

国外蒸馏塔节能技术与发展趋势

上海市化工装备研究所情报室

一九八四年五月

目 录



前 言	1
一 蒸馏节能技术	2
二 采用高效塔板和填料	2 6
三 蒸馏控制节能及微机于蒸馏控制的应用	3 6
四 蒸馏节能发展趋势	4 9

国外蒸馏塔节能技术与发展趋势

引言

众所周知，蒸馏是用来分离化学类混合物的常用技术，它是利用各种物质不同的挥发性，将一个多组分流溶中的各组分，通过一系列的汽化和冷凝步骤进行分离的单元操作过程。在化学工厂和化学实验室里三分之二以上的操作是分离和提纯，而蒸馏过程则是最常用和最具有代表性的分离。可以说，蒸馏过程在化学工业中占有极其重要的地位。

其重要地位的另一侧面在于蒸馏是一能源大户。据统计，在主要资本主义国家里，化学工业的能量消耗一般都占国民经济总能耗的20%左右，美国，西德各为20%、22%。都列为工业部门耗能之首。而蒸馏系统的能耗又占据了相当的部分，美国占化工总能耗的17.6%，在西德，估计还要高些。因为，从西德化学工程师协会公布的资料来看，加工经反应器处理的化合物的热分离，其能耗占化工总能耗的60~80%。我国情况也大致如此，见表1。由此可见蒸馏耗能之巨一斑。

表1 1980年我国各工业部门的能耗

工 业 部 门	耗能量(万吨标准煤)
电 力	12794
化 学	8704
冶 金	7413
煤 炭	5417
轻 工	5208
建 材	3840
机 械	3270
石 油	3251
纺 织	1432
森 林	311

尽管如此，但由再沸器加给蒸馏塔的能量，大约有95%以上被塔顶水或空气冷却的冷凝器带走，只有5%的能量被有效地利用。因此，在石油化学和天然气加工的蒸馏系统中，能量损失相当可观，所以，有人称蒸馏是节能的龙头。

随着能源价格的日益增长，各国极重视蒸馏过程的节能，竞相探索研究蒸馏节能之途径。

我国亦如此，近年来有关蒸馏方面的节能文章发表很多。有人推算过，我国化学工业的蒸馏系统如采用一定的节能措施，只要使能耗降低10%，则每年可节省标准煤153万吨，即相当于节约107万吨石油，节省美元21400万，约合人民币38520万元。

同七十年代如何提高塔器处理量的要求不同，现在人们多在谋求怎样降低蒸馏过程的性耗。这种节能趋势的形成正是由于目前能源价格的的增长速度远远超过设备价格增长速度的缘故，见图1。

从图中可以看出，能源和设备之间的价格差异越来越悬殊。正是这种差异增大的趋势加之上面所描述的蒸馏耗能之巨，迫使人们不得不以经济的角度来考虑蒸馏节能。因此，无论是Achema 国际化机博览会82年展况，还是近年来发表的大量有关文献都表明，蒸馏塔的发展趋势就是节能的趋势。

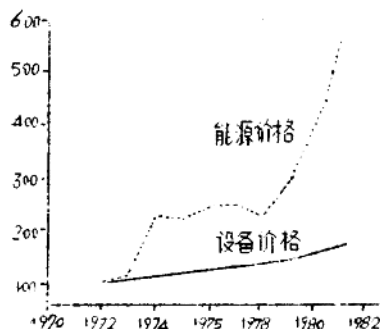


图1
能源或设备价格上升的趋势

鉴于这种趋势，本文试从蒸馏节能的观念来介绍蒸馏节能的现状、途径和发展趋势。同时，为了能够反映出总的进展情况，对塔板和填料的发展情况及仪表控制和微机在蒸馏节能方面的应用也略作介绍。对于蒸馏塔的原理构造和分类，一般化学工程手册和教科书都有详细的介绍，本文在此就不再赘述了。

一、蒸馏节能技术

蒸馏节能技术的途径很多，目前如美国、日本、西德等国对节能措施，由于其各自所持的着眼点不同，分类方法也不尽相同。我国近年来对蒸馏节能的介绍文章也比较多，然而，节能措施的分类也颇繁杂。本文在此倾向于天津大学化工系所持的从热力学着眼划分蒸馏节能的方法。下面介绍一下蒸馏节能技术的途径与方法。

