

蒸餾控制

生產率與節能

(第二版)

〔美〕F.G.欣斯基 著

中國石化出版社



059864

蒸馏控制

生产率与节能

(第二版)

[美] F.G.欣斯基 著

刘占春 鲁明休 译

赵觉声 校



200425806



中国石化出版社

(京)新登字048号

内 容 提 要

本书是一本阐述如何通过蒸馏过程控制来达到节能和提高生产率目的的专著。书中列举了大量蒸馏过程控制实例,对现有的蒸馏设备亦提出了提高生产、节约能耗的控制方法,相当实用。第二版在第一版的基础上,结合近年来蒸馏控制技术的新发展,补充介绍了一些蒸馏塔的新型控制系统,在编排方式上也作了很大改动,使其内容更加确切、全面,组织方式也更好。

本书可供从事石油化工自动控制的技术人员和大专院校师生阅读,亦可供从事蒸馏设计和运行的工艺人员参考。

Distillation Control For Productivity and Energy Conservation

F.G. Shinskey

McGraw-Hill 1984 (second edition)

蒸 馏 控 制

生产率与节能

(第二版)

[美] F.G. 欣斯基 著

刘占春 鲁明休 译

赵觉声 校

中国石化出版社出版

(北京朝阳区太阳宫路甲1号 邮政编码: 100029)

海丰印刷厂排版

海丰印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

787×1092毫米 16开本 16印张 406千字 印1—1500

1992年2月北京第1版 1992年2月北京第1次印刷

ISBN 7-80043-160-6/TE·022 定价: 7.55元

第二版序言

自《蒸馏控制》第一版于1977年发行以来,分离过程控制技术的变革已经远远超过了分离过程自身或其经济法则。尽管如此,需要解决的问题基本上没有变化,但是,可供我们采用的工具却有了显著的改进。这对使用《蒸馏控制》作短训班教材的教师和学生来讲尤为突出。尽管这些讲习班卓有成效,但是,教师们已经不得不以越来越多的教材来充实教学内容。

补充材料主要是作者及其助手C.J.Ryskamp的论文。这些材料体现了作者对蒸馏过程的更加深刻的理解,并反映了他们在应用新型控制系统方面的成功经验。对一个塔的简单而精确的多变量模型,他们从所有独立的相对增益矩阵求得了一组完整的解析解,从而加深了对蒸馏过程的理解。这一荣誉大部分应属于马萨诸塞大学的T.J.McAvoy教授及其助手,是他们开发了这一数学模型。有了它,我们至少可以预测相当复杂的控制结构的性能,后者已经为Ryskamp在实际塔上和McAvoy在模拟塔上的实验结果所证实。

过去,蒸馏控制系统设计实质上是一种技巧,而今几乎发展成了一门学科。现在,我们可以将双产品塔的参数送入可编程序计算器,得到全部实用的相对增益。然而,设计师们可以从中选择两三个最佳数值,对其控制结构的动态响应和可能遇到的约束条件作出判断,迅速地得出一个基本的系统结构。这不单单是节省了设计师们的时间和精力,尤其重要的是使他们坚信在特定约束条件内自己的设计最有效。从前,在各种控制系统的支持者之间存在着严重的意见分歧和争论。我想有关结构选择的新教学方法应该能够使大多数分歧得到统一。

塔,并非都是简单的双产品塔。其实,在现代工业中碰到的许多问题都来自多物流塔和多塔装置,而热量回收回路更增加了它们的复杂性。本版将另辟一章,专门论述多产品过程所用的方法,既有相对增益分析,也包括从现场实践中总结出来的经验。

本书第二版的一个重要特点是其内容的编排方式。只有首末两章的位置如初。继第一章“目标”之后,讨论了与蒸馏有关的“热力学原理”。这是很重要的基础知识,因为,一切分离过程的低效率(它决定了操作成本)都可以直言不讳地归咎于不可逆的热力学操作。

第三章介绍了决定产品组成的基本关系式,给出了二元系和多组分方程。它们是选择系统结构之前所有分析工作的基础。接下来的第四章阐述了各种控制结构,从物料和能量平衡两方面讨论了对流量和蓄积量的控制。这一章还讨论了再沸器和冷凝器的控制。第五章讲述了用于典型多变量蒸馏塔的相对增益概念,并以如何选择最佳系统结构而结束该章。第六章讨论了用前馈、反馈和解耦等相应的控制算法实现系统的手段。接着在第七章中介绍了在许多不利条件下怎样应用约束条件控制进行操作。

本书的第三部分专讲复杂过程:多塔、侧线塔及非常规分离过程,后者包括吸收、汽提、萃取蒸馏、多元液相以及用于共沸蒸馏的许多特殊过程。本书以最优化一章为结尾,其后是附录。

熟悉第一版内容的读者会发现,第二版因袭了初版的表达方式,只是叙述更准确,更全面,结构更严谨罢了。新读者可以从中找到一条通畅的捷径,去实现有效而可靠的蒸馏控制系统。

如果读者觉得书中对结构选择的强调涉嫌过份的话,请恕我引用位于伯克利的加利福尼

亚大学化学工程系Alan Foss教授的一段话作为遁词，他在“化工过程控制理论评述*”一文中说：化工过程控制的新理论需要解答的核心议题也许是控制系统结构的确定……，这无疑需要天才的、创造性的工作，否则，控制结构的问题很可能仍在原始的、混沌不清的状态下停滞不前，而且十分棘手，无从启口。

* AIChE Journal, Vol.19, No.2, March 1973, pp.212 and 214.

