

蒸馏过程的节能技术

化学工业部科学技术情报研究所

一九八一年七月

TQ028.3

目 录

一、热回收型	(1)
1. 回收利用显热	(1)
(1) 直接利用显热	(1)
(2) 把显热变成潜热再利用	(2)
2. 回收利用潜热	(5)
二、热节减型	(6)
1. 流程扩大法	(6)
(1) 增设附加再沸器和附加冷凝器	(6)
(2) 自给蒸气压缩法	(7)
(3) 多重效用法	(10)
2. 过程集约型	(16)
(1) 多段进料法	(16)
(2) 侧馈法、附塔法	(17)
(3) Petlyuk 法	(17)

蒸馏过程的节能技术

蒸馏过程是石油、化工工业中耗能最大的单元操作之一。据报道, 1976年美国蒸馏过程所消耗的能量约为 5.04×10^{14} 千卡, 占美国全国总能耗的3%。如果蒸馏过程耗用的能量降低10%, 则相当于节约13800吨/日原油, 其数量很可观。

70年代以来, 由于能源供应紧张, 价格不断上涨, 加上蒸馏过程本身的能量利用效率很低, 如用再沸器给蒸馏塔提供热量, 则有95%被塔顶冷却器或空冷器带走, 因此各国都很重视研究蒸馏过程的节能技术。目前, 蒸馏过程的节能技术大致可以分为热回收型和热节减型两种。热回收型是减少蒸馏操作所消耗的热量的方法, 也就是回收向系统外排出的热量(如冷凝器所带走的热量, 釜出液、残留液的显热等)。这种方法所回收的热量在多数情况下是供给其它过程加热用。另一方法是热节减型, 这种方法是减少蒸馏过程所消耗的热量(主要是再沸器的加热蒸汽量), 也就是减少加入蒸馏系统的热量的方法。

以下简单叙述了这二种类型的节能技术及其实例。

一、热回收型

1. 回收利用显热

(1) 直接利用显热

从蒸馏塔馏出的馏出液、侧馏液、釜出液等排出液, 无论在下一工序继续使用还是作为产品贮存或是以废液排弃, 通常都需要先进行冷却, 这样使一部分显热白白被浪费掉。如果将这部分热量加以回收, 来预热蒸馏过程的原料液或者其它过程的液体, 则可以节省一部分加热热量。这种方法是节能措施中常用的方法, 其流程见图1。这种方法的特点是

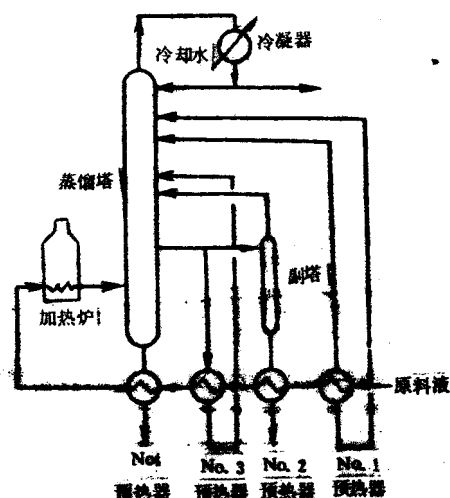
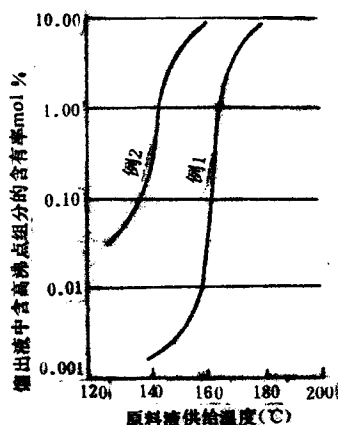


图1. 利用蒸馏塔釜出液、侧馏液的显热。

利用部分低温热来置换再沸器的部分高温热, 以提高低品位热能的利用率。但是使用这种方法要根据具体的蒸馏物系来定。如对于较难分离的物系来说, 使用这种方法的效果就不好。因为在操作条件不变时, 原料液预热后导致再沸器的加热量产生变化, 使馏出液的组分也跟着发生变化。以表1脱丁烷塔的原液组份为例, 其蒸馏结果见图2。从图2可以明显看出, 提高原料液供给温度, 馏出液中所含高沸点成分即含异戊烷以上的成分的含有率迅速增加。如以图2中原料温度为 160°C 的产品组份为例, 要保持一定的馏出液组分, 塔的操作条件必须改变, 见表2所示。

表1.脱丁烷塔的原料组份

		例 1	例 2
甲	烧	0.55	—
乙	烧	0.97	0.12
丙	烧	6.27	0.56
异	丁 烧	2.12	0.94
正	丁 烧	9.86	6.34
异	戊 烧	5.43	5.67
正	戊 烧	8.11	8.49
己	烷聚合物	66.69	77.88
计		100.00%	100.00%



注：操作压力：10kg/cm²表压

回流比：3.5

馏出液：含轻组份

(<正丁烷)95%

图2.原料液预热温度与馏出液组分的对应关系。

表2.原料液温度的影响

原料液温度℃	180	160	150
原料液气化率V/F	0.298	0.104	0.034
馏出物中含高沸组分 (>异戊烷)克分子%	0.02	0.02	0.02
回 流 比	5.5	3.5	2.2
150℃给液基准 $\frac{Q_s}{Q_F + Q_F}$	0.906	0.942	1.000
150℃给液基准 $\frac{Q_s + Q_F}{Q_s + Q_F}$	1.435	1.105	1.000
150℃给液基准 $\frac{Q_c}{Q_c}$	1.682	1.159	1.000

注：Q_s 再沸器加热量

Q_F 原料液所具有的热量。

Q_c 冷凝器除热量。

提高原料液温度高，可以减少再沸器的加热热量，使总加入热量也可以减少。但是，在要求产品纯度高的蒸馏场合，原料液的预热温度不能过高，而以增加再沸器的加热热量为好。所以，在考虑节能时，正确掌握蒸馏物系的特性是很重要的。

