

精馏过程的建模、 优化与控制

刘兴高 著

科学出版社

北京

内 容 简 介

节能与环保是当今世界科技发展的两大主题,精馏过程是石油、化工、冶金等行业使用最为广泛的一个操作单元,占其总能耗的三分之一,其节能优化控制潜力很大。本书系统阐述了精馏过程的建模、优化和控制三个层面上的理论、方法、研究成果和前沿动态,分为常规精馏过程的建模、优化与控制 and 先进精馏节能技术的建模、优化与控制两个篇章。内容包括:精馏过程节能与控制优化,乙烯生产分离过程的建模与仿真,空分过程的建模与优化,间歇精馏过程的控制策略,以及内部热耦合精馏节能技术的建模、优化与控制。

本书对于石油、化工、冶金、能源、机械等工业领域内从事精馏、分离和空分等工作,以及从事建模与优化控制工作的广大科技工作者是一本很有实用价值的参考书。可作为自动化、化工、系统工程、计算机、工业工程、低温工程等有关专业的高年级本科生或研究生的教材或参考书。

图书在版编目(CIP)数据

精馏过程的建模、优化与控制/刘兴高著. —北京:科学出版社,2007
ISBN 978-7-03-018323-1

I. 精… II. 刘… III. ①精馏-化工过程-建立模型 ②精馏-化工过程-最佳控制 IV. TQ028.3

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2007)第 033130 号

责任编辑:张 敏 / 责任校对:郑金红
责任印制:刘士平 / 封面设计:耕者工作室

科 学 出 版 社 出 版

北京东黄城根北街 16 号
邮政编码: 100717

<http://www.sciencep.com>

中国科学院印刷厂印刷

科学出版社发行 各地新华书店经销

*

2007 年 3 月第 一 版 开本: B5(720×1000)

2007 年 3 月第一次印刷 印张: 19 3/4

印数: 1—2 500 字数: 373 000

定价: 45.00 元

(如有印装质量问题,我社负责调换(环伟))

前 言

节能与环保是当今世界科技发展的两大主题。世界各国的经验表明,过程建模、先进控制、优化技术是提高企业的经济效益、降低能耗、确保安全稳定的主要手段,它使人们从生产现场用主观经验操作和设计装置,转为用计算机对生产工况和过程设计进行分析优化研究,从而实现“桌面节能生产”过程和连续过程的概念设计和虚拟智能制造。

精馏过程作为石油、化工、冶金等行业使用最为广泛的一个操作单元,占其总能耗的三分之一,其节能控制潜力很大。本书从工业实际应用和概念设计的角度,系统阐述了精馏过程在建模、优化和控制三个层面上的理论方法、研究成果和前沿动态。分为常规精馏过程的建模、优化与控制 and 内部热耦合精馏节能技术的建模、优化与控制两个篇章,分别对常规精馏过程和先进的精馏节能过程进行了阐述。

全书分为8章。第1章从精馏过程的节能分析、节能方法、过程控制、过程优化和集成设计等方面,阐述了精馏过程节能与控制优化;第2章首先阐述了精馏过程建模和流程模拟,然后从平衡级和非平衡级的角度,阐述了乙烯实际工业生产分离过程的建模与仿真;第3章阐述了基于商业化软件平台和自主编程两种研究方法的低温空分过程的建模与优化;第4章对间歇精馏过程的控制策略进行了综述性研究,同时指出了相应的研究方案与策略。第1~4章构成上篇,阐述了常规精馏过程的建模、优化与控制。第5章阐述了内部热耦合精馏塔的模式化和稳态特性;第6章阐述了内部热耦合精馏塔的不同纯度下的动态特性;第7章阐述了内部热耦合精馏塔在不同纯度下的先控策略,包括预测、鲁棒、IMC、GMC、DMC等;第8章阐述了基于节能潜力和操作费用节省等不同优化目标下,内部热耦合精馏塔的优化建模和集成优化研究。第5~8章构成下篇,阐述了迄今为止所提出的四大精馏节能技术中最具节能潜力,也是唯一没有工业化的内部热耦合精馏节能技术的建模、优化与控制前沿研究。

全书由清华大学徐用懋教授审阅,在此表示由衷的敬意和诚挚的感谢。作者的部分研究生及进行毕业设计的学生参与了一些计算机仿真等工作,在此一并致谢。

本书是作者近十年来从事精馏节能控制等方面研究工作的一个结晶。由于作者水平有限,难免存在不当之处,敬请读者批评指正。

刘兴高

2006年8月

目 录

前言

上篇 常规精馏过程的建模、优化与控制

第 1 章 精馏过程节能与控制优化	3
1.1 引言	3
1.2 精馏过程的节能分析	5
1.2.1 热力学评价	5
1.2.2 推动力分析	7
1.2.3 操作线分析	8
1.2.4 热源和冷源	10
1.3 精馏过程的节能方法	10
1.3.1 单塔热回收	10
1.3.2 双效精馏	12
1.3.3 热泵精馏	13
1.3.4 全面热集成过程	15
1.4 精馏过程控制	17
1.4.1 控制科学与过程控制	17
1.4.2 精馏过程控制	18
1.4.3 常规控制系统	19
1.4.4 先进控制策略	19
1.5 精馏过程优化	24
1.5.1 过程优化	24
1.5.2 精馏过程优化模型	26
1.5.3 精馏过程优化方法	27
1.6 过程概念设计与集成设计	30
1.6.1 过程概念设计	30
1.6.2 过程集成设计	34
第 2 章 乙烯生产分离过程的建模与仿真	37
2.1 引言	37

2.2	精馏过程建模	40
2.2.1	概述	40
2.2.2	精馏塔通用动态模型	42
2.2.3	非平衡级精馏模型	47
2.3	精馏过程流程模拟	51
2.3.1	概述	51
2.3.2	过程仿真方法	52
2.3.3	商业化软件介绍	54
2.4	基于 PRO/II 模拟软件的流程模拟与分析	60
2.4.1	丙烯塔仿真结果与分析	60
2.4.2	脱丙烷塔仿真结果与分析	63
2.5	基于非平衡级精馏技术的流程模拟与分析	68
2.5.1	乙烯精馏塔仿真结果与分析	68
2.5.2	脱乙烷塔仿真结果与分析	71
第 3 章	空分过程的建模与优化	75
3.1	引言	75
3.2	低温空分技术进展	76
3.3	低温空分原理及热力学分析	82
3.3.1	低温空气分离原理	82
3.3.2	空分装置烟分析	83
3.4	基于 Aspen 软件平台的空分流程模拟与分析	88
3.4.1	引言	88
3.4.2	机理建模与参数修正	90
3.4.3	仿真结果	96
3.4.4	灵敏度分析与操作调优	96
3.5	低温空分过程自主建模	103
3.5.1	引言	103
3.5.2	物性计算与流程计算	104
3.5.3	数学模型的建立	110
3.5.4	自由度分析	113
3.5.5	操作参数的设定	114
3.5.6	求解方法和框架设计	114
3.5.7	仿真结果与分析	115
3.6	低温空分过程优化	117

3.6.1	优化模型数学描述	118
3.6.2	优化算法	121
3.6.3	优化结果与分析	123

第 4 章	间歇精馏过程的控制策略	125
4.1	引言	125
4.2	化工过程精细化与精馏	126
4.2.1	概述	126
4.2.2	精细化化工精馏过程模型化与控制优化	130
4.3	间歇精馏过程控制	133
4.3.1	PID 控制	133
4.3.2	自适应控制	134
4.3.3	预测控制	135
4.3.4	模糊控制	136
4.3.5	推理控制	137
4.3.6	最优控制	137
4.4	高纯精馏过程控制	140
4.5	间歇精馏过程控制研究方案与策略	141

下篇 内部热耦合精馏节能技术的建模、优化与控制

第 5 章	内部热耦合精馏塔的模型化与稳态特性	147
5.1	内部热耦合精馏塔	147
5.1.1	结构原理和节能分析	147
5.1.2	研究现状	149
5.1.3	一种 SRV 填料塔静态设计	151
5.1.4	问题的起源	156
5.2	过程数学模型的建立	157
5.2.1	模型假设	157
5.2.2	模型推导	157
5.2.3	模型说明	161
5.3	简约方程联立法	162
5.4	稳态模型的仿真算法	164
5.4.1	牛顿-拉夫森法	164
5.4.2	稳态模型的仿真步骤	166
5.5	仿真概述与模型检验	167