目 录

第一篇 蒸馏的基础理论

第一章 目标.....1	
1.1 产品规格1	
1.1.1 产品1	
1.1.2 副产品2	
1.1.3 中间产品3	
1.1.4 纯度与杂质含量4	
1.1.5 控制非关键组分4	
1.2 质量变化6	
1.2.1 受控的变化6	
1.2.2 不可控的变化7	
1.2.3 失控8	
1.3 产品收率9	
1.3.1 收率的定义9	
1.3.2 收率与纯度10	
1.3.3 未回收产品的成本10	
1.3.4 最大收率11	
1.4 加热与冷却成本12	
1.4.1 能源12	
1.4.2 冷源12	
1.4.3 成本及转换系数13	
1.4.4 最低能耗13	
1.4.5 能耗与纯度14	
1.5 操作实践15	
1.5.1 超纯产品15	
1.5.2 调合16	
1.5.3 再蒸馏17	
第二章 热力学原理.....18	
2.1 热力学定律18	
2.1.1 第一定律18	
2.1.2 第二定律18	
2.1.3 熵的表示法19	
2.1.4 有用功20	
2.2 流体的流动21	
2.2.1 用泵输送液体22	
2.2.2 节流特性22	
2.2.3 压缩与膨胀24	
2.2.4 压缩机控制25	
2.2.5 变速驱动28	
2.3 调合29	
2.3.1 调合产品29	
2.3.2 调合进料29	
2.3.3 用于压力控制的调合31	
2.3.4 用于温度控制的调合32	
2.4 传热33	
2.4.1 再沸器33	
2.4.2 冷凝器35	
2.4.3 致冷36	
2.5 蒸馏的热力学分析37	
2.5.1 塔的分析37	
2.5.2 热源和冷源37	
2.5.3 利用热泵循环的塔38	
2.5.4 双效蒸馏39	
第三章 决定成分的因素.....41	
3.1 物料平衡41	
3.1.1 外部物料平衡41	
3.1.2 反射平衡42	
3.1.3 内部物料平衡44	
3.1.4 能量与物料之间的相互关联45	
3.2 气-液平衡46	
3.2.1 理想混合物46	
3.2.2 相对挥发度47	
3.2.3 α 随温度的变化48	
3.2.4 单级平衡49	
3.2.5 全回流操作50	
3.3 分离模型52	
3.3.1 分离系数52	
3.3.2 显解52	
3.3.3 分离系数与回流比的关系54	
3.3.4 图解表示法56	
3.4 动态影响57	

3.4.1 液体的容量滞后	57	3.4.3 成分的时间常数	59
3.4.2 逆响应	58	3.4.4 控制回路的响应	61

第二篇 控制系统结构

第四章 流量与蓄积量控制.....63

4.1 流量控制	63
4.1.1 外部流体的流量	63
4.1.2 蒸气流量的测量	65
4.1.3 保持物料平衡	67
4.1.4 保持能量平衡	68
4.2 能量引入控制	69
4.2.1 再沸器特性	69
4.2.2 水蒸气及其它蒸气	71
4.2.3 用液体加热	73
4.2.4 直接燃烧	74
4.2.5 控制预热	76
4.3 能量引出控制	78
4.3.1 冷却剂控制	78
4.3.2 浸没式冷凝器	79
4.3.3 高位冷凝器	80
4.3.4 部分冷凝器	81
4.4 蓄积量控制	82
4.4.1 压力控制	82
4.4.2 浮压控制	85
4.4.3 回流罐的液位控制	87
4.4.4 塔釜液位控制	88

第五章 控制回路的相互关联.....90

5.1 相对增益概念	90
5.1.1 开环增益	90
5.1.2 相对增益矩阵(RGA)	92
5.1.3 动态影响	94
5.1.4 相对增益(RGA)的计算方法	96
5.2 成分回路的相互关联	99
5.2.1 5×5 阶系统	99
5.2.2 全部可能的 2×2 阶子集	100
5.2.3 DS 子集的计算	101
5.2.4 计算其余曲线的斜率	104
5.3 回路选择的准则	107
5.3.1 相对增益的比较	107
5.3.2 动态因素	109
5.3.3 矛盾及其解决办法	110
5.3.4 逻辑结构	110
5.4 最佳系统结构	111
5.4.1 SV 与 SV/B 方案	111

5.4.2 DV 与 V/B 方案	113
5.4.3 SD 方案	113
5.4.4 SB 与 SB/L 方案	114

第六章 成分控制

6.1 成分的测量	116
6.1.1 成分分析仪	116
6.1.2 温度测量	118
6.1.3 蒸气压力测量	120
6.1.4 塔的成分分布	121
6.1.5 非线性特性	123
6.2 反馈控制算法	125
6.2.1 PID 算法	126
6.2.2 可变增益的补偿	127
6.2.3 采样数据控制	128
6.3 前馈控制	129
6.3.1 物料平衡系统	129
6.3.2 单一成分控制	131
6.3.3 SV 方案	132
6.3.4 动态补偿	133
6.4 解耦	134
6.4.1 解耦器的结构	135
6.4.2 解耦系数	136
6.4.3 单路解耦	136
6.4.4 双路解耦	140

