

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、去耦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发行
(北京安定门内外馆东后街甲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

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	11.2.1 生产保质产品的塔	231
10.4.4 多产品的去偶	225	11.2.2 无保质产品的塔	235
10.4.5 部分去偶	225	11.2.3 求最优进料量	237
第五篇 最优化	227	11.3 多塔最优化	239
第十一章 最优控制系统	227	11.3.1 双塔最优化	239
11.1 最优化的原则	227	11.3.2 有限能源的分配	241
11.1.1 最优化水平	228	附录 A 二元分离过程的逐板计算程序	
11.1.2 目标函数	228		243
11.1.3 用前馈和反馈实现最优		附录 B 符号表	245
化的比较	229	附录 C 成分的换算	246
11.1.4 操作变量的选择	230	附录 D 逆响应的动态分析	247
11.2 单塔最优化	231	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

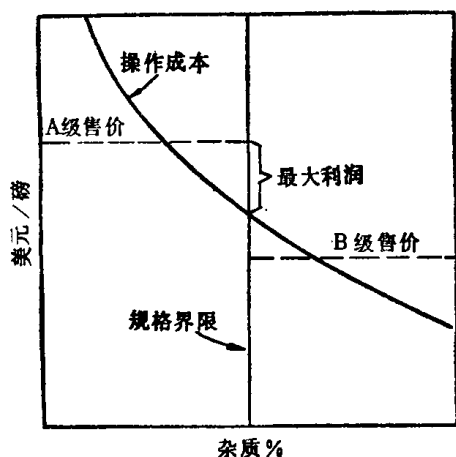


图1.1 分离过程的操作成本随纯度平滑地变化，而保质产品的售价与纯度呈阶梯形变化

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。

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。

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。如果经受一昼夜的变化，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。

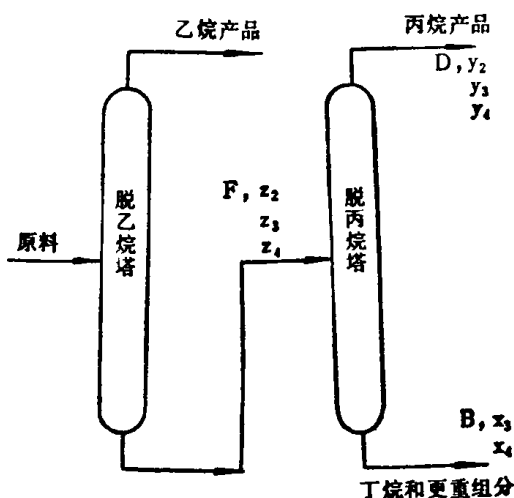


图1.2 丙烷产品中的乙烷含量必须在脱乙烷塔加以控制

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_2)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。

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。

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

$$\frac{z_2}{z_3} = \frac{y_2}{y_3} \frac{1 - x_3/z_3}{1 - x_3/y_3} \quad (1.10)$$

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,

$$\frac{z_2}{z_3} = C \frac{y_2}{y_3} \quad (1.12)$$

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_2 %	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_2 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、3、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

不过大部分甲醇是可以用水蒸气提馏而回收的。汽提塔两种典型产品是含90%以上的甲醇馏出液和甲醇含量低于0.1%的残余物。对于这种汽提操作,我们可以进行经济分析。首先,必须给甲醇产品定一个规格;然后,就能够在残余物中的甲醇罚款与加热和冷却成本之间进行权衡,从而找出残余物的最优甲醇浓度^①。

当汽提塔的产品供本厂调剂用时,也可以对残余物的规格作硬性的规定。在这种情况下,就不可能存在最优化,因为要使馏出液对本厂有用,也必须符合某个纯度的限制。

1.2.4 再循环的原料

在很多情况下,我们常常要用蒸馏将反应的产物和未转化的原料分离开来。例如通过裂化将苯乙烷转化成苯乙烯。为了保持苯乙烯有确当的得率,必须在反应器内使转化率限制在适当的水平上。结果,反应器的流出物中所含的未被转化的苯乙烷可能比苯乙烯多。然后将这两种物料在减压塔内分离,其中苯乙烯是塔底产品。该产品的纯度要求很高。这种分离的重要特点是苯乙烯在塔内有聚合的趋势。这就是要采用减压操作的理由:使产品所处的温度最低。