(2) 把显热变成潜热再利用
从蒸馏塔塔底排出的釜出液，经减压槽减压后蒸发，然后用中压蒸汽作驱动源，经喷射泵喷射升压升温，去其它用户作加热源。

见图3。这种在压力差下，将显热变成潜热来回收利用热的过程的实例很多。

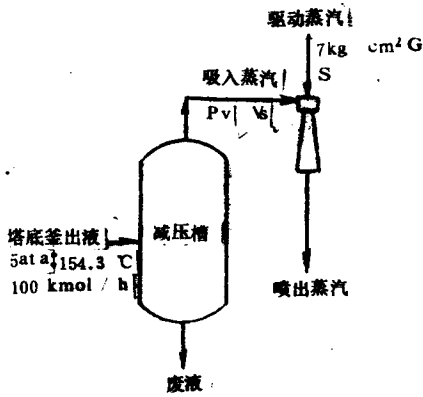
在低沸点烯溶液的蒸馏分离中，其釜出液基本上是不含挥发性物质的热水，可以通过减压来得到纯净的蒸汽。这样，根据用户的要求，通过该系统所发生的蒸汽可以自动调节减压槽的压力。此法具有不需要特别控制的特点。但它所产生的蒸汽量受蒸馏釜出液温度（操作压力）的控制。蒸汽喷射泵的驱动蒸汽量和喷射泵的出口压力是由喷射泵的特性来决定的。若以图3为例，蒸汽喷射泵的特性为：

压缩比：P_出/P_入=2.483；

吸入比：V_入/S=1.266；

出口压力: $P_d = 434.5 \text{ mm Hg} \approx 85^\circ\text{C}$

吸入压力: $P_v = 175.00 \text{ mm Hg} \approx 63.5^\circ\text{C}$



该蒸馏塔釜出液的温度为 154.3°C ，减压槽的蒸发蒸汽量 $V_s = 0.164 \text{ kmol/hr}$ ；喷射泵的驱动蒸汽量为 0.129 kmol/hr 。本流程的蒸汽回收率对于釜出液量来说为 6.4% ；对于所使用的驱动蒸汽量来说为 127% 。

把显热变成潜热加以回收，以提高节能效果时要注意：

- ① 选择一定的蒸馏操作压力
- ② 回收的蒸汽是低压蒸汽，所以回收利用要适合此条件；
- ③ 选择适合蒸汽压力特性的蒸汽喷射泵。

图3 减压操作利用釜出液显热
图4 为日本化学机械制造有限公司的方法，该法采用显热变成潜热再回收利用，其法与原来2独立塔相比，蒸汽用量节减 20% 。

稀水溶液在蒸馏时，其提馏段的操作线如图5所示与气~液平衡线几乎平行。回流比根据提馏段的气液比自行决定。提馏段的操作线对板数起影响很大。从此点出发，稀溶液在汽提时，采用 Trydal 来解析，其结果见图6

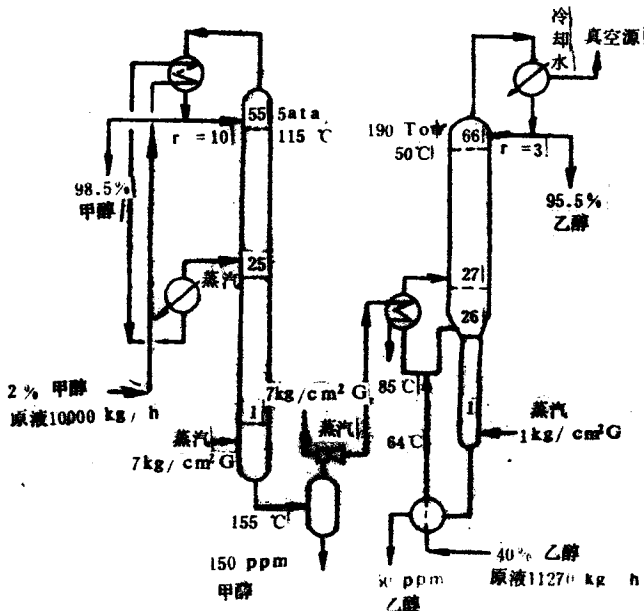


图4. 显热变成潜热利用系统

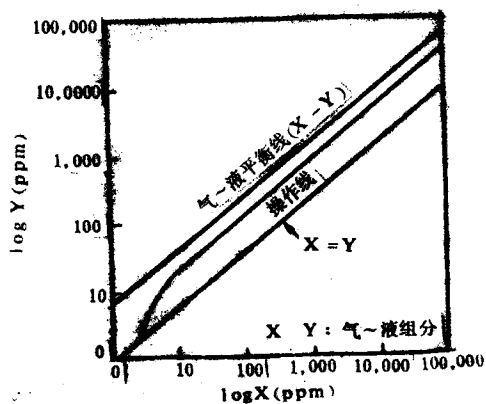


图5. 稀溶液蒸馏提馏段的操作线。

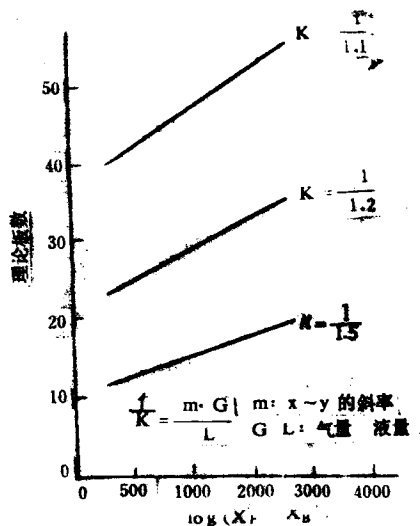


图6. 稀溶液蒸馏中提馏段气液比与板数的关系。

从图可见，提馏段所需要的板数受塔内气液比变化的影响比受原料液组分及釜出液组分变化的影响更大，因此，原料液中低沸组分的含量发生变化时，没有必要去改变加热蒸汽量。但如果原料液量发生变化，则就必须改变加热蒸汽量。也就是说，对于塔的操作来说，将回流比变小，马上会产生板数不足而得不到预定的分离效果。

低沸点稀水溶液的蒸馏过程的热利用见图7。该流程是日东化学工业公司丙烯腈精制蒸馏过程。流程中第一塔馏出液为丙烯腈，釜出液为0.5%的乙腈水溶液。釜出液进入第二塔进行乙腈汽提。汽提后的釜出液为几ppm的乙腈废水。在此，第二塔的釜出液经减压

