

揭阳职业技术学院

Jieyang PolyTechnic

教 案

系（部）： 化学工程系

讲授课程： 有机化工生产技术

任课教师： 谢楠耿

专业班级：应用化工技术 242、（订单班）241

授课学期： 2025-2026 学年第 1 学期

“有机化工生产技术”课程综述

一、本课程的主要内容

以产品系统为体系，针对我国化工企业中一些具有代表性的重要化工产品，如甲醇、甲醛、醋酸、乙醛、环氧乙烷、丙烯腈、丁二烯、乙苯、苯乙烯等，讲述其性质、用途、生产原理、生产方法、工艺过程及设备、生产控制条件等。仿真部分为化工装置总体试车方案及操作步骤。

二、本课程与其他课程的关系

本课程是有机化学与化工单元课程中相关理论知识在具体工业上的生产应用，更加贴近实际

三、本课程的现状

《有机化工生产》是应用化工生产技术专业在生产方向一门实用性非常强的核心课程。课程内容与工作岗位对接性强，课程通过仿真生产案例的亲身体验去理解生产过程。

四、本课程的发展

1、使学生了解有机工业的发展概况，熟悉有机化工生产的分类，掌握有机化工生产特点和重要的有机化工产品的生产原理、工艺过程、主要设备结构、影响生产操作的主要因素与化工基本计算。同时，了解节能和三废处理的知识，为进一步掌握化工生产操作技术打下好的基础。

2、培养学生分析和处理化工生产事故的应变能力。

3、使学生掌握识读工艺流程图和进行化工基本计算的本领。

4、使学生掌握有机化工基本原料及重要有机化工产品的生产原理、生产工艺、主要设备结构及影响生产操作的主要因素。

5、熟悉化工生产开车、停车的一般要求，培养学生对某些重要化工生产事故的预防、处理和分析能力。

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	绪论 第一章化工原料储存、选用与处理		
授课学时	2节()；3节()；其它(√)		
课 型	理论(√)；实验()；见习()；仿真(√)；其它()		
教学目的	通过教学，使学生： (1) 了解化工资源的结构及利用情况 (2) 熟悉化工原料的储存方法 (3) 熟悉化工原料常用的预处理方法		
教学重点	熟悉化工原料的储存、预处理		
教学难点	熟悉化工原料的储存、预处理		
教学方法	讲授(√)；讨论()；指导()；示教(√)；其它()		
电子教案	有(√)	Microsoft PowerPoint()；Author ware()；其它()	
	无()		
教学资源	多媒体(√)；模型(√)；标本()；实物()；音像(√)；其它()		
教学过程 时间安排	绪论 了解化工资源的结构及利用情况 熟悉化工原料的储存、预处理 化工仿真软件与基础知识 化工仿真软件总概		
思考题	危险化学品的存储？		
作 业	化工原料是指哪些物质？		
教学后记	化工原料的储存方法与原料本身的联系、		

绪 论

一、化学工业

1. 化学工业的分类

化学工业是指利用化学反应改变物质结构、成分、形态而生产化学品的制造业。

广义的化学加工工业包括加工过程主要表现为化学反应过程的所有生产部门。由于生产的发展，有的生产过程虽然表现为化学反应过程，但却已独立成为单独的工业部门，如：冶金工业、建筑材料工业、造纸工业、制革工业、陶瓷工业和食品工业等。在中国，一种工业往往被狭义理解为某个工业部门所管辖的那部分行业和企业整体。狭义的化学工业则是指“化学工业部”所管辖的那部分行业和企业整体。随着行政管理体制的变更，化学工业部所管辖的范围时大时小，那么这样划分是不科学的。一般认为化学工业应介于上述广义和狭义的定义之间。

化学工业按产品的元素构成大体可分为两大类：无机物化学工业和有机物化学工业，简称无机化工和有机化工。虽然组成有机化合物的元素品种并不多，但有机化合物的数量却十分庞大。1989年有机化合物已达到1000万种，到2000年就增至2000万种，但目前无机化合物只有几十万种。这说明有机化工产品的数量和品种在整个化学工业中占有重要地位。

有机化工涉及的范围较广，如石油炼制工业、石油化学工业、有机精细化工、高分子化工、食品化工等等。

如果考虑原料的来源和加工特点，化学工业则可分为石油化工、煤化工、天然气化工、生物化工等。

在化学工业各部门之间，由于原料与产品的关系，而存在着相互依存和相互交叉的关系。例如：合成气是燃料化工的产品，又是无机化工（如合成氨）和有机化工（如甲醇）的原料；乙烯、丙烯等大量石油化学品，都是有机化工原料，也分别是聚乙烯、聚丙烯等聚合物的单体；二氧化钛既是无机盐工业的产品，又是颜料工业的产品；硝酸铵既可作为化肥，也可用作炸药；聚丙烯酰胺既是高分子化工的产品，又是一种油田化学品、水处理剂，后者属于精细化学品等等，不胜枚举。这说明化学工业所属部门的划分不是绝对的，它依划分的角度而异，也随着生产的发展阶段和各国情况的不同而有所变化。

2. 有机化工产品

从石油、天然气、煤等自然资源出发，经过化学加工得到的以碳氢化合物及其衍生物为主的基本有机化工产品，如乙烯、丙烯、丁二烯、苯、甲苯、二甲苯、甲醇（乙炔、萘）等产品，此类产品是有机化工的基础原料，产量很大。由这些烃类产品经过各种化学合成过程可以生产出种类繁多、品种各异、用途广泛的有机化工产品，如由乙烯为原料进一步合成生产氯乙烯、环氧乙烷，由丙烯为原料生产丙烯腈等产品。本教材的内容也是根据这一思路进行编排，即前五章讲解乙烯、丙烯、丁二烯、苯、甲苯、二甲苯、甲醇等基本有机原料的生产，后五章则是介绍以这些产品为原料进一步生产其它有机化工产品的生产技术。

二、有机化工的原料来源

有机化工的原料来源也在发生变化，最早是采用农林副产品，后来主要使用煤，第二次世界大战后，石油和天然气所占比例逐渐增加，在发达国家，以石油和天然气为原料的有机化工产品已占 93%以上。由于农林副产品由于收购和储存困难，品种单调，难以建设规模较大的工业生产装置。因此，人们把天然气、煤、石油称为有机化工的三大原料资源。

（一）煤及其利用

煤是古代的植物埋在地下，在几乎没有空气的情况下，经过长期的煤化作用而形成的固体燃料。

煤的结构极其复杂，但都含有芳核结构，所以煤是由含碳、氢的多种结构的大分子有机物和少量硅、铝、铁、钙、镁的无机矿物组成。煤与大多数工业上重要的有机化工产品相比，含氢太少，而且有稠环结构，所以转化为有用的化学产品，需要进行深度加工。其加工方法主要有：

1. 煤的焦化（或高温干馏）

在隔绝空气的条件下加热煤，使其分解生成焦炭、煤焦油、粗苯和焦炉气。其中在煤焦油中可获得萘，在粗苯中可得到苯、甲苯、二甲苯等。

2. 煤的气化

煤气化是以煤或煤焦为原料，以氧气、水蒸汽等做气化剂在高温下通过化学反应把煤或煤焦油转化为含氢、一氧化碳等气体的过程。由氢和一氧化碳等气体组成的混合物称为合成气。合成气是一种重要的化工原料，除用于生产合成氨外，还可生产有机化工产品，如甲醇等。

看第五章

3. 煤的液化

煤液化是指煤经化学加工转化为液体燃料的过程。煤液化分为直接液化和间接液化。

煤的直接液化是采用加氢的方法，使煤转化为液态烃，液化产品也称为人造石油，可进一步加工成各种液体燃料。

煤的间接液化是预先制成合成气，然后通过催化剂作用将合成气转化为烃类燃料、含氧化合物燃料。

在 20 世纪 50 年代，煤曾作为有机化工的主要原料。60 年代后，由于石油化工的发展，使煤在化工原料中的位置下降。但由于石油及天然气储量有限，所以近年来煤化工又逐渐发展起来（具体内容请参考煤化工相关资料，本教材不再详述）。

（二）天然气及其利用

天然气是埋藏在地下的主要含甲烷的可燃性气体。

21 世纪被人们称为天然气时代，天然气不仅作为一种清洁优质的能源，而且也是一种重要的化工原料。

根据天然气的组成可将天然气分为干气和湿气。干气主要成分是甲烷，其次还有少量的

乙烷、丙烷和丁烷及更重的烃类，也会有 CO_2 、 N_2 、 H_2S 和 NH_3 等。对它稍加压缩不会有液体产生，故称为干气；湿气除甲烷和乙烷等低碳烷烃外，还含有少量轻汽油，对它稍加压缩就有称为凝析油的液态烃析出来，故称为湿气。

干气是生产合成氨和甲醇的重要化工原料。湿气中 C_2 以上烃类含量高，这些烃类都是热裂解制低级烯烃的优质原料（见第一章）。

动手查资料：查有关“天然气化工”方面的资料，比较我国与世界天然气化工的现状与发展

（三）石油及其利用

石油是化石燃料之一，从地下深处开采出来的黄色乃至黑色的可燃性粘稠液体，常与天然气并存。它是由远古海洋或湖泊中的生物在地下经过漫长的地球化学演化而形成的复杂混合物。

石油不是一种单纯的化合物，而是由数百种碳氢化合物组成的混合物，成分非常复杂。按化学组成可分为烃类和非烃类两大类。烃类主要是烷烃、环烷烃和芳香烃，一般不含烯烃。非烃类主要是含硫化合物、含氮化合物、含氧化合物及胶质和沥青质等。

由油田开采出来未经加工处理的石油称为原油。将原油加工成各种石油产品的过程称为石油炼制。石油在开采和加工过程中，得到许多气体和液体产品，它们都是有机化工的原料。因此，有机化工原料的来源与石油炼制工业有密切的关系，必须对石油炼制工业有一个大概认识。

