

第 1 章 绪 论

20世纪以来，全世界化学工业取得了飞速的发展。其增长速度比整个工业高得多。化学工业已经成为国民经济建设最重要的支柱产业之一。

化学工业以天然物质或其他物质为原料，通过化学和物理的方法加工，使其性质及形态发生变化，成为生产资料或生活消费品。作为化学工业基本原料的天然物质按其形态分类，主要有以下三种形态。

- (1) 气体 如空气、天然气、油田伴生气等；
- (2) 液体 如水、海水、盐湖水、石油等；
- (3) 固体 如煤、食盐、石灰石以及含有不同化学成分的各种矿物。

此外，粮食与农产品的废料、木材加工中的副产物等，也用作为化工原料。

由上述基本原料，可生产出大量的基础化工原料，如硫酸、烧碱、合成氨、电石、乙烯、丙烯、丁二烯、苯、甲苯和二甲苯等。进一步加工，可生产各种化学制品，如化学肥料、塑料、合成纤维、合成橡胶以及各种生活消费品。仅就国内统计，化工产品已达 37 000 种。而世界范围的化工产品则超过 50 000 种。

按产品的性质及加工过程比较相似的原则进行分类，化学工业可分为以下分支：

(1) 化学肥料工业 包括合成氨、氮肥、磷肥、钾肥、复合肥料、微量元素肥料等产品；

(2) 硫酸工业；

(3) 制碱工业 包括纯碱和烧碱等产品；

(4) 无机盐工业 包括钡盐、铬盐、硼盐等各种无机盐，金属钠等单质，除硫酸、纯碱、烧碱以外的其他无机酸、无机碱等；

(5) 燃料化学工业 包括煤的气化、干馏、液化及其副产品的加工、电石、石油炼制等；

(6) 石油化工及有机原料工业 包括石油或其他油品的裂解、产物的分离及有机产品的合成，重要的有机原料如有机酸、酯、醚、酮和醛等；

(7) 橡胶工业 包括天然橡胶的加工及产品的制造，合成橡胶的生产及产品的制造；

(8) 合成纤维工业 包括聚酯类的涤纶、聚酰胺类的锦纶、聚乙烯醇类的维尼纶等产品；

(9) 合成树脂和塑料工业 其产品包括多种高分子聚合物，如聚氯乙烯、聚苯乙烯等以及各种日用及工程塑料制品，离子交换树脂等；

(10) 国防化工 包括炸药，为核工业、航天航空工业配套的化工产品，如同位素、推进剂、强氧化剂、密封材料、特种涂料、高性能的复合材料等；

(11) 农药工业 其产品包括杀虫剂、杀菌剂、杀螨剂、杀鼠剂、除草剂、植物生产调节剂等；

(12) 染料工业 包括纺织、轻工、食品等多种用途的染料；

(13) 涂料和颜料工业 包括颜料、油料、填充料、溶剂、油漆、建筑物的内外墙涂料等；

(14) 医药工业 包括各种天然药物及合成药物；

(15) 感光材料和磁性记录材料 包括片基、感光乳剂、磁性材料及添加剂等；

(16) 化学试剂工业 包括各种等级的化学试剂；

(17) 精细化学品工业 其产品包括催化剂、助剂以及表面活性剂、粘合剂、添加剂、水处理剂、香料、皮革、造纸等工业用化学品。

必须指出，冶金（包括钢铁、有色金属及稀有金属的冶炼）、硅酸盐（玻璃、水泥、陶瓷、耐火材料等）、造纸及制糖等工业，其生产过程与化学工业相似，包含在大化工的范畴；但习惯上已从化学工业中分离出来，分属冶金工业与轻工业。

世界化学工业的发展潮流是向大型化、连续化、自动化发展。国内虽然起步较晚，但也离不开这种趋势。建国以来至 20 世纪 80 年代末期，国内化学工业已经建立了 23 个行业，品种和规格达到了 4 万余种。工厂规模，特别是石油化工、化肥、酸碱等基本化学工业已进入世界先进行列。

从 20 世纪 60 年代开始，由于工业过程特别是化学工业、石油化学工业为代表的高能化、自动化大型生产装置在世界范围内的迅速发展，灾害性爆炸事故、火灾事故、大范围人群中中毒事故不断出现，这些灾害所造成的严重后果和社会问题远远超过了事故本身。在高科技越来越密集，经济规模越来越宏大的当今，避免化学工业灾难性事故成为一个国家经济顺利发展的前提条件，已经成为工业装置平稳安全运行的核心问题。人类文明和社会进步要求生产过程具有更高的安全性、可靠性和稳定性。

过程装置的工艺结构决定了装置系统的危险特征。化工过程安全工程是以化学工业生产工艺与过程及典型装置为对象，研究其工艺与过程的介质、工艺、装备、控制及系统的危险性与安全技术的工程问题。对装置结构中的反应、传质、传热、输送等过程的物料平衡、能量平衡、动量平衡等条件进行分析，研究过程动态变量对平衡与稳定条件的影响以及反应过程危险要素的动态物性和转化机制、事故灾害的突跃条件及状态变化，建立系统安全运行和操作控制技术条件，确定边界状态变量，极限控制参数等。

在研究过程中主要选择的典型过程及典型装置，其考虑原则，包括：① 化学工业的发展过程，具有极高经济社会价值和重点核心过程及装置；② 危险性特别大而且已经出现或多次出现过特别重大事故的生产过程；③ 事故过程机理复杂，影响因素又多变，科学性和理论性很强的生产过程；④ 发生事故具有灾害性、社会性、能量集中，破坏性大，可能涉及系统及社会。

选择的典型过程与典型装置主要有：氧化过程、过氧化过程、环氧化过程；热裂化、催化裂化、加氢裂化过程；高压加氢及还原过程；芳烃硝化及加工系统；食盐电解、水电解及氯加工系统；乙烯聚合、氯乙烯聚合、丁二烯聚合；煤制气、轻油制气、重油制气及净化处理系统；气体液化及深冷分离（液氮、液氧、液氢）系统；液态烃及液化烃类贮运系统；氨合成及氨加工系统；乙炔发生及加工系统等。

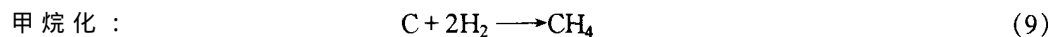
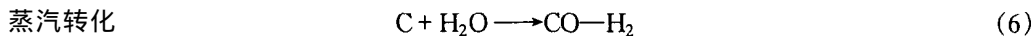
第 2 章 煤 制 气

2.1 煤气生产过程

煤气泛指一般可燃气体、煤或重油等液体燃料经干馏或气化而得的气体产物。煤气是一种清洁无烟的气体燃料，火力强，容易点燃。煤气的主要成分是氢气、一氧化碳和轻烃类。与空气混合成一定比例后，点燃会引起爆炸。焦炉煤气的爆炸极限为 5%~36%，水煤气为 6%~72%，发生炉煤气为 20%~74%。一氧化碳不仅易燃，而且剧毒。

煤气可分为天然的和人工制造的两种。天然煤气有天然气、油田伴生气、煤矿矿井气与天然沼气；人工制造的有煤气、液化石油气、石油裂解气、焦炉气、炭化炉气、水煤气、发生炉气、各种加压全气化的煤气，还有煤液化伴生的煤气、其他工业余气等。国内煤气生产厂多采用二步气化法：烟煤先经干馏（焦化或炭化），裂解出挥发物，同时生产焦炭或半焦；挥发物经过冷凝，分离出焦油，然后脱氨、脱苯、脱硫化氢等，获得中等热值的煤气。利用自产的焦或半焦作原料，进行再气化后，获得低热值的煤气。上述这两种煤气经混合达到规定标准后，作为城市煤气使用。也有利用重油通过热裂化或催化热裂化，获得较高或中等热值的煤气。煤或焦炭、半焦等固体燃料在高温常压或加压条件下与气化剂反应，可转化为气体产物和少量残渣。气化剂主要是水蒸气、空气（或氧气）或其混合气，气化包括一系列均相与非均相化学反应。所得气体产物视所用原料煤质、气化剂的种类和气化过程的不同而具有不同的组成，可分为空气煤气、半水煤气、水煤气等。煤气化过程可用于生产燃料煤气，作为工业窑炉用气和城市煤气；也可用于制造合成气，作为合成氨、合成甲醇和合成液体燃料的原料。是煤化工的重要过程之一。

