

过程控制系统及工程

第 二 版

翁维勤 孙洪程 编著

化 学 工 业 出 版 社

工业装备与信息工程出版中心

·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, 孙洪程编著. —2 版,
—北京: 化学工业出版社, 2002.7
ISBN 7-5025-3851-8

I. 过… II. ①翁… ②孙… III. 过程控制
IV. TP273

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2002) 第 033607 号

过程控制系统及工程

第二版

翁维勤 孙洪程 编著

责任编辑: 刘 哲

责任校对: 蒋 宇

封面设计: 潘 峰

*

化 学 工 业 出 版 社 出版发行
工业装备与信息工程出版中心

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话: (010) 64982530

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京云浩印刷厂印刷

三河市延风装订厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 16 1/4 字数 397 千字

2002 年 7 月第 2 版 2002 年 7 月北京第 2 次印刷

ISBN 7-5025-3851-8/TP·309

定 价: 30.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

第一版前言

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 对象特性对控制质量的影响及操纵变量的选择	5
1.3.1 干扰通道特性对控制质量的影响	6
1.3.2 控制通道特性对控制质量的影响	8
1.3.3 操纵变量的选择.....	12
1.4 控制阀的选择.....	12
1.4.1 控制阀口径大小的选择.....	12
1.4.2 控制阀开、闭形式的选择.....	13
1.4.3 控制阀流量特性的选择.....	13
1.4.4 控制阀结构形式的选择.....	18
1.4.5 阀门定位器的选用.....	18
1.5 测量、传送滞后对控制质量的影响及其克服办法.....	19
1.5.1 测量滞后的影响.....	19
1.5.2 信号传送滞后的影响.....	20
1.5.3 克服测量、传送滞后的办法.....	21
1.6 控制器参数对系统控制质量的影响及控制规律的选择.....	23
1.6.1 控制器参数对系统静态误差的影响.....	23
1.6.2 控制器参数对系统动态误差的影响.....	24
1.6.3 控制规律的选择.....	25
1.7 系统的关联及其消除方法.....	26
1.7.1 系统关联及其影响.....	26
1.7.2 分析系统关联的方法.....	26
1.7.3 削弱或消除系统间关联的方法.....	28
1.8 单回路系统的投运和整定.....	29
1.8.1 控制系统的投运.....	30
1.8.2 控制系统的整定.....	31
本章附录	36
附录 1 实验装置介绍	36
附录 2 单回路控制系统连接实践	38
附录 3 单回路控制系统的投运和整定	39
附录 4 单回路控制系统的质量研究	40

本章思考题及习题	40
第2章 串级控制系统	42
2.1 概述	42
2.2 串级控制系统的实施	45
2.2.1 用电动Ⅲ型、Ⅱ型仪表构成串级控制方案	46
2.2.2 串级控制系统的实施	47
2.3 串级控制系统的投运和整定	49
2.3.1 串级控制系统的投运	49
2.3.2 串级控制系统的工程整定方法	50
2.4 串级控制系统的特点	51
2.5 串级系统副回路的设计	56
本章附录	60
附录1 串级控制系统连接实践	60
附录2 串级控制系统的投运和整定	60
附录3 串级系统主、副环抗干扰能力的比较	61
附录4 串级系统与单回路系统质量的比较	62
本章思考题及习题	62
第3章 比值控制系统	64
3.1 概述	64
3.2 比值控制系统的类型	64
3.2.1 开环比值控制系统	64
3.2.2 单闭环比值控制系统	65
3.2.3 双闭环比值控制系统	66
3.2.4 其他类型的比值控制	67
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	71
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	73
3.4.4 比值控制系统中的信号匹配问题	75
3.5 比值控制系统的投运与整定	76
3.6 比值控制系统的其他问题	77
3.6.1 流量测量中的压力、温度的校正	77
3.6.2 主、副流量的动态比值问题	78
3.6.3 具有逻辑规律的比值控制	79
3.6.4 副流量供料不足时的自动配比	80
3.6.5 主动量与从动量的选择	81
本章附录 比值控制系统实验	81

