

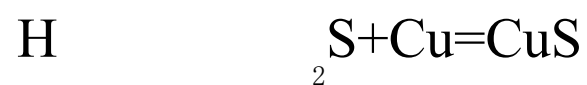
第一章 低温甲醇洗概述

一、低温甲醇洗概念

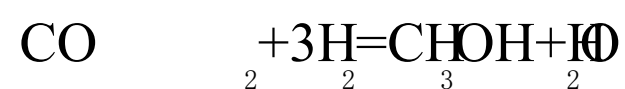
低温甲醇洗是气体净化的一种工艺过程，利用低温甲醇实现气体的净化。低温甲醇洗也叫酸性气脱除、也叫净化、脱硫脱碳，是一种气体物理净化工艺。

二、低温甲醇洗脱除酸性气体的必要性

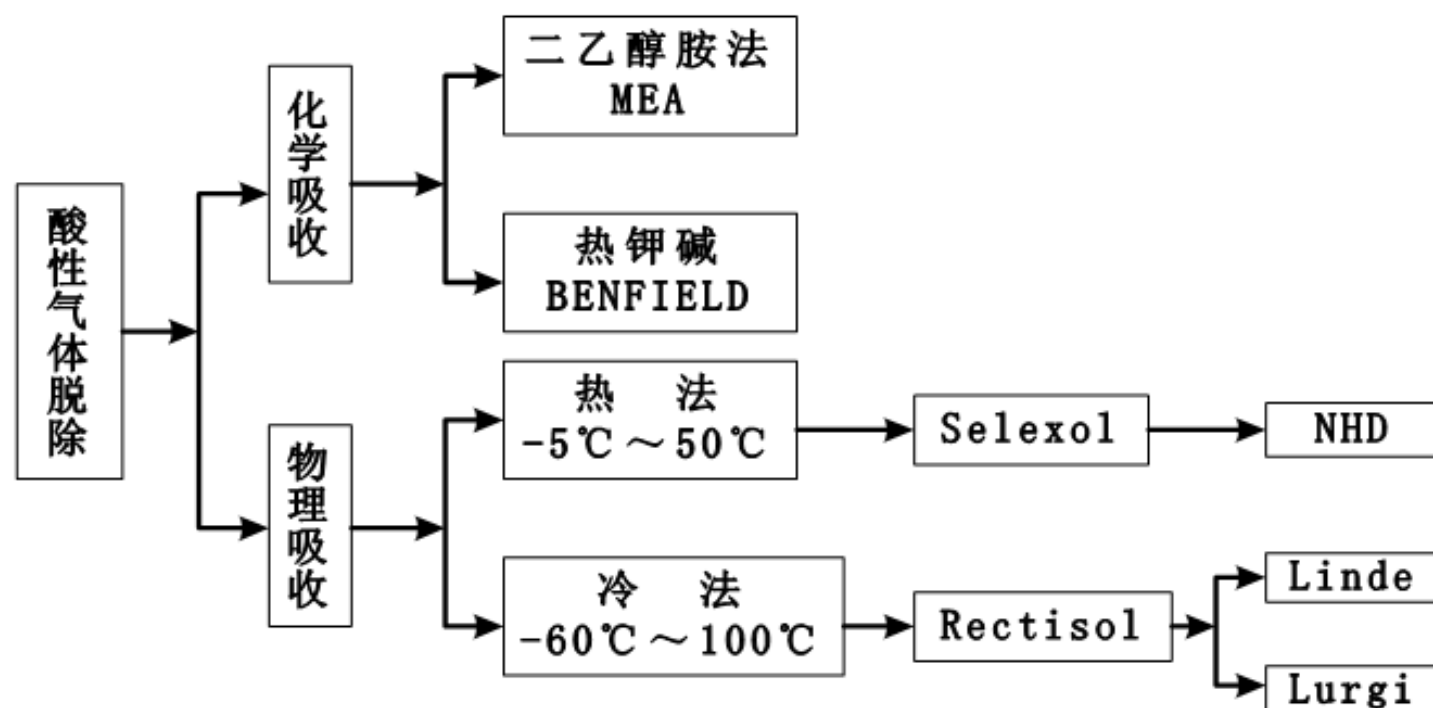
1、硫化物会使甲醇合成触媒中毒，影响甲醇触媒使用寿命，造成产量降低。



2、变换产生的过多的 CO_2 需脱除，否则会消耗过多的 H_2 ，造成产量的降低。



三、其他气体净化的方法



四、低温甲醇洗工艺具有以下主要特点：

1、它可以同时脱除原料气中的 HS_2 、 COS_2 、 CO_2 、 HCN 、 NH_3 、 NO_3 以及石蜡烃、芳香烃、粗汽油等组分，且可同时脱水使气体彻底干燥，所吸收的有用组分可以在甲醇再生过程中回收。

