

蒸餾控制

生产率与节能

〔美〕F. G. 欣斯基著

28.3

石油工业出版社

蒸 馏 控 制

生产率与节能

〔美〕F.G.欣斯基 著

赵觉声译 钟霖田校

石 油 工 业 出 版 社

内 容 提 要

本书是以节能和提高生产率为目的,阐述蒸馏过程控制的专著。全书五篇。第一篇为引论,提出了全书的基本观点和约束条件。第二、三篇通过对各种典型蒸馏过程的详细分析,引出了相应的数学模型和控制方案。第四篇是全书的重点,阐述了用于热量引入、引出和产品质量的各种控制系统、去偶系统及约束条件控制,尤其根据节能技术,提出了通过浮压操作、蒸汽压缩、低温膨胀以及尽量减少不可逆过程能耗等方法构成的新型控制系统。第五篇叙述了单塔和多塔最优化,以及能量的最优分配。

本书特点是全部概念均用各种蒸馏过程的实例加以说明,并通过数学模型使计算大为简化。而对现有蒸馏设备亦提出了提高生产、节约能耗的控制方法。因而相当实用。

本书可供从事石油、化工自控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
Shinskey, F Greg.
McGraw-Hill Book Company, 1977

蒸 馏 控 制

生产率与节能

[美]F.G.欣斯基 著

赵觉声译 钟霖田校

石油工业出版社出版
(北京安定门外外馆东后街甲36号)
妙峰山公社印刷厂排版
大厂回族自治县印刷厂印刷
新华书店北京发行所发行

787×1092毫米 1/16开本 16 1/4印张 378千字 印1—2,700

1982年4月北京第1版 1982年4月北京第1次印刷

书号: 15037·2188 定价: 1.75元

译校者前言

F.G.欣斯基现任美国福克斯保罗(Foxboro)公司系统开发顾问,是著名的过程控制专家。早年专工艺。欣斯基的特点是既通工艺、又精于控制,并具有极丰富的实际经验。在过程控制的许多领域内作出过重要贡献。著有《过程控制系统》、《工艺过程和废液中pH和pH_{on}控制》等。

《蒸馏控制》是一本介绍通过控制节省能量和提高生产率的专著。作者根据多年从事蒸馏控制的丰富实际经验,从蒸馏过程的物理性质和数学模型入手,提出了一系列的新型控制系统和控制方法,如浮压操作、阀门位置调节器、蒸汽压缩系统、以及能量的合理分配等。通过这些系统和方法,尽量节省和合理使用能量、提高产品质量和增加现有设备的生产能力。最后根据产品的价格和能量成本等因素叙述了有关的最优化系统。

正如作者在前言中指出的,本书既不介绍蒸馏过程本身,也不是一本介绍过程控制理论的著作。书中所论述的问题均以这两门学科为基础,所以在阅读本书时,读者必须先熟悉这两方面的基础知识。

此外,本书叙述的内容和方法都与国内一般著作不同,行文也比较特殊。在内容上,介于蒸馏工艺基理分析和控制之间,通过对工艺基理的分析引出控制问题及其解决的途径。目的是节省能量和提高生产率;手段是对现有设备实现更严密的合理的控制。在叙述方法上,不是逐章逐节全面介绍标题本身的内容,文中章节的标题只是说明所叙述的内容与它有关。作者往往采取一气呵成的手法将其思路表达出来。所叙述的问题都严格围绕一定的目标和约束条件。因此,有些问题会贯穿几个标题,甚至全书。上述这些特点必须在阅读时加以注意,才能正确理解书中所述的内容。

本书对从事蒸馏操作的工艺人员和控制人员都是一本很好的参考书,特别是十分切合实际,便于立即在现有设备上推广,因此有很大的实用价值。但由于上述特点,在阅读本书时,对于初次接触控制的工艺人员也许会感到茫然,而抓不住要领;对于专门从事过程控制的人,也许会认为太工艺化了。正如作者在前言中指出的,只有透彻了解工艺的人,才能把控制搞得十分成功。这也许就是作者自己的切身体会,也可以说是本书的另一大特点。这一特点也是值得国内从事过程控制的工作者借鉴的。

在本书译校的过程中,曾得到老一辈的学者指点和有关同志的支持与帮助,在此一并表示感谢。由于我们业务能力有限,一定会存在很多缺点和错误,希广大读者批评指正。

译校者

1979年11月

前 言

蒸馏可以说是一门成熟的技术。就现阶段而论,在塔板效率和操作范围方面已不大可能有实质性的改进。虽然,目前在确定塔的尺寸、塔板的选择和进料位置等方面,使用计算机模型能得到又快又准的结果(即使对多组分系统也是如此)。可是,在蒸馏技术中还有两个方面有待进一步开发:这就是热力学和控制。

自从1973年烃类燃料的价格急骤上涨以来,蒸馏便成了许多工厂研究的焦点。其原因有二:

- 1.蒸馏是分离和提炼烃类燃料的主要方法,目前这些产品的价格较高,而且不断上涨。

- 2.蒸馏要消耗大量水蒸气和烃类燃料(有些塔每年仅燃料费就超过数百万美元)。

大家研究的目标都很明确:这就是在每磅产品的燃料消耗最少的条件下,用现有的设备生产尽可能多的产品。

蒸馏塔往往都存在能量的浪费。供给再沸器的每英热单位(*Btu*)热量最终要被冷凝器散失掉,从而引起发电厂那样的热污染。作者首次在本书中引入的蒸汽-压缩系统能利用一部分供热和余热,再供沸腾和冷凝之用。许多塔都有进料预热器,但其效率仅为再沸器的一半。而所有设备中,要数冷凝器最头疼。在一些非常现代化的装置中,它们往往妨碍控制稳定。但是,我们只要适当地利用它们,就能大大地降低能耗、增加塔的容量,同时还能减轻再沸器结垢。