而苯乙烷的纯度根本不存在规格要求。假定让含在苯乙烷中的苯乙烯通过反应器重新循环而没有损失,则由于苯乙烯的存在所蒙受的唯一不良后果就是生产率成比例地下降。但是,由于裂解过度,一部分循环的苯乙烯就要损失掉,它的副产品中含有焦炭,后者会堵塞反应器,所以是负价的。因此,减少苯乙烷中的苯乙烯的数量是大有“油水”的。

但是,要减少苯乙烯的含量所付的代价也是相当大的。因为苯乙烯的质量必然是加以控制的,所以,只有通过增加所生产的每磅苯乙烯的供热量才能提高苯乙烷的纯度。而供热量增加时,塔底温度就要上升,加速了聚合作用。其结果是,增加了产品中的沥青、损失更多的苯乙烯、以及加快了再沸器的结垢。因此,必须将这些不良后果与馏出液中减低苯乙烯的那些好处^②加以综合平衡,才能得到最优的馏出液成分。

1.8 产品收率

通常,改善控制的主要经济利益是增加高价产品的收率。这个规律有不少例外。因为最优操作条件也与加热和冷却的成本有关。但是,大多数产品的价格比用来分离它们的能量的价格更高。这不是说能量的成本可以忽视,事实上,能量的成本正在上涨,其本身便更加重要。但在写这本书的时候,能源费用的上涨已经迫使产品的价格以相同的速度上涨。结果,它们的相对价格几乎完全不变。

因此,在研究能量成本之前,先要对产品的收率加以研究。虽然,这里讨论的内容原则上适用于生产保质产品的塔,但对于其它类似的情况,这些概念也是有用的。

1.3.1 收率的定义

对于保质产品,收率的定义是:进料中每单位产品组分所能得到的可售产品的数量。数学上,组分*i*的收率定义为:

^①这句话的意思是,由于残余物中含有甲醇,所以要罚款。如果使甲醇含量降低,罚款也会减少。但这时加热和冷却成本就会上升。当罚款与加热和冷却成本之和最小时,这时的甲醇浓度就是最优浓度。另外由于甲醇产品可以出售,还可以弥补一些损失。——译者

^②所谓“好处”就是上一段所叙述的内容。——译者

$$R_i = \frac{P}{F z_i} \quad (1.13)$$

式中, P 是产品流量, F 是进料流量, z_i 是进料中组分 i 的分数, 均以同一单位表示。于是, 我们就可以讲丙烷-丙烯塔的“丙烯收率”, 或丁烷分离器的“异丁烷收率”。

显然, 方程(1.13)不包括有关产品质量的项。对于保质产品, 收率专门应用于产品, 而不适用于产品的组分。例如, 如果只规定丙烷产品的纯度为95%, 则其余的5%就可以是任何其它成分, 这时乙烷、丁烷、二氧化碳等都可以按丙烷的价格出售, 只要它们不超过5%。

还要注意, 收率超过100%是可能的, 取决于保质产品的规格。事实上, 收率的上限倒是值得在此说明一下。当所有的进料都作为产品采出时, 也就是, 当 $P = F$ 时, 将达到最大收率。则从方程(1.13)可知:

$$R_{\max} = \frac{1}{z} \quad (1.14)$$

虽然这个上限是荒唐的, 但它使我们能在产品纯度的全部可能范围内来计算收率。作为纯度的函数的收率变化对评价控制改善后的利润的变化是十分重要的。

当收率的概念用于价格可以随质量变化的质量可变的产品时, 这个概念就失去了某种意义。对于这些产品, 最优方案将包括流量、成分等。实质上, 收率正好代替方程(1.13)右边各项的组合。它在计算包括精制保质产品在内的经济关系是十分有用的, 在后面关于产品质量控制系统中还要提到它。

