

制氢操作规程

辽阳石油化纤工业公司化工一厂

前 言

本制氢装置是辽阳石油化学纤维工业总公司的组成部分,是由中国技术进出口公司引进法国德西尼布——斯贝西姆公司二十一套装置之一。它的主要任务是以液化石油气为原料,通过烃——水蒸汽转化法制取较高纯度:98%体积的氢气,其中CO + CO₂含量小于20PPm。以供芳烃线的已二胺和烯烃线的聚乙烯、聚丙烯装置使用。

于一九七五年三月开工土建至一九七九年五月中旬全部施工结束。又于一九八〇年八月上旬考核试车合格,即产品产量和质量均达到了设计值,直至今日生产正常。

本规程的基本素材,取自于法方提供的65装置操作手册、结合本装置的生产实践,并吸取了有关兄弟厂的经验而编写的。在编写中,由于时间仓促、经验不足、水平有限,缺点和错误在所难免,渴望同志们提出宝贵意见,以便进一步修订,充实,完善,使之成为较完美的指导生产实践的板本。

目 录

第一篇 系统操作规程	3
第一章 装置概述	3
第一节 装置的任务和目的.....	3
第二节 工艺基本原理.....	3
第二章 工艺流程说明	10
第一节 原料的予处理.....	10
第二节 烃——蒸汽转化.....	10
第三节 一氧化碳变换.....	11
第四节 二乙醇胺脱除二氧化碳.....	11
第五节 甲烷化.....	12
第六节 氢产品的压缩及分配.....	12
附原理工艺流程图.....	13
第三章 控制指标	15
第一节 产品规格.....	15
第二节 主要工艺指标.....	15
第四章 装置开工	17
第五章 正常操作	22
第六章 装置停工	25
第七章 紧急措施及事故处理	29
第一节 装置的安全连锁.....	29
第二节 紧急措施.....	33
第八章 催化剂的特殊操作	38
第一节 各种催化剂的装填.....	38
第二节 催化剂的还原及加氢催化剂的硫化.....	43
第三节 催化剂的钝化.....	45
第二篇 岗位操作法	46
第一章 转化炉的操作法	46
第一节 烘炉.....	46
第二节 转化炉的开工.....	48
第三节 正常停炉.....	50
第四节 紧急停炉.....	50
第二章 机、泵操作规程	51
第一节 泵的单机操作法.....	51
一、LMV——322高速泵的操作.....	51

二、G型离心泵的操作.....	53
三、PC—242透平机操作规程.....	56
四、MILROYAL “A” “D” 型泵操作法.....	57
第二节 往复压缩机操作规程.....	57
第三章 名词解释和基本计算	60
第四章 安全操作规程	67
第一节 防火防爆.....	67
第二节 预防中毒.....	69
第三节 安全设施.....	70
第五章 仪表操作法	70
第一节 调节器动作方向的选择.....	70
第二节 调节器的比例度(P)、积分时间(Ti)和微分时间(TD)整定.....	72
第三节 F ₅₃ EL4000型调节器技术特性.....	72
第四节 F ₅₃ EL4000型调节器的操作.....	73
附表1: 设备一览表.....	82
附表2: 安全伐定压表.....	96
附表3: 催化剂一览表.....	99
附表4: 化工料一览表.....	100
附表5: 机泵润滑一览表.....	102
附表6: 双金属温度计统计表.....	103

第一篇 系统操作规程

第一章：装置概述

第一节：装置的任务和目的

本装置以液化石油气为原料，用烃类——蒸汽转化法，生产98%（体积）纯度的氢气。生产能力为5000标米³/时，按其压力和含水量的不同，分为30kg/Cm²湿氢，19kg/Cm²湿氢和35kg/Cm²干氢三种氢产品。

30kg/Cm²湿氢连续供给已二胺（U86）2700标米³/时，聚乙烯（U31）和聚丙烯（U54）250标米³/时，制氢装置（U65）自用150标米³/时，气油加氢（U24）1150标米³/时。