2、气体的净化度很高。净化气中总的硫含量可脱至 0.1ppm 以下， CO_2 可脱至 20ppm 以下。

3、吸收的选择性比较高。 HS_2 和 CO_2 可以在不同设备或在同一设备的不同部位分别吸收而在不同的设备和不同的条件下分别回收。由于低温时 HS_2 和 CO_2 在甲醇中的溶解度都很大，所以吸收溶液的循环量较小，特别是当原料气压力比较高时尤为明显。另外，在低温下 H_2 和 CO 等在甲醇中的溶解度都较低，甲醇的蒸气压也很小，这就使有用气体和溶剂的损失保持在较低水平。

4、甲醇的热稳定性和化学稳定性都较好。甲醇不会被有机硫、氰化物等组分所降解，在操作中甲醇不起泡、纯甲醇对设备和管道

也不腐蚀，因此，设备与管道大部分可以用碳钢或耐低温的低合金钢。甲醇的粘度不大，在 -30°C 时，甲醇的粘度与常温水的粘度相当，因此，在低温下对传递过程有利。此外，甲醇也比较便宜容易获得。

5、当低温甲醇洗和液氮洗联合使用时，就显得更加合理。液氮洗需要在 -190°C 左右的温度下进行，并要求气体彻底干燥，而低温甲醇洗的净化气就同时具有干燥和 -60°C 左右的特点，这就节省了投资和动力消耗。

五、低温甲醇洗原理

低温甲醇洗是一种典型的物理吸收过程。物理吸收和化学吸收的根本不同点在于吸收剂与气体溶质分子间的作用力不同。物理吸收中，各分子间的作用力为范德华力；而化学吸收中为化学键力。这二者的区别构成它们在吸收平衡曲线、吸收热效应、温度对吸收的影响、吸收选择性以及溶液再生等方面的不同。

物理吸收中，气液平衡关系开始时符合亨利定律，溶液中被吸收组分的含量基本上与其在气相中的分压成正比。在化学吸收中，当溶液的活性组分与被吸收组分间的反应达到平衡以后，被吸收组分在溶液中的进一步溶解只能靠物理吸收。物理吸收中，吸收剂的吸收容量随酸性组分分压的提高而增加，溶液循环量与原料气量及操作条件有关。操作压力提高，温度降低，溶液循环量减少；在化学吸收中，吸收剂的吸收容量与吸收剂中活性组分的含量有关。因此，在化学吸收中，溶液循环量与待脱除的酸性组分的量成正比，即与气体中酸性组分的含量关系很大，但与压力基本无关。

低温甲醇洗中， H_2S 、 COS 和 CO_2 等酸性气体的吸收，吸收后溶液

的再生以及 H_2 、 CO 等溶解度低的有用气体的解吸曲线，其基础就是各种气体在甲醇中有不同的溶解度。

低温下，甲醇对酸性气体的吸收是很有利的。当温度从 $20^\circ C$ 降到 $-40^\circ C$ 时， CO_2 的溶解度约增加 6 倍，吸收剂的用量也大约可减少 6 倍。低温下，例如 -40 至 $-50^\circ C$ 时， HS_2 的溶解度又差不多比 CO_2 大 6 倍，这样就有可能选择性地从原料气中脱除 HS_2 ，而在溶液再生时先解吸回收 CO_2 。低温下， HS_2 、 COS 和 CO_2 在甲醇中的溶解度与 H_2 、 CO 相比，至少要大 100 倍，与 CH_4 相比，约大 50 倍。因此，如果低温甲醇洗装置是按脱除 CO_2 的要求设计的，则所有溶解度和 CO_2 相当或溶解度比 CO_2 大的气体，例如 COS 、 HS_2 、 NH_3 等以及其他硫化物都一起脱除，而 H_2 、 CO 、 CH_4 等有用气体则损失较少。