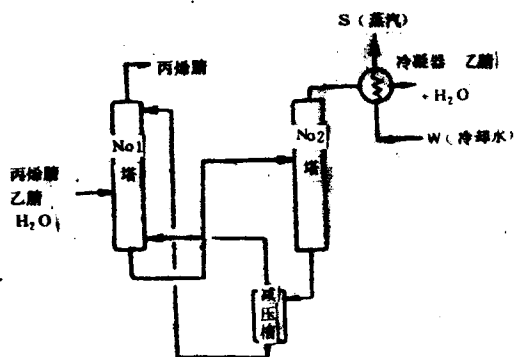


图7 日东化学工业公司丙烯腈精馏过程。

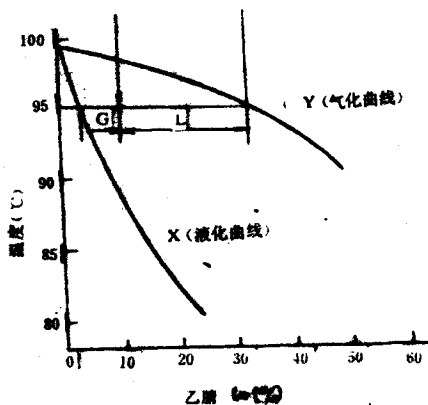


图8 乙腈~水的沸点组成图。

压操作转换成蒸汽作一塔的加热源进行回收利用。由于二塔是在加压下操作，其加入的蒸汽量当然比不加压的多，因此，可以通过塔顶冷凝器产生蒸汽来回收这部分能量。由于二塔的原料液为稀溶液，因此要设置第二段冷凝器，第一段冷凝器用来进行分凝。由图8可见，从10%的乙腈溶液可以蒸馏取得4份3%的液体和1份32%的蒸汽。在32%的蒸汽中

除将物质平衡所需要的部分外都馏出系统外，而所需要的部分与液体一起从塔顶进行回收。其操作条件如下：塔顶压为 $1.2\text{ kg/cm}^2\text{G}$ ($124\text{ }^{\circ}\text{C}$)，产生 0.35 kg/cm^2 的蒸汽，这样在比较小的温度下可以进行蒸馏操作。另外从塔底釜流出液经减压产生蒸汽进行回收。假定以标准操作时(2)塔的蒸汽量为100，则

塔底蒸汽增加分：-32
塔顶蒸汽回收分：+75
塔底蒸汽回收分：+31
总蒸汽回收为：+74

这样(2)塔所需要的蒸汽量的4%可以回收，也就是每生产一吨丙烯腈可以节约3~4吨左右的蒸汽。

2. 回收利用潜热

在高温蒸馏及加压蒸馏中，用蒸汽发生器来代替塔顶蒸汽冷凝器，使塔顶馏分在冷凝的同时可以产生低压蒸汽。这种方法在Kline的“热能守恒法”的研究报告中已论述了，这种利用蒸馏塔塔顶蒸汽的潜热来回收热能的方法是近年来开始采用的一系列节能化方法之一。此法产生的蒸汽可作为其他用户的加热源。这种方法不仅不会增加蒸馏操作中的热能成本，相反还可以生产热能“产品”出售。

上述的日东化学工业公司丙烯腈精制蒸馏中第2塔塔顶馏分所产生的蒸汽即为此例。美国道化学公司的副产重质芳香族化合物的蒸馏操作也采用这种方法。此流程仅从塔顶蒸汽发生器所取得的蒸汽量就可以降低过程所要的热能。图9为道化学公司节能改造前后的蒸馏过程。

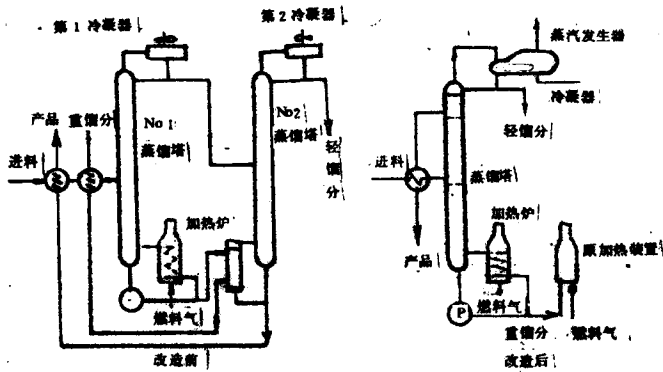


图9. 副产重质芳香族化合物流程的节能改造。

以上述原理为基础，日本化学机械公司在高温减压下将高沸点馏分进行蒸馏以回收中、低压蒸汽，见图10所示。若将加热量换算成蒸汽则其蒸汽回收率可以达80%。该公司还在处理废液(苯酚溶液)回收蒸汽的加压蒸馏中也采用了上述方法，见图11。本过程的蒸汽回收率可达85%。

