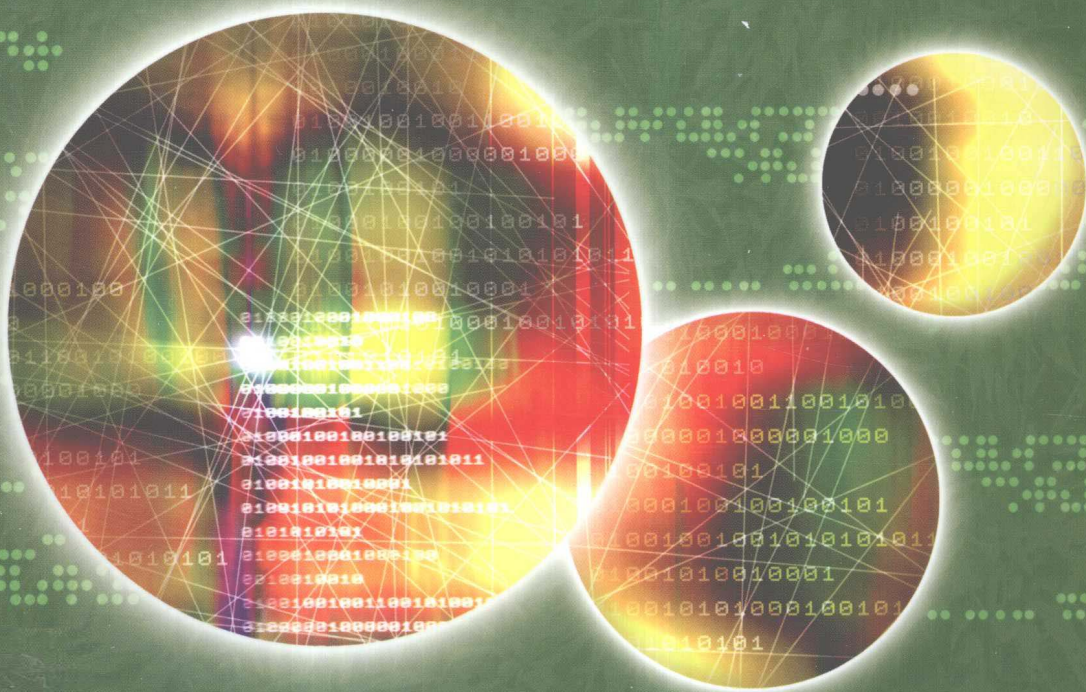


■ 高等学校理工科化学化工类规划教材

化工过程物料平衡与能量平衡

MATERIAL AND ENERGY BALANCES OF CHEMICAL PROCESSES

于志家 赵宗昌 王宝和 张乃文 编著



大连理工大学出版社
DALIAN UNIVERSITY OF TECHNOLOGY PRESS

■ 高等学校理工科化学化工类规划教材

书号: 978-7-313-08119-3

化工过程物料平衡与能量平衡

MATERIAL AND ENERGY BALANCES OF CHEMICAL PROCESSES

800T. 71 讲平量衡一第

于志家 赵宗昌 王宝和 张乃文 编著

书号: 978-7-313-08119-3
定价: 35.00元

编著: 于志家 赵宗昌 王宝和 张乃文
责任编辑: 王宝和 张乃文
封面设计: 王宝和 张乃文

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社



书号: 978-7-313-08119-3
定价: 35.00元

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社

大连理工大学出版社
大连理工大学出版社



大连理工大学出版社
DALIAN UNIVERSITY OF TECHNOLOGY PRESS

图书在版编目(CIP)数据

化工过程物料平衡与能量平衡 / 于志家等编著. —大连:
大连理工大学出版社, 2008. 5
ISBN 978-7-5611-4111-3

I. 化… II. 于… III. ①化工过程—物料平衡 ②化工过程—能量平衡 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2008)第 056412 号

大连理工大学出版社出版

地址:大连市软件园路 80 号 邮政编码:116023

发行:0411-84708842 传真:0411-84703636 邮购:0411-84701466

E-mail: dulp@dulp.cn URL: http://www.dulp.cn

大连理工印刷有限公司印刷 大连理工大学出版社发行

幅面尺寸: 185mm×260mm 印张: 14 字数: 322 千字
2008 年 5 月第 1 版 2008 年 5 月第 1 次印刷

责任编辑: 李 鸽 王颖鑫 责任校对: 知 轩
封面设计: 宋 蕾

ISBN 978-7-5611-4111-3

定价: 28.00 元

前言

化工过程的物料衡算与能量衡算是化工计算中最基本、最重要的内容,也是化工过程模拟计算与设计计算的核心内容。当今,人们对地球资源、能源、生态环境日益关注,对于强烈依赖于资源与能源,又直接对环境产生影响的化学工业,实现化工过程的最优设计与最优操作,达到节能、降耗、减排的目的,对可持续发展战略的实施具有深远意义。对已有过程进行模拟分析与技术改进,对新装置进行最优设计,是新时期化学工程师的一项重要任务。

本书系统介绍了化工过程的物料衡算与能量衡算的基本原理、建立物热平衡方程的基本方法、求解与分析物热平衡问题的一般步骤与技巧以及物热平衡计算中常用的数学方法。通过本课程的学习,可以培养基本的计算与分析能力,为复杂的化工系统模拟与设计奠定计算基础。

本教材是作者在多年本科《化工计算》课程教学的基础上,参考国内外先进教材,融合自身科研与教学体会,经总结提炼而成。

本书以阐述如何建立化工过程的物料平衡与能量平衡问题的全部独立方程、过程变量分析及求解的一般方法为核心,辅以求解技巧与计算机在物料平衡与能量平衡计算中的应用,使学生掌握化工过程物热衡算的一般方法,使学完本课程的同学在工程一线上对复杂系统的物热衡算问题不会感到“不知从何处下手”。本书在内容阐述上由简单过程到复杂过程,由物料平衡、能量平衡的计算再到物热平衡问题的联立求解,由浅入深,以方便读者的理解与自学。教材中列举了适量的例题与习题,并选取了一定量的计算机计算题目,可对掌握衡算原理、方法与技巧,加强计算机计算能力起到辅助作用。