35kg/Cm²干氢，间断供给硝酸（U81）250标米³/时和重整（U11）开工或催化剂再生用4000~5000标米³/时。

19kg/Cm²湿氢供给环己烷（U82）备用氢气4900标米³/时。

本装置正常排燃料气系统19kg/Cm²湿氢350标米³/时。

第二节：工艺原理

1、原料脱硫，脱氯处理

烃类——水蒸汽转化，变换和甲烷化催化剂极易被硫中毒；而低变催化剂是永久性中毒。氯化物和硫同样对烃类——蒸汽转化催化剂的性能极为有害。因此，必须将原料中的硫，氯脱至最低含量。

<1> 脱硫：原料中的有机硫化物在钴——钼基催化剂上加氢生成硫化氢（噻吩除外），硫化氢被氧化锌吸附。

反应式如下；

加氢过程：



吸收过程；



反应条件：为气相固定床，反应温度399°C，反应压力26.2kg/Cm²，空速810时⁻¹。

反应催化剂：CCE-C49（C₀-M₀-Al₂O₃），与CCE.C7-2（ZnO+CaO）同装在一个反应器中分上下两层存放。

<2> 脱氯：原料中的氯化物，通过锌——钙基催化剂床层，被催化剂吸附而除掉。

反应条件：气相固定床，反应温度为399°C，反应压力25.8kg/Cm²，空速405时⁻¹。

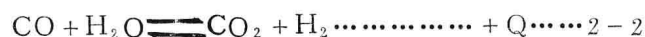
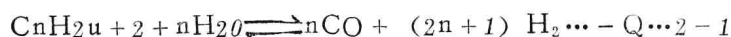
催化剂：CCEC125（ZnO+CaO）

2. 烃类——蒸汽转化

予处理后的原料液化石油气与水蒸汽按一定比例混合，通过装有镍催化剂的转化炉管，並采用外部加热的方式，使原料与蒸汽进行转化生成：氢气、一氧化碳、二氧化碳和残余甲烷的混合气体。

<1> 主要反应及反应条件；

反应式：

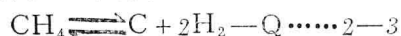


反应条件：气相管式炉固定床，反应温度为；入口500°C，出口835°C(正常)，845°C(最大)。反应压力：入口25.6kg/Cm²，出口22.1kg/Cm²。总碳空速593时⁻¹。水碳比：设计5.64，正常控制：5.8(LPG) 6.0~6.2(C₅)。

(2) 主要副反应即炭黑的生成。

在转化炉中，有两种情况可能结炭。

一是由于烃类热分解：

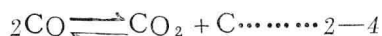


此反应在有催化剂的存在下300°C时，即能产生裂解反应。无催化剂的条件下、在650°C以上就有明显的反应。

这种结炭的反应是相当缓慢的，它使炭黑沉积在催化剂表面。这种积炭可采用蒸汽吹扫方法除掉。这样可使炭黑脱离催化剂，同时又不损坏催化剂的物理性能和催化活性。

如烃类分子愈大也愈易造成炭黑的生成，且随之压力的增高而加剧结炭的速度。此种类型的结炭，可以用特殊的催化剂和适当地蒸汽/烃比来防止。

二是系统达到热力学平衡时也将导致结炭，並发生如下反应；



要避免这种类型的结炭，完全取决于保持适当的最小的蒸汽/烃比。若蒸汽/烃比低于这个最小比例，则在整个催化剂上立即结炭，从而引起催化剂裂碎。

这样热力学平衡时的结炭的形成，结果导致转化催化剂完全破坏。因此，在生产操作中要严格防止这种现象的产生。

<3> 烃——蒸汽转化反应影响因素：

转化反应是一个可逆过程，化学平衡受温度，压力，浓度等各种因素的影响，分述如下：

(a) 温度的影响：

温度是影响转化的重要因素，它直接影响到氢气的产率。反应2—1是一个强烈的吸热反应，高温有利于反应向右移动，提高转化率，残存甲烷含量减少。但是温度的提高是受到如下两方面因素的限制；首先是受转化炉管壁温度的限制。本装置转化炉管的型号为More-1，其材质为Cr25Ni33，离心浇铸管。其蠕变强度随温度的升高而急剧下降。即在高温下长期工作产生塑性变形。温度愈高愈易变形，大大降低了炉管的使用寿命。故在操作中，炉管壁温度限制在950°C以下。其次是受到转化气中CO含量的限制；反应2—2，是伴随着反应

