
摘要

本项目对 9000t/a 甲苯加氢生产甲基环己烷中试工艺进行了设计。通过查阅文献资料，并比较了液相法和气相法两种主要的生产方法，综合考虑选用 NiMgAl(0.4:3:1)-HTIcs 前驱的类水滑石催化剂和气相法甲基环己烷的生产工艺。利用 Aspen Plus 模拟了整个过程的工艺流程，对于工艺路线过程的流股和能量的变化分别进行了物料衡算和热量衡算，对反应器和换热器等典型设备的规格、型号和尺寸等进行了计算和选型。利用 CAD 绘制典型设备图和工艺流程图，完成车间平面布置图和立体布置，为可能的安全问题做出应对方案，最后对工艺流程做经济分析等工作。

关键词：甲苯；加氢；甲基环己烷；Aspen；类水滑石

Abstract

In this project, 9000t/a toluene hydrogenation process to produce methylcyclohexane was designed. Based on the literature review, the two main production methods of liquid phase and gas phase were compared, and the hydrotalcite catalyst of NiMgAl(0.4:3:1)-HTIcs precursor was selected for the production process of methyl cyclohexane in gas phase. Aspen Plus was used to simulate the process flow of the whole process. The material balance and heat balance were respectively carried out for the flow and energy changes in the process route. The specifications, models and sizes of typical equipment such as reactors and heat exchangers were calculated and selected. Using CAD to draw typical equipment drawings and process flow charts, complete the workshop layout and three-dimensional layout, make solutions for possible safety problems, and finally do economic analysis of the process.

Key words: Toluene; Hydrogenation; Methylcyclohexane; Aspen; hydrotalcite

目 录

摘 要	I
Abstract.....	II
目 录	III
第一章 绪论.....	1
1.1 设计背景.....	1
1.2 概述.....	1
1.2.1 甲基环己烷的理化性质	1
1.2.2 甲基环己烷生产工艺特点比较	2
1.2.3 有关反应的影响因素	3
1.3 工艺简述.....	3
1.3.1 方程式.....	3
1.3.2 反应过程分析.....	3
1.3.3 工艺流程.....	4
1.4 设备布局说明.....	5
1.6 设计的目的及意义.....	5
1.7 本设计的内容和安排.....	5
第二章 工艺计算.....	7
2.1 设计条件.....	7
2.1.1 设计题目.....	7
2.1.2 原始物料组成和标准指标	7
2.1.3 反应条件.....	8
2.2 物料衡算.....	8
2.2.1 物料衡算原理.....	8

2.2.2 物料衡算目的.....	9
2.2.3 物料流程简图.....	9
2.2.3 工艺过程的物料衡算.....	9
2.3 能量衡算.....	21
2.3.1 热量衡算的依据.....	21
2.3.2 相关设备能量衡算.....	21
2.3.3 甲苯加氢反应器、混合气体加热器的能量衡算.....	21
2.3.4 甲苯预热器、氢气换热器、冷凝器的能量衡算.....	22
第三章 设备计算.....	25
3.1 换热器设备计算.....	25
3.1.2 计算结果.....	32
3.1.3 换热器选型.....	34
3.2 反应器设备计算.....	35
3.2.1 反应器催化剂体积和管道计算.....	35
3.2.2 反应器公称直径 D_N 计算.....	36
第四章 厂址选择与车间布置.....	37
4.1 厂址选择原则.....	37
4.2 武汉化学工业区的特点.....	38
4.3 车间布置设计内容.....	38
4.4 车间布置要求.....	38
第五章 公用工程.....	40
5.1 给排水.....	40
5.2 供电.....	40
5.3 供热.....	40

5.4 通风.....	40
第六章 安全与环境保护.....	42
6.1 甲基环己烷的烷毒性及防护.....	42
6.2 防火防爆.....	42
6.3 废水.....	42
6.4 废气.....	42
6.5 废渣.....	43
第七章 经济核算.....	44
7.1 投资估算.....	44
7.2 估算成本.....	44
7.3 项目成本分析及项目经济效益评价.....	45
第八章 结语.....	47
参考文献.....	48
致 谢.....	49
附录.....	50