煤气化过程 虽然，不同的煤气化方法所采用的工艺各不相同，但其基本过程均包括煤料加工、气化反应和煤气净化处理几个部分。煤的气化反应比较复杂，在气化炉内先后或同时发生氧化燃烧、还原、转化、甲烷化等反应。基本反应方程式如下：



式(5)、(6)、(7)为吸热反应，其余为放热反应。式(6)是煤气化的主反应之一；式(7)

是式(6)的副反应,温度高于1000℃时可以忽略。式(8)为一氧化碳变换反应,只有在催化剂存在下才以显著的速度进行。式(9)、(10)、(11)在加压气化下较为重要。在气化过程中,一部分干馏的气相产物随着气化条件的不同,直接或经转化成二氧化碳、一氧化碳、氢、甲烷等而成为气化产物的组成部分。

气化炉中所进行的反应,除部分为气相均相反应外,大多数属于气固相反应过程,所以气化反应过程速度与化学反应速度及扩散传质速度有关。原料煤的性质(包括煤中水分、灰分和挥发分的含量,黏结性,化学活性,灰熔点,成渣特性,机械强度和热稳定性以及煤的粒度和粒度分布等)对气化过程有不同程度的影响,因此必须根据煤的性质和对气体产物的要求选用合适的气化方法。按煤在气化炉内的状态,气化方法可划分为三类,即固定床(包括移动床)气化法(见图2-1)、流动床气化法和气流床气化法。

煤气化主要设备根据煤的性质和对煤气的不同要求有多种气化方式,相应的气化设备有固定床(移动床)气化炉(如UGI煤气化炉、鲁奇煤气化炉等)、流化床(沸腾床)气化炉(如温克勒煤气化炉等)、气流床煤气化炉(如K-T煤气化炉、德士古煤气化炉等)。各种炉型的气化条件和生成气的特征均不相同(见表2-1)。

表 2-1 各种煤气化炉的主要工艺特性

气化炉名称	气化反应床分类	主要气化条件	生成气特征
UGI 煤气化炉	固定床	常压,气化温度1000~1250℃,空气或富氧空气和蒸汽为氧化剂	以无烟煤为原料时,甲烷含量较低,煤焦油、酚的含量也较低
鲁奇煤气化炉	固定床	2~3 MPa,900~1050℃,氧和蒸汽为气化剂	甲烷及副产焦油、酚含量较多
温克勒煤气化炉	流化床	常压,900~1000℃,以空气、富氧空气或氧和蒸汽为气化剂	甲烷含量极低,无焦油、酚等副产物
K-T 煤气化炉	气流床	常压,气化温度大于1300℃,熔融排渣,以氧和蒸汽为气化剂	甲烷含量较低,无焦油、酚等副产物
德士古煤气化炉	气流床	操作压力1.8~4 MPa,温度大于1300℃,水煤浆为原料,氧为气化剂	甲烷含量极低,无焦油、酚等副产物

UGI 煤气化炉是以美国联合气体改进公司命名的煤气化炉,是一种常压固定床煤气化设备。原料通常采用无烟煤或焦炭,其特点是可采用不同的操作方式(连续或间歇)和氧化剂,制取空气煤气、半水煤气或水煤气。

UGI 炉为直立圆筒形结构。炉体用钢板制成,下部设有水夹套以回收热量,副产蒸汽;上部内衬耐火材料,炉底设转动炉篦排灰。氧化剂可以从底部或顶部进入炉内,而生成气则相应地从顶部或底部引出。因采用固定床,要求气化原料具有一定块度,以免堵塞或气流分布不匀而影响操作。

UGI 炉用空气生产煤气或以富氧空气生产半水煤气时,可采用连续式操作,即氧化剂从底部连续进入气化炉,生成气从顶部引出。以空气、蒸汽为氧化剂制取半水煤气或水煤气时,都采用间歇式操作。在国内,除少数用连续操作生产发生炉煤气(即空气煤气)外,绝大部分用间歇操作生产半水煤气或水煤气。

UGI 炉的优点是设备结构简单,易于操作,一般不需用氧气作氧化剂,热效率较高。缺点是生产强度低,每平方米炉膛面积的半水煤气发生量约1000 m³/h,对煤种要求比较严格,间歇操作时工艺管道比较复杂。

