

---

## 摘 要

本设计采用了顺酐酯化加氢法生产 1,4-丁二醇，此工艺法反应条件比较温和，设备投资费用不大，原料来源及价格稳定，因此顺酐酯化加氢法的投资费用较少。顺酐、甲醇和氢气为原料。

查询有关于顺酐酯化加氢法的文献。确认流程模拟所需相关参数。打通工艺流程。通过对部分设备进行灵敏度分析确定最佳参数。对主要设备进行能量以及物料衡算。对主要装置通过模拟出的数据指导设备选型。完成本设计经济分析，同时管路及物流进行布置，绘制图纸。合理安排车间内装置布置。

关键词：1,4-丁二醇合成；流程模拟；参数优化；设备选型。

---

## Abstract

The design adopts maleic anhydride esterification hydrogenation method to produce 1,4-butanediol, which has relatively mild reaction conditions, small equipment investment costs, stable raw material sources and prices, so the investment cost of maleic anhydride esterification hydrogenation method is less. maleic anhydride, methanol and hydrogen as raw materials.

The literature on maleic anhydride esterification hydrogenation was found. Confirm the relevant parameters required for process simulation. Open up the process. The optimal parameters are determined by sensitivity analysis of some devices. Energy and material balance of major equipment. The main device is guided by the simulated data to guide the equipment selection. Complete the economic analysis of this design, and at the same time arrange pipelines and logistics, and draw drawings. Reasonably arrange the layout of devices in the workshop.

Key words: 1,4-Butanediol synthesis; Process simulation; Parameter optimization; Equipment selection.

## 目录

摘 要 .....	I
Abstract .....	II
第一章 绪论 .....	1
1.1. 1,4-丁二醇性质 .....	1
1.1.1 1,4-丁二醇的介绍和物理性质 .....	1

---

1.1.2 化学性质.....	1
1.2 国内外生产 1,4-丁二醇工艺现状 .....	1
1.2.1 Reppe 法 .....	1
1.2.2 丁二烯/乙酸法 .....	2
1.2.3 正丁烷/顺酐酯化加氢法 .....	2
1.2.4 环氧丙烷法.....	2
1.3 1, 4-丁二醇市场分析 .....	3
1.3.1 市场供应现状分析: .....	3
1.3.2 市场需求现状分析: .....	4
1.4 设计概要.....	5
1.4.1 工艺路线.....	5
1.4.2 设计内容.....	5
第二章 工艺流程简介.....	6
2.1 工艺主要流程.....	6
2.1.1 顺酐酯化反应工段.....	6
2.1.2 气相加氢工段.....	7
2.1.3 产品精制工段: .....	7
第三章 工艺流程的模拟与优化.....	9
3.1 物性方法的选取.....	9
3.2 采集数据.....	9
3.2.1 工艺数据.....	9
3.3 工艺流程优化.....	9
3.3.1 塔设备优化 (以 T0304 为例) .....	9
3.4 物料衡算与能量衡算.....	16
3.4.1 物料衡算.....	16

---

第四章 设备选型.....	22
4.1 反应器选型 (R0101A) .....	22
4.1.1 反应器催化剂颗粒直径.....	22
4.1.2 反应器催化剂的用量.....	22
4.1.3 反应器列管尺寸及根数.....	22
4.1.4 反应器壳体内径.....	23
4.1.5 接管设计.....	23
4.1.6 反应器折流板设计.....	24
4.1.7 反应器拉杆, 定矩管设计.....	24
4.1.8 反应器管板设计.....	24
4.1.9 封头设计.....	24
4.1.10 反应器支座设计.....	25
4.1.11 反应器壳体厚度设计校核.....	25
4.1.12 反应器压力试验及强度校核.....	26
4.1.13 反应器外形尺寸汇总.....	26
4.2 填料塔设备设计.....	29
4.2.1 塔设计条件(T0304) .....	29
4.2.2 设计温度与设计压力.....	30
4.2.3 实际塔板数 N.....	30
4.2.4 塔型的选择.....	30
4.2.5 填料选择.....	31
4.2.6 结构设计.....	31
第五章 经济分析.....	36
5.1 直接材料费.....	36
5.1.1 原材料费用.....	36

---

5.1.2 公用工程.....	36
5.2 直接工资及福利.....	37
5.3 设备购置费.....	37
5.3.1 工艺设备价格.....	37
5.4 固定资产折旧费.....	37
5.4.1 维修费.....	38
5.4.2 其他费用.....	38
5.4.3 成本汇总.....	39
5.5 销售收入和税金估算.....	39
5.5.1 销售收入.....	39
5.5.2 税金估算.....	40
5.6 数据汇总.....	41
<b>第六章 三废排放和处理措施.....</b>	<b>42</b>
6.1 废水处理.....	42
6.2 废渣处理.....	42
6.3 废气处理.....	42
<b>第七章 车间布置.....</b>	<b>43</b>
7.1 布置结果.....	43
<b>第八章 总结.....</b>	<b>45</b>
参考文献.....	46
致谢.....	48
附录.....	49
英文文献原文.....	49
英文文献翻译.....	49



# 第一章 绪论

## 1.1. 1,4-丁二醇性质

### 1.1.1 1,4-丁二醇的介绍和物理性质

下表为 1,4-丁二醇 (Butane-1,4-diol) 物性参数,

表 1-1 的物性参数

熔点 (°C)	20.2	闪点 150 °C(闭杯)	155
沸点 (°C, atm)	228	蒸发潜热 (kJ/mol, 131.4 °C)	68.2
密度 (g/cm <sup>3</sup> , 20 °C)	1.107	粘度 (mpa·s, 20 °C)	91.56
临界压力 (bar)	41.2	蒸气压 (kPa, 100 °C)	0.43
临界温度 (°C)	446	表面张力 (mN/m, 20 °C)	44.6
折射率 (20 °C)	1.446	燃烧热 (kJ/mol)	2585