通常，低温甲醇洗的操作温度为 -30 至 $-70^\circ C$ ，各种气体在 $-40^\circ C$ 时的相对溶解度，如下表所示：

表 3-1 $-40^\circ C$ 时各种气体在甲醇中的相对溶解度

气体	气体的溶解度/ H_2 的溶解度	气体的溶解度/ CO_2 的溶解度
HS_2	2540	5.9
COS	1555	3.6
CO_2	430	1.0
CH_4	12	
CO	5	
N_2	2.5	

H_2	1.0	
-------	-----	--

当气体中有 CO_2 时, H_2S 在甲醇中的溶解度约比没有 CO_2 时降低 10%至 15%。溶液中 CO_2 含量越高, H_2S 在甲醇中溶解度的减少也越显著。

当气体中有 H_2 存在时, CO_2 在甲醇中的溶解度就会降低。当甲醇含有水分时, CO_2 的溶解度也会降低, 当甲醇中的水分含量为 5%时, CO_2 在甲醇中的溶解度与无水甲醇相比约降低 12%。

酸性气体脱除工序采用大连理工的低温甲醇洗专利技术脱除变换气中的 H_2S 、 COS 、 CO_2 等酸性气体。

甲醇是一种极性有机溶剂, 变换气中各种组分在其中的溶解度有很大差异, 依次为 H_2O 、 HCN 、 NH_3 、 H_2S 、 COS 、 CO_2 、 CH_4 、 CO 、 N_2 、 H_2 , 而 H_2O 、 HCN 、 NH_3 在甲醇中的溶解度远大于 H_2S 、 COS 、 CO_2 在甲醇中的溶解度, H_2S 、 COS 在甲醇中的溶解度为 CO_2 在甲醇中的溶解度几倍以上, H_2S 、 COS 、 CO_2 在甲醇中的溶解度远大于 CH_4 、 CO 、 N_2 、 H_2 在甲醇中的溶解度, 甲醇洗工艺正是依据这些物质在甲醇中溶解度的差异来实现气体分离的。

低温甲醇洗的物理吸收过程遵循亨利定律, 亨利定律的内容为: 在恒温和平衡条件下, 一种气体在溶液中的溶解度和该气体的平衡压力成正比。其数学表达式为 $P=kX$, 式中 k 为亨利常数; X 为平衡时气体在溶液中的摩尔分数。

由亨利定律可知, 气体的分压越大, 其在溶液中溶解度也就越大, 所以, 增加气体的压力有利于气体的吸收, 降低气体的压力有利于气体的解吸。实验表明当溶质和溶剂一定时, 在一定温度下 k

为定值，而且甲醇溶液的溶解度随温度的下降而显著增加，故吸收过程要求在尽可能低的温度下进行。

亨利定律仅适用于稀溶液，压力不高的情况。在高压下，亨利定律对甲醇吸收有三条修正：

(1) 温度愈低，溶解度系数愈大；

(2) 由于吸收系统存在氢组份，CO₂的溶解度系数要有所下降；
甲醇吸收了水份以后，H₂S、CO₂在其中的溶解度下降。

(3) 甲醇吸收CO₂后，再吸收H₂S、COS其吸收能力会降低。

第二章 低温甲醇洗工艺介绍

一、低温甲醇洗岗位生产任务

本岗位的主要任务是脱除变换气中的CO₂、H₂S及有机硫杂质，同时也脱除变换气中带入的饱和水，制得CO₂ < 20ppm (V)；H₂S < 0.1ppm的合格净化气送往合成压缩工序，浓缩H₂S馏分，为硫回收提供适宜浓度的H₂S气体。处理甲醇水混合物，回收甲醇的同时外排符合环保要求的甲醇残液。

二、 岗位管辖范围

塔：C04201-C04206，共6台。

换热器：E04201-E04222，共21台

分离罐 S04201-S04209，共9台。

泵：P04201A/B-P04210，共10台。

过滤器：JF04201A/B，JF04202A/B，共2台。

循环气压缩机：K04201，共 1 台。

储罐：T04201，共 1 台。

上述设备和设备的附属管线、阀门及仪表等。

三、工艺过程说明

一氧化碳变换后的变换气中除含有甲醇合成反应所需的 H_2 、 CO 外，还含有甲烷、二氧化碳、硫化氢等成份。这些氧化物和硫化物既是甲醇合成触媒的毒物，同时净化气中 CO_2 也要控制在指标范围之内，硫化物可以进一步回收利用，需要对它们分别脱除回收。