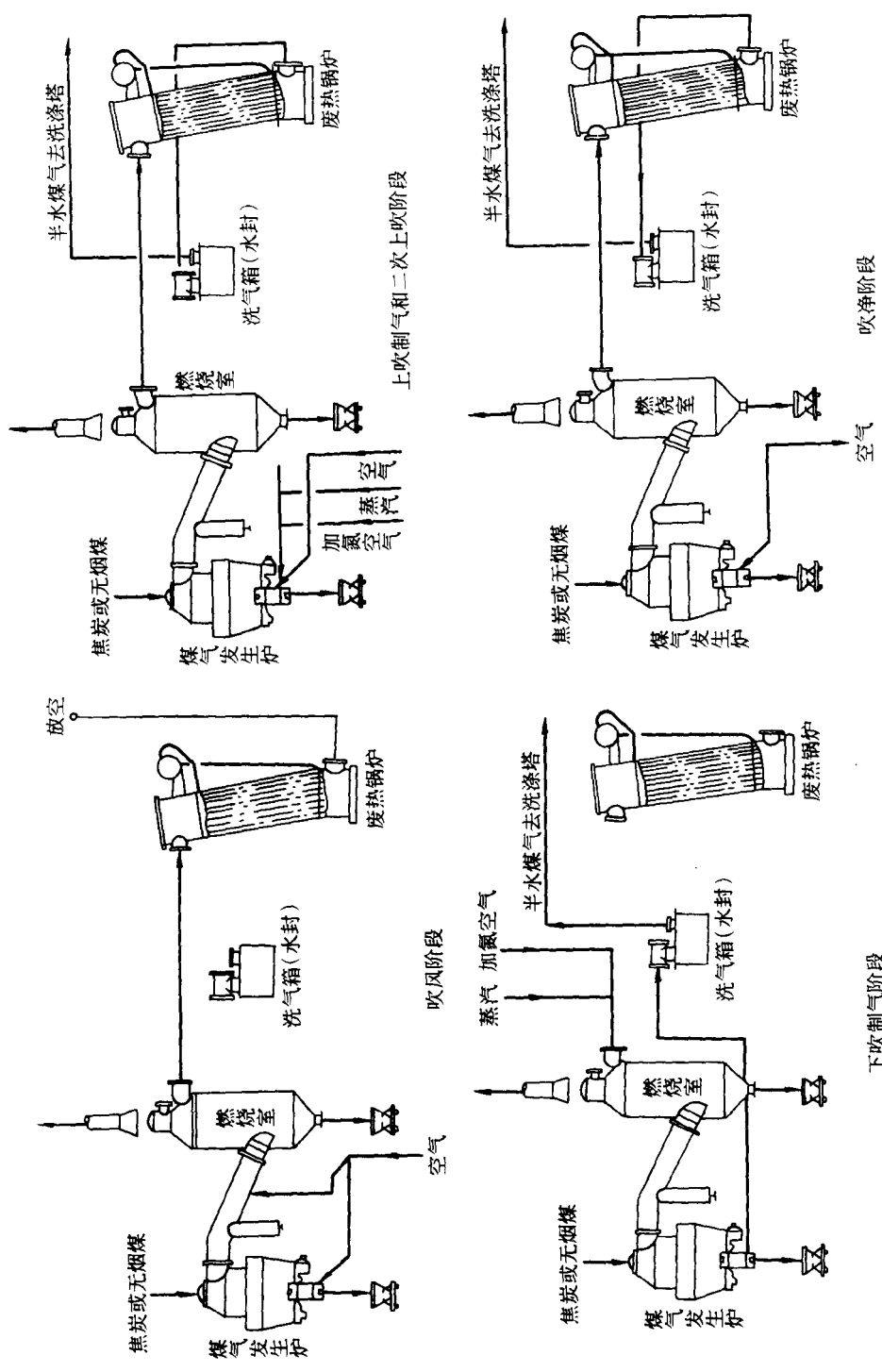


图 2-1 煤、焦固定床气化法

2.2 煤制气生产危险分析及安全技术

煤的主要危险是自燃，煤粉碎时的粉尘可能会爆炸等。煤的自燃取决于煤的质量。气煤的挥发物含量高，含氧量也高，容易引起自燃。特别当原料中含有细粉末的黄铁矿（ FeS_2 ）时，水分不高，则更容易自燃。高挥发分气煤的自燃点很低，大约为 $150\sim 250\text{ }^\circ\text{C}$ 。煤堆因局部氧化发热，温度升高到 $75\text{ }^\circ\text{C}$ 就可能进一步引起自燃；如温度高达 $140\sim 150\text{ }^\circ\text{C}$ ，则危险性更大。

生产煤气用的油主要是石油炼厂蒸馏塔底的残油，通常称为渣油或直馏重油。其物理常数往往因产地和蒸馏的要求不同而有所差别，但大体是相同的。以大庆渣油为例：

密度（ $20\text{ }^\circ\text{C}/4\text{ }^\circ\text{C}$ ） $0.925\sim 0.933\text{ g/cm}^3$ ，闪点（开口） $218\sim 349\text{ }^\circ\text{C}$ ，凝固点 $31\sim 33\text{ }^\circ\text{C}$ ，自燃点 $230\sim 300\text{ }^\circ\text{C}$ 。

渣油的闪点较高，相对其他轻质油而言，火灾危险性较小；但黏度大，易凝固，流动性差，在装卸输送时必须加温。而渣油中含有的一些轻质馏分在加温时容易挥发出来。渣油的自燃点比较低。

煤气生产过程中发生煤气爆炸的主要原因在于：煤气中含氧量高，或煤气系统内侵入空气形成了爆炸性混合物；煤气发生泄漏，在外部空间形成爆炸性混合物。常见的事故有以下 8 种类型。

（1）开炉时的爆炸 开炉升火时，引火物油蒸气挥发进入煤气发生炉系统，形成爆炸性混合气；制气质量不好，含氧量过高的烟气进入除尘器、洗涤塔等装置内，形成爆炸性混合气。

（2）停炉时的爆炸 停炉降温、空气进入煤气系统，形成爆炸性混合气。

（3）闷炉时爆炸 闷炉时，没有隔断出口管道和赶走煤气，炉体变冷、空气进入，形成爆炸性混合气。

（4）煤在炉中悬挂下坠时爆炸。

（5）断电时爆炸 断电时，鼓风机突然停止运行，发生炉灰盘下的空气压力下降，煤气从炉膛中流入灰斗、流进风管，继而流入鼓风机，形成爆炸性混合物。

（6）断水时爆炸 断水时，洗气箱失去水封作用，停炉时煤气倒回空气总管和鼓风机会导致爆炸。

（7）检修时爆炸 煤气未切断或未进行彻底清洗，动火作业导致爆炸。

（8）煤气泄漏 外部空间形成爆炸性混合物。

2.3 煤气净化过程危险分析及安全技术

煤气净化包括冷凝冷却、排送、脱焦油雾、脱氨、脱苯、脱硫、脱萘等过程。

（1）煤气冷凝冷却 煤气冷凝冷却器分直接式和间接式两种。焦炉和炭化炉一般采用间接式，在负压下冷凝冷却粗煤气。煤气冷凝冷却器底部液封必须有效，防止吸入空气。

（2）排送机（鼓风机）排送机是保持煤气净化系统平衡的关键设备之一。如果排送机发生故障，制气炉产生的煤气使系统压力上升，煤气外泄。炭化炉会因为煤气送不出去扩散在炉面上而引起爆炸；水煤气因排送不出去，将使中间气柜冒气；发生炉在继续鼓风的情况下，炉内压力升高，煤气从炉顶外窜。因此，排送机的旁通阀或总旁通阀应保持开闭灵活。排送机与有关生产过程的设备应有连锁装置并设置紧急备用电源等。

(3) 电捕集油 利用高压直流电在气体中的局部放电以收集油雾的一种净化装置，电压高达 70 kV。对于正压操作的电捕集器，保持煤气中含氧不超过 1%。负压操作的电捕集器更需要严格控制含氧量，应设置含氧量超限（1%）的自动停车处理连锁装置。电捕集器的液封筒在负压条件下运行操作，必须保持一定的深度，以防空气倒入系统。要有良好的设备接地，事故状态时应首先切断电源。

(4) 脱氨 煤气中含有少量的氨，可用水或稀硫酸吸收除去。脱氨工艺按脱氨的产品分为生产浓氨水和生产硫酸铵两种。硫酸铵生产腐蚀性强，主要设备有煤气预热器，饱和器、除酸器和氨水蒸馏釜等。氨的爆炸极限为 16%~27%。高温情况下遇有火源能引起燃烧或爆炸。

(5) 脱苯 苯是一种易燃液体，闪点为 -15℃。煤气厂一般采用洗油吸收法脱除煤气中的苯。脱苯工段设有粗苯、轻苯、重苯、溶剂油、轻重馏分等易燃物质中间贮槽。

(6) 脱硫 原料煤中含有的硫最终混在煤气中，需经脱硫除去。煤气脱硫分为湿法和干法两种。湿法脱硫是用碱性溶液自上而下地与煤气逆流接触，吸收煤气中的硫化氢。吸收液在再生塔或再生器内用空气鼓风氧化。干法脱硫一般采用深 2 m 左右的长方形干箱，内置氧化铁脱硫剂，接触硫化氢后生成硫化铁。湿法脱硫液位调节器处应有防止空气夹带吸入脱硫塔的措施，以防止在脱硫塔内形成爆炸性气体。硫化釜排放硫黄时，周围必须严禁明火。干法脱硫比湿法脱硫危险，用过的脱硫剂中含有硫化铁、木屑和油类，容易自燃。油类的蒸气会形成爆炸性混合物。

(7) 脱萘 为了保证煤气输配管网内不发生萘结晶堵塞现象，通常采用轻柴油脱萘。

清除变换气中的一氧化碳，一般采用铜氨溶液吸收、液氮洗涤和甲烷化等方法。液氮洗涤法最危险，其原因是当空气分离系统操作不正常时，随氮气带出的氧气与可燃气体混合；或当加入变换气的空气量不准确时，可燃气体与变换气混合，这些都会在设备内形成易爆的混合气体。采用液氮洗涤法，在低温设备中会积聚易爆的液体或固体物质。这些物质在常温时呈气态，可和空气一起从设备中逸出。当用液氮法处理含有不饱和烃类和氧化氮气体等杂质的变换气或焦炉气时，存在的危险更大。因为这些杂质在低温条件下凝结，以焦油状态积聚在设备中，有自行爆炸的危险。