蒸馏节能的一般或最简单的原理是：

1. 使蒸发器（热源）和冷凝器（冷源）相互组合，以谋求能耗的最低限度。

2. 最佳冷热源的组合表示如下：其能耗等于向外界释热所允许的能量损失加上用换热器维持预定操作温度消耗的能量。

一般混合物热焓可忽略

达到最佳组合的效果可通过选择相应的塔压和温度来增大和降低物料在塔设备中的流量来实现，也就是选择最佳的塔器串联过程。所谓最佳是指：年能耗和设备操作费用应保持最低水平。该定义包括同时权衡节能和为此所必需的费用。

图2就是许多文献中介绍的最多的以多组分混合物中提取纯组分的最佳方法。

图中示意出一些不用直接或间接蒸汽压缩法分离三种组分的塔序。

不仅是由于出现大量的流程方案，而且还由于每一种新的流程方案都取决于其出料口的方式和接口，因此，寻求最佳流程方案的关系相当复杂。如Doukas等人就指出，对于三元组分苯（A）/甲苯（B）/二甲苯（C），从年操作

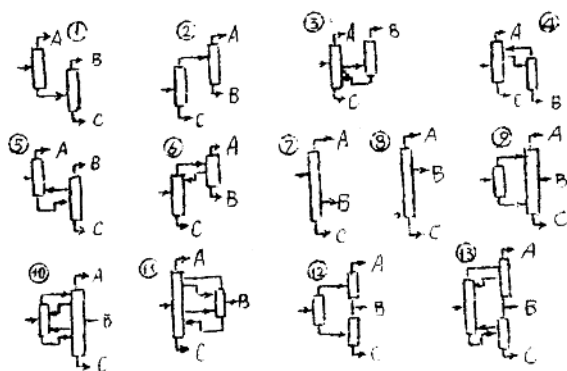


图2 分离了三组分的流程方案（无蒸汽压缩）

费用和能源费用来看，只有当A或C组分的克分子量为0.1时，流程方案8才是最佳的，如A或C的含量较高则方案7为最佳。当A组分的含量超过0.4时，最佳的则为方案1。

必须强调的是，没有一种方法可以提供一适用各种工况条件节能的万全之策，但任何一种方法的优劣应理解为降低费用的多寡，其关键在于某一工况应配有相应的节能措施。下面，我们就这方面作介绍。

以上谈了节能的基本原理也就是节能的基本要求。而蒸馏过程的节能途径大体可分为以下三个方面：

a 蒸馏过程热能的充分回收利用，它是以热力学第一定律为基础的；

b 减少蒸馏过程本身的能量需求，它以蒸馏原理为基础；

c 提高蒸馏系统的热力学效率，它以热力学第二定律为基础。

(一) 热能的回收利用

充分回收利用过程本身的热能是以热力学第一定律为依据的。因此，应使排出系统或散失于外界的热能成为最小。热能的回收包括显热和潜热的回收，下面分别加以叙述。

(1) 显热的回收利用

从蒸馏塔馏出的馏出液，侧馏液，釜出液等，无论在下道工序继续使用还是作为产品贮存或是以废液排出，都需要先进行冷却。因此就使一部分显热白白地被浪费了。如果能回收这一部分热量，就可以利用这些低品位的热能预热进料或其他料液。这样就可以达到节能的目的。当然，其经济情况还要取决于权衡设备增置的费用和节能的收效。图3为显热回收之例。不过该方法只能用于易于分离的混合物，对难分离的混合物，效果就不理想了。提高进料液温度，可以减少再沸器的加热负荷，但是在要求产品纯度高的蒸馏场合，进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。因此在考虑节能时，正确掌握蒸馏混合物的特性是相当关键的。上面所述的方法是显热的直接回收。

间接回收显热是把显热变成潜热再加以利用。从蒸馏塔底排出的

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，用作其他用热场合的加热源。利用此压差的间接回收显热的实例很多。图4所示之例为其一种。在低沸点稀溶液的蒸馏分离中，其釜出液基本上是不含挥发性物质的热水，通过减压法可获得纯净的蒸汽。操作者可以通过本系统发生的蒸汽量自动调节减压槽的压力。这种方法的优点是无需专门控制，只是其产生的蒸汽量取决于蒸馏釜出液的温度。蒸汽喷射泵的驱动蒸汽量和泵的出口压力视泵的特性而定。以图4为例，蒸汽喷射泵的特性为：