本章思考题及习题	82
第4章 均匀控制系统	84
4.1 均匀控制问题的提出及特点	84
4.2 均匀控制方案	85
4.2.1 常用的几种结构形式	85
4.2.2 控制规律的选择	87
4.2.3 参数整定	87
4.3 均匀控制系统的理论分析	88
4.4 其他需要说明的问题	90
4.4.1 气体压力与流量的均匀控制	90
4.4.2 实现均匀控制的其他方法	90
本章附录 均匀控制系统实验	90
本章思考题及习题	91
第5章 前馈控制系统	92
5.1 前馈控制系统的特点	92
5.2 前馈控制系统的几种主要结构形式	94
5.2.1 单纯的前馈控制系统	94
5.2.2 前馈-反馈控制系统	95
5.2.3 前馈-串级控制系统	96
5.3 前馈控制规律的实施	97
5.4 前馈控制系统的应用	99
5.5 前馈控制系统的参数整定	101
5.5.1 K_f 的整定	101
5.5.2 T_1 、 T_2 的整定	102
5.6 多变量前馈控制	103
5.6.1 由工艺机理建立多变量前馈控制模型	104
5.6.2 以线性叠加为基础建立多变量前馈控制方程	105
5.6.3 多输入-多输出的多变量前馈控制系统	106
本章附录 前馈控制系统实验	108
本章思考题及习题	109
第6章 选择性控制系统	111
6.1 概述	111
6.2 选择性控制系统的类型及应用	112
6.2.1 开关型选择性控制系统	112
6.2.2 连续型选择性控制系统	114
6.2.3 混合型选择性控制系统	116
6.3 选择性控制系统的设计	117
6.4 积分饱和及其防止措施	118
6.4.1 积分饱和的产生及其危害性	118
6.4.2 抗积分饱和措施	119

本章思考题及习题	120
第7章 分程及阀位控制系统	122
7.1 分程控制系统	122
7.1.1 概述	122
7.1.2 分程控制的应用场合	123
7.1.3 分程控制系统控制器参数的整定	125
7.1.4 分程阀总流量特性的改善	126
7.2 阀位控制系统	131
7.2.1 概述	131
7.2.2 阀位控制系统的应用	131
7.2.3 阀位控制系统的设计及整定	133
本章思考题及习题	134
第8章 非线性控制系统	137
8.1 线性过程的非线性控制	137
8.1.1 液位的非线性控制	137
8.1.2 线性过程的其他非线性控制	139
8.2 非线性过程的非线性控制	141
8.2.1 pH控制过程的非线性控制	141
8.2.2 反应器的非线性控制	143
8.3 位式控制	143
8.3.1 位式控制的改进及其发展	144
8.3.2 Bang-Bang 控制	145
本章思考题及习题	147
第9章 新型控制系统	148
9.1 纯滞后补偿控制系统	148
9.1.1 纯滞后补偿原理	148
9.1.2 纯滞后补偿控制的效果	148
9.1.3 史密斯补偿的实现	149
9.2 按计算指标及推断控制系统	151
9.2.1 按计算指标的控制系统	151
9.2.2 推断控制系统	154
9.3 解耦控制系统	158
9.3.1 关联系统解耦条件	159
9.3.2 解耦控制方案	160
9.3.3 解耦控制应用实例	163
9.4 按 z 变换设计的控制系统	164
9.4.1 最小拍控制算法	165
9.4.2 大林 (Dahlin) 控制算法	165
9.4.3 采样控制系统	168
9.5 预测控制系统	170