石油炼制过程主要包括常减压蒸馏、催化裂化、催化重整、催化加氢、焦化和加氢精制等工艺生产过程。

1. 原油的常减压蒸馏

预处理过的原油经预热到 $200\sim 240^\circ\text{C}$ 后进入初馏塔，初馏塔主要将原油中部分较轻的组分蒸出。蒸出的塔顶油气经冷凝冷却后进行气液分离，气体称为拔顶气，液体是轻汽油，初馏塔底馏出的称为拔头原油。拔头原油经常压炉加热到 $360\sim 370^\circ\text{C}$ ，进入常压蒸馏塔，在此轻质油料汽化蒸出。常压塔顶出汽油，常压塔侧线馏分分别进入汽提塔进行汽提蒸馏，然后用泵送经换热器冷却后做为煤油、轻柴油和重柴油去成品罐，塔底称为常压重油。常压重油再用泵送经减压炉加热到 410°C 左右进入减压塔进行减压蒸馏。采用减压操作是为了避免在高温下重组分的分解。减压塔顶油气经冷凝冷却后用二级蒸汽抽空器抽去不凝气，以保证在要求的真空度下操作，减压侧线的馏分油可作为催化裂化等二次加工的原料或生产润滑油的原料，减压塔底油称为减压渣油，经泵升压后与原油换热回收热量，再经适当冷却后送出装置。

原油经常减压蒸馏后，得到拔顶气、汽油、煤油、柴油、催化裂化原料或润滑油原料等。拔顶气中乙烷占 $2\sim 4\%$ ，丙烷约占 30% ，丁烷约占 50% ，其余为 C_5 及 C_5 以上的组分，可用作燃料或作为生产烯烃的裂解原料；初馏塔顶和常压塔顶得到的轻汽油和（重）汽油，称为直

馏汽油，也称为石脑油，它是有机化工中裂解生产低级烯烃的很好的原料，经过重整处理还可得制取石油芳烃和高质量汽油。原油直接蒸馏得到的煤油、柴油等也称为直馏煤油、直馏柴油，它们除进一步加工制取合格的燃料油外，都是重要的裂解原料。常压塔三、四线产品和减压塔侧线产品，并称为“常减压馏分油”，可作为炼油厂的裂化原料或生产润滑油的原料，也可作为化工厂生产烯烃的

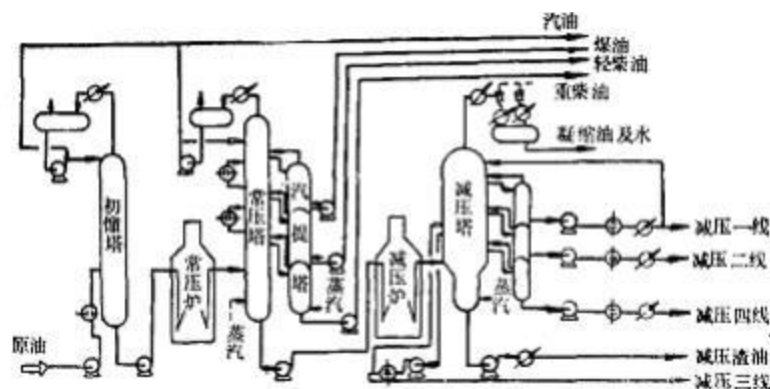


图 0-1 常减压工艺流程图

裂解原料。减压渣油可作锅炉燃料，也可进一步分离出高粘度润滑油和地蜡，或氧化得石油沥青，焦化得石油焦，并副产气态烃、汽油和柴油等。

原油的常减压蒸馏过程只是物理过程，并不发生化学变化，所以得到的轻质燃料无论是数量和质量都不能满足要求，例如：汽油的收率一般不足 25%，辛烷值只有 30~40。原油的常压蒸馏和减压蒸馏称为原油的一次加工，为了生产更多的燃料和化工原料需对各个馏分进行二次加工，即常减压馏分油需经进一步化学加工过程，如催化裂化、催化重整、催化加氢、延迟焦化等。

2. 催化裂化

催化裂化是炼油厂中提高原油加工深度，生产汽油、柴油和液化气的最重要的一种重油轻质化的工艺过程。

催化裂化是重质油在酸性催化剂存在下，在 500℃左右、 $1 \times 10^5 \sim 3 \times 10^5 \text{ Pa}$ 下发生裂解，生成气态烃、汽油、柴油和焦炭的过程。

$C_1 \sim C_2$ 的气体称为干气，约占 10~20%，其余 $C_3 \sim C_4$ 气体被冷凝为液态烃，称为液化气。干气中含有 10~20% 的乙烯，液化气中丙烯和丁烯含量可达 50% 左右，它们都是基本有机化工原料。液化气中还含有丙烷和丁烷可作为生产烯烃的裂解原料。催化裂化生产的汽油和柴油产品中因含有较多的烯烃，不宜做裂解的原料。

3. 催化重整

催化重整是生产石油芳烃和高辛烷值汽油组分的主要工艺过程，是炼油和石油化工的重要生产工艺之一。催化重整是以 $C_6 \sim C_{11}$ 石脑油为原料，在一定的操作条件和催化剂的作用下，使轻质原料油（石脑油）的烃类分子结构重新排列整理，转变成富含芳烃的高辛烷值汽油（重整汽油），并副产液化石油气和氢气的过程。

催化重整最初是用来生产高辛烷值汽油，但现在已成为生产芳烃的重要方法。

催化重整中主要的化学反应是环烷烃和烷烃脱氢芳构化而形成芳烃，正构烷烃异构化生成异构烷烃。（参见第四章）

由于产物中芳烃和异构烷烃多，所以汽油的辛烷值很高，达 90 以上；经反应后所得重整生成油中含 30~60%的芳烃，还含有烷烃和少量的环烷烃。重整油经抽提出芳烃后，抽余油可作汽油组分，也可作为生产烯烃的裂解原料。

4. 催化加氢裂化

催化加氢裂化是在加热、高氢压和采用具有裂化和加氢两种作用的双功能催化剂存在的条件下，使重质油发生裂化反应，转化为气态烃、汽油、喷气燃料（航煤）、柴油等的过程。

催化加氢裂化过程中主要发生化学反应有：大分子烷烃加氢裂解成较小分子烷烃；环烷烃开环生成链烷烃；芳烃加氢生成环烷烃；含 S、N、O 和金属化合物加氢分别生成 H_2S 、 NH_3 、 H_2O 和金属和烷烃。

催化加氢裂化的产品中，气体产品主要成分为丙烷和丁烷，可作为裂解的原料；汽油（石脑油）可以直接作为汽油组分或溶剂油等石油产品，也可作为催化重整原料或生产烯烃的裂解原料；加氢裂化喷气燃料（航煤）烯烃含量低，芳烃含量少，结晶点低，烟点高，是优质的喷气燃料；加氢裂化柴油硫含量很低，芳烃含量也较低，十六烷值 >60 ，安定性高，适合用来调和和生产低硫车用柴油。加氢裂化尾油芳烃指数（BMCI）低，是裂解制乙烯的良好原料。

5. 延迟焦化

焦化是以贫氢的重质油，如减压渣油、裂化渣油等为原料，在高温下进行深度的热裂解和缩合反应的热加工过程。延迟焦化只是在加热炉管中控制原料油基本上不发生裂化反应，而延缓到专设的焦炭塔中进行裂化反应，故称“延迟焦化”。

焦化过程的产物有气态烃、汽油、柴油、蜡油和焦炭。气态烃中含乙烯、丙烯和丁烯直接回收利用，气态烃中所含大量的甲烷和乙烷，可作为基本有机化工的原料；焦化汽油和焦化柴油中不饱和烃含量高，必须经过加氢精制后才能作为汽油和柴油产品的调和组分，加氢焦化汽油还可作为催化重整原料或裂解的原料；焦化蜡油主要用作催化裂化原料；焦炭可作为冶炼工业或其它工业的燃料。

综上所述，从石油和天然气中获得基本有机原料的途径有两个方面，一是天然气加工厂的轻烃，如乙烷、丙烷、丁烷等，二是炼油厂的加工产品，如炼厂气（炼油厂生产的气体总称）、石脑油、柴油、重油等，以及炼油厂二次加工油，如焦化加氢汽油、加氢裂化汽油等。具体情况见图 0-2 所示。

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	化工装置的总体开车运行		
授课学时	2节()；3节()；其它(√)		
课 型	理论(√)；实验()；见习()；仿真(√)；其它()		
教学目的	通过教学，使学生： <ol style="list-style-type: none"> 1. 了解制定化工装置总体试车方案的意义； 2. 了解化工容器容积检定的含义、技术要求及检定方法； 3. 掌握化工装置试压、吹扫与清洗、酸洗与钝化的含义及技术要求； 4. 掌握化工装置干燥的目的和方法； 5. 掌握化工装置投料试生产的意义和必备条件。 		
教学重点	能够进行化工装置的试压操作； 能够进行化工装置的吹扫与清洗操作； 能够进行化工装置的酸洗与钝化操作；		
教学难点	能够参与大型化工装置的实际投料试车过程		
教学方法	讲授(√)；讨论()；指导()；示教(√)；其它()		
电子教案	有(√)	Microsoft PowerPoint()；Author ware()；其它()	
	无()		
教学资源	多媒体(√)；模型(√)；标本()；实物()；音像(√)；其它()		
教学安排	了解制定化工装置总体试车方案的意义 化工装置试压、吹扫与清洗、酸洗与钝化的含义 化工装置干燥的目的和方法 化工装置投料试生产的意义和必备条件		
思考题	化工装置如何酸洗与钝化？		
作 业	化工装置的试压操作？		

一、设备、管道系统压力试验



（一）管道系统压力试验条件

- 1、安全阀已加盲板、爆破板已拆除并加盲板。
- 2、膨胀节已加约束装置。
- 3、弹簧支、吊架已锁定。
- 4、当以水为介质进行试验时，已确认或核算了有关结构的承受能力。
- 5、压力表已校验合格。

（二）应遵守下列规定

- 1、以空气和工艺介质进行压力试验，必须经生产、安全部门认可。
- 2、试验前确认试验系统已与无系统进行了有效隔绝。
- 3、进行水压实验时，以洁净淡水作为试验介质，当系统中联接有奥氏不锈钢设备或管道时，水中氯离子含量不得超过 0.0025%。
- 4、试验温度必须高于材料的脆性转化温度。
- 5、当在寒冷季节进行试验时，要有防冻措施。
- 6、钢质管道液压试验压力为设计压力的 1.5 倍；当设计温度高于试验温度时，试验压力应按两种温度下许用应力的比例折算，但不得超过材料的屈服强度。当以气体进行试验时，试验压力为设计压力的 1.15 倍。
- 7、当试验系统中设备的试验压力低于管道的试验压力且设备的试验压力不低于管道设计压力的 115%时，管道系统可以按设备的试验压力进行试验。
- 8、当试验系统连有仅能承受压差的设备时，在升、降压过程中必须确保压差不超过规定值。
- 9、试验时，应缓慢升压。当以液体进行试验时，应在试验压力下稳压 10 分钟，然后降至设计压力查漏。当以气体进行试验时，应首先以低于 0.17Mpa（表压）的压力进行预试验，然后升压至设计压力的 50%，其后逐步升至试验压力并稳压 10 分钟，然后降至设计压力查漏。
- 10、试验结束后，应排尽水、气并做好复位工作。