本书可供化工类本科教学使用,也可供从事化工生产与设计人员参考。

作者在本书编写中参考了国内外多部有关著作,在此表示感谢!由于作者水平所限,书中难免存在各种问题,衷心欢迎读者批评指正。

编者
2007 岁末

目 录

第1章 绪论 /1

- 1.1 基本概念 /1
- 1.2 化工经济与化工过程技术开发 /6
 - 1.2.1 化工经济 /6
 - 1.2.2 化工过程技术开发 /6
 - 1.2.3 化工过程技术开发举例——氯乙烯生产过程的开发 /7
- 1.3 化工过程的物料衡算与能量衡算所依据的基本原理 /12

第2章 过程单元的物料平衡 /13

- 2.1 物料衡算的目的 /13
- 2.2 物料平衡方程 /13
 - 2.2.1 简单控制体的质量衡算 /13
 - 2.2.2 通用总质量衡算方程 /15
 - 2.2.3 稳态过程的物料平衡方程 /15
- 2.3 物料衡算的基准 /16
- 2.4 物料衡算的一般分析 /17
 - 2.4.1 物料衡算的一般步骤 /17
 - 2.4.2 方程与约束式 /17
 - 2.4.3 变量分析 /18
 - 2.4.4 求解方程组 /18
- 2.5 无化学反应过程单元的物料衡算举例 /18
 - 2.5.1 脱水过程 /18
 - 2.5.2 精馏塔的物料平衡 /21
 - 2.5.3 水洗沉降过程的物料平衡 /23
 - 2.5.4 闪蒸与分凝过程的物料平衡 /27
 - 2.5.5 多相闪蒸 /33
 - 2.5.6 液-液萃取过程的物料平衡 /38

- 2.6 列写物料平衡方程及规定设计变量时的常见错误 /41
- 2.7 双层图法确定设计变量 /42

第3章 化学反应器的物料平衡 /49

- 3.1 化学反应过程物料平衡的特点 /49
- 3.2 基本概念 /49
- 3.3 化学反应器的物料平衡 /55
 - 3.3.1 直接计算法 /55
 - 3.3.2 利用化学反应速率进行物料衡算 /55
 - 3.3.3 利用原子守恒原理求算化学反应过程的物料平衡 /59
- 3.4 可逆反应的物料平衡 /62
- 3.5 平衡转化率与实际转化率 /67
- 3.6 连续搅拌槽式反应器(CSTR)的简化模型 /72

第4章 过程单元系统的物料平衡 /82

- 4.1 求解化工过程单元系统物料平衡的一般步骤 /82
- 4.2 不含循环物流的过程单元系统之物料平衡 /83
- 4.3 循环物流 /90
- 4.4 排放 /96
- 4.5 单元模块法 /100
- 4.6 哈伯(Haber)法合成氨过程的物料平衡 /104

第5章 能量平衡 /120

- 5.1 能量平衡的意义 /120

- 5.2 能量平衡方程 /120
 - 5.2.1 控制质量系统的能量平衡 /120
 - 5.2.2 控制体积系统的能量平衡 /121
- 5.3 焓值方程 /123
 - 5.3.1 物理过程的焓差计算 /123
 - 5.3.2 化学反应过程的焓差计算 /124
- 5.4 无化学反应过程的能量平衡 /124
- 5.5 化学反应过程的能量平衡 /126

第6章 物料平衡与能量平衡的联解 /134

- 6.1 物料平衡方程与能量平衡方程的复习 /134
 - 6.1.1 物料平衡方程的复习 /134
 - 6.1.2 能量平衡方程的复习 /135
- 6.2 物料平衡与能量平衡的系统分析 /135
- 6.3 物料平衡与能量平衡的联立求解 /139
 - 6.3.1 烃类燃烧过程的物料平衡与能量平衡 /140
 - 6.3.2 多组分闪蒸过程的物料平衡与能量平衡 /149
 - 6.3.3 泡点与露点 /152
- 6.4 过程单元系统的物料平衡与能量平衡 /154
- 6.5 精馏塔的逐级计算 /167

第7章 非稳态过程的物料平衡与能量平衡 /178

- 7.1 非稳态过程的物料平衡与能量平衡方程式 /178

- 7.2 无化学反应的非稳态过程的物料平衡 /178
- 7.3 非稳态化学反应器的物料平衡 /188
 - 7.3.1 反应进行情况随时间的变化关系 /188
 - 7.3.2 关键组分法求解非稳态反应过程的物料平衡 /189
- 7.4 非稳态过程的能量平衡 /193

附录 /198

- 附录1 求解非线性方程的牛顿法 /198
- 附录2 求解非线性方程组的优先排序法 /198
- 附录3 剥离法 /202
- 附录4 Newton-Raphson 法 /202
- 附表1 某些物质的相对分子质量,正常沸点,潜热 /206
- 附表2 理想气体热溶 /207
- 附表3 液体热溶 /209
- 附表4 纯组分蒸气压力的安托尼(Antoine 公式) /210
- 附表5 25℃下化合物的生成热和燃烧热 /213
- 附表6 25℃下溶解和衡释的积分热 /216

主要参考文献 /218

绪 论

工程技术的目的在于应用科学知识来提高人类现实生活水平。化工过程是利用自然界所提供的原料生产出人类所需的化学品的一种工艺过程,而一切化工过程的开发、设计与操作都是以其物料平衡与能量平衡为基础的。可以说,物料衡算与能量衡算是化学工程师必备的最基本工具。本书的目的就是要讨论有关化工过程物料平衡与能量平衡问题的一些基本原理、处理方法及技巧,并结合当今计算技术的发展讨论了计算机在化工计算中的应用。