第一章 绪论

1.1 设计背景

近年来，食用油、油墨、化妆品、香料等领域都对溶剂油的需求持续上升，虽然市场上销售的种类有两百多种，但随着国民生活水平的日益提高，目前溶剂油的产品种类、质量和技术含量不能满足国内需求，而国外溶剂油种类更加齐全，无毒无味，此时甲基环己烷凭借其独特强溶解性，作为非纯芳烃理想溶剂的一种及重要的工业溶剂，同时也可以代替部分酮类，为提高溶剂油生产的技术含量和附加值，在激烈的市场现状中能够起到先锋作用；基于目前市场对于橡胶制品的需求不降反增的趋势以及甲基环己烷作为原料生产出的独特性质的橡胶产品；日常生活中的涂改液，各种各样的清漆还有温度计校准物，这些产品的市场需求极大，尤其是教育，木工以及家装行业尤为突出，毫不夸张的说，甲基环己烷几乎是这些行业不断向上发展的基石，更加凸显甲基环己烷的优势，同时也体现了甲基环己烷的市场价值。

据不完全统计，目前在我国有规模以上的甲基环己烷生产企业有 42 家，据近年统计，我国甲基环己烷年产量达九千吨左右，年消费量达一万八千吨左右，未来几年我国甲基环己烷产值规模增长率仍然在 10% 以上。目前国内部分厂家生产的甲基环己烷质量不佳，相当一部分是回收提纯料，含大量重金属杂质，对健康不利。受生产水平，工艺条件等客观因素的影响，目前国内还是依靠国外企业在国内投资甲基环己烷项目缓解国内供应或者国外进口。基于这一状况，本次设计以年产 9000 吨甲基环己烷为课题进行工艺路线设计。

1.2 概述

1.2.1 甲基环己烷理化性质

甲基环己烷，外文名 methylcyclohexane, 一种无色液体，化学式： $\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_{11}$ ，CAS 号为 108-87-2，俗称六氢甲苯或环己基甲烷，作为一种良好的溶剂，常温下不易于其他物质发生化学反应，不易溶于水，但易溶于乙醚、乙醇、丙酮等有机溶剂，对油脂、橡胶、蜡以及纤维素等具有一定的溶解性，在特殊条件下如高温催化作用下易发生异构化反应，脱氢反应及氧化反应等，在紫外线作用下，极易与卤素发生反应生成卤化物。其主要用于甲基环己醇、甲基环己酮的制备、温度计校正的标准和色谱分析标准物质。因其溶剂毒性小，溶解性类似环己烷挥发度适中的特点被大量用于涂料工业中的溶剂，其中有关性质如下：

表 1 甲基环己烷性质

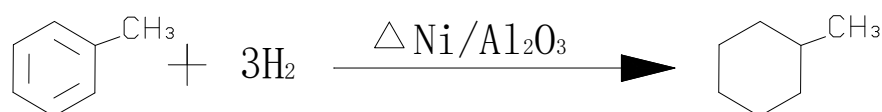
甲基环己烷	
相对分子质量	98.183
沸点 (摄氏度)	100.934
熔点 (摄氏度)	-126.593
相对密度 d	0.7694
折射率 n	1.4231
熔融热 (101.3kpa) KJ/mol	6.7550
熔融热, KJ/mol	46.0880
气化热 (沸点) KJ/mol	31.1500
气化热 (101.3kpa) KJ/mol	35.3830
气化摩尔熵 (沸点) KJ/mol k	0.083275
气化摩尔熵 (298.16K) KJ/mol k	0.118675
燃烧热 (298.16K) ,KJ/mol	4568.34
生成热 (g) , KJ/mol	-154.870

1.2.2 甲基环己烷生产工艺特点比较

生产方法

甲基环己烷由石油馏分或甲苯催化加氢而得。因此，主要杂质是甲苯和沸点相近的烃类。精制时用浓硫酸、碱、水依次洗涤，脱水剂干燥，蒸馏。

经过查阅发现甲苯加氢生产甲基环己烷的方法有气相法和液相法两种，生产工艺：由甲苯加氢制得，反应式如下：



以上过程 150℃, 1.3MPa, 反应 5h, 得到产品, 浓硫酸、水和稀氢氧化钠水溶液, 经过洗涤、脱水和蒸馏后可得到高纯度成品。

工艺比较:

对于常见的气相法和液相法在表格中进行如下:

表 2 甲基环己烷生产工艺比较

	液相法	气相法
优点	过程便于控制	收率, 转化率达到 96%
缺点	氢气转化率相对较低 能耗高 副产蒸汽压力相对较高	操作过程不易控 易出现“飞温”现象

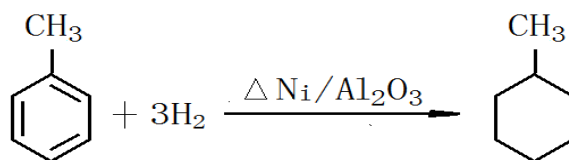
1.2.3 有关反应的影响因素

甲苯加氢反应过程中需要足够的活性氢才能保证转化率, 为了能够提高产量, 提高选择性, 可以增加反应物氢气的含量。二氧化碳的量与甲基环己烷选择性呈正相关。甲基环己烷高浓度范围内相对挥发度会随溶剂正丁醇组成的增大而增大有利于产品中物质的分离。等离子体—催化剂体系中, 利用高活性高选择性结合的协同技术能够得到高产率的甲基环己烷。以 NiMgAl(0.4:3:1)-HTlcs 为前驱体的活性金属离子催化剂因其特殊性能能够高效提高甲苯的转化率以及甲基环己烷的选择性。