二、设备、管道系统泄漏性试验

(一) 输送有毒介质、可燃介质以及按设计规定必须进行泄漏性试验的其它介质时， 必须进行泄漏性试验。

(二) 泄漏性试验宜在管道清洗或吹扫合格后进行。

(三) 当以空气进行压力试验时，可以结合泄漏性试验一并进行，但在管道清洗或吹扫合格后，需进行最终泄漏性试验，其检查重点为管道复位处。

(四) 应遵守下列规定

- 1、试验压力不高于设计压力。
- 2、试验介质一般为空气。
- 3、真空系统泄漏性试验压力为 0.01MPa（绝压）。
- 4、以设计文件指定的方法进行检查。

三、水冲洗



(一) 压力试验合格，系统中的机械、仪表、阀门等已采取了保护措施，临时管道安装完毕，冲洗泵可正常运行，冲洗泵的入口安装了滤网后，才能进行水冲洗。

(二) 冲洗工作如在严寒季节进行，必须进行有防冻、防滑措施。

(三) 充水及排水时，管道系统应和大气相通。

(四) 在上道工序的管道和机械冲洗合格前，冲洗水不得进入下道工序的机械。

(五) 冲洗水应排入指定地点。

(六) 在冲洗后应确保全部排水、排气管道畅通。

四、蒸汽吹扫



（一）蒸汽吹扫条件

- 1、管道系统压力试验合格。
- 2、按设计要求，预留管道接口和短节的位置，安装临时管道；管道安全标准应符合有关规范的要求。
- 3、阀门、仪表、机械已采取有效的保护措施。
- 4、确认管道系统上及其附近无可燃物，对邻近输送可燃物的管道已做了有效的隔离，确保当可燃物泄漏时不致引起火灾。
- 5、供汽系统已能正常运行，汽量可以保证吹扫使用的需要。
- 6、禁区周围已安设了围栏，并具有醒目的标志。
- 7、试车人员已按规定防护着装，并已佩戴了防震耳罩。

（二）应遵守下列规定

- 1、未考虑膨胀的管道系统严禁用蒸汽吹扫。
- 2、蒸汽吹扫前先进行暖管，打开全部导淋管，排净冷凝水，防止水锤。
- 3、吹扫时逐根吹遍导淋管。
- 4、对复位工作严格检查，确认管道系统已全部复原，管道和机械连接处必须按规定的标准自由对中。
- 5、吹扫要有降噪音防护措施。

五、化学清洗



- (一) 管道系统内部无杂物和油渍。
- (二) 化学清洗药液经质检部门分析符合标准要求，确认可用于待洗系统。
- (三) 具有化学清洗流程图和盲板位置图。
- (四) 化学清洗所需设施、热源、药品、分析仪器、工具等已备齐。
- (五) 化学清洗人员已按防护规定着装，配戴防护用品。
- (六) 化学清洗后的管道系统如暂时不能投用，应以惰性气进行保护。
- (七) 污水必须经过处理，达到环保要求才能排放。

六、空气吹扫

- (一) 直径大于 600mm 的管道宜以人工进行清扫。
- (二) 系统压力试验合格，对系统中的机械、仪表、阀门等已采取了有效的保护措施。
- (三) 盲板位置已确认，气源有保证；吹扫忌油管道时，空气中不得含油。
- (四) 吹扫后的复位工作应进行严格的检查。
- (五) 吹扫要有遮挡、警示、防止停留、防噪等措施。

七、循环水系统预膜

(一) 循环水系统预膜条件

- 1、系统经水冲洗合格。
- 2、循环水系统联动试车合格。
- 3、药液经试验证实适用于现场水质，成膜效果良好，腐蚀性低于设计规定。
- 4、在系统中已按规定设置了观察预膜状况的试片。
- 5、已采取了处理废液的有效措施。

(二) 应遵守下列规定

- 1、预膜工作应避开寒冷季节，如不能必须有防冻措施。
- 2、系统的预膜工作应一次完成，不得在系统中留有未预膜的管道和设备。
- 3、预膜后应按时按量投药，使系统处于保膜状态。

八、系统置换

（一）惰性气体置换

在试车系统通入可燃性气体前，必须以惰性气体置换空气，再以可燃性气体置换惰性气体。在停车检修前必须以惰性气体置换系统中的可燃性气体，再以空气置换惰性气体，注意有毒有害固、液体置换处理。

（二）系统置换条件

- 1、已标明放空点、分析点和盲板位置的置换流程图。
- 2、取样分析人员已就位，分析仪器、药品已备齐。
- 3、惰性气体可以满足置换工作的需要。

（三）应遵守下列规定

- 1、惰性气体中氧含量不得高于安全标准。
- 2、确认盲板的数量、质量、安装部位合格。
- 3、置换时应注意系统中死角，必要时可采取反复升压、卸压的方法以稀释置换气体。
- 4、当管道系统连有气柜时，应将气柜反复起落三次以置换尽环形水封中的气体。
- 5、置换工作应按先主管，后支管的顺序依次连续进行。
- 6、分析人员取样时应注意风向及放空管道的高度和方向，严防中毒。
- 7、分析数据以连续三次合格为准，并经生产、技术、安全负责人员签字确认。
- 8、置换完毕，惰性气体管线与系统采取有效措施隔离。

（四）合格标准

- 1、以惰性气置换可燃性气体时，置换后气体中可燃性气体成份不得高于 0.5%。
- 2、以可燃性气体置换惰性气体时，置换后的气体中氧含量不得超过 0.5%。
- 3、以惰性气体置换空气时，置换后的气体中氧含量不得高于 1%，如置换后直接输入可燃、易爆的介质，则要求置换后的气体中氧含量不得高于 0.5%。
- 4、以空气置换惰性气时，置换后的气体中氧含量不得低于 20%。

九、一般电动机试车

（一）一般电动机试车条件

- 1、与机器试车有关的管道及设备已吹扫或清洗合格。
- 2、机器入口处按规定设置了滤网（器）。
- 3、压力润滑密封油管道及设备经油洗合格，并经过试运转。
- 4、电机及机器的保护性连锁、预警、指示、自控装置已调试合格。
- 5、安全阀调试合格
- 6、电机转动方向已核查、电机接地合格。
- 7、设备保护罩已安装。

（二）应遵守下列规定

- 1、试车介质应执行设计文件的规定，若无特殊规定，泵、搅拌器宜以水为介质，压缩机、风机宜以空气或氮气为介质。
- 2、低温泵不宜以水，作为试车介质，否则必须在试车后将水排净，彻底吹干、干燥并经检查确认合格。
- 3、当试车介质的比重大于设计介质的比重时，试车时应注意电机的电流，勿使其超过规定。
- 4、试车前必须盘车。
- 5、电机试车合格后，机器方可试车。
- 6、机器一般应先进行无负荷试车，然后带负荷试车。
- 7、试车时应注意检查轴承（瓦）和填料的温度、机器振动情况、电流大小、出口压力及滤网。
- 8、仪表指示、报警、自控、连锁应准确、可靠。

十、塔、器内件的充填



（一）塔、器内件充填条件

- 1、塔、器系统压力试验合格。
- 2、塔、器等内部洁净，无杂物，防腐处理后的设备内部有毒可燃物质浓度符合相关标准。
- 3、具有衬里的塔、器，其衬里检查合格。
- 4、人孔、放空管均已打开，塔、器内通风良好。
- 5、填料已清洗干净。
- 6、充填用具已齐备。
- 7、已办理进入受限空间作业证。

（二）应遵守下列规定

- 1、进入塔器的人员不得携带与填充工作无关的物件。
- 2、进入塔器的人员应按规定着装并佩带防护用具，指派专人监护。
- 3、不合格的内件和混有杂物的填料不得安装。
- 4、安装塔板时，安装人员应站在梁上。
- 5、分布器、塔板及其附件等安装和填料的排列皆应按设计文件的规定严格执行，由专业技术人员复核并记录存档。
- 6、塔、器封闭前，应将随身携带的工具、多余物件全部清理干净，封闭后应进行泄漏性试

验。

十一、催化剂、分子筛等的充填

（一）催化剂、分子筛等充填条件

- 1、催化剂的品种、规格、数量符合设计要求，且保管状态良好。
- 2、反应器及有关系统压力试验合格。
- 3、具有耐热衬里的反应器经烘炉合格。
- 4、反应器内部清洁、干燥。
- 5、充填用具及各项设施皆已齐备。
- 6、已办理进入受限空间作业证。

（二）应遵守下列规定

- 1、进入反应器的人员不得携带与充填工作无关的物件。
- 2、充填催化剂时，必须指定专人监护。
- 3、充填人员必须按规定着装、佩带防护面具。
- 4、不合格的催化剂（粉碎、破碎等）不得装入器内。
- 5、充填时，催化剂的自由落度不得超过 0.5 米。
- 6、充填人员不得直接站在催化剂上。
- 7、充填工作应严格按照充填方案的规定进行。
- 8、应对并联的反应器检查压力降，确保气流分布均匀。
- 9、对于预还原催化剂在充填后以惰性气体进行保护，并指派专人监测催化剂的温度变化。
- 10、反应器复位后应进行泄漏性试验。

十二、热交换器的再检查

（一）热交换器运抵现场后必须重新进行泄漏性试验，当有规定时还应进行抽芯检查。

（二）试验用水或化学药品应满足试验需要。

（三）试验时应在管间注水、充压、重点检查胀口或焊口处，控制在正常范围内。

（四）如管内发现泄漏，应进行抽芯检查。

（五）如按规定需以氨或其他介质进行检查时，应按特殊规定执。

（六）检查后，应排净积水并以空气吹干。

十三、仪表系统调试

（一）仪表系统调试前条件

- 1、仪表空气站，具备正常运行条件，仪表空气管道系统已吹扫合格。
- 2、控制室的空调、不间断电源能正常使用。
- 3、变送器、指示记录仪表、连锁及报警的发讯开关、调节阀以及盘装、架装仪表等的单体调校已完成。
- 4、自动控制系统调节器的有关参数已预置，前馈控制参数、比率值及各种校正的比率偏置