曾有某厂的热交换器部分（温度为 -130~-145℃）发生过爆炸。爆炸力相当于 3~5 kg 炸药。对设备的净化气体进行分析和计算表明，爆炸前设备内积聚了 5 kg 左右氧化氮气体，氧化氮气体与烃类混合物引起爆炸。合成气体的液氮洗涤装置也发生过类似的爆炸事故。低温装置中积聚的有机物和氧化氮气体，与不饱和烃类会生成复杂的硝基化合物，硝基化合物分解会引起爆炸。预防发生此类爆炸事故的根本措施是控制低温设备中氧化氮气体的积聚，应规定低温设备中氧化氮气体最高允许积聚量的标准。如果设备中氧化氮气体的折算含量超标，装置应该停车，并进行加温和洗涤。多数情况下，设备中积聚的氧化氮气体量可根据气体中氧化氮的含量和通过低温装置的流量确定。

为提高变换气和焦炉气净化过程的安全程度，必须连续自动控制氧化氮气体的含量，测量结果用图表记录。气体分离和液氮洗涤用的低温设备一般都用装有保温材料的金属罩以可靠保温。这样对金属罩内的管件、管道和设备的密封情况难以控制。冷区设备如有可燃气体泄出时，金属外壳内会形成易爆的混合气体。为防止此类事故发生，必须排出低温装置金属外罩内的氧气，即要充入惰性气体（氮气）。为此，金属外罩应尽量密封。所有装置外罩的螺栓和壁板都应该严格密封。穿过装置壁板的联杆和活门都应该铺设密实的保温层，加以密

封。外罩的内表面应涂敷防腐层。从外罩排出的氮气，应该分析其中氧和可燃气体的含量，以及及时发现泄漏现象，避免形成易爆的混合气体。由于可燃气体从洗涤装置的设备和管道中泄出是很危险的，所以这些设备的维修，尤其是明火操作应当特别小心。

液氮洗涤法是用液氮在 1.8~2.5 MPa 和 -190 ℃左右的条件下洗涤转化气。液氮洗涤时，一氧化碳和甲烷等冷凝进入液氮中。吸收后的液氮经过分馏，一氧化碳馏分后予以回收，液氮循环使用。液氮洗涤可以同时脱除一氧化碳和甲烷，气体净制程度较高，但需空气分离装置，此法主要用在焦炉气分离以及重油部分氧化、煤富氧气化流程中。通常把液氮洗涤一氧化碳称为氮洗。

液氮洗涤变换气的装置在焊接时曾发生过氢气-空气混合物爆炸事件。在焊接用于隔开“冷区”和“热区”的隔板时，采用深冷的再净化设备发生爆炸。原来洗涤塔塔釜里已充满了液氮，而自动液面调节器却显示釜内的液氮只装了 60%。继续往洗涤塔喷液氮达 2~2.5 h，塔釜内液氮过满。随后往塔底加入热气体时，液体便喷入净化气管道。液氮在温度较高的管道内迅速蒸发，压力急剧上升，导致管道破裂。用液氮洗去变换气中一氧化碳的液氮洗涤装置也曾发生过类似事故。事故发生时，从低温区至集管管件间的一段氮氢混合气管发生破裂。事故原因是温度为 -180 ℃的液氮进入碳钢管道。过冷器蛇管或液氮料阀的密封遭到破坏。为防止此类事故，氮氢混合气管线应由碳钢改用不锈钢。如果进入低温区的变换气中二氧化碳含量不符合规定，会给洗去一氧化碳的净化装置操作带来危险，设备会被固体二氧化碳堵塞。变换气净化装置是由 20% 和 12% 乙醇胺溶液吸收的两段吸收系统和用液氮洗涤一氧化碳系统组成。当泵因故障停车时，会使一段洗涤器停止淋洒乙醇胺，使乙醇胺洗涤系统后的气体中二氧化碳含量增加。液氮洗涤设备被二氧化碳堵塞。为防止类似事故，安装气体分析器和自动切断器。用以测定乙醇胺洗涤后气体中二氧化碳的含量，自动切断器可在气体中二氧化碳含量增加到超过允许范围时停止往液氮洗涤部分送气。二氧化碳水洗装置的主要危险与设备和管道的严重腐蚀有关，在多数情况下这会使系统的密封破坏，造成可燃气体泄漏。

甲烷或其他烃类原料可用水蒸气、氧气或空气氧化。工业上，甲烷转化和一氧化碳变换一般采用以下几种方法：

(1) 甲烷两段催化转化 即甲烷首先与蒸汽混合在管式炉中反应，然后与空气混合在立式转化炉中进行常压转化；

(2) 甲烷一段催化转化 即甲烷与蒸汽-氧气-空气混合物混合在立式转化炉中进行常压转化，在这一流程中，天然气气流在进入转化炉前先加蒸汽，再加入必要量的氧气-空气混合物（含氧气 40%~60%）；

(3) 蒸汽-氧气混合物加压转化 压力为 1.7 MPa；

(4) 在大型合成氨装置中，天然气高压两段催化转化。

第一阶段使用管式炉，将天然气与蒸汽混合，在约 3.5 MPa 压力和 824 ℃ 温度下用镍催化剂进行转化。这段反应可使甲烷剩余含量为 11%。烟道气送往热回收利用装置：一方面用于预热蒸汽-天然气混合物、工艺用空气、锅炉给水、燃料气；另一方面用以产生高压蒸汽，然后经冷却排空。管式炉与蒸汽锅炉联锁，该锅炉生产 10.5 MPa 蒸汽，用于蒸汽透平以驱动压缩机。第二阶段，剩余甲烷用蒸汽和空气中氧气进行转化。这一转化反应采用立式转化炉，在催化剂存在下于 960~1 000 ℃，它的热能用于一段和两段废热锅炉，以产生 10.5 MPa 压力的高压蒸汽。一氧化碳催化变换分两段进行。第一段变换后，排出温度为

482 ℃的变换气中含一氧化碳不高于 3.1%。该变换气在废热锅炉中冷却到 340 ℃，再在热变换器中冷却到 240 ℃，然后进入变换反应器进行一氧化碳低温变换。低温变换后，气体中一氧化碳含量不大于 0.5%。在所有工艺流程中，甲烷转化和一氧化碳变换前，天然气和转化气都必须和蒸汽、空气或富氧空气混合。燃料气燃烧时需用空气。预热器、管式炉等设备也要供空气。因此，应当严格调节气流的混合比例，因为违反操作规程会导致破坏工艺条件，从而引起重大事故。破坏可燃气体与氧气、空气和富氧空气混合气流的比例，设备中可能产生易爆的混合气。为预防类似事故，加入可燃气体中氧气、空气的自动计量必须可靠。为防止天然气进入氧气-空气混合气集管，在输送这种混合气的管线上应装有带溢流槽的单向水封。在大型合成氨装置中，加入易爆气体中的空气量应当用比例调节器调节到最终气体组成中氢和氮的比例为 3:1。为防止可燃气体由二段转化炉逆流返回空气管线，应不断地往空气管线中供蒸汽，送汽量为空气用量的 10.5%。压缩机停车时，蒸汽供量应自动增加到空气用量（体积分数）的 50%。此外，为防止形成易爆浓度的混合气，供给转化炉空气的管线上需安装单向阀和用于紧急切断的管件。当停车联锁装置动作时，应该仍然继续向管式炉前的天然气管线中供蒸汽。在天然气转化过程，当其他气流的规定工艺参数遭到破坏时会导致紧急停车。