5.5.1	仿真概述	167
5.5.2	模型检验	168
5.6	过程分析	169
5.6.1	基于过程操作费用的分析	169
5.6.2	基于过程能耗和热力学效率的分析	172
5.7	操作参数对组成的影响规律	174
5.7.1	苯-甲苯物系操作参数对组成的影响规律	174
5.7.2	乙醇-水物系操作参数对组成的影响规律	177
5.8	稳态特性与分析	179
5.8.1	操作参数评价	179
5.8.2	塔内部耦合分布规律	182
第 6 章	内部热耦合精馏塔的动态特性	185
6.1	引言	185
6.2	动态模型的仿真技术	186
6.2.1	残差方程形式的表述技巧	186
6.2.2	Gear 算法	187
6.2.3	动态模型的仿真步骤	190
6.3	仿真概述与模型检验	191
6.3.1	仿真概述	191
6.3.2	模型检验	191
6.4	自由度分析	194
6.5	全塔动态响应	195
6.5.1	苯-甲苯物系	195
6.5.2	乙醇-水物系	196
6.6	高纯下的动态特征与分析	198
6.6.1	系统描述	198
6.6.2	非线性和不对称特性	198
6.6.3	反向响应	200
6.6.4	外部扰动的强烈影响	202
6.6.5	模型失配	204
6.6.6	交互作用和过程定向增益	204
第 7 章	内部热耦合精馏塔的先控策略	206
7.1	PID 控制	206
7.1.1	单端组分 PID 控制(S-PID)	207

7.1.2	双端组分 PID 控制(M-PID)	208
7.1.3	单端、双端组分 PID 控制比较	209
7.2	P-PID 控制	210
7.2.1	设计概述	210
7.2.2	模型辨识	211
7.2.3	苯-甲苯物系 P-PID、M-PID 比较研究	212
7.3	IMC 控制	213
7.3.1	IMC 控制原理	213
7.3.2	内部热耦合精馏塔的内部模型	214
7.3.3	IMC 参数辨识与设计	215
7.3.4	仿真与分析	216
7.3.5	IMC、P-PID 进一步比较研究	219
7.4	非理想物系的鲁棒 PID 控制	221
7.4.1	基于闭环增益成形控制算法的 PID 控制原理介绍	222
7.4.2	最小二乘一次完成辨识方法	223
7.4.3	仿真与分析	224
7.4.4	鲁棒 PID 与预测 PID 的进一步比较	227
7.5	高纯内部热耦合精馏塔先控策略	229
7.5.1	高纯与非高纯操作下的响应特性比较	229
7.5.2	解耦 PID 控制	230
7.5.3	非线性一般模型控制	234
7.5.4	动态矩阵控制	240
7.5.5	内模控制和其改进	251
7.5.6	多回路 PID 控制及其改进	254
7.6	超高纯内部热耦合技术的动态特性分析和控制设计	257
第 8 章	内部热耦合精馏塔的集成优化	259
8.1	引言	259
8.2	优化策略和集成优化思想	261
8.2.1	优化策略	261
8.2.2	集成优化思想	262
8.3	集成优化数学模型的建立	262
8.3.1	模型假设	262
8.3.2	模型推导	263
8.3.3	模型说明	267

8.4	集成优化模型的求解策略	267
8.4.1	变分法与贝尔曼最佳原理	267
8.4.2	集成策略	268
8.4.3	算法选择与初值生成策略	272
8.5	节能潜力的优化研究	273
8.5.1	苯-甲苯物系	273
8.5.2	乙醇-水物系	277
8.6	操作费用节省的优化研究	278
8.6.1	苯-甲苯物系	278
8.6.2	乙醇-水物系	280
8.7	可控性检验	283
参考文献		285

上 篇

常规精馏过程的建模、 优化与控制

第 1 章 精馏过程节能与控制优化

1.1 引 言

自 20 世纪 70 年代经历两次“石油危机”，能源成为全球关注的问题以来，节能作为解决能源危机问题的根本途径之一，逐渐受到各国的高度重视。

世界各国的经验表明，过程建模、先进控制与优化技术是提高企业的经济效益、降低生产成本的主要手段之一。原 SetPoint 公司总裁 D. C. White 指出，过程模型化、控制和优化具有投资低和收益高的特点。Chemshare 公司研究结果表明，实现过程优化是获得企业经济效益的关键，闭环在线优化所带来的经济效益相当于 DCS 和各种先进控制手段所带来的经济效益的总和，而其投资只有后者的三分之一。

精馏过程是石油炼制、石油化工和其他化工过程中应用最为广泛的传质单元操作过程，也是石油化工领域中能耗最大的单元操作之一，其能耗约占化工厂总能耗的三分之一，有时甚至还更多(Linhoff, 1983a)。美国的统计数据表明，在石油、化工领域的总能耗之中，大约有 40%~50% 的能量消耗在精馏过程。美国 1977 年化工炼油系统的精馏装置耗能相当于 5000 万 t 石油，如果实现节能 10%，那么每年便可以节省 500 万 t 石油。据 Mix 等人的研究(Mix, 1978)，美国 1976 年精馏耗能约占全国总能耗的 3%，如果精馏过程节能 10%，相当于每天节省 100 000 桶石油，约 15.9×10^6 L，若以当时的每桶石油 40 美元来计算，相当于美国 1976 年的精馏过程的操作费用每天可以节省 400 万美元，全年仅精馏过程便可以节省约 15 亿美元。显然，精馏过程效率的提高将会对化工过程产生极大的影响，具有重要的意义。

随着全球范围的能源危机和日益高涨的环保需求，如何提高精馏过程的生产效率、降低过程的能耗已经引起各国关注。化工生产过程的控制已经有了系统的研究(周春晖, 1980; 蒋慰孙, 1988; 金以慧, 1993; 黄步余, 1994; 俞金寿, 1995); 而精馏过程作为化工生产过程中的高能耗装置自然成为人们最为关注的对象，精馏过程模型化、优化和控制作为达到上述目的最有效的手段，同样也受到了高度的重视。

通过机理建立精馏塔的稳态模型、动态模型，进行精馏塔的仿真研究、操作研究、控制研究和操作参数的优化研究，一方面，有利于已有精馏工艺流程的合理改

造和挖潜增效;另一方面,对于缩短先进的往往也是更为复杂的精馏节能过程的开发周期,大幅度地提高从实验室小试到工业规模的放大倍数,具有理论上的研究意义和实际应用上的指导意义。

从 20 世纪 70 年代以来,研究者已经从热力学、操作原理等角度提出了大量的精馏过程的节能方法(Tedder,1978;Umeda,1979;Fitzmorris,1980;陈丙珍,1986;余国琮,1996),例如多效精馏(Brousse,1985;Pemberton,1978)、热泵(heat pump, HP)(Canales,1992;Salim,1991)、热交换网络(heat exchange net, HEN)(Rathore,1974;Yee,1990;Linhoff,1978,1979;Morari,1980;Smith,1988)、夹点技术(pinch technology)(Linhoff,1983a,1983b;Krajnc,1995;Homsak,1996;Rev,1991)、Petlyuk(Fidkowski,1987,1990;李凤华,1995)、二次回流和蒸发(secondary reflux and vaporization, SRV)(Mah,1977;Batista,1979)等方法。这些方法的主要途径是利用精馏过程的大量吸热、放热环节,通过过程集成的方法将热源与冷源进行匹配,以达到能量再利用,提高精馏过程的热力学效率,从而达到节省能量的目的。

内部热耦合精馏塔(internal thermally coupled distillation columns,ITCDIC)是这些方法中最吸引人的一种,是目前精馏塔节能研究的一个前沿。ITCDIC 减少了常规精馏塔(conventional distillation columns,CDIC)的冷凝器和再沸器的热负荷,让热量从精馏段传向提馏段,因此精馏段需要工作在比提馏段高的压力和温度下。为了调节工作压力,一个压缩机和一个节流阀被安排在两部分之间。由于精馏段与提馏段的压力差和热耦合结构,一定数量的热量从精馏段传递给提馏段,从而给精馏段产生向下回流液,为提馏段产生向上蒸气流。精馏段的流速向上递减而提馏段的流速向下递减。精馏段顶部和提馏段底部的气相流速非常小。通过热量的内部耦合,可以去掉常规的再沸器和冷凝器。大量的能量被再利用,从而大幅度地降低了能耗。日本的研究结果和我们的研究结果(Takamastu,1988;Liu,2000a,2001;刘兴高,2000a,2000b)都表明,内部热耦合精馏塔与常规精馏塔最小回流比下的能耗和操作费用相比还可以节省 30%以上,具有巨大的经济和社会价值。然而,由于内部热耦合精馏塔热耦合过程结构中高度耦合的存在和传热传质机理上的全新改变,给这一高效的精馏节能技术的操作、控制和设计都带来了困难,使平稳操作和控制设计成了阻碍这一高效精馏节能技术实际应用的主要障碍。