根据我厂整个工艺的设置，采用六塔流程工艺。采用低温甲醇洗涤法，分别脱除变换气中的 CO_2 、 HS_2 、 HO_2 ，同时将克劳斯气体送硫回收系统。低温甲醇洗是一种物理吸收法，低温、高压下在吸收塔中完成甲醇对 CO_2 、 HS_2 、 COS 的吸收，吸收了 CO_2 、 HS_2 的甲醇溶液（称为无硫富甲醇和含硫富甲醇）分别经过节流降压（少量的氢气和一氧化碳在吸收过程中也被吸收，经节流降压闪蒸、压缩后得以回收），释放出 CO_2 ，再在热态下将 CO_2 、 HS_2 从甲醇溶液中完全再生出来，得到完全再生的甲醇（称为贫甲醇）循环使用。系统需要的冷量来自冰机以及吸收了 CO_2 和 HS_2 的高压甲醇溶液的节流膨胀（即 CO_2 的解吸）和各水冷器。

一般一个甲醇洗涤塔就可以将原料气中 CO_2 和 HS_2 洗涤，得到合格的净化气，应该说洗涤过程是相对简单的，可是溶液的再生相当复杂，溶液再生时一是要将 HS_2 浓缩到一定浓度以满足硫回收装置的要求，二要确保甲醇溶液的再生贫度。因此甲醇再生系统一般设有 HS_2 浓缩塔、 CO_2 气提塔、甲醇再生塔和甲醇—水分离塔。习惯上

根据操作温度将甲醇洗工段分为“冷区”和“热区”。

冷区： CO_2 吸收塔 E04201、 HS 浓缩塔 E04203、 CO_2 气提塔 E04207 以及相关设备因操作温度在 0°C 以下而称为冷区。

热区：甲醇再生塔 E04204、甲醇/水分离塔 E04205 以及相关设备，因操作温度在 0°C 以上而称为热区。

四、低温甲醇洗工艺流程简述

1、变换气冷却

自一氧化碳变换工序来的压力为 5.9MPa ，温度为 40°C 的变换气喷入少量甲醇，以防止变换气中少量水蒸汽在低温时凝结成冰，变换气经最终冷却器（E04201）冷到约 -14.35°C 进入分离器（S04201），分离出的甲醇水溶液去塔甲醇/水分离塔进料换热器（E04216）回收甲醇，变换气进入主洗塔 C04201。其中 C04201 是一个四组份换热器，它的冷量由冷的净化气、出 S04203 闪蒸出的二氧化碳气及浓缩塔 C04203 的尾气提供。

2、原料 CO_2 气中、 HS_2 等组分的脱除

甲醇洗涤塔分为上塔和下塔两部分，上塔的主要任务是脱除 CO_2 ，下塔的主要任务是脱除 HS_2 、 COS 等硫化物，同时也有 CO_2 部分溶解。虽然 CO_2 在甲醇中的溶解热很小，由于甲醇对 CO_2 的溶解度很大，致使溶液温升仍很大，当温度升高时， CO_2 在甲醇中的溶解度会减少，不利于吸收，因此必须及时将溶解热移出，保持溶液温度在合理的范围内。上塔又分为初洗、主洗和精洗三段。进入甲醇洗涤塔的气体经过下塔和上塔洗涤后，出塔气中 $\text{CO}_2 < 20\text{ppm}$ $\text{HS}_2 + \text{COS} < 0.1\text{PPm}$ 温度 -56.48°C 、压力 5.7MPa 净化气送入合成压缩工序。