1.1 基本概念

1. 单元操作

人们在长期的生产实践与科学实验中,掌握了大量的物质间的变化规律,发明了各种可以获得人类需求的物质的化工过程,并对其进行了分门别类的研究,获得了诸如流体流动与输送,固体的粉碎与分选、物料的搅拌、沉降、过滤、传热、蒸发、冷凝、溶解、结晶、萃取、蒸馏、吸收、吸附、干燥,化学反应等化工操作。对于这些化工操作,我们可以对其特性进行独立的研究,将其称为单元操作。化工过程中的单元操作种类繁多,但可大体上归结为动量传递、热量传递、质量传递及反应工程四大类,即“三传一反”,亦是化学工程学科所研究的内容。某些两相分离过程的单元操作及其工业应用列于表 1-1 中。

表 1-1 两相分离过程单元操作及其工业应用

基础相	发展相	单元操作	工业应用	典型应用过程
液体	蒸气	蒸发	不挥发性溶质的浓缩	盐水中盐的回收
		精馏	两种或多种挥发性组分的分离	烃类及原油的精分
		增湿	环境控制	空调,冷却
液体	液体	萃取	溶质在两液相中的传递	从发酵液中回收抗菌素;石油脱蜡与脱硫
液体	固体	结晶	固体提纯	无机化学产品的分离
		吸附	微量杂质的脱除	食糖脱色
		离子交换	离子化合物的回收与脱除	金属回收的水处理过程
固体	液体	浸取	从惰性介质中提取溶质	可溶性咖啡的生产;天然产品的回收
气体	液体	吸收	气体的分离与回收	酸的生产;有害气体的脱除

2. 过程单元

过程单元亦即化工过程的基本单元。具体讲来,它是一个设备,或某个化工过程的一部分,当物料通过其中时,完成某种物理变化或化学变化,或同时完成这两种变化。大多数过程单元完成几项单元操作。

图 1-1 为典型的过程单元——管式反应器。内部装有固体催化剂,适于放热的气相反应。进料气体以稳定的流量进入反应器,在反应器内上升过程中,被催化剂床层加热至反应温度,并从顶部开始与催化剂接触,进行化学反应,反应所放出的热量被进料气体带走以维持稳定生产。气体产物流出催化剂床层,最后以稳定的流量流出反应器。此管式反应器,完成流体流动、传热、及化学反应三种单元操作。

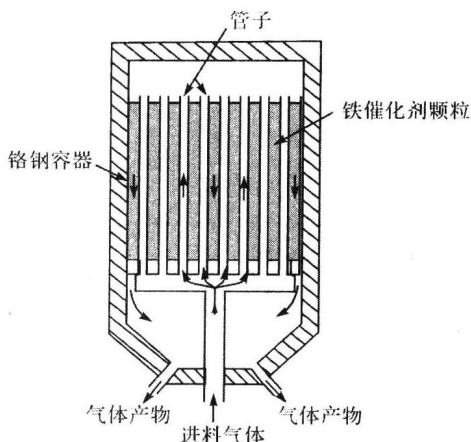


图 1-1 管式反应器

另一比较典型的过程单元是精馏塔,如图 1-2 所示。此过程单元的作用是对含有多

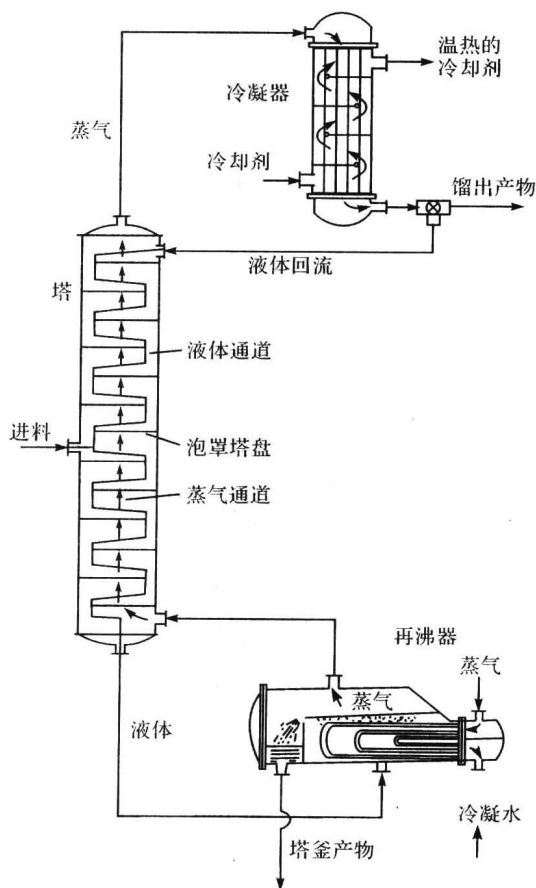


图 1-2 精馏塔

种挥发组分的混合物进料物流进行分离和精制。由塔顶获得富含轻组分的馏出产物,由塔底获得富含重组分的塔釜产物。塔内装有许多塔盘,如图 1-3 所示为泡罩塔的两块塔盘。上一块塔盘的液体借重力往下流,然后横过具有一组泡罩的塔盘。从下一块塔盘上来的蒸气往上通过泡罩并鼓泡穿过液体,同时发生气-液传质。塔盘上的轻组分进入气相,随蒸气上升;蒸气中的重组分进入液相,随液体向下流。经多级传质,实现分离目的。