1.3 工艺简述

甲苯气相加氢生产甲基环己烷。

1.3.1 方程式



1.3.2 反应过程分析

查阅甲苯加氢反应相关的文献资料，综合考虑从热力学角度进行讨论以便更好认识反应过程机理。通过对不同反应温度下的反应物浓度、产物浓度等参数进行测量，可以更准确地计算出甲苯加氢的反应速率，从而更好地了解反应机理和动力学情况。此外，还可以通过改变反应条件来进一步研究甲苯加氢的反应机理及动力学情况。

甲苯加氢反应正反应方向是体积缩小的方向，能够自发发生反应。虽然给予一定热量能够使反应速度更加迅速，但是由于强放热反应所带来的高温反而会导致反应方向相反的反应速率加大，不利于达到高转化率。在研究人员的实验下，转化率可以达到 95%以上，为最后生产通过实际校核最终确定在 200~220°C，1MPa 的条件最合适。

本次设计以 0.6h^{-1} 的液相空速为基础，一次可以求得催化剂体积，反应器相关尺寸数据。在化工流程模拟软件 Aspen 中摘取物质和能量相关数据作为前提，对换热器进行选型。

相比于小型试验阶段，中试设计应该考虑如何将反应热移出保证适当的反应温度，因此本次设计选择非绝热固定床反应器以便可控制反应的温度。这样就可以将反应热不依赖于氢气循环带走热量，而依赖于副产蒸汽将反应热量移出，从而降低装置能耗，合理地利用热源。

1.3.3 工艺流程

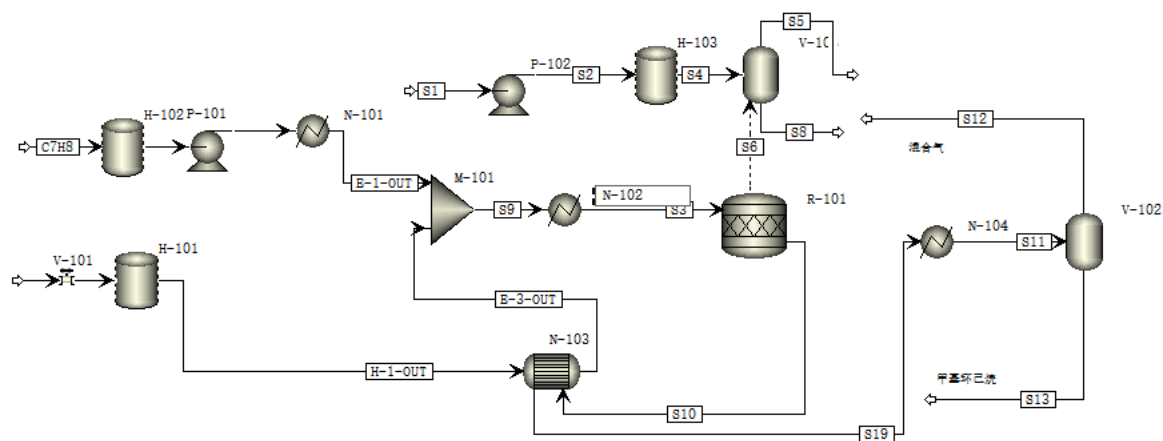


图 1-1 甲苯加氢生产甲基环己烷工艺流程

甲苯原料进入 H-102 甲苯原料槽，经过 P-101 输送泵且调节进料速度后又经过 N-101 预热器加热后与氢气一同进入 M-101 汽化器，然后水蒸气加热气化混合物，经过 N-102 升压后进入反应器 R-101，反应之后得到的高温反应物气体进入 N-103 换热器中对由 V-101 气压调整后的反应物氢气进行预热，这样节省设备建造费用，巧妙利用资源符合化工生产成本最小化的目标。

