

过程控制系统及工程



翁维勤、周庆海
编

化学工业出版社

过程控制系统及工程

翁维勤 周庆海 编

化学工业出版社

· 北 京 ·

(京)新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

过程控制系统及工程/翁维勤, 周庆海编. —北京: 化学工业出版社, 1996
ISBN 7-5025-1719-7

I. 过… II. ①翁… ②周… III. 过程控制 IV. TP273

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (96) 第 07804 号

出版发行: 化学工业出版社 (北京市朝阳区惠新里 3 号)

社长: 俸培宗 总编辑: 蔡剑秋

经 销: 新华书店北京发行所

印 刷: 煤炭工业出版社印刷厂

装 订: 三河市延风装订厂

版 次: 1996 年 8 月第 1 版

印 次: 1996 年 8 月第 1 次印刷

开 本: 787×1092 1/16

印 张: 19 $\frac{1}{2}$

字 数: 480 千字

印 数: 1—3 500

定 价: 31.00 元

内 容 提 要

全书共分两篇十四章。第一篇控制系统，对工业过程中常用的或较为成熟的控制系统作了比较详细的讨论，对近年来出现的新型控制系统作了扼要的介绍。第二篇控制工程，结合石油、化工、热电、轻工等工业过程中典型操作单元，从被控过程的特性、基本控制方案到新型控制方式作了简明的叙述。

本书由浅入深，重点突出，选材精炼，便于自学，适合作为工业自动化、检测技术及仪器仪表专业的本科生、函大、夜大的教材，也可作为工程师继续教育参考书。

前 言

生产过程控制技术近年来发展异常迅速,随着生产过程的连续化、大型化和不断强化,随着对过程内在规律的进一步了解,以及仪表、计算机技术的不断发展,它获得了更大的进展。因此,有关过程控制技术的论著、教材纷纷问世,人们从各种不同的应用角度,力图更为系统地对这门学科进行论述和探讨。可以说在自动控制领域中,过程控制已独树一帜。在这种情况下,要想在一本书中,尤其是在一本学时数有限的教材中,把过程控制技术的有关内容全面地包括进去,已是很难实现的事情了。针对这一现实,本书编写的宗旨是,把目前在工业生产过程中应用比较成熟的控制系统和控制方案作为重点内容,进行较为系统的阐述,从基本理论分析,到生产现场的实施,深入浅出,一一探讨。而以往包含在过程控制中的有些内容,诸如系统辨识、过程动态学、最优控制、自适应控制、新型控制系统(预测、推断控制等)、计算机控制与集散系统等,因它们已各自自成体系,因此再把它们详细编写到本书中,不仅篇幅膨胀,难以容纳,而且在各高等院校已就上述内容分别开设了相应的课程,并已有各自的教学用书,已无必要再捏合在这一本书中。我们认为,这样处理将更能使本书线索清晰,条理分明,便于学习和掌握。

本书可作为工业自动化、检测技术及仪器仪表等专业本科生、函授、夜大等教材。本书并有如下的特点。首先,各章节选材合理,需要研讨的问题都有完整的交待,能帮助读者建立一个系统的概念,全面正确地掌握各知识点。同时,适当运用控制理论加以论证,进行必要的定量或定性分析。对工程性的内容则侧重从物理概念上予以解释。考虑到本书涉及的是一门工程实践性很强的学科,许多知识只有通过亲自动手实践,才能真正掌握,所以本书尽量把实验内容结合到各有关章节中去。由于我校自动化教研室开发研制的微型液位实验装置被不少院校所采用,因此在本书中结合微型液位实验装置,对实验的目的、方法等内容作了适当的介绍,还是有价值的。此外,在每个章节的后面都附有习题、思考题,以加深和巩固学习效果。

全书共分两篇,第一篇过程控制系统,对在工业过程中常用的或较为成熟的控制系统作比较详细的讨论,对近年来出现的一些新型控制系统也进行了一定的介绍,使读者熟悉并能灵活应用各类控制系统。第二篇过程控制工程,结合石油、化工、热电、轻工等工业过程中具有代表性的典型单元操作过程,从被控过程的特性、基本控制方案到新型控制方式作简明扼要的叙述,为读者确定生产过程的控制方案打下扎实的基础。全书共十四章,其中第一、二、六、七、九、十章为周庆海编写,第三、四、五、八、十一、十二、十三、十四章为翁维勤编写,各章节所附思考题及习题由周庆海编辑。由于编者水平所限,在内容选删、组织及编写上,难免有不妥之处,请读者予以指正。