图12是含无机盐的甲醇溶液的浓缩法。此法采用蒸馏、蒸发的组合操作，使蒸汽量的消耗比蒸馏与蒸发单独进行操作时可以节减60%。

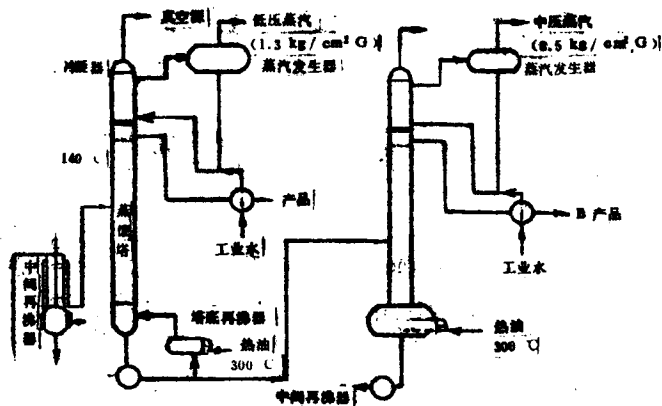


图10. 高沸点馏分减压蒸馏产生蒸汽流程。

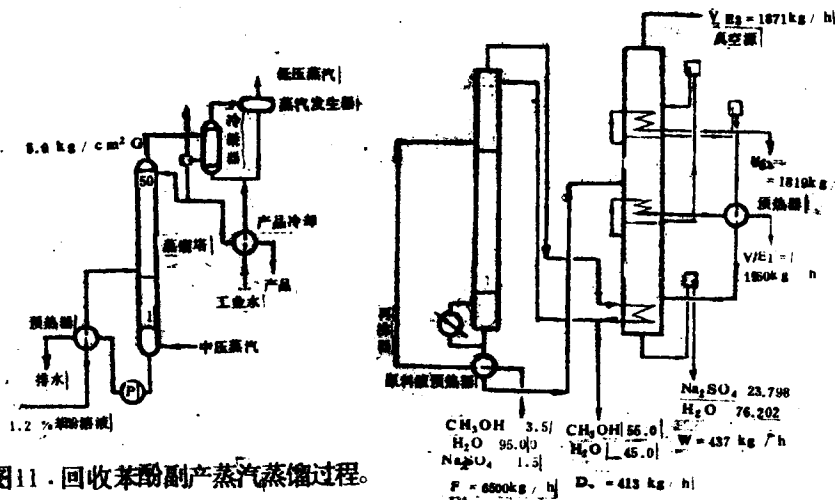


图11. 回收苯酚副产蒸汽蒸馏过程。

图12|含无机盐甲醇溶液的浓缩, F: 原料液;
D₀: 回收的甲醇;
W: 浓缩液; V: 蒸发水份。

二、热节减型

1. 流程扩大法

通常从双组分或者从三组分的混合溶液中分离出单组分来是通过一座蒸馏塔和冷凝器再沸器等附属设备所构成的蒸馏装置来进行。但是, 如果采用多重效用、自给蒸汽压缩法等节能化的蒸馏过程的话单塔变成双塔或多塔, 其附属设备也要增加。这种增加塔数、增设附属设备、利用塔顶蒸汽的潜热等来减少所需要的热能的节能方法称之为流程扩大法。

(1) 增设附加再沸器和附加冷凝器

温度是节能中衡量热能质量的重要指标。当热负荷无量的变化时, 提高给热流体的温度或降低受热流体的温度, 都可以提高两流体间的热交换效率。从这一原理出发, 将蒸馏塔在不增加热量的情况下增设中间段的附加再沸器和不增加除热能力下增加中间段的附加回流式冷凝器, 这些措施都是节能化的方法之一。

蒸馏塔设置附加再沸器可以用较低温的热源来代替塔底再沸器的一部分高温的热源。如果设置附加冷凝器, 则其冷凝回收的热温度要比塔顶冷凝器回收的热温度高, 这样可以更有效地利用其回收的热能。图13为日本化学机械制造公司的甲基异丁甲酮—水—苯

一、水—苯酚的组分经倾析器分

离出水而甲基异丁基甲酮则从旁管馏

出。该流程由于加料段的沸点比塔底液的沸点低得多，所以加料段附设的再沸器的热源可以利用透平排汽的中压蒸汽，而塔底再沸器用300℃的加热油进行加热。由于有效利用透平的排汽，使设备所需要的加热油锅炉的热量与通常的塔底再沸器所需要的热量相比可以节减73%。但此法要求原料液的组分中含有大量低沸点成分。

(2) 自给蒸汽压缩法

在利用原料液中的各组分的蒸气压差来进行分离操作时所产生的蒸气经加压升温，然后作为本蒸馏系统的加热源进行使用，此法称之为自给蒸汽压缩法。这种方法在蒸发操作中早就作为节能方法而经常被采用。用以提高蒸发蒸汽压力的方法有压缩机(热泵)法和喷射法。

采用自给蒸汽压缩法蒸馏操作时

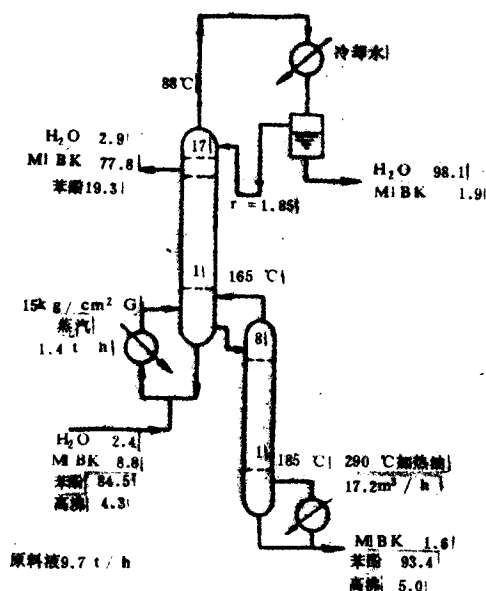


图13. 附加再沸器法。

存在以下问题：

① 蒸馏塔应尽可能避免操作压力的波动，造成效率降低，但是要稳定控制加压设备比较困难。

② 塔顶和塔底的温差是蒸馏分离的推动力。由于受塔板压降的影响，要将塔顶蒸气作为塔底的加热源需要升温，这样要消耗很大的能量，一般采用此法是不合算的。但是据文献报道，自给蒸汽压缩法的蒸馏过程具有节能化效果的实例也不少。如

① 压缩机法

用压缩机来加压升温蒸气是采用已知的卡诺循环的逆循环原理，这种压缩机的最大压缩比约为1.8。压缩机的型式有：

- (i) 往复式(能力0.5 ~ 2吨/小时)；
- (ii) 罗茨型(能力0.5 ~ 3吨/小时)；
- (iii) 透平型(能力2 ~ 200吨/小时)；
- (iv) 轴流式(能力3 ~ 3000吨/小时)。

由于蒸馏操作中，其综合效率是随着容量的增大而增大。从此特性出发，通常使用透平压缩机的比较多。透平压缩机的驱动源有：(i) 蒸汽；(ii) 电动机。在提高沸点、增大温度差的蒸馏系统中倾向于使用电动机。但是必须考虑压缩机的效率。

