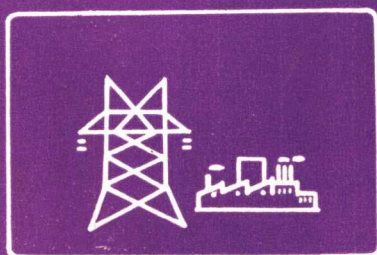




工业节能手册

GONGYE JIENENG SHOUCE



北京能源学会

前 言

《工业节能手册》主要取材于麻省理工学院出版社出版的《工业节能手册》(Industrial Energy Conservation Manuals), 原书共分十七分册并各成一体, 内容广泛地介绍了工业生产中行之有效的节能技术, 可供有关工程技术人员和管理人员参阅。

本书按类分为四册发行, 但保留原书分册编号, 以备查询。

参加本书编译和校审的有张铁忠、虞承中、谢行健、杨道申、温永湘、杨玉, 刘桂珠等同志。

编译过程中错误不当之处在所难免, 欢迎读者批评指正。

北 京 能 源 学 会
《工业节能手册》编译组

1984年1月

目 录

第八分册 余热回收	(1)
第十六分册 蒸气的有效调配	(32)
第六分册 窑炉节约燃料	(45)
第九分册 吸附, 气体吸附和 液液抽提: 过程的 选择和节能	(65)

第八分册 余热回收

第 1 节 余热源

- 1.1 燃烧烟气
- 1.2 反应器冷却
- 1.3 过程冷却器和冷凝器
- 1.4 高压流体
- 1.5 废可燃物

第 1 节测验题

第 2 节 余热回收技术

- 2.1 回收能量的价值
- 2.2 重要的回收方法
- 2.3 限制选择的一般问题

第 2 节测验题

第 3 节 热源和冷源匹配

- 3.1 系统方法
- 3.2 经济导则

第 3 节测验题

第 4 节 助燃空气或进料预热

- 4.1 节约估算
- 4.2 预热器种类
- 4.3 干燥器或建筑物空气预热
- 4.4 实例和导则

第 4 节测验题

第 5 节 蒸汽生产

- 5.1 节约估算
- 5.2 余热锅炉种类
- 5.3 经济效益问题

第 5 节测验题

总考核题

附录

术语

第1节 余热源

思考题

1. 1 KW电功率相当于多少Btu/hr?
2. 一个电厂的平均热效率为33%，如果燃料的热值为10,000 Btu/lb，则生产1 KW电要烧多少燃料?
3. 10,000 lb/hr加热炉烟气由350°F冷却至100°F，如果气体为恒压，在此压力下的比热为0.25 Btu/lb—°R，试做出此烟气的温度与释热量的关系曲线。
4. 在同一曲线上，画出进入温度200°F、压力200/psi绝对值(psia)并在此压力沸腾的1,000 lb/hr水的温度曲线。如果由烟气加热，则蒸汽能达到的最高温度是多少？在此场合能利用多少烟气能量？(见附录A答案。)

1.1 燃烧烟气

当燃料还很便宜的时候，在设计燃烧的过程设备时，都取较高的烟气温度和过量空气率。而今日由于燃料价格上升，很多这样在使用中的设备都存在着从烟气中回收余热的很大潜力。

烟气温度和现有的负压对于使烧火加热器提高效率的项目获得经济效益都是很重要的。目前的设计，烟气温度对含硫燃料是350°F左右，对无硫燃料仅是250°F。但是，降低烟气温度，将极大地降低自烟囱中的负压，因为

$$\begin{aligned} & \text{理论负压(英寸水柱)} \\ &= \frac{12 \times SH \times (\text{冷空气密度} - \text{热烟气密度})}{\text{水的密度}} \end{aligned}$$

式中 SH 为烟囱高度，英尺。对于现有的设备，这种情况得到部分的补偿，因为烟囱按30—100%设计过量空气，而运行则按10%的过量空气。

负压成为改善现有加热器效率项目的主要的决定因素。为了自烟气中收回更多的热

量，对流段要增加更多的管子。这就加大了压降并增高了所需的负压，而同时原有的负压却降低了。这个矛盾迅速地导致第一个经济限制：现有的自然负压(见表1.1)。对于小的加热器，回收只是在有自然负压存在的那一点以上才是合理的。

表 1.1 烟气温度对烟囱负压的影响

烟气温度(°F)	0.8英寸负压时的 烟囱高度(ft)*
300	240
400	185
500	160
600	143
700	130

* 包括烟囱摩擦和烟囱底部的出口损耗0.2英寸水柱。

为了增加负压，就使成本发生阶梯式的变化。只有对于大型的($>100 \times 10^6$ Btu/hr)装置，强制通风风机或配相应管道的新烟囱才是合理的。

在许多装置中，已经由于某种原因而设置了强制通风。在这里，设计师并没有因增加负压而遇到成本的阶梯式变化。改变风机转子或电机，或两者都改，要便宜得多。在这样的系统中，为了回收更多的能量，这是值得的。

燃气轮机是强力通风系统的一个普遍的例子。燃气轮机本身的排气一般在800-900°F之间，约含17%的氧，处于几英寸水柱的正压。燃气轮机供应厂商广泛地研究了用于他们的机器的余热锅炉和同流换热器。在联合循环发电厂中，排气通常用作常规锅炉事先预热的空气。处理燃气轮机排气的关键因素是压降。如果排气压降超过厂商规定的限值，原动机性能要发生很大的变化。工程师在提出回收燃气轮机排气余热时应与供应厂

商密切合作。

烟气系统中的传热是很费钱的。总效率很低,一般小于 $10\text{Btu/hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$,扩展换热表面已是一条规则。利用烟气和热回收流体之间最大的温差以降低资本费用的办法是引入的。设计师在走上这条路之前,要慎重地分析长期的远景和总的现场公用设施的平衡,因为大的温差意味着熵的巨大增长,也就意味着热力学效率的降低。在可能的范围内,高温热源应当用于满足高温需要。

最后一个要考虑的问题是,烟气是脏的。随燃料的不同,可能需要对流吹灰机和钉头管而不是肋管。在干燥器和焙烧炉中可能存在各种腐蚀性蒸气和固体(不是通常的氧化硫)。

1.2 反应器冷却

许多反应是放热的,提供了回收热能的机会。但这种能量的回收较其它场合更为复杂。影响任何方案的技术或经济可行性的典型问题有:结构材料、对生产率的影响、结垢性质、压力要求、过程控制、安全、漏入或流出反应器的后果以及反应器的形状。