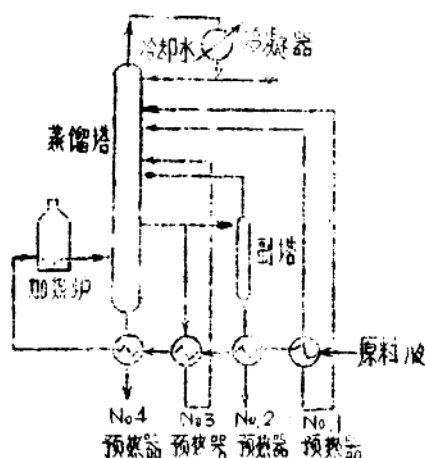


图3

利用精馏塔釜出液侧流液的显热

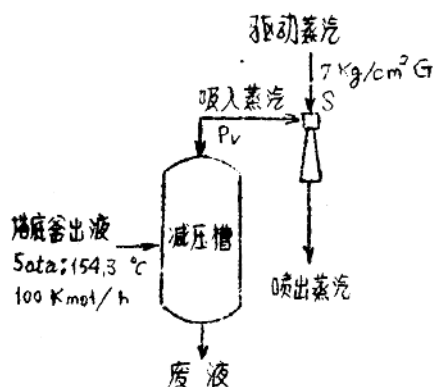


图4

减压操作利用釜出液显热

压缩比： $P_d/P_v=2.483$
吸入比： $V_s/S=1.266$
出口压力： $P_d=134.5\text{ mmHg}$
 $=85\text{ }^\circ\text{C}$
吸入压力： $P_v=175.00\text{ mmHg}$
 $63.5\text{ }^\circ\text{C}$

该蒸馏塔釜出液的温度为154.3
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 。该流程的蒸汽回收率对于釜出液量为6.4%；对于所使用的驱动蒸汽量为127%。

间接回收显热以提高节能效果
须注意：

- 1) 选择一定的蒸馏操作压力；
- 2) 回收的蒸汽是低压蒸汽，因此要考虑适当的用热场所；

3) 选择相应的蒸汽喷射泵。

图5 为日本化工机械制造公司采用的流程，它运用了显热转变为潜热的间接回收原理使该过程比两台独立的分离塔节省20%的蒸汽。

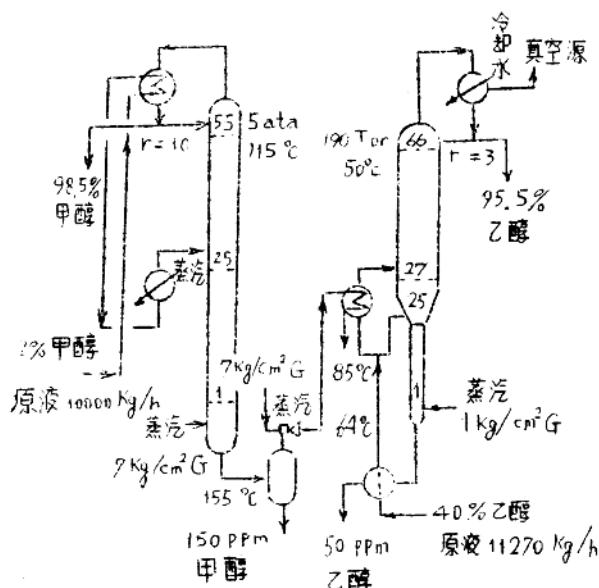


图5 变显热为潜热的蒸馏流程示意

(2) 潜热的回收利用

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产生低压蒸汽，这就是Kline 在其“热能守恒法”的研究报告中提出的。利用蒸馏塔塔顶蒸汽的潜热来回收热能是近年来采用的一系列节能方法之一。由此回收的蒸汽可作其他用热场合的热源。这种热回收过程的优点在于它不仅不会增加蒸馏操作的能耗，相反还可将回收的热量作为“产品”销售。