以甲醇—水系的蒸馏分离为例：在760毫米汞柱下塔顶液及塔底液的沸点为：

塔顶液（甲醇）：64.6℃ = 337.5°K

塔底液（水）：100.0℃ = 373.15°K

若再沸器的加热量 Q_d 与压缩机所做的功 N 之比为：

$$(Q_d/N)_{\max} = 373.15 / (373.15 - 337.75) = 10.54$$

此值相当于压缩机做1 Kcal 的功，可以给再沸器10.54 Kcal 的热量。但是，实际上压缩机比卡诺机的效率差，所以给再沸器的热量实际不到10.54 Kcal，而只有5~6 Kcal 左右。

使用压缩机的高压蒸馏的典型例子见表3所示。

表3. 使用压缩机的典型蒸馏物系

操作条件 \ 分离物系	丙烯—丙烷	异丁烯—异丁烷	乙烯—乙烷
塔压力 [kg/cm ² 绝压]	8.8	7.03	9.5
塔底温度 [℃]	23.9	-68.4	-40
凝缩压力 [kg/cm ² 绝压]	13.1	12.65	20
再沸器温度差 [℃]	5.55	5.55	4.43

意大利蒙特卡迪尼公司于1975年在甲醇精制中采用自给蒸汽压缩法，其流程见图14所

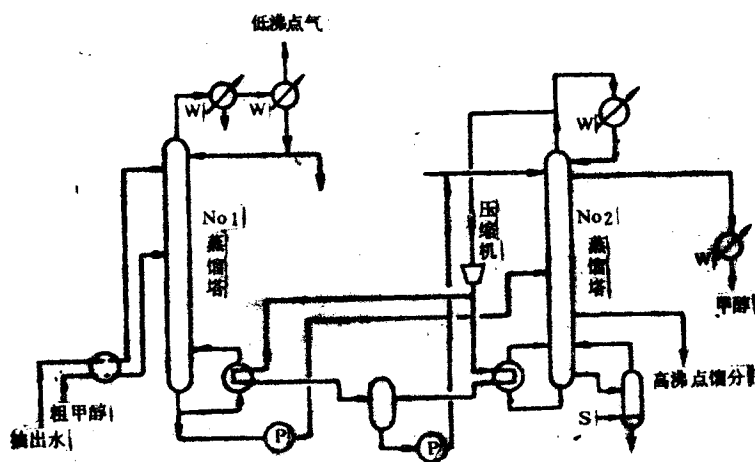


图14. 甲醇自给蒸汽压缩蒸馏法。

示。从图可见塔2系统采用蒸汽压缩机，操作条件的详细情况不明，塔2的顶部是纯甲醇64℃，塔底温度约为110℃，作为此塔的加热源的甲醇蒸汽压力为10kg/cm²表压，140℃。

在丙烯—丙烷、乙苯—乙烯、乙烯—乙烷、异丁烯—异丁烷等物系的分离时，蒸馏塔塔顶蒸汽的凝缩需要相当的操作压力。由于上述物系中对应的二组分的沸点相近，所以需要很多塔板，这样热能不仅消耗大，而且还得采用多塔的流程，使占地面积增加。

1971年，美国VCC公司在加拿大蒙特利尔建设了一套烯烃装置来分离丙烯—丙烷。在分离过程中采用蒸汽压缩蒸馏过程。並进行了改良。图15为采用的二段压缩法。这种流程的塔顶蒸气可以压缩到 $14\text{kg}/\text{cm}^2$ ，使塔底组分可以在 35°C 下被凝缩，使蒸汽压缩机的运转成本很便宜。剩余的未被凝缩的蒸气再经第二段压缩机压缩到约 $19\text{kg}/\text{cm}^2$ ，即可以用冷却水进行冷凝。由于被压缩的塔顶蒸气与再沸器的温度只差 5.6°C ，在这样小的温差下，热交换器需要很大的传热面积，使用普通的热交换器需要六台。如果再沸器的热交换器使

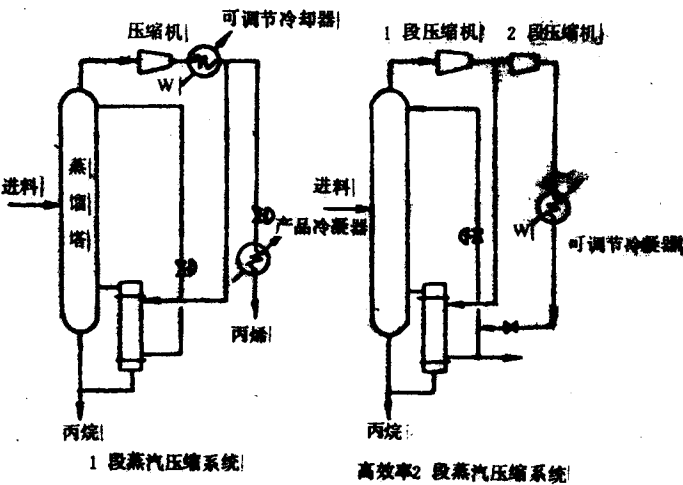


图15 . 丙烯—丙烷自给蒸汽压缩分离法。

用高热通量管的话，则只需要2台就可以，这样可使建设费用大大减少。表4 为丙烯—丙烷分离塔旧法与蒸汽压缩法的比较。从表4 可见旧法设计选用 $19\text{kg}/\text{cm}^2$ 的操作压力。但由于分离沸点相近的组分采用低压更有效，所以蒸汽压缩法选用了 $8.1\text{kg}/\text{cm}^2$ 的压力。这样压缩法与旧法相比每年可以节减费用15.1万美元。

表 4 丙烯—丙烷自给蒸汽压缩分离法

	自给蒸汽压缩法	旧 法
塔顶压力(kg/cm^2)	8.10	19.0
塔顶温度($^\circ\text{C}$)	15.6	62.8
热泵出口温度($^\circ\text{C}$)	57.2	—
塔底温度($^\circ\text{C}$)	23.9	55.6
再沸器加热量(kcal/hr)	6.55×10^6	6.55×10^6
使用蒸汽量(kg/hr)	—	6.55×10^3
热泵电耗(KW)	2050	—
冷却水(m^3/hr)	204	568

	自给蒸气压缩法	旧 法
公用工程费(10^3 美元/年)	285	436
蒸汽(10^3 美元/年)	—	372
电 力(10^3 美元/年)	262	—
冷却水(10^3 美元/年)	23	64
节 减(10^3 美元/年)	151	—