需要高的过程侧压力的反应器一般难以改善。在管式低密度聚乙烯反应器中,运行在 $50,000\text{psi}$ 压力下的一英里或更长的双管换热器用作反应器。产品质量和生产率在很大程度上取决于反应物的温度曲线。一般是在环形空间里通以冷却水,取出热量和控制反应温度。如果要用此水生产蒸汽,就会造成一些问题。由于反应物与冷却剂之间的温差变了,反应物的温度曲线以及随之而来的产品数量和质量也变了,安全进行反应的能力(冷却剂的质量和温度)就受到限制。自然,壳侧的形状也要改变。在这种专用的反应器系统中,通过改造是难以取得多少成效的。

在复杂程度较低的情况,基本保留原设计的简单方法常常是实用的。在无法更经济地提供附加的锅炉给水预热的较少见情况下,以冷却水代替锅炉给水常常是直截了当

的和经济的。在另一些情况下,进料可直接在反应器中或在其冷却通道中预热。这些方法避免了结构材料和相变方法的附加问题,所用资本投资也少。

1.3 过程冷却器和冷凝器

冷却器和冷凝器常常提供最容易的余热回收的机会。在典型的石油化工厂中,反应器下流有很大一部分能源投入量是排入分馏塔列的冷凝器、抽提溶剂或吸收剂回收塔或产品冷却器中。这些物流作为能源,有许多优点。它们的数量充足,造成的过程复杂性少,流体清洁,可设计良好的传热,有可适用的设备布置,材料问题也不大。在许多过程中,温度较低,故回收的能量没有价值。在另一些过程中,塔压可以增高,以增大回收的热能的潜力。但是,这样一来,相对挥发度会降低,而需要更多的能量。加热锅炉给水或生产低压蒸汽一般是可能的,对于大的装置($50-100\times 10^6\text{Btu/hr}$),热泵、朗肯循环发电或其它机械辅助的回收技术可能是经济的。

1.4 高压流体

自某些废物流可以回收功。一般说,回收 1Btu 的功,相当于节约 3Btu 的燃料。

气体膨胀机在许多应用场合是实用的。其范围从制冷的系统中中压到高压的极小物流,直到较低压力的很大物流。例如,乙烯厂中脱甲烷塔的塔顶产品,在 $400-500\text{psia}$ 下是很冷的。在新设计的工厂中用一汽轮机来使此物流降压而回收功率,现在已成常规,但有时仅用作附加制冷的预支。这些预支或反映在制冷压缩机功率节约上,或反映在乙烯收率的改善上。这种节能方法有许多实现的机会,改造常常是划算的。

另一方面,烟气膨胀机常常可用于催化裂化塔。这里的气流压力低($<30\text{psig}$),含有一些催化剂粉末及其它结垢物,但它的另一个优点补救了这些缺陷,即它可以变得很大很热($\sim 1,200^\circ\text{F}$)。目前已有13台轴流单级膨胀机用于流体催化裂化塔中的再生器出

口。其中10台由Ingersoll-Rand公司、3台由Elliott公司提供。

总之，目前通过节流降压的气流(包括蒸汽)，是很好的回收功的来源。回收的可能性应当直接关联到功率源上或者完全独立(发电或空气压缩)，以避免维修因素的牵扯。

高压液体提供的功率回收潜力较气流为少。正象将一磅水打到更高压力所消耗的功少于压缩一磅蒸汽到同一压差一样，在逆过程中回收的能量也少。仅仅大的液体流才有实际的回收可能。

在过程工厂中，各种酸性气(CO_2 , H_2S)洗涤过程需要将大量溶剂从高压向低压循环。泵常常用双重驱动：电机和水轮机(图1.1)。一旦电机建立起流动，高压塔的返回流就驱动水轮机，而使电机脱载。图1.1所示结构中有一旁路，以备能量回收通道不能用或暂时不能运行时使用。

混相应用面临着机械开发问题。市场上

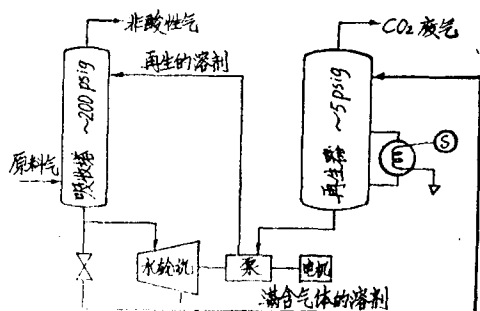


图 1.1 液体功率回收

还没有自多相物流和闪蒸物流回收功的有效机械。如酸性气洗涤等场合中，少量气体放出是允许的，但是，随着强烈的闪蒸，或者机器要受到损害，或者蒸汽的能量得不到回收。在制冷系统中换装节流阀，由于强烈的闪蒸，是不经济的。低密度聚乙烯反应器出口压力由50,000psi降至几百，但无法回收能量，因为存在着多相，以及对进口物流的热动力性质不了解。

1.5 废可燃物

一个时期以来，废气和排气被回收用作

燃料。这些气体一般是收集起来，在专用加热炉、锅炉或焚烧炉中燃烧。有些公司在其常规的燃烧器上加一个喷嘴分配废气，以解决控制问题。在任何系统，点火控制设备应能不打乱过程而补偿废气热值和流量的变化。

在有些工厂中，将回收的废燃料混合到工厂燃料系统中去，会造成潜在的麻烦，因为整个燃料系统的组成会被打乱，或管道被腐蚀，或逆闪特性变化，或流动不稳定，或出口燃料污染。废气流中含腐蚀性气体造成腐蚀，压力波动造成流动不稳定。

一家炼油厂有一次设法将一些酸性气混入其液化石油气产品中。由于产品加了增臭剂并符合其它规格要求，似乎没什么问题，但以后一些零买用户开始抱怨他们的炊事用具的底子竟然掉了下来！

放空和排气回收系统现在变得经济上可行。由于环境 and 经济两方面的理由，甚至在不正常的条件下，废烃的放空和排放也正在被削减。除重大失常外，在一切失常情况下，许多公司都发现将放空管线气重新压入废燃料集箱中去是经济的。这需要正确地估算连续流量和灵活的系统。机械、控制和腐蚀问题必须解决，为此，必须充分了解流量变化和待回收气体可能的成分范围。

放空管线气的回收还存在安全问题。这种气体常常含有氧气和可燃杂质。对这样的气流即使进行平缓的压缩，也可能产生足够的热量，导致不安全的反应。例如，烯烃和乙炔在加热后分解为纯态。有小量氧存在，即使未达到可燃的限值，也会降低发生这种反应的温度。

