高级会员。

《化工过程设计》一书由天津大学化工学院王保国博士、王春艳博士以及大连理工大学化工学院李会泉博士、石磊博士合作翻译。具体分工如下：第 1, 8, 9, 10, 11, 17 章由王保国博士翻译；第 2, 3, 4, 5 章由王春艳博士翻译；第 12, 13, 14, 15, 16 章和附录 A 由李会泉博士翻译；第 6, 7 章和附录 B, C 及 D 由石磊博士翻译。全书由朱新雄博士审校。

本书中文版能够顺利地与广大读者见面，得到了许多专家和有关单位的大力支持。天津大学化工学院许锡恩教授 1996 年秋访美时就曾读到过这本书的原版。回国后向我们作了介绍，并认为应该尽快出版中文版本。在本书的翻译过程中，许锡恩教授给予了大力支持并撰写了中文版前言。大连理工大学化工学院袁一教授和姚平经教授也非常支持本书的翻译工作，并在百忙之中校审了部分内容。舒小芹女士协助整理了书中的部分图表。

Smith 教授回到英国以后，经过与原出版社协商终于解决了版权问题，从而使得本书的中文本得以正式出版。在此，谨代表各位译校同仁向他们表示衷心感谢。

限于水平和时间，中文版可能存在某些不足，恳请有关专家和读者批评指正，以便再版时更正。来函请寄：天津大学教务处王保国。邮政编码：300072。

王保国

2001 年 8 月于津大园

2001.8.10

序

本书主要涉及过程合成,即从多种可能的方案中确定基本流程,这是因为过程的可控制性、安全性和环境保护等问题都与它有关。过程合成有很多方法,如启发法、调优合成法和数学规划法。本书所介绍的方法应属于调优合成法的范畴,作者称之为概念设计或物理考察法。

本书首先介绍过程设计的层次,即所谓的“洋葱模型”,即必须在分离系统和再循环系统之前完成反应器的设计。第2章介绍反应器的选择,说明根据反应类型选择反应器及其操作参数,提供了一些选择经验和规则。但本章未对文献中已较广泛报导的反应途径合成和反应器网络合成进行讨论。第3章介绍分离系统如沉降、浮选、离心分离、过滤、蒸馏、吸收、蒸发和干燥系统的选择。第4章涉及反应-分离系统的合成。第5章涉及蒸馏顺序的合成,主要是简单蒸馏顺序和热集成蒸馏的合成,但未涉及重要而又广泛运用的共沸蒸馏技术。第6章和第7章是热交换网络合成的基础——夹点技术。第8章讨论了保持热交换网络结构和能耗最小为目标这两方面的权衡。第12章讨论了改进热集成过程的原则。第13, 14, 15章分别讨论了反应器、蒸馏塔、蒸发器和干燥器的热集成。第16章主要讨论整个热交换网络的合成。

在过去的设计实践中,考虑环境保护问题时常采用末端处理,即用分离装置来处理排放的气体或液体。但近年来提出在概念设计阶段,就应考虑环境保护和废物排放最少问题。作者在本书中用三章的篇幅专门讨论废物排放最少和废物的处理:即第9章用洋葱模型考虑全厂的安全和健康问题,第10章是全厂废物排放最少和生命循环分析,第11章提出了处理各类排出物的方案和单元操作。第17章总结排出物处理所用的层次决策过程。

本书的主要特点是涉及了夹点技术的最新进展和排出物的处理方案。尽管未给出作为学生家庭作业用的习题,但仍可用作高年级本科生和研究生在化工过程概念设计方面的一本很好的教科书,当然也可用作工程技术人员的参考书。

许锡恩

1998年3月于津大园

英文版前言

化工过程设计从选择一系列的加工步骤并将它们连接起来组成一个能将原料转变成所需产品的流程开始。然而，传统的化学工程把重点放在流程的分析和模拟上面，对比而言，流程的产生或合成却没有受到足够重视。但是在合成流程中所做出的决策，对于确定最终设计的经济活力、安全 and 环境影响具有最重要的意义。本书将集中阐述在过程流程合成各个阶段需要全面理解的基本概念。

未来的化工过程应该设计成为工业可持续发展的一部分，即保留生态系统维持工业活动和生命的能力。因此，本书将重点放在以良好的经济性能和良好的安全与健康为基础的废物最小化和能量效率上。