研究表明,精馏过程先进的节能方法在实际应用中往往存在三个主要问题(Glinos and Malone,1988)。首先,对设计和操作缺乏经验和认识,比如合适的独立操作变量数如何确定以及确定依据。其次,如何有效地进行控制。这些先进的节能方法理论上虽然可以提高精馏过程的热力学效率,但往往也使精馏过程的非线性和操作变量间的耦合关系更加复杂,实际操作中能否控制以及如何进行控制,控制变量和被控变量如何选择,虽然 CDIC 的控制经验或许可以借鉴到这些节能

方法上,但是仍未有细致的研究。最后,如何进行操作优化以及操作优化的结果是否切实可行,在最优操作条件下过程是否可控。

精馏过程模型化和优化控制技术的进步,已成为精馏行业消除“瓶颈”制约,努力增效创收的主要环节之一。世界各国的经验表明,以过程模型化和动态仿真技术为核心的控制优化和概念设计技术,是现有精馏过程降低能耗、提高经济效益、确保安全高效,以及全新的高效节能精馏过程开发的主要手段,它使人们从生产现场凭主观经验来设计装置和操作装置,转为坐到计算机前面用先进的科学方法对装置节能设计和节能工况进行分析综合和设计优化,从而实现“桌面节能生产”过程和“桌面节能设计”过程。该技术的推广和普及,将加速我国工业生产过程节能技术的进步,带动一大批的相关技术和产业的发展。

1.2 精馏过程的节能分析

1.2.1 热力学评价

精馏过程是一个不可逆过程,根据热力学第二定律,要实现这一过程,必须向系统做一定的功或提供一定的能量。在精馏过程中,所做的功或传递的能量大多以热能的形式来体现。

在衡量能量被利用的程度时,存在着两类效率,即根据热力学第一定律的热效率和根据热力学第二定律的热力学效率。前者只是反映过程中能量在数量上被利用的程度,不能反映出能量在转换过程中品位上的变化;后者则是能量在数量上和品位上被利用的综合反映,反映了过程的有效能被利用的程度。下面以精馏过程的热力学效率来考察过程的能量利用情况。

精馏过程的热力学效率(E)是过程的最小分离功(W_{\min})与有效能消耗(Q_{dic})的比,即

$$E = W_{\min} / Q_{\text{dic}} \quad (1.1)$$

对于可逆过程来说,过程的最小分离功与有效能消耗相等,热力学效率为100%;对于实际的精馏过程来说,由于过程操作的不可逆,使得过程的有效能消耗远远大于最小分离功,一般实际精馏过程的热力学效率仅在5%~10%左右。

对于一个确定的精馏过程来说,过程的最小分离功(W_{\min})是一定的,因此提高过程热力学效率的关键在于降低有效能消耗(Q_{dic})。

可以对常规的精馏过程(如图1.1所示)进行如下

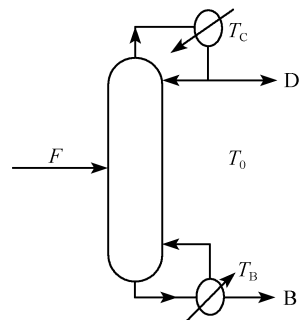


图1.1 常规精馏塔示意图

的热力学简化分析。假设这是一个双组分精馏,塔顶产品 D 与塔底产品 B 的数量相等而且汽化潜热也相近,则再沸器的热负荷(Q_r)与冷凝器的热负荷(Q_c)相近,即

$$Q_r \approx Q_c = Q \quad (1.2)$$

可以从下式算出精馏所需的再沸器加热量:

$$Q = \Delta H_v (R + 1) D \quad (1.3)$$

式中, ΔH_v 为汽化潜热, R 为回流比, D 为塔顶产物产量。

从热力学第一定律来看,塔底再沸器加入热量,又被冷凝器冷却水取走,热能浪费是很大的。

根据热力学第二定律,过程的有效能消耗为

$$Q_{dic} = QT_0 \left[\frac{1}{T_c} - \frac{1}{T_r} \right] \quad (1.4)$$

式中, T_0 为环境温度, T_r 和 T_c 分别为再沸器和冷凝器的温度。

从精馏塔的内部过程来看,塔底再沸器的能耗 Q 与上升的蒸汽量 V 成正比,因为 $V = (R + 1)D$,从而式(1.3)可表示为

$$Q = \Delta H_v V \quad (1.5)$$

在最小回流比(R_{min})操作下,上升的蒸汽量最小(V_{min}),此时达到分离要求所需的理论塔板数为无穷大。而实际操作中的回流比和上升蒸汽量一般为最小值的 1.4~4.0 倍。

当相对挥发度为常数时,在最小回流比(R_{min})操作下,上升的蒸汽量最小值(V_{min})为

$$V_{min} = F\alpha/(\alpha - 1) \quad (1.6)$$

由式(1.4)可见,当 T_r 和 T_c 较接近时,过程的有效能消耗 Q_{dic} 下降。因此减少精馏过程塔顶和塔底之间的温差,可以提高过程的热力学效率。可以通过精馏塔的降压,或是采用中间再沸器和中间冷凝器来实现。

由式(1.6)可见,相对挥发度 α 越大则 V_{min} 越小。可以通过减少 V_{min} 来降低过程的有效能消耗 Q 。由于相对挥发度与压力成反比,因此可以降低精馏过程的操作压力。如果塔顶压力不变,则塔的降压越小,过程的平均相对挥发度越大, V_{min} 越小,过程相对所需的加热量就会减少。

精馏过程的上升蒸汽量减少,则过程所需的加热负荷降低。因为 $V = (R + 1)D$,所以使回流比降低,可以减少精馏过程的上升蒸汽量,从而使过程所需的加热负荷降低。为了达到同样的分离效果必须提高理论塔板数,可以采用高效塔板或是高效填料使每米的理论板当量数增大;此外,还可以通过改进自动控制,使回流比准确地控制在设定值上,以减小回流比裕度,达到降低回流比的目的。

从提高热力学效率的角度考虑,精馏过程的节能技术主要可通过以下几种方

式来实现:

- (1) 改进操作线和气液平衡状态,使之更接近于气液平衡过程;
- (2) 有效地进行热能回收利用;
- (3) 与其他系统相互配合提高热能利用率。

1.2.2 推动力分析

从能量的本质看,精馏过程将物理有效能转化为扩散有效能,同时伴随物理有效能的降阶损失。

精馏过程的有效能损失是由下列不可逆性引起的:

- (1) 流体流动的压力降;
- (2) 不同温度物流间的传热,或不同温度物流的混合;
- (3) 相浓度不平衡物流间的传质,或不同浓度物流的混合。

压差、温差和浓度差均是相应过程的推动力,推动力越大,则不可逆性越大,有效能损失也越大。因此,减少有效能损失的关键在于减小推动力,精馏过程的节能要求千方百计地减少推动力;但推动力又是实现精馏过程所不可缺少的,保持必要的推动力,精馏过程才能得以进行。

在精馏塔中上升蒸汽通过塔板产生压力降,塔板数较多时,压力降增大,对于板式塔而言,降低气速或是每块塔板上的液位高度可以降低压降。然而,减少气速,则同等生产能力下需增大塔径,就要增加设备投资。降低每块塔板上的液位高度,则可能使塔板效率降低。所以,必须根据各种影响因素来选择合适的塔径和液位高度。此外,将板式塔改为高效填料塔也是提高生产能力、降低压力降的一个途径。例如,30万t乙烯装置的脱甲烷塔由浮阀塔改为 Intalox 填料塔,压降由 0.42×10^5 Pa 降低至 0.12×10^5 Pa,负荷提高 10% 后塔的压降也仅为 0.123×10^5 Pa。

在常规的精馏过程中,再沸器和冷凝器分别以一定的温度加入和移去热量。若使传热温差减少,则传热面积需要增大,从而使投资费用增大。因此,要选用高效换热器或是改进操作方式。例如,采用降模式再沸器、热虹吸式再沸器或是强制循环式再沸器等。