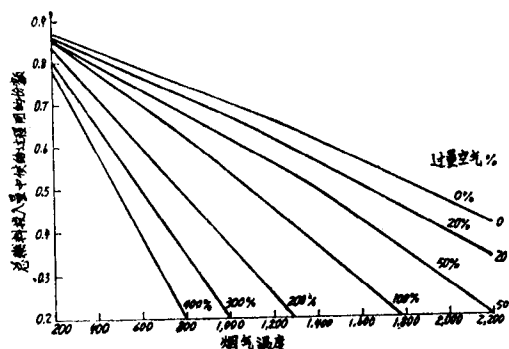
固体废料有时可回收作燃料。更多的工厂在设法回收废纸、不合格的聚合物、木屑、树皮等等废料。如果工厂有一台烧煤或烧废料的锅炉，利用这些废料容易些，如果原设计没有，就麻烦了。固体废料的收集和处置要花很多的钱。

许多地方正在建造“垃圾发电”厂，可改

善经济性，使收集工作系统化，并把腐蚀问题移到工厂大门外去。

第1节 测验题

下图所示为一炼油厂气体燃料燃烧产生的烟气中的热量。任何燃料都可以制成这样的曲线，而且随着燃料成分和碳氢比而不同。根据此图，可对一类烟气条件计算出一定量燃料燃烧所能供给过程的热量。



第1节 测验题图

1. 如果烟气温度1,000°F，燃烧时的过量空气为200%，试计算供给过程 100×10^6 Btu/hr所需的燃料。

2. 如果烟气温度降至300°F，可节能多少？

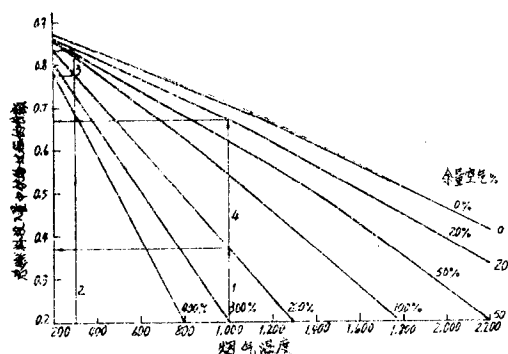
3. 如果配合烟气温度降到300°F，余量空气降到20%，总节能量有多少？

4. 什么过程条件限制效率改善的幅度？

解

1. 附图中的箭头1表明，在规定的烟气条件下总效率为37%。故

$$\begin{aligned} \text{所需燃料} &= \frac{100 \times 10^6}{0.37} \\ &= 270 \times 10^6 \text{ Btu/hr.} \end{aligned}$$



第1题 答案图

2. 如果烟气温度降至300°F，则箭头2表示有效热。效率增至77.5%。所需燃料为

$$\frac{100 \times 10^6}{0.775} = 129 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

节约为 $270 - 129 = 141 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$

3. 降低余量空气可进一步改善效率（箭头3）。综合改进的效率是83.5%。所需燃料

$$\frac{100 \times 10^6}{0.835} = 120 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

综合节约为

$$270 - 120 = 150 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

4. 过程阶段的效率可以增加一倍，主要靠降低烟气温度。可供使用的热能是在300°F和1,000°F之间。从过程的角度看，实现这一项目的关键是为较低温度的热能寻找用途。如不能直接用于过程中，用于燃烧过程和(或)蒸汽生产的空气预热是可行的。另一种办法是，放下烟气温度不管，降低余量空气。箭头4表明，这样可将效率提高到67%。所需燃料

$$\frac{100}{0.67} = 150 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

节约 $270 - 150 = 120 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$

第2节 余热回收技术

思考题

1. 如果烟气温度500°F，余量助燃空气20%，锅炉给水250°F，锅炉辅助设备(风机、

泵)每生产100lb消耗600psia蒸汽10lb，试计算生产750°F、600psia蒸汽10,000lb/hr所需燃料。

2. 如果上题中汽轮发电机效率80%，蒸汽出口压力100psia，计算蒸汽能产生的功率。出口蒸汽的温度是多少？

2.1 回收能量的价值

回收能量的经济价值决定于它所节约的能源如石油、电力等等的市场价值。因此，了解在何处将回收的能量送入工厂总的供能系统，对于经济分析是很重要的。

就意图良好的节能人员而言，一个典型的而且是极为普遍的眼界狭隘的例子，就是单元设备的管理者或工程师只想着改进他的设备的效率。他提出以低压蒸汽形式收回余热的方案(一般是最便宜的)，降低他的设备的能耗或者向邻近的汽包供汽。他在制订经济方案时常得助于以焓为基础的蒸汽价格制度，这使他因生产的蒸汽而获得赞誉。而在电厂投运之后，排汽阀开得大大的，投资的效益都跑到烟囱里去了。

一般说，回收能量的最有益的应用是供给低温应用。最直接的办法是用来预热主要用燃料(包括间接由蒸汽系统在产出时的压力下提供的热能)加热的助燃空气或进料。不存在要加以考虑的相互影响，结果可直接在燃料计量仪表上测出(如果有的话)。

在自产蒸汽的工厂，评价蒸汽节约量的正确方法是计算节能潜力对现物(包括锅炉)所用总燃料量的影响。这样，就可以按容易测量的和始终如一的指标，即燃料帐单，来计算真实的经济影响了。在上引的例子中，节约可能为零，因为蒸汽系统不平衡。基于费用的蒸汽价值计算是没什么含混的；纯经济影响很明确。

燃料节约的价值可由于供应方面的考虑而提高。在许多地区，一般用于过程加热器的理想的天然气和轻质燃料油的供应是受限制的，并能影响生产。因此，燃料的节约亦可反映在增产的效益中。能源需求从轻质过程燃料转为更重更便宜的锅炉燃料，常常是一项附加的经济刺激。

电力的节约在评价问题上更为复杂。特别是，有些工厂生产高压蒸汽，用背压式汽轮机(排汽降至过程蒸汽压力)和冷凝式汽轮机发电。这样的工厂常购买备用电力。有些地区购买的电力比厂内用冷凝式汽轮机增发的电更便宜。在下述情况下购入电力常常更便宜：电力公司以低于现行工厂燃料价值的价格签订了长期燃料合同；适当的容量由水电站供给；或者工厂中可以利用非峰电力。因此，虽然电力是纯功，且在热力学上是价值最高的公用设施，节电的经济影响是各不相同的。除正确地进行经济分析外，别无他法。

2.2 重要的回收方法

烟气热回收

在某些情况下，在有关的或邻近的过程中直接利用烟气，还是有余地的。这比预热助燃空气能节约更多的燃料。考虑图 2.1 所示的例子。在此例中没有反应热。在燃烧的100个燃料单位中，40个单位将进料加热至理想温度，10个单位为辐射和泄漏损耗，其余50个单位是1,600°F烟气中的显热。此烟气提供了很大的节能机会。

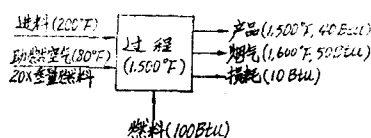


图2.1 基础实例

在加热炉中增一个对流段，用一部分烟气加热进料，可降低燃烧需要量。如图 2.2 所示，自烟气中回收12.5个单位的能量，可降低25个单位的燃料需要量。如第 1 节中有