本书的结构基本上沿用在一个过程设计的开发中需要做出设计决策的顺序。经济评价也包括进来了，不过为了不打断书中的内容，将它放到了附录。本书可作为高校化学工程系高年级本科生和研究生，以及在过程开发领域工作的设计人员和化学工程师进行化工过程设计的实用指南。

Robin Smith

英文版致谢

本书第十章有关废物最小化的内容最初发表在英国化学工程学会会刊《化学工程师》(Smith, R. and Petela, E. A., *The Chemical Engineer*, No. 506, 24~25, 31 Oc. 1991; No. 509 /510, 17~23, 12 Dec. 1991; No. 513, 24~28, 13 Feb. 1992; No. 517, 21~23, 9 April 1992; No. 523, 32~35, 16, July, 1992)。这部分内容是经过英国化学工程学会同意使用的。

很多人直接或间接地为本书的出版做出了贡献。特别向下列英国曼彻斯特理工大学的同事表示感谢: Geoffrey Clegg, Vikas Dhole, Antonis Kokossis, Janice Kuo, Bodo Linnhoff, Graham Polley, Paul Sharratt, and Gavin Towler. 也特别向下列英国曼彻斯特科技大学以外的同事表示感谢: 挪威 Telemark 技术学院的 Truls Gunderson; 美国休斯敦 M.W.Kellogg 公司的 Stephen Hall; 英国 Zenica 公司的 David Lott; 英国 Bradford 大学的 Vic Marshall; 英国 Esso Chemicals 公司的 Dinos Triantafyllou; 英国 Linnhoff March 公司的 Yaping Wang; 英国 Esso Chemicals 公司的 Norman White 和英国 ICI C&P 公司的 Duncan Woodcock。最后十分感谢 Eileen Boocock 和 Amanda Brown 打印了手稿。

内 容 提 要

本书根据全球可持续发展的战略,重新审视了化工过程设计的全过程,强调化工过程有其内在的体系。本书强调指出,化工生产的目的是为了生产化工产品,而是为了获得经济效益。然而,经济效益必须成为工业可持续发展的一部分,即保留生态系统维持工业活动和生命两者的能力。它不仅意味着化工过程生产的废物必须达到既实际又经济的最小值,而且还意味着能量消耗也必须达到既实际又经济的最小值。化工生产过程也绝不能产生大量短期或长期对操作人员或公众有毒害的物质。本书集中阐述了在化工过程设计各个阶段所需要的基本概念,将重点放在以良好的经济性能和良好的安全与健康为基础的废物最小化和能量利用率上,同时也介绍了化工过程的经济评价。

本书可作为高校化学工程系高年级本科生和研究生化工过程设计课程的教材或参考书,也可作为在化工过程设计和开发领域工作的设计人员和化学工程师进行化工过程设计的实用指南。

符 号 表

a	反应级数, 或费用公式系数
A	传热面积 (m^2), 或年现金流量 (\$)
A_{NETWORK}	换热网络面积目标 (m^2)
b	反应级数, 或费用公式系数
BOD	生化需氧量 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)
c	费用公式系数
C	换热网络设计中的组分数
c_{FEED}	进料摩尔浓度 ($\text{kmol}\cdot\text{m}^{-3}$)
C_p	比热容 ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
c_{PRODUCT}	产品摩尔浓度 ($\text{kmol}\cdot\text{m}^{-3}$)
COD	化学需氧量 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)
COP_{HP}	热泵性能系数
COP_{REF}	冷冻系统性能系数
CP	热容流率 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
CP_{EXHAUST}	热机废气的热容流率 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
CW	冷却水
D	馏出液流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)
EP	经济潜力 (效益) ($\text{\$}\cdot\text{y}^{-1}$)
f	适用于压力设计和制造材料的费用因子或安装费用因子
F	进料流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$), 或包括利率的一定数量资金的预计值 (\$)
F_{T}	非逆流流动管壳式换热器的校正因子 (-)
F_{Tmin}	非逆流流动管壳式换热器的校正因子 F_{T} 的最小接受值
h_i	比焓 ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$), 或膜传热系数 ($\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
H	流股焓值 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
HP	高压
i	组分或流股号, 或资金利率分数
I	总热流股数, 或投资成本费 (\$)
j	流股号
J	总冷流股数
K	换热网络的焓区间总数
K_i	组分 i 在平衡时的汽-液组成之比
k	反应速率常数 (单位取决于反应级数) 或换热网络中独立回路的数目
L	液相流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)
LP	低压
m	质量及摩尔流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)
MP	中压
N	1-2 型管壳式换热器每次匹配数

