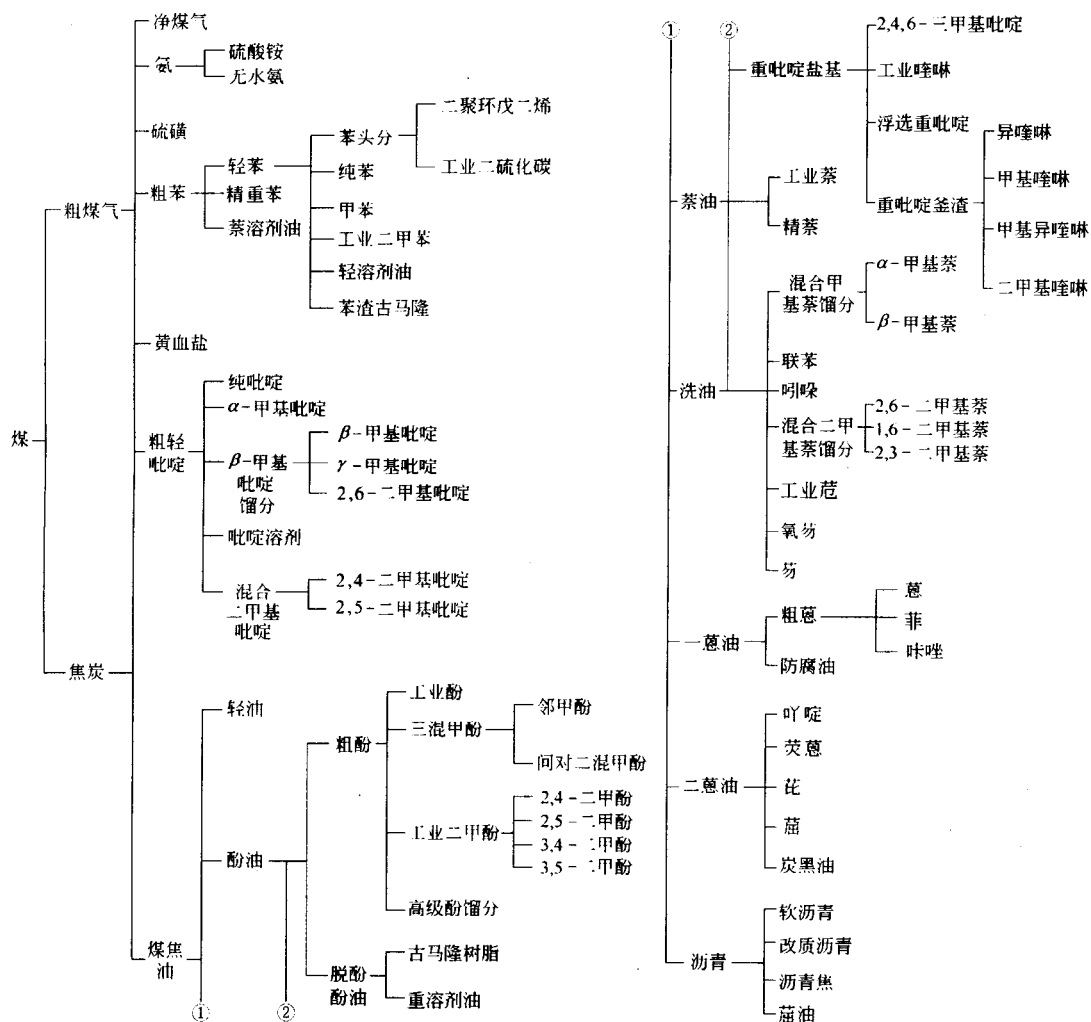


0 概 述

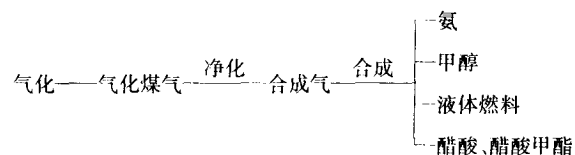
煤加工化学产品的生产工艺，是以煤为原料，经化学加工转换为气体、液体和固体产物，并将气体和液体产物进一步加工成一系列化学产品的过程。根据煤加工方法的不同，所得化学产品的种类也不同。目前煤加工方法主要有高温干馏、气化和液化。

煤高温干馏得到的主要产品如下所示：

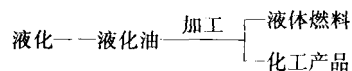


这些产品已在化工、医药、染料、农药和炭素等行业得到广泛应用。特别是吡啶喹啉类化合物和很多稠环化合物的生产，是石油化工无法替代的。

煤经气化得到的粗煤气。再经过净化和加工后，得到的化学产品如下所示：



煤直接液化得到的化学产品如下所示：



可见，以石油为原料生产的一次产物均可以用普通技术由煤来制取。以煤为原料制取的合成气作为化工原料制备含氧化合物的 C_1 化学路线很有竞争力。

煤转化利用技术，将煤转化为洁净的二次能源和化工原料，即充分利用了资源，又为保护环境提供了根本性措施。所以煤干馏、气化和液化技术的应用和发展，在国民经济中具有重要的现实意义和战略意义。

1 煤高温干馏化学产品

1.1 高温干馏化学产品的生成和产率

1.1.1 化学产品的生成

煤料在焦炉炭化室内进行干馏时,在高温作用下,煤质发生了一系列的物理化学变化。

装入煤在 200℃ 以下蒸出表面水分,同时析出吸附在煤中的二氧化碳、甲烷等气体;随温度升高至 250~300℃,煤的大分子端部含氧化合物开始分解,生成二氧化碳、水和酚类(主要是高级酚)至约 500℃ 时,煤的大分子芳香族稠环化合物侧链断裂和分解,生成脂肪烃,同时释放出氢。

在 600℃ 前从胶质层析出的和部分从半焦中析出的蒸气和气体称为初次分解产物,主要含有甲烷、二氧化碳、一氧化碳、化合水及初焦油,而氢含量很低。

初焦油主要具有大致如下的族组成(%):