2—1，的进行而同时进行的，且为一个放热反应。温度愈高反应愈难进行，从而使得转化气中C_o含量增加，同样也就加大了CO变换反应负荷。因此转化反应温度应严格控制。

 水炭比的影响；

水碳比是影响转化反应的一个重要控制因素。水碳比的增加对烃类转化反应，一氧化碳变换反应和抑制炭黑的生成都是有利的。但是水碳比的增加是有一定限制的。当水碳比过高时，残余甲烷下降的幅度反而减少，并使催化剂的活性受到影响。由于蒸汽量的增加使反应空速增大，则反应时间却减少了，对转化反应不利。同时催化剂有可能受到挤压破碎而失活。又因水碳比高，蒸汽量大使气体中蒸汽的露点温度提高了。到下一个温度较低的变换工序中，易造成有冷凝水出现对变换催化剂不利。蒸汽的消耗量增大也是不经济的。

但是，水碳比也不宜控制过低，水碳比低时，不仅转化难以进行，同时易使原料烃气进行裂解反应生成炭黑。所以在生产中为防止结炭要控制一个最小水碳比。

<C> 反应压力的影响：

以反应2—1式可见水蒸汽转化是一个体积增大的反应。因此提高反应压力，平衡向左移动，亦是残余甲烷含量增高。为了补偿因压力提高对反应平衡的不利影响，使炉出口残余甲烷量控制在一定数值，就必须提高反应温度。提高反应温度且又受到炉管壁温度的限制，因此操作压力不能无限制的提高。

其次是当压力增加，开始结炭的温度也伴随增加。压力愈高愈易造成游离碳，使转化反应难以进行，有效气体CO、H₂有所下降，CO₂有所增加。

由上述可见，提高压力有以下三个缺点：一是有效气体生成量下降，二是转化气中残余甲烷含量增加、三是提高了开始结炭的温度。

然而这些缺点，可以通过改变操作条件来克服，如提高炉出口温度，加大水碳比等等。而就整个过程来说，提高压力有如下突出的优点：

第一降低压缩机的动力消耗：

工业氢使用时需要加压到30kg/Cm²，100kg/Cm²以上，而氢气的成本与压缩动力的消耗又有极大的关系。烃类转化制氢是一个体积增大反应，一般比原料增大4—6倍左右。如果先将体积较小的原料气提高到一定压力去蒸汽转化，要比在常压蒸汽转化制得氢气产品后再去压缩节省大量的压缩费用。本装置故采用压力下进行蒸汽转化制氢，节省了压缩费用。

第二提高热效率：

经转化，变换后的气体中含有过剩蒸汽。由于压力的提高，水蒸汽分压也随之提高，其露点温度也升高。从而提高了将该气体做为热源的可能性。否则，在常压下操作，由于露点温度低，过剩蒸汽不但不能利用，反而为脱除过剩水蒸汽建立庞大的冷却分离设备，耗用大量的冷却水。因此，提高操作压力既节省了冷却消耗，又提高了热效率。

第三提高操作压力后，可使管道伐门及设备缩小，从而节省大量钢材，减少佔地面积和基建投资。

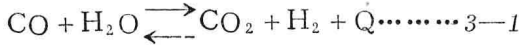
(d) 空速的影响：

单位体积催化剂在单位时间内通过的原料气体积叫做催化剂的体积空速，简称空速。空速大反应气体接触时间短，空速小反应气体接触时间长。空速愈大，转化率愈低，残存甲烷愈高，空速愈小愈有利于转化率地提高。空速的大小决定于催化剂的活性。根据一定的生产条件（温度、压力、水碳比）及对转化率的要求，选用一个合适的空速。在生产过程中，由于催化剂的装填量为固定量，同时原料气量又不得任意改变，而系统压力又是一定的，所以空速不作为一种调节手段。