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。图6 为道化学公司带能改造前后的蒸馏过程。

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7所示。

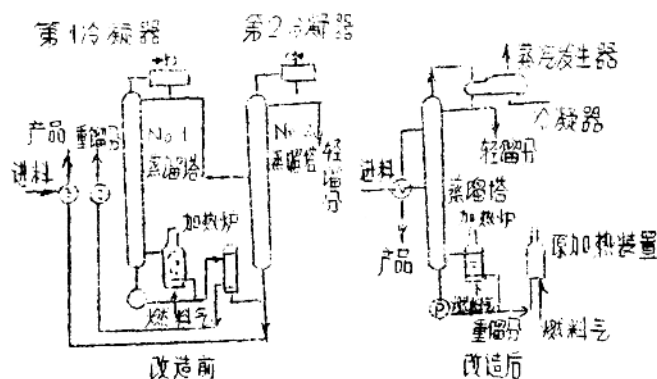


图6 副产重质芳香族化物流程的节能改造

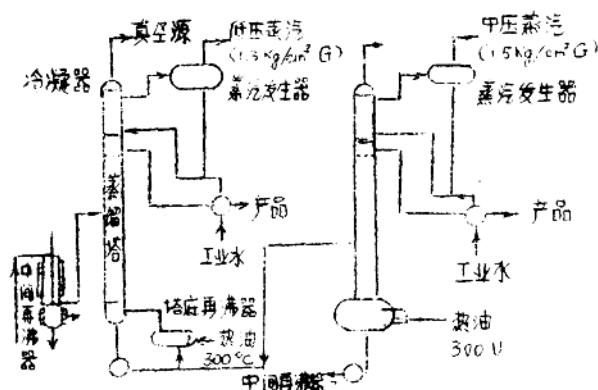


图7 高沸点馏分减压蒸馏产生蒸馏流程

若将加热量换算成蒸汽，回收率可达80%的蒸汽。该公司在处理废液（苯酚溶液）也采用了上述方法以回收加压蒸馏中的蒸汽，见图8。该过程的蒸汽回收率可达85%。

从上述几例中可以看出此流程只要利用来自塔顶的蒸汽发生器的蒸汽，就可以降低过程的能耗。

另一种潜热回收例是采用蒸馏、蒸发组合操作的甲醇溶液浓缩

法，可使蒸汽量消耗化蒸馏、蒸发单独操作降低60%。

(二) 减少蒸馏过程本身对能量的需求

① 采用最佳回流比

蒸馏过程加热蒸汽的消耗量50%以上取决于回流比；再沸器所提供的最小热量基本上也是根据最小回流比来确定的。为此，在尽可能的条件下减少操作的回流比。回流比是蒸馏塔操作的重要指标之一。蒸馏系统若采用最佳回流比，以较小的回流比实现相同的分离效果可比原系统降低20%的能耗。图9为回流比与费用的关系曲线。

随着蒸汽价格和能源价格的上升，最佳回流比将趋于最小回流比，如1960年回流比为1.4，75~78年为1.2，而目前则为1.2~1.3。

因此在蒸馏塔设计时，一般应严格控制设计富裕度，避免产品纯度过高，防止回流比过大。因为回流比增大不仅使塔釜的加热量增大且冷凝器负荷也必然增大，故塔的操作费用当回流比最小时为最少。其次回流比的选定将决定设备的尺寸，尺寸小当然投资费用就小。如回流比最小时，塔板数 N 为无穷大（参见图10）。如回流比略有增加，塔板数即从无穷大降为有限值，因而设备费用也急剧下降。但当回流比到某一程度后，设备费反而增大。操作上的最低回流比系指可能条件下的值，亦称最佳回流比。所以，一般新设备设计时均确定在最佳回流比下操作。此时总成本（设备费加操作费）为最小。

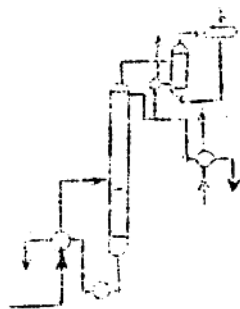


图8

回收苯酚副产蒸汽的过程

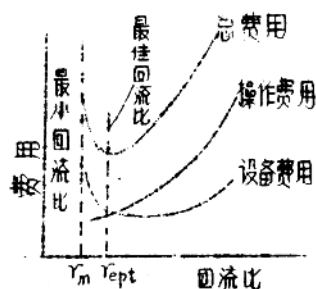


图9

回流比与费用的关系

② 产品规格的控制

在实际操作中，通常的作法是将装置的产品规格定得稍高于标准规格以避免由于操作波动而产生不合格的产品。同时应经常检查产品规格，用以与指标规格比较，以调整操作减少波动，使产品达到标准规格，从而避免产品返工以达到节能的目的。在目前能量价格上涨的情况下，可以重新评定产品标准规格，并与潜在的节能进行经济平衡。