链烷烃 (脂肪烃)	烯烃	芳烃	酸性物质	盐基类	树脂状物质
8.0	2.8	53.9	12.1	1.8	14.4

初焦油中芳烃主要有甲苯、二甲苯、甲基萘、甲基联苯、菲、葱及其甲基同系物,酸性化合物多为甲酚和二甲酚,还有少量的三甲酚和甲基吡啶;链烷烃和烯烃皆为 C_5 至 C_{32} 的化合物,盐基类主要是二甲基吡啶、甲苯胺、甲基喹啉等。

初次分解产物在炭化室内沿着如图 1-1 所示途径流动,大部分产物是通过赤热的焦炭层和沿温度约为 1000℃ 的炉墙到达炭化室顶部空间的,其余约 25% 的产物则通过温度一般不超过 400℃ 处在两侧胶质层之间的煤料逸出。

沿炭化室炉墙向上流动的气体,通过赤热的焦炭,因受高温而发生环烷烃和烷烃的芳构化过程,生成芳香烃,并析出氢气,从而

生成二次热裂解产物。这是一个不可逆反应过程,由此生成的化合物在炭化室顶部空间就不再发生变化。与此相反,由煤饼中心通过的挥发性产物,在炭化室顶部空间因受高温发生芳构化过程。因此,炭化室顶部空间温度具有特殊意义。此温度在炭化过程的大部分时间里为 800℃ 左右。大量的芳烃是在 700~800℃ 的范围内生成的。

当碳氢化合物热裂解时,分子结构会发生以下几种变化:

(1) C—C 键断裂引起结构缩小反应。C—C 键断裂所需的能量较低,先于 C—H 键的

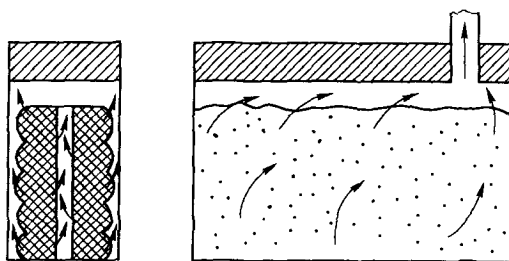
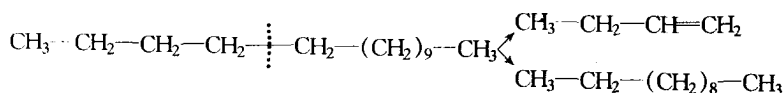


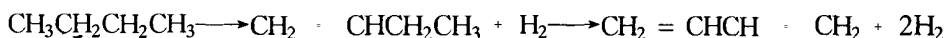
图 1-1 炼焦期间煤气在炭化室内的流动途径

断裂。烷烃的 C—C 键在焦炭的催化作用下，约在 350℃ 时断裂。在此反应中，分子质量较高的碳氢化合物裂解为低分子产物和形成较小的自由基。例如



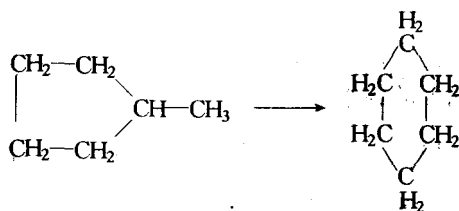
烷烃裂解时，除可生成分子较小的烷烃外，还可生成二烯烃或两个烯烃分子。

(2) C—H 键裂解引起脱氢反应。C—H 键发生裂解的温度在 400~550℃ 之间。饱和碳氢化合物裂解生成烯烃，同时析出氢气，例如

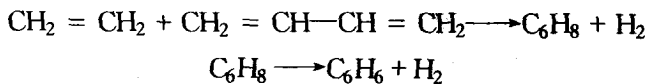


在 500℃ 时开始产生脱氢现象；至 650℃ 时氢的生成量已很多；在高于 800℃ 时 烯烃产生二次裂解 例如部分乙烯将裂解为甲烷、氢和碳。

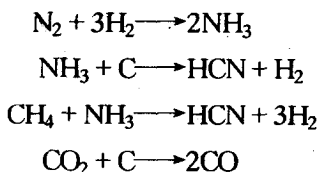
(3) 按异构化进行的重排反应。在此反应中，碳氢化合物裂解时产生的是复合异构化，即裂解的原始物质要受到异构作用、环化作用及脱氢作用，而不是单纯的异构化（即氢一烃基团的互换）例如



(4) 聚合、歧化、缩合引起的结构增大反应。高分子烷烃进行裂解所生成的烯烃和二烯烃及原料中的烯烃之间易进行反应，从而通过聚合或环化生成环烯烃类化合物，并经脱氢而得到芳香族化合物 例如



(5) 其他反应



通过上述许多复杂反应和其他反应 煤气中的甲烷和重烃 主要为乙烯 的含量降低 氢的含量增高 煤气的密度变小 并形成一定量的氨、苯族烃、萘和蒽等 在炭化室顶部空间最终形成一定组成的焦炉煤气。

1.1.2 化学产品的产率

高温干馏化学产品的产率和组成随干馏温度和原料煤质量的不同而波动。在工业生产条件下 煤料高温干馏时各种产物的产率 / % (对干煤的质量)

焦 炭	70~78	氨	0.25~0.35
净煤气	15~19	硫化氢	0.1~0.5
焦 油	3~4.5	氰化氢	0.05~0.07
化合水	2~4	吡啶类	0.015~0.025
苯族烃	0.7~1.4		

从炭化室逸出的粗煤气所含的水蒸气，除少量化合水外，大部分来自煤的表面水分。

粗煤气中除净焦炉煤气外的主要组成为 (g/m³):

水蒸气	250~450	焦油气	80~120	苯族烃	30~45
氨	8~16	硫化氢	6~30	其他硫化物	2~2.5
氰化氢等氰化物	1.0~2.5	萘	8~12	吡啶盐基	0.4~0.6

经回收化学产品和净化后的煤气即净焦炉煤气，其组成如表 1-1 所示。

表 1-1 净焦炉煤气组成 (体积)

名 称	组 分						
	H ₂	CH ₄	CO	N ₂	CO ₂	C _n H _m	O ₂
干 煤 气	54~59	24~28	5.5~7	3~5	1~3	2~3	0.3~0.7

由表 1-1 可见 净煤气的组分有最简单的碳氢化合物、游离氢、氧、氮及一氧化碳等 这说明煤气是分子结构复杂的煤分解的最终产品。净焦炉煤气的低热值为 17580~18420kJ/m³ 密度为 0.45~0.48kg/m³。