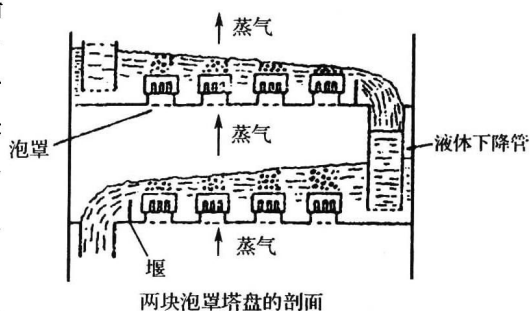


图 1-3 泡罩塔盘

泡罩塔、筛板塔及浮阀塔均属常规精馏塔,应用很广。就气液接触形式而言具有相同之处;液相是连续相,气相是分散相。与之不同的是日本三井造船公司于 20 世纪 60 年代末开发出来的一种新型板式塔——垂直筛板塔(VST)。其塔盘结构如图 1-4 所示。

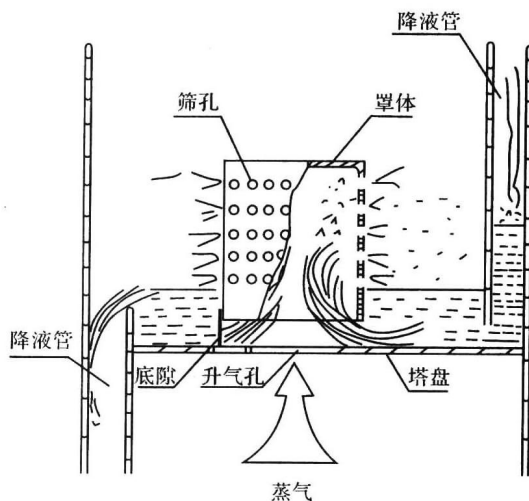


图 1-4 垂直筛板塔塔盘

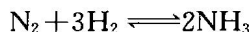
在塔盘上开有直径较大的升气孔,孔上设置圆形罩体,罩体侧壁上开有许多小筛孔。塔盘上液体靠液层静压流入罩体,与下层塔盘上升气体相遇被吹成液膜及液滴,然后气液同时由罩体侧壁筛孔喷出,进行气-液传质。气体继续上升,液体返回塔盘,并在流经其余罩体时重复上述过程,最后经降液管流入下层塔盘。在气液接触过程中,气相是连续相,液相是分散相。这种塔气液接触良好,传质效率高,雾沫夹带少,处理能力大。我国某些科研单位于 20 世纪 70 年代末、80 年代初对这种新式塔盘进行了研究,并进行了某些改进。主要改进是将升气孔改成喷嘴形,罩体由平顶改成锥顶。改进后的新垂直筛板塔除具备如上优点外,还可使塔板阻力降有明显降低,使雾沫夹带进一步减少。操作弹性达 3~4,比常规板式塔操作弹性明显增大。该塔已经应用于国内某大型企业中,效果很好。

图 1-2 中塔底再沸器供给热量使液体汽化。塔顶的冷凝器则供给液体回流。可见精馏过程已将液体流动、传热、冷凝和沸腾等单元操作结合在一起。

3. 过程单元系统

一般说来,由化工原料到所需要的产品很难通过一两个设备或过程单元来完成。为了一定的生产目的或为了获得某些特定的产品,往往需要把若干个作用不同的过程单元组合起来,构成过程单元系统。它可以是某一工段,可以是某一车间,也可以是某一工厂。

以合成氨为例:



此反应是一个放热的气相反应,可于图 1-1 所示的管式反应器内进行。但反应需在高压下进行,则需要气体升压设备。由于原料气中含有某些杂质,而反应的转化率又很低,故在反应器出口物流是得不到纯 NH_3 的,而是 NH_3 含量较低的 N_2 - H_2 - NH_3 的混合气体,并含有其他杂质,则需考虑产品氨气的分离手段和未反应的 N_2 、 H_2 的再利用问题。

1908 年,德国化学家 Fritz Haber 首次在工业装置中合成氨气,其流程如图 1-5 所示。氮、氢混合气经压缩进入管式反应器,在 Fe 催化剂作用下发生化学反应,产品物流通过换热器使氨气液化,通过两级闪蒸分离得到产品 NH_3 。未反应的氮气与氢气返回反应器。为防止系统中的杂质积累,氮气、氢气高压循环物流部分排放。整个过程是由 9 个过程单元组成的过程单元系统。

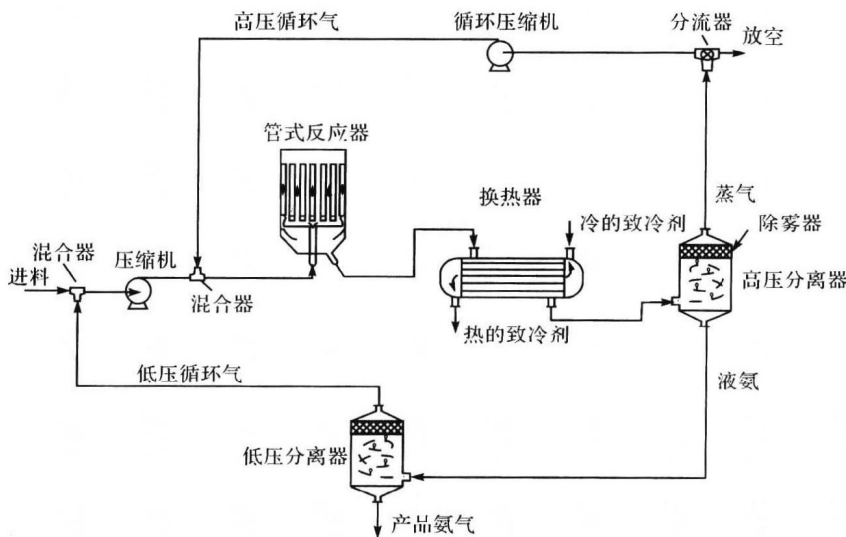


图 1-5 制氨气过程

4. 间歇操作

间歇操作亦称为分批操作,即原料的加入与产物的取出间歇进行。其特点是各项操作参数随时间而发生变化。例如反应



在一搅拌槽式反应器内进行,如图 1-6 所示,原料 A、B 一次性加入反应器中,然后按照反应条件控制反应,反应后产物一次性取出,在投料与出料之间,系统内外没有物料量的交换。反应器内温度与浓度的变化见图 1-7。图中分为四个阶段:①恒温加料;②升温;③维持反应温度;④降温。完成分批操作。