系统已按有关数据进行计算和预置。

5、各类模拟信号发生装置、测试仪器、标准样气、通讯工具等已齐备。

6、全部现场仪表及调节阀均处于投用状态。

7、对涉及（一重大、两重点）关键装置、重点岗位，要先对自动连锁、报警系统进行分别调试，确保完好。

（二）应遵守下列规定

1、检测和自动控制系统在与机械联试前，应先进行模拟调试，即在变送器处输入模拟信号，在操作台或二次仪表上检查调整其输入处理控制手动及自动切换和输出处理的全部功能。

2、连锁和报警系统在与机械联试前应先进行模拟调试，即在发讯开关处输入模拟信号，检查其逻辑正确和动作情况，并调整至合格为止。

3、在与机械联试调校仪表时，仪表、电气、工艺操作人员必须密切配合互相协作。

4、对首次试车或在负荷下暂时不能投用的连锁装置，经建设（生产）单位同意，可暂时切除，但应保留报警装置。

5、化工投料试车前，应对前馈控制、比率控制以及含有校正器的控制系统，根据负荷量及实际物料成分，重新整定各项参数。

十四、电气系统调试



（一）电气系统调试前条件

1、隔离开关、负荷开关、高压断路器、绝缘材料、变压器、互感器、硅整流器等已调试合格。

2、继电保护系统及二次回路的绝缘电阻已经耐压试验和调整。

3、具备高压电气绝缘油的试验报告。

4、具备蓄电池充、放电记录曲线及电解液化验报告。

5、具备防雷、保护接地电阻的测试记录。

6、具备电机、电缆的试验合格记录。

7、具备连锁保护试验合格记录。

(二) 应遵守下列规定

- 1、供配电人员必须按制度上岗，严格执行操作制度。
- 2、变、配电所在受电前必须按系统对继电保护装置、自动重合闸装置、报警及预相系统进行模拟试验。
- 3、对可编程逻辑控制器的保护装置应逐项模拟连锁及报警参数，应验证其逻辑的正报警值的正确性。
- 4、应进行事故电源系统的试车和确认。
- 5、应按照规定停送电程序操作。
- 6、送电前应进行电气系统验收。

十五、关键设备试车应具备以下条件

- (一) 系统管道耐压试验和热交换设备气密试验合格。
- (二) 工艺和蒸汽管道吹扫或清洗合格。
- (三) 动设备润滑油、密封油、控制油系统清洗合格。
- (四) 安全阀调试合格并已铅封。
- (五) 同试车相关的电气、仪表、自动连锁控制、报警系统、计算机等调试联校合格。
- (六) 试车所需动力、仪表空气、循环水、脱盐水及其它介质已到位。
- (七) 试车方案已批准，指挥、操作、保运人员到位。测试仪表、工具、防护用品、记录表格准备齐全。
- (八) 试车设备和与其相连系统已完全隔离。
- (九) 试车区域已划定，有关人员凭证进入。
- (十) 试车技术指标确定。

教案编号：03

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	丙烯酸甲酯的生产方法及工艺路线		
授课学时	2节()；3节()；其它(√)		
课 型	理论(√)；实验()；见习()；仿真(√)；其它()		
教学目的	通过教学，使学生： 丙烯酸甲酯生产原理及特点 丙烯酸甲酯生产条件的确定		
教学重点	丙烯酸甲酯的性质和用途 主要原料的工业规格要求 丙烯酸甲酯产品质量要求		
教学难点	丙烯酸甲酯生产原理		
教学方法	讲授(√)；讨论()；指导()；示教(√)；其它()		
电子教案	有(√)	Microsoft PowerPoint()；Author ware()；其它()	
	无()		
教学资源	多媒体(√)；模型(√)；标本()；实物()；音像(√)；其它()		
教学安排	丙烯酸甲酯的性质和用途 主要原料的工业规格要求 丙烯酸甲酯产品质量要求		
思考题	丙烯酸甲酯的性质和用途		
作 业	丙烯酸甲酯产品质量指标要求		

第一章 概述

在该单元中丙烯酸与甲醇反应，生成丙烯酸甲酯，磺酸型离子交换树脂被用作催化剂。

1.1 酯化反应原理

丙烯酸与醇的酯化反应是一种生产有机酯的反应。其反应方程式如下：

$$\text{CH}_2=\text{CHCOOH}+\text{CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_2=\text{CHCOOCH}_3+\text{H}_2\text{O}$$

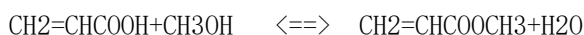
这是一个平衡反应，为使反应有向有利于产品生成的方向进行，采用一些方法，一种方法是用比反应量过量的酸或醇，另一种方法是从反应系统中移除产物。

1.2 丙烯酸与甲醇的酯化反应

(1) 酯化反应器的主反应

酯化反应器的主反应的化学方程式如下：

H^+ (IER)*



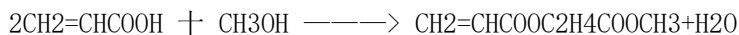
AA MEOH MA

*IER 指离子交换树脂

(2) 酯化反应器的副反应



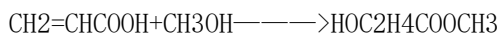
MPM: (3-甲氧基丙酸甲酯) H^+ (IER)*



D-M(3-丙烯酰氧基丙酸甲酯/

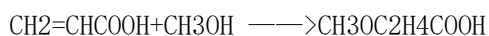
二聚丙烯酸甲酯)

H^+ (IER)



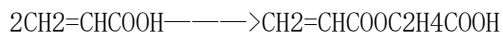
HOPM(3-羟基丙酸甲酯)

H^+ (IER)



MPA(3-甲氧基丙酸)

H^+ (IER)



D-AA(3-丙烯酰氧基丙酸/ 二聚丙烯酸)

其他副产物是由于原料中的杂质的反应而形成的。典型的丙烯酸中的杂质的反应如下：



丙烯酸甲酯的酯化反应在固定床反应器内进行，它是一个可逆反应，本工艺采用酸过量使反应向正方向进行。

反应在如下情况下进行： 温度：75℃ (MA)

醇 / 酸摩尔比：0.75 (MA)

由于甲酯易于通过蒸馏的方法从丙烯酸中分离出来，从经济性角度，醇的转化率被设在60%-70%的中等程度。未反应的丙烯酸从精制部分被再次循环回反应器后转化为酯。

用于甲酯单元的离子交换树脂的恶化因素有：金属离子的玷污、焦油性物质的覆盖、氧化、不可撤回的溶胀等。因此，如果催化剂有意被长期使用，这些因素应引起注意。被金属铁离子玷污导致的不可撤回的溶胀应特别注意。

1.3 丙烯酸回收

丙烯酸回收是利用丙烯酸分馏塔精馏的原理，轻的甲酯、甲醇和水从塔顶蒸出，重的丙烯酸从塔底排出来。

1.4 醇萃取及回收

醇萃取塔利用醇易溶于水的物性，用水将甲醇从主物流中萃取出来，同时萃取液夹带了一些甲酯，再经过醇回收塔，经过精馏，大部分水从塔底排出，甲醇和甲酯从塔顶蒸出，返回反应器循环使用。

1.5 醇拔头

醇拔头塔为精馏塔，利用精馏的原理，将主物流中少部分的醇从塔顶蒸出，含有甲酯和少部分重组分的物流从塔底排出，并进一步分离。

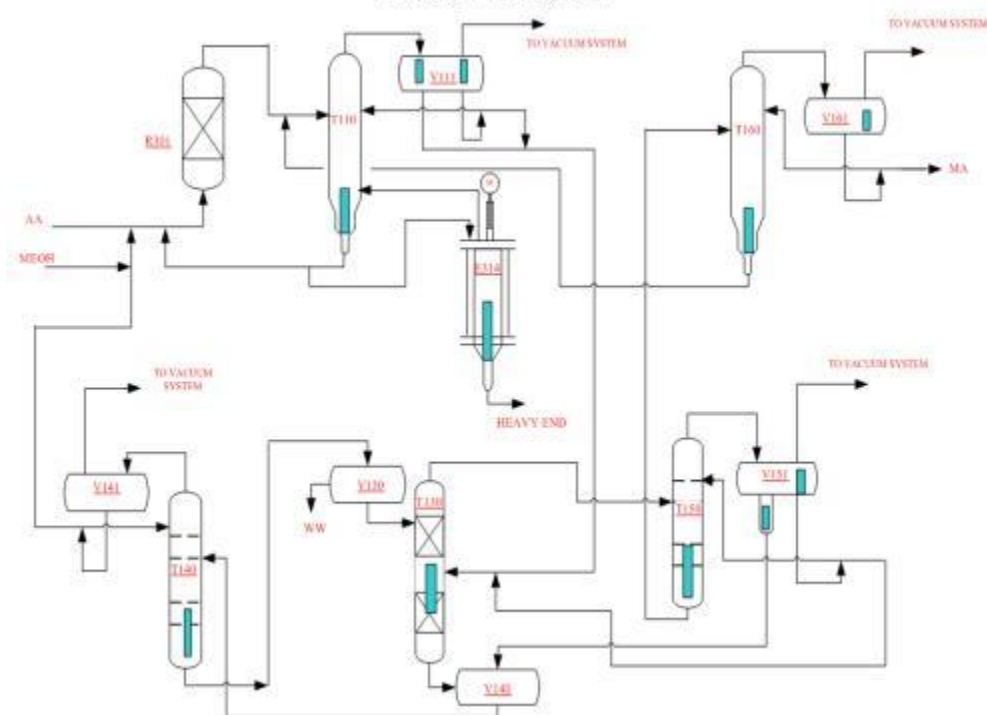
1.6 酯精制

酯精制塔为精馏塔，利用精馏的原理，将主物流从塔顶蒸出，塔底部分重组分返回丙烯酸分馏塔重新回收。

第二章 生产流程说明

2.1 丙烯酸甲酯生产总流程

丙烯酸甲酯总貌图



2.2 丙烯酸甲酯生产流程叙述

2.2.1 从罐区来的新鲜的丙烯酸和甲醇与从醇回收塔(T140)顶回收的循环的甲醇以及从丙烯酸分馏塔(T110)底回收的经过循环过滤器(FL101)的部分丙烯酸作为混合进料，