曾经发生过由于变电所故障而造成往变换装置供冷凝液的泵停车事故，这时往增湿器中供冷凝液也停止了。从而使增湿器后的变换气温度上升到 720 ℃，同时天然气热交换器后的蒸汽-天然气混合物温度也相应升高。气体在催化剂层上燃烧，变换装置被联锁系统切断。所有的气相物料均被排至排气管，因为信号系统不正常，当时截流阀是打开，但信号灯表示截流阀却是关闭的。因此装置是在天然气排气管上截流阀开着的情况下再开车，从而使蒸汽与氧气-空气混合物进入变换装置。由于天然气未进入变换装置，催化剂开始氧化，一氧化碳一段变换器中温度急剧上升。辅助锅炉在衬里干燥后随即投入运转，以产生 10 MPa 压力的蒸汽。由于违反了燃烧室排风机（第二台排风机处于紧急备用状态）吸入管线的液压条件，燃烧室的负压为 9.8 Pa，而不是 98 Pa，排风机吸入管线的负压为 196~245 Pa，而不是 980 Pa，从而引起一段转化炉对流室爆炸。爆炸破坏了辐射区通道、部分炉顶和辅助锅炉，同时使对流室冷热区间的隔壁、通燃料气和水的蛇管以及蒸汽过热器变形。此外，备用排风机的风道破裂，阀板变形。两台排风机离开地基。该一段转化炉发生事故的起因是在不通风或通风不良的烟道气系统内形成了可燃气体-空气混合物，从而引起了爆炸。

由于猪尾管上产生裂缝，通过裂缝泄出气体。从断裂的猪尾管中泄出的气体燃烧，导致反应管过热，接着使其破裂。甲烷管式转化炉常见的几种故障和事故多半是支集气管破裂；下部支集气管接管破裂；猪尾管腐蚀；反应管破裂；热电偶套管法兰泄漏；甲烷二段转化的废热锅炉炉体发生破裂等。

第 3 章 合 成 氨

氨合成的主要任务是将脱硫、变换、净化后送来的合格的氢、氮混合气，在高温、高压及催化剂存在下直接合成氨。

分析大型合成氨装置开车和操作过程中发生事故和故障表明，设计错误占事故总数的 10%~15%，施工和设备安装错误占 14%~16%，设备、机械、管件、控制计量仪表等方面的缺陷占 56%~61%，操作人员错误占 13%~15%。多数事故、火灾和爆炸（80%）是由各种工艺设备泄出可燃气体造成的。

3.1 过程原理及工艺控制

氨合成过程工艺条件主要包括压力、温度、空速、气体组成等。

3.1.1 压力

工业上合成氨的各种工艺流程，一般都以压力的高低来分类。

高压法压力为 70~100 MPa，温度为 550~650℃；中压法压力为 40~60 MPa，低者也有用 15~20 MPa，一般采用 30 MPa 左右，温度为 450~550℃；低压法压力为 10 MPa，温度为 400~450℃。中压法是当前世界各国普遍采用的方法，它不论在技术上还是能量消耗、经济效益方面都较优越。国内中型合成氨厂一般采用中压法。压力一般采用 32 MPa 左右。从国外引进 30 万吨大合成氨厂压力大多为 15 MPa。合成氨生产总流程见图 3-1。

从化学平衡和化学反应速度两方面考虑，提高操作压力可以提高生产能力。而且压力高时，氨的分离流程简单。高压下分离氨，只需水冷却就足够，设备较为紧凑，占地面积也较小。但是，压力高时，对设备材质、加工制造的要求均高。同时，高压下反应温度一般较高，催化剂使用寿命缩短，所有这些都给安全生产带来了困难。

3.1.2 温度

实际生产中，希望合成塔催化剂层中的温度分布尽可能接近最适宜温度曲线，见图 3-2。由于催化剂只有在一定的温度条件下才具有较高的活性，还要使最适宜温度在催化剂的活性范围内。如果温度过高，会使催化剂过早地失去活性；而温度过低，达不到活性温度，催化剂起不到加速反应的作用。不同的催化剂有不同的活性温度。同一种催化剂在不同的使用时期，其活性温度也有所不同。反应控制在最适宜温度（500℃），当使用到后期活性较差时，温度可以控制高一点（520℃）。

在生产中，控制最适宜温度是指控制“热点”温度，“热点”温度就是在反应过程中催化剂层中温度最高的那一“点”。以双套管并流式催化剂筐为例分析，如图 3-2 所示。

设气体进入催化剂层时的温度和氨含量分别 t_1 和 Y_{NH_3} 。要求 t_1 大于或等于催化剂使用温度的下限。反应初期，因远离平衡态，氨合成反应速度较快，放热多，为使温度迅速升至最适宜温度，这一段不设冷却管冷却（即图中 L_1 那一段），故称绝热层。在 L_1 一段，氨的浓度也迅速增加。随着温度升高到一定程度，温度上升的速度逐渐缓慢，而且反应后的气体与双套管内的冷气相遇，反应热开始逐步移走。当温度达到最高点后，由于移走的热量超过反应所放出的热量，温度就随催化剂床层深度的增加而降低。在催化剂层中温度最高的那