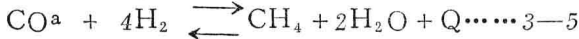
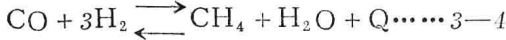
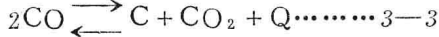
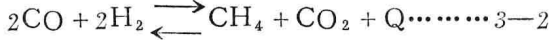
3. 高、低温变换反应原理及影响因素：

在高温变换反应器内，转化气中的大部分一氧化碳和过剩的蒸汽，通过铁铬基催化剂，在较高的温度下变换为二氧化碳和氢气。含有 2% 体积的一氧化碳的高变气，在较低的温度下，通过装有锌铜基催化剂的低变反应器；再将一氧化碳和水蒸汽变换为二氧化碳和氢气。使低变气中一氧化碳含量控制在 0.2%（体积）以下。

<1> 变换反应原理：



在变换反应过程中可能产生的副反应；



<2> 变换反应影响因素：

① 温度

以上述 3-1 变换反应看，为一个可逆放热反应过程。若变换反应已接近平衡时，提高反应温度则使 CO 变换率降低，若未接近平衡时提高反应温度变换率增加。反之，变换反应已达到平衡，降低反应温度则增加变换率。但无论如何，若变换反应接近平衡时，降低温度将会引起变换率的降低。

在实际生产中，在催化剂的活性温度范围内，提高温度有利变换反应，可以提高 CO 变换率，降低 CO 的含量。

变换反应温度主要取决于催化剂的性能，其下限为该催化剂最低活性温度，上限则着眼于催化剂的结构和寿命的保护。

本装置工艺采用了高温变换与低温变换相结合的方法。即在高温变换以较高的温度，获得较快地反应速度，使一氧化碳绝大部分得到转化；然后再以低变中以较低的温度，使残存的一氧化碳尽量转化完全。从而获得较高的变换率。

② 水气比

在变换反应中，水蒸汽与一氧化碳的比例对变换反应影响很大。在一定温度和压力下，变换反应平衡常数可用反应物和生成物之间分压关系表示：

$$K_P = \frac{P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}$$

从上式看，当温度，压力（总压）一定时，要想提高变换率，即提高生成物中氢含量，有两条途径，一是自生成物中连续取走 CO₂，一是增加反应物中水蒸汽用量。

以生成物中连续取走二氧化碳是比较困难的，但增加反应物中的水蒸汽量却比较方便。故实际生产过程中，往往采取增加水蒸汽用量的办法来提高变换率。变换反应的理论水汽比是 1:1，生产上一般维持在 5~7:1 已足够理想。但是，水蒸汽用量太多，不但造成经济浪费，且设备容积还要增大，操作又不宜控制。

本装置设计之水气比，高变为：1.11（体积）1.79（重量，蒸汽 $\frac{\text{公斤}}{\text{干气公斤}}$ ），低变为：0.94，（体积），1.45（重量，蒸汽 $\frac{\text{公斤}}{\text{干气公斤}}$ ）。

③ 压力影响

变换反应是等体积反应，故压力变化对本反应化学平衡影响不大。但压力增大，增加了

反应气体与催化剂表面积接触时间，提高了催化剂的表面利用率。本装置系统压力是一定的，故不作为生产调节手段。

④空速影响：

空速大小反映原料与催化剂接触反应时间。空速愈大，反应物同催化剂接触时间愈短。在工业生产中，往往都希望空速愈大愈好。因为空速大，单位时间内原料的处理量愈大，生产能力愈高。但是变换率往往随空速增大而下降，尤其是在较低的温度下更明显。装置设计的空速，一般都是经工业试验确定的适宜的空速。

⑤硫，氯的影响：

硫，氯；是低变催化剂敏感性和永久性中毒的毒物。因此，在生产过程中要将硫，氯子先脱至最低含量。

⑥冷凝液的影响：

低温变换反应器入口温度要求控制在 $200\sim 210^{\circ}\text{C}$ 。但是由于温度较低，也易产生冷凝液。氧化铁是高变催化剂的主要成份，若反应气体通过它时就会产生微量的氨，此氨是水溶液态时，则有损于低变催化剂。因此低变反应器入口气体温度，不论在任何时候（指开工，停工或正常生产当中的波动等）都必须高于露点温度 20°C 。

