

HUAGONG GUOCHENG DE
YOUHUA SHEJI YU KONGZHI

化工过程的 优化设计与控制

王晓红 王英龙 编著



化学工业出版社

HUAGONG GUOCHENG DE
YOUHUA SHEJI YU KONGZHI

化工过程的 优化设计与控制

王晓红 王英龙 编著



 化学工业出版社

· 北京 ·

《化工过程的优化设计与控制》共分 10 章, 在分析精馏塔动态特性与控制方法的基础上, 结合实例详细介绍了变压精馏分离方案的建立与具体模拟步骤, 随后分别讨论了萃取精馏和变压精馏分离最低共沸物、分离共沸物系的精馏隔壁塔应用、具有特殊共沸特性的共沸物变压精馏分离、三元共沸物系变压精馏分离、二氧化碳捕集、三元物系间歇精馏分离过程的优化设计及控制方法, 最后综合讨论了工业典型案例——醋酸丁酯生产工艺的优化设计与控制。

本书力求在关注学科最新发展动态, 并结合青岛科技大学科研特色的基础上, 系统介绍化工过程的设计与控制思路及具体做法, 并对工艺技术方法提出各种先进的改进措施, 帮助读者尽快树立工程设计及控制观念。

《化工过程的优化设计与控制》可作为高等院校化工及相关专业(石油、制药、生物、环境、自动化、冶金等)的辅助教材使用, 也可供有关部门从事科研、设计和生产的技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工过程的优化设计与控制/王晓红, 王英龙编著.
北京: 化学工业出版社, 2017. 11
ISBN 978-7-122-30704-0

I. ①化… II. ①王…②王… III. ①化工过程-化工
设计-最优设计②化工过程-过程控制 IV. ①TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2017) 第 239024 号

责任编辑: 刘俊之
责任校对: 宋 玮

文字编辑: 向 东
装帧设计: 韩 飞

出版发行: 化学工业出版社(北京市东城区青年湖南街 13 号 邮政编码 100011)

印 刷: 三河市延风印装有限公司

装 订: 三河市胜利装订厂

787mm×1092mm 1/16 印张 18 $\frac{1}{4}$ 字数 465 千字 2018 年 2 月北京第 1 版第 1 次印刷

购书咨询: 010-64518888 (传真: 010-64519686) 售后服务: 010-64518899

网 址: <http://www.cip.com.cn>

凡购买本书, 如有缺损质量问题, 本社销售中心负责调换。

定 价: 98.00 元

版权所有 违者必究

前言

化工过程模拟对于化工过程的设计、经济评价、节能优化、动态控制起着重要的指导作用，国内出版了几部介绍化工流程模拟软件的著作，有力地推动了化工模拟技术的发展，但主要内容侧重 Aspen Plus 软件稳态模拟方面的使用，较少涉及动态控制的详细介绍，因此进行常见化工分离过程动态控制方案的设计，是本书的重点内容。

《化工过程的优化设计与控制》采用化工流程动态模拟软件 Aspen Dynamics，针对典型化工案例，系统介绍化工过程的设计与控制思路及具体做法，并对工艺技术方法提出各种先进的解决措施，帮助读者尽快树立工程设计及控制观念。书中大量典型实例的详细介绍与相关的优化及控制理念与方法对化工专业本科生、研究生及化工研究院、设计院的工程师有一定的参考价值。

本书工作得到国家自然科学基金项目“基于智能型遗传规划的精馏-膜分离新型集成工艺优化研究(21676151)”与“两两共沸型均相三元物系萃取精馏中的定量构效模型与控制策略(21776145)”的资助，同时是2015年度山东省本科高校教学改革研究重点项目“基于拔尖创新型人才培养模式的化工过程与工程模拟课程群建设研究(2015Z047)”、山东省精品课程“化工原理”的重要建设内容。作者在编写本书时，力求深入浅出、循序渐进、层次分明、论述严谨，同时注意引入过程工业领域不断更新的思路、方法与技术。

本书包括十章内容。首先介绍精馏塔的动态控制原理，通过具体的分离实例，详细说明了如何对典型化工单元操作进行过程动态控制方案的优化设计。然后列举了变压精馏和萃取精馏分离共沸物的方法，包括如何在稳态最优工艺的基础上开发稳健的控制结构以及如何在稳态经济性和动态控制性能方面进行权衡。后面几章包括二氧化碳捕集、三元体系间歇精馏过程、非均相隔壁塔等相对专业性较强且为当前研究热点的几个专题，最后给出了一个完整生产工艺流程及其热集成工艺的优化设计与控制。