在蒸馏塔中,要作其它的改革都要增加或改装设备,而通过更严密的控制,却能轻而易举地取得巨大的经济效果。作者绝不奢望设计或修改蒸馏工厂的分离设备,我的任务一直是在设备不停车的情况下,改进控制、稳定操作和增加利润。因此,本书所介绍的内容几乎对任何现有的操作单元均能适用。

所以,本书的目的是要使受控的蒸馏过程得到更多的利润,而不是介绍蒸馏过程本身。读者应具备蒸馏理论的基本训练。目前关于汽-液平衡和传质过程的著作虽然很多,但却缺乏从利润的观点指导这些设备运行的著作。

按传统,学生已受过设计方法的训练。他们已经知道怎样利用平衡数据计算给定的分离过程所需的传质单元数,并且能够根据主要成本规定的支付速率,确定尺寸和选择操作条件。

一个蒸馏塔只要设计一次,却要运行多年。在其运行过程中,尽管操作条件要经常变化,塔板却不增加,也不减少。可是,关于塔设计的许多著作,对希望合理地改变现有设备操作条件的人,则几乎没有帮助。而对如何操作一个塔(和塔系)来讲,本书将叙述通过更好地控制提高生产和降低燃料消耗的方法。

此外,本书也不是一本介绍控制理论的著作。目前在蒸馏塔及其配套设备中,一般的工艺参数均已实现了测量和控制。如果仅从每个单独的控制回路着手来改进一个塔的性能,几乎都遇到难以克服的困难。因此要从各回路之间的关系来解决。蒸馏过程控制属多

变量控制的问题。在研究这个复杂问题之前，读者应熟悉简单控制系统的知识，关于这方面的知识可参考作者早年的一本著作《过程控制系统》（1967年 McGraw - Hill 公司出版）。

一个了解工艺的人，对任何工艺过程的控制都能搞得十分成功。这个道理对蒸馏过程尤为正确。但了解工艺却不是一件容易的事，尤其是将设计优越控制系统的要素用严格的数学形式表达出来更不容易。因此，在考虑蒸馏过程控制之前，必须将蒸馏过程的通用的和特殊的数学模型表达出来。因为历史上总是先有工艺过程，后有控制系统——杰姆斯·瓦特发明蒸汽机后，才需要发明调速器。

本书所叙述的控制系统均以工艺过程的数学模型为基础。但也不能忽视实际分离设备的特性和限制。事实上，各种限制或约束条件将对分离设备的性能起主要的作用，并且在很大程度上决定了控制方案。

只有实现了质量和能量平衡的稳定控制，才能达到产品质量的严密控制。由于减小了产品质量的偏差，塔的操作才能更精确，其本身就能增加产品的收率，降低热量的消耗。

下一步是最优化。一个既定的分离过程能否实现最优化，取决于产品的相对价格，以及加热和冷却的成本。如果最优化应用不上，也许是达到严密控制的塔太少，因为严密控制是实现最优化的必要条件。最后，在上述所有目标都达到之后，就可以使产量最大。

本书的要旨是经济利益，这一点绝不是偶然的。归根结蒂，对蒸馏应用控制的主要动机就是利润。降低成本是通过若干方法来实现的，如允许冷凝器上塔的压力浮动、对水、电、汽和原料采用最优分配方案等。事实上，引论中所提出的要寻求的目标和有关的约束条件就定了全书的宗旨。我们只有对目标和限制作全面的考虑，才有希望获得成功。

谨对卡罗尔·内斯卡姆勃表示感谢，由于他的丰富经验而对本书作出了巨大的贡献，并对劳玛·维克伦德非常精确地为本书打字表示感谢。

G.欣斯基

目 录

第一篇 引论	1
第一章 目标和约束条件	1
1.1 保质产品	1
1.1.1 不合格	1
1.1.2 通过调合使产品合格	2
1.1.3 在平均值附近变化	3
1.1.4 超过规格	3
1.1.5 第三组分	4
1.2 质量可变的产品	4
1.2.1 第三组分的控制	5
1.2.2 中间产品和副产品	7
1.2.3 负价产品	7
1.2.4 再循环的原料	8
1.3 产品收率	8
1.3.1 收率的定义	8
1.3.2 收率与纯度	9
1.3.3 未回收产品的成本	10
1.3.4 最大收率	10
1.4 加热和冷却成本	11
1.4.1 能源	11
1.4.2 冷源	12
1.4.3 成本和转换系数	13
1.4.4 最低能耗	14
1.4.5 能耗与纯度	14
1.5 能量传递的限制	15
1.5.1 再沸器的约束条件	15
1.5.2 冷凝器的约束条件	17
1.5.3 浮压操作	17
1.6 塔的约束条件	18
1.6.1 泄漏和脉动现象	18
1.6.2 液泛现象	19
1.6.3 雾沫夹带和起泡	19
1.6.4 预估液泛界限	19
1.6.5 操作窗	20
1.6.6 总操作成本	22
第二篇 常规蒸馏过程	23
第二章 二元分离过程	23