由式(1.4)可见,如果冷凝器冷却水的温度过低,净功消耗必定增加。因此,从冷凝器中将释放的能量进行回收利用,也是精馏过程降低净功消耗的一种有效的方法。

由于实际情况的复杂性,必须考虑各推动力之间的相互作用和影响。比如,用增加塔板数的方法来减小回流比,但要注意由于压力降的增大而可能导致有效能损失的增加,以及可能使塔底和塔顶的温差变大而导致传热有效能损失增加。又如,从原理上看,通过增大塔径和降低塔板上的液位,可使压降减小,但应注意可能导致的投资增大和板效率下降。因此,实际上需要综合协调这些相互作用的影响,

寻求切实可行的节能措施。

1.2.3 操作线分析

综上所述,降低精馏过程的有效能损失,提高过程的热力学效率,必须减少过程的传热和传质推动力。这可以归结为尽量使精馏过程的操作线与气液平衡线相接近。下面用双组分操作线图(如图 1.2 所示)来进行直观分析。

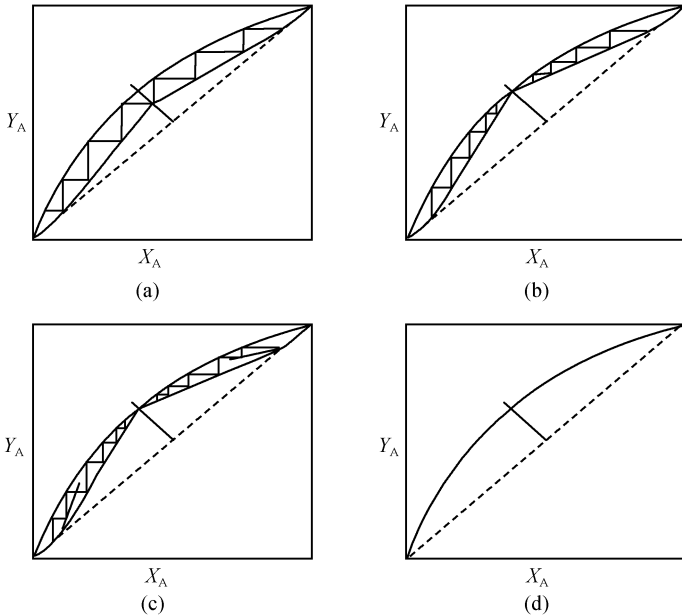


图 1.2 操作线分析示意图

图 1.2(a)代表在大于最小回流比操作下的一般的二元精馏。进入任意板 j 上的液体与蒸汽之间的过程传热推动力 ($T_{j+1} - T_{j-1}$) 和过程的传质推动力 ($K_{i,j-1} X_{i,j-1} - Y_{i,j+1}$), 将因操作线向平衡线靠拢而减小。

图 1.2(b)代表最小回流比操作下的情况。此时精馏段的操作线和提馏段的操作线都和气液平衡线相交。最小回流比下操作所需的净功虽然小于实际回流比下的数值,但是从图 1.2(b)可以看出,即使在最小回流比操作下,除了在进料板附近外,其他各板仍然有较大的传热和传质推动力。如果将操作线分成不同的几段,显然就可以减少这些板上的热力学不可逆性。

图 1.2(c)就是将精馏段操作线和提馏段操作线分别分成两段时的情况。此时,在精馏段用了两个不同的回流比,上一段的回流比小于下一段的回流比;在提馏段用了两个不同的蒸发比,上一段的蒸发比大于下一段的蒸发比。这相当于在精馏段的中间加了一个冷凝器,在提馏段的中间加了一个再沸器。在进料板处的

气液流率图 1.2(b)和图 1.2(c)是相同的,因此图 1.2(b)所示的塔顶冷凝器的负荷应为图 1.2(c)中两个冷凝器负荷之和。再沸器的负荷情况也类似。所以,图 1.2(c)的热力学效率的提高,并不是由于总的能量消耗减少,而是由于所用热能的品位不同。在中间再沸器加入的热量,其温度低于塔底再沸器所加入的热量,由中间冷凝器引出的热量,其温度高于塔顶冷凝器所引出的热量。

图 1.2(d)是理想可逆精馏。它是图 1.2(c)的进一步延伸,操作线与平衡线已完全重合。此时,应有无限多个平衡级,无限多个中间再沸器和中间冷凝器。

下面以理想二元物系的精馏为例进行分析。

当气液平衡线为正常情况时,对于精馏段中的任意板 j ,有

$$\begin{aligned} L_{\min,j} &= DR_{\min,j} = F \frac{Z_j - X_B}{X_D - X_B} \cdot \frac{X_D - Y_j}{Y_j - X_j} \\ &= F \frac{Z_j - X_B}{X_D - X_B} \cdot \frac{X_D - Y_j}{(\alpha - 1)X_j(1 - Y_j)} \end{aligned} \quad (1.7)$$

对于提馏段中的任意板 j ,有

$$L'_{\min,j} = V'_j \frac{Y'_j - X_B}{X'_j - X_B} \quad (1.8)$$

又因为

$$V'_j = L'_{\min,j} - B \quad (1.9)$$

代入式(1.8)有

$$L'_{\min,j} = B \frac{Y'_j - X_B}{Y'_j - X'_j} = F \frac{X_D - Z_j}{X_D - X_B} \cdot \frac{Y'_j - X_B}{(\alpha - 1)X'_j(1 - Y'_j)} \quad (1.10)$$

由式(1.7)和式(1.10)可见,最小回流量与 $(\alpha - 1)$ 成反比。在精馏段,塔板越向下, $(X_D - Y_j)$ 越大, $L_{\min,j}$ 越大,相应地, V_j 也越大(因为 V_j 为 $L_{\min,j}$ 和 D 之和)。在提馏段,塔板越向上, $Y'_j - X_B$ 越大, $L'_{\min,j}$ 也越大,相应地, V'_j 也越大(因为 V'_j 为 $L'_{\min,j}$ 和 B 之差)。精馏段的回流量越往下越大,提馏段的蒸汽上升量越往上越大。因此,理想可逆精馏塔的塔径在进料板处最大,向两端逐渐缩小,其结构图如图 1.3 所示。

对于理想可逆精馏塔,因为需要无限多塔板数才能实现规定的分离要求,因此没有实用意义,但是其消耗功最少,对于分析和提高精馏过程的热力学效率有一定的指导意义。

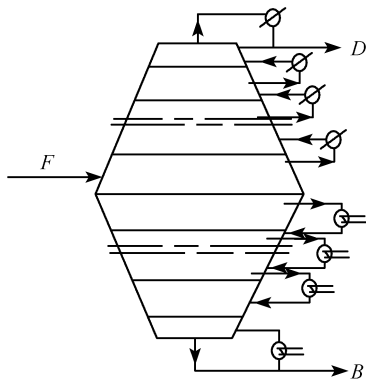


图 1.3 理想可逆精馏塔

1.2.4 热源和冷源

由式(1.4)可见,当 T_R 和 T_C 较接近时,过程的有效能消耗 Q_{th} 下降。因此减少精馏过程塔顶和塔底之间的温差,可以提高过程的热力学效率。如果热源与冷源之间的温差(即再沸器与冷凝器之间的温差)减少一半,那么,过程的热力学效率就可以增加约一倍。

实际上,冷源一般为大气,而热源则比较难确定。因此,有必要沿热量从再沸器回到其起始点的路径来加以分析。如果加热介质为低压锅炉产生的蒸汽,那么,热源就是锅炉中的火焰;如果蒸汽是从透平中抽出,那么透平就为热源。

从这一角度来说,精馏塔的热力学效率基本上就是塔与热源和冷源匹配得好坏的函数。采取比需要的温度高的热源就会使热资源利用率降低。所以,选择匹配的热源与冷源是精馏过程节能的一个出发点。

1.3 精馏过程的节能方法

精馏塔是主要的耗能设备。进料预先加热到一定的温度,由塔底再沸器产生的蒸汽来提供分离所需用的逆流流体。同样地,精馏塔有很大的冷量需要,蒸汽必须冷凝,产品必须冷却。为了在节能条件下实现要求的分离,存在多种热集成方法。