H-103 热水罐和 P-102 热水泵运输热水，V-103 汽水分离器调节热水流量，反应器中反应产生的热量可以通过反应器壳程的副产蒸汽去除。

反应器反应之后的高温蒸汽在预热蒸汽之后经过 N-104 冷凝器冷凝后，产物进入 V-102 烷中槽，液位调节后进入成品槽最终流入成品罐中包装出售。

烷中槽中排出的废气包括未反应的反应物以及五碳以下的烷烃副产物可以使用燃烧法为反应过程提供能量。

1.4 设备布局说明

该项目拟在原有的科学实验平台上建设一套甲苯加氢制备甲基环己烷的中试设备，该设备的南侧有一个的变电室和一个仪表室，总共面积约为 50×50m。

按照《石油化工企业防火设计规范》的规定，新旧设备不能作为组合设备，不能设置在相邻的位置上，新的实验设备的防火级别是甲级，而甲级防火仓库中存放的大部分都是易燃和有毒的化学品，因此对甲级防火仓库的消防要求比较高，在设计规范中，甲级工艺设备之间的防火距离一般在 30 米到 70 米之间，而本次设计由于原料和成品的数量比较多，因此设置为 50 米。在设计区中，设备平面按 EL0.000、EL13.000、EL7.800、EL5.500 划分为三个水平，在设备垂直面上用 1-1、2-2 个剖面明确了主要设备的相对位置。

布置图上由南向北，为防震和便于储存，甲苯缓冲罐 H-102、成品槽、汽化器 M-101、烷中间槽 V-102、氢气缓冲罐 H-101 和各种泵设置在地面。甲苯槽 H-102 与成品槽处在设备最前面并且处于同一水平。

详细见附表平面布置图。

1.6 设计的目的及意义

甲基环己烷是一种用途广泛的重要有机化工原料，是苯、酮类产品的替代品，因其低毒性和环保的特性，市场的需求在不断的攀升。在市场竞争方面，国内甲基环己烷生产能力不能较大缓解国内需求，甲基环己烷市场集中度较高，其代表企业有：韩国 SK 化学、道达尔、雪佛龙菲利浦化学公司等，从长远发展来看，发展中国家对于环保型溶剂的需求量会逐年攀升。在新世纪新能源开发中，氢气作为清洁能源载体，能够减轻传统能源带来的环境问题，而甲基环己烷作为储氢介质已有许多研究报道，很有可能成为新时代新能源的代表，再加上国家不断推进的环保政策，甲基环己烷在国内国外会得到广泛的应用，前景较好。

1.7 本设计的工作内容和安排

1、内容：

为能成功模拟并设计 9000 吨每年的甲基环己烷生产，对相关工艺进行选取、能量衡算、设备设计和选型等等，具体内容为：

(1) 翻阅中外相关文献，明确设计方案，编撰开题报告；

(2) 对工艺过程原料及产品等物料的投入量及产出量，还有过程中的能量变化进行详细核算，根据所选工艺对设备进行规格、型号、结构和工艺尺寸的确定；

(3) 绘制带控制点的工艺流程图、平面布置图和主要设备结构图；

(4) 厂址选择、经济评价、环境保护评价；

(5) 撰写毕业设计说明书。

2、安排：

2022 年 12 月 毕业综合训练项目选题，接受毕业综合训练的任务书。

2023 年 1 月 查阅中文或者外文文献，确定工艺路线及设计方案，编撰毕业综合训练综述部分和填写开题报告。

2023 年 2 月 进行工艺计算、设备计算及设备选型；

2023 年 3 月 绘制工艺流程图、典型设备图、车间平面布置图和车间立面布置图

2023 年 4 月 进行厂址选择、经济核算、三废处理、安全生产技术、社会效益及环境评价；

2023 年 5 月 撰写毕业训练（设计）说明书，准备毕业训练答辩。

第二章 工艺计算

2.1 设计条件

2.1.1 设计题目

设计题目: 9000t/a 甲苯加氢生产甲基环己烷中试工艺设计, 并且年操作 7200 小时

2.1.2 原始物料组成和标准指标

表 2-1 原始物料组成

成分	苯	氢气	氮气	杂质	合计
摩尔分数	21.9%	70.1%	7.9%	0.1%	1

表 2-2 《石油甲苯》标准指标

项目	质量指标 GB3406		试验方法
	优级品	一级品	
品级	优级品	一级品	
外观	透明, 无不溶于水及机械杂质		
密度 (20°C), kg/cm ³	865~868	865~868	GB/T2013
酸洗比色号 不深于	2	4	GB/T2012
总硫含量, mg/k 不大于	2	2	GB/T0253
颜色 (HaZen 单位-铂-钴色号) 不深于	20	20	GB/T3143
蒸发残余物, mg/100ml	5	5	GB/T3209
中性试验	中性	中性	GB/T1816
烃类含杂质量	0.05	0.1	GB/T3144
苯含量, %(m/m) 不大于	0.05	0.1	GB/T3144
碳八芳烃含量, %(m/m) 不大于	0.20	0.25	GB/T3144
碳八芳烃含量, %(m/m) 不大于	0.20	0.25	GB/T3144