(注) 蒸汽: 6.95美元/ 10^6 千卡(低压); 电力: 0.015美元/度;
冷却水: 0.22美元/ 米^3 。

表5. 丙烯~丙烷自给蒸气压缩法
与一般蒸馏法的比较

	流程 I	流程 II	流程 III
再沸器热量(%)	100	100	100
冷凝器热量(%)	100	14.75	8.32
蒸汽量(%)	100	38.10	18.27

板间距缩小为250 mm左右, 所以可以采用单塔分离, 其塔顶蒸气与再沸器的温差只有5.6 $^{\circ}\text{C}$, 蒸气压缩机的压缩比小, 可以用小型压缩机, 所以流程 III 的投资比流程 II 更便宜效率也更高, 见表5所示。

② 喷射法:

本法是将塔顶蒸气通过喷射泵加压、升温, 然后作为塔底再沸器的加热源使用以回收一部分能量。图17为蒸气喷射法在蒸汽汽提的减压蒸馏流程中使用的实例。这种蒸馏过程的塔顶蒸气含有的低沸成分很少, 所以塔顶蒸气的一部分通过喷射泵加压升温, 然后与驱动蒸汽一起作为塔底的加热源使用。假如在通常的蒸馏操作中, 原料加热所需要的蒸汽量为10, 蒸馏过程所需要消耗的蒸汽量为30, 共计为40。则采用喷射法后, 原料加热所需要的蒸汽量仍为10, 而蒸馏所消耗的蒸汽量, 由于通过喷射泵回收15, 所以总的蒸汽消耗量仅为25。这样蒸汽喷射法与旧法相比其蒸汽量可以节减37.5%。喷射法的优点有:

(i) 增设的喷射泵投资低;

(ii) 喷射泵无转动部位, 维护容易, 维修费低;

(iii) 无转动部位, 危险性小。

但是, 这种方法在压缩比大的场合或者高真空的操作条件下会使喷射泵的蒸汽需要量变大, 使循环效果显著下降。

(3) 多重效用法

利用蒸汽潜热的多重效用法早就有, 并被编入蒸发操作中。近年来, 在海水淡化中应用很多。此法虽然通过增加效用数来提高热利用效率, 但是效用数提高后不仅要增加设备

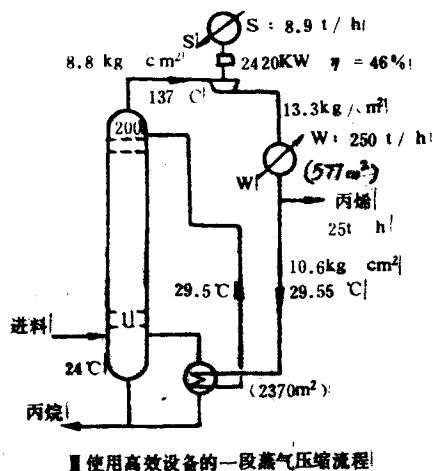
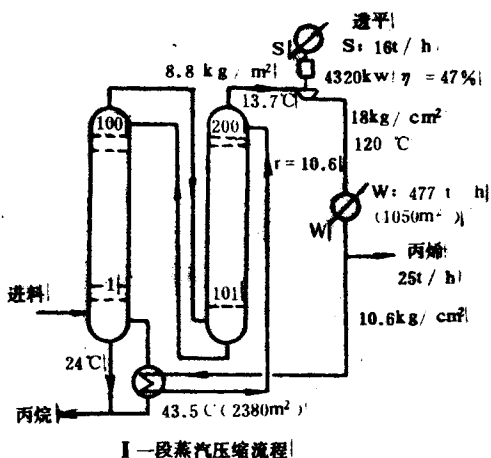
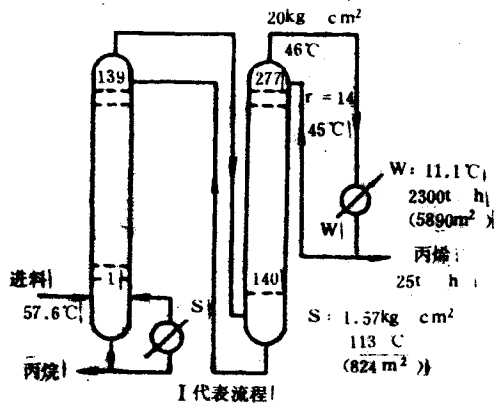


图16. 丙烯—丙烷改良蒸馏流程

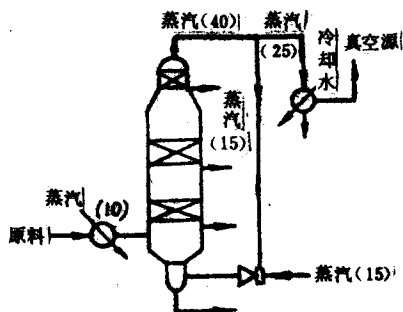


图17. 喷射泵法。

投资，而且其操作要受到加热蒸汽压力和真空度的限制，因此应用不多。但是，1975年Luyben 解释多重效用蒸馏过程，并发表了丙烯—丙烷、乙醇—水的分离采用多重效用法，在经济效果上与单塔比较有很大的优点。Kline 也在1974年发表的“能量守恒法”论文中提出双塔联立比单塔在能量消耗上有所改善。

多重效用法的组合方式大致可以分为四类如图18所示。采用这种方法所需要的热量可以减少到为单塔的60~70%。日本化学机械制造公司的联氨—食盐—水系的分离是采用三重效用法见图19，此法与旧法相比蒸汽使用量可以减少65%，冷却水用量也可以减少67%。

图20为Luyben 的丙烯—丙烷汽提的多效蒸馏法。丙烯—丙烷的

分离通常要280块塔板。由于板数多需要分成多塔。如图20中采用二效以后，塔数增加成四座，这当然要增加其设备费用。对此，日本日阪制作所根据类似于多段多重效用蒸发罐的原理提出了单塔多重效用蒸馏过程的独特设想。但是这种结构的塔在板数上要受到限制，而且回流比只能取小数值0.2 ~ 0.3 目前这种结构的塔只能用于近似不挥发性的物系