青岛科技大学化工学院的王晓红编写了第1、3~5章及第10章，王英龙编写了第2、6~8章及第9章内容，同时参加编审核对工作的有青岛科技大学化工学院的项曙光、朱兆友、李玉刚、田文德、王许云、张青瑞、杨霞、孙晓岩、夏力老师，及研究生田鹏、田光珍、谢力、张远鹏、于新帅、李明高、李文魁、崔培哲、孟庆信、王丽丽、张震、梁石生、李鑫、徐东芳、卜光乐、曹玉娟、刘薇、刘兴振、赵永滕、王永坤、赵婷然、李敏、贾慧、胡佳静、王勇，对此，一并致以诚挚谢意。

由于水平有限，书中不妥之处在所难免，恳请读者提出宝贵意见。

编者

2017年4月

目 录

第 1 章 精馏塔动态特性与控制方法

1

1.1 精馏塔控制原则	1
1.2 精馏塔的扰动分析	2
1.2.1 精馏塔动态特性	2
1.2.2 精馏塔动态影响	2
1.3 精馏塔被控变量分析	3
1.3.1 组成控制	3
1.3.2 温度控制	3
1.3.3 控制器调谐	5
1.3.4 中继反馈测试	5
1.4 精馏塔整体控制方案	6
1.4.1 基础控制	6
1.4.2 质量指标反馈	6
1.4.3 双重质量指标	8
1.4.4 精馏塔塔压控制	9
1.4.5 高级控制系统在精馏控制中的应用	11
参考文献	13

第 2 章 变压精馏分离流程的开发步骤与方案实例

14

2.1 变压精馏分离流程稳态优化设计	15
2.1.1 高压塔 (HPC)、低压塔 (LPC) 塔压的确定	15
2.1.2 塔序列的确定	16
2.1.3 建立变压精馏工艺流程	16
2.1.4 稳态流程优化	19
2.2 由稳态模拟转换为动态模拟	21
2.2.1 流程设置	21
2.2.2 确定设备尺寸	22
2.3 导入 Aspen Plus Dynamics	26
2.3.1 Aspen Plus Dynamics 的启动与初始化	26
2.3.2 Aspen Plus Dynamics 默认控制器	28
2.4 无热集成变压精馏分离流程的控制研究	29
2.4.1 回流罐液位控制器	30

2.4.2	塔釜液位控制器	33
2.4.3	进料流量控制器	35
2.5	安装温度控制器	37
2.5.1	安装塔板温度控制器	37
2.5.2	捕捉屏幕布局	40
2.5.3	安装死时间元	40
2.5.4	中继-反馈测试	41
2.6	带有回流比的控制结构	46
2.6.1	安装回流比控制	46
2.6.2	进料流量扰动	48
2.6.3	进料组成扰动	52
2.7	采用再沸器热负荷与进料比控制温度的控制结构	54
2.7.1	安装控制结构	54
2.7.2	进料流量扰动	58
2.7.3	进料组成扰动	60
2.8	组成-温度串级控制	62
2.8.1	安装组成控制器并调谐	62
2.8.2	进料流量扰动	64
2.8.3	进料组成扰动	65
2.8.4	Matlab 绘制进料流量扰动图	65
2.8.5	Matlab 绘制进料组成扰动图	71
2.9	部分热集成变压精馏分离流程的控制研究	77
2.9.1	基本温度控制结构	77
2.9.2	改进的组成-温度控制结构	79
2.10	完全热集成变压精馏分离流程的控制研究	82
2.10.1	基本控制结构	82
2.10.2	压力补偿温度控制结构	84
2.10.3	改进的压力补偿温度控制结构	87
2.11	不同进料组成对变压精馏塔序及动态控制的 影响	90
2.11.1	稳态流程优化	90
2.11.2	用于不同进料组成的变压精馏方案讨论	93
	参考文献	95

第3章 萃取精馏分离最低共沸物

96

3.1	正庚烷-异丁醇共沸物分离的萃取精馏工艺稳态设计 及动态控制	96
3.1.1	基于 TAC 最小的稳态流程优化	96
3.1.2	动态控制研究	99
3.2	THF-乙醇共沸物分离的萃取精馏工艺稳态设计及动	

态控制	109
3.2.1 过程稳态优化	109
3.2.2 过程动态控制	110
参考文献	116

第4章 变压精馏分离最低共沸物 117

4.1 乙腈-正丙醇共沸物分离的变压精馏工艺稳态设计及 动态控制	117
4.1.1 过程设计	117
4.1.2 过程优化	118
4.1.3 动态控制研究	120
4.2 乙醇-四氢呋喃共沸物分离的变压精馏工艺稳态设计及 动态控制	129
4.2.1 流程设计与优化	129
4.2.2 动态控制研究	132
4.2.3 部分热集成 (PHIPSD) 与萃取精馏 (ED) 过程比较	141
4.2.4 不同进料组成的部分热集成工艺过程比较	142
参考文献	146