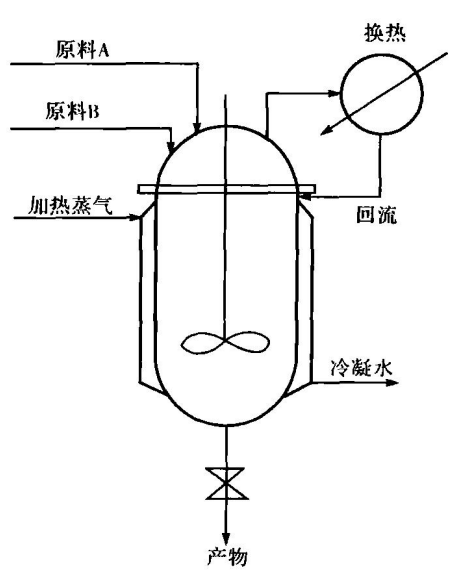


图 1-6 间歇操作反应器示意图

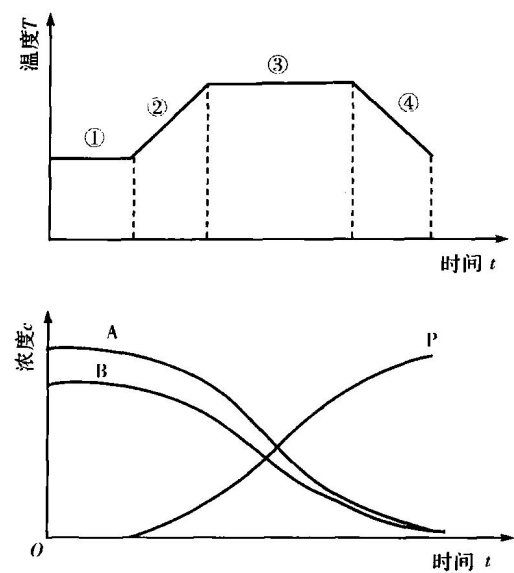


图 1-7 间歇操作反应器温度与浓度随时间的变化曲线

间歇操作具有工艺简单,设备投资少,容易操作等优点,便于产品更新与转向,适用于小批量生产,多用于精细化工产品加工。但操作工人劳动强度大,生产效率低,能耗大,不适于大型化的生产。

5. 连续操作

我们从海水淡化谈起。人类所消耗的“新鲜”水通常是雨水,但雨水从天空降落下来后,大部分都从土壤、河流、湖泊中蒸发掉了,或流入海中。所以人类从大小河流中取得的水量只能达降雨量的 1/4,而这又是个平均值,对于干旱地区,又必须考虑新鲜水的定量供给问题。由此,人们便开始进行了海水脱盐增加新鲜水的尝试。我国目前供水状况已属紧张。我们还可以用与海水脱盐相类似的方法来制取纯度较高的水,如医用蒸馏水。

起初人们用简单蒸馏的方法从海水中获得新鲜水。如图 1-8 所示,将海水加入蒸发器中加热至沸点使水汽化,所生成的蒸气进入冷凝器冷凝,得到新鲜水流入贮槽。由于盐分不蒸发,故冷凝液为纯水。而蒸发器中的盐含量却逐渐增高,最后必须把浓缩的盐水排掉,换上新鲜海水。故简单蒸馏过程是一间歇操作过程。需要供给的热量是水的汽化潜热,对于大规模生产,其能耗过高。简单蒸馏能耗高的主要原因是蒸发出的蒸气未加利用而直接被冷凝。为降低能耗,人们发明了三效蒸发,如图 1-9 所示。蒸发器 1 产生的蒸气含有潜热,用来蒸发第 2 蒸发器中盐水的水分,而不是在冷凝器中浪费掉。蒸发器 2 产生的蒸气用于蒸发器 3,从而蒸发出更多的水分,提高了能量的利用率。若设计

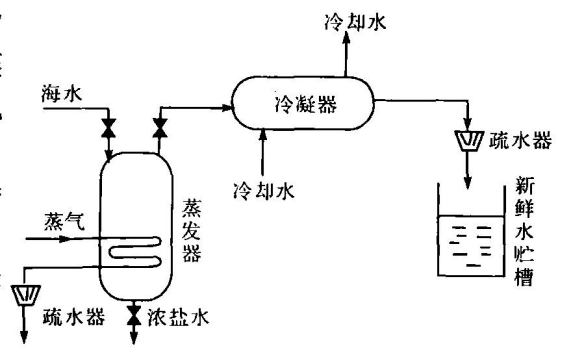


图 1-8 海水脱盐简单蒸馏装置

蒸发器 1 产生的蒸气含有潜热,用来蒸发第 2 蒸发器中盐水的水分,而不是在冷凝器中浪费掉。蒸发器 2 产生的蒸气用于蒸发器 3,从而蒸发出更多的水分,提高了能量的利用率。若设计