编者

1995. 12. 于北京化工大学

目 录

第 1 篇 过程控制系统

第 1 章 单回路反馈控制系统	1
1.1 单回路系统的结构组成	1
1.2 被控变量的选择	3
1.3 单回路系统的投运和整定	5
1.3.1 控制系统的投运	6
1.3.2 控制系统的整定	6
1.4 对象特性对控制质量的影响及操纵变量的选择	11
1.4.1 干扰通道特性对控制质量的影响	12
1.4.2 控制通道特性对控制质量的影响	15
1.4.3 操纵变量的选择	18
1.5 控制阀的选择	18
1.5.1 控制阀口径大小的选择	19
1.5.2 控制阀开、闭形式的选择	19
1.5.3 控制阀流量特性的选择	20
1.5.4 控制阀结构形式的选择	24
1.5.5 阀门定位器的选用	24
1.6 测量、传送滞后对控制质量的影响及其克服办法	26
1.6.1 测量滞后的影响	26
1.6.2 信号传送滞后的影响	27
1.6.3 克服测量、传送滞后的办法	27
1.7 系统的关联及其消除方法	29
1.7.1 系统关联及其影响	29
1.7.2 分析系统关联的方法	30
1.7.3 削弱或消除系统间关联的方法	31
本章附录	32
附录一 实验装置介绍	32
附录二 单回路控制系统连接实践	34
附录三 单回路控制系统的投运和整定	35
附录四 单回路控制系统的质量研究	35
本章思考题及习题	36
第 2 章 串级控制系统	38
2.1 概述	38
2.2 串级控制系统的实施	41
2.2.1 用电动Ⅲ型、Ⅰ型仪表构成串级控制方案	42
2.2.2 用气动单元组合仪表构成串级控制方案	43
2.2.3 串级控制系统的实施	44

2.3 串级控制系统的投运和整定	47
2.3.1 串级控制系统的投运	47
2.3.2 串级控制系统的工程整定方法	47
2.4 串级控制系统的特点	49
2.5 串级系统副回路的设计	53
本章附录	58
附录一 串级控制系统连接实践	58
附录二 串级控制系统的投运和整定	59
附录三 串级系统主、副环抗干扰能力的比较	59
附录四 串级系统与单回路系统质量的比较	60
本章思考题及习题	61
第3章 比值控制系统	63
3.1 概述	63
3.2 比值控制系统的类型	63
3.2.1 开环比值控制系统	63
3.2.2 单闭环比值控制系统	64
3.2.3 双闭环比值控制系统	65
3.2.4 其他类型的比值控制	66
3.3 比值系数的计算	69
3.3.1 流量与测量信号成线性关系时的计算	69
3.3.2 流量与测量信号成非线性关系时的计算	70
3.4 比值控制方案的实施	70
3.4.1 两类实施方案	71
3.4.2 比值控制方案实施举例	71
3.4.3 比值控制系统中非线性环节的影响	74
3.4.4 比值控制系统中的信号匹配问题	76
3.5 比值控制系统的投运与整定	78
3.6 比值控制系统的其他问题	78
3.6.1 流量测量中的压力、温度的校正	78
3.6.2 主、副流量的动态比值问题	79
3.6.3 具有逻辑规律的比值控制	81
3.6.4 副流量供料不足时的自动配比	82
3.6.5 主动量与从动量的选择	82
本章附录 比值控制系统实验	83
本章思考题及习题	84
第4章 均匀控制系统	86
4.1 均匀控制问题的提出及特点	86
4.2 均匀控制方案	87
4.2.1 常用的几种结构形式	87
4.2.2 控制规律的选择	89
4.2.3 参数整定	89
4.3 均匀控制系统的理论分析	90
4.4 其他需说明的问题	92
4.4.1 气体压力与流量的均匀控制	92