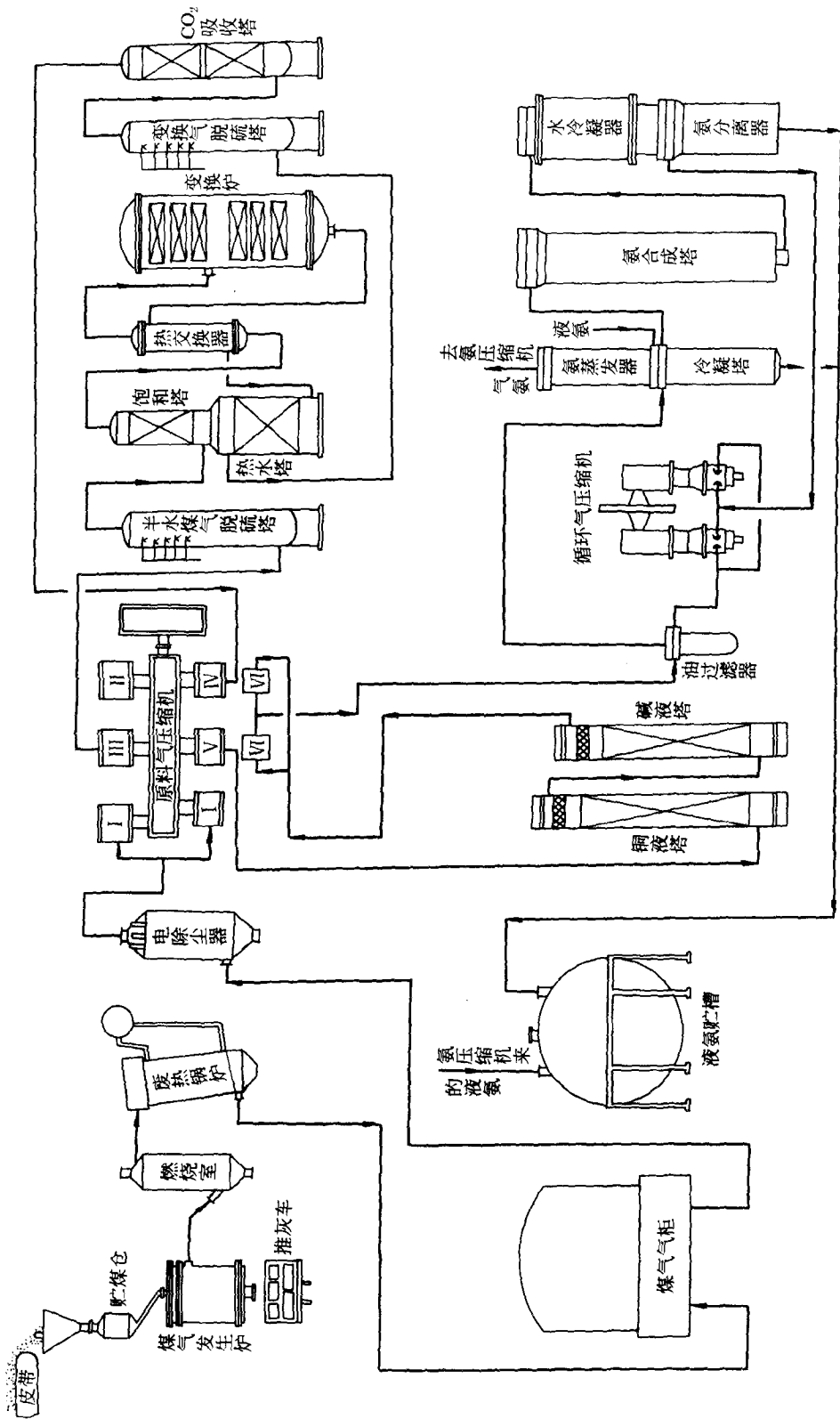


图 3-1 合成氨生产总流程

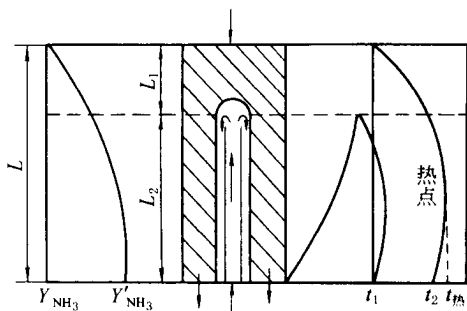


图 3-2 催化剂层不同高度的温度分布和氨含量的变化

L_1 —绝热层高度； L_2 —冷却层高度； L —催化剂高度； Y_{NH_3} —进口氨含量； Y'_{NH_3} —出口氨含量； t_1 —催化剂层进口温度； t_2 —出口温度； $t_{热}$ —热点温度

一点即为“热点”。

从较理想的情况来看，希望从 t_1 到 $t_{热}$ 这一段进行得快一些，从 $t_{热}$ 到 t_2 （气体出催化剂层的温度），则尽可能沿着最适宜温度线进行。这里的热平衡涉及介质的流速、催化剂的活性、床层厚度以及反应状态等，是合成塔安全运行的核心问题之一。

3.1.3 空间速度

空间速度的大小意味着处理量的大小，在一定的温度、压强下，增大气体空速，就加快了气体通过催化剂床层的速度，气体与催化剂接触时间缩短，在确定的条件上，出塔气体中氨含量要降低。对应于每个空间速度，有一个最适宜温度和氨含量，见表 3-1。

表 3-1 不同温度条件下空间速度和 NH_3 含量的关系

空速 / h^{-1}	温度 / $^{\circ}C$					空速 / h^{-1}	温度 / $^{\circ}C$				
	425	450	475	500	525		425	450	475	500	525
	氨含量 / %						氨含量 / %				
15 000	14.5	19.6	21.6	23.0	19.3	45 000	9.4	12.7	15.2	16.5	15.7
30 000	11.7	14.6	17.7	18.2	16.7	60 000	8.0	11.2	13.3	14.6	14.6

压力为 30 MPa 的中压法合成氨，空间速度选择 2 000~30 000 h^{-1} 之间，氨净值（出塔与进塔氨含量之差）为 10%~15%。因合成氨生成是循环流程，空速可以提高。空速大，处理的气量大，虽然氨净值有所降低但能增加产量。但空速过大，氨分离不完全，增大设备负荷，不利安全生产。空速也有一个最适宜范围，不仅决定着氨的产量，也关系着装置的生产安全。

控制进塔氢氮比，循环气中惰性气体含量应根据操作压力，催化剂活性等条件而定。

3.2 氨分离及合成过程

3.2.1 氨分离过程

(1) 冷凝法 冷凝法是冷却含氨混合气，使其中大部分氨冷凝与不凝气分开。加压下，气相中饱和氨含量随温度降低，压力增高而减少。若不计惰性组分对氨热力学性质的影响，饱和氨含量可由下式计算：

$$\lg y_{NH_3}^* = 4.1856 + \frac{18.814}{\sqrt{p}} - \frac{1099.5}{T}$$

式中 $y_{NH_3}^*$ ——气相平衡氨含量，%；

p ——混合气总压力，MPa；

T ——温度，K。

若考虑到其他气体组分对气相氨平衡含量的影响，其值可在有关手册中查取。

如操作压力在 45 MPa 以上，用水冷却即能使氨冷凝。操作压力在 20~30 MPa 时，水

冷仅能分出部分氨，气相中尚含氨 7%~9%，需进一步以液氨做冷冻剂冷却到 0℃ 以下，才能使气相中氨含量降至 2%~4%。

含氨混合气的冷却是在水冷却器和氨冷却器中实现的。冷冻用的液氨由冷冻循环供给，或为液氨产品的一部分。液氨在氨分离器中与气体分开，减压送入贮槽。贮槽压力一般为 1.6~1.8 MPa。液氨冷凝过程中，部分氮氢气及惰性气体溶解其中，溶解气大部分在液氨贮槽中减压释放出来，称之为“贮槽气”或“弛放气”。

气体在液氨中的溶解度，可按亨利定律近似计算。

(2) 水吸收法 氨在水中有很大溶解度，与溶液成平衡的气相氨分压很小。因而用水吸收法分离氨效果良好。但气相亦为水蒸气饱和，为防止催化剂中毒，循环需严格脱除水分后进入合成塔。水吸收法得到的产品是浓氨水。从浓氨水制取液氨须经过氨水蒸馏和气氨冷凝，消耗一定的能量，工业上采用此法者较少。近年来利用有机溶剂吸收氨的研究有所进展，它的优点是制取液氨时能耗少。

3.2.2 氨合成过程

工业上氨的合成有多种流程，但总包括以下基本步骤：

- (1) 净制的氢氮混合气由压缩机压缩到合成的压力；
- (2) 原料气经过最终精制；
- (3) 净化的原料气升温并合成；
- (4) 出口气体经冷冻系统分离出液氨，剩下的氢氮混合气用循环压缩机升压后重新导入合成；
- (5) 弛放部分循环气以维持气体中惰性气含量在规定值以下。

国内大多数合成氨厂采用两级分氨流程。典型流程如图 3-3 所示。出合成塔的含氨为

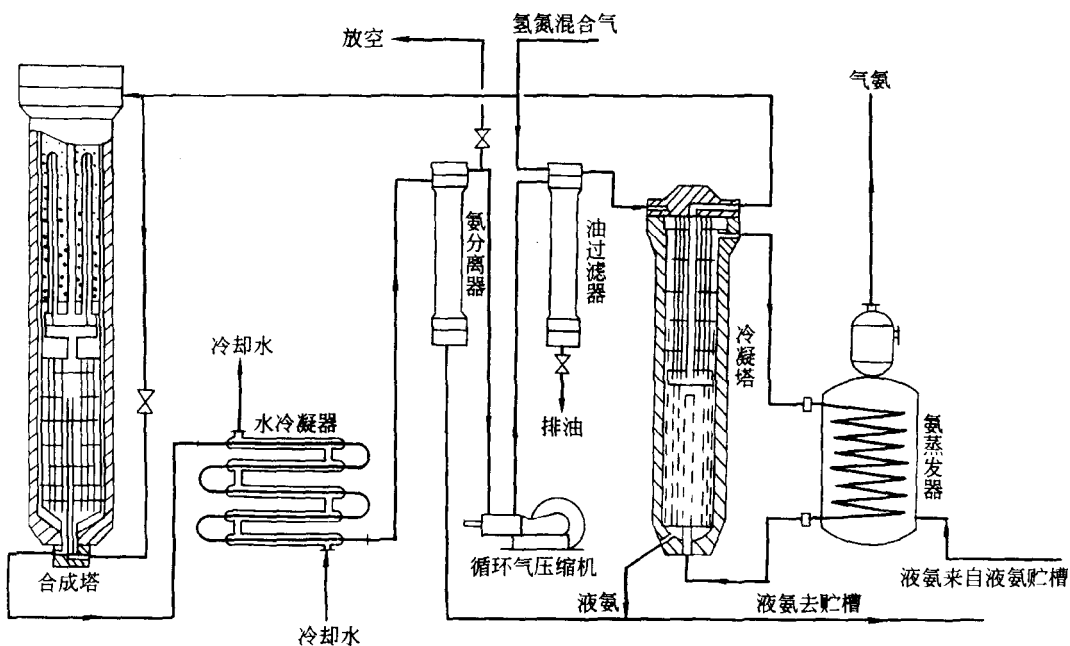


图 3-3 中压合成两级分氨流程

14%~18% 的反应气体经过热量回收后进入水冷却器，水冷却器是耐压的由无缝钢管做成的排管，外壁喷淋冷却水间接冷却，使气体温度降低到 25~30℃，过程中有一部分氨（约占