第七章 约束条件内的控制

7.1 常见的约束条件	143
7.1.1 塔板特性	143
7.1.2 预估液泛界限	145
7.1.3 再沸器的约束条件	146
7.1.4 冷凝器的约束条件	147
7.1.5 操作窗	148
7.2 选择性控制系统	149
7.2.1 自加的约束条件	149
7.2.2 超驰控制	151
7.2.3 符合几种规格	153
7.3 可变结构系统	153
7.3.1 备用控制方案	154
7.3.2 辅助的操作变量	154
7.3.3 多输出控制系统	155
7.3.4 质量控制回路的转移	156

7.4 调节器输出控制	157
7.4.1 阀位控制	157
7.4.2 输出与超驰的平衡	158
7.5 生产能力的估算	158

7.5.1 约束条件的估计	158
7.5.2 估算塔的能力	160

第三篇 复杂的过程

第八章 多产品过程	163
8.1 多塔系统	163
8.1.1 轻馏分的分馏	164
8.1.2 并联与串联方案	165
8.1.3 生产调度	165
8.1.4 有反应器的系统	166
8.2 部分冷凝器	167
8.2.1 液位与压力之间的相互关联	168
8.2.2 两相的塔顶产品	169
8.3 侧线塔	171
8.3.1 次侧线	171
8.3.2 精制塔(即巴氏塔)	171
8.3.3 主侧线	173
8.3.4 方案的确定	175
8.4 天然原料的蒸馏	176
8.4.1 常压塔	176
8.4.2 产品的规格	177
8.4.3 前馈与解耦	179
8.4.4 热回收	180
8.5 热回收对策	180
8.5.1 串并行级联	180
8.5.2 从分离装置中回收热量	182
第九章 吸收、汽提(解吸)和萃取蒸馏	183
9.1 物理吸收与解吸	183
9.1.1 物料平衡	183
9.1.2 气-液平衡	184
9.1.3 多级吸收塔	186
9.1.4 吸收剂的性质	187
9.1.5 低温汽提	188
9.2 化学吸收与解吸	190
9.2.1 化学平衡	190
9.2.2 pH调节	191
9.2.3 酸性气体	192

9.2.4 烟道气的脱硫	193
9.3 用蒸汽汽提	194
9.3.1 单液相	194
9.3.2 双液相	195
9.3.3 热量平衡	196
9.4 萃取蒸馏	196
9.4.1 萃取剂的循环回路	196
9.4.2 萃取机理	198
9.4.3 萃取剂的选择	199
9.4.4 热量平衡	199

第十章 共沸蒸馏	202
10.1 二元多相共沸混合物	202
10.1.1 糠醛-水系统	202
10.1.2 用倾析器的进料汽提	203
10.1.3 用塔的进料汽提	205
10.1.4 双塔操作	206
10.1.5 能量平衡	207
10.2 对压力敏感的均相共沸混合物	207
10.2.1 在两种压力下操作	208
10.2.2 能量的需要量	209
10.2.3 能量的综合利用	209
10.3 三元多相共沸混合物	210
10.3.1 用烃类脱除乙醇中的水	210
10.3.2 物料平衡	211
10.3.3 控制	212
10.4 含有二元共沸混合物的三元系统	212
10.4.1 醋酸-水-醋酸乙酯系统	213
10.4.2 萃取过程	213
10.4.3 酸的脱水	214
10.4.4 物料平衡的若干考虑	215
10.4.5 调整溶剂-水的比值	216
10.4.6 控制	217

第四篇 最优化

第十一章 最优控制系统	219
-------------	-----

11.1 最优化的原则	219
-------------	-----

11.1.1 最优化水平	220	11.2.3 求最优进料量	227
11.1.2 目标函数	220	11.3 多塔最优化	228
11.1.3 用前馈和反馈实现最优 化的比较	221	11.3.1 双塔最优化	229
11.1.4 操作变量的选择	222	11.3.2 有限能源的分配	230
11.2 单塔最优化	223	附录A 计算机程序	232
11.2.1 最终产品	223	附录B 符号表	242
11.2.2 中间产品	225	附录C 成分的换算	243
		附录D 重要的公式汇总	244

第一篇

蒸馏的基础理论

第一章 目 标

蒸馏的宗旨是把一种既定的原料分离成若干种更有价值的产品。这些产品的价值完全取决于它们的质量，因此，在蒸馏塔操作中，首当其冲的就是质量控制。但是，满足质量规格的规定只是蒸馏塔控制的一个方面，除此之外，还必须使这种操作有利可图，并且要完成为它制定的各种生产指标。质量、利润与产量三种目标是紧密地交织在一起的，本章的目的就是探讨这些关系并据此确定有关控制系统的主要功能。