得合理,海水经几效蒸发后其盐水中盐含量可达到排放要求。而海水可以以稳定的流量连续输入、连续获得新鲜水及连续排放浓盐水,使整个操作成为连续操作。

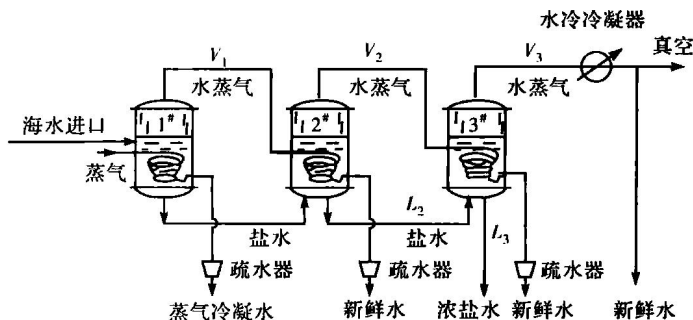


图 1-9 海水脱盐用的三效蒸发器

连续操作的特点是物料连续不断地流过生产装置,过程稳定后其工艺参数如流量、温度、压力、浓度等不随时间而变。

连续过程一般生产能力大,劳动生产率高,易于自动控制及遥控,适合于大规模生产,如石油化工、合成氨等工业中。连续过程对设备功能要求高,操作严格。

1.2 化工经济与化工过程技术开发

1.2.1 化工经济

设计一个新的化工过程通常要达到盈利的目的。如果有好几个过程设计方案,而这些方案又都符合环境保护及其他社会法规,则应选择使得在该过程预期寿命内获得净利最大的过程。净利(P)可由下式算出:

$$P = (S - C) - (S - C - dI)t - \epsilon I \quad (1-1)$$

即

$$\text{净利} = \text{毛利} - \text{所得税} - \text{设备折旧}$$

式中 P ——净利,元/年;

S ——销售额,元/年;

C ——成本(原材料、冷却水、蒸气、电、人工等),元/年;

I ——设备投资,元;

d ——年折旧减税率,若 n 为过程预期寿命,则 $d=1/n$;

t ——所得税率;

ϵ ——设备折旧率,若 n 为过程寿命,则 $\epsilon=1/n$ 。

净利的计算是评价某一化工过程优劣的重要指标,也是化工过程开发及化工设计所必须考虑的问题。

1.2.2 化工过程技术开发

化工过程技术开发是指从实验室研究过渡到第一套工业化装置的全过程,它涉及多

方面的研究工作,包括化学反应、化学工程、工艺过程、设备与材料、调节与控制、化工系统工程等。实验室的研究结果只能说明该过程的可能性,还不能用来设计生产装置,但它为过程技术开发提供了必要的数据与资料。在此基础上再经中试实验、放大、技术与经济上的可行性研究,方可进行工业规模的设计。

一般的,化工过程技术开发包括如下环节:

(1)从实验研究中获得必要的数据和资料,并用工程观点收集和整理与过程有关的技术情报资料。

(2)提出初始方案。

(3)对方案进行技术与经济评价。

(4)进行模型试验或中间试验。

(5)对试验结果进行分析、整理。

(6)进行初步设计。

上述几个方面在执行时许多都是穿插着进行的,对不同的开发过程没有一个统一的模式。

1.2.3 化工过程技术开发举例——氯乙烯生产过程的开发

氯乙烯是1835年由法国化学家 Regnault 在实验室中发现的,分子式为 $\text{CH}_2=\text{CHCl}$,是生产重要塑料——聚氯乙烯的中间单体。1917年德国化学家 Klatte 与 Rollett 发明了第一个氯乙烯聚合的实用方法。从此人们的需求逐年增长。

1. 从实验室的研究结果获得制取氯乙烯的方法

(1) 乙烯直接氯化



此反应虽可在几百度($^{\circ}\text{C}$)温度下自动进行,但副产物多,氯乙烯的产率低。

(2) 乙炔与氯化氢的加成反应



此反应的转化率很高,在催化条件下可达98%。

(3) 乙烯氯化制二氯乙烷,再进行热裂解

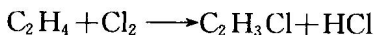
乙烯氯化:



$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ 热裂解:



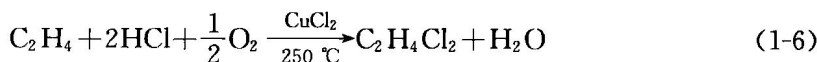
总反应式:



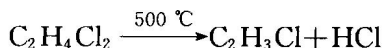
反应(1-4)为放热反应,转化率可达98%;反应(1-5)为吸热反应,在 500°C 下可自动进行,转化率亦可达65%,生成氯乙烯的选择性较好。

(4)从乙烯氧氯化制取二氯乙烷,再进行热裂解

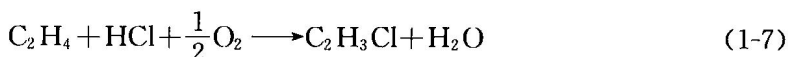
乙烯氧氯化:



$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ 热裂解:



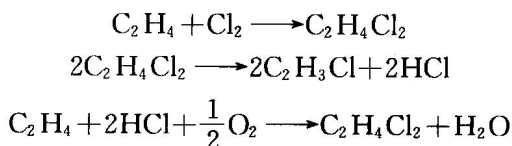
总反应式:



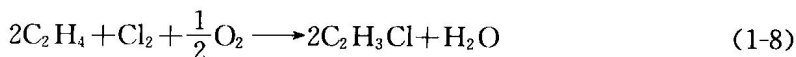
反应(1-6)为强放热反应, $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ 的收率可达 95%。

(5)方案(3)与方案(4)的结合

对照方案(3)与方案(4)可发现,氯化氢在方案(3)中是副产物,而在方案(4)中是原料,两者结合起来则可形成一条新的路线:



总反应式:



此法的一个特点是无含氯副产物。

2. 提出初始方案

实际上,以上 5 个方案均可作为初始方案。

3. 技术评价及经济评价

技术评价是指反应所要求的条件在技术上的可行性,对比 5 种方案可见除方案(1)反应收率较低外,其他各方案都有较好的转化率与收率,反应要求条件亦不难实现。

至于经济评价,尚无法做出详细的评价,但可以对毛利做出粗略的估算。以上 5 种方案中各反应原料及产物的价格见表 1-2。

表 1-2 原料及产物的价格

原料或产品	单价/(美分/kg)	原料或产品	单价/(美分/kg)
C_2H_4	9	H_2O	0
C_2H_2	20	O_2	0
Cl_2	7	$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$	13
HCl	9		