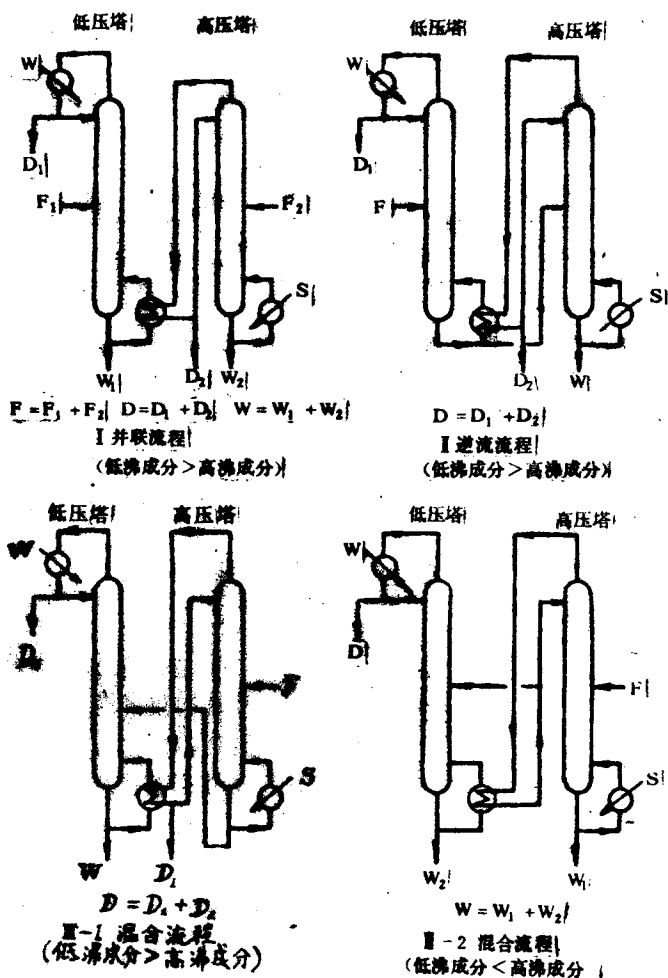


图18. 多重效用的组合方式。

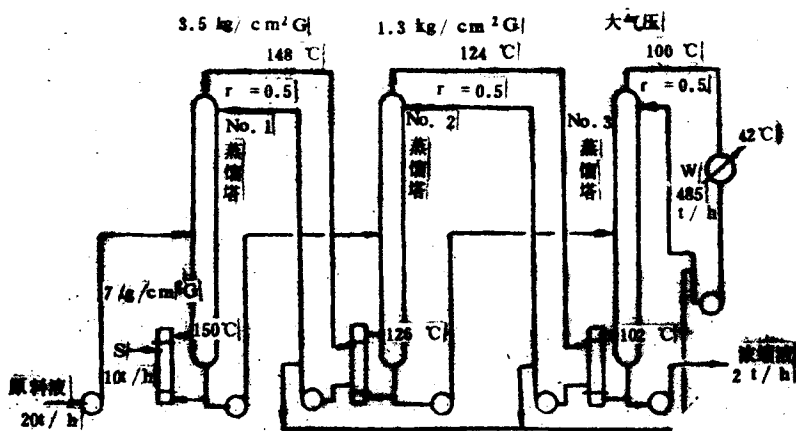


图19. 联氨—盐水的三重效用法。

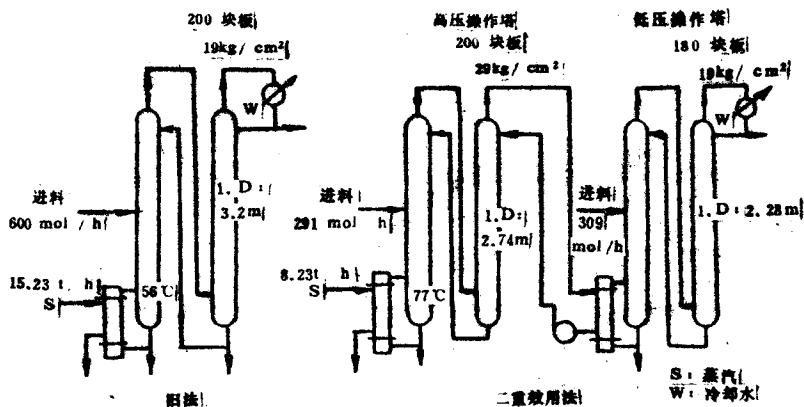


图20. 丙烯—丙烷汽提的多效蒸馏法。

和如水那样相对挥发度很大的物系的分离。在废水处理中，近似不挥发性物质的稀水溶液的处理，如果可以降低负荷，並得到30%的釜馏液的话就可以应用这种结构的塔。这种单塔多重效用蒸馏过程在今后节能化蒸馏过程中必然会受到重视。

图21为Luyben 法的甲醇—水蒸馏的二重效用法与单效法的流程图。表6 为其操作数据。从表6 可见双塔法与单塔法相比其蒸汽使用量降低40%，冷却水用量降低46%。

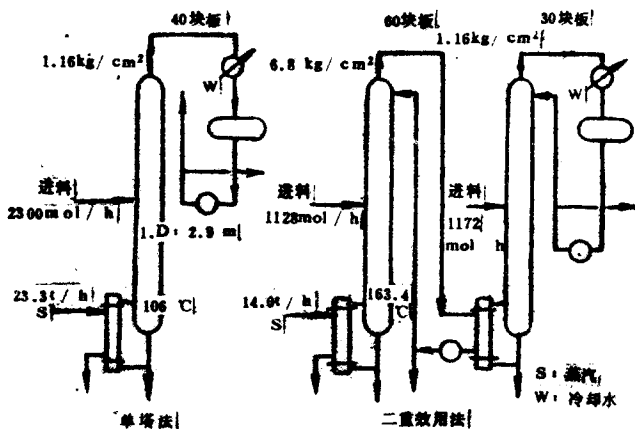


图21. 甲醇—水分离的二重效用法与单效法。

1964年，日本化学机械制造公司开始研究合成甲醇的精制蒸馏实验装置。以后又在回收各低沸点溶剂的蒸馏过程中扩大了其应用范围。其流程与Luyben 流程不同的地方是不使用并联进料而采用顺流式或逆流式进料。