9.5.1 模型算法控制 (MAC)	171
9.5.2 动态矩阵控制	173
本章思考题及习题	175

第2篇 过程控制工程

第10章 流体输送设备的控制	178
10.1 概述	178
10.2 泵和压缩机的控制	179
10.2.1 离心泵的控制方案	179
10.2.2 容积式泵的控制方案	181
10.2.3 压缩机的控制方案	182
10.3 离心式压缩机的防喘振控制	183
10.3.1 喘振现象及原因	183
10.3.2 防喘振控制系统	185
10.3.3 压缩机串、并联运行及防喘振控制	190
本章思考题及习题	191
第11章 传热设备的控制	192
11.1 概述	192
11.1.1 传热设备的类型	192
11.1.2 传热设备的控制要求	193
11.2 一般传热设备的控制	193
11.2.1 换热器的控制	193
11.2.2 蒸汽加热器的控制	197
11.2.3 冷凝冷却器的控制	198
11.3 锅炉设备的控制	199
11.3.1 概述	199
11.3.2 锅炉汽包水位的控制	200
11.3.3 蒸汽过热系统的控制	206
11.3.4 锅炉燃烧过程的控制	206
11.4 加热炉的控制	209
11.4.1 采用压力平衡式控制阀 (浮动阀) 的控制	210
11.4.2 特殊温度-流量串级控制系统	210
本章思考题及习题	211
第12章 精馏塔的控制	213
12.1 概述	213
12.1.1 精馏塔的基本关系	213
12.1.2 精馏塔的控制要求	214
12.1.3 精馏塔的主要干扰因素	215
12.2 精馏塔的特性	215
12.3 精馏塔被控变量的选择	216

12.3.1	采用产品成分作为直接质量指标	216
12.3.2	采用温度作为间接质量指标	216
12.3.3	用压力补偿的温度参数作为间接指标	217
12.4	精馏塔的整体控制方案	219
12.4.1	传统的物料平衡控制	219
12.4.2	质量指标反馈控制	220
12.4.3	串级、均匀、比值、前馈等控制系统在精馏塔中的应用	222
12.4.4	精馏塔塔压的控制	223
12.5	精馏塔的新型控制方案	225
12.5.1	内回流、热焓控制	225
12.5.2	解耦控制	225
12.5.3	推断控制	226
12.5.4	精馏塔的节能控制	226
12.5.5	精馏塔的最优控制	229
	本章思考题及习题	231
第 13 章	化学反应器的控制	233
13.1	概述	233
13.1.1	化学反应器的类型	233
13.1.2	化学反应器的控制要求	234
13.2	反应器的特性	235
13.3	反应器的热稳定性分析	236
13.3.1	反应器静态工作点的热稳定性	237
13.3.2	开环不稳定、闭环稳定的条件	238
13.4	反应器的基本控制方案	239
13.4.1	绝热反应器的控制	240
13.4.2	非绝热反应器的控制	241
13.5	反应器的新型控制方案	242
13.5.1	聚合釜的温度-压力串级控制系统	242
13.5.2	具有压力补偿的反应釜温度控制	243
13.5.3	变换炉的最优控制	244
13.5.4	连续搅拌槽反应器的自适应控制	245
	本章思考题及习题	246
	参考文献	248

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控制系统。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，它又被称为简单控制系统。

单回路控制系统虽然结构简单，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最为广泛的一种控制系统，生产过程中 70% 以上的控制系统是单回路控制系统。

单回路系统是复杂控制系统的基础。掌握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，把控制阀、被控对象和测量变送装置合在一起，称为广义对象。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 ，控制要求是维持水槽液位 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。

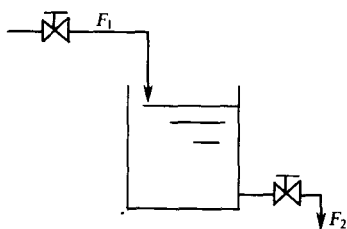


图 1-1 水槽

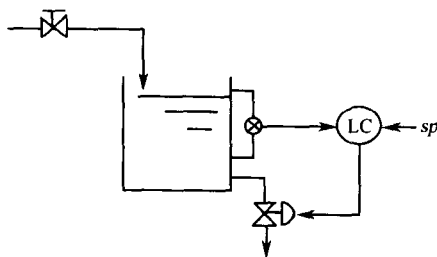


图 1-2 水槽液位控制系统

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。

这里需要做一点说明：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须引起注意。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），定义偏差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（根据系统的观点，系统之外的因素作用在系统之上称之为系统的输入。对于控制器来说，测量信号是它的外部输入，而给定是由其内部电路产生的信号，因此它的偏差定义是测量信号与给定之差。而对于控制系统来说，给定是它的外部输入，所以控制原理中所定义的偏差是给定与测量信号之差）。

首先假定，在干扰发生之前，系统处于平衡状态，即流入量等于流出量，液位等于给定值。一旦此时有干扰发生，平衡状态将被破坏，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，流入量突然变大（例如入口阀突然开大了）。此刻就使得 $F_1 > F_2$ ，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，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，流入量突然减小（例如入口阀突然关小了），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。