基于上述的精馏系统节能原理,大体可以把目前的节能方法归纳如下。

(1) 以热力学第一定律为基础,充分回收利用过程本身的热能或冷能。例如,加强保温保冷、回收物流的部分显热和潜热、pinch 技术、HEN 技术等。

(2) 以精馏原理为基础,减少精馏过程本身的能量需求。例如,减小回流比、采用新型塔板和新型填料塔,以提高分馏效率和减小压力降。还有控制循环精馏法等节能技术。

(3) 以热力学第二定律为基础,提高精馏系统的热力学效率。可分为两类:①基于绝热塔(adiabatic column)的外部热耦合技术,例如中间再沸器和中间冷凝器、采用多股进料和侧线出料方式、加预分馏塔的精馏技术、多效精馏、热泵(heat pump)精馏、Petlyuk 精馏以及 1999 年才工业化的分壁精馏塔(divided wall distillation columns, DWDIC)节能技术等;②基于透热塔(diabatic column)的内部热耦合技术,例如 SRV、ITCDIC 等。

1.3.1 单塔热回收

热回收最明显的热源显然是塔底产品,它向换热器提供热负荷,用来预热塔的

进料。在塔底产品流量较小时,可用的热量常常不够,这就要求在换热器后再装一个预热器(如图 1.4 所示)。从控制的角度考虑,这是有利的,因为该预热器能以外部热源补偿再沸器流量的变化,否则,此工艺流程上的变化可能导致操作的不稳定。

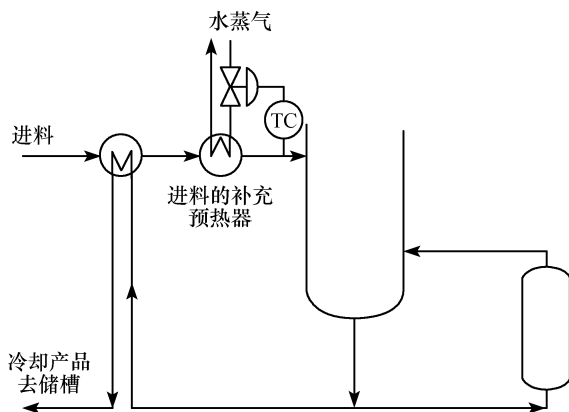


图 1.4 回收塔底产品的热量

实现热回收系统设计的传统方法是把管式精馏釜进料以及每个热物流都表示在焓温图上,调整热物流相对管式精馏釜进料在图上的位置,直到得到一个满意的相对位置,由此求得换热器的排布。图 1.5 表示了单个冷物流 A 被热物流 B、D、E 和 F 加热的焓温图。此图表示出在换热器序列中单个换热器的位置、温度推动力以及为达到进料温度炉子必须提供的热量。提高热回收的效果,需要对更复杂的系统进行研究,因此往往要研究一个以上热物流的系统,并使物流分流以便改进热回收。

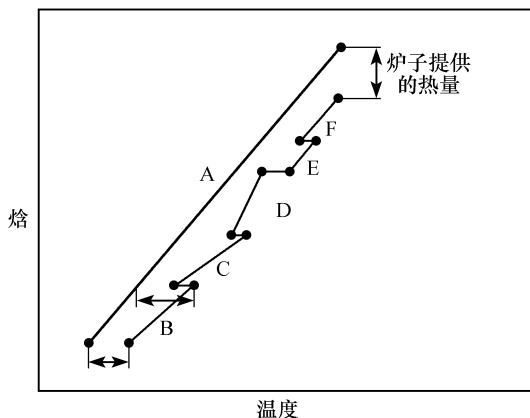


图 1.5 热交换系统的焓温图

这是庞大的综合研究工程,由此产生出了各种搜索方法、优化方法、试探规则相结合的方法来求解。从而形成了热集成领域中的一大分支,也就是 HEN 的设计、优化、动态分析和控制。

1.3.2 双效精馏

混合物的沸腾温度范围与热源—冷源之间不匹配,会使精馏塔的热力学效率变化很大。往往由于对热力学的应用缺乏理解,这种不匹配便特别常见。随着燃料成本的不断上升,人们对增加热力学效率的要求越来越强烈。使工艺过程与热源与冷源的 ΔT 更好匹配的一个方法,是把精馏塔串联配置。

图 1.6 所示为串联配置的丙烯精馏塔,两塔并联进料,而热量像双效蒸发器一样按顺序通过它们。因为混合物的沸腾范围很窄,使两塔之间的低压蒸汽热源和冷却水之间易于匹配。为了在公用的冷凝器/再沸器上产生足够大的 ΔT ,以便把全部的热量从第一个塔带到第二个塔,第一个塔的操作压力一定要比第二个塔高。

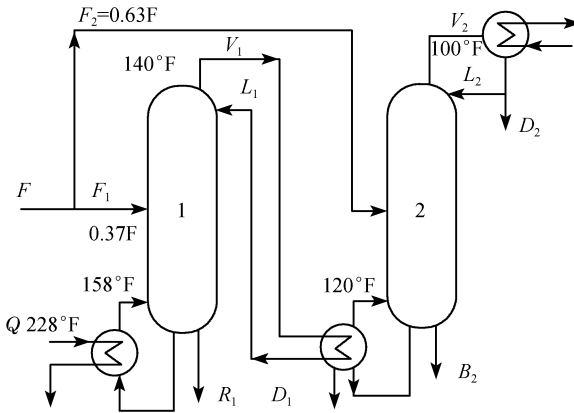


图 1.6 丙烯双效精馏塔

在较高的压力下,混合物的相对挥发度只有 1.10(原为 1.135)。如果两个塔的理论塔板数相同,那么,第一个塔所需要的回流比就要比第二个塔大(第一个塔回流比为 33,第二个塔的回流比为 15)。两者的汽化潜热也不同:第一个塔的塔顶为 306.71kJ/kg;第二个塔的塔顶为 246.32kJ/kg。对单效精馏,低压塔要处理全部进料,但是现在只需要处理 63%的进料,其余 37%的进料的处理根本不需要再消耗热量。从而使每单位进料所需要的热量减少了 37%,即减少到 65 058.54kJ/(kg·mol)。

表 1.1 列出了不同情况下的丙烯精馏塔的热力学效率。由表 1.1 可以看出,除了由纯热源驱动的热泵循环塔外,这种双效精馏的效率是最高的。

表 1.1 不同情况下的丙烯精馏塔的热力学效率

热 源	$T/^\circ\text{C}$	效率/%
以 80% 效率燃烧	1648.9	1.4
$1.41\text{kg}/\text{cm}^2$ 下透平排汽	142.2	7.0
82.2°C 的激冷水	82.2	9.6
电功驱动的热泵		13.6
矿物燃料的热泵		4.6
$1.41\text{kg}/\text{cm}^2$ 绝压下双效精馏塔的排汽	142.2	11.1

可以使用双效精馏的场合很多,只需让丙烯精馏塔的再沸器在 82.2°C 冷凝,就可以使苯-甲苯塔在常压下操作。尽管这两个系统不大可能在同一个工厂中找到,但是它们的各种性能匹配得很好。而且,只要避免补充热量和冷量,它们的产量在稳态和非稳态操作条件下也必然匹配。当然,在控制产品质量的条件下,需要放弃一个自由度以换得公用的热流量。

尽管多效精馏有明显的益处,但是由于存在种种困难,而使应用的机会受到限制。例如,图 1.6 中的并行进料塔,以及单独进行分离的苯-甲苯塔和丙烷-丙烯塔,都不大可能被选用。采用机会最多的是多组分混合物的顺序分离,在这种分离过程中,各组分的沸点有一个自然顺序,进料量也有联系。这种配置与多效蒸发器很相似,因为两者的热量和进料有类似的顺序。