1.1.3 影响化学产品产率和组成的因素

高温干馏化学产品的产率取决于配煤的性质和干馏过程的技术操作条件。

1.1.3.1 配煤性质和组成的影响

焦油产率取决于配煤的挥发分和煤的变质程度。在配煤的干燥无灰基 (daf)挥发分 $V_{daf}=20\% \sim 30\%$ 的范围内 可依下式求得焦油产率 $X(\%)$:

$$X = 18.36 + 1.53 V_{daf} - 0.026 V_{daf}^2 \quad (1-1)$$

苯族烃的产率 Y 在上述的配煤干燥无灰基挥发分范围内，可由下式求得：

$$Y = 1.6 + 0.144 V_{daf} - 0.0016 V_{daf}^2 \quad (1-2)$$

氮来源于煤中的氮。一般配煤约含氮 2% 其中约 60% 存在于焦炭中,15%~20% 的氮与氢化合生成氨 其余生成氰化氢、吡啶盐基或其他含氮化合物。这些产物分别存在于煤气和焦油中。

化合水的产率同配煤的含氧量有关。配煤中的氧有 55%~60% 在干馏时转变为水 且此值随配煤挥发分的减少而增加。经过氧化的煤料能生成较大量的化合水。由于配煤中的氢与氧化合生成水，将使化学产品产率减少。

煤气中硫化物的产率主要取决于煤中的硫含量。一般干煤含全硫 0.5%~1.2% 其中 20%~45% 转入荒煤气中。配煤挥发分和炉温愈高，则转入煤气中的硫就愈多。

煤气的成分同干馏煤的变质程度有关。变质年代轻的煤干馏时产生的煤气中，CO、

C_mH_n 及 CH_4 的含量高, 氢的含量低。随着变质年代的增加, 前三者的含量越来越少, 而氢的含量越来越多。因此, 配煤成分对煤气的组成有很大的影响。

煤气的产率 $Q\%$ 同配煤挥发分有关 可依下式求得:

$$Q = a \sqrt{V_{daf}} \quad (1-3)$$

式中 a ——系数 对气煤 $a=3$ 对焦煤 $a=3.3$;

V_{daf} ——配煤的干燥无灰基挥发分, %

1.1.3.2 焦炉操作条件的影响

化学产品的产率及组成还受干馏温度、操作压力和挥发物在炉顶空间停留时间的影响, 也受到焦炉内生成的石墨、焦炭或焦炭灰分中某些成分催化作用的影响, 最主要的影响因素是炉墙温度 (与结焦时间相关) 和炭化室顶部空间温度。

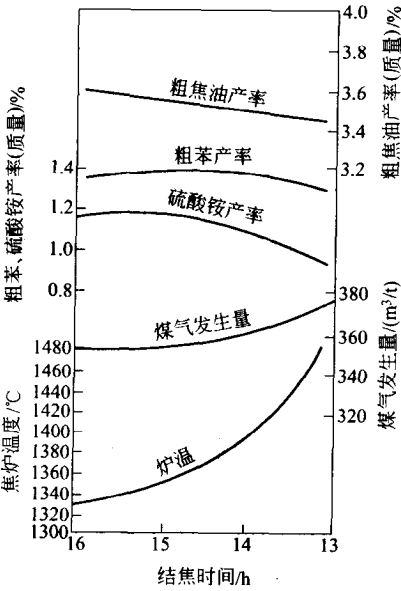


图 1-2 化学产品产率同结焦时间的关系
(炭化室宽为 450mm)

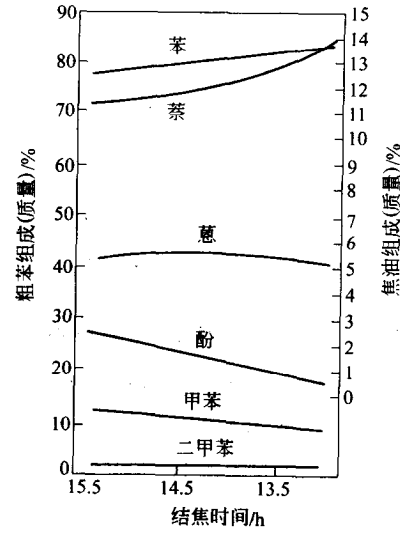


图 1-3 化学产品组成同结焦时间的关系

炭化室顶部空间温度在干馏过程中是有变化的。为了防止苯族烃产率降低 特别是防止甲苯分解 顶部空间温度不宜超过 800°C 。如果过高, 则由于热解作用, 焦油和粗苯的产率均将降低, 化合水产率将增加; 氨在高温作用下 由于进行逆反应而部分分解 并在赤热焦炭作用下生成氰化氢, 氨的产率降低。

高温会使煤气中甲烷及不饱和碳氢化合物含量减少 氢含量增加 因而煤气体积产量增加 热值降低。

炉温、结焦时间对化学产品产率及组成的影响 可由图 1-2 所示曲线表明。

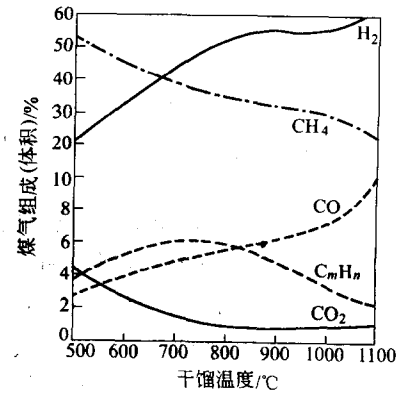


图 1-4 干馏温度对煤气组成的影响

化学产品的产率和组成还受焦炉操作压力的影响。炭化室内压力高时，煤气会漏入燃烧系统而损失；当炭化室内形成负压时，空气被吸入，部分化学产品燃烧，氮和二氧化碳含量增加，煤气热值降低。因此，规定焦炉集气管必须保持一定压力。