2.1 相对挥发度	23
2.1.1 理想混合物	23
2.1.2 相对挥发度的定义	23
2.1.3 α 随温度的变化	25
2.1.4 全回流操作	26
2.2 分离度	27
2.2.1 影响分离度的因素	27
2.2.2 分离度与 V/F 的关系	29
2.2.3 恒定分离度的等值线	31
2.3 物料平衡	32
2.3.1 总物料平衡和组分平衡	32
2.3.2 质量与数量	33
2.3.3 内部平衡	33
2.3.4 液体容量滞后	34
2.3.5 成分的时间常数	35
2.3.6 回流罐的滞后	35
2.3.7 可控性	36
2.4 能量平衡	37
2.4.1 总的能量平衡	37
2.4.2 液体蓄积量	37
2.4.3 回流的热焓	38
2.4.4 进料的热焓	39
2.5 质量与能量之间的相互关联	39
2.5.1 相关和控制	39
2.5.2 操作回流比	40
2.5.3 能量平衡的扰动	41
2.5.4 部分冷凝器	42
2.5.5 双塔	43
第三章 多组分分离过程	45
3.1 塔顶的第三组分	45
3.1.1 气体在液体中的溶解度	45
3.1.2 常压操作和用气体加压	46
3.1.3 全部冷凝	47
3.1.4 部分冷凝	48
3.1.5 两相的塔顶产品	50
3.2 双产品塔	50
3.2.1 关键组分	51

3.2.2 各组分之间的分离度	51
3.2.3 多组分物料平衡	53
3.3 多塔系统	54
3.3.1 轻馏分的分馏	55
3.3.2 再循环流体	56
3.3.3 蓄液量的控制	57
3.3.4 能量的综合利用	58
3.4 多产品塔	59
3.4.1 精制塔(即巴氏塔)	59
3.4.2 蒸汽侧线与液体侧线	61
3.4.3 多股进料	62
3.5 天然原料的蒸馏	63
3.5.1 常压塔	63
3.5.2 产品的规格	64
3.5.3 过闪蒸残渣	65
3.5.4 物料平衡	65
3.5.5 热量回收	66
第三篇 特殊蒸馏过程	67
第四章 吸收、汽提(解吸)和萃取蒸馏	67
4.1 物理吸收和解吸	68
4.1.1 吸收平衡	68
4.1.2 预吸收作用	69
4.1.3 吸收剂的性质	69
4.1.4 物料平衡	70
4.1.5 再沸式汽提塔	71
4.2 化学吸收与解吸	71
4.2.1 化学平衡	71
4.2.2 pH 调节	72
4.2.3 酸性气体	73
4.2.4 烟道气的脱硫	74
4.3 萃取蒸馏	75
4.3.1 萃取剂的循环回路	76
4.3.2 萃取机理	77
4.3.3 萃取剂的选择	78
4.3.4 热量平衡	79
4.4 用水蒸气汽提	80
4.4.1 单液相	80
4.4.2 双液相	81
4.4.3 热量平衡	82
第五章 共沸蒸馏	84
5.1 二元多相共沸混合物	84

5.1.1 糠醛-水系统	84
5.1.2 用倾析器的进料汽提	85
5.1.3 用塔的进料汽提	87
5.1.4 双塔操作	88
5.1.5 能量平衡	89
5.2 对压力敏感的均相共沸混合物	90
5.2.1 在两种压力下操作	90
5.2.2 能量的需要量	91
5.2.3 能量的综合利用	92
5.3 三元多相共沸混合物	92
5.3.1 用苯从水中分离乙醇	92
5.3.2 塔板上的双液相	93
5.3.3 物料和能量平衡	93
5.4 含有二元共沸混合物的三元系统	94
5.4.1 醋酸-水-醋酸乙酯系统	95
5.4.2 萃取过程	95
5.4.3 酸的脱水	96
5.4.4 物料平衡的若干考虑	97
5.4.5 调整溶剂-水的比值	98
5.4.6 间接测量酸的质量	99
第四篇 控制	101
第六章 能量引入控制	101
6.1 热力学与节能	101
6.1.1 不可逆过程	102
6.1.2 调合	103
6.1.3 调节阀	105
6.1.4 传热	108
6.2 再沸器	110
6.2.1 沸腾	110
6.2.2 再沸器的特性	111
6.2.3 逆响应	114
6.3 加热介质	117
6.3.1 水蒸气和其它蒸汽	117
6.3.2 用液体加热	119
6.3.3 燃料的直接燃烧	120
6.4 控制蒸汽流量	122
6.4.1 塔的差压控制	122
6.4.2 用计算单元控制传热	123
6.4.3 控制预热	124
第七章 能量引出控制	126