4.4.2 实现均匀控制的其他方法	92
本章附录 均匀控制系统实验	93
本章思考题及习题	93
第5章 前馈控制系统	94
5.1 前馈控制系统的特点	94
5.2 前馈控制系统的几种主要结构形式	96
5.2.1 单纯的前馈控制系统	96
5.2.2 前馈-反馈控制系统	97
5.2.3 前馈-串级控制系统	99
5.3 前馈控制规律的实施	100
5.4 前馈控制系统的应用	101
5.5 前馈控制系统的参数整定	103
5.5.1 K_f 的整定	103
5.5.2 T_1 、 T_2 的整定	104
5.6 多变量前馈控制	106
5.6.1 由工艺机理建立多变量前馈控制模型	106
5.6.2 以线性叠加为基础建立多变量前馈控制方程	107
5.6.3 多输入-多输出的多变量前馈控制系统	108
本章附录 前馈控制系统实验	111
本章思考题及习题	111
第6章 选择性控制系统	114
6.1 概述	114
6.2 选择性控制系统的类型及应用	115
6.2.1 开关型选择性控制系统	115
6.2.2 连续型选择性控制系统	117
6.2.3 混合型选择性控制系统	120
6.3 选择性控制系统的设计	121
6.4 积分饱和及其防止措施	122
6.4.1 积分饱和的产生及其危害性	122
6.4.2 抗积分饱和措施	122
本章思考题及习题	126
第7章 分程及阀位控制系统	128
7.1 分程控制系统	128
7.1.1 概述	128
7.1.2 分程控制的应用场合	129
7.1.3 分程控制系统控制器参数的整定	132
7.1.4 分程阀总流量特性的改善	132
7.2 阀位控制系统	137
7.2.1 概述	137
7.2.2 阀位控制系统的应用	138
7.2.3 阀位控制系统的设计及整定	140
本章思考题及习题	141
第8章 非线性控制系统	144
8.1 线性过程的非线性控制	144

8.1.1 液位的非线性控制	144
8.1.2 线性过程的其他非线性控制	146
8.2 非线性过程的非线性控制	148
8.2.1 pH 控制过程的非线性控制	148
8.2.2 反应器的非线性控制	150
8.3 位式控制	151
8.3.1 位式控制的改进及其发展	151
8.3.2 Bang-Bang 控制	152
本章思考题及习题	154
第 9 章 新型控制系统	155
9.1 纯滞后补偿控制系统	155
9.1.1 纯滞后补偿原理	155
9.1.2 纯滞后补偿控制的效果	155
9.1.3 史密斯补偿的实现	156
9.2 按计算指标及推断控制系统	158
9.2.1 按计算指标的控制系统	158
9.2.2 推断控制系统	162
9.3 解耦控制系统	166
9.3.1 关联系统解耦条件	167
9.3.2 解耦控制方案	167
9.3.3 解耦控制应用实例	171
9.4 按 z 变换设计的控制系统	172
9.4.1 最小拍控制算法	172
9.4.2 大林 (Dahlin) 控制算法	173
9.4.3 采样控制系统	175
9.5 预测控制系统	177
9.5.1 模型算法控制 (MAC)	178
9.5.2 动态矩阵控制	179
本章思考题及习题	182
第 10 章 计算机控制系统	185
10.1 概述	185
10.1.1 计算机控制与模拟控制的比较	185
10.1.2 计算机控制系统的基本类型	186
10.2 计算机控制系统组成及数据处理	188
10.2.1 计算机控制系统的组成	188
10.2.2 信号采集、数字滤波和数据处理	189
10.3 直接数字控制系统 (DDC)	194
10.3.1 DDC 系统组成、功能及应用场合	194
10.3.2 DDC 控制算式	196
10.3.3 PID 控制算式的改进	199
10.3.4 DDC 系统的参数整定	202
10.3.5 DDC 系统其他控制形式的 PID 算式	204
10.4 集散型控制系统	214
10.4.1 集散型控制系统的产生	214

10.4.2 集散型系统的基本组成和特点	215
10.4.3 集散型控制系统的功能	216
10.4.4 集散型控制系统示例 TDC-3000 简介	218
本章思考题及习题	224

第 2 篇 过程控制工程

第 11 章 流体输送设备的控制	226
11.1 概述	226
11.2 泵和压缩机的控制	227
11.2.1 离心泵的控制方案	227
11.2.2 容积式泵的控制方案	229
11.2.3 压缩机的控制方案	230
11.3 离心式压缩机的防喘振控制	231
11.3.1 喘振现象及原因	231
11.3.2 防喘振控制系统	232
11.3.3 压缩机串、并联运行及防喘振控制	237
本章思考题及习题	238
第 12 章 传热设备的控制	240
12.1 概述	240
12.1.1 传热设备的类型	240
12.1.2 传热设备的控制要求	241
12.2 一般传热设备的控制	241
12.2.1 换热器的控制	241
12.2.2 蒸汽加热器的控制	245
12.2.3 冷凝冷却器的控制	246
12.3 锅炉设备的控制	247
12.3.1 概述	247
12.3.2 锅炉汽包水位的控制	248
12.3.3 蒸汽过热系统的控制	255
12.3.4 锅炉燃烧过程的控制	255
12.4 加热炉的控制	259
12.4.1 采用压力平衡式控制阀(浮动阀)的控制	260
12.4.2 特殊温度-流量串级控制系统	260
本章思考题及习题	261
第 13 章 精馏塔的控制	264
13.1 概述	264
13.1.1 精馏塔的基本关系	264
13.1.2 精馏塔的控制要求	266
13.1.3 精馏塔的主要干扰因素	266
13.2 精馏塔的特性	266
13.3 精馏塔被控变量的选择	267
13.3.1 采用产品成分作为直接质量指标	267
13.3.2 采用温度作为间接质量指标	267
13.3.3 用压力补偿的温度参数作为间接指标	268