第5章 分离共沸物系的精馏隔壁塔 148

5.1 分离乙腈-正丙醇物系萃取精馏隔壁塔的优化设计与 控制	149
5.1.1 过程设计	149
5.1.2 过程优化	150
5.1.3 萃取精馏隔壁塔动态控制研究	150
5.2 分离正丙醇-水物系的共沸精馏隔壁塔的过程设计及 控制研究	161
5.2.1 过程设计	161
5.2.2 灵敏度分析及经济优化	162
5.2.3 共沸精馏隔壁塔的动态控制研究	168
参考文献	175

第6章 特殊共沸特性的共沸物变压精馏分离 177

6.1 变压精馏过程设计与优化	179
6.1.1 过程设计	179
6.1.2 优化	179
6.2 变压精馏过程的动态控制研究	184
6.2.1 常规变压精馏过程的动态控制	184

6.2.2 非常规变压精馏过程的动态控制	190
6.3 两种过程的比较	193
参考文献	194

第7章 三元共沸物的变压精馏分离 195

7.1 基础设计	195
7.1.1 物性方法	195
7.1.2 经济优化	196
7.2 三塔变压精馏工艺分离过程	196
7.2.1 利用剩余曲线图进行过程分析	196
7.2.2 压力确定	196
7.2.3 优化	199
7.3 分离序列的确定	201
7.4 热集成过程设计	206
7.4.1 部分热集成	206
7.4.2 完全热集成	208
7.5 动态控制研究	208
7.5.1 无热集成流程控制	209
7.5.2 部分热集成流程的控制	215
7.5.3 完全热集成三塔变压精馏流程的控制	220
7.5.4 比较	222
参考文献	224

第8章 二氧化碳捕集 225

8.1 稳态流程	225
8.1.1 流程设计	225
8.1.2 物性方法选择	226
8.2 动态模拟和控制策略	228
8.2.1 基础控制结构	228
8.2.2 改进控制结构	230
参考文献	233

第9章 三元物系的间歇精馏分离 234

9.1 带有中间储罐的间歇精馏过程的稳态计算	234
9.2 间歇精馏的动态控制	236
9.2.1 间歇精馏初始条件设置	236
9.2.2 组成控制结构	236
9.2.3 温度控制结构	240
9.2.4 控制结构的比较	248

第 10 章 醋酸丁酯生产工艺的优化设计与控制 250

10.1 稳态工艺设计	250
10.1.1 工艺流程	250
10.1.2 反应动力学	251
10.1.3 气液相平衡	251
10.1.4 流程设计规定	252
10.2 过程经济优化	253
10.2.1 优化方法	253
10.2.2 优化过程	253
10.2.3 无热集成工艺优化	253
10.2.4 部分热集成工艺优化	256
10.2.5 完全热集成工艺优化	257
10.3 全流程动态控制研究	258
10.3.1 无热集成最优流程动态控制	258
10.3.2 部分热集成流程动态控制	277
参考文献	284

参考文献	249
------------	-----

第 10 章 醋酸丁酯生产工艺的优化设计与控制 250

10.1 稳态工艺设计	250
10.1.1 工艺流程	250
10.1.2 反应动力学	251
10.1.3 气液相平衡	251
10.1.4 流程设计规定	252
10.2 过程经济优化	253
10.2.1 优化方法	253
10.2.2 优化过程	253
10.2.3 无热集成工艺优化	253
10.2.4 部分热集成工艺优化	256
10.2.5 完全热集成工艺优化	257
10.3 全流程动态控制研究	258
10.3.1 无热集成最优流程动态控制	258
10.3.2 部分热集成流程动态控制	277
参考文献	284

第 1 章

精馏塔动态特性与控制方法

精馏操作历史悠久、技术成熟、规模不限及应用广泛，其主要目的是分离液体混合物或液化了的气体混合物，以提纯或回收有用组分。例如在石油炼制中的原油精炼最初阶段，可将混合物分为汽油、煤油、柴油和润滑油等；某原料经过化学反应后，可能产生一个既有反应物又有生成物及副产物的液体混合物，若该混合物是均相的，则为了获得纯的生成物，通常采用精馏的方法予以分离等。

精馏塔是精馏过程的关键设备^[1]，它是一个非常复杂的装置。在精馏操作中，被控变量多，可以选用的操纵变量也多，它们之间又可以有各种不同组合，所以控制方案繁多。由于精馏塔对象的通道很多、反应缓慢、内在机理复杂，变量之间相互关联，对控制要求又较高，因此必须深入分析工艺特性，结合具体工艺要求，设计出合理的控制方案。