### 1.1.2 化学性质

1,4-丁二醇作为一种有机物, 沸点较低容易挥发, 遇高热、明火或与氧化剂接触, 有引起燃烧的危险。若遇高热, 容器内压增大, 有一定爆炸的风险。

## 1.2 国内外生产 1,4-丁二醇工艺现状

现阶段 1,4-丁二醇有多种生产技术, 常见的有 Reppe 法、丁二烯/乙酸法、环氧丙烷法、正丁烷/顺酐直接加氢法和正丁烷/顺酐酯化加氢法。

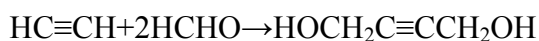
部分方法反应原理详细内容见下方:

### 1.2.1 Reppe 法

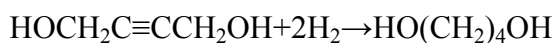
主反应:

---

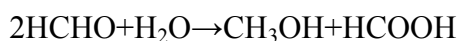
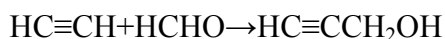
第一步：乙炔与甲醛加成反应生成 1,4-丁炔二醇；



第二步：1,4-丁炔二醇加氢得到 1,4-丁二醇；



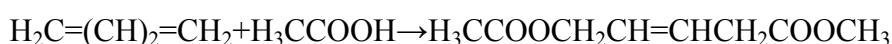
副反应：



### 1.2.2 丁二烯/乙酸法

主反应：

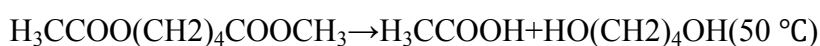
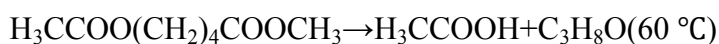
第一步（酰基氧化）：



第二步（加氢反应）：



第三步（水解反应）：



### 1.2.3 正丁烷/顺酐酯化加氢法

此工艺大致可以分为以下步骤:(1)正丁烷和空气中的氧反应生成顺酐,顺酐接着在催化剂的催化下与乙醇进行酯化反应反应产生顺酐二乙酯;(2)顺酐二乙酯加氢生成主产物 1, 4-丁二醇以及其他产物  $\gamma$ -丁内酯、THF;(3)最后反应生产的产物通过分离、精制等步骤。最后得到需要的主产品 BDO 以及副产物 THF。

### 1.2.4 环氧丙烷法

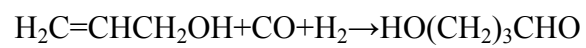
主反应：



---

第一步（异构化）：
$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O} \xrightarrow{\text{Li}_3\text{PO}_4} \text{H}_2\text{C}=\text{CHCH}_2\text{OH}$$

第二步（甲酰化）：



第三步（加氢反应）：

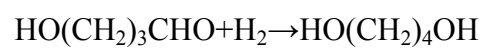


表 1-2 技术方案优缺点比较

工艺技术 方案	优点	缺点
雷珀经典 法	(1)工艺成熟,副产物少(2)流程短,产品收率高(3)操作费用低	(1)原料乙炔远程贮运有危险(2)廉价乙炔获得量有限(3)操作条件苛刻,设备造价高
雷珀改良 法	(1)工艺先进成熟,副产物少(2)流程短,产品收率高(3)催化剂活性高,寿命长(4)操作压力低,生产安全(5)投资费用少,适合大规模生产	(1)原料乙炔远程贮运有危险(2)廉价乙炔获得量有限
丁二烯/乙 酸法	(1)原料来源丰富(2)操作条件温和(3)产生的废液量少	(1)工艺流程长,能耗高(2)投资高,公用工程费用大(3)设备腐蚀严重
环氧丙烷 法	(1)工艺简单,投资低(2)催化剂寿命长(3)系统中蒸汽能有效利用	(1)副产物较多(2)蒎基化反应选择性低
正丁烷/顺 酐直接加 氢法	(1)流程短,投资低(2)副产物少(3)可联产 THF 和 GBL	(1)顺酐生产成本高
正丁烷/顺 酐酯化加 氢法	(1)反应条件温和(2)对设备材质要求不高(3)投资和 生产成本均较低(4)酯的转化率高(5)催化剂价格 低、选择性高	(1)工艺流程长

### 1.3 1, 4-丁二醇市场分析

#### 1.3.1 市场供应现状分析:

近几年来 BDO 产量市场变动不大, BDO 产量增长稳定, 市场价格保持稳定, 应用相对较为广泛, 然而 2021 年来, 因 PBAT 产能增加, 市场需求很大程度上上升, 在 2 个月内市场价格上涨超 150%, 使得各大生厂商陆续扩大生产.2022 年, 六月中旬, 受上游原料货紧价扬托举, 叠加下游刚需走货顺畅, 1,4-丁二醇市场又开始推涨, 厂家挺价愿意强烈, 市场现货偏紧, 1,4-丁二醇市场再次开启涨势。

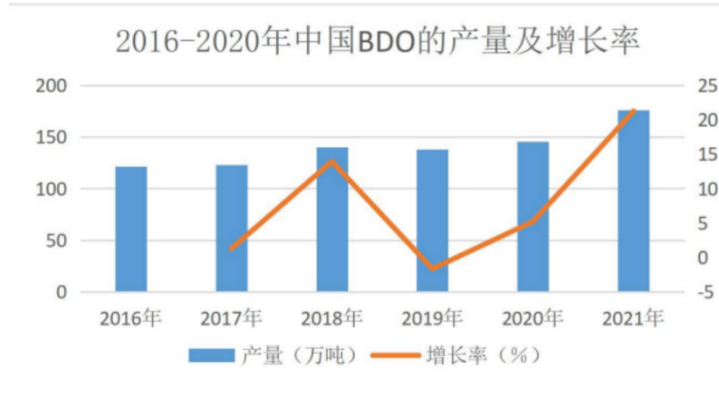
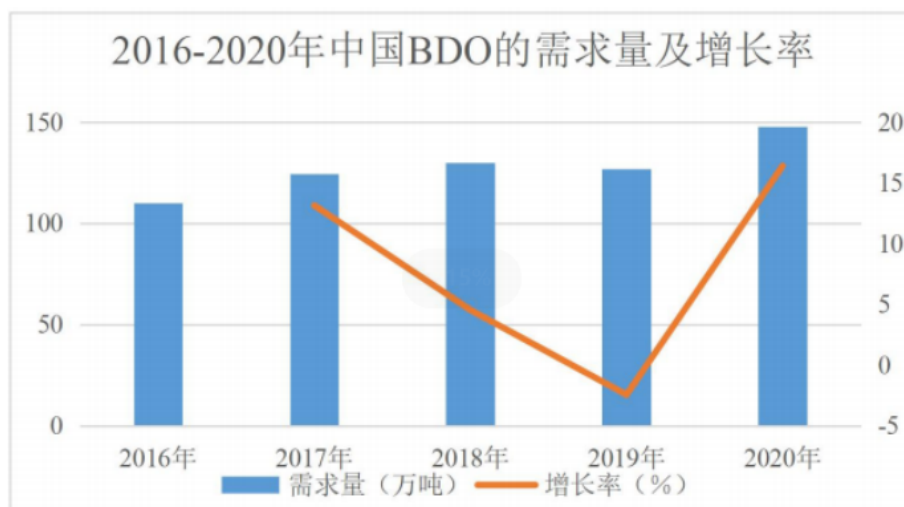