7.1 冷凝器	126
7.1.1 空气冷却式冷凝器	126
7.1.2 蒸发式冷凝器	128
7.1.3 水冷式冷凝器	129
7.1.4 直接接触式冷凝器	132
7.2 压缩和膨胀	132
7.2.1 热泵	132
7.2.2 压缩机控制	135
7.2.3 膨胀和液化	137
7.2.4 减压系统	139
7.3 致冷	140
7.3.1 单组分致冷剂	141
7.3.2 多组分致冷剂	143
7.3.3 吸收系统	144
7.3.4 水蒸气喷射致冷	145
7.4 压力和回流的控制	146
7.4.1 浮压控制	147
7.4.2 部分冷凝器	149
7.4.3 内回流控制	152
第八章 产品质量控制	154
8.1 物料平衡控制	154
8.1.1 常规控制系统	154
8.1.2 物料平衡控制	156
8.1.3 对进料成分的灵敏度	157
8.1.4 对控制作用的灵敏度	159
8.1.5 多组分系统的灵敏度	161
8.1.6 动态响应	162
8.2 前馈控制系统	164
8.2.1 前馈控制	165
8.2.2 稳态模型	165
8.2.3 强迫内部平衡	167
8.2.4 动态补偿	168
8.2.5 反馈调整	169
8.2.6 标度换算	171
8.3 分离度的影响	172
8.3.1 维持恒定的分离度	172
8.3.2 恒汽化量操作	173
8.3.3 分离度的调整	175
8.3.4 对压力变化的补偿	176
8.4 质量的反馈控制	176
8.4.1 间接测量法	176
8.4.2 在线分析器	178

8.4.3 反馈回路的动态	179
8.4.4 采样控制	180
8.4.5 补偿增益的变化	181
第九章 约束条件内的控制	183
9.1 选择性控制系统	183
9.1.1 自加的约束条件	183
9.1.2 超驰控制	185
9.1.3 可变结构系统	187
9.1.4 开车、停车和备用操作	188
9.2 加热系统的管理	190
9.2.1 防止过量的燃料	190
9.2.2 补充燃烧	191
9.2.3 多再沸器塔	191
9.3 修改质量控制	192
9.3.1 符合几种规格	192
9.3.2 前馈控制的改变	193
9.3.3 质量控制的失灵	194
9.3.4 重新构成质量控制回路	194
9.4 最大生产率	197
9.4.1 约束条件的估计	197
9.4.2 估算塔的能力	199
9.4.3 平衡塔间负荷	201
9.4.4 生产调度	201
第十章 相关与去偶	203
10.1 相对增益的概念	203
10.1.1 相对增益的确定	204
10.1.2 正相关	206
10.1.3 负相关	207
10.1.4 动态影响	208
10.2 涉及单一产品的相关	210
10.2.1 矩阵化简	211
10.2.2 叠套式控制回路	211
10.2.3 成分和液位之间的相关	212
10.2.4 并联再沸器	213
10.3 成分回路之间的相关	214
10.3.1 操作产品和分离度	215
10.3.2 操作回流量与汽化量	216
10.3.3 附加组分的影响	218
10.3.4 多产品塔	219
10.4 去偶系统	221
10.4.1 正相关的去偶	221
10.4.2 负相关的去偶	223

10.4.3	动态补偿	224
10.4.4	多产品的去偶	225
10.4.5	部分去偶	225
第五篇 最优化		227
第十一章 最优控制系统		227
11.1	最优化的原则	227
11.1.1	最优化水平	228
11.1.2	目标函数	228
11.1.3	用前馈和反馈实现最优 化的比较	229
11.1.4	操作变量的选择	230
11.2	单塔最优化	231

11.2.1	生产保质产品的塔	231
11.2.2	无保质产品的塔	235
11.2.3	求最优进料量	237
11.3	多塔最优化	239
11.3.1	双塔最优化	239
11.3.2	有限能源的分配	241
附录 A 二元分离过程的逐板计算程序		243
附录 B 符号表		245
附录 C 成分的换算		246
附录 D 逆响应的动态分析		247
英-公制单位换算表		248

第一篇 引 论

第一章 目标和约束条件

任何比赛都有要达到的目的,以及必须遵守的规则。所以,要学会一种比赛,必须先要弄清比赛的目的和规则。蒸馏过程也是如此。因此,在深入研究易挥发物的分离和所使用的设备之前,必须先规定目标。

仅仅制得合格的产品是不够的——还必须要有利可图。所以目标就不止一个。实际上,通常除了关于产品的规格以外,起码还要有两个目标:

1. 制造的成本最低。
2. 在最合算的价格上安排生产。

此外,约束条件总是存在的。有些是固定不变的,而另一些则象天气那样变化。实际上,大部分这类变化是由气候引起的。一些大气条件对分离过程的影响似乎比其它的影响都要大。因此,我们不仅要了解这些外加的约束条件,更重要的是要尽可能地利用其有利因素。

1.1 保 质 产 品

保质产品必须符合或超过买主或政府提出的规格要求。事实上,这些规格仅仅当产品在卖主和买主之间“易手”的时候才用到。可是,卖主往往宁愿将产品调合去满足规格要求,而不愿通过控制分离设备使产品符合规格。然而,我们以后就会明白,调合是一种不可逆过程,所以,即使可行也要尽量避免。

注明规格的单位是十分重要的。大多数化学产品均按重量出售,也就是磅或吨。因此它们的规格应该以重量百分数表示。大多数石油产品是按体积出售的,即加仑(1加仑=3.7853升)或桶(1桶=42加仑=159升)^①,它们的规格一般以液体体积百分数表示。气体产品,例如天然气,是以标准立方英尺计量的,因此它们的规格用气体体积百分数表示,该单位与克分子百分数相同。由于大多数化学分析仪表均按克分子百分数显示其结果,为了便于计算,往往需要换算,换算的方法可见附录C。