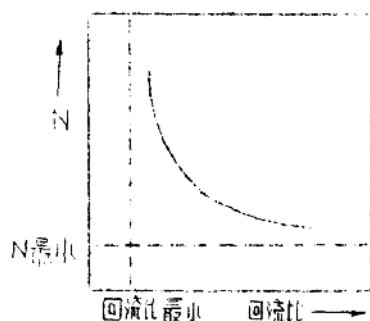


图 10

理论塔板数与回流比的关系

③ 进料板位置的选择

进料位置应选择塔板上的组分与进料的组分相同的那一层塔板上，不然会发生由调和引起的效率损失，也可能会使提馏段与蒸馏段比例不当造成某段操作不规则。大部分塔器都设有几个进料点，不必再另设。即使重新定位进料，其投资也很少，且节能效果也很好。确定最佳进料板位置，一般需要对塔板进行逐一计算（通常由电子计算机模拟组件运算）来确定中浓度分布。

若从直接取样本通过模拟运算过程发现进料位置太高，修正位置便可节省1.7%的能耗。

④ 进料状态的选用

从过冷液体至过热蒸汽都可以作为进料状态，它对塔的热平衡有很大影响。进料状态的变化能影响系统的投资和操作费用。为此，进料状态是蒸馏系统最佳化设计的重要参数之一。进料状态的改变使冷凝器和再沸器的负荷也发生变化，见图 11。

由图可知，当进料从饱和液体变成饱和蒸汽时，冷凝器负荷变化幅度较小而再沸器负荷变化却相当大。当采用冷却水冷凝和 50 磅/英寸²（表压）蒸汽再沸的塔，若用全蒸汽进料其费用可降低 37%。当然，如果蒸馏塔只有 20% 的进料分离为塔底产品的话，则将出现图 12 的情况。此时，对于以水作冷凝介质的塔，如选择进料约含

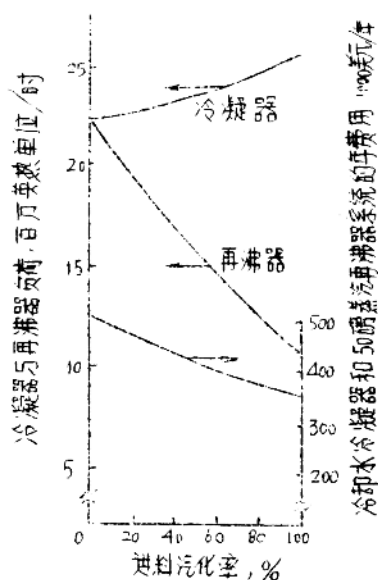


图 1-1 进料状态与费用的关系
(80%的塔顶产品, 20%的塔底产品)

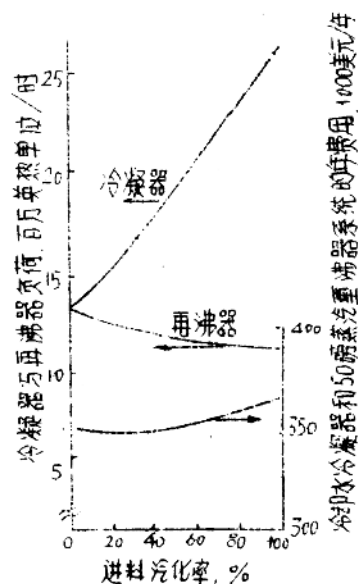


图 1-2 进料状态与费用的关系
(20%的塔顶产品, 80%的塔底产品)

40%的蒸汽时, 年操作费用为最低。

⑤ 降低操作压力

对大多数物料, 用低压蒸馏分馏比较容易。所谓降压是指选择最佳操作压力, 它是节能的一条有力措施。多数组分, 尤其沸点相近的组分, 其相对挥发度随压力的降低而增大。事实证明, 在一定的分离精度要求下, 如能降低操作压力, 则可减小回流比, 其节能的效果较为显著。如甲烷塔在5~6公斤力/厘米²压力下操作与30~35公斤力/厘米²压力下操作相比, 回流比可降低1/9~1/10, 一个40万吨的乙烯装置可节约制冷用压缩机功率3600千瓦, 而且投资也较少。