1.1 精馏塔控制原则

精馏塔的控制目标是指在保证产品质量生产要求的条件下，使得整个工况能耗最低，产品纯度最高，生产成本最小。根据目标所形成的约束条件如下：

(1) 质量指标

精馏过程的质量指标简而言之就是对于混合物分离工况，开车后产品最终可以达到的纯度标准。通常，当一种产品纯度满足要求后，即达到规定纯度，被认为所实施的工况良好，符合生产标准。对于分离二元物系的精馏塔而言，质量指标即是塔顶轻组分或塔底重组分；对于分离多元物系的精馏塔来说，轻、重关键组分即被指定为工业所需组分。然而，产品的纯度并非越高越好，越高的产品纯度可能会带来苛刻的塔内条件以及高能量消耗和部件损耗，对控制系统的偏离度要求也更高，因此精馏纯度需要与工况条件相匹配。

(2) 操作条件

保证进出物料平衡，即塔顶、塔底采出量和进料相一致，维持塔内的正常平稳操作以及上下工序的协调。

(3) 能量平衡

在保证精馏塔产品质量和产量的同时，考虑能耗的降低与平衡。

(4) 约束条件

① 气相速度上限：即精馏塔内上升蒸气的最大速度。若蒸气上升速度过快，造成雾沫夹带，上层塔板液体无法向下流动，下层塔板的液相倒流至上层塔板，造成液泛。

② 气相速度下限：即精馏塔内上升蒸气的最低速度。若上升蒸气速度过低，则蒸气无法支撑塔板上传热传质负荷，造成漏液，使塔板效率下降及精馏操作受限。

③ 操作压力限：精馏塔全塔操作压力必须设定一个合适标准，以能够保证精馏传质稳定进行。一般工况精馏塔是在常压下进行操作，当混合物需要进行压力变化以改变组分性质或者根据混合物的压敏性可以得到更好的分离条件时，会对操作压力有较严格要求，此时对相应的精馏塔材质、密闭性及耐负荷性要求都会增强。另外，塔板压降也是一个需要考虑的因素，实际工况生产中一般设定为 0.1psi (1psi=6894.76Pa)。

④ 临界温度限：温度是保证精馏塔内气液传质稳定的另一个重要因素。精馏塔内自上而下，温度基本上呈现递增趋势，会有部分精馏区域因进料或采出而使温度受到一定影响。精馏塔的塔釜负荷决定了全塔基温水平，保持合适的温度才能保证精馏塔正常传热需要。

1.2 精馏塔的扰动分析^[1]

1.2.1 精馏塔动态特性

精馏塔的主要扰动可以划分为影响物料平衡和能量平衡两方面的因素。影响物料平衡的因素主要包括进料量和进料成分的变化，塔顶馏出物以及塔底出料量的变化；影响能量平衡的因素主要包括塔顶温度或塔釜温度的变化、再沸器热量输入和冷凝器冷凝量的变化。

精馏塔是一个多变量、时变、非线性的对象，对其动态特性的研究，需要了解其基本数学模型，建立相应的动态方程。如图 1-1 所示，给出了精馏塔内第 j 块板的物料流动情况，在满足物料平衡和能量平衡条件下，可以得出单板的动态方程，如式(1-1) 及式(1-2) 所示。

总物料恒算式：

$$L_{j+1} - L_j + V_{j-1} - V_j = \frac{dM_j}{dt} \quad (1-1)$$

轻组分物料恒算式：

$$L_{j+1}x_{j+1} - L_jx_j + V_{j-1}y_{j-1} - V_jy_j = \frac{d[M_jx_j]}{dt} \quad (1-2)$$

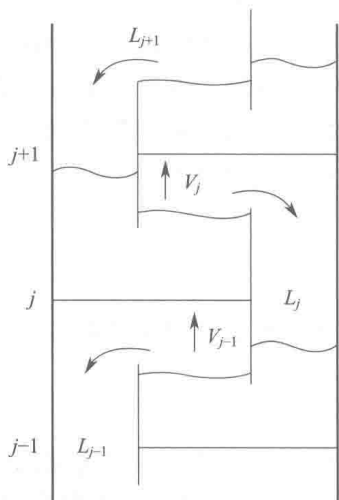


图 1-1 精馏塔第 j 块板动态特性

1.2.2 精馏塔动态影响

对于一个分离二元物系的精馏塔建立完整的动态方程是非常困难的，因为整个过程是多容量、相互交叉连接的复杂过程，因此对于精馏塔变量进行定性分析是很有必要的。

① 上升蒸气和液体回流的影响：由于蒸气上升过程中只需要克服每层塔板上的液层阻力，所以上升蒸气可以很快到塔顶，因此气流对于气液平衡的影响是非常迅速的；而沿每层塔板下流的液相有较大的滞后性，当回流量增加时，增大的液体流量使塔板上持液量增加，从而增大塔板上的液体静压力，因此促使液相流速加快，从上述分析可知，液相变化响应滞后性较强。