1.1.1 不合格

只要产品的质量合格或高于规格,那么产品质量和产品的价格之间就毫无关系。换句话说,在一定等级内生产质量更好的产品是无益的,因为操作成本是随产品的纯度而增加

^①书中英制单位均已换算成公制单位,在原文后面加括号表示,以供参考。书后并附有本书英制—公制单位换算表,以便读者查阅。——译者

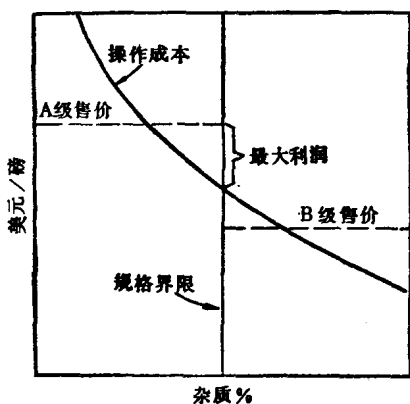


图1.1 分离过程的操作成本随纯度平滑地变化，而保质产品的售价与纯度呈阶梯形变化

对于那些产品等级低到卖不出去的工厂，需要选择另外一种处理方法。通常是将产品同原料一起回炉。这样，回处理的成本将与回处理量占总产量的百分数成正比。假设要使产品合格，必须有20%的产品回炉，操作成本就要增加20%，设备的生产能力也要相应地降低20%。

1.1.2 通过调合使产品合格

想象一只浮在空中充氢气的气球，由于它所含的气体较轻，所以具有浮力。要是气球漏气，氢气就会跑掉，怎样才能使氢气收集起来，重新充到气球里去呢？这个问题就太难了！调合就象一件东西从上面滑下来一样容易，而分离过程正好相反。

从热力学的观点看来，调合是一种不可逆过程。温度和压力相同、但成分不同的两种流体能够调合而不产生有用功。这个操作是绝热的，也是等温的，但熵却增加了。熵的增加表示不规则的程度增加了，所以不论是氢气与空气，或是99%的丙烯与98%的丙烯，调合总会使熵增加。

蒸馏的主要目的是要将进料混合物分离为两种或多种比较纯的产品。要做到这一点很不容易，需要消耗大量的能量，还要有必要的设备。而且，产品所含的能量却和进料差不多，仅仅是更纯一点而已。这是因为增加了其它地方的熵（燃烧了燃料以及加热了周围的空气），才使它们的熵减少的。

如果产品和进料都处于相同的状态，这就是说用于分离各种组分的每单位 BTU 的热量最终都会散失在周围空气中。因此，正如调合使熵增加一样，蒸馏仅仅是减少了系统的熵而已。结果，调合必然使产品的价格降低，其降低的数量恰好等于蒸馏使其增加的数量，因此，花在蒸馏上的投资全部在调合中损失掉了。

调合可以用许多方法来进行。如果一个塔的产品高于规格，而另一个塔的产品低于规格的话，可以直接将两个平行塔出来的产品调合。但是，由上面的讨论可知，这种满足规格的方法是不合算的。因此，应该使平行的设备的所有各路产品都分别达到规格要求。

也可以在容量不同的容器里进行调和。这时，投资就更多，因为这样一来，既要占用空间，又要维修容器，同时，还要损失库存产品的收入。

的，所以，生产比必需的纯度更高的产品不会得到任何好处。这样，要得到最大的利润就是要在一定等级的售价下，生产纯度最低的产品。这个关系可用图1.1来说明。

当一种产品不合格时就要蒙受损失。可以用几种方法来处理不合格的产品。但所有这些方法都是划不来的。首先，可以用较低的价格将产品作为低一等级的出售。从图1.1可以看出，纯度即使略有下降，都有可能使产品的价格跌到下一个等级，出现亏本、甚至负债。可取的方法是不允许产品质量有轻微的变化，因为操作成本即使下降一点点都会使收入大大减少。因此，这种方法仅应当用于新装置的试车阶段，那时，为了达到希望的效率允许有一段较长的时间。

1.1.3 在平均值附近变化

另外一种可用的方法是用一只容器来调和^①，事实上，这种方法极其普遍。如果容器可以容纳数小时的产量，则产品质量的变化就比较均匀。实质上，容器只是在时间常数 τ 的时间内使产品质量平均， τ 等于容器的容积除以生产率。进入容器的质量的波动幅值 $dx_1(t)$ 将被均和成 $dx_0(t)$ 后离开容器，其均和系数为：

$$\frac{dx_0(t)}{dx_1(t)} = \frac{1}{\sqrt{1 + (2\pi\tau/\tau_0)^2}} \quad (1.1)$$

式中， τ_0 是 x_1 的基本的或最长的波动周期。

要使均和系数为0.1，就必须使容器的时间常数为基本波动周期的1.6倍。如果经受一夜的变化，并设在这段时间内，容器中已完全均和，则容器的时间常数就等于40小时。如果混和不够完全，则均和系数也将成比例地减小。

这种调合方法也象其它方法一样不受欢迎，因为要使纯度不足的产品合格，需要容量更大的塔，消耗更多的能量来生产超过纯度的产品。于是，为了保持某一合格的平均纯度所需的成本将随着对平均纯度的瞬态偏离的幅值而增加。