2.1.3 反应条件

- 1 反应操作压力：1.1MPa
- 2 反应温度：180℃
- 3 恒温温度：25℃

2.2 物料衡算

2.2.1 物料衡算原理

系统累计的质量=输入系统的质量-输出系统的质量+反应生成的质量-反应消耗的质量。

假设系统无泄漏，有：

$$\frac{dF}{dt} = F_{IN} - F_{OUT} + G_R - C_R$$

当系统无化学反应发生时，有：

$$\frac{dF}{dt} = F_{IN} - F_{OUT}$$

在稳定状态下，有：

$$\frac{dF}{dt} = F_{IN} - F_{OUT} = 0, \quad F_{IN} = F_{OUT}$$

注：

F_{IN} —进入系统的物料流率；

F_{OUT} —流出系统的物料流率；

G_R —反应产生物料速率；

C_R —反应消耗物料速率。

物料衡算包括总质量衡算、组分衡算和元素衡算。各种衡算方法的适用情况如表 1-1 所示：

表 1-1 各衡算方法适用情况

类别	物料衡算形式	无化学反应	有化学反应
总衡算式	总物流衡算式	适用	适用
	总物质的量衡算式	适用	不适用
组分衡算式	组分质量衡算式	适用	不适用

	组分物质的量衡算式	适用	不适用
元素原子衡算式	元素原子质量衡算式	适用	适用
	原始原子物质的量衡算式	适用	适用

由于系统中存在化学反应，我们主要采用总质量衡算的衡算方法，同时列出每种物料组分的质量流量便于查找和计算。

2.2.2 物料衡算目的

在此基础上，对整个生产过程和各主要设备进行了细致的物质平衡计算，得出了主、副产物产量、原材料消耗、“三废”排放和最终产品质量等重要的经济和技术指标，并对选定的工艺路线和设计流程进行了量化评价，为后续的设计工作奠定了基础。

2.2.3 物料流程简图

甲基环己烷生产过程的物料流向如图 2-1 所示。

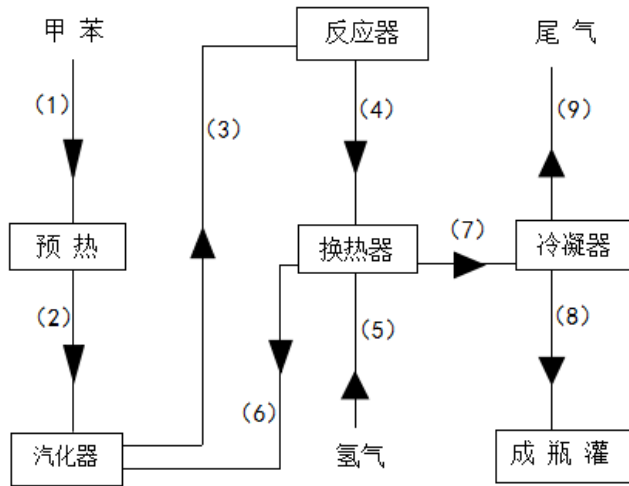
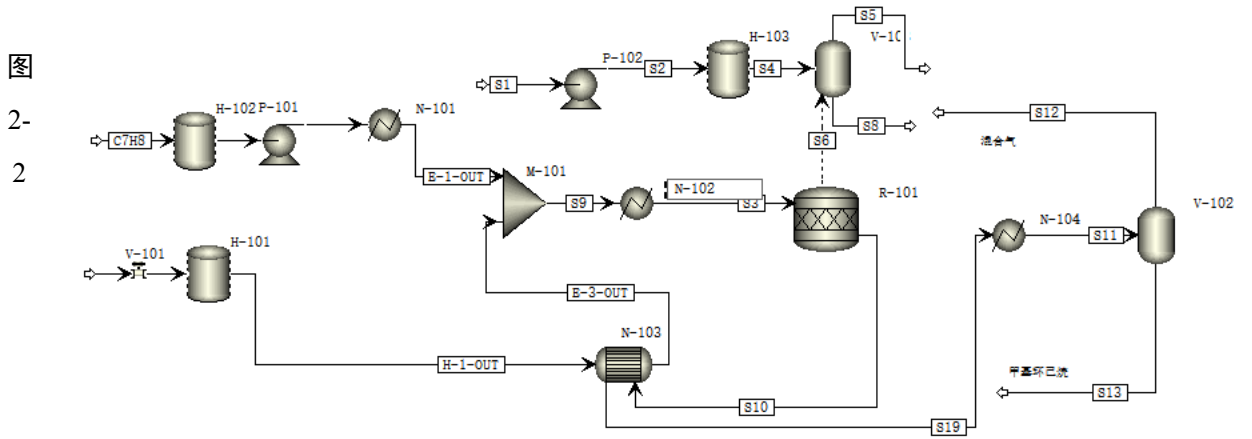