使用此法时, 应先权衡节能和费用投资的关系。

⑥ 蒸馏塔的维护

塔内的塔板或填料的工作状况对蒸馏分离影响很大。塔板的堵塞,

结垢和腐蚀等都会导致蒸馏过程的失常而增加能耗。因此，塔的检修和清洗也可获得节能的效果。

⑦ 控制循环

蒸馏节能的另一途径是改传统蒸馏操作方法为控制循环，其具体做法就是在不带降液管的塔如筛板塔和填料塔中，加设一自动启闭电磁阀，如图 13 所示。控制该阀的启闭时间可使液体、气体交替循环分别向下和向上流动。每一循环的气、液流动时间分别控制在 1~10 秒。这样就大大提高了塔的传质效率。实际上，这一非稳态操作过程的气液两相可视为单相流动。在液体流动段，各级液体均匀下落呈活塞流，轴向混合很小；在气体流动段，上升蒸汽与液体充分接触，故传质推动力较普通蒸馏大。因此在气体流动段期间，虽各级推动力相异且由大变小，但平均推动力较普通蒸馏为大，故传质速率提高。据称控制循环法的总板效率比普通蒸馏可提高一倍，最高可达 200%。其节能效果取决于物系的相对挥发度

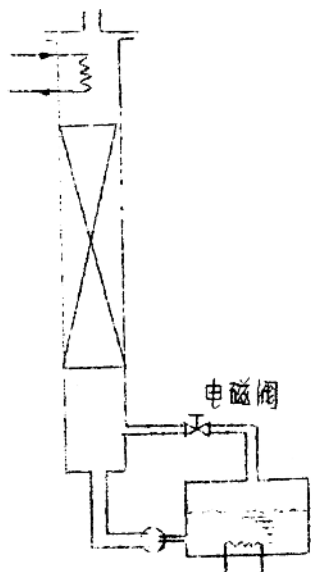


图 13. 控制循环蒸馏

α ，一般可节约 50~80% 的能量，见表 2。由表可见，控制循环用于相对挥发度小或所需总塔板数多的系统，节能效果更佳。

目前，控制循环蒸馏尚处在探索与开发阶段，工业化的问题尚有待于解决。但作为蒸馏节能的新途径，前景是十分广阔的。

(三) 提高蒸馏系统的热力学效率

这一蒸馏节能途径在蒸馏节能中，占有极其重要的地位。因为传统蒸馏的热效率很低，只有 5%，而在 95% 的被浪费的热能中，大多数为低位能量。因此根据热力学第二定律分析，研究降低蒸馏过程的能耗无疑是十分重要的。

表2 控制循环蒸馏的节能效果

挥发度	最小回流比	总塔板数	节能率%	备 注
3.0	1.673	6	25.4	进料组成50%
2.5	1.893	7	29.6	塔顶产品组成90%
2.0	1.827	10	30.5	塔底产品组成10%
1.75	1.755	13	32.2	(以上均为组分A的分子分数)
1.5	1.855	18	38.3	进料组成50%
1.3	1.464	5	19.9	塔顶产品组成60%
1.1	1.835	14	38.4	塔底产品组成40%
1.01	1.999	140	82.3	(以上均为组分A的分子分数)

① 增设中间再沸器和中间冷凝器

如图14所示,若沸点进料的蒸馏塔在绝热条件下操作,以及忽略各股液体物料的蒸发潜热及显热差别,则从热力学可知,该塔的净消耗功为 $W_0 = Q_0 T_0 \left(\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_R} \right)$ 。对某一蒸馏, Q_0 、 T_0 、 T_C 和 T_R

均为定值,欲减小净消耗功,则需要修改加入或移出热量的方式。通俗一点说,当热负荷量不发生变化时,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个流体间的热交换效率,这里只要在中间段附加再沸器和冷凝器。如图15增设中间再沸器后,该塔净消耗功

$W = Q_0 T_0 \left(\frac{1}{T_m} - \frac{1}{T_R} \right) + Q_0 T_0 \left(\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T_m} \right)$,显然 $W - W_0 > 0$,即