经过反应预热器(E101)预热到指定温度后送至 R101(酯化反应器)进行反应。为了使平衡反应向产品方向移动，同时降低醇回收时的能量消耗，进入 R101 的丙烯酸过量。

2.2.2 从 R101 排出的产品物料送至 T110(丙烯酸分馏塔)。在该塔内，粗丙烯酸甲酯、水、甲醇作为一种均相共沸混合物从塔顶回收，作为主物流进一步提纯，经过 E112 冷却进入 V111(T110 回流罐)，在此罐中分为油相和水相，油相由 P111A 抽出，一路作为 T110 塔顶回流，另一路和 P112A 抽出的水相一起作为 T130(醇萃取塔)的进料。

同时，从塔底回收未转化的丙烯酸。

2.2.3 T110 塔底，一部分的丙烯酸及酯的二聚物、多聚物和阻聚剂等重组分送至 E114(薄膜蒸发器)分离出丙烯酸，回收到 T110 中，重组分送至废水处理单元重组分储罐。

2.2.4 T110 的塔顶流出物经 E130(醇萃取塔进料冷却器)冷却后被送往 T130(醇萃取塔)。由于水-甲醇-甲酯为三元共沸系统，很难通过简单的蒸馏从水和甲醇中分离出甲酯，因此采用萃取的方法把甲酯从水和甲醇中分离出来。从 V130 由 P130A 抽出溶剂(水)加至萃取塔的顶部，通过液-液萃取，将未反应的醇从粗丙烯酸甲酯物料中萃取出来。

2.2.5 从 T130 底部得到的萃取液进到 V140，再经 P142A 抽出，经过 E140 与醇回收塔底分离出的水换热后进入 T140(醇回收塔)。在此塔中，在顶部回收醇并循环至 R101。

基本上由水组成的 T140 的塔底物料经 E140 与进料换热后，再经过 E144 用 10℃ 的冷冻水冷却后，进入 V130，再经泵抽出循环至 T130 重新用作溶剂(萃取剂)，同时多余的水作为废水送到废水罐。T140 顶部是回收的甲醇，经 E142 循环水冷却进入到 V141，再经由 P141A 抽出，一路作为 T140 塔顶回流，另一路是回收的醇与新鲜的醇合并为反应进料。

2.2.6 抽余液从 T130 的顶部排出并进入到 T150(醇拔头塔)。在此塔中，塔顶物流经过 E152 用循环水冷却进入到 V151，油水分成两相，水相自流入 V140，油相再经由 P151A 抽出，一路作为 T150 塔顶回流，另一路循环回至 T130 作为部分进料以重新回收醇和酯。塔底含有少量重组分的甲酯物流经 P150A 进入塔提纯。

2.2.7 T150 的塔底流出物送往 T160(酯提纯塔)。在此，将丙烯酸甲酯进行进一步提纯，含有少量丙烯酸、丙烯酸甲酯的塔底物流经 P160A 循环回 T110 继续分馏。塔顶作为

丙烯酸甲酯成品在塔顶馏出经 E162A 冷却进入 V161(丙烯酸产品塔塔顶回流罐)中, 由 P161A 抽出, 一路作为 T160 塔顶回流返回T160 塔, 另一路出装置至丙烯酸甲酯成品日罐。

第三章 设备一览表

甲酯设备总览 (包括反应器、塔、泵、加热器)

序号	设备位号	设备名称 (中英文)	设备原理
1	E101	R101 PREHEATER R101 预热器	换热器
2	FL101A/B	REACTOR RECYCLE FILTER 反应器循环过滤器	
3	R101	ESTERIFICATION REACTOR 酯化反应器	① 这是固定床反应器 ② 甲酯的酯化反应在固定床反应器内进行它是一个可逆反应, 本工艺采用酸过量使反应向正方向进行
4	T110	AA FRACTIONATOR 丙烯酸分馏塔	① 这是精馏塔 ② 丙烯酸回收是利用丙烯酸分馏塔精馏的原理
5	E112	T110 CONDENSER T110 冷凝器	冷凝器
6	V111	T110RECEIVER T110 塔顶受液罐	油水气三项分离器 (堰板式), 左边分离出来水通过泵 P112A 进入缓冲罐, 右边是分离出来的油 (主要是醇、酯), 同过 P111A 进入下一单元。
7	P111A	T110REFLUX PUMP T110 回流泵	
8	P112A	V111WATER DRAW OFF PUMP V111 排水泵	
9	E114	T110 2 ND REBOILER T110 二段再沸器	薄膜蒸发器
10	E130	T130 FEED COOLER T130 给料冷却器	
11	T130	ALCOHOL EXTRACTION COLUMN 醇萃取塔	① 这是醇萃取塔 ② 利用甲醇易溶于水的物性, 用水将甲醇从主物流中萃取出来
12	V130	V130 WATER FEED DRUM V130 给水罐	
13	P130A	T130 WATER FEED PUMP T130 给水泵	
13	P130A	T130 WATER FEED PUMP T130 给水泵	
14	V140	T140 BUFFER DRUM T140 缓冲罐	

15	P142A	T140 FEED PUMP T140 给料泵	
16	E140	T140 BOTTOMS 1 ST COOLER T140 底部一段冷却器	
17	T140	ALCOHOL RECOVERY COLUMN 醇回收塔	① 这是精馏塔 ② T130 底部得到的萃取液经过精馏，大部分水从塔底排出，甲醇和甲酯从塔顶蒸出，返回反应器循环使用
18	E144	T140 BOTTOMS 2 ND COOLER T140 底部二段冷却器	
19	E142	T140 CONDENSER T140 塔顶冷凝罐	
20	V141	T140 RECEIVER T140 塔顶受液罐	
21	P141A	T140 REFLUX PUMP T140 回流泵	
22	T150	ALCOHOL TOPPING COLUMN 醇拔头塔	① 醇拔头塔为精馏塔 ② 利用精馏的原理，将主物流中少部分的醇从塔顶蒸出，含有甲酯和少部分重组分的物流从塔底排出，并进一步分离
23	E152	T150 CONDENSER T150 塔顶冷却器	
24	V151	T150 RECEIVER T150 塔顶受液罐	分离器，下面是水包，上面是油包，水自流进入到 V140 做萃取液。
25	P151A	T150 REFLUX PUMP T150 回流泵	
26	P150A	T150 BOTTOMS PUMP T150 底部泵	
27	T160	ESTER PURIFICATION COLUMN 酯提纯塔	① 酯精制塔为精馏塔 ② 利用精馏的原理，将主物流从塔顶蒸出，塔底部分重组分返回丙烯酸分馏塔重新回收
28	P160A	T160 REFLUX PUMP T160 回流泵	
29	E162A	T160 CONDENSER T160 塔顶冷却器	
30	V161	T160 RECEIVER T160 塔顶受液罐	
31	P161A	T160 REFLUX PUMP T160 回流泵	
32	E111	T110 REBOILER T110 再沸器	
33	P110A	T110 BOTTOMS PUMP T110 塔底泵	

34	P114A	E114 BOTTOMS PUMP E114 底部泵	
35	E141	T140 REBOILER T140 再沸器	
36	P140A	T140 BOTTOMS PUMP T140 底部泵	
37	E151	T150 REBOILER T150 再沸器	
38	E161	T160 REBOILER T160 再沸器	

教案编号：04

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	岗位操作法（仿真）		
授课学时	2 节（ ）；3 节（ ）；其它（ <input checked="" type="checkbox"/> ）		
课 型	理论（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；实验（ ）；见习（ ）；仿真（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学目的	冷态开车/装置开工 酸洗反应系统 全系统大循环和精馏系统闭路循环		
教学重点	酸洗反应系统 全系统大循环和精馏系统闭路循环		
教学难点	酸洗反应系统 全系统大循环和精馏系统闭路循环		
教学方法	讲授（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；讨论（ ）；指导（ ）；示教（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
电子教案	有（ <input checked="" type="checkbox"/> ）	Microsoft PowerPoint（ ）；Author ware（ ）；其它（ ）	
	无（ ）		
教学资源	多媒体（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；模型（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；标本（ ）；实物（ ）；音像（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学安排	酸洗反应系统 全系统大循环和精馏系统闭路循环		
思考题	如何仿真完成酸洗反应系统		
作 业	仿真完成酸洗反应系统、全系统大循环和精馏系统闭路循环		

岗位操作法

4.1 冷态开车/装置开工

说明：斜体字部分是在仿真范围外或必须和其它工段配合的操作。

4.1.1 开工应具备的条件

- (1) 检修过的设备和新增的管线，必须经过吹扫、气密、试压、置换合格（若是氧气系统，还要脱酯处理）
- (2) 电气、仪表、计算机、联锁、报警系统全部调试完毕，调校合格、准确好用。
- (3) 机电、仪表、计算机、化验分析具备开工条件，值班人员在岗。
- (4) 备有足够的开工用原料和催化剂。

4.1.2 引公用工程

4.1.3 N₂ 吹扫、置换气密

4.1.4 系统水运试车

4.1.5 酸洗反应系统

(1) 首先将尾气吸收塔 T103 的放空阀 V45 打开；从罐区 V402（开阀 V57）将酸送入 V102 中，而后由泵 P102 向第一氧化塔 T101 进酸，T101 见液位(约为 2%)后停泵 P102，停止进酸。“快速灌液”说明，向 T101 灌乙酸时，选择“快速灌液”按钮，在 LIC101 有液位显示之前，灌液速度加速 10 倍，有液位显示之后，速度变为正常；对 T102 灌酸时类似。使用“快速灌液”只是为了节省操作时间，但并不符合工艺操作原则，由于是局部加速，有可能会造成液体总量不守恒，为保证正常操作，将“快速灌液”按钮设为一次有效性，即：只能对该按钮进行一次操作，操作后，按钮消失；如果一直不对该按钮操作，则在循环建立后，该按钮也消失。该加速过程只对“酸洗”和“建立循环”有效。