图 1-1 近年来 BDO 产量及增长率分析

2021 年中国 BDO 产能约 230 万吨左右，多年来的开工负荷只有 65%-75%左右，今年因为降解塑料以及大宗产品涨价的原因，开工负荷上行至接近 80%，就产能利用情况，短期内不存在供应风险，随着下游 PBAT 产能 700 万吨已进入规划，如果 PBAT 大规模投放，BDO 是三种原料中唯一存在供应风险的品种，所以目前公布的多个 PBAT 项目都规划建设 BDO 装置，导致我国 BDO 产能在近两年有望持续增长。

### 1.3.2 市场需求现状分析：

2016 至 2020 年，BDO 需求量持续增长，在 2020 年达到 150 万吨，但受限于市场需求，随着国家推进“限塑令”，市场对 PBAT 需求量上升，BDO 需求量也跟着上升，2024 年预计可达到 500 万吨左右。



---

图 1-2 中国近年来 BDO 的需求量及增长率

## 1.4 设计概要

### 1.4.1 工艺路线

遵循国家《中国制造 2025》的正确方针，坚持绿色发展，因此首先考虑本质环保因素，由于顺酐酯化加氢法三废较少，符合本质环保要求，且能耗较低，经济性较好。顺酐酯化加氢法转化率较高，1,4-丁二醇的选择性较好。由于市场需求量较大，市场条件较好，流程较简单，副反应少。对于技术的工业化程度，上述分析表明，均属于成熟程度，不过由于其他经济效益等因素，目前顺酐酯化加氢法已成主流。

### 1.4.2 设计内容

查询有关于顺酐酯化加氢法的文献。确认流程模拟所需相关参数

- 1.打通工艺流程。通过对部分设备进行灵敏度分析确定最佳参数；
- 2.对部分泵 P0101、换热器 E0101 以及反应器 R0101 进行能量衡算对塔 T0104 进行物料衡算；
- 3.对主要装置通过模拟出的数据指导设备选型；
- 4.制定“三废”治理方案；
- 5 进行经济分析；
- 6.同时管路及物流进行布置，绘制图纸。合理安排车间内装置布置；
- 7.撰写设计文档。

## 第二章 工艺流程简介

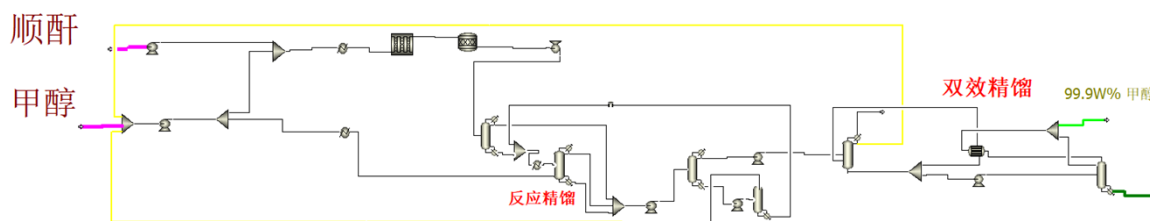
### 2.1 工艺主要流程

此次设计选用顺酐、甲醇和氢气为原料，该工艺有三个工段:顺酐酯化反应工段、气相加氢工段和产品精制工段。(1)顺酐在催化剂作用下与甲醇发生酯化反应生成顺酐二甲酯;(2)顺酐二甲酯在催化剂作用下加氢生成 BDO、 $\gamma$ -丁内酯和 THF;(3)反应产物分离、精制。

#### 2.1.1 顺酐酯化反应工段

顺酐酯化工段工艺流程图如上图所示。新鲜甲醇与来自甲醇塔的循环甲醇混合后形成甲醇物料流进入甲醇原料进料泵。一部分甲醇与来自总厂的新鲜顺酐进料一起混合后进过预加热器进入预酯化反应器 R0101，另一部分甲醇进入反应精馏塔。经过预反应器后，大部分顺酐转化成了马来酸单甲酯(MMM)、马来酸二甲酯(DMM)。先将生成物料中 MMM 分离出来，与 DMM 蒸发塔中未汽化的混合进入反应精馏塔进行反应。第一阶段反应后的主要产物为 DMM、甲醇和水。反应后的物料首先经过粗 DMM 塔 T0103，塔顶得到甲醇、水的混合溶液，塔底得到 DMM 液体。水和甲醇经过双效精馏塔进行分离，双效精馏低压塔塔顶甲醇作为循环于新鲜甲醇混合，高压塔塔顶甲醇进入储罐作为副产品出售，高压塔塔底废水送回总厂污水处理装置进行生化处理。蒸发塔 T0105 部分