② 组分滞后的影响：上升蒸气流 V 与下降液体 L 会引起塔顶轻组分组成 X_D 与塔釜重组分组成 X_W 的变化，都是通过每块塔板上组分之间的平衡影响的结果。由于塔板上的组分要等到影响其液相或气相流量稳定较长时间后才能建立平衡，即组分达到静态平衡需要一



定的时间,所以上升蒸气可以较快地影响到塔顶组成,但是若塔顶轻组分在扰动后重新达到新的稳定状态,仍然需要较长时间,这就是组分滞后性带来不可避免的影响。随着塔板上持液量的增加,组分滞后性增加,因此塔板数的增加及回流比增加,均会造成塔板上持液量增加,组分滞后性也随之更加严重;当再沸器热量输入增加引起上升蒸气流增加时,通过改善气液接触,可以减少组分滞后情况。

③ 回流罐和釜罐持液量引起组分滞后:由物料衡算关系可知,在进料量恒定的情况下,改变塔顶塔底采出量都会引起轻、重组分的变化。实际上塔顶采出量的变化是通过液相流量(在回流罐液位不变时)才能影响到塔内的气液平衡,从而进一步影响气液组成的变化。然而回流罐有一定的持液量,从采出到回流会有一定的滞后;同样,塔底出料也是通过上升蒸气的变化影响气液平衡,从而控制产品的产量。通常塔釜截面积要比回流罐小得多,所以由塔釜持液量引起的滞后要比回流罐引起的滞后要小。这样同样说明,上升蒸气对塔内气液传质的影响速度要快于回流液体的影响。

根据上述分析,在无法建立完整的动态方程情况下,采用定性分析对精馏塔控制方案是很有效的,在不同的扰动情况下,控制方案采用以再沸器热量输入或者回流量为调节变量,会产生不同的控制效果和动态响应,以此来判断方案的合理性与有效性。

1.3 精馏塔被控变量分析

通常,精馏塔控制变量可以归纳为两个方面:直接产品组成信号和间接温度信号。

1.3.1 组成控制

以产品组成直接作为质量控制的被控变量,理论上是最佳控制方案。因为无论任何一种控制方案,最终目的都是在扰动条件施加后产品纯度满足或恢复预期值。之前的研究因为受到了组成分析仪表的限制,使得组成控制方案在应用上受到一定限制。近年来以组成信号直接作为质量控制的被控变量越来越普及,工业色谱在组成分析上也起到了至关重要的作用。然而,组成控制器即实时组成分析仪表也同样有局限性,因此将组分控制器直接应用于工业精馏塔的实例是为数不多的,具体体现在:

① 由于精馏塔内传质非常复杂,传热也容易受到其他因素的干扰,所以尽管组成分析的准确性在不断提高,但分析仪表的可靠性仍然较低。

② 由于组成控制器仍具有严重滞后性,所以如果将根据组成分析仪表检测出的组成变化再传递给控制变量做出反应,即调节自变量,这个过程需要较长时间,这是限制组成控制器广泛应用的关键因素。

③ 组成分析仪表的种类有限,而混合物的组分过多,对于多组分混合物分析比较困难,而且成本较高。

综上所述,组成控制方法虽然有效,但是局限性较高,对于科研小试会有较为显著的效果,但工业推广应用还需要进一步改进。

1.3.2 温度控制

以某块塔板的温度作为间接质量指标,是精馏塔质量控制中应用最早、最广泛的一种方案。对于二元精馏塔而言,在一定操作压力下,物质的沸点和组成有着单值对应关系,因此只要精馏塔内压力恒定,塔板温度即可以间接反映该塔板处的组成。对于多元精馏塔来说,

情况较为复杂,例如在某一块塔板上的温度是多种混合物共同表现出来的,这时温度和压力就形成近似的对应关系,在某些特定塔板上,其他成分可以忽略不计,温度和压力在参数上也可近似为对应关系。

(1) 温度点选择

通常,工艺要求精馏塔的塔顶轻关键组分或者塔底重关键组分在任何工况都必须达到符合要求的纯度,那么间接反映质量指标的温度参数就应该直接放在相应的塔顶或者塔底,以得到最及时、最准确的温度监控信息,构成精馏段或者提馏段温控系统。还有其他情况,比如在多元组分精馏塔中,此时的温度点选择位置根据塔中产品纯度的要求来决定。有时候,如果希望塔顶尽可能含有较高含量的轻关键组分,那么温度点的位置可以选择在相应的塔底;如果多组分精馏塔内需要侧线采出等位置,则温度点的选取也会发生相应改变。