<3> 高，低变反应条件，

高温变换，采用固定床。催化剂为CCE、 C_{12} （ $\text{Fe}-\text{Cr}-\text{Al}_2\text{O}_3$ ）。

反应温度：入口 357°C 出口 403°C

反应压力：入口 $21.7\text{Kg}/\text{Cm}^2$ 出口 $21.6\text{Kg}/\text{Cm}^2$

空速： 1185时^{-1}

出口气体CO含量 $<2\%$

低变采用气相固定床，催化剂为CCE C_{18} ；（ $\text{Zn}-\text{Cu}-\text{Al}_2\text{O}_3$ ），分为下，下两层。

反应温度：入口 210°C 出口 218°C

反应压力：入口 $21.2\text{Kg}/\text{cm}^2$ 出口 $21.1\text{Kg}/\text{Cm}^2$

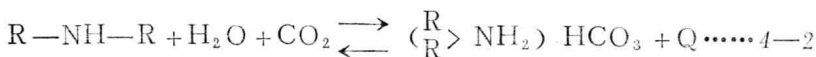
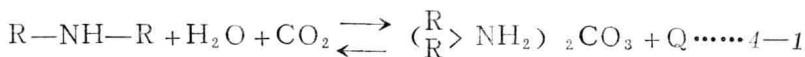
空速 956时^{-1}

出口气体CO含量， $<0.2\%$ 。

4. 二乙醇胺脱除二氧化碳

自变换工序来的气体经过二乙醇胺溶液，脱除 CO_2 达到进一步净化工艺气的目的。同时，吸收 CO_2 的二乙醇胺，经连续再生循环使用。

<1> 反应原理



R： $\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$ 。

<2> 影响因素

①溶液的浓度

二乙醇胺溶液吸收 CO_2 过程中，溶液浓度高，吸收 CO_2 的量也高，即溶液吸收能力大。也就是说；增加反应物的浓度或减少生成物的浓度，平衡向右移动。但过量地增加溶液浓

度，以经济角度和平衡角度看都是不合适的。

②温度，压力对再生度的影响

反映再生后的溶液中CO₂含量的多少称之为再生度。

温度和压力是影响再生度主要因素，在低压，高温的条件下，对再生有利。但再生压力的大小由系统压降所决定，故不做为主要调节手段，只有温度是控制再生的唯一手段。随着温度的提高，再生度直线上升。但是温度的无限提高会导致溶液的降解，过低的温度又会使贫溶中CO₂含量增加，且增加了溶液对系统的腐蚀。因此，再生温度要控制在允许范围之内。

③净化度的影响因素：

反映净气体中CO₂含量的大小称为净化度。净化气体中CO₂含量愈少，谓之净化度愈高。

温度，压力；

从反应式4-1，4-2可见，提高反应压力，降低反应温度平衡向右移动。增加了溶液的吸收能力，从而提高了净化度。

溶液循环量：

由于溶液吸收CO₂是一化学反应过程。净化度的高低，关键在于富液中CO₂含量不得超过吸收塔底条件下平衡吸收量的80-90%。在生产中如再生效果不理想，若加大溶液循环量仍可获得满意的净化度。

再生度：

为了提高净化度；提高溶液的再生度，增加溶液的吸收能力，这是提高净化度的主要依据和手段。

④二乙醇胺溶液的降解：

二乙醇胺的降解可分为：热降解，氧化降解与CO₂的降解，以及含硫杂质的降解等。

热降解：

再生系统温度控制较高，若不慎很易造成热降解。所以在保证净化度的基础上，适当降低再生温度。但无论如何再生塔底温度也不能超过117℃。

氧化降解：

二乙醇胺易于氧化，因此应保证系统的严密，使之不与氧接触。贮放溶液的容器应用惰性气体保护。

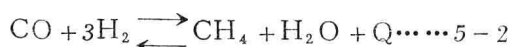
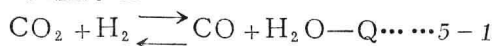
此外，COS，CS₂同胺发生反应，也可以引起溶液损失。