#### 顺酐酯化工段



难以汽化的塔底物料（主要为 MMM）进入反应精馏塔进行反应，塔顶物料经过 DMM 蒸发塔汽化进入第二工段作为原料反应。

图 2-1 顺酐酯化工段图

## 2.1.2 气相加氢工段

气相加氢反应工段工艺流程图如上图所示。来自主厂的新鲜氢气与循环氢气经过旋风混合器混合通过氢气压缩机加压到 6 MPa 后与压缩机加压后的 DMM 混合加热到 160 °C 进入固定床反应器（氢酯比=200: 1，温度 160 °C，压力 6 MPa，FME-2 催化剂）进行反应。氢气和 DMM 的混合气在加氢反应器中反应并释放热量，通过低压饱和液态水进行移热，生成低压水蒸气，可减少从总厂输送的公用工程量。产物经三个冷却器最终降温至-10 °C 后，通过气液分离罐使氢气与进行分离、循环，剩余液体物流进入产品精制工段。由计算得，DMM 单程转化率为 99.65%，1,4-丁二醇选择性为 93.92%，副反应及副产物主要包含产物 BDO 脱水反应生成四氢呋喃，甲醇脱水生成水和氢气 GBL 加氢生产丁醇。根据文献数据以及走访实际工业中的生产公司，确定反应转化率以及各反应的选择性，数据贴合实际。

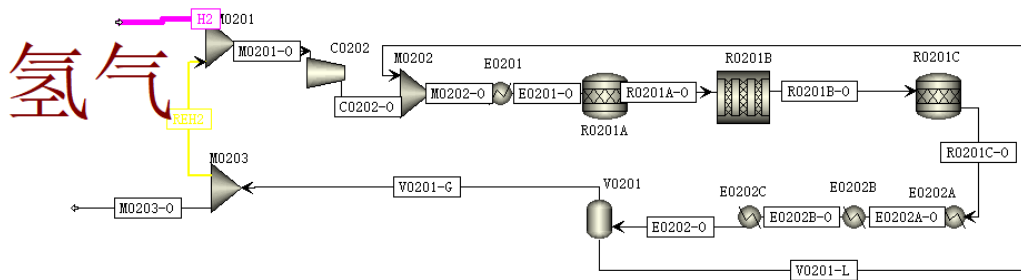
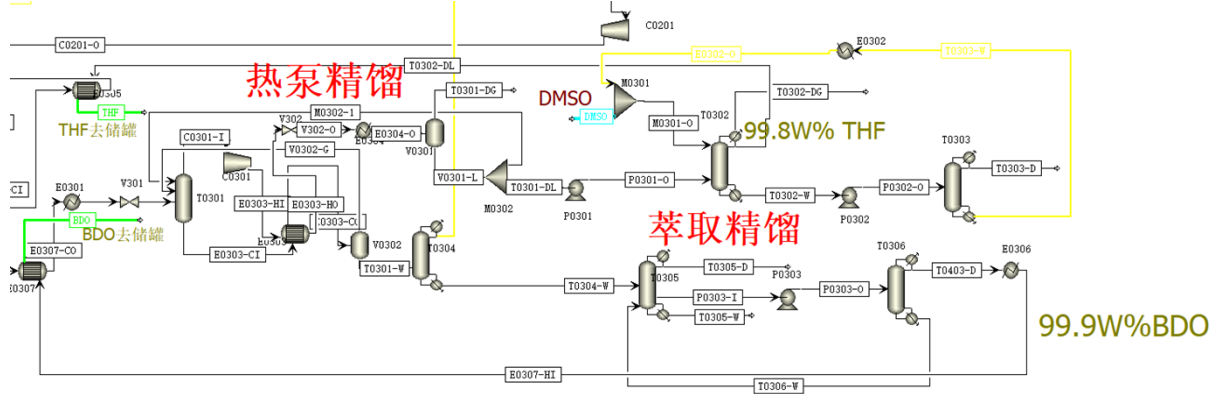


图 2-2 气相加氢工段图

## 2.1.3 产品精制工段：

产品精制工段工艺流程图如上图所示。来自加氢工段的物流首先进入粗 THF 塔，塔顶气相采出极少部分未分离完的氢气和少量二氧化碳气体，其中几乎全部的 THF 全部从塔顶液相采出，由于 THF 和甲醇存在共沸，故此时粗 THF 塔塔顶主要为甲醇、THF。通过查阅文献，我们将 DMSO 作为萃取剂，使用萃取精馏分离甲醇-四氢呋喃体系，在萃取精馏 THF 塔 T0302 塔顶我们得到了质量分率为 99.89% 四氢呋喃，符合工业中合格品的要求。THF 塔 T0302 塔底物流主要为甲醇和 DMSO，为了减小萃取剂的使用量，我们将 T0302 塔底的 DMSO 通过萃取剂回收塔回收，萃取剂回收塔塔底较纯的 DMSO 与补充的新鲜萃取剂混合进入 THF 塔中分离甲醇-四氢呋喃体系。粗 THF 塔塔底物料，主要为甲醇、BDO、水和 GBL 等轻组分以及酯化工段中剩余的部分重组分。参考文献《马来酸二甲酯加氢生产 1,4-丁二醇精馏过程的模拟计算》，该物料通过甲醇塔 T0304，塔顶得到了酯加氢时生成的甲醇，将其作为循环于第一工段新鲜甲醇混合参与顺酐酯化反应。塔底物料则流向粗 BDO

塔，轻组分从塔顶溜出，重组分从塔釜离开精馏系统。粗 BDO 从侧线产出，流向



BDO 塔。为了保证产品的质量，在侧线采出 BDO 的同时。塔顶物与塔底物回流回至粗 BDO 塔，这样我们得到了质量分率为 99.89 的 1,4-丁二醇，符合工业上对 BDO 优等品的相关要求。在后续的流程节能优化中，我们发现 T0301 塔釜液和 T0301 塔顶液的温度十分接近，而且该塔能耗较高，存在较大平台区，故在这两个流股间加入热泵精馏技术进行节能。