在不考虑转化率情况下计算各方案的毛利。此处毛利为产品销售总额扣除原料费,操作费用还无法获得。以方案(1)为例:

反应式	$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{Cl}_2 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} + \text{HCl}$			
物质的量(kmol)	1	1	1	1
相对分子质量	28.05	70.91	62.50	36.46
质量(kg)	28.05	70.91	62.50	36.46
kg/kg 氯乙烯	0.449	1.134	1	0.583
价格(美分/kg)	9	7	13	9

则获 1 kg 氯乙烯的毛利为

$$13 \times 1 + 9 \times 0.583 - 9 \times 0.449 - 7 \times 1.134 = 6.268 \text{ 美分}$$

经同样的计算方法求得其各方案的毛利,见表 1-3。

表 1-3 氯乙烯产品的毛利

方案	毛利	方案	毛利
1	6.268	4	3.71
2	-0.587	5	4.99
3	6.268		

对比 5 个方案,以方案(1)或方案(3)为最好。结合技术评价全面考虑,可以认为方案(3)为最理想。而方案(2)可不再去考虑,除非乙炔的价格有较大幅度的降低。其余各方案的毛利均为正值,均需做进一步的研究,最后,以净利考核它们的优劣。我们就方案(3)来考虑其生产路线。

4. 流程设计

(1) 确定核心设备

方案(3)包括两个反应,一是乙烯的氯化,二是二氯乙烷的热裂解。这样,氯化器与裂解炉将构成这一生产路线的核心设备。图 1-10 示出这两个反应器的进出料情况。乙烯与氯按化学计量比投入氯化反应器,在氯化器中,二氯乙烷的产率为 98%,故出料中尚有少量副产物如三氯乙烷。在绘制初步流程图时可暂不考虑。从裂解炉出来的物流中含有氯化氢、氯乙烯及二氯乙烷。其中氯乙烯与氯化氢分别为主、副产品,而二氯乙烷为在裂解炉中未裂解完的部分,需要从产物中分离出来,返回裂解炉。

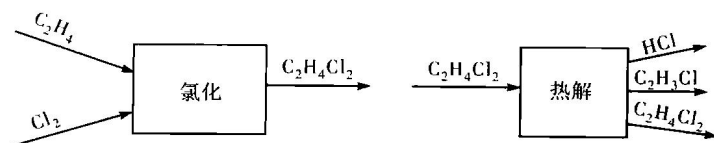


图 1-10 乙烯的氯化与二氯乙烷的热裂解

(2) 物流组合

由氯化器与裂解炉的进出物流情况,初步构造物流组合如图 1-11 所示。

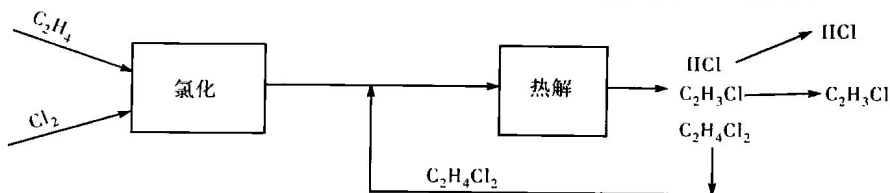


图 1-11 物流组合

(3) 产物的分离

由裂解炉出来的物流中含有氯化氢、氯乙烯及二氯乙烷,需将它们分离成纯的组分。化工中的分离方法繁多,分离方法的选择主要取决于被分离组分的某些性质。本例中的三个组分均属于挥发性物质,且沸点差较大,采用精馏的方法是合适的。各组分在不同压力下的沸点见表 1-4。此三组分的分离需要两个精馏塔串联进行。氯化氢为最易挥发组分,且腐蚀性强,由 1[#] 塔脱除,氯乙烯与二氯乙烷在 2[#] 塔中分离。图 1-12 中示出了产物分离流程,并确定了精馏塔的操作条件。

表 1-4 各组分在不同压力下的沸点

组分	沸点/℃			
	0.1 MPa	0.48 MPa	1.2 MPa	1.6 MPa
HCl	-84.8	-51.7	-26.2	0
C ₂ H ₃ Cl	-13.8	33.1	72.5	110
C ₂ H ₄ Cl ₂	83.7	146.0	193	242

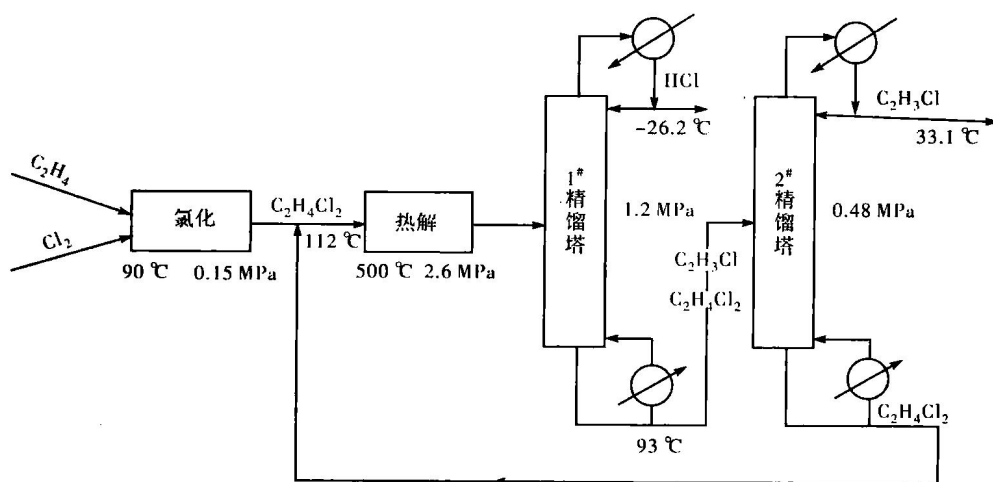


图 1-12 产物分离流程

(4) 操作参数的实现

氯化反应是在 90 °C 和 0.15 MPa 下进行的。将乙烯与氯气送入氯化器内,由于反应是放热的,温度将不断升高,采用带有冷凝器的直接氯化反应器以维持氯化器的稳定操作。裂解反应是一个气相反应,需要在 500 °C 和 2.6 MPa 下进行,因此氯化后的二氯乙烷必须经升压、升温、汽化、升温几步才能达到裂解反应条件。裂解后的产物又必须经冷却、液化、降压等才能满足 1[#] 精馏塔的操作条件。从而可绘制出进一步的氯乙烯生产流程简图,如图 1-13 所示。