N_{SHELLS}	1-2 型管壳式换热器数
N_{UNIT}	单元数
NC	多组分混合物中的组分数
NPV	净现值
P	压力 ($\text{N}\cdot\text{m}^{-2}$), 或 1-2 型管壳式换热器的热效率, 或预计投资费用的当前值
P_{max}	在 1-2 型管壳式换热器中的最大热效率
$P_{N/2N}$	N 个 1-2 型管壳式换热器串联的热效率
P_{1-2}	一个 1-2 型管壳式换热器串联的热效率
q	精馏塔进料的热条件
q_i	独立物流热负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q	热量负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{C}	冷却负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{Cmin}	冷却负荷目标值 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{COND}	冷凝器热负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{EXHAUST}	热机废气的热量负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{FUEL}	加热炉、锅炉或气轮机中燃料的热量 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{Hmin}	热负荷目标值 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{HE}	热机负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{HP}	热泵负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{LOSS}	加热炉、锅炉或气轮机的烟灶热损失 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{REACT}	反应器加热或冷却负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{REB}	再沸器热负荷 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
Q_{REC}	热回收目标值 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
r	反应速率 ($\text{kmol}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$)
R	回流比, 或 1-2 型管壳式换热器的热容比
R_{min}	最小回流比
s	比熵 ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
S	反应器选择性, 或换热网络中的流股数目
S_{C}	冷流股数目
S_{H}	热流股数目
T_{BT}	正常沸点温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T	温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{C}	冷流股温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{COND}	冷凝器温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{H}	热流股温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{REB}	再沸器温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{S}	流股供应温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T_{T}	流股目标温度 ($^{\circ}\text{C}$, K)
T^*	间隔温度: 对热流体 T^* 比实际温度低 $T_{\text{min}}/2$, 对冷流体 T^* 比实际温度高 $T_{\text{min}}/2$ ($^{\circ}\text{C}$, K)
ΔT_{LM}	对数平均温度差 ($^{\circ}\text{C}$, K)
ΔT_{min}	最小温度差 ($^{\circ}\text{C}$, K)
$\Delta T_{\text{THRESHOLD}}$	门槛温度差 ($^{\circ}\text{C}$, K)

TOD	总需氧量 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)
U	总传热系数 ($\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
V	气相流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)
$V_{\min}$	最小气相流率 ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)
VF	气相分数
W	轴功 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
x	液相摩尔分数, 或蒸汽湿度分数
x_F	进料摩尔分数
x_D	流出液摩尔分数
X	反应器转化率
X_E	反应器平衡转化率
X_{OPT}	反应器最佳转化率
X_P	在 1-2 型管壳式换热器中的最大热效应 $P_{\max}$ 的分数
XP	在换热网络中穿过夹点的传热量 ($\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$)
y	气相摩尔分数
z	进料摩尔分数
$T_{\text{ACID DEW}}^*$	酸露点 ($^{\circ}\text{C}$) ^①
T_O^*	环境温度 ($^{\circ}\text{C}$)
T_{PINCN}^*	夹点温度 ($^{\circ}\text{C}$)
T_{TFT}^*	理论火焰温度 ($^{\circ}\text{C}$)
T_{STACK}^*	烟道温度 ($^{\circ}\text{C}$)

希腊字母

α	相对挥发度
λ	蒸发潜热 ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)
η	卡诺因子或效率
η_T	涡轮机等熵效率
θ	Underwood 方程中的系数
ϕ	用于膜传热系数的费用加权因子以允许在换热网络中使用混合的制造材料, 压力范围和设备类型

① $T_{\text{ACID DEW}}^*$ 至 T_{STACK}^* 请符号, 先后出现在图 6.27~图 6.29 中。——译者注

目 录

英文版前言

英文版致谢

符号表

1 化工过程设计体系	1
1.1 前言	1
1.2 总体化工过程设计	2
1.3 化工过程设计体系与“洋葱”模型	4
1.4 化工过程设计方法	5
1.5 化工过程设计体系——小结	8
1.6 参考文献	8
2 反应器选择	9
2.1 反应路径	9
2.2 反应系统类型	11
2.3 反应器性能	13
2.4 理想反应器模型	16
2.5 反应器浓度	20
2.6 反应器温度	23
2.7 反应器压力	24
2.8 相态	25
2.9 催化剂	25
2.10 实际反应器	29
2.11 反应器的选择——小结	34
2.12 参考文献	37
3 分离设备选择	38
3.1 非均相混合物的分离	38
3.2 均相混合物的分离	41
3.3 蒸馏	42
3.4 近沸物或共沸物系的分离	43
3.5 吸收	45
3.6 蒸发器	46
3.7 干燥器	49
3.8 分离设备选择——小结	50
3.9 参考文献	50
4 反应-分离系统的合成	51
4.1 再循环的作用	51