1.1 产品规格

蒸馏产品的规格种类繁多。绝大多数情况下，各种规格均以指定杂质的最高百分浓度来表示，偶尔也采用主要产品成分的最低纯度来表示规格。值得注意的是规格使用的单位，多数化学产品是按重量出售的，这时，它们的规格均以重量百分数表示；而多数石油产品是按体积出售的，所以，其规格的典型单位是液体及气体的体积百分数。最常见的化学分析仪使用的单位是摩尔百分数，这正好与气体的体积百分数相同。需要换算时，请读者参阅附录C的有关公式。

此外，还有一些规格参数。对石油馏出物，往往要规定如闪点、固化点、蒸气压力及沸腾范围等转化指标。尽管它们都可以由实验室分析测定，但是，现在有些参数已可以用在线分析仪来测定。写在线分析结果与合格的实验室分析结果不同时，要格外注意保证产品符合真实规格。

1.1.1 产品

出售的产品必须符合买卖双方合同规定的或满足由第三方（诸如立法机关）制定的若干项最基本的规格标准，这往往是不容改变的。产品不合格，买方就会拒收，除非合同有某种回旋余地。因此，正常的商务活动要求无论成本如何绝不能违反规格规定。这就给生产装置设立了一种随机的但却是实实在在的经济制约。图 1.1 是与保质产品生产有关的经济关系曲线。只要将临界杂质含量降到规格限制或在其以下，产品就会赢得市场按其等级拟定的售价。

显然，将杂质含量降到规格限制以下对售价绝无影响。然而，操作成本与杂质含量是息

息相关的,因为后者与加工过程本身的劳务费、投资、能源的关系是一条平滑曲线。在售价与操作成本的间距最大处,利润最高。这恰恰是产品质量不偏不倚刚好合格时所获得的利润。

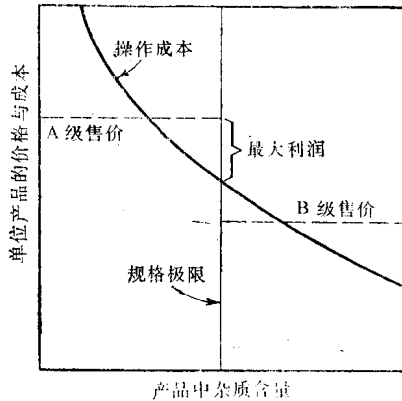


图 1.1 分离的成本随纯度平滑地变化,而产品的售价呈阶梯形变化

对不符合规格限制的产品而言,其经济前景则全然不同,因为其售价一下子就要跌到下一等级产品的价格,如图1.1所示。然而,在邻近交界点处,其操作成本与生产较高级产品的成本几乎相同。这就说明这是一个极不理想的工作点——利润最低或者亏本(见图1.1)。

然而,这是以较低级产品有市场并且有售价为前提条件的。不然的话,这种产品的售价就会在规格限制处一下子降到零,因此,不应允许在该限制右侧进行操作。尽管这种情况并不多见,但是绝对不能容忍。一旦产品不合规格就必须当机立断将产品报废。下这样的决心总

是很痛苦的,但是它却能反映出操作班组的技术水平。因此,精心操作避免出现这种局面就不难理解了。

其它的处理办法是把这种不合规格的产品转为它用,如作燃料。假如烧掉不会带来其它麻烦(如维护工作量的增加),这实质上等于把这种产品的售价降至以能量当量计的现行的燃料价格。还有一种选择就是对这种产品进行返工处理。但要使这种产品达到规格限制,就会使操作成本猛增,其增加的幅度与需要返工处理的产品的数量成正比。此外,将下一等级产品与上一等级产品进行调合处理也是一种可行的策略。这将使成本曲线在规格限制处出现转折点,使该限制右侧的曲线斜率变大,这些权宜之计对成本的影响将在本章后面的“操作实践”一节中进行探讨。

1.1.2 副产品

许多副产品没有严格的规格,但是却有定价。实际上,副产品的价格多半与其组分有关,这与保质产品在等级内价格不变正好相反。

如果副产品主要用作燃料的话,则它的价格就应该根据其燃烧发热值来定。不论产品是出售还是在本装置使用,这一原则都适用。若作为燃料出售,则必须测定其热值并乘以流量,填好帐单。除非买方坚持要保证含能量,不然的话,难保买方会按价付款。于是,这种燃料就属于产品的范畴,并要进行控制使放弃的能量最低。

燃料含能量的定价不能摆脱与组分的关系。此外,还必须考虑各种组分作产品与作燃料的比价,例如,虽然乙烯作为单体的价格较高,但是,由于燃烧时容易形成烟炱,算不上好燃料。于是,若因蒸馏过程的收率有限,而使乙烯漏失到燃料系统,就发挥不出它蕴藏的含能量所应起的燃料作用。

废物是负价产品。实际上,制造厂非但不能将其售出获利,反而要花钱雇人将其运走。过去,工厂往往直接把废物排到就近的水道中,或是在烧废坑中烧掉,或是从火炬放空烧掉。也就是说,将废物按零价产品处理。