进入甲醇洗涤塔顶部的温度 -56.5°C 、压力 6.65MPa 的贫甲醇经上塔精洗段洗涤 CO_2 后溶液温度升高到 -20°C ，为保证甲醇溶液的吸收能力，将甲醇溶液导出吸收塔，经甲醇冷却器 E40206 冷却到 -38.73°C 后重新返回吸收塔，进入主洗段继续吸收 CO_2 ，溶液的温度又升高到 -13.15°C ，再次将甲醇溶液导出吸收塔，经 E04205 氨冷器、绕管式换热器 E04206 冷却到 -38.32°C 后返回吸收塔，进入初洗段继续吸收 CO_2 ，经上塔吸收 CO_2 后，溶液温度为 -7.84°C 导出吸收塔。由于甲醇对 HS_2 的选择性吸收能力比 CO_2 要大得多，因此将上塔导出来的已吸收了 CO_2 的富碳甲醇一部分返回到吸收塔中作为脱硫溶液另一部分经甲醇换热器 E04217, E04207, E04204，后冷却到 -35°C 进入闪蒸系统 S04203，吸收完 HS_2 的甲醇溶液经换热器 E04222, E04207, E04203 后冷却到 -35°C 进入闪蒸系统 S04202。

H₂回收

出 C04201 脱碳段底部的-15.7℃的富含 CO₂ 甲醇液一部分进入下塔，另外的一部分 E04217, E04207, E04203 后冷却到-32.95℃进入闪蒸罐 S04203，减压到 1.5MPa 后进入无硫甲醇闪蒸罐 S04203 闪蒸出溶液中的 H₂ 及部分 CO₂，闪蒸气送入含硫甲醇闪蒸罐 S04202，闪蒸后的温度-35.0℃、压力 1.5MPa。出 C04201 下塔底部的甲醇液-7.91℃经过 E04222, E04207, E04203 后冷却到-32.95℃进入闪蒸罐 S04202，减压到 1.5MPa 后进入含硫甲醇闪蒸罐 S04202 闪蒸出溶液中的 H₂ 及部分 CO₂、HS₂，出 S04202 的气体与液氮洗来的氢气汇合经循环氢气压缩机 K04201 加压、循环氢气压缩机出口冷却器水冷却后返回到变换气中。

(由于 H₂ 在甲醇溶液中的逆溶解性，即温度降低，溶解度减小，因此要降温才能闪蒸出更多的 H₂，H₂ 闪蒸既提高了原料的利用率，又保证了 CO₂ 纯度)。

4、甲醇溶液硫浓缩

出无硫甲醇闪蒸罐 S04203 下部的富 CO₂ 甲醇液进入浓硫缩塔 C04203 的顶部闪蒸段，在此闪蒸出大量的 CO₂，压力 0.25MPa，出含硫甲醇闪蒸罐下部的富硫富碳甲醇液送至浓硫缩塔 C04203 中，通过减压闪蒸并在 C04203 底部通入低压氮气，从而闪蒸出大量的 CO₂ 和少量 HS₂ 尾气，本股气体与来自其下端的气提气体一起经来自顶部再吸收液再吸收后，作为气提尾气出浓缩塔 C04203 后，温度-25.℃

回收冷量后去尾气洗涤塔 C04206 放空。因 CO_2 气体解吸制冷效应，闪蒸后的无硫甲醇溶液温度进一步降低为 -51°C ，无硫甲醇从 CO_2 浓缩塔 (-62°C) 上段引出，经尾气/富甲醇换热器 E04222 换热后，经原料气冷却器 E04201 热交换后去尾气洗涤塔 C04206 放空。

为了有利于 CO_2 的解析释放，在浓缩塔 C04203 塔中部通过富甲醇泵 P4201 抽出富硫甲醇通过换热器 E04208、E04206 回收冷量后，富硫甲醇在循环甲醇闪蒸罐 S04207 中，在 0.144MPa ， -34.9°C 下闪蒸出富硫闪蒸气回到 C04203 中部。

C04203 底部的富硫甲醇通入的低压氮气进一步的闪蒸出大量的 CO_2 和少量 HS_2 尾气，汇入到 C04203 塔中部，闪蒸后的富硫甲醇液经泵 P4203 加压后，通过过滤器 JF04201 后，经过 E04209 1# 甲醇液冷却器回收冷量后进入 CO_2 气提塔 C04207。

富硫甲醇在气提塔 C04207 中，通过在塔底通入低压氮气，进一步的闪蒸出量的 CO_2 和少量 HS_2 尾气，尾气返回到浓缩塔 C04203 底部，从而实现浓硫缩。从气提塔 C04207 底部出来的富硫甲醇液经富甲醇泵 P04208 加压后经 E04210 热再生塔底进料换热器输送至热再生塔 C04204 中。