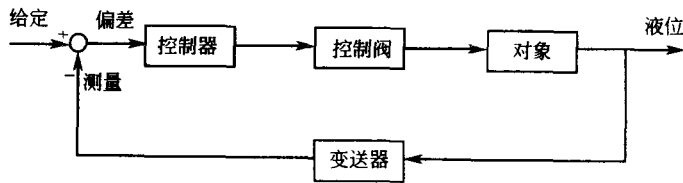


图 1-3 单回路控制系统方块图

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，必须对系统中的被控对象、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，分别进行深入的分析研究。

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，选择得正确与否，会直接关系到生产的稳定操作、产品产量和质量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。

当直接选择质量指标作为被控变量比较困难或不可能时，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的变化。

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，是直接的质量指标。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 或 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 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 - T_D 关系如图 1-4 所示; 当 T_D 一定时, 苯、甲苯的 X_D - p 关系如图 1-5 所示。

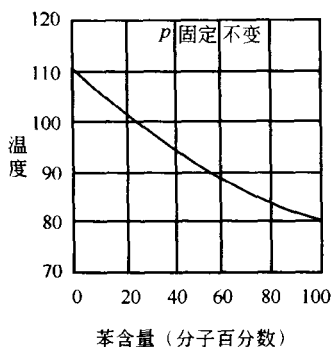


图 1-4 苯、甲苯 X_D - T_D 关系 (p 一定)

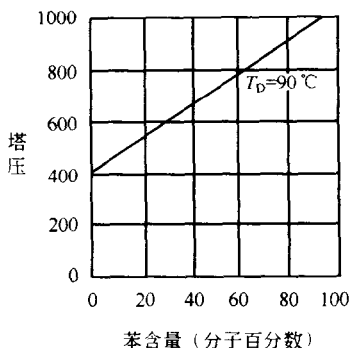


图 1-5 苯、甲苯 X_D - p 关系 (T_D 一定)

从图 1-4 可看出, 当塔顶压力恒定时, 浓度 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, 压力越低, 塔顶易挥发组分的浓度则越低。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 如有可能, 应当尽量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, 应当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应当具有足够大的灵敏度, 以便反映产品质量的变化;
- ④ 选择被控变量时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料流或能量流，即流量参数。

在一个系统中，可作为操纵变量的参数往往不只一个。操纵变量的选择，对控制系统的控制质量有很大的影响，因此操纵变量的选择问题是设计控制系统的一个重要考虑因素。

1.3 对象特性对控制质量的影响及操纵变量的选择

为了正确地选择操纵变量，首先要研究被控对象的特性。

我们知道被控变量是被控对象的一个输出，影响被控变量的外部因素则是被控对象的输入。显然影响被控变量的输入不只一个，因此，我们所研究的问题实际上是一个多输入单输出的对象。如图 1-6 所示。

现在的任务是在影响被控变量的诸多输入中选择其中某一个可控性良好的输入量作为操纵变量，而其他未被选中的所有输入量，则称为系统的干扰。如果用 u 来表示操纵变量，而用 F 来表示系统干扰，那么，对象的输入、输出之间的关系就可以用图 1-7 明确地表示出来。

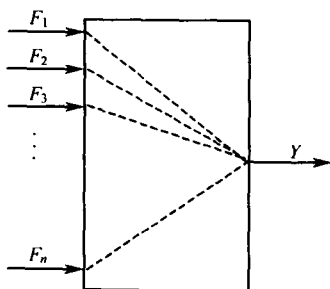


图 1-6 多输入单输出对象示意图

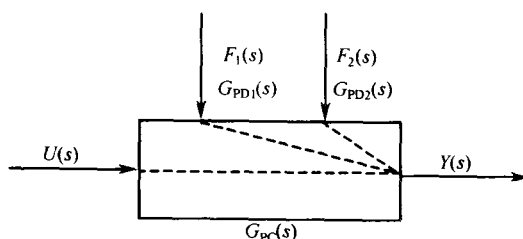


图 1-7 对象输入输出关系图

如果将图中的关系用数学形式表达出来则为：

$$Y(s) = G_{PC}(s)U(s) + G_{PD1}(s)F_1(s) + G_{PD2}(s)F_2(s) \quad (1-4)$$

式中 $G_{PC}(s)$ 为控制通道传递函数， $G_{PD1}(s)$ 、 $G_{PD2}(s)$ 为干扰通道传递函数。应当指出，当干扰通道与控制通道一致时，它们的传递函数也是相同的。