图 2-1 甲基环己烷生产工艺流程简图

2.2.4 工艺过程的物料衡算

由 Aspen 软件对各个设备进行物料衡算



甲苯加氢生产甲基环己烷 Aspen 工艺流程图

以下各个表格为 Aspen 软件对各控制的模拟计算结果

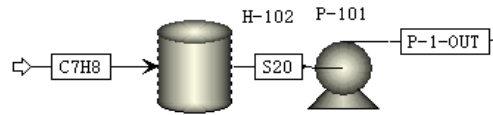


图 2-3 P-101 甲苯输送泵

表 2-3 P-101 甲苯输送泵物料衡算表

	进料	出料
流股名称	S20	P-1-OUT
温度(°C)	25	26.91922934
压力(bar)	1	11
蒸汽比例	0	0
质量流量(kg/h)		
C ₇ H ₈	1176.52	1176.51926
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
总流量(kg/h)	1176.52	1176.51926
总(kg/h)	1176.52	1176.51926
质量分数		
C ₇ H ₈	1	1
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
Total	1	1

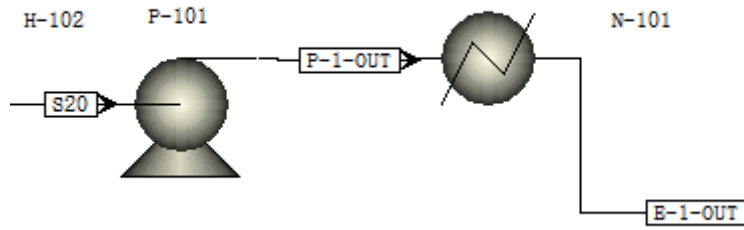


图 2-4 N-101 甲苯预热器

表 2-4 N-101 甲苯预热器物料衡算表

	进料	出料
流股名称	P-1-OUT	E-1-OUT
温度(°C)	26.91923	130
压力(bar)	11	11
蒸汽比例	0	0
	质量流量(kg/h)	
C ₇ H ₈	1176.52	1176.51926
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
总流量(kg/h)	1176.52	1176.51926
总(kg/h)	1176.52	1176.51926
	质量分数	
C ₇ H ₈	1	1
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
总	1	1

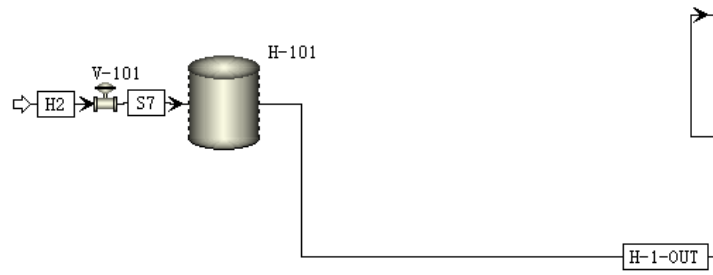


图 2-5 V-101 氢气压力调节器

表 2-5 V-101 氢气压力调节器物料衡算表

	进料	出料
流股名称	H ₂	S7
温度(°C)	25	25.18082113
压力(bar)	20	11
蒸汽比例	1	1
	质量流量(kg/h)	
C ₇ H ₈	0	0
H ₂	84.8693	84.8692686771003
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	1.1806	1.1805580809
总流量(kg/h)	86.0498	86.0498267580003
总(kg/h)	86.0498	86.0498267580003
	质量分数	
C ₇ H ₈	0	0
H ₂	0.986281	0.986280529
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0.013719	0.013719471
总	1	1