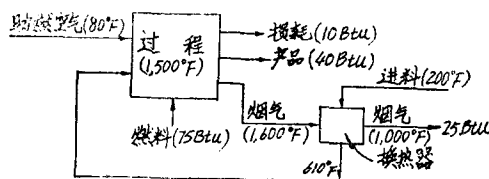


图 2.2 进料预热

效热曲线所示, 烟气温度降至 $1'000^{\circ}\text{F}$, 使加热炉效率提高到67%。以67%的效率供给50Btu的能量, 需要燃烧75Btu的燃料。

如果进料已经预热, 则烟气可用来预热要用在加热器中的助燃空气。对于典型的天然气燃料, 以20%左右的余量空气燃烧一磅燃料, 约需20磅空气。所有这些空气都必须从环境温度加热至火焰温度, 然后作为烟气排出, 排出后又可用于预热空气。图 2.3 为空气预热器的示意图。

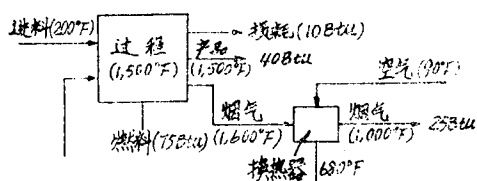


图 2.3 空气预热

图 2.2和2.3表明, 进料预热和空气预热带同等的能量。使二者造成差异的因素是两种方法的资本费用和可能的回收程度。预热的空气温度与烟气温度相平衡比进料快(热容量更大), 所以进料预热有更大的能量回收潜力。

显然, 还可以设想其它的从烟气中回收能量的途径, 包括与其它过程和蒸汽生产直接合为一体。

在使用大量空气运送热量的干燥器、造纸机及其它操作中, 过程的约束条件决定了可能的节能程度。造纸机的运行在很大程度上依赖于进入的热空气湿度。显然, 温湿空气的直接循环再用是不可能的, 但与冷干空气的间接换热可降低蒸汽用量。参见图 2.4。

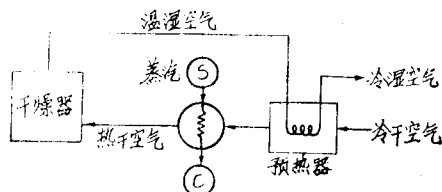


图 2.4

燃气轮机也因过程的原因使用很大的余

量空气率(200—300%)和很高的(800°F)的排气温度。热空气的质量是燃气轮机发电中的关键因素。但是, 这些空气的全部都必须压缩至燃烧室的压力, 压缩在低温下(体积小)进行最有效。因此, 热排气与冷进气直接换热, 对机器产生的纯功率有不利的影响。由于燃气轮机排气含17%左右的氧, 常被用作锅炉或加热炉的热助燃空气。人们更多地是将低压降的烧火或非烧火余热锅炉安放在燃气轮机的管道中, 其净产量是与总的蒸汽发电系统的综合。通用电气公司和其它厂商提出的调查报告表明, 用这种方法生产蒸汽是可能的。有关数据列于后面的表 5.2。

余热直接利用

在许多情况下, 热能排入冷凝器或冷却器, 因为在最初设计之时, 增加回收余热的额外换热面积是不经济的。就目前和可预见的未来的燃料费而言, 以待排放的余热满足过程能量需要是经济的。各种可能性的举例, 见第13分册《蒸馏中的节能》。其中还介绍了一些机械辅助的回收技术, 可将原来不能直接利用的余热提高到可以代替某种公用设施的水平。

下面是在石油化工厂中余热多重利用的简例。在从炼油厂重整油流中回收纯芳烃时, 一般采用蒸馏将二甲苯与苯和甲苯分离开来。在许多情况下, 每个蒸馏塔都配上分离再沸器, 如图 2.5a所示。对二甲苯分割塔的压力稍作调整, 即可将塔顶产品用于再沸苯, 如图 2.5b所示。在原来的冷凝器上保持适当的负荷, 以保证二甲苯分割塔上稳定的压力控制。在要求的操作温度下, 可以考虑利用苯塔冷凝器或二甲苯塔底产品冷却器对系统中其它一些塔进行进料的预热。

蒸汽生产

现场的蒸汽平衡决定了利用余热生产蒸汽的经济性。设备很普通, 常由供应厂商以方便的快装方式提供。一般说, 生产的蒸汽压力愈高愈好。反之, 人们也为了收回蒸汽特有

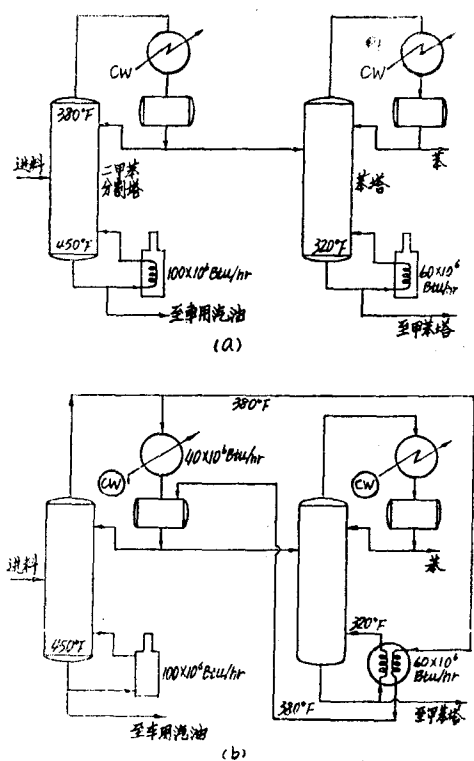


图2.5

的灵活性，而在系统的资本费用和能量价值（通常低于燃料）方面付出代价，除非使烧火锅炉直接降低出力。此外，如果在回收现场还不具备，就必须设法解决锅炉给水的供给。

具有可比烟气温度的燃气轮机和加热炉是配用余热锅炉的首选设备。有时，回收蒸汽比直接用于过程加热更实用，因蒸汽便于运输，在厂内有广泛的应用，而且操作经验也是成熟的。

空调

需要大量空调的工厂（或邻近工厂有此需要），也有改善能源效率的机会。如果余热源在需用场所附近，用作加热和冷却都是经济的。低压蒸汽的运费高，没人愿意把可能是肮脏而有害的过程物流送往高密度居住区，但用它来给仓库、未完成建筑、贮罐以至附近的温室供暖是经济的。