1.2 高温干馏煤气的处理系统

从焦炉产生的粗煤气需在化产回收车间进行冷却和输送，回收焦油、氨、硫及苯族烃等化学产品 同时也净化了煤气。因为煤气中除氢、甲烷、乙烷和乙烯等成分外 其他成分含量虽少，却会产生有害的作用。如萘会以固体结晶析出，堵塞设备及煤气管道；氨水溶液会腐蚀设备和管路，生成的铵盐会引起堵塞；硫化氢及硫化物会腐蚀设备，生成的硫化铁会引起堵塞；一氧化氮及过氧化氮能与煤气中的丁二烯、苯乙烯及环戊二烯等聚合成复杂的化合物——煤气胶 不利于煤气输送和使用 不饱和碳氢化合物（苯乙烯、茚等）在有机硫化物的触媒作用下 能聚合生成“液相胶”而引起障碍。对上述能产生障碍的物质 根据煤气的用途不同而有不同程度的清除要求，因而从煤气中回收化学产品及净化方法和流程也有所不同。

1.2.1 在正压下操作的焦炉煤气处理系统

在钢铁联合企业中，如焦炉煤气只用作本企业冶金燃料时，除回收焦油、氨、苯族烃和硫等外，其余杂质只需清除到煤气在输送和使用中都不发生困难的程度即可。比较典型的处理方法和工艺系统如图 1-5 所示。

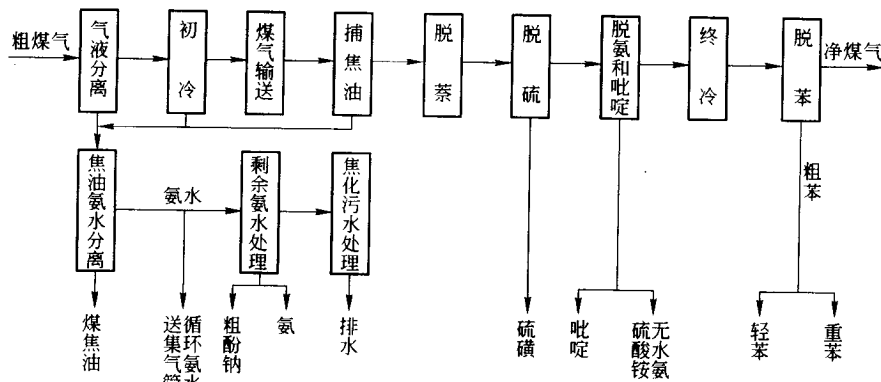


图 1-5 焦炉煤气处理系统

净煤气经过深度净化处理，进一步除去杂质和水分后，可用做城市煤气。深度净化系统见图 1-6。

经处理后的煤气净化程度可达到表 1-2 所列标准。

在图 1-5 所示处理系统中 鼓风机位于初冷器后，自风机以后的全系统均处于正压下操作。此工艺应用广泛，由于鼓风机后煤

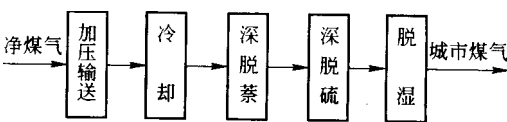


图 1-6 净煤气的深度净化系统

表 1-2 焦炉煤气的净化程度

煤气用途	煤气成分/(g/m ³)						
	氨	苯 类	萘	焦 油	硫化氢	有机硫	氰化氢
钢铁厂自用	<0.03~0.1	2~4	0.2~0.7	<0.05	<0.2	<0.5	<0.05~0.5
城市民用	<0.03~0.1	2~4	<0.05~0.1	<0.01	0~0.02	0.05~0.2	0~0.10

气温升达 50 左右，对选用半直接饱和器法（需 55 左右）或冷弗萨姆法（需 55℃）回收氨的系统特别适用。又因在正压下操作，煤气体积小，有关设备及煤气管道尺寸相应较小；吸收氨和苯族烃等的吸收推动力较大，有利于提高吸收速率和回收率。

1.2.2 在负压下操作的焦炉煤气处理系统

在采用水洗氨的系统中，因洗氨塔操作温度以 25~28 为宜，故鼓风机可设在煤气净化系统的最后面，这就是全负压工艺流程。负压下操作的焦炉煤气处理系统如图 1-7 所示。

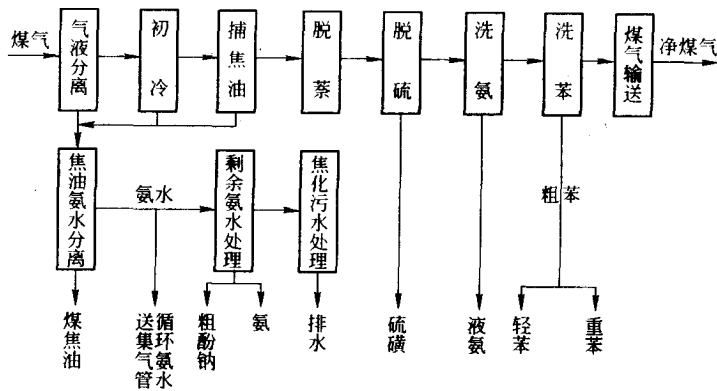


图 1-7 焦炉煤气负压处理系统

全负压流程中的设备均处于负压下操作，鼓风机入口压力为 $-7 \sim -10\text{kPa}$ ，机后压力为 $15 \sim 17\text{kPa}$ 。此种系统发展于德、法等国，我国也有采用。

全负压处理系统具有如下优点：

- (1) 不必设置煤气终冷系统和黄血盐系统；
- (2) 可减少低温水用量，总能耗亦有所降低；
- (3) 净煤气经鼓风机压缩升温后，成为过热煤气，远距离输送时，冷凝液甚少，减轻了管道腐蚀。

这种系统也存在如下缺点：

- (1) 负压状态下，煤气体积增大，有关设备及煤气管道尺寸均相应增大，例如洗苯塔直径约增 7%~8%；
- (2) 负压设备与管道越多，漏入空气的可能性增大，需特别加强密封；
- (3) 在较大的负压下，煤气中硫化氢、氨和苯族烃的分压也随之降低，减少了吸收推动力。据计算，负压操作下苯族烃回收率比正压操作时约降低 2.4%。

综上所述，全负压回收工艺可供采用水洗氨工艺或热弗萨姆法生产无水氨工艺的回收系统选用。

化产回收车间回收的焦油和粗苯，需于精制车间加工为各种有用产品。精制车间多设于同一焦化厂内，致使生产规模、生产品种及技术发展等均受到限制。近年来的发展趋势是将焦化厂生产的粗焦油和粗苯集中加工。目前有些国家的焦油加工厂的处理能力达到每年 50 万 t 焦油以上，产品品种超过 200 种，质量优良。粗苯的集中加工处理能力也达到了每年 28 万 t，且采用加氢精制技术，可生产出多种优质产品。集中加工可合理利用新技术，劳动生产率高，节省能源，有利于环境保护。