1.3.2 收率与纯度

要提高质量, 数量必然会有所下降。否则就要寻找另一种方法, 使质量下降的同时允许收率相应地增加。通过降低纯度使它更接近规格就可以提高收率。

对于进料的两种组分各为50%的混合物的蒸馏塔, 图1.3表示收率和纯度之间的典型关系。在纯度为50%时, 收率最大, 等于200%。水平坐标是按产品纯度的对数刻度的①。注意, 99.9%和99%之间的距离与90%和99%之间的距离相等——每段均表示纯度变化了十倍。采用这样的刻度既可以包括很宽的纯度范围, 又可得到接近于直线的等值线。

图1.3的等值线表示供热与进料流量的比是恒定的。该参数表示塔的每单位进料在再沸器中所产生的蒸汽②量 V 的数量——因此, V/F 是无因次数。图1.3中所表示的关系将在第二章加以研究。目前, 只要承认这些等值线是某一特定塔的性质就行了。

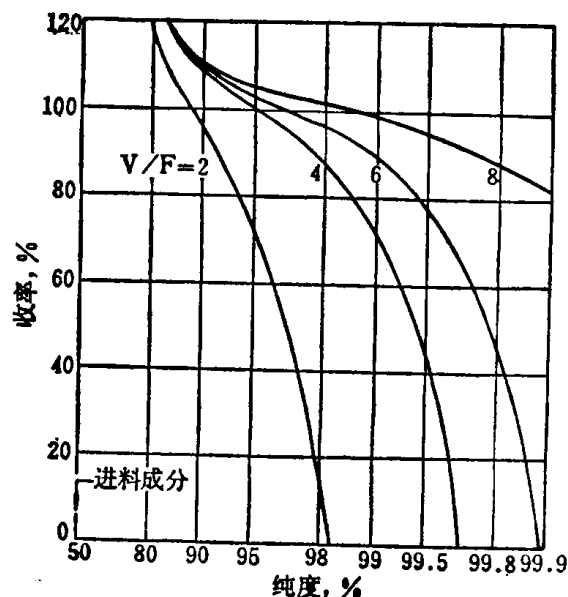


图1.3 产品的收率随纯度急剧地变化
——超过纯度所付的代价很大

①原文为: 水平坐标是按杂质的对数刻度的。——译者

②本书中, 凡Vapor均译为蒸汽或气相, Steam均译为水蒸气, 以示区别。——译者

当 $V/F = 2$ 时,能达到的任何纯度都在98%以下。但是大多数塔都是按收率为80%到100%设计的。在这个范围内,纯度每增加1%,收率就下降3%左右。随着纯度的增加,这种恶化情况就更加严重。

让我们用其中一根曲线来评价控制不精确时的成本。设产品的规格是90%,额定的 V/F 为2,控制不精确的允许变化为 $\pm 2\%$ 。结果控制点必须设定在92%。纯度为90%时的收率为95.3%;纯度为92%时收率下降到88.4%;纯度为94%时收率为78.7%。纯度固定在92%时收率便损失6.9%。纯度在90%和94%之间按矩形波变化时,收率的平均值将降低到87%。而纯度在90%到94%之间作随机的或正弦的变化时,收率的损失将在6.9%到8.3%之间。

1.3.3 未回收产品的成本

凡是未被回收的保质产品均混在其它流体内离开塔。那么它的价格就会降低到这些流体的价格,甚至更低。在丙烷-丙烯的分离过程中,未回收的丙烯便混在丙烷中,而作为丙烷出售。

但是,偶尔也会造成额外的损失,这是因为未回收的产品实际上反而降低了其它液体的价格。如果从丁烷分离器出来的正丁烷是用来调合汽油的,那么未回收的异丁烷混入调合料中就会付出双倍的代价。遭受的损失将超过两种产品之间的价格差。