13.4 精馏塔的整体控制方案	270
13.4.1 传统的物料平衡控制	271
13.4.2 质量指标反馈控制	271
13.4.3 串级、均匀、比值、前馈等控制系统在精馏塔中的应用	274
13.4.4 精馏塔塔压的控制	275
13.5 精馏塔的新型控制方案	277
13.5.1 内回流、热焓控制	277
13.5.2 解耦控制	277
13.5.3 推断控制	277
13.5.4 精馏塔的节能控制	278
13.5.5 精馏塔的最优控制	280
本章思考题及习题	283
第14章 化学反应器的控制	285
14.1 概述	285
14.1.1 化学反应器的类型	285
14.1.2 化学反应器的控制要求	286
14.2 反应器的特性	287
14.3 反应器的热稳定性分析	289
14.3.1 反应器静态工作点的热稳定性	289
14.3.2 开环不稳定、闭环稳定的条件	290
14.4 反应器的基本控制方案	291
14.4.1 绝热反应器的控制	292
14.4.2 非绝热反应器的控制	293
14.5 反应器的新型控制方案	294
14.5.1 聚合釜的温度-压力串级控制系统	294
14.5.2 具有压力补偿的反应釜温度控制	295
14.5.3 变换炉的最优控制	296
14.5.4 连续搅拌槽反应器的自适应控制	297
本章思考题及习题	298
参考文献	300

第 1 篇 过程控制系统

第 1 章 单回路反馈控制系统

单回路反馈控制系统简称单回路系统。由于在所有反馈控制系统中，单回路反馈控制系统是最基本、结构最简单的一种，因此，它又被称之为简单控制系统。

单回路系统虽然系统结构简单，但它却能解决生产过程中的大量控制问题。它是生产过程中应用得最为广泛的一种控制系统。

单回路系统是复杂控制系统的基础。学会了单回路系统的分析和设计方法，将会给复杂控制系统的分析和研究提供很大的方便。

1.1 单回路系统的结构组成

单回路反馈控制系统由四个基本环节组成，即被控对象（简称对象）或被控过程（简称过程）、测量变送装置、控制器和控制阀。有时为了分析问题方便起见，往往把控制阀、对象和测量变送装置合在一起，称之为广义对象。这样系统就归结为控制器和广义对象两部分。然而，一般来说，还是把系统看成是由上述四个基本环节所组成。

下面结合一个具体的例子，说明如何将这四个基本环节有机地结合在一起构成一个单回路系统。

假定有一个如图 1-1 所示的水槽，流入量和流出量分别为 F_1 和 F_2 ，我们的任务是维持水槽液位 L 不变。为了控制液位，就要选择相应的变送器、控制器和控制阀，并按图 1-2 所示原理图构成单回路反馈控制系统。

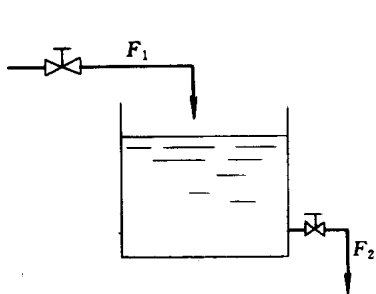


图 1-1 水槽

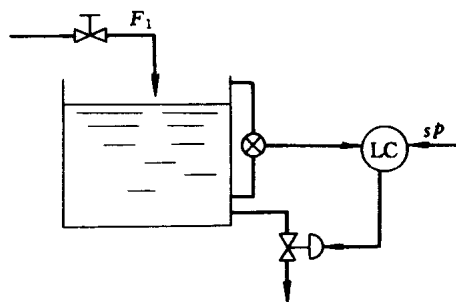


图 1-2 水槽液位控制系统

图 1-2 中 $\otimes$ 表示变送器，LC 表示液位控制器， sp 代表控制器的给定值。

这里需要作一点说明：在本系统中绘出了变送器这一环节，而在实际自控设计规范中这一环节是被省去不画的。这在今后自控设计中必需引起注意。在本书以后的系统图中也将略去这一环节。