然而,为形势所迫,现代的炼油厂和化工厂都得进行废物处理,不再任其放空烧掉。因为按环境保护标准处理废气要花钱,所以,提高废物等级到零价产品的处理过程必须始于负

价进料。

甲醇汽提塔就是这类过程的好范例，进料可能是含有5%或更少量甲醇的含水酒精，因为甲醇的生化需氧量（BOD）太高，不经处理则不允许从工厂排出，所以必须对其进行生化分解或者回收。

废物的负价实质上是将其提为零价产品所需的处理成本。但是，大部分甲醇可以用蒸汽汽提回收。汽提塔的典型产品是含90%或浓度更高的甲醇馏出物和含甲醇量低于0.1%的残留物。对这种汽提操作应该进行经济分析，既先要制定甲醇产品的具体规格，于是，就能对残留物中甲醇的经济损失与加热和冷却成本两者加以权衡，从而得到残留物中的最优甲醇浓度。

地方立法机关可能已对这种残留物的规格作了硬性规定。这样一来，工厂为了使甲醇馏出物得到利用，必须使其符合某种纯度的限制，所以就谈不上实现最优化了。

1.1.3 中间产品

在很多情况下，我们往往要用蒸馏将反应的产物与未经转化的原料分离开来。乙苯经裂解转化为苯乙烯就是一例。为了保持苯乙烯有适当的得率，需要将反应器的转化率限制在适度的水平上。因此，反应器的流出物中所含的未转化乙苯可能高于苯乙烯。

然后，将这两种物料在减压塔中分离，苯乙烯为塔底产品，该产品必须符合高纯度规格。这种分离的一个重要特点是苯乙烯在塔中有聚合趋势，所以要进行减压操作以尽量降低产品所处的温度。

乙苯纯度没有标准。假定使含在乙苯中的苯乙烯毫无损失地通过反应器循环，则由于苯乙烯的存在所带来的唯一不良后果可能仅是生产率按比例下降。但是，由于深度裂解会损失掉一部分循环的苯乙烯，其副产品中含有焦炭，后者容易使反应器结焦，是负价产品。所以降低乙苯中苯乙烯的含量是大有“油水”可捞的。

但是，这种工作的成本也是相当大的，因为必须控制苯乙烯的质量，要提高乙苯的纯度，只能靠增加生产单位重量（公斤）苯乙烯所需的热量才办得到。然而，当引入的热量增加时，塔底温度就会升高，加速了聚合作用。结果使产品中的焦油含量增加，苯乙烯损失更多，再沸器结焦速度加快。因此，必须对馏出物中苯乙烯增加和降低两者的得失加以权衡，以确定最佳的馏出物成分。

在为烃化制取汽油而分离丁烷时也有类似的情况。异丁烷很容易烃化，而正丁烷则不然，因此烃化进料中含有正丁烷时就要蒙受损失。但是，为了使发动机易于起动，可将汽油与分离出的正丁烷进行调合，以提高它的蒸气压力。若代之以异丁烷，则因为它的蒸气压力太高，只能加很少一点点，所以，当汽油价格高于正丁烷时（往往如此），更多的是采用正丁烷作为提高蒸气压力的添加剂，因为这就等于提高了正丁烷的价格。

没有什么理由对这种丁烷的分离制定严格的规格，而是应该尽量降低它的操作成本，也就是说，应该对这类产品组分的给定值进行控制，使得烃化进料中存在正丁烷所付的代价、调合原料中存在异丁烷所付的代价、以及加热与冷却成本三者之总和最低。许多塔本来是应该按这种方案操作的，但是几乎谁也没有这样做，简直令人大惑不解。也许是按严格的规格操作时，操作人员反觉得很顺手，不然的话，或许是因为工程师没有能力建立最优化条件，所以这些中间产品塔没有最优化，再不就是缺乏应有的管理能力。假定物料流组分之间的偏差仅仅为1%时，它们的价格差为1美元/桶，那么，日产10000桶，一天就可以增加利润100美元。在现代化的炼油厂中，符合这种条件的物料流是很多的，所以十分有“油水”。

1.1.4 纯度与杂质含量

杂质含量的规格是明确的,而且往往可借助它来指导控制。人们对有关的杂质组分进行测量、推定或者通过实验室分析加以确定,然后利用控制将其浓度保持在规格极限以下。正是在低浓度条件下,某个特定的成分或一组组分往往与诸如蒸气压力等物理性质有关[●]。

纯度规格所面临的却完全是另一类问题。主要困难是纯度不容易以任何合理的精度测量出来。分析仪的精度习惯以量程的百分数表示。如果需要在100%满刻度附近测量一种特定组分的话,分析的精度肯定会比在较小量程内测量杂质含量的精度低得多。因此,在某些场合下尽管规定了纯度,但测量和控制的却往往是杂质含量。

纯的二元混合物几乎是没的,因此,为了确定产品纯度,可能需要测量几种杂质的浓度。于是,控制产品中两个或更多组分的总和保证产品的纯度合格就不足为奇了。然而,应该承认在制造产品的塔里,通常只能控制其中的一种组分。

每一个塔总是用来分离进料物流中的两个关键组分的。馏出物中轻关键组分的浓度比进料中的高;而在塔底产品中它的浓度较低。反之,对重关键组分也有类比关系。故塔所控制的杂质含量自然是馏出物中的重关键组分和塔底产品中的轻关键组分。