所谓“通道”，就是某个参数影响另外一个参数的通路，这里所说的控制通道，就是控制作用 $U(s)$ 对被控参数 $Y(s)$ 的影响通路；同理，干扰通道就是干扰作用 $F(s)$ 对被控参数 $Y(s)$ 的影响通路。一般来说，控制系统分析中更加注重信号之间的联系，因此，通常所说“通道”是信号之间的信号联系。干扰通道就是干扰作用与被控变量之间的信号联系，控制通道则是控制作用与被控变量之间的信号联系。

从式 (1-4) 可以看出，干扰作用与控制作用同时影响被控变量，不过在控制系统中通过控制器正、反作用的选择，使控制作用对被控变量的影响正好与干扰作用对被控变量的影响方向相反，这样，当干扰作用使被控变量偏离给定值发生变化时，控制作用就可以抑制干扰的影响，把已经变化的被控变量拉回到给定值来（当然这种控制作用是由控制器通过控制阀的开闭变化来达到的）。因此，在一个控制系统中，干扰作用与控制作用是相互对立而存在的，有干扰就有控制，没有干扰也就无需控制。

如何才能使控制作用有效地克服干扰对被控变量的影响呢？关键在于选择一个可控性良

好的操纵变量。这就要研究对象的特性，研究系统中存在的各种输入量以及它们对被控变量的影响情况，从中总结出选择操纵变量的一些原则。

1.3.1 干扰通道特性对控制质量的影响

我们从 K 、 T 、 τ 三个方面来进行分析。

(1) 放大倍数 K_f 的影响

假定所研究的系统方块图如图 1-8 所示。

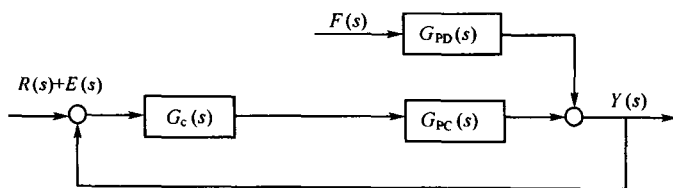


图 1-8 单回路系统方块图

由图 1-8 可直接求出在干扰作用下的闭环传递函数为：

$$\frac{Y(s)}{F(s)} = \frac{G_{PD}(s)}{1 + G_c(s)G_{PC}(s)} \quad (1-5)$$

由上式可得：

$$Y(s) = \frac{G_{PD}(s)}{1 + G_c(s)G_{PC}(s)} F(s) \quad (1-6)$$

$$\text{令 } G_{PD}(s) = \frac{K_f}{1 + T_f s}; G_{PC}(s) = \frac{K_0}{(1 + T_{01}s)(1 + T_{02}s)}; G_c(s) = K_c$$

并假定 $f(t)$ 为单位阶跃干扰，则 $F(s) = 1/s$ ，将各环节传递函数代入式 (1-6)，并运用终值定理可得：

$$y(\infty) = \lim_{s \rightarrow 0} Y(s) = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{1}{s} \frac{\frac{K_f}{1 + T_f s}}{1 + K_c \frac{K_0}{(1 + T_{01}s)(1 + T_{02}s)}} = \frac{K_f}{1 + K_c K_0} \quad (1-7)$$

式中 $K_c K_0$ 为控制器放大倍数与被控对象放大倍数的乘积，称之为该系统的开环放大倍数。对于定值系统， $y(\infty)$ 即系统的余差。由式 (1-7) 可以看出，干扰通道放大倍数越大，系统的余差也越大，即控制质量越差。

(2) 时间常数 T_f 的影响

为了研究问题方便起见，令图 1-8 中的各环节放大倍数均为 1，这样系统在干扰作用下的闭环传递函数应为：

$$\frac{Y(s)}{F(s)} = \frac{\frac{1}{1 + T_f s}}{1 + G_c(s)G_{PC}(s)} = \frac{1}{T_f} \frac{1}{\left(s + \frac{1}{T_f}\right)[1 + G_c(s)G_{PC}(s)]} \quad (1-8)$$