溶液的降解，一方面损失溶液另一方面增加了溶液的粘度，降低了吸收率。所以除去溶液当中降解物是必要的。

5. 甲烷化反应

脱碳后的粗氢气中残余CO和CO₂通过镍基催化剂与H₂转化为甲烷。

<1> 反应原理：



<2> 影响因素：

①温度的影响

甲烷化反应是强烈的放热反应，以化学平衡观点看，降低反应温度平衡向右移动。提高反应温度平衡向左移动。但从反应速度来看，提高反应温度加快反应速度。

在生产实践中，甲烷化反应的起始温度取决于催化剂的活性温度。一般地在生产初期，反应温度控制在活性温度范围的低限，到了催化剂使用后期逐渐把反应温度再提到上限。从而保证了催化剂有较长的使用寿命，同样也确保了产品质量的长期稳定。

②压力的影响

甲烷化反应是体积缩小反应，生成物的体积是反应物体积的一半。提高反应压力，平衡向右移动，在实际生产中，由于参加反应的CO浓度较低，而氢气浓度又较高，所以压力控制较低也可以获得满意的产品，故压力对甲烷化反应影响不大。

③水蒸汽的影响

由于甲烷化反应生成物中有水蒸汽，故原料中水蒸汽存在对反应不利。特别对催化剂的活性有不利影响。原料气含湿量的提高，催化剂的活性略有下降，并将缩短催化剂使用寿命。但这种影响不是永久性的，是暂时的。只要加强操作，严格工艺指标纪律是可以避免的。

④硫，氯的影响

硫，氯的存在，对甲烷化催化剂有害，且为永久性中毒。要严格控制原料当中的硫，氯含量，加强预处理操作。使硫和氯含量控制在要求范围内。

<2> 操作条件

反应温度：入口 351°C ，出口 371°C 。

反应压力：入口 $21.7\text{Kg}/\text{Cm}^2$ ，出口 $21.6\text{Kg}/\text{Cm}^2$ 。

空速： 4092时^{-1} 。

第二章 工艺流程说明

本装置以液化石油气为主要原料，经予处理脱硫，脱氯；烃类——水蒸汽转化；一氧化碳高，低温变换；二乙醇胺脱除二氧化碳；甲烷化和氢产品的压缩与分配，六道工序，制取高纯度的氢气。

第一节 原料的预处理

自U92R115，球罐来的约40°C，16.5Kg/Cm²压力的液化石油气，经高速管道泵P101 V/B，升压至30Kg/Cm²，送入原料气化器，65E112。流控F1C106自动保持泵出口流量恒定，进料多余部分经回流冷却器65E120，冷却后，回到泵入口。

原料在65E112中，用低压蒸汽加热（C₅用MS）气化。液控65LIC105，保证其液面。165PRC107，为一分程压力控制。A、B、C各控制在低压蒸汽（B阀），中压蒸汽（C阀）和排放火炬系统（A阀），以保持E112顶部压力稳定在28Kg/Cm²。

气化后的原料，经开工加热器65E113，用MS加热，并由重量调节器65WRC101，保持重量进料恒定。然后进入65E118，与转化气换热，且由E118壳程配入20%（体积）的自产氢气。

配氢后的原料气，压力26.2Kg/Cm²，温度399°C，自脱硫反应器65K101顶部进入，在钨酸钴和氧化锌催化剂的作用下，由底部导出。脱硫后的气体硫含量小于0.5PPm。K101入口设有温度调节回路，65TRC110。通过控制65E118的旁路，来保证K101入口温度。

脱硫后的气体自脱氯反应器65K105，顶部进入，经氧化锌和氧化钙催化剂床层，由底部导出。氯含量脱至小于0.5PPm以下。

第二节 烃类——水蒸汽转化

经予处理后的原料气与装置自产的30Kg/Cm²工艺蒸汽，（开工时外供MS），按5.8水碳比混合入炉。入口压力25.6Kg/Cm²，温度500°C。在装有镍催化剂的30根炉管内反应，转化气出口残存甲烷量在1.45%（体积）下，压力22.1Kg/Cm²，温度835°C，并由废热锅炉65E119导出。