图 2-3 产品精制工段图

---

## 第三章 工艺流程的模拟与优化

### 3.1 物性方法的选取

甲醇，氢气和顺酐都为非极性或极性较弱的物系，选用 PENG-ROB 作为此设计的全局物性方法。

### 3.2 采集数据

#### 3.2.1 工艺数据

(一)设计项目：年产 5 万吨 1,4-丁二醇工艺设计

(二)原料名称：顺酐、氢气、甲醇。

(三)产品名称及规格：工业，纯度为 99.9%

(四)生产时间：8000 h

(五)原料进料量：7500 kg/h

### 3.3 工艺流程优化

利用 AspenPlus 进行部分设备的模拟优化，。模拟最终达到了如下目的：

- (1) 在模拟过程中，最终确定了各关键工艺参数，对系统进行了初步调优
- (2) 结合模拟过程，对本项目工艺参数的可行性进行了验证
- (3) 以模拟数据为前提，完成单元设备物料与能量衡算，
- (4) 本项目中，我们将气相加氢反应器（R0201）和甲醇回收塔塔（T0304 分别）进行了优化。

#### 3.3.1 塔设备优化（以 T0304 为例）

##### 3.3.1.1 优化目标



优化目标：从 T0301 粗 THF 塔塔釜得到甲醇、水、BDO 等的混合物，其中甲醇的摩尔分数为 58.15%。混合物中存在大量的甲醇可回收利用。为减少甲醇的消耗，希望甲醇回收率为 99%，在确保分离要求的前提下，尽量控制设备费用以及操作费用。

### 3.3.1.2 总板数优化

使用简捷计算模块 DSTWU 进行初始计算，分析理论板数与回流比的关系。将甲醇作为轻关键组分，根据生产要求，塔顶甲醇收率为 0.998，水的收率为 0.00028，回流比设置为最小回流比的 1.2 倍，冷凝器为全冷凝。下图为塔板数与回流比的关系：

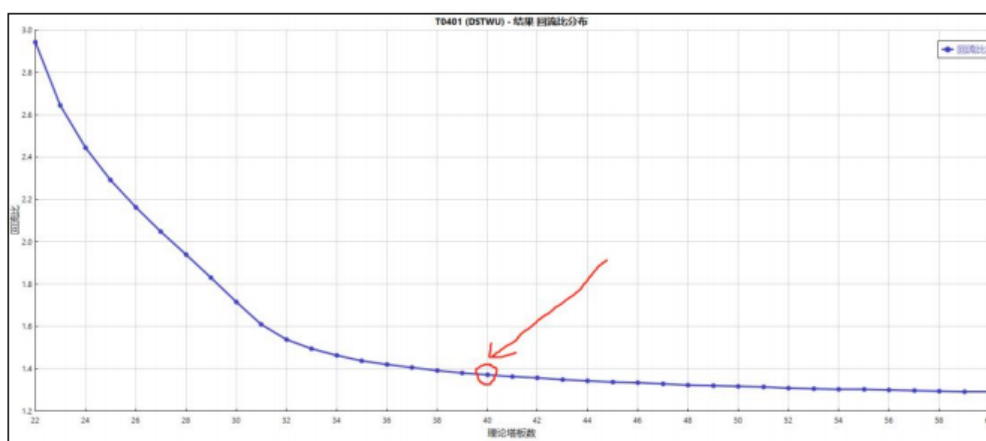


图 3-1 甲醇塔理论板数与回流比的关系

由上图可知，当理论板数大于 40 时，回流比下降趋势平缓，因此选择理论板数为 40，参考 DSTWU 中数据，将回流比 1.306，再沸比 2.9 作为初值，并在 RadFrac 模型中进行进一步优化。

### 3.3.1.3 进料板位置优化

进料板位置对塔的分离效率有较大的影响，进而影响精馏塔操作时的能耗。精馏塔冷凝器热负荷小于零，再沸器热负荷大于零，冷凝器、再沸器热负荷绝对值越小越好，因此我们将再沸器热负荷（正）减去冷凝器热负荷（负）来度量精馏塔冷凝器再沸器的能耗。

由图可知，在进料板为第 10 块板前时，塔顶塔底总负荷先随着进料板位置下降而减小，塔顶甲醇质量分率也随进料板位置下降而增加，进料板为 10 块板数之后，塔顶塔底总负荷、塔顶甲醇质量分率变化不大。根据《化工设计竞赛-现代设计方法评审细则》中，要求填料塔每段填料高度应为 4-6 m，故最终选择第 14 块塔板为进料板。