未回收的产品的成本可用数学式表示为:

$$\$P = \Delta V (P_0 - P) \quad (1.15)$$

式中, P_0 是刚刚符合规格又不超过规格的产品流量, ΔV 是保质产品和其它产品之间的价格差。如以单位产品为基准,则成本为:

$$\frac{\$P}{P} = \Delta V \frac{P_0 - P}{P} \quad (1.16)$$

将方程(1.13)代入(1.16),以收率代替产品流量①,

$$\frac{\$P}{P} = \Delta V \frac{R_0 - R}{R} \quad (1.17)$$

式中, R_0 是刚好符合规格时的收率。

在计算由于收率降低而遭受的损失时,方程(1.17)是有用的。下面举例说明其方法。

例1.3

利用图1.3中 $V/F = 2$ 之曲线,当两种液体的差价是0.5美元/桶时,估算纯度为92%而不是规定的90%时的操作成本。

$$\frac{\$P}{P} = \$0.5 \frac{95.3 - 88.4}{88.4} = 0.039 \text{ 美元/桶}$$

如果额定的日产量为10000桶/日,算得每天的损失为:

$$\$P = 0.039 \times 10000 = 390 \text{ 美元/日}$$

1.3.4 最大收率

在图1.3中,还包含供热与进料量之比 V/F 较大的曲线。在收率已经很高的场合,再提高 V/F 就没有什么优点了。但是通过增加 V/F 能够使低收率得到明显的提高。对于一个既定的塔,通过这样的调节是否能增加利润,这将是今后要探求的目标。目前需要说明的

①原文为:以收率代替成本。——译者

是通过将塔操作在可能获得的最大 V/F 值上就能使收率最大。这可以通过使 V 最大或 F 最小来实现。但是,由于进料量 F 是按生产要求决定的,所以对任何给定的 F , V 最大就是 V/F 最大。有一点值得注意的是, V/F 最大意味着它也是可变的。因此最大收率也是可变的。由于流量和成分之间的关系是随时发生变化的,因此在设计成分控制时,这个因素必须加以考虑。

历史上,大多数塔都是按最大收率操作的。一般,由于能量 V 的价格比进料 F 低,因此就没有理由不使 V/F 最大。主要的例外是象苯乙烯那样热敏性产品,这时减少供热能减少聚合作用^①和结垢。

许多工程认为:在控制低价产品的质量的过程中,最好使高价产品的收率最大。但是,控制两种产品的质量实际上就固定了收率,使收率最大意味着使高价产品的损失最小——换句话说,就是使高价产品组分在低价产品中的浓度最低。只要使高价产品尽可能地符合规格,同时保持供热在其上限就能轻而易举地达到收率最大。而不必重视低价产品的质量:它将随进料量等浮动,而且总是象条件允许的那样高。

1.4 加热和冷却成本

能量价格上涨和供应短缺促使房主、政府和工业部门都在执行节省计划。道化学公司(Dow Chemicalco., 密执安州,密德兰德)曾提出一个全公司的计划^[1],指出从下列几个方面立即可以实现节省:

- 1.蒸馏塔中回流过大;
- 2.燃烧炉空气过量;
- 3.反应器的水蒸气-油比过高;
- 4.换热器结垢;
- 5.与上述各点有关的控制不精确等。

除了第三项外,其余各点对蒸馏塔均适用。道化学公司的长远的计划还包括将废品用作燃料、从冷凝器中回收有用的热量、以及利用一个塔出来的塔顶蒸汽去再沸另一个塔等。最后这个概念叫做“级联”(Cascading);经过压缩机升压,提高了能量以后,就可以更广泛地加以利用。