2 煤气的初冷、输送及初步净化

煤气的初冷、输送及初步净化，是炼焦化学产品回收工艺过程的基础，其操作运行的好坏，不仅对回收工段的操作有影响，而且对焦油蒸馏工段及炼焦炉的操作也有影响。因此，对这部分工艺及设备的研究都很重视。

2.1 煤气的初冷和焦油氨水的分离

煤气初冷的目的—是冷却煤气，二是使焦油和氨水分离，并脱除焦油渣。

在炼焦过程中，从焦炉炭化室经上升管逸出的粗煤气温度为 650~750℃ 首先经过初冷 将煤气温度降至 25~35℃ 粗煤气中所含的大部分水汽、焦油气、萘及固体微粒被分离出来，部分硫化氢和氰化氢等腐蚀性物质溶于冷凝液中，从而可减少回收设备及管道的堵塞和腐蚀；煤气经冷却后，体积变小，从而使鼓风机以较少的动力消耗将煤气送往后续的净化工序 煤气经初冷后 温度降低 是保证炼焦化学产品回收率和质量的先决条件。

煤气的初冷分为集气管冷却和初冷器冷却两个步骤。

2.1.1 煤气在集气管内的冷却

2.1.1.1 煤气在集气管内冷却的机理

煤气在桥管和集气管内的冷却，是用表压为 147~196kPa 的循环氨水通过喷头强烈喷洒进行的。当细雾状的氨水与煤气充分接触时，由于煤气温度很高而湿度又很低，故煤气放出大量显热，氨水大量蒸发，快速进行着传热和传质过程。传热过程取决于煤气与氨水的温度差，所传递的热量为显热，约占煤气冷却所放出总热量的 10%~15%。传质过程的推动力是循环氨水液面上的蒸汽分压与煤气中蒸汽分压之差，氨水部分蒸发，煤气温度急剧降低，以供给氨水蒸发所需的潜热，此部分热量约占煤气冷却所放出总热量的 75%~80%。另有约占所放出总热量 10% 的热量由集气管表面散失。

通过上述冷却过程 煤气温度由 650~750 降至 82~86℃ 同时有 60% 左右的焦油气冷凝下来。在实际生产上，煤气温度可冷却至高于其最后达到的露点温度 1~3℃。

2.1.1.2 煤气露点与煤气中水蒸气含量的关系

煤气的冷却及所达到的露点温度同下列因素有关：煤料的水分、进集气管前煤气的温度、循环氨水量和进出口温度以及氨水喷洒效果等，其中以煤料水分影响最大。在一般生产条件下 煤料水分每降低 1% ,露点温度可降低 0.6~0.7℃。显然 降低煤料水分 对煤气的冷却很重要。

由于煤气的冷却主要是靠氨水的蒸发，所以，氨水喷洒的雾化程度好，循环氨水的温度较高(氨水液面上水汽分压较大)氨水蒸发量大 煤气冷却效果好 反之则差。

集气管技术操作指标如下：

集气管前煤气温度 /	650~750
离开集气管的煤气温度 /	82~86

循环氨水温度 /	72~78
离开集气管氨水的温度 /	74~80
煤气露点 /	80~83
吨干煤循环氨水量 /m ³	5~6
蒸发的氨水量 (占循环氨水质量) / %	2~3
冷凝焦油量 (占煤气中焦油质量) / %	约 60

由上述数据可见，煤气虽然已显著冷却，但仍未被蒸汽所饱和。煤气露点温度与煤气中蒸汽含量之间的关系如图 2-1 所示。

根据计算可知，煤料中水分（化合水及配煤水分，约占干煤质量的 10%）形成的蒸汽在冷却时放出的显热约占总放出热量的 23%，所以降低煤料水分会显著影响煤气在集气管冷却的程度。

进入集气管前的煤气露点温度也同装入煤料的水分含量有关。当装入煤总水分 8%~11% 时，相应的露点温度为 65~70℃。为保证氨水蒸发的推动力，进口水温应高于煤气露点温度 5~10℃，所以采用 72~78℃ 的循环氨水喷洒煤气。

对不同型式的炼焦炉所需的循环氨水量也有所不同，按经验确定的定额数值为：单集气管焦炉吨干煤需循环氨水 5m³，双集气管焦炉吨干煤需循环氨水 6m³。

2.1.1.3 集气管的物料平衡和热平衡

通过集气管物料平衡和热平衡计算，可以了解集气管内物料转移情况，并可求得冷却后的煤气温度。若冷却后的煤气温度已经确定，就可以求得必需的循环氨水量及其蒸发量。下面举例计算煤气被冷却至一定温度时所需要的循环氨水量。

原始数据

产品产率 (对干煤质量) / %	
焦炉煤气	15.8
水分 (化合水 2.2 配煤水分 7.8)	10
焦油	4.0
粗苯	1.1
氨	0.3
硫化氢	0.3
焦炭	76.3

操作指标

冷凝焦油质量 (占焦油总质量) / %	60
进入集气管的煤气温度 /	650
离开集气管的煤气温度 /	82
进入集气管的循环氨水温度 /	75
离开集气管的循环氨水温度 /	78
干煤气密度 / (kg/m ³)	0.455

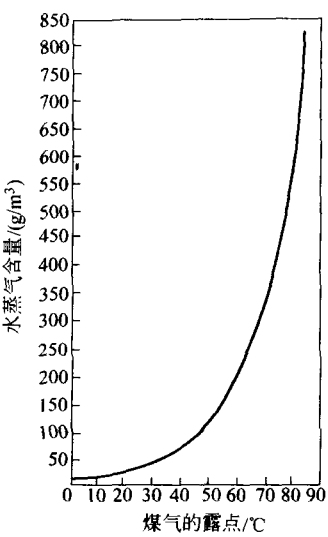


图 2-1 煤气中水蒸气含量与煤气露点的关系

热量分配 占总放出热量)/% :

氨水蒸发所吸收的热量 q_1 75

氨水升温所吸收的热量 q_2 15

集气管的散热损失 q_3 10

各组分在 82~650 之间的平均比热容 /(kJ/(m³·K))