进入热再生塔（C04204）再生段的甲醇液，通过甲醇蒸汽的气提达到完全的再生。甲醇蒸汽部分来自热再生塔 C04204 底部的再沸器 E04211，其余甲醇蒸汽来自甲醇水分离塔 C04205 顶部。

从热再生塔 C04204 热再生段出来的热再生气经过一系列换热器换热以冷凝甲醇（E04212、S04206、E04214、E04221、E04213、S04205），冷凝后气相称之为克劳斯气体。热再生气首先通过热再生塔冷凝器 E04212 冷凝后，冷凝后的甲醇液收集到回流罐 S04206 中，经过热再生塔回流泵（P04205）升压送至热再生塔 C04204 顶部。

克劳斯气体在 H₂S 硫分换热器 E04214 和 E04213、E04221 冷凝后，进入闪蒸罐 S04205 中，冷凝后的甲醇返回到浓硫缩塔下部，克劳斯气体一部分经过 E04214 复热后去硫回收工序，另一部分返回到 C04203 塔底部继续浓硫缩。

出热再生塔（C04204）底部的完全再生的贫甲醇液进贫富甲醇换热器 E04210 换热后，进入中间储罐 S04204 后经贫甲醇泵 P04204 加压后，先后经过 E04218、E04209、E04208、冷却到温度-59℃，压力 5.8MPa 进入 C04201 塔中。

6、甲醇水分离

来自 S04201 中的甲醇水溶液经 E04216 换热后，进入甲醇水分离塔 C04205 的中部，作为甲醇水分离塔的进料。出热再生塔 C04204 底部的贫甲醇，经过甲醇水分离塔回流泵（P04205）升压经过 JF04202 过

复热后作为甲醇水分离塔 C04205 的回流液。甲醇水分离塔 C04205 底部的甲醇水溶液由甲醇水分离塔再沸器 E04215 煮沸完成分离。出甲醇水分离塔顶部的甲醇蒸汽送热再生塔作为气提气，出甲醇水分离塔底的废水经 E04220 后至废水管网。

7、尾气洗涤放空

C04203 各段的闪蒸气回收冷量（经 E04222、E04201 热交换，经 E04221 热交换）后与脱盐车站来的脱盐水、C04205 塔底废水在尾气洗涤塔 C04207 中洗涤后放空。洗涤后的废液经污水泵 P04207 加压，E04220 加热后去甲醇水分离塔 C04205 回收甲醇。

第三章 低温甲醇洗正常操作

一、日常操作要求

1、装置正常生产时，所有控制仪表均应投入并好用，定期校对。

校对。校对时仪表工要与工艺人员密切配合。

2、按规定进行化验分析，根据分析情况，调整好有关的工艺控制参数，在调整工艺过程中，最好采取单参数调整，稳定后再进行另一参数的调整，严格控制工艺指标。

3、坚守岗位，随时注意工况变化，及时调整处理，现场要仔细巡回检查，注意各机泵的运行情况、润滑情况。

4、做好记录及交接班日记。

5、力争设备在最佳工况下运行，降低消耗，实现优质高产低耗，安全稳定生产。

二、甲醇循环量的调整

1、在正常情况下，各塔的甲醇量与煤气量的关系按照给定的数据设定并参考系统温度，要接近设计值。

2、加量时煤气的增加量应在 $200\text{Nm}^3/\text{min}$ 以内；在加负荷之前，应按照与粗煤气的流量之比先增加循环甲醇的流量，等循环稳定后再增加粗煤气负荷。

3、检查各塔压差在正常范围内，确保工况正常。

4、如按比例调整循环量，AT3001满量程则系统停车。

5、当 AT3001分析 $\text{HS}+\text{COS} > 0.1\text{ppm}$ 时，若增加循环量也无济于事，联系校表，并分析贫甲醇中的硫含量及水分含量。相应调整 T3004 热再生塔的操作；检查各深冷却器冷却效果，供丙烯是否正常。