下面简要分析该系统的工作情况。为便于分析问题起见，假定控制阀为气闭式，控制器

为反作用（关于控制阀开、闭形式及控制器的正反作用选择问题，以后将专门介绍），并定义偏差信号为测量值与给定值之差，当测量值大于给定值时，偏差为正，反之则为负。这与控制原理中所定义的偏差正好相反，这一点必需注意。

这里首先假定：在干扰作用之前，系统处于平衡状态，即此时流入量等于流出量，液位等于给定值。一旦此时有干扰引入，平衡状态将遭到破坏，液位开始变化，于是控制系统开始动作。

第一种情况：在平衡状态下，入口阀突然开大了。这样就使 $F_1 > F_2$ ，于是液位 L 将上升。随着 L 的上升，控制器将感受到正偏差（因为给定值没有变），而控制器是反作用的，于是它的输出将减小。前已假定控制阀是气闭式的，随着控制器输出的减小，控制阀将开大。这样，流出量 F_2 将逐渐增大，液位 L 将慢慢下降并逐渐趋于给定值。当再度达到 $F_2 = F_1$ 时，系统将达到一个新的平衡状态。这时控制阀将处于一个新的开度上。

如果在平衡状态下，入口阀突然关小了，那么，将出现 $F_1 < F_2$ ，液位 L 将下降，控制器输出将增大，控制阀将关小，这样，液位又会逐渐回复到给定值而达到新的平衡。

第二种情况：在平衡状态下， F_2 突然增大了。这就使 $F_2 > F_1$ ， L 将下降。这时，控制器输出将增大，控制阀将关小，于是 F_2 将随之逐渐减小， L 又会慢慢上升而回到给定值。如果在平衡状态下， F_2 突然减小了。此时， L 将上升，控制器输出将减小，控制阀将开大，重新使 F_2 增大而使 L 逐渐回复到给定值为止。

由上分析可知：不论液位在何种干扰作用下出现上升或下降的情况，系统都可以通过变送器、控制器和控制阀等自动化技术工具，最终把液位拉回到给定值上。

从上例可见，一个单回路反馈控制系统是由一个测量变送装置、一个控制器、一个控制阀和相应的被控对象所组成。这是单回路反馈控制系统的第一个特点。

对于图 1-2 所示的液位控制系统可以画出它的方块图如图 1-3 所示。

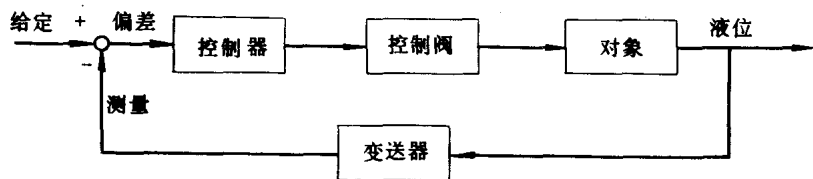


图 1-3 单回路控制系统方块图

由单回路系统方块图可以看出，在该系统中存在着一从系统的输出端引向输入端的反馈路线，也就是说该系统中的控制器是根据被控变量的测量值与给定值的偏差来进行控制的。这是单回路反馈控制系统的又一特点。

单回路系统结构比较简单，所需自动化技术工具少，投资比较低，操作维护也比较方便，而且一般情况下都能满足控制质量的要求。因此，这种控制系统在生产过程控制中得到了广泛的应用。

单回路系统根据其被控变量的类型不同可以分为温度控制系统、压力控制系统、流量控制系统、液位控制系统等。虽然这些控制系统名称不同，但是它们都具有相同的方块图。这就便于对它们的共性进行研究。

本章附录中所介绍的自控实验装置可供进行单回路控制系统控制的实践。

为了设计好一个单回路控制系统,并使该系统在运行时达到规定的质量指标要求,就要很好地了解具体的生产工艺,掌握生产过程的规律性,以便确定合理的控制方案。这里面包括有正确地选择被控变量和操纵变量;正确地选择控制阀的开闭型式及其流量特性;正确地选择控制器的类型及其正反作用,以及正确地选择测量变送装置等。为此,必需对系统中的对象、控制器、控制阀和测量变送装置特性对控制质量的影响情况分别进行深入的研究。