在某些精馏塔上,温度检测点的位置有时会放置于精馏塔进料板上,有时也会以进料板的温度直接作为温度监控的质量指标来判断,称为中温控制。在精馏过程中,进料板位置的温度变化是较为显著的,通常进料温度不会有很大波动,但是由于精馏塔内气液传热的影响,一般进料板温度会随着塔内的气液平衡变化而相应变化,此时精馏操作线会出现偏移,对产品纯度造成影响。中温控制的有效性在于,如果精馏操作线发生偏移,进料板温度可以兼顾到塔顶和塔底的组成变化,在一定范围内由进料板温度调节全塔的基础温度,可以获得较好的纯度稳定效果。不过局限性在于,当混合组分是纯组分时,邻近塔板的温差较小,塔内气液传热传质稳定,这时当塔内出现很小扰动,产品质量可能就无法合格。如果进料是多组分混合物,例如馏分塔或者分离要求较高的混合组分,则中温控制难以获得良好的产品组成及控制效果。

(2) 灵敏板选择

如上所述的温度点选择是依据某一点处的温度作为间接质量指标,虽然准确但是应用受限,原因是精馏塔作为一个整体,仅依靠某点的温度来决定产品质量是很模糊的,因为温度点无法反映全塔的传热与传质效果,无法与塔内的气液平衡连接起来。所以,实际工业中的应用是以具有高灵敏度的某一块塔板的温度作为间接质量指标。

所谓灵敏板,是当精馏塔受到干扰或控制作用时,塔内各板的组分都将发生变化,随之各板的温度也将发生变化。当达到新的稳态时,温度变化最大的那块塔板称为灵敏板(温度控制板)。Luyben^[2]详尽介绍了温度控制板的选择,需要重点指出的是,温度控制板并不是按照统一标准来选取,需要根据物系特性的不同和精馏过程的多样性,依据当前的工艺流程来选择最佳方法以决定温度控制板。另外,温度控制板的选择一般都会需要使用塔内的温度分布数据、进料组成和回流量等参数,一般是要在得到最优化的稳态参数以后进行选择。下面是几种常见的温度控制板的选取方法:

① 斜率判据:选择相邻塔板之间温度变化最大的某块塔板,这是在精馏塔中最简单、最常见的方法。根据精馏塔内的温度分布绘制温度分布曲线,计算得出曲线各段的斜率及斜率最大的位置。相邻塔板之间的温度变化越大,说明在施加扰动之后塔板上的组分变化越大。通过这种选取方法,保证该板处的温度不变,可以维持此精馏塔的组成分布,保证气液传质的有效性。

② 灵敏度判据:选择操纵变量引起的温度变化最大的某块塔板。该方法要使某个操纵变量(例如回流比)发生很小的变化(如设计值的0.1%),考察各块塔板温度的变化并找出温度变化最大的塔板。对于其他操纵变量(例如再沸器热量输入),则可重复上述过程。



塔板温度的变化值除以操纵变量的变化值,就是该塔板温度与各操纵变量之间的开环稳态增益。温度变化最大的塔板即是最“灵敏”的塔板,故选择该塔板进行控制。某塔板上的温度增益值较大,说明该塔板的温度可以由相应的操纵变量有效控制。反之,增益较小说明阀门调节容易出现饱和现象,且操作区域会受限制。

这种方法在精馏塔的灵敏板中使用较为普遍,单纯地依靠斜率判据不能完全反映温度的变化趋势。例如塔釜热量输入过高造成提馏段温度梯度持续增大,这样靠近塔釜的塔板温度梯度则会很高,此时若选取下部塔板的温度变量会使监测变得非常灵敏,不能有效地反应精馏段的传质效果。

③ 奇异值分解判据(SVD法):利用奇异值分解分析法进行判断,即首先计算所有塔板的温度和两个操作变量之间的稳态增益,从而形成了一个增益矩阵 K ,该矩阵有 N_T 行(塔板数)和2列(操纵变量数)。利用标准奇异值分解程序可将此矩阵分解为三个矩阵: $K = \sum U\sigma V^T$ (U 为 $N_T \times 2$ 矩阵, σ 为 2×2 矩阵, V^T 为 2×2 矩阵)。以塔板数为横坐标轴,绘制矩阵 U 的两个向量元素值的曲线。对应着 U 中元素量值最大的一块或数块塔板则表示了塔中最有效的控制位置。 σ 为 2×2 矩阵,对角元素是矩阵 K 的奇异值。矩阵 σ 的对角元素中较大者与较小者的比值即为条件数,可以用来评估双温度控制方案的可行性。条件数较大(或最小奇异值较小)时表明系统的控制比较困难。控制器就是装置增益矩阵的逆矩阵,如果奇异值为“0”,则说明这是一个奇异矩阵,不可求逆。