这个原则可以用一个例子来说明。假设在某种丙烯产品中含有0.5%的丙烷。如果丙烷的含量偶然增到1%以上（这种情况是讲得通的），那么，要保持产品的纯度为平均值，就必须在其它时间内生产丙烷含量低于0.5%的产品，因为丙烷含量为0%是不可能达到的，所以，可以预计到：使丙烷的含量减低到0.1或0.2%所需要的成本一定会大大超过它作为调合料时相应的价值。

1.1.4 超过规格

产品不合格所蒙受的损失是如此之大，以致大多数塔在所有时间内都要生产超过规格的产品。而允许少数塔在略短于某一时间间隔内生产低于规格的产品，这个时间间隔与接收容器的时间常数有关。

产品的质量要超过规格多少与产品质量的变化幅度有关。上例中，在正常操作的情况下，如果丙烷的含量在0.2%范围内变化，就必须将控制点调到0.3%，才能保持产品在所有时间内都合格。根据变化的周期和产品接收器的时间常数，可以将控制点作适当的降低^②。这样，就可以使平均值（控制点）调到更接近于界限的地方。

但是，必须认识到，产品质量的变化要蒙受双重的损失：

1. 平均纯度必须超过规格，超过的数值等于变化的幅值，因而增加了操作成本。
2. 在平均纯度附近变化使操作成本又超过生产平均纯度的产品所需要的成本，超过的数量和这些变化的幅值有关。

作为例子，我们来考虑丙烷—丙烯的分离过程。产品的规格是含丙烯99.5%。如果分离过程中纯度的波动为0.2%，则控制点就必须调到纯度为99.7%的地方。通常，生产纯度为99.7%的丙烯要比生产纯度为99.5%的丙烯多消耗10%以上的能量，而进一步将纯度提高到99.9%就需要多消耗36%以上的能量。

如果纯度在99.5%到99.9%之间的变化以矩形波的形式出现，则平均的能耗就要比生

^①这里所指的实际上是“均和”。系指同一塔出来的产品由于质量不均匀，时高时低，通过一只容器在一段时间内将其质量平均。不是指两种不同质量的流体调合。——译者

^②因为丙烷含量变化的平均值要比0.2%小，故经过接收容器平均以后，可以将控制点适当调低。——译者

产合格产品的能耗多18%。因为这些变化多半是正弦的形式，而不是矩形，所以偏差在相当多的时间内较之矩形更接近于平均值。因此，平均能耗要少一些，大致比必须的能耗高10%到18%。所以，通过改善控制，使操作更接近于规格要求，而失调的情况又少，就能很容易地获得利润。

1.1.5 第三组分

蒸馏单元的大多数产品都要受到两个外加规格的限制，即一个沸点较高的和一个沸点较低的物质，或两个沸点都较低的物质等的限制等。例如，甲醇受水和乙醇的限制。但是在一座蒸馏塔里，仅能控制一种杂质组分。下面我们举脱丙烷塔的例子来说明。该塔将多组分的原料分离成塔顶产品为丙烷，残余物为丁烷和更重的组分，见图1.2。丙烷产品可能有关于乙烷含量的规定(y_2)。要是有的话，仅通过操作脱丙烷塔是不可能符合规格的。因为进料(F, z_1)中所有的乙烷必然会全部留在丙烷产品中。如果乙烷含量需要受到限制，就必须在前面一个塔加以控制。

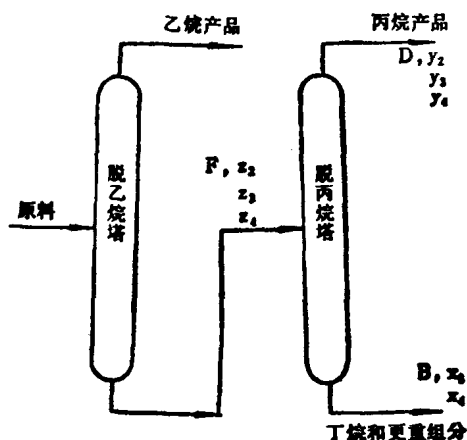


图1.2 丙烷产品中的乙烷含量必须在脱乙烷塔加以控制

保质产品的规格可以用几种方式给出。例如，可以规定丙烷(y_3)的纯度为95%，而不管其余组分的相对数量。要是乙烷(y_2)和异丁烷(y_4)是主要杂质，我们只要控制它们的浓度和($y_2 + y_4$)就行了。只要乙烷是比较少的杂质，这种方法应该是满意的。但是，万一乙烷接近($y_2 + y_4$)，就不得不使异丁烷的含量(y_4)降到这种程度，以致该塔再作这种分离在经济上已经不合算了。

另外一种可能情况是，可以规定丙烷的纯度为95%，而乙烷的含量不超过2%。这时仍可按这两种杂质的和($y_2 + y_4$)进行控制，但乙烷的含量就必须另外加以控制。

第三种可能性是规定丙烷的纯度为95%，而异丁烷的含量不许超过3%。在这种情况下，必须装两台调节器。一台调节器保持 $y_2 + y_4$ 在5%以内，而另一台保持 y_4 在3%以内。在同一时间内只能有一台调节器起作用。究竟哪一台调节器起作用则由乙烷的含量决定。当 y_2 低于2%时， y_4 就必须保持在3%，或低于3%。要是 y_2 超过2%，就必须降低 y_4 ，以便满足95%丙烷的规格。