(5) 过程单元组合

上一步中并未指明用何种过程单元来实现温度、压力和相的变化,这将是本步骤的内容。在进行过程单元的组合之前要进行大量的计算工作。首先要确定生产规模,在此基础上进行各个单元的物料衡算与热量衡算,为设备选型、确定大小提供依据。图 1-14 是本例子过程单元组合的一种可能形式。

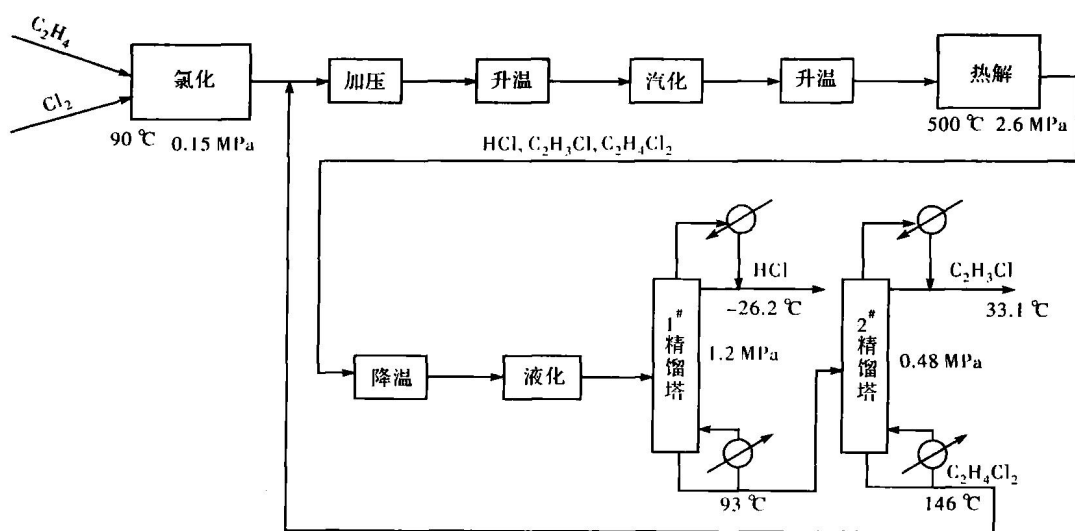


图 1-13 实现工艺参数后的氯乙烯生产流程简图

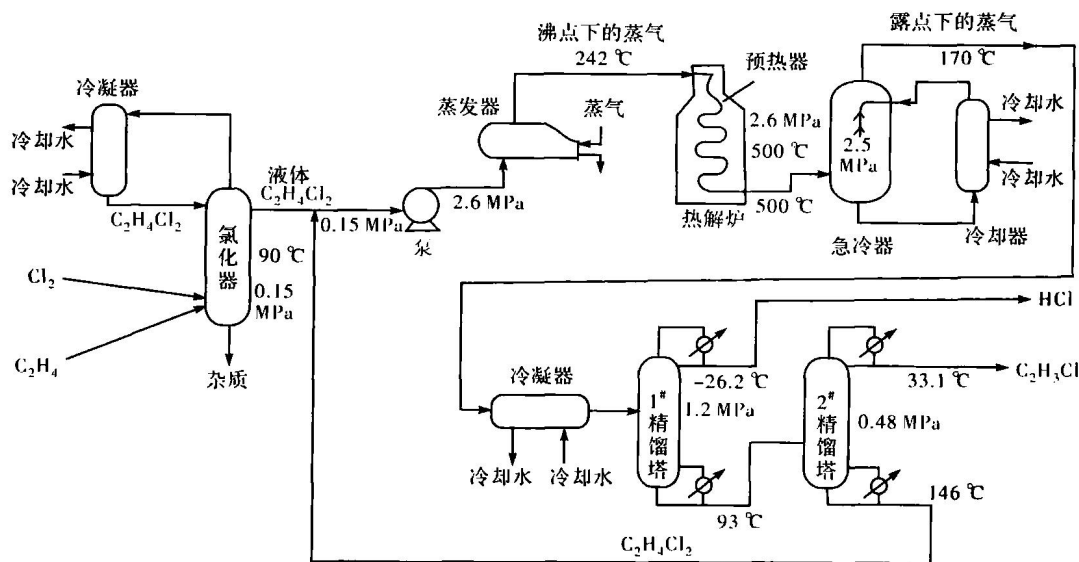


图 1-14 氯乙烯生产工艺流程

至此，我们算是草拟了一个氯乙烯生产的工艺流程图。开发工作还远没有结束。此时，我们可以在初步工艺流程及物料平衡、能量平衡的基础上估计出该过程的设备投资及操作费用，如加热蒸气、冷却水、电、工人的工资等。进而考核该过程的净利情况，作出决策。

一个生产过程的开发，需要反复进行各方面的试验、分析、计算、总结等工作。一个化工过程的最终实现，还要经过规划、设计、施工、生产等阶段。在开发与设计过程中，化工计算为其核心内容，一切决策都是以化工计算为依据的。