对多组分原料,各种产品中的杂质并非只有一种。比轻关键组分还轻(沸点更低)的组分可能全部含在馏出物中,而比重关键组分更重的大都含在塔底产品中。沸点介于轻重关键组分之间的中间组分将会引起一些特殊问题。它们多半聚集在塔的中部,只要不影响关键组分的分离,就应该将其从侧线抽出。它们也有可能留在塔顶和塔底产品中,其中的浓度只能通过侧线流量来控制。

为了满足关于杂质含量或有关性质(如蒸气压力)等特定的规格,可能就要控制非关键组分。要使纯度合格,也可能需要控制它们。一种极端的情况可能是非关键组分的浓度本身会破坏产品的规格。要是这样,即使通过调节关键杂质也不可能使产品合格。如果该非关键杂质浓度可以降低,那么,只要仍然满足纯度规格,关键杂质多些也是允许的。要是这两种杂质均可以调节,而且只要满足单一的纯度规格,

就可以通过一种特殊的组合方式使操作成本最低,产品也符合规格。这个课题将在第十一章的“双塔最优化”中讨论。

1.1.5 控制非关键组分

我们以脱丙烷塔为例,它把多组分进料分离为丙烷馏出物以及由丁烷以上组分构成的塔底产品,如图1.2所示(炼油厂中蒸馏塔是以其轻关键组分命名的)。我们可以规定丙烷产品中乙烷含量(y_2)的规格。但是,脱丙烷塔进料中的所有乙烷都要进入丙烷产品中,所以必须控制脱乙烷塔底的乙烷含量,它是那里的关键组分。

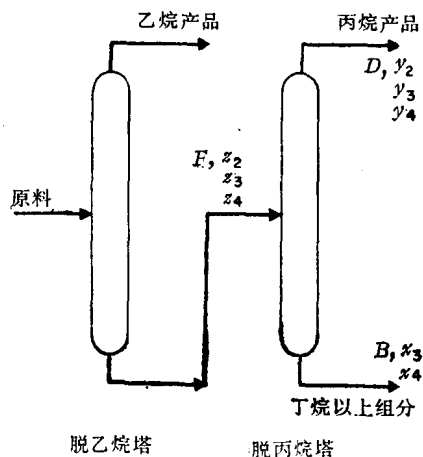


图 1.2 丙烷产品中乙烷含量必须在脱乙烷塔控制

但是,我们知道脱乙烷塔底产品中的规定乙烷浓度与该处的丙烷浓度有关,换句话说,

[●]因杂质含量往往是低浓度的,故可采用蒸气压力等物理参数对其测量,这要比直接测量纯度方便,而且精确。

如果维持丙烷产品浓度不变，要提高脱丙烷塔进料的丙烷浓度，也需要提高乙烷含量。这可以用两种组分物料平衡数学表达式来说明。假设 F ， D 与 B 分别代表脱丙烷塔进料、馏出物与塔底产品的流量，单位是常用的液体体积：

$$F = D + B \quad (1.1)$$

用 z ， y 与 x 表示相应物料流中组分的体积分数，下称2和3分别表示乙烷和丙烷，我们有

$$Fz_2 = Dy_2 + Bx_2 \quad (1.2)$$

$$Fz_3 = Dy_3 + Bx_3 \quad (1.3)$$

由于我们关心的只是馏出物产品，在方程(1.2)与(1.3)中，以 $F-D$ 代替 B ，于是：

$$F(z_2 - x_2) = D(y_2 - x_2) \quad (1.4)$$

$$F(z_3 - x_3) = D(y_3 - x_3) \quad (1.5)$$

用式(1.5)除(1.4)并对 z_2 求解，得到：

$$z_2 = x_2 + \frac{y_2 - x_2}{y_3 - x_3} (z_3 - x_3) \quad (1.6)$$

对脱丙烷塔， x_2 （塔底产品的乙烷含量）很小，可以忽略不计，因此，

$$z_2 = y_2 \frac{z_3 - x_3}{y_3 - x_3} \quad (1.7)$$

因为 x_3 与 z_3 ， y_3 相比很小，可以忽略（无需证明），所以我们可以进一步将(1.7)化简，得到：

$$\frac{z_2}{z_3} \approx \frac{y_2}{y_3} \quad (1.8)$$

若方程(1.8)成立，可想而知它的用途很大，因为它表明控制进料中的乙烷-丙烷比，而它们在产品中的比例也相同。下面，我们举例验证这种简化的精度。

例1.1

假设有下列规格： $y_3 = 95\%$ ， $x_3 = 1.0\%$ ，对 $y_2 = 3\%$ 与 4% ， $z_3 = 20\%$ 与 30% ，求解(1.8)式，然后，利用 z_2 的估算值求出相应的 y_2 值，再用(1.7)式验算近似值的精度。

y_2 规定值, %	z_3 , %	z_2 , %	y_2 的结果, %
3.0	20	0.632	3.13
3.0	30	0.947	3.07
4.0	20	0.842	4.17
4.0	30	1.260	4.09