自产中压蒸汽发生过程：

由93U提供的中压锅炉给水（TW），界区条件为105°C，43Kg/Cm²压力下；经锅炉给水换热器65E102换热到194°C后，在流控65FRC102控制调节其流量，进入F101对流段的水予热管，予热温度达235°C，进入锅炉汽包65R101。

水在65E119——65R101之间自然循环。65P109A/B泵，建立F101，对流段蒸汽发生盘管与汽包之间的强制循环。循环量由F1C101控制。并设有65FALS101自启动连锁，当循环水量低于给定值时，自动启动P109各用泵，以防循环中断。

汽包顶部设一组两个安全伐，65PSV105A、B。并有高，低液面报警（LAH102，LAL103）及超低液面信号切除（65LALCO104），必要条件时，手动按程序停车。防止锅炉减水事故的发生。

65R101汽包液面，是主要控制参数。本工艺设计以液面为主参数，蒸汽发生量为辅助

参数，锅炉给水量为副参数的三参数调节回路。即：65LRC101 + 65FR103 → 65FRC102 以稳定汽包的液面。

发生蒸汽出口有压力控制；65PRC106A/B，保持蒸汽压力稳定。

约30Kg/Cm²，235°C的自产蒸汽，经65E117和转化气换热至400°C后，进入对流室过热段过热到520°C。65FRC104按水碳比控制其流量，并与原料混合入炉。

第三节 一氧化碳变换

由废热锅炉来的转化气，经温度控制65TRC105，依次通过换热器65E117，65E118，分别同工艺蒸汽和原料气换热，自身温度降至357°C，然后进入装有铁——铬基催化剂的高温变换反应器；65K102。转化气自上而下通过催化剂床层，使CO含量降至2%（体）。

约403°C的高变气，由反应器底部导出，连续通过甲烷化进料换热器；65E101，和锅炉给水换热器65E102。65TRC111，为一双重调节。保证高变气温度在210°C的条件下，进入装有锌铜催化剂的低温变换反应器，65K104。

低温变换反应器内，分上下两层催化剂。且中间层设有喷急冷水设施，以防上部床层气体温度超高，保持下部床层温度恒定。当下部床层温度过低时，低温警报切除65TALCO 124，自动关闭急冷水。以保护催化剂不受潮。

第四节 二乙醇胺脱除二氧化碳

约218°C，21.0Kg/Cm²压力的低变气，首先在增湿器65Y102，中喷入急冷水，温度降为185°C。然后进入再沸器65E103A，作为二氧化碳解吸的热源。由E103A导出的低变气，温度127°C。经冷却器65E114冷却到60°C，然后在吸收塔进料分离缸65R102中，闪蒸除去冷凝液，冷凝液由液控65LIC111，控制排入ZD地下井。工艺气体进入吸收塔65D101

含CO₂为22.7%（体）的低变气，由吸收塔底部进入。自下而上。同塔顶来的二乙醇胺逐相接触，CO₂被溶液吸收。粗氢气由塔顶导出，CO₂残存量不大于0.02%，进入洗涤塔65D103，除去气体中携带的二乙醇胺水溶液。然后依次通过换热器65E110A/B，65E101，进入甲烷化反应器。65D103，的洗涤液由65LIC119控制，送入再生塔回流缸65R106中，以保持溶液的水平衡。

吸收CO₂后的富胺液，靠塔的自身压力通过贫富液换热器65E107A/B，同贫胺液换热到91°C，且在液控65LRC114的控制下进入再生塔65D102。

富胺液自23层塔盘处入塔，自上而下依次通过各塔盘；CO₂即被塔底上升的热蒸汽吹出。塔顶压力由65PIC116控制为0.45Kg/Cm²，温度103°C。解吸热量均由65E103A、B提供。65E103B是低压蒸汽为热源，流量控制65FRC116，同再生塔顶温控65TRC128，组成串级调节。胺液经塔底集液槽导入再沸器，然后返回塔底。

再生后的贫液，自D102底部导出，经贫富液换热器，使自身温度由117°C，降到84°C在65P103A/B的作用下，经冷却器65E108冷却至45°C，（部分经过滤器65S101，除去固体杂质后）在流控65FRC118，控制下，返回吸收塔循环使用。