(2) 开氧化液循环泵 P101，循环清洗 T101；

(3) 用 N₂ 将 T101 中的酸经塔底压送至第二氧化塔 T102，T102 见液位后关来料阀停止进酸；

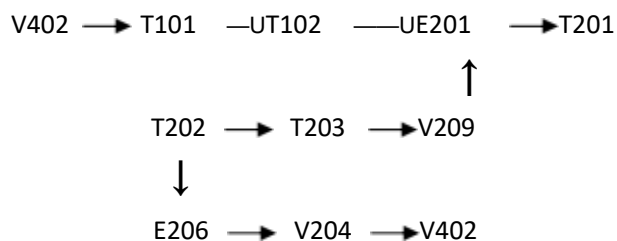
(4) 将 T101 和 T102 中的酸全部退料到 V102 中,供精馏开车；

(5) 重新由 V102 向 T101 进酸，T101 液位达 30%后向T102 进料，精馏系统正常出料，

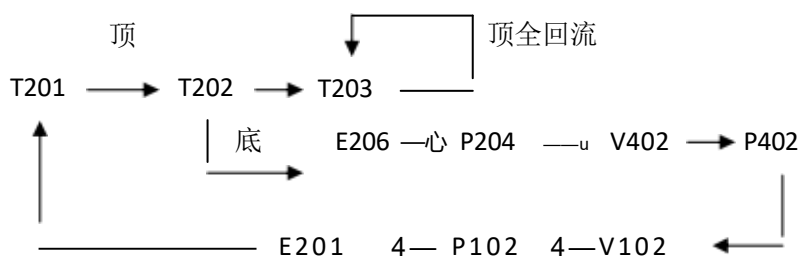
建立全系统酸运大循环。

4.1.6 全系统大循环和精馏系统闭路循环

(1) 氧化系统酸洗合格后，要进行全系统大循环：



(2) 在氧化塔配制氧化液和开车时，精馏系统需闭路循环。脱水塔 T203 全回流操作，成品醋酸泵 P204 向成品醋酸储罐 V402 出料，P402 将 V402 中的酸送到氧化液中间罐 V102，由氧化液输送泵 P102 送往氧化液蒸发器 E201 构成下列循环：（属另一工段）



等待氧化开车正常后逐渐向外出料。

教案编号：05

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	岗位操作法（仿真）		
授课学时	2节（ ）；3节（ ）；其它（ <input checked="" type="checkbox"/> ）		
课 型	理论（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；实验（ ）；见习（ ）；仿真（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学目的	冷态开车/装置开工 第一氧化塔配制氧化液		
教学重点	第一氧化塔配制氧化液		
教学难点	第一氧化塔配制氧化液		
教学方法	讲授（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；讨论（ ）；指导（ ）；示教（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
电子教案	有（ <input checked="" type="checkbox"/> ）	Microsoft PowerPoint（ ）；Author ware（ ）；其它（ ）	
	无（ ）		
教学资源	多媒体（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；模型（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；标本（ ）；实物（ ）；音像（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学安排	第一氧化塔配制氧化液		
思考题	如何仿真完成第一氧化塔配制氧化液		
作 业	仿真完成第一氧化塔配制氧化液		

第一氧化塔配制氧化液

向 T101 中加醋酸，见液位后（LIC101 约为 30%），停止向 T101 进酸。向其中加入少量醛和催化剂，同时打开泵 P101A/B 打循环，开 E102A 通蒸汽为氧化液循环液通蒸汽加热，循环流量保持在 700000KG/H（通氧前），氧化液温度保持在 70~76℃，直到使浓度符合要求（醛含量约为 7.5%）。

4.1.8 第一氧化塔投氧开车

(1)开车前联锁投入自动:

(2)投氧前氧化液温度保持在 70~76. C，氧化液循环量 FIC104 控制在 700000KG/H。

(3)控制 FIC101 N₂ 流量为 120 M³/H

(4)按如下方式通氧:

a)用 FIC110 小投氧阀进行初始投氧，氧量小于 100M³/H 开始投。

首先特别注意两个参数的变化:

LIC101 液位上涨情况;

尾气含氧量 AIAS101 三块表是否上升。

其次，随时注意塔底液相温度、尾气温度和塔顶压力等工艺参数的变化。

如果液位上涨停止然后下降，同时尾气含氧稳定，说明初始引发较理想，逐渐提高投氧量。

b)当 FIC-110 小调节阀投氧量达到 320M³/H 时，启动 FIC-114 调节阀，在 FIC-114 增大投氧量的同时减小 FIC-110 小调节阀投氧量直到关闭。

c)FIC-114 投氧量达到 1000M³/H 后，可开启 FIC-113 上部通氧，FIC-113 与 FIC-114 的投氧比为 1: 2。

原则要求：投氧在 0~400M³/H 之内，投氧要慢。如果吸收状态好，要多次小量增加氧量。400~1000M³/H 之内，如果反应状态好要加大投氧幅度，特别注意尾气的变化及时加大 N₂ 量。

d)T101 塔液位过高时要及时向 T102 塔出一下料。当投氧到 400M³/H 时，将循环量逐渐加大到 850000KG/H；当投氧到 1000M³/H 时，将循环量加大到 1000M³/H。循环量要根据投氧量和反应状态的好坏逐渐加大。同时根据投氧量和酸的浓度适当调节醛和催化剂的投料量。

(5)调节方式:

a)将 T101 塔顶保安 N₂ 开到 120M³/H，氧化液循环量 FIC104 调节为 500000~700000KG/H，塔顶 PIC109A/B 控制为正常值 0.2Mpa。将氧化液冷却器

(E102A/B)中的一台 E102A 改为投用状态,调节阀 TIC104B 备用。关闭 E102A 的冷却水,通入蒸汽给氧化液加热,使氧化液温度稳定在 70~76。C。调节 T101 塔液位为 $25\pm 5\%$,关闭出料调节阀 LIC101,按投氧方式以最小量投氧,同时观察液位、气液相温度及塔顶、尾气中含氧量变化情况。当液位升高至 60%以上时需向T102 塔出料降低一下液位。当尾气含氧量上升时要加大 FIC101 氮气量,若继续上升氧含量达到 5% (v) 打开 FIC103 旁路氮气,并停止提氧。若液位下降一定量后处于稳定,尾气含氧量下降为正常值后,氮气调回 $120\text{m}^3/\text{H}$,含氧仍小于 5%并有回降趋势,液相温度上升快,气相温度上升慢,有稳定趋势,此时小量增加通氧量,同时观察各项指标。若正常,继续适当增加通氧量,直至正常。

待液相温度上升至 84。C 时,关闭 E102A 加热蒸汽。

当投氧量达到 $1000\text{M}^3/\text{H}$ 以上时,且反应状态稳定或液相温度达到 90。C 时,关闭蒸汽,开始投冷却水。开 TIC104A,注意开水速度应缓慢,注意观察气液相温度的变化趋势,当温度稳定后再提投氧量。投水要根据塔内温度勤调,不可忽大忽小。在投氧量增加的同时,要对氧化液循环量做适当调节。

b)投氧正常后,取 T101 氧化液进行分析,调整各项参数,稳定一段时间后,根据投氧量按比例投醛,投催化剂。液位控制为 $35\pm 5\%$ 向 T102 出料。

c)在投氧后,来不及反应或吸收不好,液位升高不下降或尾气含氧增高到5%时,关小氧气,增大氮气量后,液位继续上升至 80%或含氧继续上升至 8%,联锁停车,继续加大氮气量,关闭氧气调节阀。取样分析氧化液成分,确认无问题时,再次投氧开车。

教案编号：06

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	岗位操作法（仿真）		
授课学时	2节（ ）；3节（ ）；其它（ <input checked="" type="checkbox"/> ）		
课 型	理论（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；实验（ ）；见习（ ）；仿真（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学目的	冷态开车/装置开工 第二氧化塔投氧		
教学重点	第二氧化塔投氧		
教学难点	第二氧化塔投氧		
教学方法	讲授（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；讨论（ ）；指导（ ）；示教（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
电子教案	有（ <input checked="" type="checkbox"/> ）	Microsoft PowerPoint（ ）；Author ware（ ）；其它（ ）	
	无（ ）		
教学资源	多媒体（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；模型（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；标本（ ）；实物（ ）；音像（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学安排	第二氧化塔投氧		
思考题	如何仿真完成第二氧化塔投氧		
作 业	仿真完成第二氧化塔投氧		

第二氧化塔投氧

(1) 待 T-102 塔见液位后，向塔底冷却器内通蒸汽保持氧化液温度在 80。C，控制液位 35±5%，并向蒸馏系统出料。取 T-102 塔氧化液分析。

(2) T-102 塔顶压力 PIC112 控制在 0.1Mpa,塔顶氮气 FIC-105 保持在 90M³/H。由 T102 塔底部进氧口，以最小的通氧量投氧，注意尾气含氧量。在各项指标不超标的情况下，通氧量逐渐加大到正常值。当氧化液温度升高时，表示反应在进行。停蒸汽开冷却水

TIC-105,TIC-106,TIC-108,TIC-109 使操作逐步稳定。

4.1.10 吸收塔投用

(1) 打开 V49，向塔中加工艺水湿塔。

(2) 开阀 V50，向 V105 中备工艺水

(3) 开阀 V48，向 V103 中备料（碱液）

(4) 在氧化塔投氧前开 P103A/B 向 T103 中投用工艺水

(5) 投氧后开 P104A/B 向 T103 中投用吸收碱液

(5) 如工艺水中醋酸含量达到 80%时，开阀 V51 向精馏系统排放工艺水。

4.1.11 氧化塔出料

(1) 当氧化液符合要求时，开 LIC102 和阀 V44 向氧化液蒸发器 E201 出料。用 LIC102 控制出料量。

教案编号：07

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	岗位操作法（仿真）		
授课学时	2节（ ）；3节（ ）；其它（ <input checked="" type="checkbox"/> ）		
课 型	理论（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；实验（ ）；见习（ ）；仿真（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学目的	停车操作		
教学重点	正常停车、紧急停车		
教学难点	正常停车		
教学方法	讲授（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；讨论（ ）；指导（ ）；示教（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
电子教案	有（ <input checked="" type="checkbox"/> ）	Microsoft PowerPoint（ ）；Author ware（ ）；其它（ ）	
	无（ ）		
教学资源	多媒体（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；模型（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；标本（ ）；实物（ ）；音像（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学安排	正常停车、紧急停车		
思考题	如何仿真完成正常停车、紧急停车		
作 业	仿真完成正常停车、紧急停车		