并联进料法的优点是高压塔、低压塔的原液供给可以自由分配。原液中甲醇浓度低时

表6. 甲醇~水系的蒸馏操作条件 (Luyben 法)

参 数	单 位	单 塔	二 重 效 用	
			高 压 塔	低 压 塔
给液量	mol / hr	2300	1128	1172
给液组分	mol · f	0.8	0.8	0.8
馏出量	mol / hr	1841	903	903
馏出组分	—	0.999	0.999	0.999
釜出量	mol / hr	459	225	234
釜出液组分	—	0.001	0.001	0.001
操作压力	kg / cm ² 绝压	1.2	7.04	1.2
相对挥发度	—	7.5 ~ 2.7	3.5 ~ 1.9	7.5 ~ 2.7
板数	—	40	60	30
进料段	—	15	13	10
板间距	mm	610	610	610
板效率	%	75	75	75
塔径	m	2.9	1.52	2.13
回流比	—	0.9	1.5	1.01
再沸器面积	m ²	148.7	86	316
再沸器温度	℃	106	164	106
冷凝器面积	m ²	465	—	251
回流罐温度	℃	64.5	128.4	64.5
蒸汽用量	kg / hr	23300	14000	—
蒸汽压力	kg / cm ² G	3.5	21.1	—
冷却水用量	m ³ / hr	1060	—	580
冷却水温差	℃	11.1	—	11.1

其过程还可以进行。但由于高压塔塔顶蒸气是作为低压塔再沸器的加热源用，从传热系数来说自然要求温度高，因此高压塔的操作压力至少需要在 8 kg/cm² 表压以上。这样，在合成甲醇的脱水蒸馏中如果原料液中含有微量不纯物时，就容易产生不纯物的分解而影响产品纯度。由于操作压力较高，所以要用较高压力的蒸汽作为加热源。因此，日本化学机械制造公司采用原料液只供给低压塔，而高压塔的原料液从低压塔塔底液供给，并在高压塔内进行完全的脱甲醇过程。这样塔内气体的流向与液体的流向呈逆向流动。低压塔塔底温度，由于其组分含甲醇量约为一半，其所需要的加热温度可以降低，则可以用高压塔塔顶蒸气来加热，这样，高压塔也可以要求在较低的压力下操作。其流程见图22所示。该流程与单塔相比，蒸汽用量可以节减35%。

组合双分离系统的多重效用法：

日本化学机械制造公司提出了一种组合双分离系统的节能多重效用法。此法是在稀水溶液的单蒸馏塔中，将精馏段和提馏段分成两座塔。精馏塔进行减压操作，提馏塔进

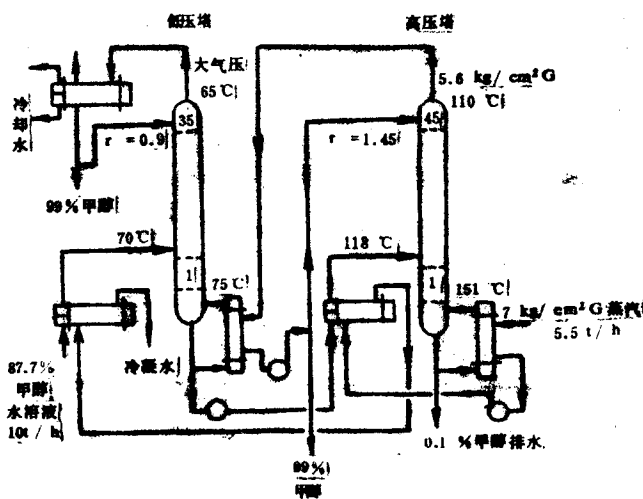


图22. 甲醇—水逆流式二重效用蒸馏法。

行加压操作，这样可以增加两塔间的压差，使提馏塔塔顶蒸气的潜热一部分去加热另一常压蒸馏系统，而剩下的一部分作为精馏塔塔底的加热用。这样另一常压蒸馏系统就可以不用外加蒸汽来加热，使提馏塔的塔顶蒸气的能量可以得到充分的利用，见图23。但是，本法存在的缺点是当要求高纯度的馏出液组分时，馏出液组分的沸点低，要求塔板数多，使塔顶的冷凝器不能用通常的冷却水为冷媒。此外，若常压塔要求在加压下蒸馏，那么就要进一步提高提馏塔的操作压力，使作为提馏塔加热源的蒸气压也需要进一步提高，这就使

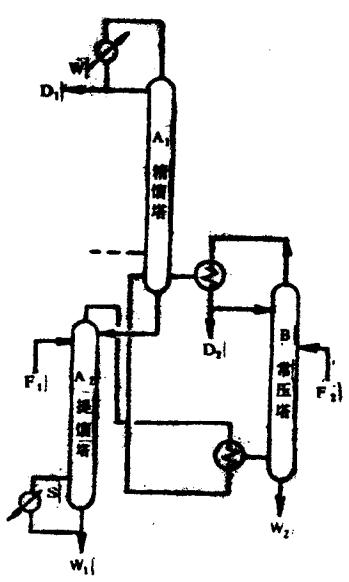


图23. 组合双分离系统的多重效用蒸馏法。

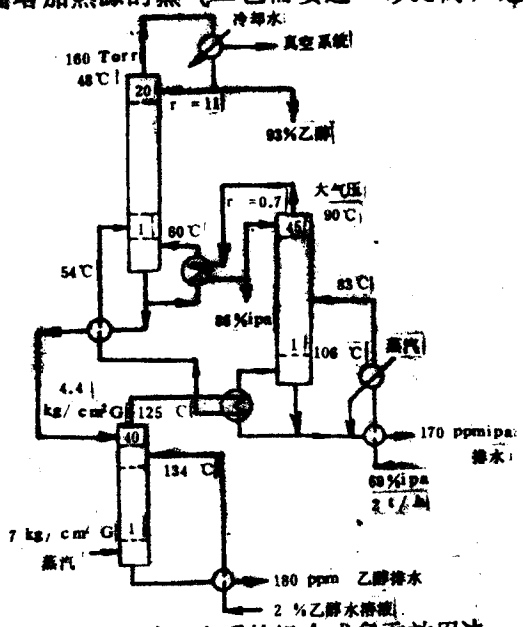


图24. 乙醇—水系的组合式多重效用法。