1.2 被控变量的选择

被控变量的选择是控制系统设计的核心问题。它选择得正确与否,将会直接关系到生产的稳定操作、产品产量和质量的提高以及生产安全与劳动条件的改善等。如果被控变量选择不当,不论采用何种控制仪表,组成什么样的控制系统,都不能达到预期的控制效果,满足不了生产的技术要求。为此,自控设计人员必须深入生产实际,进行调查研究,只有在熟悉生产工艺的基础上才能正确地选择出被控变量。

对于以温度、压力、流量、液位为操作指标的生产过程,就选择温度、压力、流量、液位作为被控变量,这是很容易理解的,也无需多加讨论。

质量指标是产品质量的直接反映。因此,选择质量指标作为被控变量应是首先要进行考虑的。

采用质量指标作为被控变量必然要涉及到产品成分或物性参数(如密度、粘度等)的测量问题,这就需要用到成分分析仪表和物性参数测量仪表。有关成分和物性参数的测量问题,目前国内、外尚未得到很好地解决。一来因为产品品种类型很不齐全,致使有些成分或物性参数目前尚无法实现在线测量和变送;二来这些仪表,特别是成分分析仪表具有较严重的测量滞后,不能及时地反映产品质量变化的情况。

当被选择质量指标作为被控变量发生困难或不可能时,可以选择一种间接的指标作为被控变量。但是必须注意,所选用的间接指标必须与直接指标有单值的对应关系,并且还需具有一定变化灵敏度,即随着产品质量的变化,间接指标必须有足够大小的信号变化。

以苯、甲苯二元系统的精馏为例。在气、液两相并存时,塔顶易挥发组分的浓度 x_D 、温度 T_D 和压力 p 三者之间有着如下函数关系:

$$x_D = f(T_D, p) \quad (1-1)$$

这里 x_D 是直接反映塔顶产品纯度的,是直接指标。如果成分分析仪表可以解决,那么,就可以选择塔顶易挥发组分的浓度 x_D 作为被控变量,组成成分控制系统。如果成分分析仪表不好解决,或因成分测量滞后太大,控制效果差,达不到质量要求,则可以考虑选择一间接指标参数:塔顶温度 T_D 或塔压 p 作为被控变量,组成相应的控制系统。

在考虑选择 T_D 、 p 其中之一作为被控变量时是有条件的。由式(1-1)可看出,它是一个二元函数关系,即 x_D 与 T_D 及 p 都有关。只有当 T_D 一定或 p 一定时,式(1-1)才可简化成一元函数关系。

即当 p 一定时:

$$x_D = f_1(T_D) \quad (1-2)$$

当 T_D 一定时:

$$x_D = f_2(p) \quad (1-3)$$

对于本例, 当 p 一定时, 苯、甲苯的 $x_D \sim T_D$ 关系如图 1-4 所示; 当 T_D 一定时, 苯、甲苯的 $x_D \sim p$ 关系如图 1-5 所示。

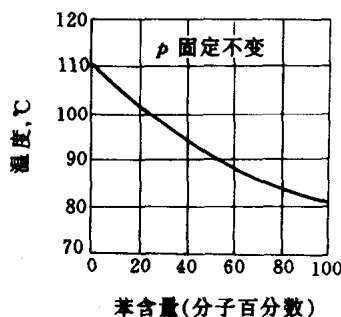


图 1-4 苯、甲苯 $x_D \sim T_D$ 关系 (p 一定)

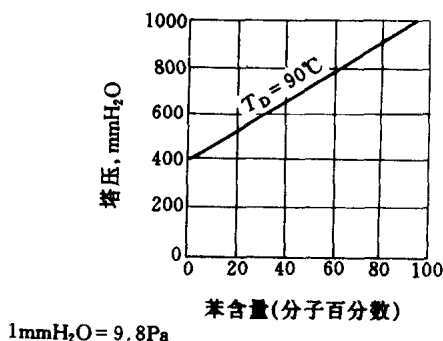


图 1-5 苯、甲苯 $x_D \sim p$ 关系 (T_D 一定)

从图 1-4 可看出, 当塔顶压力恒定时, 组成 x_D 与温度 T_D 之间是单值对应关系。塔顶温度越高, 对应塔顶易挥发组分的浓度 (即苯的百分含量) 越低。反之, 温度越低, 则对应的塔顶易挥发组分的浓度越高。由图 1-5 可以看出, 当塔顶温度 T_D 恒定时, 塔顶组分 x_D 与塔压 p 也存在单值对应关系。压力越高, 塔顶易挥发组分的浓度越大。反之, 压力愈低, 塔顶易挥发组分的浓度则愈低。这就是说, 在温度 T_D 与压力 p 两者之间, 只要固定其中一个, 另一个就可以代替组成 x_D 作为间接指标。因此, 塔顶温度 T_D 或塔顶压力 p 都可以选择作为被控变量。