系统的特征方程为：

$$\left(s + \frac{1}{T_f}\right)[1 + G_c(s)G_{PC}(s)] = 0 \quad (1-9)$$

由式 (1-9) 可知，当干扰通道为一阶惯性环节时，与干扰通道为放大环节相比，系统

的特征方程发生了变化,表现在根平面的负实轴上增加了一个附加极点 $1/T_f$ 。这个附加极点的存在,除了会影响过渡过程时间外,还会影响到过渡过程的幅值,使其缩小了 T_f 倍。这样过渡过程的最大动态偏差也将随之减小。这对提高系统的品质是有利的。而且,随着 T_f 的增大,控制过程的品质亦会提高。

上述结论也可从一阶惯性环节的对数频率特性中得到解释。

一阶惯性环节的对数幅频特性如图 1-9 所示。 $\frac{1}{T_f}$ 是转折频率。由图可以看出,一阶惯性环节相当于一个低通滤波器,转折频率以前的低频信号可以通过,而转折频率以后的高频信号则受到抑制而很快衰减。随着 T_f 的增大,转折频率越向左移动,亦即允许通过的低频信号的频率越低,也就是说该环节所起的滤波作用越强。由于干扰作用在影响被控变量时受到自身通道的滤波作用,它对被控变量的影响程度就大为缩小,也就是说系统的质量会因此而提高,而且随着时间常数 T_f 的增大,所起的滤波作用越强,系统的质量越高。这与上述根平面分析的结果是一致的。

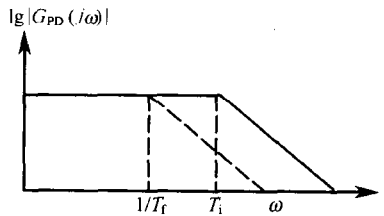


图 1-9 一阶惯性环节的对数幅频特性

如果干扰通道阶次增加,例如干扰通道传递函数为两阶的,那么,就有两个时间常数 T_{f1} 及 T_{f2} 。按照根平面的分析,系统将增加两个附加极点 $-1/T_{f1}$ 及 $-1/T_{f2}$, 这样过渡过程的幅值将缩小 $T_{f1}T_{f2}$ 倍,因此,控制质量将进一步获得提高。

有了上面的基础,分析干扰从不同位置进入系统对被控变量的影响就不难了。图 1-10 所示 T_1 、 T_2 及 T_3 从不同位置进入系统,如果干扰的幅值和形式都是相同的,显然,它们对被控变量的影响程度依次为 F_1 最大, F_2 次之,而 F_3 为最小。这只要画出图 1-10 的等效方块图(图 1-11),并运用上述分析的结果,很容易理解。

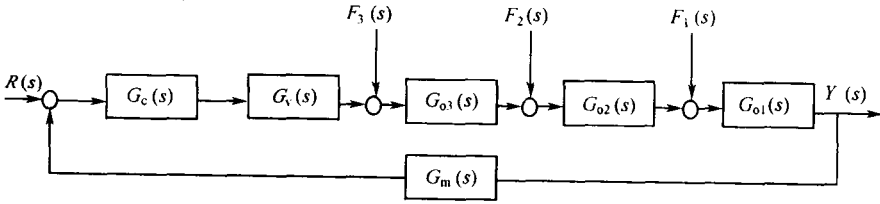


图 1-10 干扰进入位置图

由图 1-11 可以看出, F_3 对 y 的影响依次要经过 $G_{o3}(s)$ 、 $G_{o2}(s)$ 、 $G_{o1}(s)$ 三个环节,如果每一环节都是一阶惯性的,则对干扰信号 F_3 进行了三次滤波,它对被控变量的影响会削弱得较多,对被控变量的实际影响就会较小。而 F_1 只经过一个环节 $G_{o1}(s)$ 就影响到 y ,它的影响被削弱得较少,因此它对被控变量的影响最大。