若允许乙烷含量在2%~5%之间变化，加上这个自由度，就提供了某种最优化的可能性。要是乙烷的价格比异丁烷低，增加丙烷产品中乙烷的含量实质上就是用低价的乙烷取代等量的高价的异丁烷。如果这是唯一的标准，那么整个5%就可以全部用乙烷来代替。不过，要使异丁烷的浓度下降到零就需要无穷大的能量。因此，乙烷的最优含量应该是：从含有这两种主要杂质的混合物中分离出含95%丙烷产品所需的成本最低。

若允许乙烷含量在2%~5%之间变化，加上这个自由度，就提供了某种最优化的可能性。要是乙烷的价格比异丁烷低，增加丙烷产品中乙烷的含量实质上就是用低价的乙烷取代等量的高价的异丁烷。如果这是唯一的标准，那么整个5%就可以全部用乙烷来代替。不过，要使异丁烷的浓度下降到零就需要无穷大的能量。因此，乙烷的最优含量应该是：从含有这两种主要杂质的混合物中分离出含95%丙烷产品所需的成本最低。

若允许乙烷含量在2%~5%之间变化，加上这个自由度，就提供了某种最优化的可能性。要是乙烷的价格比异丁烷低，增加丙烷产品中乙烷的含量实质上就是用低价的乙烷取代等量的高价的异丁烷。如果这是唯一的标准，那么整个5%就可以全部用乙烷来代替。不过，要使异丁烷的浓度下降到零就需要无穷大的能量。因此，乙烷的最优含量应该是：从含有这两种主要杂质的混合物中分离出含95%丙烷产品所需的成本最低。

1.2 质量可变的产品①

当我们转到生产中间产品和副产品的时候，就没有必要继续坚持将产品的质量控制在

①系指价格可以随产品质量变化的产品，是相对于保质产品而言的。——译者

固定的规格上。当产品不卖给同行业以外的厂家时,通常不存在这样硬性的要求。还有,因为这些产品没有固定的售价,所以这些产品的价值就更难确定。实际上,宁愿让这些产品的价格随成分平稳地变化而不要象保质产品那样按等级变化。因此这就和“符合规格”的问题无关,而是希望成分变化所引起的损失最小。下面,我们举例来说明这类产品。

1.2.1 第三组分的控制

在图1.2的脱丙烷塔的塔顶产品中,乙烷的含量允许在某一范围内浮动。此外,因为进料中所有的乙烷必然会留在塔顶产品中,所以脱丙烷塔中的乙烷含量是不可控的。这样,要控制乙烷含量实际上就要对脱丙烷塔进料(即脱乙烷塔的塔底产品)中的乙烷含量加以控制。

但是,显而易见,脱乙烷塔的塔底产品中所希望的乙烷浓度是该处丙烷浓度的函数。换句话说,如果要维持丙烷产品成分恒定,那么在脱丙烷塔的进料中,增加丙烷的含量也会增加乙烷的含量。这可以用这两种组分的物料平衡的数学式来说明。设 F 、 D 和 B 分别表示脱丙烷塔的进料量、塔顶馏出液流量和塔底产品的流量(均为常用的液体体积单位),则有:

$$F = D + B \quad (1.2)$$

如果用 z 、 y 和 x 分别表示上述液体的体积分数,下标2和3分别表示乙烷和丙烷,我们有

$$Fz_2 = Dy_2 + Bx_2 \quad (1.3)$$

$$Fz_3 = Dy_3 + Bx_3 \quad (1.4)$$

因为我们仅关心馏出液产品,所以将 $B = F - D$ 代入方程(1.3)和(1.4)。则有

$$F(z_2 - x_2) = D(y_2 - x_2) \quad (1.5)$$

$$F(z_3 - x_3) = D(y_3 - x_3) \quad (1.6)$$

将(1.5)式除以(1.6)式,并解出 z_2 ,可得

$$z_2 = x_2 + \frac{y_2 - x_2}{y_3 - x_3} (z_3 - x_3) \quad (1.7)$$

对于脱丙烷塔, x_2 是塔底产品中的乙烷含量,其数量可以忽略不计,于是,

$$z_2 = \frac{y_2(z_3 - x_3)}{y_3 - x_3} \quad (1.8)$$

进一步简化——可以不必证明——应当是消去 x_3 ,后者与 z_3 和 y_3 相比很小,于是得到

$$\frac{z_2}{z_3} \approx \frac{y_2}{y_3} \quad (1.9)$$

如果(1.9)式成立,就特别有用,因为它表示控制进料中的乙烷-丙烷比,就可以在产品中得到同样的比值。因此,值得认真考查的是该简化式的精度如何。

例1.1

设各组分的规格如下: $y_3 = 95\%$, $x_3 = 1.0\%$ 。对于 $y_2 = 3\%$ 和 4% ,以及 $z_3 = 20\%$ 和 30% ,解方程(1.9)。然后用估算得的 z_2 ,求相应的 y_2 之值,再用方程(1.8)校验近似式的精度。

可以看出,由于忽略了 x_3 ,用 z_2 的近似值求得的 y_2 均偏高。若用解(1.8)求得的校正系数来估算,可以使偏差变得更小。

为此,首先将(1.8)式改写成与(1.9)式相似的形式。

规定值 y_2 %	x_3 %	z_2 %	近似值 y_2 %
3.0	20	0.632	3.13
3.0	30	0.947	3.07
4.0	20	0.842	4.17
4.0	30	0.126	4.09

$$\frac{z_1}{z_3} = \frac{y_1}{y_3} \frac{1 - x_3/z_3}{1 - x_3/y_3} \quad (1.10)$$