### 3.3.1.4 回流比优化

将进料板为第 10 块板，结果代入 RadFrac 模块进行严格计算，做回流比与甲醇质量分率、质量流量灵敏度分析，其结果如下：

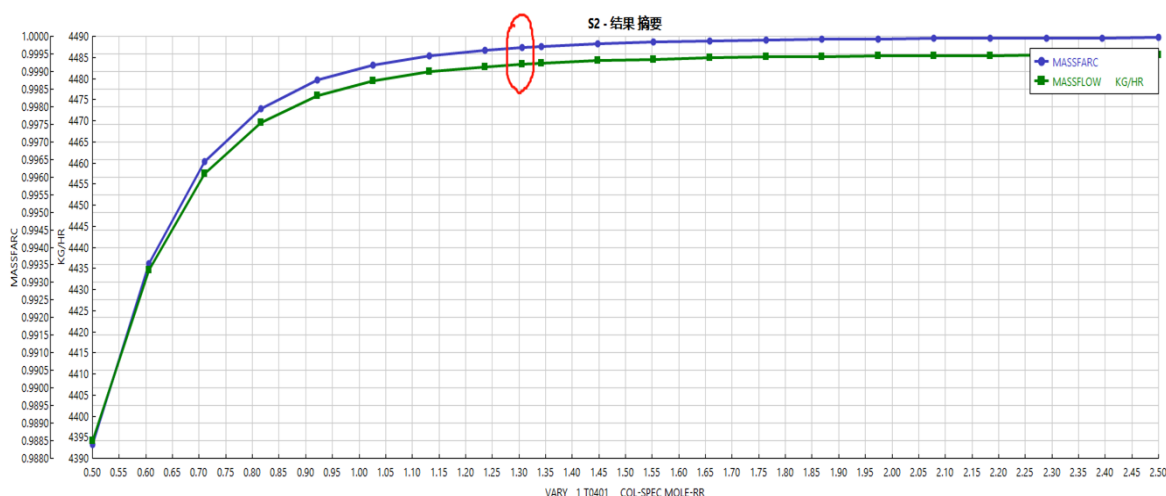


图 3-2 甲醇塔回流比灵敏度分析

最终选择回流比为 1.3，在该点之后，增加回流比对环戊烷浓度改变不大。

### 3.3.1.5 再沸比优化

将塔板数与回流比代入 RadFrac 模块计算，做再沸比与甲醇质量分率灵敏度分析，其结果如下：

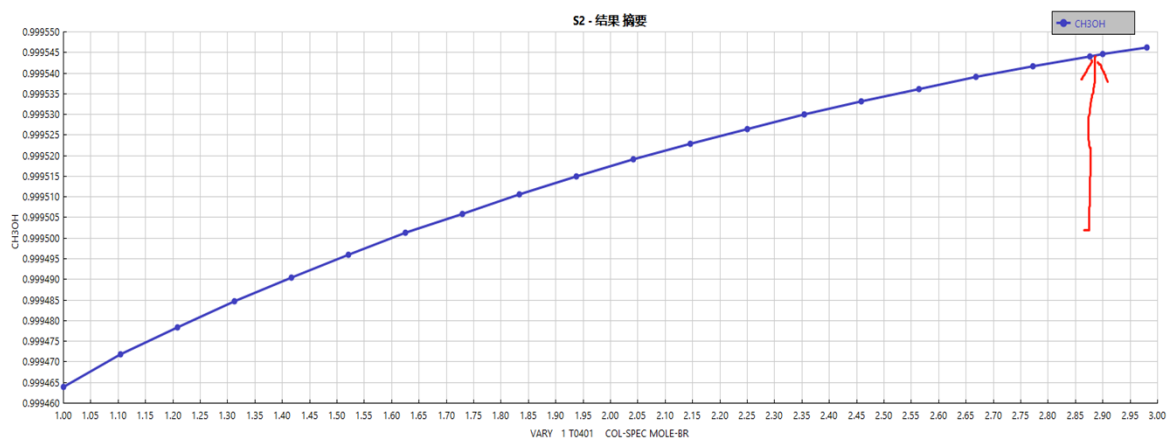


图 3-3 甲醇塔再沸比灵敏度分析

随着再沸比增大，甲醇质量分率逐渐增大，但再沸比增大，再沸器热负荷增加，图中当再沸比为 2.887 时，甲醇质量分率随再沸比增加的斜率最小，故选择再沸比为 2.887。

以上优化过程源文件为“4-T0304 再沸比模拟.bkp”。

---

### 3.3.1.6 综合优化结果

精馏塔 T0304 主要用以分离循甲醇，优化得到塔的理论板数为 40 块（包括冷凝器和再沸器）。通过灵敏度分析结果得到塔的回流比为 1.3、再沸比为 2.887，优化后的加料板为第 14 块板上。

在此优化条件下，全塔流股信息如表 2 所示，塔顶产物中甲醇纯度和回收率均符合要求。

最终优化结果源文件为“T0304 塔优化结果.bkp”。

表 3-1 T0304 精馏塔优化后分离结果

流股名称	T0301-W	T0304-D	T0304-W
温度 °C	84.0	49.3	95.9
压力 bar	1.5	0.5	0.5
摩尔流量 kmol/hr	242.7	139.7	103.0
质量流量 kg/hr	11886.8	4475.9	7410.9
质量分率			
CH3OH	38.06%	99.97%	0.66%
MA	0.33%	0.00%	0.52%
MMM	0.17%	0.00%	0.27%
H2O	3.78%	0.03%	6.05%
DMM	0.41%	0.00%	0.66%
GBL	3.25%	0.00%	5.22%
BDO	54.01%	0.00%	86.62%

由表可知，原流股 T0301-D 中的甲醇、水、BDO 的质量分率分别是 0.3806、0.0378、0.5401，分离后，塔顶流股 T0304-D 中甲醇的质量浓度为 0.9997，塔釜流股 T0304-W 中甲醇的质量浓度为 0.0066，达到了分离的效果，塔顶甲醇回收率 99%，符合预期要求，且此时设备费用和操作费用较小，故优化合理。

### 3.3.2 反应器优化 (R0201)

#### 3.3.2.1 反应器温度优化

根据 AspenPlus 做剩余 DMS 质量、BDO 生成质量灵敏度的分析，可得到分析结果如图所示：

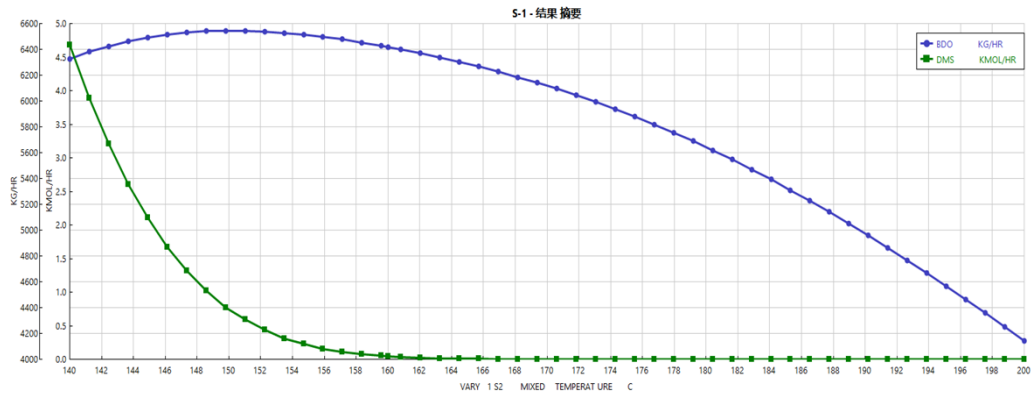


图 3-4 剩余 DMS 质量、BDO 生成质量对反应气体入口温度的灵敏度分析

根据 ASPEN 灵敏度分析结果得，当温度大约在 158 °C 左右时，DMS 大部分全部反应完全，对于 BDO 和 GBL 的可逆反应，来说反应温度越低 BDO 的转化率越高，即反应温度增加有利于提高产物。同时考虑催化剂活性等问题，结合文献中的数据，最后确定反应温度为 160 °C，此外，由于该反应为放热反应因此我们使用饱和液态水作为移热介质，来确保反应温度的稳定。