由上分析可得出如下结论:干扰通道时间常数越大,个数越多,或者说干扰进入系统的位置越远离被控变量而靠近控制阀,干扰对被控变量的影响就越小,系统的质量则越高。

本章附录四的实践内容,可以对上述结论给予验证。

(3) 纯滞后 τ_f 的影响

在上面分析干扰通道时间常数对被控变量影响时,没有考虑到干扰通道具有纯滞后的问

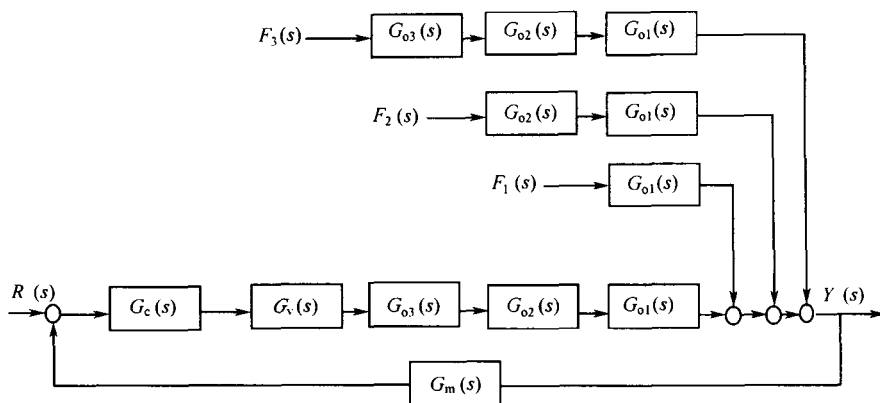


图 1-11 图 1-10 等效方块图

题。如果考虑干扰通道有纯滞后，那么，其传递函数可写成：

$$G'_{PD}(s) = G_{PD}(s)e^{-\tau_f s} \quad (1-10)$$

这里 $G_{PD}(s)$ 为干扰通道传递函数中不包含纯滞后的那一部分。前已分析，对于无纯滞后的情况：

$$Y(s) = \frac{G_{PD}(s)}{1 + G_c(s)G_{PC}(s)} F(s) \quad (1-11)$$

对上式进行反拉氏变换，即可求得在干扰作用下的过渡过程 $y(t)$ 。

对于有纯滞后的情况：

$$Y_\tau(s) = \frac{G_{PD}(s)e^{-\tau_f s}}{1 + G_c(s)G_{PC}(s)} F(s) \quad (1-12)$$

对上式进行反拉氏变换，即可求得在干扰作用下的过渡过程 $y_\tau(t)$ 。

由控制原理中的滞后定理可以找到 $y_\tau(t)$ 、 $y(t)$ 之间的关系为：

$$y_\tau(t) = y(t - \tau_f) \quad (1-13)$$

上式结果表明： $y_\tau(t)$ 与 $y(t)$ 是两条完全相同的变化曲线。这就是说干扰通道有、无纯滞后对质量没有影响，所不同的只是两者在影响时间上相差一个纯滞后时间 τ 。即当有纯滞后时，干扰对被控变量的影响要向后推迟一个纯滞后时间 τ_{f0} 。

1.3.2 控制通道特性对控制质量的影响

这里也从 K 、 T 、 τ 三个方面进行分析。

(1) 放大倍数 K_0 的影响

放大倍数 K_0 对控制质量的影响要从静态和动态两个方面进行分析。从静态方面分析，由式 (1-7) 可以看出，控制系统的余差与干扰通道放大倍数成正比，与控制系统的开环放大倍数成反比。因此当 K_f 、 K_c 不变时，控制通道放大倍数 K_0 越大，系统的余差越小。

但是， K_0 的变化不但会影响控制系统的静态控制质量，同时对系统的动态控制质量也会产生影响。对一个控制系统来说，在一定的稳定程度（即一定的衰减比）情况下，系统的开环放大倍数是一个常数。而这里系统开环放大倍数即是控制器放大倍数 K_c 与广义对象控制通道放大倍数 K_0 的乘积。这就是说，在系统衰减比一定的情况下， K_c 与 K_0 之间存在着相互匹配的关系，当 K_0 减小时， K_c 必须增大，而 K_0 增大时， K_c 必须减小，这样才能维