在低压蒸汽可以排放的夏天，可以用于

吸收制冷。许多建筑物用溴化锂系统作室内冷气用。典型的系统流程如图 2.6 所示。由

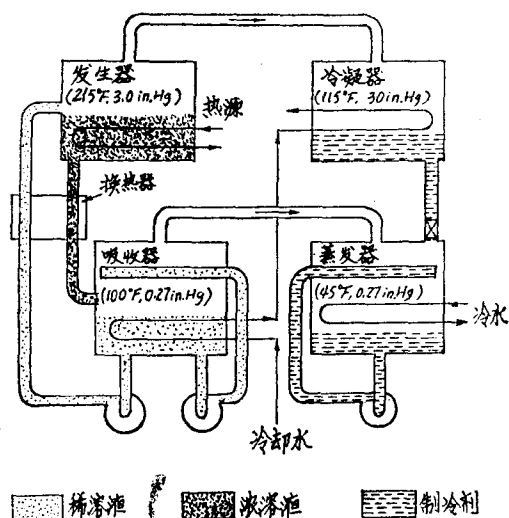


图 2.6 典型吸收制冷循环

1.5Btu的220°F余热可产生约1Btu的冷水。多花20%的资本费用采用氨吸收设备，更为灵活。不管哪种方式，对所有的余热，都必须有冷却介质。

吸收冷却的经济性受当地环境影响甚大。需要真正低成本的余热，而且与机械制冷相比，规模小（<20×10⁶Btu/hr制冷量）是一个优点。

自高压流体的降压直接回收功

一般说，供真正多相应用的机器设备是缺乏的，但全液和全蒸汽系统则已应用。水蒸汽是使用最普遍的蒸汽，有节能的机会。由于电力费用上涨，降压阀正为背压式汽轮机取代，接至过程或公用设施的负荷。在一些新的应用场合，效率50-60%的小型（200-500马力）多级汽轮机较效率25-30%的普通单级汽轮机更合适。并不是因为产生的动力多，而是因为动力需要量固定时使用的蒸汽少，使蒸汽平衡得以改善。

利用有机朗肯循环发电

朗肯循环与火力发电厂中的循环是一样的。但这里使用的工作流体不是水，而是一种特殊的有机化合物。这种流体在低的（250

-550°F)热源温度下可改善循环的效率,并能经济地回收功率。

典型的热力循环如图2.7所示。压力和温度随工作流体而变。有几个厂家提供利用氟里昂、甲苯等的快装系统。使用己烷和水的系统的效率如图2.8所示。

2.3 限制选择的一般问题

蒸汽平衡

在一个设备上生产蒸汽,而在另一个设备上排放掉,是无利可图的。蒸汽节约应当反映在工厂某处确实节约了燃料。如果蒸汽系统处于较好的平衡,有把握的办法就是给

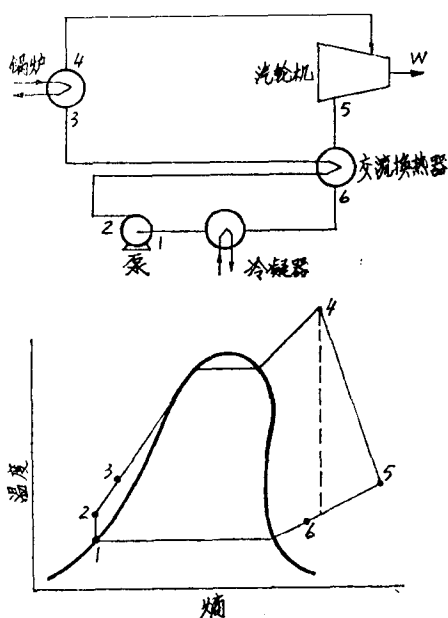


图2.7 利用己烷作工作流体(有再生)的低温朗肯循环

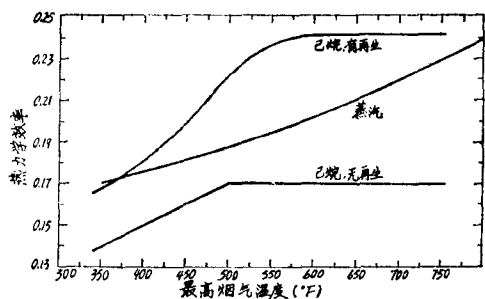


图2.8 冷凝温度 110°F、汽轮机效率 75% 及烟气冷却至 300°F 的条件下功回收的潜力

一个蒸汽生产项目配一个新用途。这样对总的蒸汽平衡的净影响为零。

在许多情况下,低压蒸汽是有余的,至少是在一年的某个季节里。这样就损害了许多蒸汽回收项目的经济性,说明必须优先地采用其它回收方法。在对具体项目作出决定之前,应制订出蒸汽系统重新平衡的总体计划。

布局

大的热空气或烟气管道或低压蒸汽管线的资本费用限制了回收路径的经济长度。高压过热蒸汽管线也是如此。设备内在这类介质中传热,难得是经济的。烟气空气预热器要获得成功,除非热空气可以在同一地段中使用。低压蒸汽只有容量达到 0.5×10^6 lb/hr, 运出现物才是有利的。高于 900°F 的蒸汽需要合金管道,一般用于驱动汽轮机。距离超过 1,000 英尺,使资本费用急速增高。另一方面,600psi 和 750°F 的蒸汽常常可以传送到 1—5 英里的地方代替燃料。

安全

在老设备中,阻塞常是一个严重问题。大型管道或换热器可能妨碍救火、维护通路或紧急出路。大量液体积存极大地恶化火灾危险,特别是如果没有安设隔离阀的空间时更为严重。侵占人员的进出道路,会使人员烫伤和碰伤,造成伤残,或者明显降低工作人员的工作效率。对安全委员会和操作小组提出的布局修改方案作彻底研究,是非常重要的。在某些情况下,需要用比例模型来清楚地显示出环境情况,并取得操作人员小组对计划的支持。

操作性能和保养

提高能源效率,常常要部分地以降低操作灵活性为代价。以第2.2节中讨论的二甲苯分割塔和苯蒸馏塔为例。在原来的方案中,对两个塔的供热是各自独立的并且是可扩大的,代价是加热炉过度燃烧而降低了加热炉的效率。一旦用二甲苯分割塔塔顶产品

去再沸苯塔，两个塔就耦合在一起，热量的投入不再是各自独立的了。此外，对第一个塔的压力控制影响到第二个塔的热量输入。第二个塔的温度驱动力下降，它是被第一个塔上的过程条件所限，而不是受到燃料系统的能力所限。简言之，操作人员为保持产品规格现在是工作在更窄的限度以内了。

各个设备联为一体，造成了操作性能方面的问题。在许多情况下，这种直接的联为一体跨越了设备的边界。这就使一个设备的能源受到另一个设备上的保养因素的影响。一般说，改造中通过保留原来的能源供给和排放安排，可以在紧急情况下回复到各自独立的状态中去。安全方面的考虑或布局有时阻碍这样的保证，因为在总体的经济方面，应考虑降低年度的生产能力。基础设施也面临同样的问题。