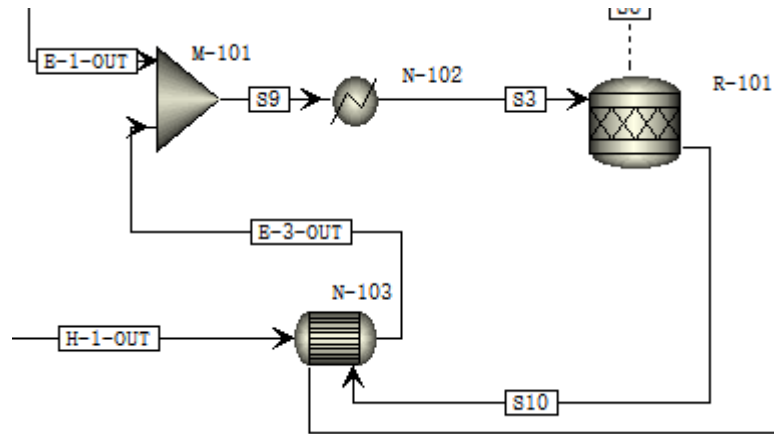


图 2-6 N-103 换热器

表 2-6 N-103 换热器物料衡算表

	进料		出料	
流股名称	H-1-OUT	S10	E-3-OUT	S19
温度(°C)	25.18082	200	130	190.7324
压力(bar)	11	11	11	11
蒸汽比例	1	1	1	0.755555
	质量流量(kg/h)			
C ₇ H ₈	0	0	0	0
H ₂	84.8695	7.648465	84.869269	7.648465
C ₇ H ₁₄	0	1253.740	0	1253.740
N ₂	1.1806	1.180558	1.1805581	1.180558
总流量(kg/h)	86.0498	1262.5691	86.049827	1262.569
总(kg/h)	1348.61892		1348.61892	
	质量分数			
C ₇ H ₈	0	0	0	0
H ₂	0.986281	0.006058	0.986281	0.006058
C ₇ H ₁₄	0	0.993007	0	0.993007
N ₂	0.013719	0.000935	0.013719	0.000935
总	1	1	1	1

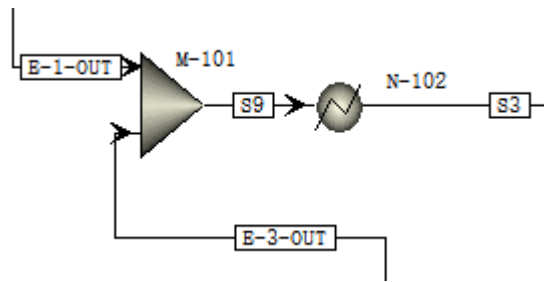


图 2-7 M-101 汽化器

表 2-7 M-101 汽化器物料衡算表

流股名称	进料		出料
	E-1-OUT	E-3-OUT	S9
温度(°C)	130	130	100.341
压力(bar)	11	11	11
蒸汽比例	0	1	0.823484
质量流量(kg/h)			
C ₇ H ₈	1176.519	0	1176.519
H ₂	0	84.86927	84.86927
C ₇ H ₁₄	0	0	0
N ₂	0	1.18056	1.18056
总流量(kg/h)	1176.519	86.04983	1262.56883
总(kg/h)	1262.56883		1262.56883
质量分数			
C ₇ H ₈	1	0	0.931845
H ₂	0	0.986281	0.06722
C ₇ H ₁₄	0	0	0
N ₂	0	0.013719	0.000935
总	1	1	1

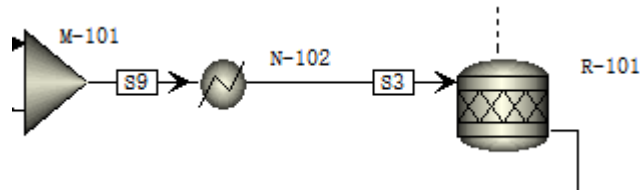


图 2-8 N-102 混合气体加热器

表 2-8 N-102 混合气体加热器物料衡算表

	进料	出料
流股名称	S9	S3
温度(°C)	100.341	180
压力(bar)	11	11
蒸汽比例	0.823484	1
	质量流量(kg/h)	
C ₇ H ₈	1176.52	1176.52
H ₂	84.86927	84.86927
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	1.180558	1.180558
总流量(kg/h)	1262.569	1262.569
总(kg/h)	1262.569	1262.569
	质量分数	
C ₇ H ₈	0.931845	0.931845451
H ₂	0.06722	0.067219504
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0.000935	0.000935044
总	1	1