由上表可知，在每种情况中，由于估算值中忽略了 x_3 ，根据 z_2 近似值计算的 y_2 都偏高。若将方程(1.7)得到的修正系数用于估算值，便可以更有效地降低估算值的误差。

首先，在方程(1.7)的右侧提出公因子 y_3 和 z_3 ，使之变成与方程(1.8)相似的形式：

$$\frac{z_2}{z_3} = \frac{y_2}{y_3} \frac{1 - x_3/z_3}{1 - x_3/y_3} \quad (1.9)$$

则在某一点上，使近似值与精确方程相吻合所加的修正系数为：

$$C = \frac{1 - x_3/z_3}{1 - x_3/y_3} \quad (1.10)$$

然后,我们就可以利用修正系数来提高估算值的精度:

$$\frac{z_2}{z_3} \approx C \frac{y_2}{y_3} \quad (1.11)$$

例1.2

同例1.1, 以式(1.11)代替(1.8), 利用 z_3 的平均值计算出修正系数:

$$C = \frac{1 - 0.01/0.25}{1 - 0.01/0.95} = 0.97$$

y_2 规定值, %	z_3 , %	z_2 , %	y_2 的结果, %
3.0	20	0.613	3.03
3.0	30	0.919	2.98
4.0	20	0.817	4.04
4.0	30	1.226	3.97

由上表可知, 这一修正系数使产品的质量误差降低到1%。但是, 由于该误差随 x_3 和 z_3 的变化而增加, 因此, 每次使用修正系数时, 都应验算近似值的精度。

显然, 在任何条件下, 我们都可以用方程(1.7)计算 z_2 的精确设定值。另外, 我们还可以应用组分的浓度比来简化塔及其控制系统的数学模型。在讨论物料平衡和分离度时, 还要用到这些比例关系。

这里还要说明的一点是: 在大多数情况下, 不必严格控制非关键组分。丙烷产品的典型规格是95%, 这就是说, 对其余5%中乙烷和异丁烷的组成关系可不加任何限制。于是, 乙烷含量便可能存在最佳值, 但是, 如果不能控制在最佳值上, 其经济损失应该是平滑地变化而不会突变。

因此, 脱乙烷塔控制不良或其控制点估算不准确所造成的乙烷含量变化未必会使丙烷不合格。若根据产品中乙烷与异丁烷含量之和和控制脱丙烷塔, 那么, 就可以对异丁烷变化进行控制以补偿无法加以控制的乙烷含量的变化。

1.2 质量变化

由于影响蒸馏塔产品质量的因素很多, 所以质量可能很不稳定。首先是环境干扰, 如气候条件对冷凝器的影响。其次, 生产率也会因操作人员或上游装置的关系而发生变化。进料成分的变化就会使生产率发生变化; 此外, 进料源的切换或制造进料的反应器波动也会导致进料成分的改变。所有这些都是随机出现的不可控干扰。

调节器的作用是克服各种不可控变化的影响, 使产品的质量恢复到其规定值。调节器在工作过程中, 可能会把周期性干扰引入其自身的被调变量中。因为塔的各个变量之间的相互作用很强烈, 所以其它调节器也可能造成产品质量的波动。还有一种可能就是完全失控, 使产品的杂质含量升高或接近于零。下面对其逐一进行分析。

1.2.1 受控的变化

产品质量的周期性变化一般是由反馈调节器试图使产品恢复到给定值的控制作用引起

的。振荡可能是发散形、阻尼形或无阻尼形的。因为发散形振荡标志着不稳定状态，所以操作人员是不允许的，这时，他们就会将这种不正常的调节器打到手动。无阻尼振荡是稳定状态的极限，并可能无休止地延续下去。造成这种状态的原因是：调节器为了纠正产品成分的偏差所产生的输出变化正好引起产品组分在后半周期造成反方向的等量偏差。

如果反馈回路的所有元件都是线性的（即所有元件的增益均为常数），则调节器所造成的振荡是正弦波。但是，操作变量（如产品流量、回流量或汽化量）与产品成分（或塔温度）的真实关系往往是非线性的。由于稳态增益与受控杂质浓度的变化成比例，所以，控制动作引起的振荡往往远不是正弦波，如图1.3的例子所示。记录曲线的阶梯式变化是由输出分析结果的色谱仪的采样-保持特性造成的。上述增益变化，则形成平坦的波谷和尖锐的波峰。

在没有外部干扰的情况下，调节器积分作用将使受控振荡在给定值两边的面积相等。积分作用使调节器输出变化量等于干扰变量变化到一个新值时消除偏差所需要的变化量。

理想的PID调节器算法是：

$$m = \frac{100}{P} \left(e + \frac{1}{I} \int e dt - D \frac{dc}{dt} \right) \quad (1.12)$$

式中： m ——调节器输出；

P ——比例度， $\%$ ；

e ——与给定值的偏差；

I ——积分时间；

t ——时间；

D ——微分时间；

c ——被调变量。

当干扰变量不变时， m 的稳态值亦不变；也就是说，每个周期结束时， m 都回到同一个位置。因此，每个周期的偏差积分 $\int e dt = 0$ 。这似乎符合图1.3中的情形，因为重关键组分给定值 y_H^* 上下的面积接近。