则在某一点上, 使近似式符合精确计算式所需的校正系数为:

$$C = \frac{1 - x_3/z_3}{1 - x_3/y_3} \quad (1.11)$$

这样, 应用这个校正系数就可以提高估算精度,

$$\frac{z_1}{z_3} = C \frac{y_1}{y_3} \quad (1.12)$$

例1.2

同例1.1, 用方程(1.12)代替(1.9)式, 以 z_3 的平均值算得校正系数:

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

规定值 y_2 %	x_3 %	z_1 %	近似值 y_2 %
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

可以看出, 校正系数已使产品质量的偏差下降到规定值的1%。由于该偏差会随 x_3 , 以及 z_3 的变化而增加, 因而, 对每种应用场合, 都应验算近似值的精度。

显然, 在所有情况下, 我们都能用方程(1.8)求得 z_3 的精确设定值。此外, 我们还能应用该组分浓度的比值来简化塔和控制系统的数学模型。在讨论到物料平衡和分离度时, 我们还要用到这些比值。

这里还有一点要说明的是, 在大多数情况下, 第三组分不必严格控制。对于丙烷含量为95%的这种典型规格, 应当允许乙烷和异丁烷含量有任意的搭配关系。这样, 就可能存在一个最优的乙烷含量^①, 但是, 由于未能控制在该点而蒙受的损失最好平稳地变化而不要突变。

于是, 由于脱乙烷塔的控制不佳或控制点计算不精确所引起的乙烷含量的变化未必会使丙烷含量偏离规格要求。如果脱丙烷塔是按照产品中乙烷和异丁烷含量之和控制的, 前者不可控的变化就能够通过后者^②可控的变化加以补偿。

①关于这个问题, 读者请参阅本书1.1.5最后一段作者关于确定乙烷最优含量原则的说明。——译者

②前者——乙烷含量; 后者——异丁烷含量。——译者

1.2.2 中间产品和副产品

虽然许多副产品没有严格的规格，但却有规定的价格。事实上，副产品的价格多半与它的成分有关，这与保质产品按固定的等级标价的情况正好相反。

如果一种副产品主要作燃料用，它的价格应该根据 Btu 的含量来确定。这就要考虑一下，是将这种副产品出售，还是留厂使用。如果出售，就必须测定 Btu 值，再乘以流量，填出一张 Btu 货单，否则买主就不会按质付钱，除非他坚持要 Btu 值得到保证。这样，这种燃料就归入保质产品了。而且必须加以控制，使 Btu 值最低①。

燃料的 Btu 值的价格与其成分不一定没有关系。因此，仍然必须考虑这类产品作为产品与作为燃料的相对价格。例如，乙烯作为单体价格很高，却不是一种很好的燃料，因为它会形成烟炱。因此，如果由于蒸馏的收率②有限，让乙烯流失到燃料中，尽管它的 Btu 值较高，但不会象其它燃料那样受到欢迎。

在为了烷化异丁烷制取汽油而分离丁烷时，也有类似的情况。由于异丁烷容易烷化，而正丁烷不容易烷化。因此，在烷化原料中存在正丁烷就要蒙受损失。但是分离出的正丁烷产品可以用来调合汽油，它能提高汽油的蒸汽压，使发动机易于发动。如果改用异丁烷，因为它的蒸汽压较高就不大合适。当汽油的价格超过正丁烷的价格时（通常都是如此），用正丁烷作为提高汽油蒸汽压的添加剂，实际上就等于提高了正丁烷的价格，因此得到普遍采用。

对于这类丁烷的分离几乎没有理由规定任何严格的规格要求，而是应该使它的操作成本最低。也就是说，这类产品的成分应该控制在这样一些设定值上，这时，烷化进料中的正丁烷、调合料中的异丁烷、以及加热和冷却成本三者损失之和为最小。按理，许多塔应该用这种方法控制。说也奇怪，实际上却用得极少。也许是严格地按规格操作时，操作人员觉得更顺手，也许是由于工程师无力确定最优条件或者不会根据最优条件来管理生产。结果，使这些中间产品塔未能达到最优化。如果流体中这两种组分之间的成分改变1%时，价格差只要有每桶一美元，那么日产10000桶时，利润就会增加100美元/天——这也是够有“油水”的。

1.2.3 负价产品③

负价产品就是废品。事实上，制造厂经常请别人除掉它们，而不是卖掉。过去，往往把废品轻易地排到附近的水沟或矿井中，或在天空烧掉，也就是说，将它们按价格为零的产品来处理。

但是，现在炼油厂和化工厂被迫要处理他们的排出物，再也不允许不分青红皂白地烧掉。如果使排出物处理符合环境标准，还可以得到补贴。因此，必须将负价的流出物经过处理而变成另价产品排出。

甲醇汽提塔就是这类过程的一个很好的例子。汽提塔的进料是含甲醇5%以下的稀水溶液。因为它的BOD(生化需氧量)太高，不能不经处理就将它从工厂排放掉。因此，必须对它进行微生物处理或加以回收。

这种含甲醇的液体是负价的废品——也就是，需要花钱处理，使它的价格上升为零。

①指 Btu 值在一定等级内最低。——译者

②关于收率的定义请参阅本章1、8、产品的收率。——译者

③负价产品就是废品。因为这类废品会引起公害，所以要罚款或要花钱处理它们，故称为负价产品。——译者