焦炉煤气 1.591

水汽 2.010

苯族烃 1.842

氨 2.613

硫化氢 1.147

焦油蒸气 2.093

焦油的平均气化潜热 /(kJ/kg) 331

水在 80 时的汽化潜热 /(kJ/kg) 2308

循环氨水量的计算

以 1t 干煤作计算基准, 煤气在集气管内进行冷却时放出的总热量, 可按如下计算求得:

(1) 煤气放出的显热

$$1000 \times 0.158 \times \frac{1.591}{0.455} (650 - 82) = 313808 \text{ kJ}$$

(2) 焦油气放出的显热

$$1000 \times 0.04 \times 2.093 (650 - 82) = 47553 \text{ kJ}$$

(3) 焦油气放出的冷凝热

$$1000 \times 0.04 \times 0.6 \times 331 = 7938 \text{ kJ}$$

(4) 水汽放出的显热

$$1000 \times 0.1 \times 2.01 (650 - 82) = 114168 \text{ kJ}$$

(5) 苯族烃放出的显热

$$1000 \times 0.011 \times 1.842 (650 - 82) = 11509 \text{ kJ}$$

(6) 氨放出的显热

$$1000 \times 0.003 \times 2.613 (650 - 82) = 4453 \text{ kJ}$$

(7) 硫化氢放出的显热

$$1000 \times 0.003 \times 1.147 (650 - 82) = 1954 \text{ kJ}$$

则放出的总热量为:

$$\begin{aligned} Q &= 313808 + 47553 + 7938 + 114168 + 11509 + 4453 + 1954 \\ &= 501383 \text{ kJ} \end{aligned}$$

根据热平衡得:

$$q_1 + q_2 + q_3 = 501383 \text{ kJ}$$

因循环氨水蒸发所吸收的热量 $q_1 = 0.75Q$, 所以蒸发水量为:

$$G_1 = \frac{q_1}{2308} = \frac{0.75 \times 501383}{2308} = 163 \text{ kg}$$

因氨水升温所吸收的热量 $q_2 = 0.15Q$, 则循环氨水量为:

$$G_2 = \frac{q_2}{4.1868(78 - 75)} = \frac{0.15 \times 501383}{4.1868(78 - 75)} = 5988 \text{ kg}$$

所以, 以每吨干煤计的循环氨水总量为:

$$163 + 5988 = 6151 \text{ kg 或 } 6.15 \text{ m}^3$$

氨水蒸发量占循环氨水总量为:

$$\frac{163}{6151} \times 100\% = 2.65\%$$

煤气露点温度的确定

进入集气管的气态炼焦产品体积为:

$$\frac{1000 \times 0.158}{0.455} + 1000 \left(\frac{0.1}{18} + \frac{0.04}{200} + \frac{0.011}{83} + \frac{0.003}{17} + \frac{0.003}{34} \right) \times 22.4 = 485 \text{ m}^3$$

式中 18、200、83、17、34——分别为水、焦油、苯族烃、氨及硫化氢的相对分子质量。

集气管内冷凝的焦油汽体积为:

$$1000 \times \frac{0.04}{200} \times 0.6 \times 22.4 = 2.69 \text{ m}^3$$

集气管内蒸发的氨水汽体积为:

$$163 \times \frac{22.4}{18} = 203 \text{ m}^3$$

如果无烟装煤采用喷射蒸汽的方法, 则蒸汽量对于干煤的质量分数为: 单集气管 1.5%; 双集气管 3.0%。现按双集气管的喷射蒸汽量求得体积为:

$$1000 \times 0.03 \times \frac{22.4}{18} = 37.3 \text{ m}^3$$

则离开集气管的蒸汽总体积为:

$$1000 \times \frac{0.1 \times 22.4}{18} + 203 + 37.3 = 364.7 \text{ m}^3$$

离开集气管的煤气总体积为:

$$485 + 203 + 37.3 - 2.69 = 722.6 \text{ m}^3$$

集气管出口煤气中蒸汽分压为:

$$p = 101.325 \times \frac{364.7}{722.6} = 51.139 \text{ kPa}$$

由附表 1 查得相应的露点温度为 81.9℃。

2.1.2 煤气在初冷器内的冷却

炼焦煤气由集气管沿吸煤气主管流向煤气初冷器。吸煤气主管除将煤气由焦炉引向化

产回收装置外 还起着空气冷却器的作用 煤气可降温 $1\sim 3^{\circ}\text{C}$ 。

煤气进入初冷器的温度仍很高，且含有大量蒸汽和焦油气，须在初冷器中冷却到 $25\sim 35^{\circ}\text{C}$ ，并将大部分焦油气和蒸汽冷凝下来。

根据采用的初冷主体设备型式不同，初冷的方法有间接初冷法、直接初冷法和间接直接初冷法之分。

2.1.2.1 煤气的初冷流程

(1) 立管式间接初冷工艺流程

图 2-2 所示为煤气间接初冷工艺流程。焦炉煤气与喷洒氨水、冷凝焦油等沿吸煤气主管首先进入气液分离器 煤气与焦油、氨水、焦油渣等在此分离。分离下来的焦油、氨水和焦油渣一起进入焦油氨水澄清槽，经过澄清分成三层：上层为氨水；中层为焦油；下层为焦油渣。沉淀下来的焦油渣由刮板输送机连续刮送至漏斗处排出槽外。焦油则通过液面调节器流至焦油中间槽，由此泵往焦油贮槽，经初步脱水后泵往焦油车间。氨水由澄清槽上部满流至氨水中间槽，再用循环氨水泵送回焦炉集气管以冷却粗煤气。这部分氨水称为循环氨水。