### 3.3.2.2 反应压力优化

由 Aspenplus 灵敏度分析结果如图 2 所示，随着压力的增加，BDO 的生成质量增加，当反应压力大于 6.0 MPa 时，产品总选择性的增加不再明显，考虑到设备投资，最终选择反应压力为 6.0 MPa。

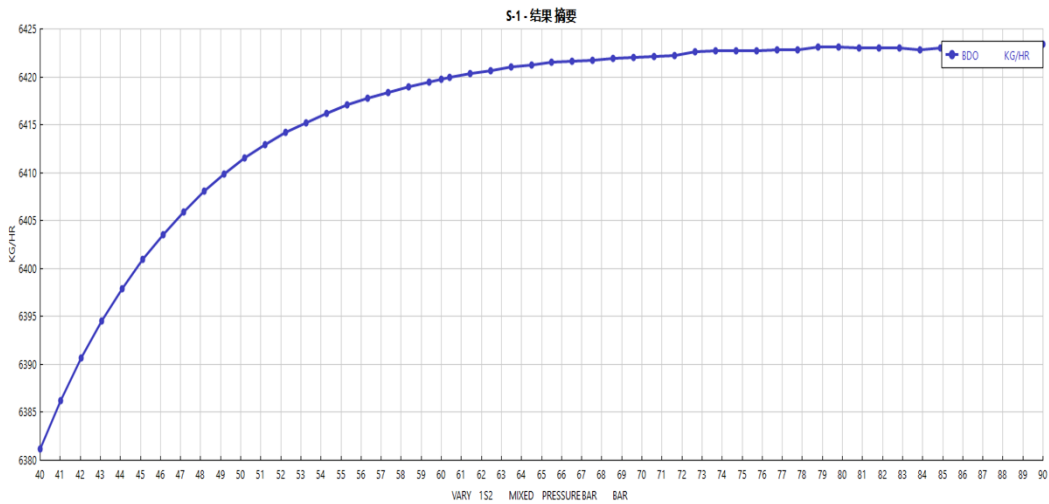
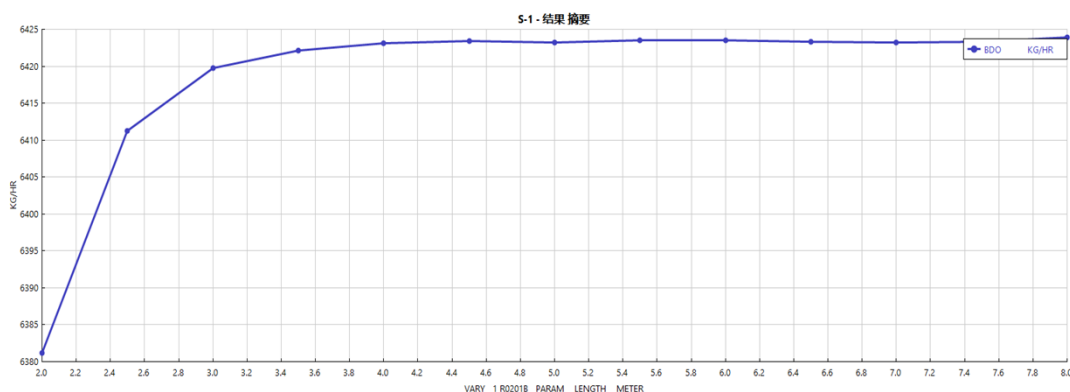


图 3-5 BDO 生成质量对反应压力的灵敏度分析

### 3.3.2.3 反应器长度优化

由 Aspenplus 灵敏度分析结果如图 3 所示，BDO 生成的质量随固定床长度增大而增大，但当长度增加至 4 m 时，BDO 质量增大趋势逐渐平缓。故最终确定反应器长为 4 m。

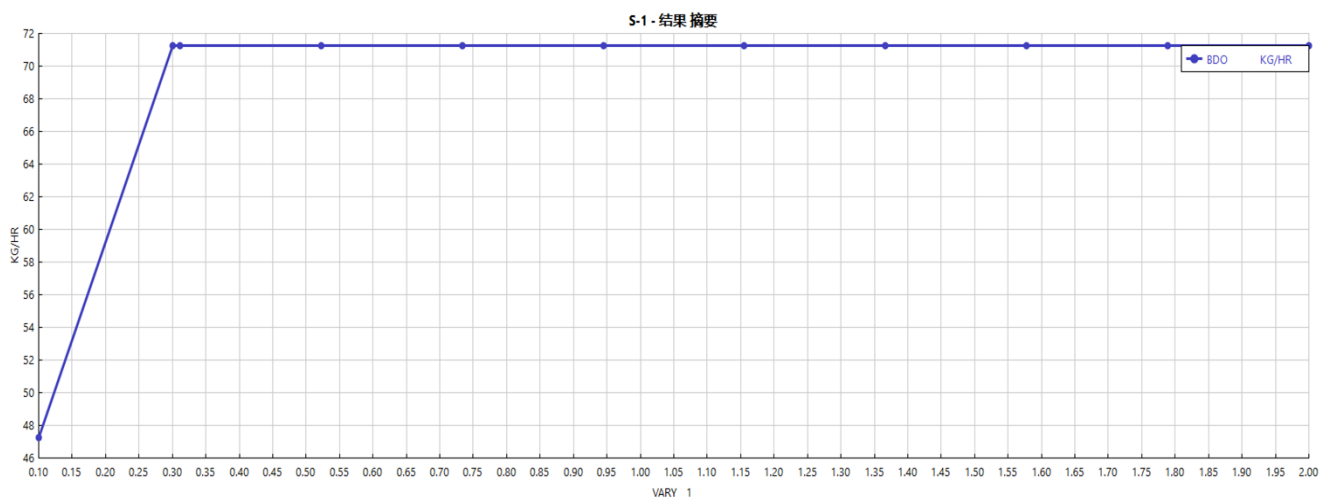


m。

图 3-6 BDO 生成质量对固定床长度的灵敏度分析

### 3.3.2.4 反应器直径优化

由 Aspenplus 灵敏度分析结果如图 4 所示，BDO 的生成质量随固定床直径增大而增大，通过分析可知优化固定床直径，实则是对反应停留时间的优化，直径越大，通过反应器的流速越大，管长不变，则在反应器的停留时间越长，转化率越高，反应进行的越