然而, 一般都选温度 T_D 作为被控变量。因为在精馏操作中, 往往希望塔压保持一定, 因为只有塔压保持在规定的压力之下, 才能保证分离纯度以及塔的效率和经济性。如果塔压波动, 塔内原来的气、液平衡关系就会遭到破坏, 随之相对挥发度就会发生变化, 塔将处于不良的工况。同时, 随着塔压的变化, 塔的进料和出料相应地也会受到影响, 原先的物料平衡也会遭到破坏。另外, 只有当塔压固定时, 精馏塔各层塔板上的压力才近乎恒定, 这样, 各层塔板上的温度与组分之间才有单值对应关系。由此可见, 固定塔压, 选择温度作为被控变量是可行的, 也是合理的。

通过上述分析, 可以总结出如下几条选择被控变量的原则:

- (1) 在情况许可时, 应选择质量指标参数作为被控变量。
- (2) 当不能选择质量指标参数作被控变量时, 可选择一个与产品质量指标有单值对应关系的间接指标参数作为被控变量。
- (3) 所选的间接指标参数必须具有足够大的变化灵敏度, 以便反映产品质量的变化。
- (4) 在被控变量选择时还需考虑到工艺的合理性和国内、外仪表生产的现状。

被控变量确定之后, 还需要选择一个合适的操纵变量, 以便被控变量在外界干扰作用下发生变化时, 能够通过对操纵变量的调整, 使得被控变量迅速地返回到原先的给定值上, 以保持产品质量的不变。

操纵变量一般选系统中可以调整的物料量或能量参数。而石油、化工生产过程中遇到最多的操纵变量则是物流或能量流, 即流量参数。

然而在一个系统中, 可供选择作为操纵变量的参数往往不只一个, 而有数个, 这时就有一个操纵变量的选择问题。

操纵变量的选择要考虑到对象特性、干扰位置与性质等各种问题,有关操纵变量的选择问题留待第四节中再行讨论。

1.3 单回路系统的投运和整定

一旦控制系统按设计的要求连好,线路经过检查正确无误,所有仪表经过检查符合精度要求并已运行正常,即可着手进行控制系统的投运和控制器参数的整定工作。

在系统投运整定之前,必须检查控制器正、反作用开关是否放置正确。

控制器正、反作用按下述方法确定。

单回路系统方块图如图 1-6 所示。图中 $G_c(s)$ 、 $G_v(s)$ 、 $G_o(s)$ 、 $G_m(s)$ 分别代表控制器、控制阀、对象和测量变送装置的传递函数。从控制原理知道,对于一个反馈控制系统来说,只有在负反馈的情况下,系统才是稳定的,当系统受到干扰时,其过渡过程将会是衰减的;反之,如果系统是正反馈,那么系统将是不稳定的,一旦遇到干扰作用,过渡过程将会发散。系统不稳定当然是不希望发生的,因此,对于反馈控制系统来说,要使系统能够稳定地工作,必须要构成负反馈。

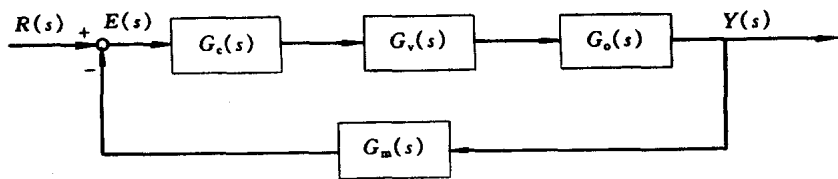


图 1-6 单回路系统方块图

为了保证能构成负反馈,系统开环总放大倍数必须为负值,而系统开环总放大倍数是系统中各个环节放大倍数的乘积。这样,只要事先知道了对象、控制阀和测量变送装置放大倍数的正负,再根据开环总放大倍数必须为负的要求,就可以很容易地确定出控制器的正、反作用。

对象、控制阀和测量变送装置放大倍数的正负是很容易确定的,只要分析一下它们各自的输出与输入信号是同向变化还是反向变化就可以确定。当输入信号增大输出信号也随之增大时,其放大倍数为正;当输入信号增大而输出信号减小时,其放大倍数则为负。例如对于图 1-2 所示的水槽液位控制系统,根据工艺要求,控制阀应选气闭式(关于控制阀开闭形式的选择留待以后介绍),显然它的放大倍数为负,因为当膜头压力增大时,阀门将关小。再看对象的放大倍数的正负,在这里液位对象的输入信号为控制阀所改变的流量,即水槽流出量 F_2 ,输出信号是液位 L 。当 F_2 增大时, L 将下降,因此,对象放大倍数为负。最后再看测量变送装置,显然,当液位上升时变送器输出将增大,因此,测量变送装置放大倍数为正。