50%左右)冷凝。气体随即进入第一氨分离器,氨分离器是耐压的圆筒,内有填料或挡板,气体在分离中曲折流动时液氨雾滴受阻而分离。从氨分离器出来的气体有少量弛放,大部分经过循环机升压。升压的循环气与新鲜原料气汇合入油过滤器,分出往复式循环机带入的油滴,再进入氨冷凝器,氨冷凝器是内装耐压无缝钢管的蛇形盘管或排管的换热器,管内外分别流过气体和液氨,借液氨蒸发而吸收热量,使气体冷冻至 $0\sim-8\text{ }^{\circ}\text{C}$,将气体中残余氨的大部分冷凝,冷凝的液氨在冷凝器中挡板阻拦而分离。新鲜气在氨冷器前汇合进入,是使新鲜气中的少量水分、油分、 CO 、 CO_2 以及其他微量催化毒物溶于液氨而得到清除。之后气体送入合成塔再次合成。

此流程的特点是循环压缩机位于氨分离器和氨冷凝器之间,循环气温度较低有利于压缩机的压缩;新鲜气在油过滤器前加入,使第二次氨分进一步达到净化目的;放空管线设在循环机的进口,这里惰性气体含量高而氨含量低,减少了原料气和氨的损失。

此外,在 15 MPa 下操作的小型合成氨厂,其流程与图3-3相似,只是因为压力低,水冷后很少有氨冷凝下来,为保证合成塔入口氨含量的要求,通常设两个串联的氨冷器和氨分离器。

凯洛格合成氨流程中新鲜气在离心压缩机的第一缸中压缩,新鲜气经甲烷化换热器、水冷却器及氨冷却器逐步冷却到 $8\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。除去水分后进入压缩机第二缸,继续压缩并与循环气在缸内混合,压力升到 15.5 MPa ,温度为 $69\text{ }^{\circ}\text{C}$,经过另一水冷却器,气体温度降至 $38\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。然后气体分为两路:一路气体(约50%)经过两级串联的氨冷器冷却至 $10\text{ }^{\circ}\text{C}$;另一路气体与高压氨分离器来的 $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的气体在冷热交换器内换热,降温至 $-9\text{ }^{\circ}\text{C}$,而来自高压氨分离器的冷气体则升温到 $24\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。两路气体汇合后温度为 $-4\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。再经过氨冷器将气体进一步冷却到 $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$,然后送往高压氨分离器。分离液氨后,含氨2%的循环气体经冷热交换器和热热交换器可预热到 $141\text{ }^{\circ}\text{C}$ 进入轴向冷激式合成塔。高压氨分离器中的液氨经减压后进入低压氨分离器,液氨送往冷冻系统,从低压氨分离器内闪蒸出的弛放气与回收氨后的放空气一起用作燃料。

该流程具有以下特点:采用离心式压缩机,回收合成氨的反应热,预热锅炉给水;采用三级氨冷,三级闪蒸,将三种不同压力的氨蒸汽分别返回离心式压缩机相应的压缩级中,这样比全部氨气一次压缩至高压、冷凝后一次蒸发到同样压力的冷冻系数大,功耗少;放空管线位于压缩机循环段之前,此处惰性气体含量最高,但氨含量也最高,由于放空气回收氨,故对氨损失影响不大;氨冷凝在压缩机循环段之后,能够进一步清除气体中夹带的密封油、 CO_2 等杂质。缺点是循环功耗较大。

与凯洛格流程比较,托普索氨合成工艺流程在压缩机循环段前冷凝分离氨,循环功耗较低;但操作压力较高,仅用二级氨冷;采用径向合成塔,系统压力降小;由于压力较高,对离心压缩机的要求提高。

新鲜气经过三缸式离心机加压,每缸后均有水冷却器及分离器,以冷却加压后的气体并分出冷凝水,然后新鲜气与经过第一氨冷器的循环气混合,通过第二氨冷器,温度降低到 $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右,进入氨分离器分出液氨,从氨分离器出来的气体中约含氨3.6%,通过冷热交换器,升温至 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$,进入离心压缩机第三缸循环段补充压力,而后经预热,进入径向冷激式合成塔。出塔气体通过锅炉给水预热器及各种换热器温度降至 $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右与新鲜气混合,从而完全循环。

3.3 氨合成塔

3.3.1 结构特点

合成塔是氨合成过程中的关键设备。随着技术的发展，合成塔的结构尺寸逐步大型化（表 3-2）。并且对合成塔的性能，特别是运转的安全性、可靠性，提出了更严格的要求。

表 3-2 合成塔结构尺寸的发展

年	产量 / (t·d ⁻¹)	设计压力 / MPa	内径 / mm	壁厚 / mm	塔高 / m	空塔重 / t
1913	4.9	20	300			3.5
1915	85	30	800			50~65
1960	120	30	900	120	17	70
1965	500	30	1 700	190	17	190
1968	910	15	3 200	150	20	270
1972	1 360	33	3 400	300	32.5	353

(1) 在正常操作条件下，反应维持自热；塔的结构要有利于升温、还原、保证催化剂有较大的生产强度。

(2) 催化剂床层温度分布合理，充分利用催化剂的活性。

(3) 气流在催化剂床层内分布安全、均衡，塔的压降小。

(4) 换热器传热强度大，体积小，高压容器空间利用率（催化剂体积 / 合成塔总容积）高。

(5) 生产稳定，调节灵活，具有较大的操作弹性。

(6) 结构简单可靠，各部件连接与保温合理，内件在塔内有自由伸缩的余地以减少部件及整体的热应力。

为了结构合理，便于加工和检修方便等因素，合成塔分为筒体（外筒）和内件两部分，内件置入外筒之内，包括催化剂筐、热交换器和电加热器三部分构成，见图 3-4。大型氨合成塔的内件一般不设电加热器，而由塔外加热炉供热。进入合成塔的气体先经过内件与外筒之间的环隙，内件外面设有保温层，以减少向外筒的散热。因而外筒承受压（操作压力与大气压之差），但不承受高温，可用普通低合金钢或优质碳钢制成。在正常情况下，寿命可达四五十年以上。内件虽在 500℃ 左右的高温下操作，但只承受环隙气流与内件气流的压差，一般仅 1.0~2.0 MPa，从而可降低对材质的要求。一般内件可用合金钢制作。某些外筒内径在 500 mm 左右的合成塔，采用含碳量在 0.015% 以