节能的第一步应该是全盘考虑能量的用途和成本。下面我们将在定量的基础上着重对此问题进行讨论。

1.4.1 能源^②

在石油化工厂中,主要的能源是电能和燃料的直接燃烧。虽然,大多数对象用电能加热的效果一般都不好,但可用它作为泵和压缩机的推动力,把能量传递给分离设备。

辅助能源有工艺过程的水蒸气和经燃料加热后的油。仅提供冷却、或提供加热和冷却的致冷设备也应看成为辅助能源。在过去,仅从单塔的观点看来,这些辅助能源的能量似乎是无限的。但这种看法可能太单纯了,因为它们要供应若干塔,并且不大可能因为一个塔的需要量的增加而轻易地受到干扰。

^①原文误为:degradation(分解)。——译者

^②这里仅指石油化工厂中加热、冷却以及物料输送等过程所使用的能量来源。——译者

第三种能源应当是已经从中抽取过部分能量的某些能源。例如，汽轮机的排汽端和废热锅炉排出的水蒸气，以及各种反应器流出的热流体或冷却剂。显然，第三种能源的成本要比主要能源和辅助能源的成本低得多，因此只要可用就应该尽量加以利用。但是，这种能源有两个明显的缺点：

1. 它所含的能量比较低。
2. 所含的能量及其可利用的程度两者都是变化的。

由于第三种能源所含的能量较低，所以仅限于在低温操作。由于冷却反应器的流出物而被加热到 180°F (82.2°C) 的水，其热量仅能供给分离组分沸点接近的塔（设其冷凝器的温度大约 43.3°C ）。由汽轮机排出的水蒸气可用于预热石脑油原料，但其热量还不够使其最重的组分沸腾。

第三种能源供应不稳定还会引起其它一些问题。例如，当反应器流出物的温度随反应速率、进料的质量、控制不精确等变化时，它就会影响塔的汽化量。因此，使用这种能源的塔应该有一个容量不大、但可供利用的辅助能源，还要对实际的传热速率能够加以测量和调节。

在有些热量回收方案中，含有若干在过程之内的反馈回路。要没有严密的控制，他们就能够使一个塔或几个塔不稳定。还有，严密的控制不仅能提供必要的稳定，同时还可以节省能量。在第六章和文献[2]中，对这个问题有更多的叙述。

在很多情况下，通过合理安排可以很容易地节省能量。不可逆过程无论何时都要尽可能避免。水蒸气通过调节阀被节流就是不可逆过程的例子。虽然水蒸气的热焓与节流前一样，但压力下降以后，它的用处就比较小了。而且，水蒸气的过热程度增加以后，使它成为一种不大有效的传热介质。尽管通过注水的方法可以降低其过热程度，降低压力并维持其饱和状态，但已不能恢复失去的可用功。

可逆的压缩和膨胀过程必然要取代目前正在使用的许多传热和节流过程。我们只要将高压蒸汽通过汽轮机膨胀，然后将它排出的饱和水蒸气用于工艺加热，就可以抽取更多的有用功。当这样的节能系统变得更复杂时，就要采用更高水平的控制。参考文献[3]未能论证在工业上从燃料燃烧中提取功的最大数量。

1.4.2 冷源^①

散失到大气中或工厂内其它流体中的能量有更大的潜力。能量的散失与冷源的恒定性有关。主要的冷源是周围环境，也就是大气和河流。辅助的冷源有冷却塔的水、致冷设备和废热锅炉。在这些设备中都有冷却流体，并产生冷却作用。第三类冷源包括不作冷却用的冷源，如其它工艺流体等。

因为所有的热量最终都要散失到周围环境里，散热的速率与周围环境的条件有关。大气冷却尤其靠不住，因为它不仅会随季节、昼夜变化，而且还会因天气而出现突然的变化。所有的蒸馏塔都在一定程度上通过塔壁和导管向周围环境散失热量。当汽化量不变，并用河水冷却时，两段均为100块塔板的丙烷-丙烯塔的回流每昼夜要相差2.5%，这个差值仅仅是因为夜里散失热量增加的结果。下雨和大风引起的热量散失就更大，而且会随季节的不同而变化。

^①系指石油化工厂中，热能散失的场所，如周围环境等。——译者