AT-3001 分析 $\text{CO}_2 > 3\%$ 时，检查循环量，适当增加；检查 T3004 热再生塔情况及贫甲醇中水含量是否合格；检查各深冷器冷却效果，供丙烯是否正常；若系统温度太高，检查循环量是否过剩太多，逐步降低循环量至合适数量；分析粗煤气中 CO_2 含量是否增加或不稳定采取相应措施；检查塔差压是否正常，如压差增大过大，将会发生液泛现象，出口 CO_2 和甲醇均会超标，需立即降低粗煤气负荷进行调整处理。

7、正常生产时，喷淋甲醇量一般不随负荷增加和减少。

三、低温段的冷却

- 1、甲醇循环建立稳定后即可投用深冷器对甲醇进行冷却；
- 2、甲醇降温速度控制在 $3^\circ\text{C}/\text{h}$ ，通过手动调节丙烯冷却器的液位来控制；
- 3、深冷器的投运：确认丙烯系统开车正常；确认丙烯出口管线到制冷系统畅通；打开丙烯入口控制阀前后闸阀；手动打开 LV 控制阀向丙烯冷却器缓慢充液态丙烯，控制降温速度在 $3^\circ\text{C}/\text{h}$ ；冷却过程中注意检查各点温度，当塔底出口甲醇温度到 -20°C 左右时，冷却完成，这时 LV 控制阀投自动控制。

四、T3104 热再生塔的投运

低温段冷却过程中，在 E3113 出口温度到达 5°C 之时，热再生塔开车再沸器开始投运。并同时投运塔顶冷却回流系统。打开 E3115 冷却水进出口阀，用回水阀控制水量；打开 E3112 再沸器冷凝液出口疏水前后阀；缓慢打开蒸汽阀预热，注意防止水击；根据 T3104

中部温度控制蒸汽流量。

五、T3005 甲醇 / 水蒸馏塔的回流

由 FIC3010 控制，总量应为 4200kg/H：当为了平衡甲醇中含水量而 T3005 塔又允许的情况下，可适当提高该甲醇流量。

六、V3107的液位控制

为确保贫甲醇流量和不至于在系统波动时因 V3107液位低而停 P3105 泵，V3107 的液位应维持在 50—70%，当该液位低于 50%时，则应联系调度补充甲醇。

七、蒸汽流量的调整

1、一般情况下，热再生塔 T3104 再沸器 E3112 的蒸汽流量设定为设计值，即使气速降低，此蒸汽流量也保持此水平。特殊情况下，再沸器 E3112 的蒸汽流量可依据再生甲醇中的硫含量而变化。再生后的甲醇中的硫含量应小于设计值。

2、甲醇 / 水蒸馏塔 T3105 再沸器 E3114 的蒸汽流量为温控型。设定值依据塔的操作 / 或底部产品中甲醇含量(应小于 0.5%)而定。

八、气提氮的调整

T3103 塔的气提氮主要由甲醇循环量和 / 或塔底部二氧化碳含量决定。当 T3103 塔底产品中二氧化碳的含量应维持在 1%，如果二氧化碳含量超过 1%，则说明热再生塔 T3104 超负荷。

注意：

如果二氧化碳含量超过 1%，应增大气提氮量。

如果二氧化碳含量小于 1%，应减小气提氮量。

九、硫化氢循环的调整

对硫化氢循环气流量进行设定以使 T3103 塔塔釜达到正常工艺条件，特别是硫化氢浓度。

十、泵的开车、操作、检查和切换

1、低温泵的开车：

1.1 虹吸罐充好甲醇密封液至 60—70%，开氮气冲压至进口压力的 2 倍左右（正常操作时根据所给指标定）。

1.2 盘车，检查润滑油情况，开泵进口阀充液排气；

1.3 投用最小流量联锁，并确认最小流量阀已打开；

1.4 联系电工给电机送电，允许开车灯亮后通知调度，调度同意后启动电机开车；

1.5 泵出口压力稳定后打开出口阀和调节阀，调节电流和流量在正常要求范围。

2、其它泵的开车：

送电，盘车，虹吸罐充液加压，热泵开冷却水，进口充液排气，启动，调节电流流量。

3、泵的日常操作维护及注意事项：

3.1 在正常运行时，要经常检查轴温、油位，虹吸罐压力液位、冷却水等。

3.2 备用泵必须处于备用状态，备用泵总应保持在操作温度下，这可通过打开泵的进出口截止阀和略微打开止逆阀的旁路获得，如泵的叶轮出现反转，则应减少循环流体量。如连续运行 15 天则要倒泵。