4.2	气体循环和排放	57
4.3	气相循环和液相循环	62
4.4	间歇过程	62
4.5	过程收率	67
4.6	反应-分离系统的合成——小结	68
4.7	参考文献	68
5	蒸馏顺序合成	69
5.1	使用简单塔的蒸馏顺序选择	69
5.2	影响分离顺序数目的实际约束条件	70
5.3	简单的非热集成蒸馏塔顺序选择	70
5.4	简单蒸馏塔序列的热集成	75
5.5	简单蒸馏塔序列内部质量流	76
5.6	多于两产品的塔序列合成	78
5.7	利用热耦合进行蒸馏序列合成	80
5.8	可约简的蒸馏塔序列优化	82
5.9	蒸馏顺序合成——小结	82
5.10	参考文献	83
6	换热网络与公用工程：能量目标	85
6.1	组合曲线	85
6.2	热回收夹点	89
6.3	门槛问题	91
6.4	问题表格算法	94
6.5	过程约束	99
6.6	公用工程的选择	101
6.7	燃炉	103
6.8	热电联产	105
6.9	热泵集成	112
6.10	冷冻循环的集成	113
6.11	换热网络与公用工程：能量目标——小结	116
6.12	参考文献	116
7	换热网络与公用工程：投资费用与总费用目标	118
7.1	换热单元数目	118
7.2	换热面积目标	119
7.3	壳程数目标	123
7.4	投资费用目标	127
7.5	总费用目标	130
7.6	换热网络与公用工程：设备投资与总费用目标——小结	132
7.7	参考文献	132
8	经济权衡	134
8.1	局部与全局权衡	134

8.2	单一反应的反应器转化率优化	135
8.3	复合反应的反应器转化率优化	136
8.4	带有气体排放过程的优化	137
8.5	间歇过程	139
8.6	经济权衡——小结	141
8.7	参考文献	142
9	安全和健康	143
9.1	火灾	143
9.2	爆炸	144
9.3	有毒物质释放	145
9.4	危险物质的强化	146
9.5	危险物质的削弱	149
9.6	内在安全的量化方法	150
9.7	安全和健康——小结	151
9.8	参考文献	153
10	废物最小化	154
10.1	反应器产生的废物最小化	155
10.2	分离与再循环系统产生的废物最小化	157
10.3	加工操作产生的废物最小化	163
10.4	公用工程产生的废物最小化	164
10.5	生命循环分析	166
10.6	实践中的废物最小化	167
10.7	废物最小化——总结	167
10.8	参考文献	168
11	流出物处理	169
11.1	焚烧	169
11.2	排入大气的固体颗粒流出物的处理	170
11.3	排入大气的气态流出物的处理	172
11.4	燃烧产物的处理	172
11.5	水溶液流出物的处理	174
11.6	流出物处理——小结	180
11.7	参考文献	180
12	改变工艺过程以提高热集成	182
12.1	加/减原理	182
12.2	改变工艺过程、公用工程选择、能量费用和投资费用之间的权衡	182
12.3	改变工艺过程以提高热集成——小结	183
12.4	参考文献	183
13	反应器的热集成	184
13.1	反应器的热集成特征	184
13.2	反应器的适宜放置	186

13.3	应用总组合曲线分析反应器的热集成	188
13.4	反应器设计调优以提高热集成	192
13.5	反应器的热集成——小结	192
13.6	参考文献	193
14	蒸馏塔的热集成	194
14.1	蒸馏塔的热集成特征	194
14.2	蒸馏塔的适宜放置	194
14.3	应用总组合曲线集成蒸馏塔	195
14.4	简单塔设计调优以提高热集成	196
14.5	热泵蒸馏	197
14.6	蒸馏序列调优	197
14.7	投资费用的考虑	198
14.8	案例研究	199
14.9	蒸馏塔热集成——小结	200
14.10	参考文献	201
15	蒸发器和干燥器的热集成	202
15.1	蒸发器的热集成特征	202
15.2	蒸发器的适宜放置	202
15.3	蒸发器的设计调优以提高热集成	202
15.4	干燥器的热集成特征	204
15.5	干燥器设计调优以提高热集成	204
15.6	案例研究	204
15.7	蒸发器和干燥器热集成——小结	205
15.8	参考文献	206
16	换热网络设计	207
16.1	夹点设计方法	207
16.2	门槛问题设计	213
16.3	流股分流	214
16.4	多夹点问题设计	219
16.5	剩余问题分析	222
16.6	换热网络优化	225
16.7	基于可约简结构优化的换热网络设计	227
16.8	换热网络设计——小结	229
16.9	参考文献	229
17	总体设计策略	231
17.1	设计目标	231
17.2	设计体系	231
17.3	最后设计	233
17.4	参考文献	233
附录 A	初步经济评价	235