完全。单从 Aspenplus 模拟的结果来看，似乎当固定床直径为 0.3 m 时，BDO 生成质量随着固定床直径的增加不明显，最终结合文献数据及工业实际情况，选择反应器直径为 1 m。

图 3-7 BDO 生成质量对固定床长度的灵敏度分析

---

### 3.3.2.5 反应器优化参数总结

通过结合参考文献及 Aspenplus 灵敏度分析结果，确定该反应器的最佳结构参数，整理如下表所示。

表 3-2 反应器参数优化

名称		名称	
温度	160 °C	床层直径	1 m
压力	0.36 MPa	床层长度	4 m
氢酯比	200: 1	催化剂	FME-2

## 3.4 物料衡算与能量衡算

### 3.4.1 物料衡算

现对顺酐加氢工段部分装置进行物料衡算，以甲醇双效精馏低压塔(T0104)为例。

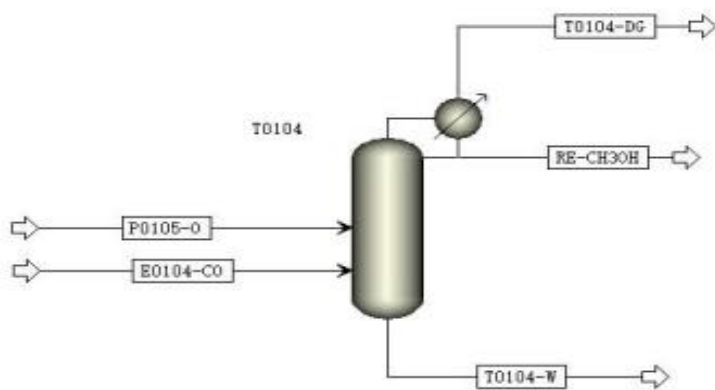


图 3-8 甲醇双效精馏低压塔(T0104)

#### 3.4.1.1 甲醇双效精馏低压塔(T0104)

表 3-3 甲醇双效精馏低压塔物料衡算表

进出口		进口		出口		
流股编号		P0105-0	E0104-CO	T0104-DG	T0104-W	RE-CH3OH
温度	C	66.00418463	99.64521192	59.32315378	86.28831833	59.32315378
压力	bar	3.5	1.5	1	1.5	1



---

摩尔汽相分率		0	1	1	0	0
摩尔液相分率		1	0	0	1	1
摩尔固相分率		0	0	0	0	0
质量汽相分率		0	1	1	0	0
质量液相分率		1	0	0	1	1
质量固相分率		0	0	0	0	0
质量流量	kg/hr	6701.218454	6209.878697	432.3136264	8871.255282	3607.528193
MA		1.72E-14	0	0	0	0
CH3OH		5329.495769	3283.184062	328.4047528	4690.262946	3594.01201
MMM		1.19E-25	0	0	0	0
H2O		1258.009013	2926.652149	0.12651385	4180.931641	3.603080626
DMM		1.62E-13	0	0	0	0

---

---

甲醇收率 DME	113.6852483	0.000286107	103.7807291	0.000408725	9.904396602
H2	0	0	0	0	0
DMS	0	0	0	0	0
GBL	0	0	0	0	0
BDO	0	0	0	0	0
THF	0.010416104	0.000271679	0.001629569	0.000388112	0.008670098
O2	0	0	0	0	0
BUOH	0.018007376	0.041928771	1.03E-06	0.059898245	3.57E-05
CO2	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0
DMSO	0	0	0	0	0
质量分率					
MA	2.57E-18	0	0	0	0
CH3OH	0.795302497	0.528703413	0.759644695	0.528703413	0.99625334
MMM	1.77E-29	0	0	0	0
H2O	0.187728399	0.471289745	0.000292644	0.471289745	0.000998767
DMM	2.42E-17	0	0	0	0
DME	0.016964862	4.61E-08	0.24005889	4.61E-08	0.00274548
H2	0	0	0	0	0
DMS	0	0	0	0	0
GBL	0	0	0	0	0
BDO	0	0	0	0	0
THF	1.55E-06	4.37E-08	3.77E-06	4.37E-08	2.40E-06
O2	0	0	0	0	0
BUOH	2.69E-06	6.75E-06	2.39E-09	6.75E-06	9.89E-09
CO2	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0
DMSO	0	0	0	0	0

---

---

总计	kg/hr	12911.1	12911.1
----	-------	---------	---------

---

进口流量: P0105-0+E0104-CO=12911.1 kg/hr

出口流量: T0104-DG+T0104-W+RE-CH<sub>3</sub>OH=12911.1 kg/hr

进口物流流量=出口物流流量, 故 T0104 物料守恒。

### 3.4.2 能量衡算

热量平衡方程:

$$\sum Q_{in} = \sum Q_{out} + \sum Q_l$$

其中,

$\sum Q_{in}$ ——表示输入设备热量的总和;

$\sum Q_{out}$ ——表示输出设备热量的总和;

$\sum Q_l$ ——表示损失热量的总和。

对于连续系统:

$$Q+W=\sum H_{out}-\sum H_{in}$$

其中,

$Q$ ——设备的热负荷;

$W$ ——输入系统的机械能;

$\sum H_{out}$ ——离开设备的各物料焓之和;

$\sum H_{in}$ ——进入设备的各物料焓之和。

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/897105162124006062>