在对象、控制器、控制阀和测量变送装置这四个环节中,已经知道了其中三个环节的放大倍数为两负一正。为了保证开环总放大倍数为负,那么,控制器必须选择为反作用。

控制器正反作用也可以根据对控制作用的要求确定。以图 1-2 水槽液位控制系统为例。当液位突然上升超过给定值时,控制器将感受到正偏差,从控制的要求出发,要把已经上升的液位调回来,必须开大控制阀门。由于控制阀是气闭式的,因此必须减小调节阀膜头的压力,亦即减小控制器的输出信号。很显然,要满足这一要求,控制器必须选择为反作用,因为只

有当控制器是反作用时，才能在正偏差的输入信号下输出信号是减小的。这与上述分析的结果是一致的。

当控制器正、反作用选好，并将其相应的开关位置设定好之后，就可以进行系统投运和控制器参数整定了。

1.3.1 控制系统的投运

所谓控制系统投运就是将系统由手动工作状态切换到自动工作状态。这一过程是通过控制器上的手动-自动切换开关从手动位置切换到自动位置来完成的，但是这种切换必须保证无扰动地进行。就是说，从手动切换到自动的过程中，不应造成系统的扰动，不应该破坏系统原有的平衡状态，亦即切换中不能改变原先控制阀的开度。控制器在手动位置时，控制阀接受的是控制器手动输出信号；当控制器切到自动位置时，控制阀接受的是控制器根据偏差信号大小和方向按一定控制规律运算所得的输出信号（称之为自动输出）。当控制器从手动切到自动时，将以自动输出信号代替手动输出信号控制控制阀。反过来，如果控制器从自动切到手动，则以手动输出代替自动输出控制控制阀。如果控制器在切换之前，自动输出与手动输出信号不相等，那么，在切换过程中必然会给系统引入扰动，这将破坏系统原先的平衡状态。这是不允许的。因此，要求切换过程必须保证无扰动地进行。

对于设计比较先进的电动Ⅱ型、I系列、EK系列等控制器来说，由于它们有比较完善的自动跟踪和保持电路，能够做到在手动时自动输出跟踪手动输出，在自动时手动输出跟踪自动输出，这样，就可以保证不论偏差存在与否，随时都可以进行手动与自动切换而不会引起扰动。此一功能称之为双向无平衡无扰动切换。具有这样功能的控制器将会给手动-自动切换工作带来很大的方便。

一般电动Ⅱ型控制器没有这么方便。为了保证无扰动切换，必须在切换之前做找平衡工作，即必须在偏差等于零时才能进行切换。这是因为当偏差等于零时，仪表内部的跟踪线路能自动地使控制器的自动输出跟踪等于手动输出，这样，从手动到自动的切换就可以保证无扰动。

按照本章附录三的内容可以进行单回路系统的投运实践。

1.3.2 控制系统的整定

(1) 系统整定的目的

所谓控制系统的整定，就是对于一个已经设计并安装就绪的控制系统，通过控制器参数（ δ 、 T_i 、 T_D ）的调整，使得系统的过渡过程达到最为满意的质量指标要求。

一个控制系统的质量取决于对象特性、控制方案、干扰的形式和大小以及控制器参数的整定等各种因素。然而，一旦系统按所设计的方案安装就绪，对象特性与干扰位置等基本上都已固定下来，这时系统的质量主要就取决于控制器参数的整定了。合适的控制器参数会带来满意的控制效果，不合适的控制器参数会使系统质量变坏。但是，决不能因此而认为控制器参数整定是“万能的”。对于一个控制系统来说，如果对象特性不好，控制方案选择不合理，或是仪表选择和安装不当，那么无论怎样整定控制器参数也是达不到质量指标要求的。因此，只能说在一定范围内（方案设计合理、仪表选型安装合适），控制器参数整定合适与否，对控制质量具有重要的影响。

有一点必须加以说明，那就是对于不同的系统，整定的目的要求可能是不一样的。例如，对于定值控制系统一般要求过渡过程呈4:1的衰减变化；而对于比值控制系统则要求整定成振荡与不振荡的边界状态；对于均匀控制系统则要求整定成幅值在一定范围内变化的缓慢的