④ 恒定温度判据:保持塔顶馏出物和塔底产品的纯度不变,在实际可能的范围内改变进料组成,选择其温度不随进料组成的变化而变化的塔板。该方法的难点在于对于所有可能的进料组成,保持恒定温度的塔板有可能并不存在。对于多组分体系,特别容易出现恒定温度的塔板不存在的情况。因为非关键组分量的变化会严重影响塔板温度,尤其在靠近塔两端的区域。

⑤ 产品波动最小判据:选择在塔板温度保持不变的情况下,进料组成变化引起的产品纯度波动最小的某块塔板。通常要选择几个候选的塔板位置。首先固定某一块塔板的温度以及第2个控制自由度(例如回流比或回流量),然后在实际可能的范围内改变进料组成,计算产品的组成。对于其他候选的塔板位置,则重复上述计算过程。最终选择在进料组成变化的情况下,其温度保持不变而引起产品纯度波动最小的塔板。

1.3.3 控制器调谐

控制结构一旦建立,它的单端温度控制器或组成控制器必须以一个一致的和可重复的方式进行调整。首先,确保实际滞后时间或死时间被插入到动态模拟回路中。温度控制器通常使用1min死时间,组成控制器通常使用3~5min死时间。不插入动态延迟或死时间会导致控制器的预测偏离真正工厂实际值,因为在工厂中,由于测量和阀门动态,这些延迟时间总是存在的。

1.3.4 中继反馈测试

是一种确定极限增益和循环周期的有效方法,可以很容易地在Aspen Dynamics软件进行测试。可以使用各种调谐规则从极限特性中计算出控制器调谐参数,保守的Tyreus-Luyben调谐规则对精馏塔非常适宜,否则精馏塔中操纵变量的快速波动和振荡可能导致重大水力学问题(例如泛液或漏液)。

1.4 精馏塔整体控制方案

1.4.1 基础控制

图 1-2 给出了两个传统的精馏塔控制方案，分别为进料阀控制、压力控制、回流阀控制回流量，该方案是基于物料平衡及能量平衡的关系式，方案简单直观，在精馏塔控制初期应用。不过该方案局限性过高，方案完全按照物料及能量平衡，没有质量指标的监测和控制，对于产品分离要求较高的工艺并不适用。

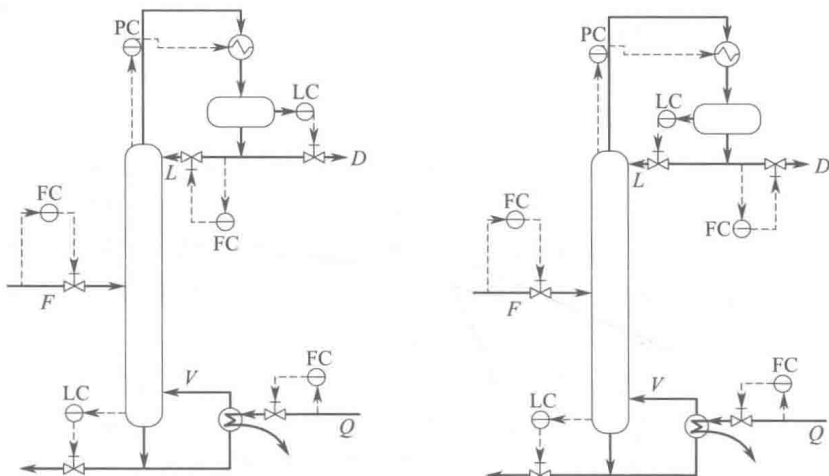


图 1-2 精馏塔基础控制方案

1.4.2 质量指标反馈

质量控制指标一般只设定一个，即在精馏过程中设定温度控制器或者组成控制器。随着分离组分的复杂性以及精馏塔结构的变化，单质量控制指标往往不能完成控制要求。精馏塔单质量指标反馈控制分析如图 1-3 所示。图中的控制阀 V_1 、 V_2 、 V_3 、 V_4 分别控制液相回流 L 、加热蒸汽流量（再沸器负荷） Q 、塔顶采出量 D 和塔底出料 B 。

被控变量除了要求的质量指标以外，回流罐液位 L_D 与塔釜液位 L_B 也是被控变量。在质量指标条件下，将操纵变量与被控变量进行配对，可以得到相应的控制方案。表 1-1 给出了被控变量与操纵变量之间的配对关系。