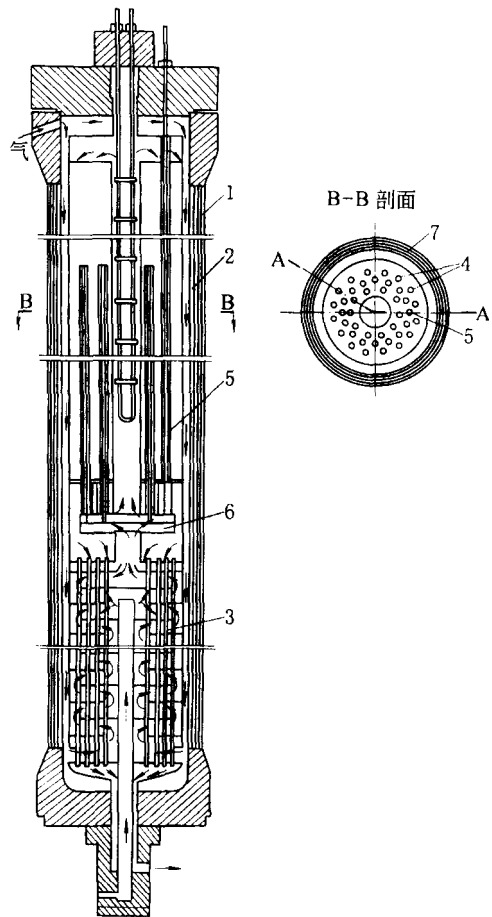


图 3-4 合成塔

- 1—外筒；2—催化剂；3—热交换器；
4—冷却套管；5—热电偶管；6—分气盒；
7—电加热器

某些外筒内径在 500 mm 左右的合成塔，采用含碳量在 0.015% 以

下的微碳纯铁内件材料，也可满足生产上的要求。内件寿命比外筒短，一般为 6~10 年。

合成塔大致分为连续换热式、多段间接换热式和多段冷激式三种类型。目前常用的主要有冷管式和冷激式。前者属于连续换热式，后者属于多段冷激式。近年来将传统的塔内气流轴向流动改为径向流动以减小压力降，降低循环功耗而普遍受到了重视。

3.3.2 冷管式合成塔

这一类型合成塔是在催化剂床层中设置换热管（冷管），管外是催化剂层，管内流过的是合成用的原料气。原料气吸收催化剂层中的反应热，使催化剂层维持在要求的温度，气体则被预热。冷管有单管、套管和 U 形管、并流和逆流等形式。国内常用的是并流三套管和并流单管式。

并流三套管合成塔是并流双套管合成塔的改进，除催化剂筐的换热套管略有不同外，其他结构基本相同。并流双套管合成塔的结构中塔内部分分成两个区域，上半区是催化剂筐，下半部是热交换器。原料气分两路进入塔内，主路从合成塔的上侧进入，沿合成塔外筒内壁 1 与催化剂筐 2 之间的环隙顺流而下，保持合成塔筒体不致过热，筒体内壁上温度一般在 40℃ 左右。之后气体进入下部换热器 3 的管间，与走管内的气流换热，换热后的净制气温度约为 350℃，经分气盒 6 下室流入催化剂筐内的冷却套管 4 的内管上升到顶部，再由内套管外套管之间的空隙折流而下，进入分气盒 6 上室，在此过程中，混合气体与催化剂层气体并流换热，一方面降低催化剂层的温度，另一方面使本身得到进一步预热升到 400℃ 左右。气体经分气盒 6 上室汇合后进入中心管 8，中心管内设电加热器 7 以备催化剂升温还原时补充热量。氢氮混合气在催化剂层中，在高温高压下进行合成，反应后的气体进入下部换热器 3 的管内，将热量传给管外的进塔气体，然后从塔底导出。

有少部分原料气作为副线，从合成塔下部进入，通过热交换器中央的冷气管直接与换热原料气汇合。必要时调节副线冷气量，可调节合成的温度。

并流三套管是由并流双套管演变而来。三套管换热器的每支换热管由三根套管组成，内冷管内与衬管的末端焊住，使内冷管与内衬管形成一层不流动的滞气层，气体通过内管时并不显著换热，直到气体从内冷管与外冷管的缝隙下流时才通过外冷管壁与催化剂层换热，其流向与气体通过催化剂层的方向相同。之后气体由中心管上升后分散与催化剂床层接触。

催化剂层上部是绝热反应层（此处无冷却套管），反应管升温很快，而后才与套管内的冷气换热。这时反应距平衡远，反应速度快，释放能量多；而换热器套管中的冷气温度较低，传热温差大，换热量多，使催化剂层温度不致过高。在催化剂床层下部，已有相当数量的氨生成，反应速率变慢，释出热量少，而冷气温度又已升高，传热温差减少，使传热与反应释放热量相适应。出催化剂床层的合成气再进入塔下部的热交换器，换热后送去冷却分氨。

并流三套管合成塔的催化剂床层的温度变化比双套管更趋近最适宜温度，并流三套管具有操作稳定、适应性强、结构可靠等优点。其缺点是结构复杂、冷管与分气盒占据较多的空间，催化剂还原时床层下部受冷管传热的影响升温困难，还原不易彻底。

另有一种具有并流三套管优点的冷管式合成塔是单管并流式，以单管代替三套管，以几根直径较大的开气管代替三套管中几十根双层冷管，取消了与三套管相适应的分气盒，从而使结构简化，提高了塔的容积系数，因而应用较为广泛。

3.3.3 冷激式合成塔

日产千吨以上的大型合成塔均采用冷激式设计。日产千吨凯洛格四层轴向冷激式合成塔，塔外筒形状为上小下大的瓶式，在缩口部位密封，以便解决大塔径造成的密封困难。内

件包括四层催化剂床层、层间气体混合装置（冷激管和挡板），以及列管换热器。

气体由塔底封头接管进入塔内，向上流经内外筒之环隙以冷却外筒。气体穿过催化剂筐缩口部分向上流过换热器与上筒体的环形空间，折流向下穿过换热器的管间，被加热到 400℃ 左右进入第一层催化剂，经反应后温度上升至 500℃ 左右，在第一、第二床层间反应气与来自接管的冷激气混合降温，而后进第二层催化剂。依此类推，最后气体由第四层催化剂层底部流出，而后折流向上穿过中心管与换热器的管内，换热后经波纹连接管流出塔外。

在冷凝式合成塔内，催化剂是多床层填放的，第一层因反应速率快而填放量较少，最末层最多。第一层催化剂保持在较高温度以争取反应速度，后几层在较低温度有利于达到较高的氨含量。控制冷激气量可调节合成在最适宜温度附近进行。

虽然床层越多，各床层的温度调节可以越灵敏，过程可以在越接近最适宜温度下进行；但床层到一定程序后有利因素并不多。

与冷管式合成塔相比，冷激式合成塔的主要技术条件对比如表 3-3 所列。

表 3.3 冷激式合成塔的主要特点

优 点	缺 点
(1) 结构简单，没有复杂的内冷装置，安装检修方便，也不需高大厂房和吊车	(1) 但是生产强度较低
(2) 催化剂均匀填放（有冷管时造成不匀），温度和气体分布均匀，并可选用多种活性温度范围的催化剂	(2) 换热器要较大换热面积
(3) 用冷激气量控制温度，调节灵活，操作平稳、安全，接近最适宜温度	(3) 冷激气要求纯度高
(4) 床层通气截面大，气流阻力小	

径向催化剂筐的合成塔是近年来新出现的塔径，原料气经换热后径向地由内向外（或从外向内）从中心管经催化剂床层向筒体与催化剂筐的缝隙处流动。径向的合成塔在运行分析时要注意以下特点：

(1) 气体通过催化剂床层的路径很短，通气截面积大，气流速度慢，气流阻力只有轴向的 10%~30%；

(2) 可采用小粒度（如 1.6~2.6 mm）催化剂，减少内扩散的影响，提高内表面利用率；

(3) 有利于催化剂的均匀还原；

(4) 可适应离心压缩机使用的要求。

在径向塔内，气体通过催化剂层时的流速是变化的，要求气流分布设计得均匀，因此，径向塔不适用于小型塔。

随着生产规模的扩大，合成氨厂自 20 世纪 60 年代中期以来，开始采用卧式氨合成塔，它不再需要高大厂房框架和大型起重安装设备，对基础没有特殊要求。卧式塔适用于大型厂，尤其是日产 1 500 t 以上的氨合成厂。

3.4 过程事故案例分析与安全控制技术

3.4.1 氮氢混合气压缩

在合成氨生产中，需要压缩和输送天然气、变换气、氮氢混合气、空气、氧气、氮气等气体。合成氨装置，尤其是大型装置已广泛采用蒸汽透平传动的快速、高效的离心式压缩机。这种压缩机与活塞式压缩机不同，它要求特殊的安全技术措施，离心式压缩机除一般危