热泵或其它机械式热回收系统增加了设备的复杂程度。在这样的系统中，保留原来的供能途径常常是不可能的，应考虑降低保养量。

季节的影响可增高或降低项目的经济效益。如果气体分馏塔在夏季受到冷凝器容量的限制，则热泵能解决这个问题。热泵可以通过降低总压力，从而降低回流量而容量增加。另一方面，冬季热损耗增大，又考验着压缩机的容量，因为温度驱动力小了。在任何情况下，更为仔细的分析都是重要的。

第2节 测验题

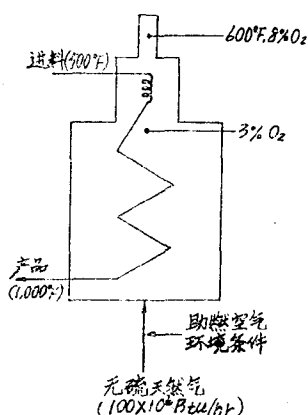
有一加热炉如图所示。燃烧负荷为 $100 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ ，烟囱含氧量8%，但辐射段含氧量3%。列出两类改善炉效率的可能步骤：(1)操作的改善(投资很少)；(2)设施改进。计算可能的节约。指出所有步骤的经济优先性。(参见附录B关于烟气含氧量转换为余量空气百分数。)

解

少量投资的可能性 燃烧器的辐射段出口含

氧3%，是调的很好的。对流段的泄漏很大，采用简单方法即可解决。可以用铝带和(或)纤维粘胶。必要时，可更换盖板和(或)密封垫。维护良好的加热炉，一般含氧量不超过1%。

将余量氧从8%降至4%节约的燃料，可用有效热曲线近似求出(参见第1节 测验



第2节 测验题图

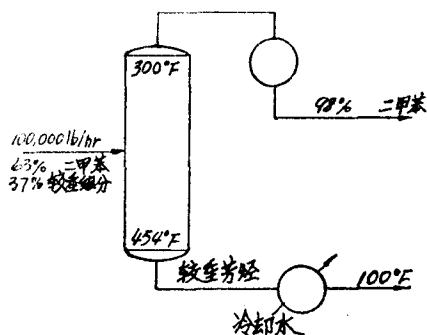
题)。对于天然气，8%的氧气表示55%的余量空气，4%的氧相当于21%的余量空气。600°F和55%空气条件下的效率为73%，故炉中过程负荷为 $73 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。将余量空气降至21%，使效率提高到76.5%。故燃料需要量 = $73 / 0.765 = 95.4 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ ，节约 $4.5 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 左右。

投资方案 如果余量空气按上述减少，可以降低烟气温度以进一步节能。由于燃料是无硫天然气，烟气温度可低至250°F。从同一曲线，在250°F下效率应为85%左右。燃料需要量为 $73 / 0.85 = 85.9 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。节能又增加了 $10 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。如果仅仅问题中的数据为已知，则空气预热和蒸汽生产两方案均可以研究。进料温度太高，不能在对流段抽取更多热能。一般说，空气预热方案可更为优先，因为它直接减少燃耗。在详细研究空气预热方案之前，设计人员应先研究有关烟气热能的其它可能应用的资料。

第3节 热源和冷源匹配

思考题

有如图所示的简单蒸馏塔系统。试计算塔底产品冷却器的负荷。



第3节思考题图

3.1 系统方法

当前的经济标准

大多数现有工厂在设计之时，燃料费用比现在低得多。好的设计师以最低的资本费用为最佳设计依据，节能居于次要地位，得到的流程以今天的标准看，效率是不高的。这个差异并不能全部消除，这是由于通货膨胀以及增加过去省略的功能要更高的费用。但是，充分了解现今的设计标准，可以指明对现有系统进行改进的途径。

表3.1列出了某些在今天来看一般是经济合理的基础能源标准。

上述标准既可用于新设计项目，也可用于现有工厂，以进行内在能量损耗的定量计算。将这些一般标准与过程的特殊标准相结合，就可提出现有工厂的可能的设施改进。例如，如果一乙烯厂的目标蒸汽—烃比为0.3，而且对于现场以电机驱动为最有效，我们就可以大体上分析一计划中的工厂或现有的工厂因偏离这些标准而产生的能量消耗。

表 3.1 高效能工厂的一些标准

烟气温度250°F(121℃)或由燃料含硫量的经济性所决定的最大值350°F(177℃)
烧天然气的加热炉烟囱中余氧量2.0%，烧液体燃料的加热炉3.5%(折干计算)
无蒸汽泄漏或保持蒸汽平衡的排放
凝结水回收90%
没有围绕泵和压缩机的再循环
1500psig 最小蒸汽生产压力
没有高于250°F(121℃)的热排放至冷却水或空气
对过程物流的最小控制阀 Δp
无凝汽式汽轮机驱动
最小的过程加热蒸汽压力
没有通过控制阀的压力下降
分馏操作中采用最小回流的1.1倍，或按当前塔盘数与回流量取的合理数值
基于现行燃料和资本费用的经济绝热厚度
设备外或设备内缓冲容量无冷却或再加热

表3.2将以乙烷为原料的1960年乙烯厂的设计参数与推荐的标准作了对比。不需对过程有深入的了解，即可明显地看出三个主要的节能领域：加热炉烟气温度、急冷进口温度和过程气压缩机驱动机。这些设想是改善能效的初始阶段，可以比较独立地加以评价。

自然，在什么地方利用回收的余热最经济，还是要进行选择的。在加热炉烟囱中浪费的热能可回收作空气预热，或生产蒸汽，或许可作锅炉给水或进料预热。这里没有提供进行最佳选择所需的足够资料，但是对主要的可能性还是可以迅速地作出评价的。