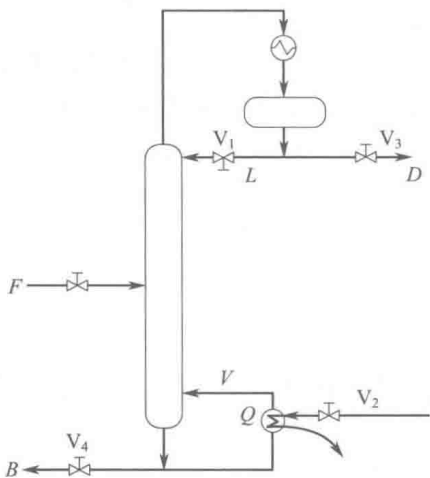


图 1-3 精馏塔基础控制图

表 1-1 质量反馈控制方案

配对方案	质量指标	被控变量		
		L_D	L_B	恒定变量
1	D	L	B	Q
2	L	D	B	Q
3	Q	D	B	L
4	B	D	Q	L



表 1-1 中可以看出, 恒定变量一般是 Q 和 L , 这种控制方案的设定是非常有意义的, 因为要达到精馏塔的平稳操作, 稳定的回流量和再沸器负荷是关键。恒定回流量使得塔顶液相回流操作平稳, 即使塔釜负荷造成气相流速过大或过小, 稳定的回流量可以保证塔顶前几块塔板上气液传质受到较小的影响。从定量的角度来说, Aspen Plus 软件提供的被控变量塔釜再沸器负荷数据, 在回流量一定的情况下不会任意调整, 此时恒定塔釜热量输入则是精馏塔平稳操作的重要因素。

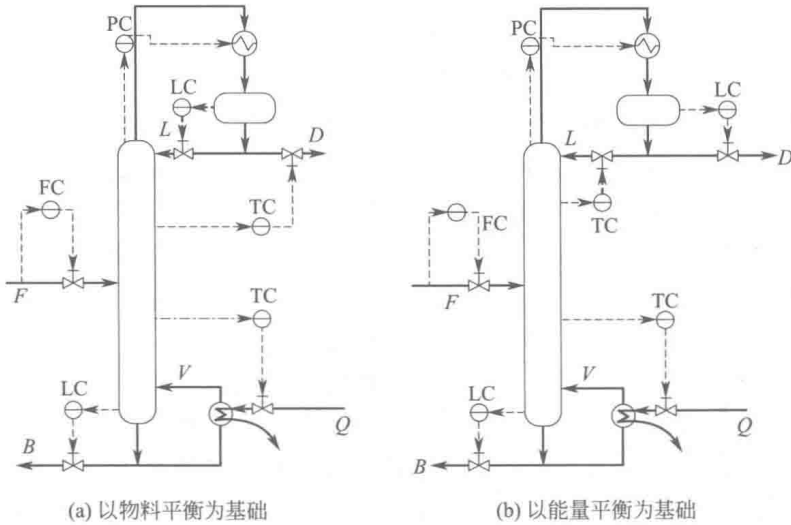


图 1-4 精馏塔质量指标控制 (恒定 Q)

图 1-4 显示了两种恒定再沸器热负荷条件下的精馏段温度质量控制示意图。图 1-4(a) 所示的控制方案是以物料平衡为基础的方法, 采用馏出物流量来控制灵敏板温度。该方案的优点在于内回流量基本保持不变, 当环境温度导致回流量温度下降, 此时回流量根据控制要求会短暂增加, 这时上升蒸气减少, 冷凝量减少, 回流罐液位下降, 此时控制信号传达至控制器, 回流阀关小, 使得回流量降低, 这样使回流量可以基本保持不变, 这对于精馏塔内平稳操作是有利的。此外, 由馏出物流量直接控制灵敏板温度, 可以根据温度信号及时打开或关闭出口阀, 切断不合格产品的排放。该方案的缺点在于质量反馈的控制回路滞后性严重, 精馏段温度变化信号传达至采出量, 需要液位控制回路改变回流罐液位来实现。若回流罐容积大, 液位变化缓慢, 则效果会更加不明显, 因此该方案在进料流量较小, 或者回流量较大的条件下适用。图 1-4(b) 所示的是以能量平衡为基础的精馏段温度控制方案, 即保持再沸器负荷恒定, 回流罐液位由采出量控制, 而灵敏板温度则是由相应的回流量控制, 这种控制方案相比图 1-4(a) 适用性更加广泛。塔顶采出量可以迅速地响应回流罐的液位变化, 而回流量对于温度质量指标也具有较快的响应速度, 滞后性较小, 对于克服精馏塔进料扰动非常有效。

许多工业精馏塔使用某种类型的单端温度控制, 因为其简单且维护成本低。然而, 这种简单的控制结构也许不能为一些特殊要求的精馏塔提供有效控制。即使在单端控制结构可能的情况下, 也必须决定如何选择其他控制自由度, 常见的选择是保持恒定回流/进料比 (R/F) 或保持恒定回流比 (RR)。

值得指出的是, 从稳定状态的角度来看, 这些比例控制结构中的任何一种对于进料流量的干扰都能有效控制, 因为进料流量的变化, 所有的物流正比例变化, 整个塔的组成和温度都会改变到同一数值 (忽略任何压力和塔板效率变化)。然而, 对于进料组成变化, 塔中的