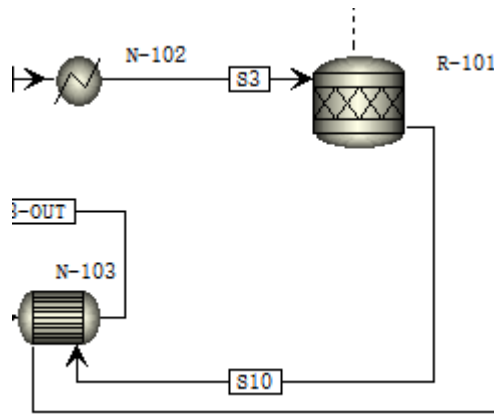


图 2-9 R-101 甲苯加氢反应器

表 2-9 R-101 甲苯加氢反应器物料衡算表

	进料	出料
流股名称	S3	S10
温度(°C)	180	200
压力(bar)	11	11
蒸汽比例	1	1
	质量流量(kg/h)	
C_7H_8	1176.519	0
H_2	84.86927	7.648465427
C_7H_{14}	0	1253.740068
N_2	1.1805581	1.1805580809
总流量(kg/h)	1262.569	1262.569091508
总(kg/h)	1262.569	1262.569091508
	质量分数	
C_7H_8	0.931845	0
H_2	0.06722	0.006057859
C_7H_{14}	0	0.993007097

N ₂	0.000935	0.000935044
总	1	1

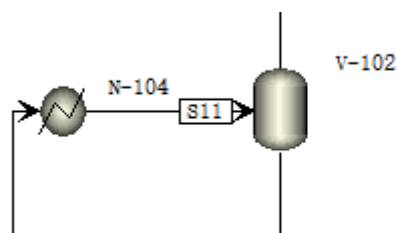


图 2-10 N-104 反应气体冷凝器

表 2-10 N-104 反应气体冷凝器物料衡算表

	进料	出料
流股名称	S19	S11
温度(°C)	190.7324	30
压力(bar)	11	11
蒸汽比例	0.755555	0.228775722
	质量流量(kg/h)	
C_7H_8	1176.519	0
H_2	84.86927	7.6484654271
C_7H_{14}	0	1253.740068
N_2	1.180558	1.1805580809
总流量(kg/h)	1262.569091508	1262.569091508
总(kg/h)	1262.569091508	1262.569091508
	质量分数	
C_7H_8	0.931845	0
C_7H_8	0.06722	0.006057859
C_7H_{14}	0	0.993007097
N_2	0.000935	0.000935044
总	1	1

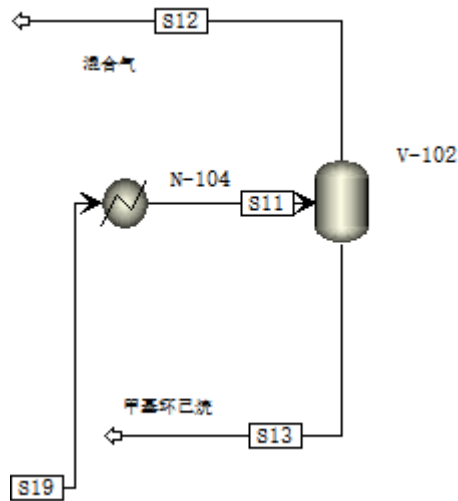


图 2-11 V-102 烷中间槽

表 2-11 V-102 烷中间槽物料衡算表

	进料		出料	
流股名称	S11	S12	S13	
温度(°C)	30	30	30	
压力(bar)	11	11	11	
蒸汽比例	0.228776	1	0	
质量流量(kg/h)				
C ₇ H ₈	0	0	0	
H ₂	7.648465	7.524241	0.124224	
C ₇ H ₁₄	1253.740	2.581504	1251.1586	
N ₂	1.180558	1.121793	0.0587649	
总流量(kg/h)	1262.569	11.22754	1251.342	
总(kg/h)	1262.569		1251.342	
质量分数				
C ₇ H ₈	0	0	0	
H ₂	0.006058	0.670159	9.93E-05	

C_7H_{14}	0.993007	0.229926	0.999854
N_2	0.000935	0.099914	4.70E-05
总	1	1	1

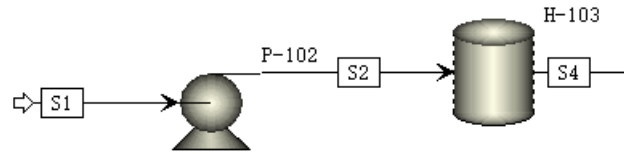


图 2-12 P-102 热水泵

表 2-12 P-102 热水泵物料衡算表

	进料	出料
流股名称	S1	S2
温度(°C)	80	80.12008265
压力(bar)	1	3
蒸汽比例	0	0
	质量流量(kg/h)	
C ₇ H ₈	0	0
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
H ₂ O	919.3873	919.3873317
总流量(kg/h)	919.3873	919.3873317
总(kg/h)	919.3873	919.3873317
	质量分数	
C ₇ H ₈	0	0
H ₂	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0
N ₂	0	0
H ₂ O	1	1
总	1	1

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/576125102151010112>