1.3.3 热泵精馏

与其把塔排出的全部热量排入大气,还不如提高其中一部分能量的等级,使之足以用于本塔的再沸器,这便是热泵精馏技术的出发点。图 1.7 所示的丙烯精馏

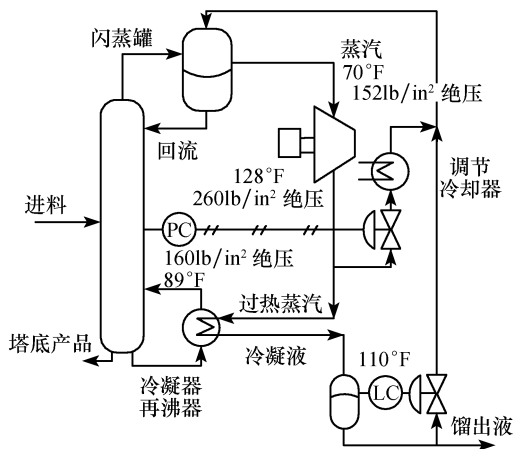


图 1.7 丙烯热泵精馏塔

塔即为一例($11b=0.453\ 592\text{kg}$; $11n=2.54\times 10^{-2}\text{m}$; $11b/in^2=7.030\ 70\times 10^2\text{kg/m}^2$)。该系统中,将丙烯蒸汽充分压缩,并靠汽化丙烷来冷凝。为了满足塔的能量平衡,必须将压缩机引入的功排到外部冷源中。由于把冷源选在压缩机的出口处,塔就可以在低于冷源的温度下进行操作。

对于回流温度为 21.1°C 的丙烯精馏塔,相对挥发度增加到 1.152。这样就把回流比减少到 12.2, V/F 减少到 6.6, 进料需要热量减少到 $97\ 587.81\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})$ 。使丙烯在 21.1°C 条件下沸腾,在 43.3°C 时冷凝,环境温度为 26.7°C ,可计算出泵运输这部分能量所需要的最小功($1\text{Btu}=1.055\ 06\times 10^3\text{J}$)

$$\begin{aligned} W_{\min} &= \frac{42\ 000(110-70)(460+80)}{(460+110)(460+70)} \\ &= 3000\text{Btu}/(\text{lb}\cdot\text{mol})(6970.56\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})) \end{aligned} \quad (1.11)$$

若使压缩效率为 60%,则实际所用功约为每摩尔进料 5269.24kJ。

显然,这仅仅为进料所需热量的 12%(只有常规再沸器和冷凝器的塔所用热量的 11%)。热泵输送的优点是显而易见的。通过增大冷凝器/再沸器的换热表面,减少通过其上的 ΔT ,可以进一步减少功的需要量(Shimizu, 1985)。 ΔT 减少 5.6°C ,实际功可以减少 1/4,因为 5.6°C 代表了总温差的 1/4。

沸腾范围窄和回流比高的分离过程最适合采用热泵。丙烷-丙烯分离也许是最普通的例子,但是也还有其他的应用实例。Null(1976)对许多分离过程的经济性进行了研究,从而指出哪些区域使用热泵是最经济合算的。

为了对有热泵循环的塔进行全面的热力学分析,还有必要对功的来源进行研究。如果用电能来驱动压缩机,在转换为功的过程中熵的变化为零,那么熵的影响就是在环境温度下把 W 转换成废热所经历的变化

$$\Delta s_e = \frac{5000}{460+80} = 9.27\text{Btu}/(\text{lb}\cdot\text{mol})(21.54\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})) \quad (1.12)$$

其效率为 13.6%。

不过,还有一个需要考虑的因素,这就是电源。如果电是由矿物性燃料的发电站发出的,那么,发电厂的典型效率为 33%。这就意味着,燃料中只有 1/3 的能量转换成电力,剩余部分则作为废热排到环境中,因此,对环境总的热影响是单纯采用热泵循环引起的变化的 3 倍,即

$$\Delta s_e = 3 \times 9.27 = 27.8\text{Btu}/(\text{lb}\cdot\text{mol})(64.41\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})) \quad (1.13)$$

这就使热泵循环塔的效率降为 4.6%。

从经济学的角度考虑,用电驱动压缩机的每单位能量的成本要比用低压蒸汽做动力高 4 倍。热泵循环塔的操作成本应该更低一些,因为它的热功比约为 9。但是,如果废热能以激冷水的形式加以利用,那么,它将是成本极低的热源,而且效率很高。

1.3.4 全面热集成过程

过程集成的方法,已被证实是一种非常成功的降低常规精馏装置能耗的方法(Linhoff,1983a)。这些方法有的已经被应用于实际过程,热泵循环方法不仅在精馏过程,而且在热再生领域得到了广泛应用,并取得了十分好的效果(Moser,1985)。只是要进行全面的过程集成就受到实际装置本身结构的限制,为了达到全面集成的目的,就必须重新考虑常规装置的结构。基于这种想法,SRV、Petlyuk、分壁精馏塔(DWDIC)(Lestak,1994; Triantafylleu,1992)、内部热耦合精馏塔等方法被陆续提了出来。其中,DWDIC技术已在1999年AIChE春季会议上宣布商业化,取得投资和能耗各节省20%以上的巨大经济效益,已在BASF、BP、Shell等国际知名石油化工公司成功应用。

Petlyuk热偶精馏是1964年由苏联学者Petlyuk提出(Petlyuk,1964)。图1.8给出了它的结构示意图。用主塔和副塔组成的复杂塔代替常规序列精馏塔系,副塔可以省掉再沸器和冷凝器,在热力学上是一种较为理想的结构,既可节省设备投资,又可节省能耗。这种新型的节能精馏由于其可逆特性有利于提高热力学效率,从而降低了能耗,受到较为广泛的重视。国内外进行了包括设计、优化和应用等多方面的研究,在20世纪60年代和70年代曾掀起了一个研究高潮。理论与实验研究表明,该精馏节能方法可以大大减少投资和能耗。

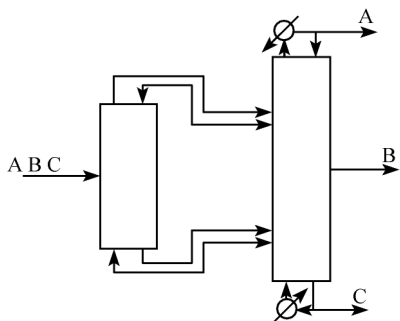


图 1.8 Petlyuk 精馏塔结构示意图

由于 Petlyuk 精馏塔的两塔连接部分要求压力相等,而且对气液流股的匹配有一定的限制,导致了塔压控制和流股匹配设计研究上的困难,而在当时被认为难以实现。在70年代末和80年代初,很少再有人研究。

20世纪80年代中叶,英国UMIST大学的Robin Smith教授和日本的部分学者,又开始致力于Petlyuk精馏节能技术的研究,并在Petlyuk精馏塔的基础上,提出了分壁精馏塔(DWDIC)节能技术,并基于过程模型化和动态仿真技术,成功实现工业化。图1.9给出了DWDIC的结构示意图。它采用立式隔板(称为Petlyuk壁)将一个常规塔从中间垂直隔开,分成副塔和主塔两部分,其效果相当于将Petlyuk精馏的主塔和副塔放在一个塔内。从热力学上讲,它等同于Petlyuk塔。目前该技术已被德国的BASF、Linde,美国的Shell、UOP,英国的BP,日本的住友重工株式会社和KruppUhde等国际知名公司采用。

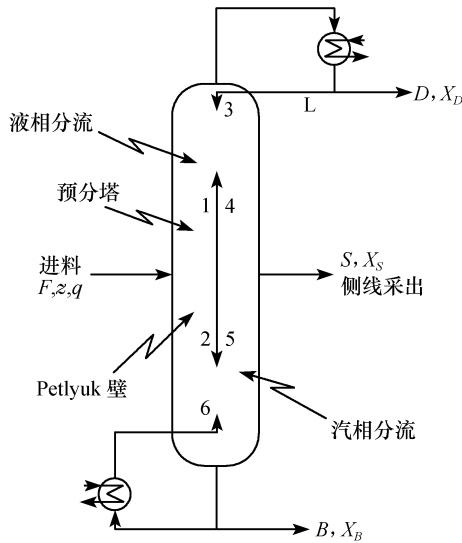


图 1.9 DWDIC 精馏塔结构示意图

综上所述,降低精馏能耗的途径是多种多样的,无论采用哪一种措施,均能获得一定程度的节能效果,但最终评价的基准则取决于经济效益。在大多数情况下,采用节能技术均会减少操作费,但设备费可能增加,而且往往使操作变得复杂,要求较高的控制水平。这是在应用节能技术时不能忽视的问题,必须综合权衡,采用最佳方案。

研究表明,先进的节能方法的实际应用往往存在以下三个方面的问题(Glinos and Malone,1988)。

(1) 对设计和操作缺乏经验和认识。比如合适的独立操作变量数如何确定以及确定依据。

(2) 如何有效地进行控制。这些先进的节能方法,理论上虽然可以提高精馏过程的热力学效率,但往往也使精馏过程的非线性和操作变量间的耦合关系更加复杂,实际操作中能否控制以及如何进行控制,控制变量和被控变量如何选择,虽然常规精馏塔的控制经验或许可以借鉴到这些节能方法上,但是仍未有细致的研究。