正常停车

4.2.1 氧化系统停车

- (1) 将 FIC102 切至手动，关闭 FIC-102，停醛。
- (2) 将 FIC114 逐步将进氧量下调至 $1000\text{m}^3/\text{H}$ 。注意观察反应状况，当第一氧化塔 T101 中醛的含量降至 0.1 以下时，立即关闭 FIC114、FICSQ106，关闭 T101、T102 进氧阀。
- (3) 开启 T101、T102 塔底排，逐步退料到 V-102 罐中，送精馏处理。停 P101 泵，将氧化系统退空。

4.3 紧急停车

4.3.1 事故停车

主要是指装置在运行过程中出现的仪表和设备上的故障而引起的被迫停车。采取的措施如下：

- (1) 首先关掉 FICSQ102、FIC112、FIC301 三个进物料阀。然后关闭进氧进醛线上的塔壁阀。
- (2) 根据事故的起因控制进氮量的多少，以保证尾气中含氧小于 5% (V)。
- (3) 逐步关小冷却水直到塔内温度降为 60. C，关闭冷却水 TIC104A/B。
- (4) 第二氧化塔关冷却水由下而上逐个关掉并保温 60. C。

4.3.2 紧急停车

生产过程中，如遇突发的停电、停仪表风、停循环水、停蒸汽等而不能正常生产时，应做紧急停车处理。

(1) 紧急停电

仪表供电可通过蓄电池逆变获得，供电时间 30 分钟；所有机泵不能自动供电。

1.氧化系统

正常来说，紧急停电 P101 泵自动连锁停车。

- a)马上关闭进氧进醛塔壁阀。
- b)及时检查尾气含氧及进氧进醛阀门是否自动连锁关闭。

2.精馏系统

此时所有机泵停运。

- a)首先减小各塔的加热蒸汽量。
- b)关闭各机泵出口阀，关闭各塔进出物料阀。
- c)视情况对物料做具体处理。

3.罐区系统

- a)氧化系统紧急停车后，应首先关闭乙醛球罐底出料阀及时将两球罐保压。
- b)成品进料及时切换至不合格成品罐 V403。

(2) 紧急停循环水

停水后立即做紧急停车处理。停循环水时 PI508 压力在 0.25Mpa 连锁动作（目前未投用）。FICSQ102、FIC112、FIC301 三电磁阀自动关闭。

1.氧化系统停车步骤同事故停车。注意氧化塔温度不能超得太高，加大氧化液循环量。

1.精馏系统

- a)先停各塔加热蒸汽，同时向塔内充氮，保持塔内正压。
- b)待各塔温度下降时，停回流泵，关闭各进出物料阀。

(1) 紧急停蒸汽

同事故停车。

(2) 紧急停仪表风

所有气动薄膜调节阀将无法启动，应做紧急停车处理。

1.氧化系统

应按紧急停车按钮，手动电磁阀关闭 FIC102、FIC103、FIC106 三个进醛进氧阀。然后关闭醛氧线塔壁阀，塔压力及流量等的控制要通过现场手动副线进行调整控制。

其他步骤同事故停车。

2.精馏系统

所有蒸汽流量及塔罐液位的控制要通过现场手动进行操作。

停车步骤同二。

教案编号：08

课程名称	有机化工生产技术	专业班级	应用化工技术
教材名称	化工生产技术		
授课题目	岗位操作法（仿真）		
授课学时	2节（ ）；3节（ ）；其它（ <input checked="" type="checkbox"/> ）		
课 型	理论（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；实验（ ）；见习（ ）；仿真（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学目的	全流程开车训练		
教学重点	正常停车、紧急停车		
教学难点	全流程开车		
教学方法	讲授（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；讨论（ ）；指导（ ）；示教（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
电子教案	有（ <input checked="" type="checkbox"/> ）	Microsoft PowerPoint（ ）；Author ware（ ）；其它（ ）	
	无（ ）		
教学资源	多媒体（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；模型（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；标本（ ）；实物（ ）；音像（ <input checked="" type="checkbox"/> ）；其它（ ）		
教学安排	全流程开车		
思考题	如何仿真完成全流程开车		
作 业	仿真完成全流程开车		

操作规程

甲酯开车操作

一、准备工作

1.1 启动真空系统

1.1.1 打开压力控制阀 PV109 及其前后阀 VD201、VD202，给 T110 系统抽真空。

1.1.2 打开压力控制阀 PV123 及其前后阀 VD517、VD518，给 T140 系统抽真空。

1.1.3 打开压力控制阀 PV128 及其前后阀 VD617、VD618，给 T150 系统抽真空。

1.1.4 打开压力控制阀 PV133 及其前后阀 VD722、VD723，给 T160 系统抽真空。

1.1.5 打开阀 VD205、VD305、VD504、VD607、VD701，分别给 T110、E114、T140、T150、T160 投用阻聚剂空气。

1.2 V161、T160 脱水

1.2.1 打开 VD711 阀，向 V161 内引产品 MA。

1.2.2 待 V161 达到一定液位后，启动 P161A；打开控制阀 FV150 及其前后阀 VD718、VD719，向 T160 引 MA。

1.2.3 待 T160 底部有一定液位后，关闭控制阀 FV150。

1.2.4 关闭 MA 进料阀 VD711。

1.3 T130、T140 建立水循环

1.3.1 打开 V130 顶部手阀 V402，引 FCW 到 V130。

1.3.2 待 V130 达到一定液位后，启动 P130A；打开控制阀 FV129 及其前后阀 VD410、VD411，将水引入 T130。

1.3.3 打开 T130 顶部排气阀 VD401，并通过排气阀观察 T130 是否装满水。

1.3.4 待 T130 装满水后，关闭排气阀 VD401；同时打开控制阀 LV110 及其前后阀 VD408、VD409，向 V140 注水；打开控制阀 PV117 及其前后阀 VD402、VD403，同时打开阀 VD406，将 T130 顶部物流排至不合格罐，控制 T130 压力 301kpaA。

1.3.5 待 V140 有一定液位后，启动 P142A；打开控制阀 FV131 及其前后阀 VD509、VD510，向 T140 引水。

1.3.6 打开阀 V502，给 E142 投冷却水。

1.3.7 待 T140 液位达到 50%后，打开蒸汽阀 XV106；同时打开控制阀 FV134 及其前后阀 VD502、VD503，给 E141 通蒸汽。

1.3.8 打开阀 V501，给 E144 投冷却水。

1.3.9 启动 P140A；打开控制阀 LV115 及其前后阀 VD515、VD516，使 T140 底部液体经 E140、E144 排放到 V130。

1.3.10 待 V41 达到一定液位后，启动 P141A；打开控制阀 FV135 及其前后阀 VD511、VD512，向 T140 打回流；打开控制阀 FV137 及其前后阀 VD513、VD514；同时打开阀 VD507，将多余水引至不合格罐。

二、R101 引粗液，并循环升温

2.1 R101 进料前去伴热系统投用 R101 系统伴热。

2.2 打开控制阀 FV106 及其前后阀 VD101、VD102，向 R101 引入粗液；打开 R101 顶部排气阀 VD117 排气。

2.3 待 R101 装满粗液后，关闭排气阀 VD117，打开 VD119；同时打开控制阀 PV101 及其前后阀 VD124、VD125，将粗液排出；调节 PV101 的开度，控制 R101 压力 301kpaA。

2.4 待粗液循环均匀后，打开控制阀 TV101 及其前后阀 VD122、VD123，向 E-301 供给蒸汽；调节 TV101 的开度，控制反应器入口温度为 75℃。

三、启动 T110 系统

3.1 打开阀 VD225、VD224，向 T110、V111 加入阻聚剂。

3.2 打开阀 V203、V401，分别给 E112、E130 投冷却水。

3.3 T110 进料前去伴热系统投用 T110 系统伴热。

3.4 待 R101 出口温度、压力稳定后，打开去 T110 手阀 VD118，将粗液引入 T110；同时关闭手阀 VD119。

3.5 待 T110 液位达到 50%后，启动 P110A；打开 FL101A 前后阀 VD111、VD113；打开控制阀 FV109 及其前后阀 VD115、VD116；同时打开 VD109，将 T110 底部物料经 FL101 排出。

3.6 投用 E114 系统伴热。

3.7 待 T110 液位达到 50%后，打开阀 XV103；同时打开控制阀 FV107 及其前后阀 VD214、VD215，启动系统再沸器。

3.8 待 V111 水相达到一定液位后，启动泵 P112A；打开控制阀 FV117 及其前后阀 VD216、VD217；打开阀 VD218、打开阀 VD213，将水排出，控制水相液位。

3.9 待 V111 油相液位 LIC103 达到一定液位后，启动 P111A。打开控制阀 FV112 及其前后阀 VD208、VD209，给 T110 打回流；打开控制阀 FV113 及其前后阀 VD210、VD211，将部分液体排出。

3.10 待 T110 液位稳定后，打开控制阀 FV110 及其前后阀 VD206、VD207，将 T110 底部物料引至 E114。

3.11 待 E114 达到一定液位后，启动 P114A；打开阀 V301，向 E114 打循环。

3.13 待 E114 液位稳定后，打开控制阀 FV122 及其前后阀 VD311、VD312；同时打开 VD310，将物料排出。

3.14 按 UT114 按钮，启动 E114 转子。

3.15 打开阀 XV104，同时打开控制阀 FV119 及其前后阀 VD316、VD317，向 E114 通入蒸汽 LP5S。

四、反应器进原料

4.1 打开手阀 VD105，打开控制阀 FV104 及其前后阀 VD120、VD121，新鲜原料进料流量为正常量的 80%，调节控制阀 FV104 的开度，控制流量为 595.8kg/h。

4.2 打开控制阀 FV101 及其前后阀 VD103、VD104，新鲜原料进料流量为正常量的 80%，调节控制阀 FV101 的开度，控制流量为 1473kg/h。