3.3 所有处于备用状态冷泵打开入口阀，打开限流孔板管线上阀，泵的热风（急冷液）保持投用。

3.4 冷态泵停泵隔离时，应先关出口阀，再关限流孔板管线上阀门，最后在关入口阀，防止泵超压机封损坏。

3.5 当泵的出口压力波动过大或不打液，应及时检查泵的入口供液情况，有无气蚀现象等，如果是泵的入口过滤器堵塞，立即启动备用泵，停泵处理交付检修。

十一、装置的防冻保护

在冬季期间，必须对装置进行防冻保护。应采取如下措施：

- 1、应定期按冬季预防措施对疏水器的运行状态进行检查。
- 2、在最低温度达到 0℃ 以下之前，用污甲醇泵把污甲醇池抽干。

第四章 停车

一、计划停车

- 1、联系与本装置有关的工号，做好停车准备；
- 2、负荷降到 40%或者前后工序切气时，关闭甲醇合成进口切断阀，净化气退出甲醇合成装置，然后打开系统放空阀控制系统压力。
- 3、联系调度停止向硫回收送气，系统内放空。硫回收装置停车，将酸性气体切换到火炬；
- 4、关闭丙烯进口截止阀，关喷淋甲醇阀；
- 5、停下 T3103 塔的气提氮气，停下压缩机 C3101（视情况可继续运行）；
- 6、甲醇继续循环再生约 1~2 个小时，甲醇最低温度达到 00C 后，停甲醇循环。
- 7、停循环时要根据液位情况及时关闭相关控制阀门，防止高压串低压，并关闭以上自调阀的一道截止阀。
- 8、如果停车时间短，可不停甲醇循环，将循环量调到正常的 60%，维持可以接气条件。

二、紧急停车

本停车主要是针对装置发生危险事件如：大量泄漏、着火或危及人身、设备安全，以及事态可能扩大等紧急情况下而使用。

- 1、确认需要紧急停车。

2、发紧急停车令（通知其它工序和调度），立即关净化气去下游调节阀。

3、关闭变换气进系统切断阀及前截止阀，视情况打开系统放空阀。

4、停下各运行泵，关闭高窜中、中窜低调节阀的一道截止阀，防止高压串低压。

5、根据事故情况进一步的隔离卸液压、排液等处理。

三 故障停车

1、暂停原料气

1.1 关闭进出系统切断阀，视情况关闭其一道截止阀。

1.2 关闭深冷器丙烯进口截止阀，关喷淋甲醇阀；

1.3 联系调度停止向硫回收送气，系统内放空。硫回收装置停车，将酸性气体切换到火炬；

1.4 系统最低循环量继续运行，压力低时用氮气充压。

1.5 停下 T3103 塔的气提氮气，停下压缩机 C3101（视情况可继续运行）。

1.6 根据停车时间长短，决定是否继续按计划停车程序处理。

2、电源的故障

2.1 若是跳电后又恢复，所有甲醇泵重新启动，现场阀门不动作，迅速关小各泵出口调节阀，如果来不及开泵，则停下后重新建立循环。

2.2 停电（仪表电不停），除循环已停外，其他按正常停车步骤停下。

3、低压蒸汽故障

低压蒸汽故障，短时间内不影响生产。若 T3105 液位达到高限，且贫甲醇中含水高达 2%，蒸汽还不能恢复供应，则按正常停车处理

4、气提氮故障

4.1 加大 T3104 再沸器负荷，开酸气放空，减小酸气提浓气量或完全关闭提浓阀。

4.2 如 T3104 压力过高，或系统温度上升较大（贫甲醇在 35℃ 以上去），则视情况减量或停车。

5、冷却水故障

难以维持 T3104 操作，按计划停车处理。

6、仪表空气故障

如果仪表空气故障，所有的气动调节阀会处于安全位置。

6.1 关闭进出系统工艺阀。

6.2 停甲醇循环。

6.3 关闭冷凝液送出阀，甲醇喷淋截止阀，丙烯深冷器进料阀。

6.4 高压到中压、中压到低压截止阀，防止高压串低压。

6.5 关气提氮气阀门。

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/628011105006006050>