(3) 如何进行操作优化,以及操作优化的结果是否切实可行,在最优操作条件下过程是否可控。

以过程模型化技术以及动态仿真技术为核心的过程控制优化和设计技术,是实现先进的甚至更为复杂的精馏节能技术、克服其实际应用中的三大障碍,并实现最优操作的有效手段。

1.4 精馏过程控制

1.4.1 控制科学与过程控制

20世纪50年代以前可以称为控制科学发展的第一阶段。其实远在古典控制理论形成之前,就有蒸汽机的飞轮调速器、放大电路的镇定器等自动化控制系统和装置出现,这都是不自觉地应用了反馈控制的概念构成系统的例子。到了20世纪20年代到40年代,特别是第二次世界大战中,一些国防和通信自动化系统的研制,古典控制理论在牢固的基础上形成并逐渐成熟。二战后到50年代,根轨迹法、非线性系统的谐波近似法及采样控制系统的研究方法等,进一步丰富了古典控制理论(周春晖,1980)。

20世纪60年代,可以认为是控制科学发展的第二个阶段。在这个阶段,人们为了发展太空宇宙事业,感到古典控制理论尚有不足,于是在古典控制理论的基础上逐步发展了现代控制理论(绪方胜彦,1980)。它是以微分方程、线性代数及数值计算为数学工具,用时域方法(状态空间方法)以描述系统内部状态变量关系的状态方程为基础,研究系统状态运动的理论。在解决多变量系统及最优控制等问题方面,现代控制理论解决了古典控制理论难以解决的问题。

值得注意的是,现代控制理论在综合和分析系统时,已经从外部现象深入到揭示系统内在的规律性,从局部控制进入到一定意义下的全局最优,而且在结构上已从单环控制扩展到适应环、学习环等。

与此同时,电子计算机的发展与普及为现代控制理论的应用开辟了道路,为实现工业自动化提供了十分重要的技术手段。在20世纪60年代中期,已经出现了用计算机代替模拟调节器的直接数字控制(direct digital control, DDC),和由计算机确定模拟调节器或直接数字控制回路最优设定值的监督控制(supervisory computer control, SCC)。

20世纪70年代,控制科学的发展表现出两个明显的特点,它们正是进入第三个阶段的标志。

第一,70年代初已开始出现了适合工业自动化的控制计算机商品化系列。由于大规模集成电路制造的成功和微处理器的问世,计算机的功能丰富多彩,可靠性大为提高,而价格却大幅度下降。尤其是工业用控制机,在采用了冗余技术、软硬件的自诊断等措施后,其可靠性已提高到基本上能够满足工业控制要求的程度。值得指出的是,从70年代开始,针对工业生产规模大、过程参数和控制回路多的特点,为了满足工业用计算机具有高度可靠性和灵活性的要求,出现了一种分布式控制系统(distributed control system, DCS),又称集散系统。它是集计算机技术、控

制技术、通信技术和图形显示等技术于一体的计算机系统,一经问世,就受到工业界的青睐。

第二,控制理论与其他学科互相交叉,互相渗透,向着纵深方向发展,从而开始形成了第三代控制理论,即大系统理论和智能控制理论(Mohammad, 1983; 蔡自新, 1990)。它将人工智能、控制理论和运筹学三者结合起来,组成专家系统对一些复杂的工业过程进行诊断。

在我国,已出现了利用知识和推理的实时专家系统进行诊断、预报和控制的实例。尽管到目前为止,第三代控制理论还处在发展和完善过程中,但已受到极大的重视和关注,并且取得了很大的发展。

在这个阶段,人们进一步把控制科学与其他学科相联系,这反映了人们的自然观也在不断发展,普遍联系的辩证的自然观已经深入到了各个学科。在这个阶段,控制理论进入了所谓的计算机集成过程系统(computer integrated production system, CIPS)的时代(金以慧, 1997)。

计算机科学的发展为实现对系统的自动控制提供了十分有效和强有力的手段,在计算机硬件上,出现了专门用于控制系统的工业用计算机,就是人们通常所说的工控机;在计算机软件上,出现了控制系统的计算机辅助设计技术,如现在十分流行的 Matlab 软件, Matlab 对控制系统理论及计算机辅助设计技术起到了巨大的推动作用。同时,控制科学与管理科学结合起来,使控制系统开始具备了智能化的特点。

1.4.2 精馏过程控制

精馏过程是石油、化工生产中普遍使用的单元操作,其性能的好坏直接影响产品的质量和生产过程的能耗。随着全球范围能源危机的日益加深以及石油价格的不断上涨,如何提高过程的生产效率、降低过程的能耗已经引起各国关注。精馏过程作为化工生产过程中的高能耗装置自然成为人们最为关注的对象,精馏过程控制作为达到上述目的最有效的手段同样也受到了高度的重视。

精馏过程控制的研究经历了一个相当长的发展时期,而且至今已形成了化工过程控制中的一个独特的分支,但是它的发展却远不能令人满意。直到 20 世纪 60 年代初期,它的控制仍停留在几个参数的单回路控制的水平上。虽然 Shinskey (1984)和 Luyben(1988)等人对精馏过程的控制很早就提出了物料平衡、能量平衡的思想,进一步阐明了精馏控制的意义和目的,而且使得精馏控制的分类更加明确,但是这一切并不能给精馏控制带来本质的前进。

计算机的飞速发展和日趋普及,使得精馏过程的计算机优化控制成为可能(徐用懋, 1989; 苏永宏, 1990; 张杰, 2000);现代控制理论的发展也为精馏过程控制提供了强有力的调节手段(Hu, 1972; Coppus, 1983; Dartt, 1985; Tolliver, 1980;

Deshpande, 1985; Kane, 1987; Edgar, 1977; Waller, 1981; Rys, 1984)。

70年代末,法国、美国几乎同时成功地将预测控制应用到精馏过程中,并取得了世人瞩目的成就,也开创了精馏过程控制的新篇章。

80年代中期,Setpoint、Duponnt、Simcon 等公司相继推出了商品化的精馏过程控制的系统化软件,已经将自适应控制及线性多变量控制理论应用到精馏过程中。

然而,精馏过程是一个复杂的传热传质过程,不仅具有严重的非线性、分布参数及时变特性,而且各通道之间存在强耦合作用,从而加深了精馏过程控制的难度,并要求控制系统不仅具有较好的控制效果,而且具有较强的鲁棒性。

1.4.3 常规控制系统

虽然关于先进控制系统的研究已经有很多年,但现有的精馏塔控制仍然以常规控制系统为主。在国内,先进控制系统的应用刚刚处于起步阶段,并依赖于进口产品。从资金和技术条件两个方面讲,大量应用的条件均未成熟。

不仅如此,即使常规控制系统的设计中也还存在很多问题,表现在两个方面。

第一,现有的常规控制系统分析和设计理论还不完善。即使是得到普遍认可的稳态相对增益矩阵方法(RGA)(Shinskey, 1984),也存在反例(Skogestad, 1990a)。最常见的单端和双端组分控制的变量配置问题也一直没有得到系统的结论(Waller, 1988; Skogestad, 1990b)。

第二,设计单位缺乏有效的动态仿真工具,对于实际生产中的问题只能通过经验或者在实验塔上做实验解决。

过程模型化技术和动态仿真技术的发展和普遍应用是解决上述两个问题的共同前提。

1.4.4 先进控制策略

各类先进控制策略在精馏塔的控制中几乎都有应用,如推断控制(罗荣富, 1992)、鲁棒控制(Wachter, 1988)、自适应控制(黄仲文, 1993)、预测控制(Ganguly, 1995; Georgiou, 1988)、智能控制(Tzouanas, 1990a, 1990b, 1990c)、非线性模型控制等。其中预测控制的应用最为成功(Robertson, 1998)。

1) 自适应控制

面对客观上存在的各种不确定因素,自适应控制系统能在控制系统运动过程中,通过不断地测量被控系统参数或运行指标,根据参数或运行指标的变化,遵循一定的评价指标或规则更新控制器结构、参数或改变控制作用,使系统运行在某种意义下的最优或次最优状态。自适应控制对模型和扰动的先验知识依赖程度较低。自适应控制方案很多,常被应用的主要有三种。