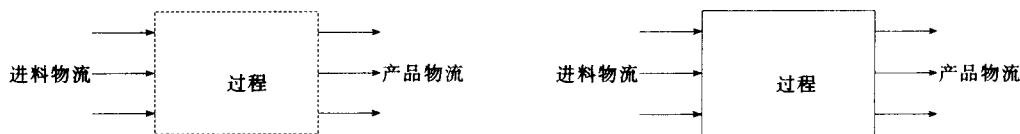
A.1	过程经济学的作用	235
A.2	简单经济指标	235
A.3	操作费用	236
A.4	投资费用	241
A.5	参考文献	248
附录 B	换热网络面积目标算法	249
附录 C	1-2 型管壳式换热器的最大热效率	251
附录 D	给定单元所需 1-2 型管壳式换热器的最少数目表达式	253
附录 E	壳程数目标算法	255
E.1	1-2 型壳程网络的最小面积目标	256
E.2	参考文献	260
附录 F	换热器投资费用目标算法	261

1 化工过程设计体系

1.1 前言

在化工加工过程中,通常原料不能一步转化成需要的产品,而需要把总的转变过程分解为一系列的独立转化步骤,每个转化步骤就是一个中间加工过程。这些转变过程是通过反应、分离、混合、加热、冷却、压力改变和颗粒尺寸的变化等实现的。一旦确定了各个独立转化步骤,就必须把它们相互连接起来以实现总的转变,见图 1.1 (a)。因此化工过程合成包括两大任务:第一,选择每个独立的转化步骤;第二,将这些独立的转化步骤相互连接起来构成一个完整的系统从而实现总的转化目标。流程图以图形的方式表达了这些独立的转化步骤以及它们之间的相互关系。

一旦确定了流程结构,就可以进行过程模拟。模拟就是试图用该过程的数学模型预测它建成以后的行为,见图 1.1 (b)。数学模型建立以后,首先假定进料的流率、组成、温度和压力,然后用模型预测产品的流率、组成、温度和压力。也可以先假定流程中各设备的尺寸,然后用模型预测原料用量和能量消耗量等。这样就能评价设计系统的性能了。



(a) 过程设计从合成过程以将原料转化为所需产品开始

(b) 模拟要预测建立过程的行为

图 1.1 过程合成与过程模拟

对设计系统的性能评价包括许多方面。显然,良好的经济效益是第一个评价标准,但它不是惟一的评价标准。化工过程应该设计成为工业可持续发展的一部分,即保留生态系统维持工业活动和生命两者的能力。换言之,它意味着化工过程应产生最少的废物,而且产生的无用副产品必须对环境无害。可持续发展还要求该过程应从实际出发使用尽可能少的能量,同时也必须达到健康和安全的标准。开车、紧急停车和易于控制都是化工过程应具备的重要因素。柔韧性是一个重要的指标,它是指化工过程在不同的条件下(比如进料组成和产品要求的改变)能够正常操作的能力。适用性是指化工过程每年的操作时间,它也是一个重要的指标。一些因素如经济效益是容易量化的,而另外一些因素如安全是无法量化的。评价不易量化和捉摸不定的因素时要求设计者有良好的判断能力。

一旦完成设计过程的基本评价,就可以通过一系列的变化改进设计过程的性能。换言之,就是优化设计过程。这些变化可能涉及合成不同结构的流程,即所谓的流程结构优化。我们对新的流程进行模拟和评价,如此反复直到找到最佳流程。另外,对于每一个流程,都可以在该流程结构限制范围内,通过改变操作条件进行参数优化。

人们或许认为通过考察能够发现全部的流程结构,至少能够发现所有的重要流程结构。事实是很早以前开发的加工过程仍然在不断地改进,这足以说明要发现全部的流程结构是多么困难。