1.2.2 不可控的变化

产品成分的不可控漂移是由塔的热平衡或物料平衡干扰造成的。如果不采取某种自动或手动控制措施，成分则要变化到一个新的稳定状态。无论哪一种控制输入，增益都与成分有关。因此，杂质含量越接近零，就越不容易受干扰的影响。这样，在操作人员中流行只顾生产超纯产品而不管由此而造成的经济损失的倾向就不足为奇了。

一个具有若干受控成分的塔，对干扰的响应是综合性的，塔对干扰的第一个反应是产品成分偏离给定值而达到某个新的稳定状态。同时，处于运行状态的反馈调节器将使操作变量按比例变化以抑制受控成分的偏移。但是，如果干扰不恢复到它原来的位置，比例加微分作用是不可能使成分返回到给定值的。所以需要积分作用，它将最终使偏差回零。

图1.4所示为干扰阶跃变化后，在PID调节器作用下，被调变量恢复到给定值的过渡曲线。该例中，由于工艺过程是线性的，所以控制曲线是有阻尼的正弦振荡，其周期与过程固有的滞后时间成正比，但是也与积分和微分时间的整定值有关。参数恢复到给定值的速度与

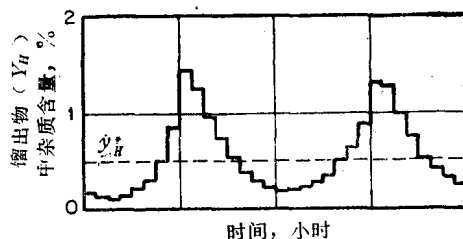


图 1.3 由于过程增益变化与关键杂质含量成正比,使产品成分作非正弦振荡

积分时间以及干扰幅值、比例度和微分时间的整定值所引起的最大偏差有关。

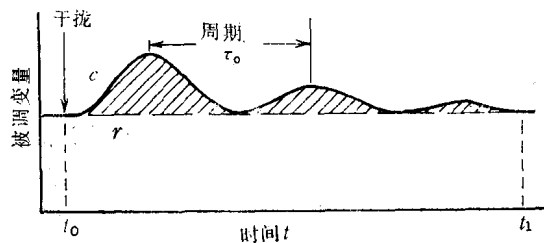


图 1.4 在阶跃干扰下,误差的积分与干扰的幅值以及调节器的比例度和积分时间的乘积成正比

曲线下部面积可以根据调节器整定值估算。当 e 与 dc/dt 都为零时,先由式(1.12)计算 t_0 处的值,然后计算被调变量恢复到初始态时(t_1 处)的值。将两个稳态下的算式相减,得到

$$m_1 - m_0 = \frac{100}{PI} \int_{t_0}^{t_1} e dt \quad (1.13)$$

求解误差的积分得:

$$\int_{t_0}^{t_1} e dt = (m_1 - m_0) \frac{PI}{100} \quad (1.14)$$

m_1 与 m_0 之差与干扰的幅值成正比。减少误差的积分的一种方法是在发生偏差之前就施加控制作用,即实施前馈控制(详见第六章)。

虽然误差的积分与比例度和积分时间有关,但是,这些整定值的调整都有下限,超过了就会失去稳定性。事实上, P , I 是有最优值存在的,这些值与调节器所控制的过程的稳态和动态特性有关。

偏差可能随着干扰变量的变化方向而徘徊于给定值两侧。瞬间干扰将导致偏差在给定值两侧的面积相等。如果各次干扰之间的时间间隔小于3个振荡周期,则被调变量可能再也达不到稳定状态。这种情况对蒸馏塔是不罕见的,因为成分回路的周期可能很长(一般为1到2小时)并且干扰很容易从周期稍短的或相似的上游过程传播过来。然而,同一个塔的各回路之间存在相互作用是很普遍的,加热与冷却源也会有昼夜的或随机的变化。

综上所述,受控制的成分经常在给定值周围变化不停,几乎达不到真正的稳定状态。如果过程相当线性,则给定值上下的偏差差不多,当受控杂质含量比零大得多或者作为温度测量与塔的目标温度相差很大时,就属于这种线性过程。但是,如果将浓度控制得接近于零,如图1.3所示,则在给定值纯度侧的偏差明显小于杂质侧的偏差。

1.2.3 失控

假如完全失去控制,则杂质浓度变化方向就会由干扰变量变化方向决定。它们可能在给定值上下漂忽不定,不过,若在给定值上侧,则偏差会特别显著。

失控有三种基本原因:

1. 控制系统失灵;
2. 手动操作;
3. 遇到约束。

最容易失灵的地方是产品分析仪,因为它往往是控制回路中最需要而又最复杂的元件。在没有诊断逻辑电路的情况下,调节器将根据已失灵的分析仪的错误信号工作,改变其无反馈的操作变量。这种开环控制状态将使调节阀达到全开或全关位置。有些分析仪带故障信号分析逻辑,它可以切断调节器或将其打到手动位置。诚然,这时仍处于失控状态,只是阀门不致于达到极端位置而已。

操作人员怀疑由于控制系统或过程的原因造成控制不正常时,可以切换到手动控制。手动控制是否比自动控制优越,取决于自动控制系统的效率和操作人员的技术水平。控制系统