(1) 增益调度(gain scheduling)自适应控制

它的主要思想是通过监测过程的运行情况来变更控制器的参数,而变化控制器参数的原则是参照按预编程的方式确定的函数关系进行调节。它的优点是,能对操作条件的变化及时做出响应,调节控制器的增益。它的缺点主要有两个:其一,它属于一种开环补偿,因此对不正确的调节没有反馈补偿功能;其二,它的设计是非常花时间的,需要对机理有深刻的了解或对系统做足够多的测试。

增益调度自适应控制一般在包含反应的精馏过程中应用较广,因为它的动态效果直接受到反应的影响从而表现出很强的非线性和定向增益性,传统的 PID 控制不再满足要求。

Bisowarno(2003)提出了针对 ETBE 反应精馏塔的增益调度自适应控制的方法,结果表明它能有效实现在不同的操作条件和强非线性下的平稳操作。高纯下,增益调度也是一个消除非线性影响的很好的办法,Tsogas 和 McAvoy 在 1985 年针对精馏塔两端组分进行了增益调度自适应控制,获得很好的控制效果。

(2) 模型参考(model reference)自适应控制(MRAS)

对 MRAS 的期望性能用一个参考模型来表示,这个模型给出了对指令信号或设定信号的理想响应。参考模型也是控制系统的一部分。控制过程可以被认为由两个回路组成,内回路是由控制器和过程对象组成的一般控制回路,控制器的参数由外回路调节,来使实际输出与控制器输出的偏差值最小。

(3) 自校正控制器(self-tuning regulator,STR)

STR 的设计思想是将未知参数的估计和控制器的设计分开进行。控制系统可以分为两个回路。内回路包括常规的控制器和过程对象,控制器参数由外回路调节。外回路由一个回归参数预测器和一个设计运算器组成。

它的特点是将未知参数的估计和控制器的设计分开进行,过程特性中的未知参数采用递推最小二乘等算法进行在线估计,估计出的参数看作对象的真实参数,再在线求解参数已知的控制设计问题。

由于自校正控制器能有效处理精馏过程的非线性、多组分精馏的交互作用以及工业延时等问题,所以在上世纪 80 年代研究非常活跃。早在 1977 年,Sastry 等人就将自校正控制器运用到了双组分精馏塔上,并获得了很好的控制效果,但当时进行的只是塔顶组分控制。

1977 年,Morris 等人对精馏塔的自校正控制器应用进行了仿真研究。1981 年,Dahlqvist 实现了对双组分精馏塔实验器材的两端组分控制的自校正控制器应用。1991 年,Tham 等人再次将自校正控制器运用到精馏塔的双组分控制中,并将控制结果与 PI/PID 控制做了详细的对比。应用结果表明,该控制律存在不少的局限性,为此,出现了多种改进算法,其中广为人知的广义预测控制算法即是其中之一。

2) 预测控制

模型预测控制作为一种新型的计算机控制算法,有着其鲜明的特征,它是一种基于模型预测、滚动优化并结合反馈校正的优化控制算法。从工业应用的角度看,模型预测控制算法在处理复杂的多变量控制问题时具有较大的优势,它可以成功地应用于含有时滞、约束的多变量过程。其特有的隐式解耦能力可有效地克服传统分散控制、解耦控制所带来的繁琐和存在的缺陷。

Maurath 等人在 1985 年运用基于 DMC 原理的多变量模型预测控制,对低纯度双组分精馏塔控制做了分析,得到很好的控制效果的同时,发现控制效果直接受到模型误差的影响。差不多同时,McDonald 和 McAvoy(1985)将 DMC 应用到中等和高等纯度下,他们发现此时很难找到一个对应的模型来表征实际对象,也就很难得到较好的控制效果。为了解决这个问题,本书作者采用了在线多变量增益和时间常数整定技术来更新过程模型。结果表明,非线性 DMC 控制方案明显优于标准 DMC。

大多过程控制应用不仅要求保持被控变量在它的设定点上,而且还必须保证过程在操作限制以内。自从 DMC 提出后,在接下来的几年现场应用中,人们发现需要在 DMC 控制系统的基础上加以更加严格的约束控制。于是 1985 年,Carlos 等几位 Shell 公司的工程师提出了 QDMC(quadratic dynamic matrix control)算法,用线性不等式组的方式求解 QP 问题,从而使控制方案更加严谨。

1987 年,Clarke 提出了基于参数模型的广义预测控制(GPC)。由于它是在广义最小方差控制的基础上,在优化中引入了多步预测的思想,抗负载扰动、随机噪声、时延变化等能力显著提高,有较强的鲁棒性,适用于有纯时延、开环不稳定的非最小相位系统。又由于采用传统的参数模型,参数数目较少,对于过程参数慢时变的系统,易于在线估计参数,实现自适应控制。

1998 年,Karacan 等人对精馏塔的 GPC 控制方案做了理论和实验的研究,最后实验得到的结果和理论分析非常吻合,都能很好地达到控制效果,并于 2000 年对此做了更深入的研究和对比,更加验证了精馏塔的 GPC 控制方案是确实可行的。

3) 鲁棒控制

实际控制对象一般很难用精确的数学模型描述。鲁棒控制基于被控对象的不确定性和不完全信息建模,再根据该模型设计能够满足期望性能指标的控制器。鲁棒控制的基本理论包括 H_∞ 控制理论和 μ 理论。

H_∞ 控制理论就是在 H_∞ 空间通过某些性能指标的无穷范数优化而获得具有鲁棒性能控制器的一种控制理论。 H_∞ 控制理论为多输入多输出且具有模型摄动的系统提供了一种频域鲁棒控制器设计方法。对于非结构不确定性系统, H_∞ 鲁棒控制器可以设计得相当精确。

μ 理论是研究动态不确定性鲁棒控制的结构奇异值理论。 μ 理论将一个具有回路多点独立的有界范数摄动化为块对角摄动结构,然后给出判断系统鲁棒稳定的充要条件。 μ 理论不但能有效地、无保守性地判断“最坏情况”下摄动的影响,而且当存在不同表达形式的结构不确定性情况下,仍然能够分析控制系统的鲁棒稳定性和鲁棒性能问题。

鲁棒控制在精馏过程的应用研究主要集中在高纯下。虽然现在鲁棒控制本身并没有在现实过程中广泛应用,但是鲁棒性分析已经成为判断控制系统好坏的一个重要标准之一。

1993年,Wang和Yu较早地成功将鲁棒控制运用到高纯精馏过程中,并取得很好的控制效果。

1997年,Christen等人将 H_∞ 控制和 μ 理论在精馏过程中的控制效果进行了对比,结果表明两者都能非常有效地实现控制效果, H_∞ 控制相对计算量较小,所以有一定的优势,但是必须添加一个额外的环节消除系统反向响应的影响。

紧接着Fen Wu等人又提出了 H_2 控制方案,在一些细节上又做了一些改进。鲁棒控制的不足之处在于设计的复杂性,一般必须由高级专家完成,另外,当系统需要升级或做重大调整时,原先的设计就不再适用了。

4) 智能控制

智能控制是控制理论发展的高级阶段,它是人工智能、运筹学和自动控制三者的交叉。有代表性的智能控制包括专家控制、神经网络控制和模糊逻辑控制等。

(1) 专家系统

专家系统是应用人工智能技术,根据某个应用领域的的一个或多个人类专家提供的知识和经验进行的推理、判断和决策。人机接口、解释机构、数据库、知识获取、知识库和推理机是专家系统的基本组成部分。

其中数据库用于存储有关事实及推理结果;知识库用于存储相关领域专家的专门知识;推理机模拟专家的推理方法和技巧;专家系统通过人机接口与用户交换信息,输入数据和待解问题,输出推理过程和结构等。知识获取的基本任务是把知识输入到知识库中,并负责维持知识的一致性及完整性。推理机首先根据数据库中的有关事实和知识库中的专家知识以一定的推理方法进行推理,并在推理过程中不断更新数据库,直到最后得出结论。解释机构跟踪并记录推理过程,当用户提出询问需要给出解释时,它将根据问题的要求分别做相应的处理,最后把解答用约定的形式通过人机接口输出给用户。

精馏过程中专家控制的应用主要在精馏过程的报警系统(Jakob,1987)、决策系统和故障诊断(Batanov,1995)中。

(2) 模糊控制

模糊控制是基于模糊逻辑,模仿人类控制经验和知识的一种智能控制。模糊