为防止二乙醇胺发泡，定期加消泡剂。65R107为配制消泡剂提供了条件，并经比例泵65P107，将消泡剂打入P103泵入口。

再生塔顶解吸出来的CO₂酸性气体，经回流冷却器65E106，冷却至60°C。冷凝液收集在回流缸65R106内，二氧化碳经PIC116控制排大气。冷凝液同来自洗涤塔的水洗液，由65

P106A/B打回再生塔，以保持溶液的水平衡。

第五节 甲烷化

经65E110A/B, E101, 换热后的粗氢气, 温度351°C, CO, 0.2%, CO₂0.02%, 进入装有镍催化剂的甲烷化反应器, 65K103。入口温度控制65TRC112, 控制在65E110的旁路上, 从而起到恒定入口温度的作用。反应器底部导出的氢气, CO + CO₂含量降为20PPm以下。

甲烷化反应为强放热反应过程。为了防止因脱碳系统故障, 或其它原因造成CO, CO₂含量升高, 而引起超温, 设有自动保护措施。当床层任一点温度超过设定值, 警报切除信号65TAHC0114, 将自动切断甲烷化65K103的进料。同时系统压力则由65PIC108重调, 排放至大气。

第六节 氢气的压缩及分配

工业氢自甲烷化反应器底部导出, 经过65E110A/B, 跟粗氢换热。自身温度降为, 121°C, 并在65E111冷却器中冷却至40°C。然后进入氢气分离缸65R104, 脱去冷凝液。65PRC109, 为系统压力分程控制。分别控制B、A、C三组阀门, 使系统压力恒定为: 19.5Kg/Cm²。

纯度为98% (体积), CO + CO₂ < 20PPm的氢气, 分三种规格送至各用户; 19Kg/Cm², 40°C饱和的湿氢, 直接供给环己烷装置 (U82) 作备用氢源。

经65C104A/B, 压至30kg/cm²的湿氢, 在压力控制65PRC111的作用下, 保持压缩机出口压力恒定。且供给己二胺 (U86), 聚乙烯 (U31) 聚丙烯 (U54), 及制氢装置预处理配氢用。同样还作为汽油加氢装置 (U24) 的备用氢源。

自R194来的19kg/cm²湿氢气, 导入氢气干燥缸65R111, 通过活性氧化铝床层干燥, 脱去水份。含水量小于10PPm的干氢, 经65C103升压到100kg/cm², 并分别贮存在高压贮缸65R110A/B中。

65R110A/B出口设有压控65PIC112, 使压力减至35kg/cm²供给硝酸装置 (U81), 及催化重整装置 (U11) 催化剂再生, 还原或开工用。

同样R110A/B, 为本装置开, 停工提供了氢气来源。

原
书
缺
页

原
书
缺
页

第三章 控制指标

第一节 产品规格

1. 湿氢规格 (19kg/cm².G, 30kg/cm².G)

H ₂	≥ 98% (体积)
CH ₄	差额
CO	≤ 10ppm
CO ₂	≤ 20ppm
CO+CO ₂	≤ 20ppm
N ₂	≤ 40PPm
含水	40°C, 饱和。

2. 干氢规格 (35kg/cm².G)

H ₂	≥ 98% (体积)
CH ₄	差额
CO+CO ₂	≤ 20PPm
水含量	≤ 10PPm

第二节 主要工艺指标

1. 原料气处理

<1> 原料气化器 (65E112)

气化压力: ≤28kg/cm²

<2> 脱硫反应器 (65K101)

入口温度: 399°C

入口压力: 26.2kg/cm²

出口含硫量: <0.5PPm

<3> 脱氮反应器 (65K105)

入口温度: 399°C

入口压力: 26.2kg/cm²

出口含氮量: <0.5PPm

2. 转化炉 (65F101)

入口温度: 500°C

甲烷平衡温度: 823°C

正常出口温度: 835°C (845°C最大)

入口压力: 25.6kg/cm²

出口压力: 22.1kg/cm²

出口残余甲烷含量: 1.45% (干基) 体积比

3. 高温变换反应器 (65K102)