$W < W_0$ 。那么若在进料点上、下分别增设无限多个中间冷凝器和中间再沸器,则该塔净消耗功将减为最小。蒸馏塔设置中间再沸器可以用较低位能的热源来代替塔底再沸的一部分高位能热源。如果设置中间冷凝器,则其冷凝回收的位能要比塔顶冷凝回收的高,因此就可以更有效地利用其回收的热能。图16为日本化学机械制造公司所采用的甲酮—水—苯分离流程。此蒸馏系统使分别形成甲基异丁基甲酮—水和苯酚—水的共沸混合物、含甲基异丁基甲酮—水—苯酚的组分经

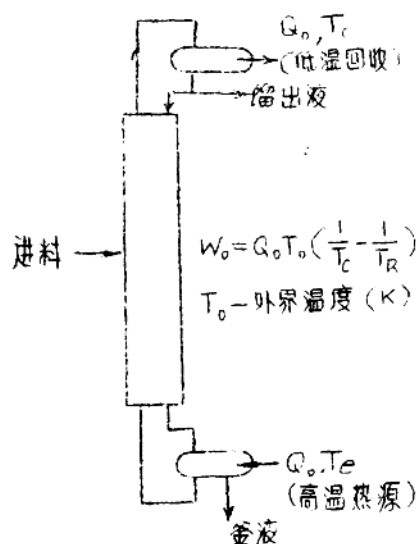


图 14. 普通蒸馏

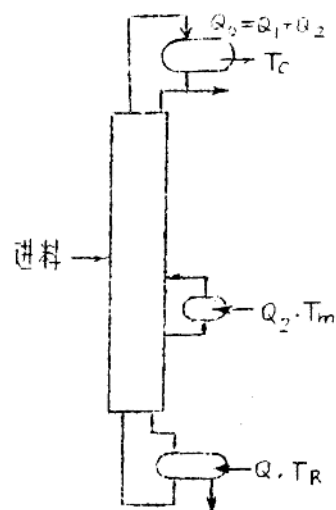


图 15.

加设中间再沸器蒸馏过程

倾析器分离出水，而甲基异丁基甲酮从旁管馏出。该流程由于加料段的沸点比塔底的沸点低得多，所以加料段的中间再沸器的热源可以利用透平排汽的中压蒸汽。同时塔底再沸器所需的热量用 300°C 的加热油。由于有效利用了透平的排汽，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约 73%。但此法要求原料液的组分含有大量低沸点成份。目前，国外对增设中间再沸器和冷凝器的研究表明，在一台设备上同时加设再沸器和冷凝器，与仅增加

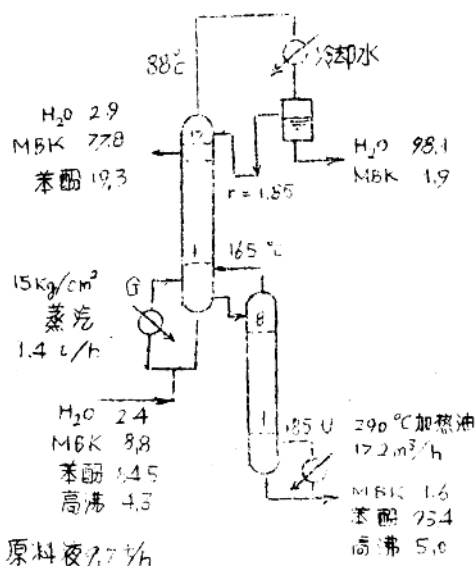


图 16. 设中间再沸器的流程实例

一台再沸器或冷凝器相比，其热力学效率更高。当处理低浓度物料时，这种提高尤为明显。此外，如果塔顶底温差较大且具有相应低温热源时，使用该法节能效果最佳。

② 多效蒸馏

多效蒸馏的原理与多效蒸发相同，即将前后塔顶蒸汽作为次级塔釜的加热蒸汽。多效蒸馏加热蒸汽的用量与效数近似成反比，效数愈多，用量越少，如图 17 三效蒸馏的蒸汽用量仅为单塔时的 35%。但效数的增加受到第一级加热蒸汽压力及末级冷凝介质种类的限制。效数过多，设备投资过大且操作困难，故多采用双效蒸馏。Luyben 和 O. Brien 分别详细报导过甲醇—水和二甲苯回收塔改用了双效蒸馏后，后者的消耗仅为单塔蒸馏的 59%。