只要稍作更多一些的努力，就可完成更完全的分析。以图3.1的流程为例。根据给出的数据，可以描述出能源使用的特征，并

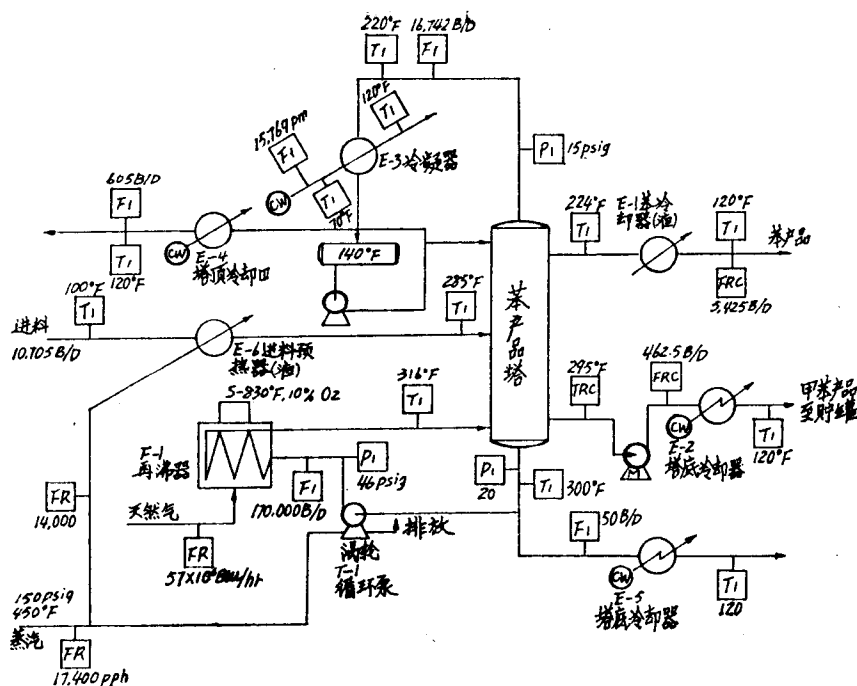


图3.1 芳烃产品分馏能源表征流程图

表 3.2 气体裂化装置能源损耗举例
(原料乙烷; 年产 C_2-C_4 烯烃105,000吨)

	1978年 的标准	1960年 的工厂	与标准对比的年损耗	
			10^6 Btu	$\$1,000$ ($\$2/10^6 \text{ Btu}$)
裂化炉				
烟气温度	250°F	700°F	427	299
余量空气	10%	15%	14	9.8
蒸汽—烃比	0.3	0.3	—	—
至急冷 塔的温度	250°F	3各 600°F	260.4	182.3
		2各 400°F		
过程气压 压缩机驱动	电	冷凝式 汽轮机		
等效压缩 机燃料 (10^6 Btu/日)	1,174.1	1,940.6	730.0	511.0
制冷驱 动机: C_3	电	抽汽凝冷 式汽轮机		
C_2	电	背压式 汽轮机		
等效制冷 燃料(10^6 Btu/日)	1,287.8	1,328.2	40.4	28.3
总计(10^6 Btu/日)	5,468.6	6,940.4	1,471.8	1,030.4
1978年标 准的百分 数	—	126.9		

提出可能的匹配。为了做到这一点,要将能源投入量和能源投入所需的过程条件与余热的对应特性相比较。

表3.3列出了总的能源平衡。流程未提供全部数据,但近似情况已经具备。

下面的数据取自 Perry 的《化学工程师

表 3.3 总的能量平衡

物流位置	10^6 Btu/hr
产出	
E-1	3.5
E-2	5.5
E-4	0.04
E-5 [$1,416 \times 500$ $\times (120 - 70) \times 1$]	39.4
相对于进料的显热	1.1
小计	49.54
加热炉烟囱(按差值)	20.76
总计	70.3
投入	
加热炉燃料	58.0
E-3	13.3
总计	70.3

比热(Btu/lb-°F)			
50°F	150°F	185°F	密度(lb/gal)
苯 0.34	0.48	—	7.3
甲苯 0.364	—	0.534	7.2

注: 1桶=42加仑(gal); 1gal/min水=500lb/hr。

根据这些数据, 可以计算表 3.3 所列的总平衡。按差值导出的加热炉烟气损耗, 可用第 1 节中有效热曲线进行检验(见测验题)。烟气含氧量为 10% 时, 余量空气为 81%。烟气温度 830°F 时, 总效率为 64%。故过程负荷为 $57 \times 0.64 = 36.5 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$, 或损耗为 $20.5 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。此平衡相当接近, 足以编出一张可能的余热回收设想表。

设想形成的系统方法

将此热平衡与所述过程条件相结合, 就可编制一张能效改进表。表 3.4 列出了热量投入和排出以及要求的过程条件。只要大略一看就能看出, 塔底产品冷却器 E-2 和(或)冷凝器 E-4 的一部分可以用来预热进料, 而至少节约 $5 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。产品冷却器 E-1、E-4 和 E-5 很小, 有两个温度很低。这几个冷却器在此设备中没多大用处, 除非有预热锅炉给水的需要, 将上述能量的一部分回收用于此目的。

下一个考虑的是再沸器加热器 F-1。可能的改进分两类: 操作设施和改进的设施。再参照第 1 节的有效热曲线, 我们发现, 将余量空气从 81% 降到 20%, 可使加热炉效率提高到 71% 左右。这就是说, 只要调整一下加热炉, 就可将燃料降至 $36.5 / 0.71 = 51.4 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$, 节约 $5.6 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。

就较长期而言, 改善加热炉效率有四种方法。我们再参看有效热图, 可以看到, 如果烟气温度可降至 300°F, 则加热炉效率可提高到 83% 左右。由表 3.4 我们看到, 用附加对流段可以进行进料预热。自然, 改善炉

表 3.4 过程需要的比较

负荷 (lb.Btu/hr)	过程温 度(°F)		传热温 度(°F)	
	入	出	介质	入 出
投入				
F-1 再沸器	36.5	300 316	燃料	830
E-6 预热器	13.3	100 285	蒸汽	366 386
排出				
E-1 苯冷却器	3.5	224 120	冷却水	70 ?
E-2 甲苯冷却	5.5	295 120	冷却水	70 ?
E-3 冷凝器	39.4	220 140	冷却水	70 120
E-4 塔顶冷却	0.07	140 120	冷却水	70 ?
E-5 塔底冷却器	0.07	300 120	冷却水	70 ?

效率的两种“标准”方法——即燃空气预热和蒸汽生产——都可以考虑。若愿多花一些成本, 可回收热量发电。最后, 我们要指出, 加热炉可以完全取消, 而由 150psig 蒸汽供热。

在完成我们的列举之前, 我们还应考虑涡轮驱动循环泵。理论流体功率由流量和水头计算如下:

$$= \frac{170,000 \times 42}{(24 \times 60)} \times 71 \text{ lb/gal} \times \frac{(35 - 20) \text{ lb/in}^2 \times 144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}{33,000 \text{ ft} - 1 \text{ b}(\text{min}/\text{hp}) \times 52.6 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 72 \text{ hp}.$$

由通常的莫里尔焓熵图(见“蒸汽表”, 《Steam Tables》, Windsor, Conn. Combustion Engineering, Inc)我们发现, 150psig、450° 的蒸汽等熵膨胀至大气压, 每磅产生功

192Btu(0.0755hp)。理论蒸气流量应为9541b/hr,而不是测得的3,4001b/hr。这相当于总效率为28%。应考虑电机或效率更高的涡轮机。

在发生动力故障时,为防止加热炉过热,要开动泵。(有人害怕汽轮机在需要时不能自动起动,而使汽轮机作为正常运行的原动机。)如果取消了加热炉,泵亦可取消,或改用电机驱动。