4.3 关闭控制阀 FV106 及其前后阀，停止进粗液。

4.4 打开阀 VD108，将 T110 底部物料打入 R101；同时关闭阀 VD109。

五、T130、T140 进料

5.1 打开手阀 VD519，向 T140 输送阻聚剂。

5.2 关闭阀 VD213、打开阀 VD212，由至不合格罐改至 T130。

5.3 控制 V401 开度，调节 T130 温度为 25℃。

5.4 待 T140 稳定后，关闭 V141 去不合格罐手阀 VD507；打开 VD508，将物流引向 R101。

六、启动 T150

6.1 打开手阀 VD620、VD619，向 T150、V151 供阻聚剂。

6.2 打开 E152 冷却水阀 VD601，E152 投用。

6.3 打开 VD405, 将 T130 顶部物料改至 T150; 同时关闭去不合格罐手阀 VD406。

6.4 投用 T150 蒸汽伴热系统。

6.5 当 T150 底部有一定液位后, 启动 P150A; 打开控制阀 FV141 及其前后阀 VD605、VD606; 打开手阀 VD615, 将 T150 底部物料排放至不合格罐, 控制好塔液面。

6.6 打开阀 XV107、打开控制阀 FV140 及其前后阀 VD622、VD621, 给 E151 引蒸汽。

6.7 待 V151 有液位后, 启动 P151A; 打开控制阀 FV142 及其前后阀 VD602、VD603, 给 T150 打回流。

6.8 T150 操作稳定后, 打开阀 VD613, 同时关闭阀 VD614, 将 V151 物料从不合格罐改至 T130。

6.9 打开控制阀 FV144 及其前后阀 VD609、VD610; 打开阀 VD614, 将部分物料排至不合格罐。

6.10 待 V151 水包出现界位后, 打开 FV145 及其前后阀 VD611、VD612, 向 V140 切水。调节 FV145 的开度, 保持界位正常。

6.11 待 T150 操作稳定后, 打开阀 VD613; 同时关闭 VD614, 将 V151 物料从不合格罐改至 T130。调节 FV144 的开度, 控制 V151 液位为 50%。

6.12 关闭阀 VD615, 同时打开阀 VD616, 将 T150 底部物料由至不合格罐改去 T160 进料。调节 FV141 的开度, 控制 T150 液位为 50%。

七、启动 T160

7.1 打开手阀 VD710、VD709, 向 T160、V161 供阻聚剂。

7.2 打开阀 V701, E162 冷却器投用。

7.3 投用 T160 蒸汽伴热系统。

7.4 待 T160 有一定的液位, 启动 P160A; 打开控制阀 FV151 及其前后阀 VD716、VD717; 同时打开 VD707, 将 T160 塔底物料送至不合格罐。

7.5 打开阀 XV108, 打开控制阀 FV149 及其前后阀 VD702、VD703, 向 E161 引蒸汽。

7.6 待 V161 有液位后, 启动回流泵 P161A; 打开塔顶回流控制阀 FV150 及其前后阀 VD718、VD719 打回流。

7.7 打开控制阀 FV153 及其前后阀 VD720、VD721; 打开阀 VD714, 将 V161 物料送至不合格罐。调节 FV153 的开度, 保持 V161 液位为 50%。

7.8 T160 操作稳定后, 关闭阀 VD707; 同时打开阀 VD708, 将 T160 底部物料由至不合格罐改至 T110。

7.9 关闭阀 VD714, 同时打开阀 VD713, 将合格产品由至不合格罐改至日罐。

八、提负荷, 质量评定

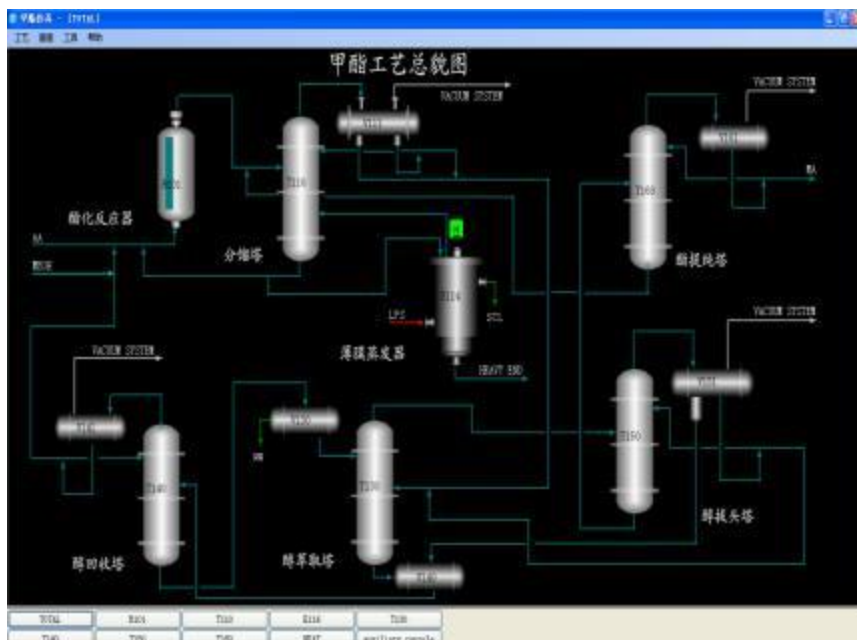
调整控制阀 FV101 开度, 把 AA 负荷提高至 1841.36Kg/h; 调整控制阀 FV104 开度, 把 MEOH 负荷提高至 744.75Kg/h; 控制 FIC109 流量在 3037.3Kg/h; 控制 LIC103 液位稳定在 50%; 控制 FIC113 流量稳定在 1962.79Kg/h; 控制 LIC104 液位在 50%; 控制 FIC117 流量稳定在 1400Kg/h; 控制 LIC101 液位在 50%; 控制 FIC110 流量稳定在 1518.76Kg/h; 控制 FIC112 流量稳定在 6746.34Kg/h; 控制 TIC108 温度为 80℃; 控制 TIC115 温度为 120.5℃; 控制 LIC106 液位在 50%; 控制 FIC122 流量稳定在 74.24Kg/h; 控制 FIC129 流量稳定在 4144.91Kg/h; 控制 LIC111 液位在 50%; 控制 FIC131 流量稳定在 5371.93Kg/h; 控制 LIC115 液位在 50%; 控制 TIC133 温度为 81℃; 控制 LIC117 液位在 50%; 控制 FIC137 流量稳定在 779.16Kg/h; 控制 FIC135 流量稳定在 2210.8Kg/h; 控制 TIC140 温度为 70℃; 控制 LIC119 液位在 50%; 控制 FIC141 流量稳定在 2194.77Kg/h; 控制 FIC142 流量稳定在

2026.01Kg/h; 控制 LIC123 液位在 50%; 控制 FIC145 流量稳定在 44.29Kg/h; 控制 LIC121 液位在 50%; 控制 FIC144 流量稳定在 1241.50Kg/h; 控制 TIC148 温度 45℃; 控制 LIC125 液位在 50%; 控

制 FIC151 流量稳定在 64.04Kg/h；控制 FIC150 流量稳定在 3286.67Kg/h；控制 LIC126 液位在 50%；控制 FIC153 流量稳定在 191.08Kg/h。

流程总图

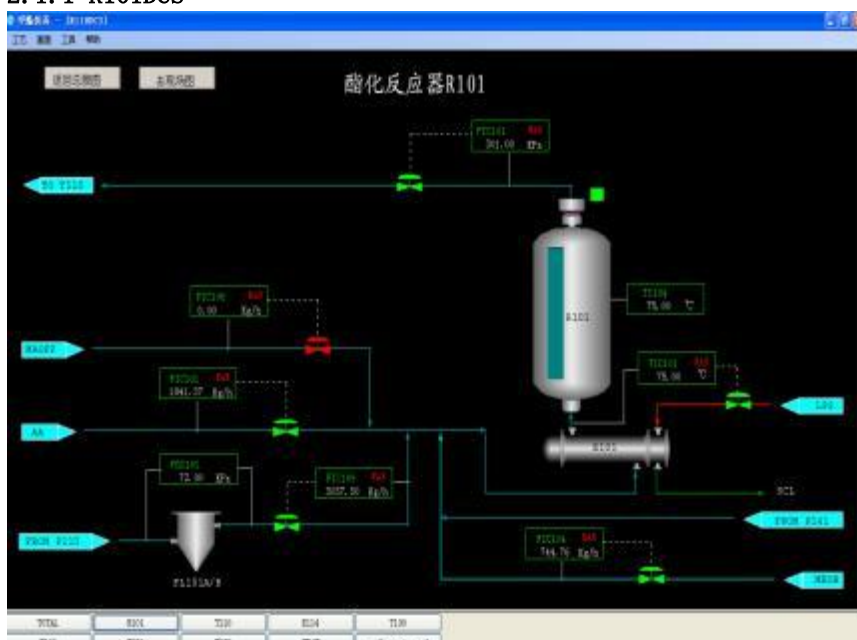
1 甲酯工艺总貌图



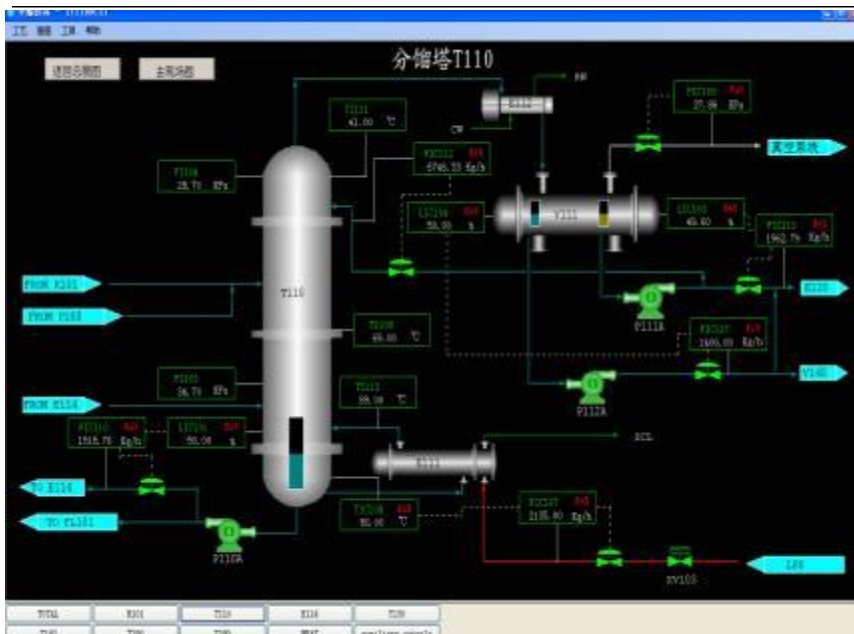
2 甲酯工艺总貌图

2.1 DCS 界面

2.1.1 R101DCS



2.1.2 T110DCS



2. 1. 3E114DCS