多效用法的组合方式大致可以分四类如图 18 所示。采用这种方法所需要的热量可以减少到单塔的 60~70%

如日本化学机械制造公司的联氨—食盐—水的分离（见图 17）就是

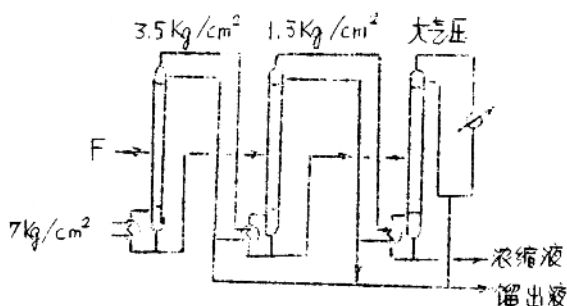


图 17. 联氨—食盐—水的三效蒸馏

采用三效蒸馏法，除了节能以外，冷却水用量也减少了 67%。

图 19 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，因而需要分成多塔。如采用双效法，需要四台蒸馏塔，这样就会增加设备费用。对此日本制作所根据相应的原理提出了单塔多效蒸馏的独特设想。但这种结构的塔受到塔板数的限制且回流比只能取小数值 0.2~0.3。目前这种结构只能用于挥发性极小的物系的分离。但这种单塔多效蒸馏对节能的意义随着技术上的改进而显得愈来愈大。

图 20 为 Luyben 法的甲醇——水蒸馏的双效与单效流程图。此多效蒸馏比单塔旧法可节省蒸汽量 40%，冷却水用量 46%。

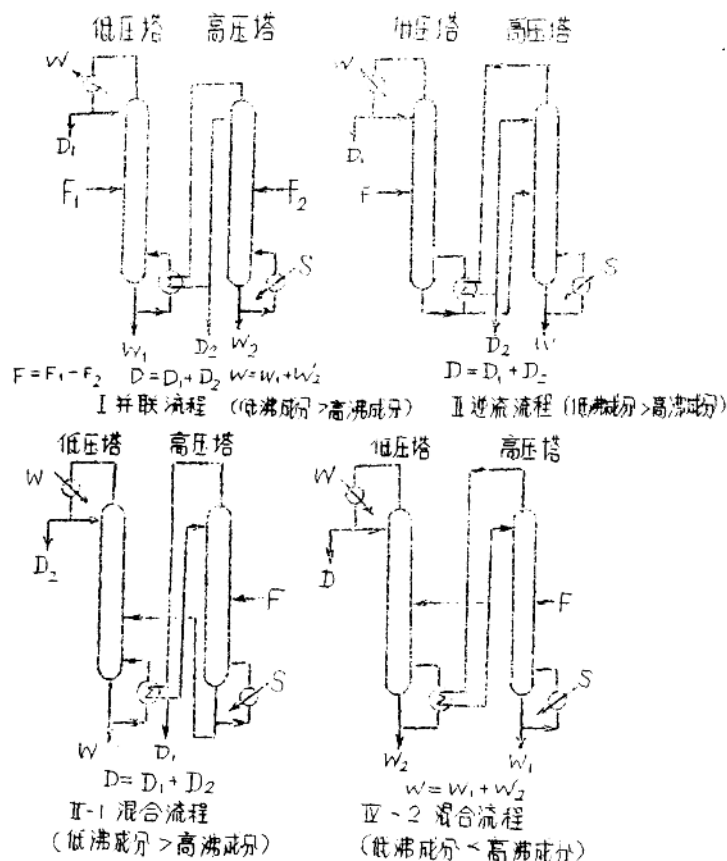


图 18. 多效蒸馏过程

多效蒸馏的实例很多,在此不一一例举。另外要说明的是,多效蒸馏一般适用于非热敏性物料的分离。

3. 热偶蒸馏

按传统设计,采用塔系分离多组分物系时,塔数等于组分数减 1。图 2-1 示出了三组分系统的两种常规分离方案,各塔分别配备再沸器和冷凝器。因为冷、热流体通过换热管壁的实际传热过程是不可逆的,为保证过程的进行,需要有足够的温度差。温度越大,有效能损失越多,热力学效率也就越低。