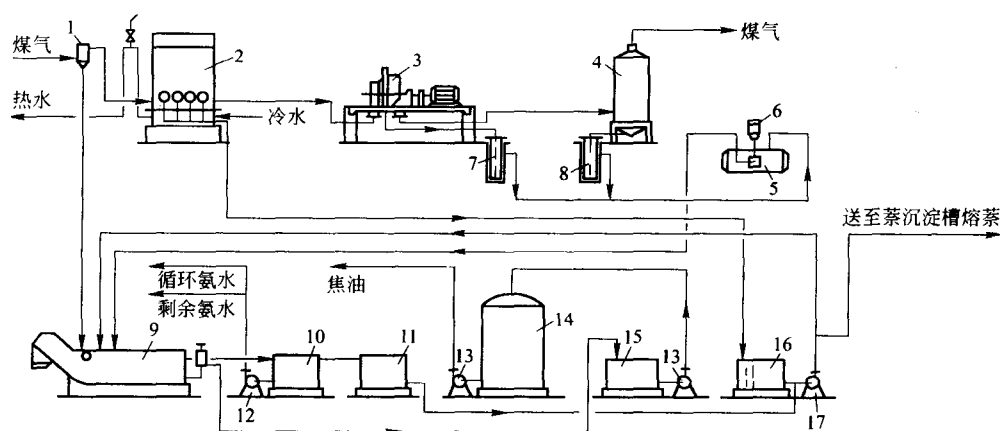


图 2-2 煤气间接初冷工艺流程

1—气液分离器；2—煤气初冷器；3—煤气鼓风机；4—电捕焦油器；5—冷凝液槽；6—冷凝液液下泵；7—鼓风机水封槽；8—电捕焦油器水封槽；9—机械化氨水澄清槽；10—氨水中间槽；11—事故氨水槽；12—循环氨水泵；13—焦油泵；14—焦油贮槽；15—焦油中间槽；16—初冷冷凝液中间槽；17—冷凝液泵

经气液分离后的煤气进入数台并联立管式间接冷却器内用水间接冷却，煤气走管间，冷却水走管内。从各台初冷器出来的煤气温度是有差别的，汇集在一起后的煤气温度称为集合温度，这个温度依生产工艺的不同而有不同的要求：在生产硫酸铵系统中，要求集合温度低于 35°C 在生产浓氨水系统中 则要求集合温度低于 25°C 。

随着煤气的冷却，煤气中绝大部分焦油气、大部分蒸汽和萘在初冷器中被冷凝下来，萘溶解于焦油中。煤气中一定数量的氨、二氧化碳、硫化氢、氰化氢和其他组分溶解于冷凝水中，形成了冷凝氨水。焦油和冷凝氨水的混合液称为冷凝液。冷凝氨水中含有较多的挥发铵盐 $[(\text{NH}_4)_2\text{S}、\text{NH}_4\text{CN}、(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \text{ 等}]$ ，固定铵盐 $[\text{NH}_4\text{Cl}、\text{NH}_4\text{CNS}、(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \text{ 和 } (\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3 \text{ 等}]$ 的含量较少。循环氨水中则主要含有固定铵盐，在其单独循环时，固定铵盐

含量可高达 30~40g/L。为了降低循环氨水中固定铵盐的含量，以减轻对焦油蒸馏设备的腐蚀和改善焦油的脱水、脱盐操作，大多采用两种氨水混合的流程，混合氨水固定铵盐含量可降至 1.3~3.5g/L。如图 2-2 所示，冷凝液自流入冷凝液槽，再用泵送入机械化氨水澄清槽，与循环氨水混合澄清分离。分离后所得剩余氨水送去脱酚和蒸氨。

由管式初冷器出来的煤气尚含有 1.5~2g/m³ 的雾状焦油，被鼓风机抽送至电捕焦油器除去其中绝大部分焦油雾后，送往下一道工序。

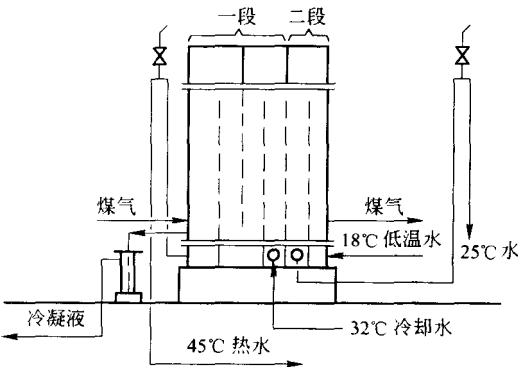


图 2-3 两段煤气间接冷却器

当冷却煤气用的冷却水为直流水时，冷却器后的热水直接排放（或用作余热水供热）如为循环水时 则将热水送到凉水架冷却至 25 左右，再送回初冷器循环使用。

上述煤气间接初冷流程适用于生产硫酸铵工艺系统。当生产浓氨水时，为使初冷后煤气集合温度达到 20 左右 宜采用两段初步冷却。

两段初冷可采用如图 2-3 所示具有两段初冷功能的初冷器，其中前四个煤气通道为第一段，后两个煤气通道为第二段。

在第一段用循环冷却水将煤气冷却到约 45℃ 第二段用低温水将煤气冷却到 25 以下。

(2) 横管式间接初冷工艺流程

横管式初冷器煤气通道，一般上段用循环氨水喷洒，中段和下段用冷凝液喷洒。根据上、中、下段冷凝液量和热负荷的计算可知：上段和中段冷凝液量约占总量的 95 而下段冷凝液量仅占总量的 5%。从上段和中段流至下段的冷凝液由 45 降至 30℃ 的显热及喷洒的冷凝液冷却显热，约占总热负荷的 60% ；下段冷凝液的冷凝潜热及冷却至 30 的显热，约占总热负荷的 20 ；下段喷洒冷凝液的冷却显热，约占总热负荷的 20%。由此可见，上段和中段喷洒的氨水和冷凝液全部从下段排出，显著地增加了下段负荷。为此有人推荐如图 2-4 所示的横管式煤气初冷工艺流程。

该流程上段和中段冷凝液从隔板经水封自流至氨水分离器，下段冷凝液经水封自流至冷凝液槽。下段冷凝液主要是轻质焦油，作为中段和下段喷洒液有利于洗萘。喷洒液不足时，可补充焦油或上段和中段的冷凝液。该流程最突出的优点是横管式初冷器的热负荷显著降低，冷却水用量大为减少。