汽轮机亦可排放至冷凝器,在冷端预热进料。这可降低汽轮机的背压,每磅蒸汽回收更多的功。而且,汽轮机也可以不再是一个影响因素,因为全部余热都被利用,尽管是在低水平上。在这样一个小汽轮机上安装冷凝器,投资恐怕不合算。有关设想列于表3.5。

3.2经济导则

在许多情况下,用不同的方法可以得到相应的节能效果。显然,成本最低的是最好的方法。对资本需要量进行定性比较,常常可以找出最有希望的方法,而不必进行广泛的成本估算。

现在从这个观点来看表3.5。有两种规模的余热回收项目:小规模约 5×10^6 Btu/hr,加热炉余热回收约 $10-15 \times 10^6$ Btu/hr。在更小的节能机会中,甲苯冷却器的利用所需资本大概是最低的。在管道上花一些钱,进料就可以代替冷却水,大多数热量可直接回收。自然,甲苯出口温度会高于现在的 120°F ,除非加大现有的换热器尺寸。管道损耗若不能抵销换热器容量之不足,就需要一小的调节冷却器。利用冷凝器热量需更大的投资,因为现有的换热器必须保留在冷却水系统中以处理负荷的主体。这样,全部余热负荷就要在一台新的换热器中提供。因此,首先应将2a项与更大的项目相比较。

在改善加热炉效率方面,1a、1b和1c三项回收的热量大致是相同的。对实现这几个项目所需的设施进行粗略的比较,可大体看

表 3.5 可能的余热回收设想表

		可能的节能 (10^6 Btu/hr)
运行		
削减加热炉的余量空气		5.6
投资		
1. 改善加热炉效率		
a. 在对流段预热进料		13
b. 生产蒸汽		15 ⁺
c. 预热空气		8*
d. 调换蒸汽加热器	(Δ 效率 $\times 38$)	
e. 通过朗肯循环发电	3-4(功率)	
2. 回收排放至冷却水的热能		
a. 重新利用甲苯冷却器		
热量预热进料		5
b. 重新利用部分冷凝器热		
量预热进料		5-7
3. 节约汽轮机的蒸汽		
a. 以电机代替		
b. 改善效率		

*取自图5.1。

表3.6 表3.5中1a-1d项目所需设施

	进料预 热(1a)	生产150psig 蒸汽(1b)	空气预热 (1c)	发电 (1d)
换热器	基本的	≥基本的	>基本的	≥基本的
烟气管 道	?	大	大	?
鼓风机	否	否	是	否
引风机	是	是	是	是
锅炉给 水	否	是	否	否
汽包	否	是	否	是
基础和 结构	基本的	>基本的	>基本的	≥基本的
电力	基本的	基本的	>基本的	≥基本的
机械	否	否	小	大

到相对资本费用的情况,如表3.6所列。

定性地看,直接的进料预热是最好的,因为资本费用低。用余热锅炉可能稍多回收一些余热,因为预热进料不需要用烟气中的

全部有效热量，但需增加资本费用。另一方面，空气预热项目也有直接降低 燃 耗 的 效果，而生产蒸汽的价值则必须由工厂的蒸汽平衡来决定。

在发电方面，资本费用一般约为 \$1,000/kW。定性而言，该系统的换热器、机械和结构的资本费用比其它任一种情况都高，可比费用也比其它部门为高。这样的投资的吸引力取决于电力和燃料的相对价格。

这样，工厂的计划就归结为确定进料预热和提高加热炉效率两者是否合算。最有可能的是 1a 或 2a 和 1c，除非关于过程、布局或安全方面的考虑作出另一种判决。这些问题应在全面展开设计和投入人力之前加以解决。

换掉加热炉的方案值得专门考虑。资本费用可能是高的，因为需要很大的 换 热 面 积。节约取决于锅炉效率 (85-90%) 与加热炉效率 64% 之差 (最多 $9-10 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$)。但是这样的改变提供机会，以将全部负荷从天然气换为液体或固体锅炉燃料。此外，热虹吸管免除了泵的使用。在当前能源短缺的时期里，这样的燃料转换可能获得 赎 购 当地特殊产品的好处或取得资本信贷。

总结上述，工厂的节能计划各个项目按经济效益递降的顺序排列如下：

- 直接利用排放的显热；
- 回收余热以直接节约燃料；
- 回收余热生产蒸汽；
- 用机械回收。

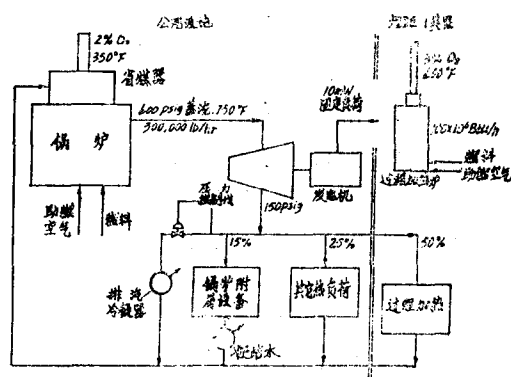
天然气终止或其它燃料转换信贷有可能在某一地区改变这个顺序。回收量少于 10^6 Btu/hr 一般是不经济的。

汽轮机替换的可能性也必须专门加以考虑。排汽汽轮机一般都闲置备用。以安装一台冷凝式汽轮机的成本，可将汽耗削减至 $2,100 \text{ lb/hr}$ 左右。购买一台现在已有出售的小多级汽轮机，即可以用较小的附加成本而将蒸汽用量削减至 $1,500 \text{ lb/hr}$ 左右。在许

多情况下，如果由于安全原因而禁止使用电机驱动，这样的系统是可行的，但由于电机驱动体积小，不大可能有经济的替换方案。在 200 马力左右的功率范围内，这样的项目有可能是实用的。

第3节测验题

现在要将一过程加热炉与火力发电厂联结起来，如图所示，试提出所有可能的提高效率的途径。(加热炉如第 2 节测验题所述。)指明各种设想的优先顺序。



第3节测验题图

解

损耗发生在过程加热炉烟囱中以及排汽冷凝器和锅炉附属冷凝器中。(锅炉本身的效率是很高的。)这些损耗的数量如下：

加热炉烟气 300°F 以上： $8 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$
(见第一节测验题有效热曲线)。

排汽冷凝器： $0.10 \times 300,000 \times 857 \text{ Btu/lb} = 25.7 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 。

此余热的可能用途包括加热炉空气预热、锅炉空气预热和过程加热炉上的余热锅炉。

由于过程加热炉与电力系统相距一段距离，使最佳解的求取复杂化了。

就其本身而言，蒸汽平衡的考虑是不利于余热锅炉的设想的。增加蒸汽生产仅仅增大排汽冷凝器上的负荷。空气预热成为理所当然的应用。