(3) 间冷-直冷相结合的初冷工艺流程

煤气的直接初冷 是在直接冷却塔内 由煤气和冷却水 经冷却后的氨水焦油混合液 直

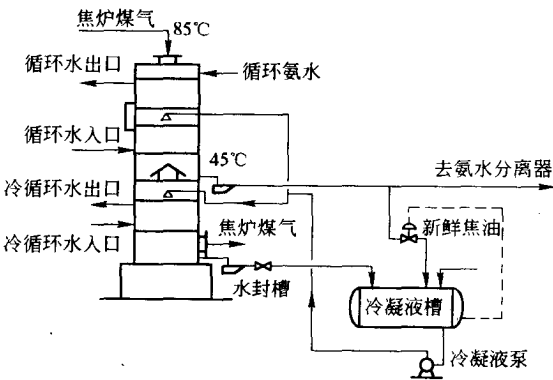


图 2-4 横管式煤气初冷工艺流程

接接触传热而完成的。此法不仅冷却了煤气，且具有净化煤气效果良好、冷却效率较高及煤气阻力小等优点。间冷直冷结合的煤气初冷工艺即是将两者优点结合的方法，在国内外大型焦化厂均已得到采用。

间冷-直冷相结合的初冷工艺流程见图 2-5。由集气管来的 82 左右的粗煤气经气、液分离后,进入横管式间接冷却器被冷却到 50~55℃,再进入直冷空喷塔冷却到 25~35℃。在直冷空喷塔内,煤气由下向上流动,与分两段喷淋下来的氨水焦油混合液密切接触而得到冷却。

图 2-5 间冷直冷相结合的煤气初冷工艺流程

聚集在塔底的喷洒液及冷凝液沉淀出其中的固体杂质后，其中用于循环喷洒的部分经液封槽用泵送入螺旋板换热器，在此冷却到 25℃ 左右，再压送至直冷空喷塔上、中两段喷洒。相当于塔内生成的冷凝液量的部分混合液，由塔底导入机械化氨水澄清槽，与气液分离器下来的氨水、焦油以及横管冷却器下来的冷凝液等一起混合后进行分离。澄清的氨水进入氨水槽后，泵往焦炉喷洒，剩余氨水经氨水贮槽泵送脱酚及蒸氨装置。初步澄清的焦油送至焦油分离槽除去焦油渣及进一步脱除水分，然后经焦油中间槽转送入贮槽。

煤气初冷工艺控制的关键操作指标，就是初冷后煤气的集合温度。集合温度偏高，会带来下列问题：

(1) 煤气中蒸汽含量增多 体积变大 致使鼓风机能力不足 影响煤气正常输送。

(2) 焦油气冷凝率降低，初冷后煤气中焦油含量增多，影响以后工序生产操作。

(3) 在初冷器内，煤气中萘蒸气遇冷时，有相当部分呈细小薄片晶体析出，很难从高速煤气中沉降下来，会被煤气带走，以致煤气中实际萘含量比同温下萘气饱和含量高 1~2 倍。当集合温度高时，煤气中含萘量将更显著增大。这会造成煤气管道和设备堵塞，增加以后洗萘系统负荷 给洗氨、洗苯带来困难。

因此，在煤气初冷操作中，必须保证初冷后集合温度不高于规定值，并尽可能地脱除煤气中的萘。

2.1.2.2 煤气初冷器

煤气初冷器有间接式和直接式两种类型。

间接初冷器是一种列管式固定管板换热器。在初冷器内，煤气走管外，冷却水走管内。两者通过逆流或错流通过管壁间接换热，使煤气冷却。间接初冷器有立管式和横管式两种型式。

(1) 立管式初冷器

1) 构造及性能

如图 2-6 所示，立管式间接冷却器的横断面呈长椭圆形，直立的钢管束装在上下 2 块管栅板之间 被 5 块纵挡板分成 6 个管组，因而煤气通路也分成 6 个流道。煤气走管间，冷却水走管内，两者逆向流动。冷却水从冷却器煤气出口端底部进入，依次通过各组管束后排出器外。由图可见 6 个煤气流道的横断面积是不一样的，为使煤气在各个流道中的流速大体保持稳定，所以沿煤气流向，各流道的横断面积依次递减，而冷却水沿其流向各管束的横断面积则相应地递增。所用钢管规格为 $\phi 76 \times 3\text{mm}$ 。

立管式冷却器一般均为多台并联操作 煤气流速为 $3 \sim 4\text{m/s}$ 煤气通过阻力约为 $0.5 \sim 1\text{kPa}$ 。

当接近饱和的煤气进入初冷器后，即有蒸汽和焦油气在管壁上冷凝下来，冷凝液在管壁上形成很薄的液膜，在重力作用下沿管壁向下流动，并因不断有新的冷凝液加入，液膜逐渐加厚，从而降低了传热效率。此外，随着煤气的冷却，冷凝的萘将以固态薄片晶体析出。在初冷器前几个流道中 因冷凝焦油量多 温度也较高，

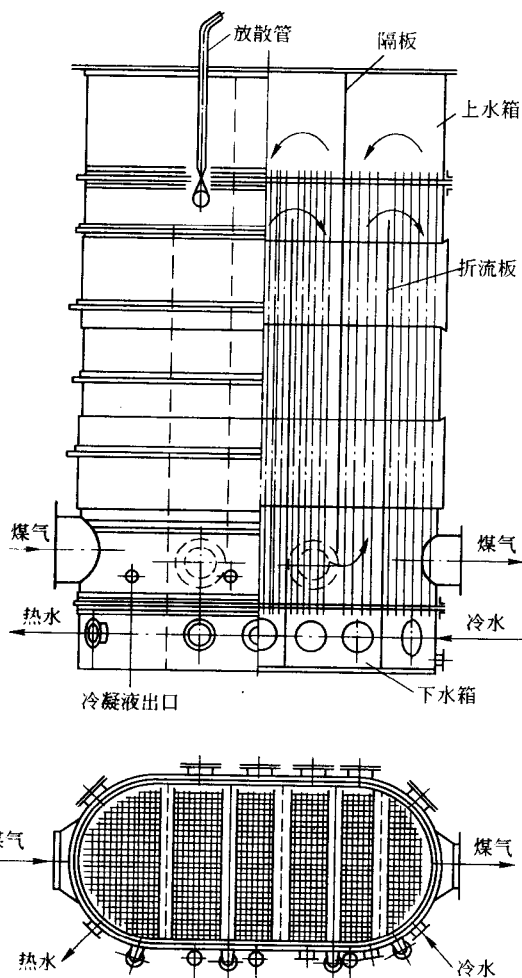


图 2-6 立管式间接煤气冷却器