



高等专科学校教材

过程控制工程

莫 彬 主编

化学工业出版社

高等专科学校教材

过程控制工程

莫 彬 主编

化学工业出版社

内 容 提 要

本书介绍工业过程控制中经常遇到的各种控制系统的结构、原理、特点、适用场合、系统设计及应用问题,阐述了石油、化工生产过程中典型性单元操作及过程控制方案,介绍了自控工程设计方面的基本内容及设计中的有关统一规定。本书的特点是理论联系实际,深入浅出,体现了专科特色。通过对石油、化工等工业过程中大量实例的分析,阐述了过程控制系统的一般概念和共同规律。

本书不仅可作为高等专科学校教材,也可作为从事自动化方面工作的在职工程技术人员的进修参考书和培训教材,还可作为高级仪表工和技师的技术培训教材。

高等专科学校教材
过程控制工程
莫 彬 主编

责任编辑:刘 哲
封面设计:任 辉

*

化学工业出版社 出版
(北京和平里七区十六号楼)
北京市燕山联营印刷厂印刷
新华书店北京发行所发行

*

开本 787×1092 1/16, 印张17³/₄, 字数419千字

1991年10月第1版 1991年10月北京第1次印刷

印 数 1—2 900

ISBN 7-5025-0935-6/G·252

定 价 4.64元

前 言

为了尽快解决专科层次教材的需要，全国高等专科类《工业自动化及装置》专业教学研究会在调查研究的基础上，经化工部教育司批准，教材编审组于1989年开始组织、编审和推荐一批自动化及仪表专业的教材，它包括有《过程控制原理》、《过程控制工程》、《微型计算机原理及应用》、《过程测量仪表》、《模拟调节仪表》和《数字调节仪表》等。

随着现代工业生产的迅速发展，过程控制仪表的开发和应用日新月异，过程控制得到了越来越广泛的应用。过程控制一般是指石油、化工、冶金、电站等工业部门生产过程的自动化，即通过采用各种检测仪表、控制仪表及计算机等自动化技术工具，对整个生产过程进行自动检测、监督和控制，以实现各种最优的技术经济指标，提高经济效益和劳动生产率，节约能源，改善劳动条件，保护环境。

《过程控制工程》是“工业自动化及装置”专业的一门技术性、实践性很强的专业课，是综合运用专业所学知识，解决工程实际问题的课程。本课程安排在本专业的其它课程结束之后开设。

学习《过程控制工程》的基础是《过程控制原理》、化学工程及工艺、《检测及控制仪表》、《微型计算机原理及应用》等课程知识。

《过程控制原理》与《过程控制工程》课程之间的联系最为密切。《过程控制工程》应用《过程控制原理》的基本理论，用工程处理的方法进行过程控制系统的分析、设计和研究，即如何将《过程控制原理》中的理论应用于工业生产过程控制中。

工业生产过程是工业自动化的服务对象，工业自动化离不开工业生产的工艺过程，工艺过程需要自动化。确定自动化方案或对现有工艺过程进行技术改造，都必须深入了解工业生产的工艺过程，熟悉生产过程的基本原理和主要的工艺流程，对干扰因素进行分析，了解工艺对自控的要求，弄清变量间的相互关系，找出影响生产过程的关键因素等等，因此本课程与“化学工程与工艺”的关系是极其密切的。一个好的自动化工作者，必须是精通生产过程，熟悉生产过程工艺的。

检测、控制仪表及计算机都是实现生产过程自动化的技术工具，是为过程自动化服务的。本课程在讨论控制方案时，除必须涉及仪表的特点进行讨论外，有关仪表的其它问题将不涉及。

近年来，电子计算机因其具有运算速度快、计算精度高、存贮信息容量大、逻辑判断功能强以及通用与灵活等特点，在各个领域中都得到了广泛的应用。特别是70年代初诞生的微型计算机，标志着计算机的发展和进入新的阶段。计算机在工业生产过程中作为强有力的控制工具，极大地推动了自动控制技术的发展。常规模拟控制系统中的控制器用计算机来代替，即构成计算机控制系统，在过程控制中发挥出越来越巨大的威力，这对常规仪表产生了一系列的影响，促进常规仪表不断变革。但是，计算机并不能完全代替常规仪表，因为即使在过程控制系统中采用计算机，也还必须具有获得过程信息的工具——检测仪表，及具体执行控制功能的工具——执行器。因此，随着工业生产自动化水平

的不断提高，常规仪表与计算机都将获得进一步的发展，以适应各个方面的不同要求。

本书共分上、下两篇，上篇为控制系统的分析与设计，下篇为控制系统在过程控制中的应用。

上篇共两章。第一章为简单控制系统。简单控制系统指的是单输入-单输出的简单反馈控制系统，这是控制系统的基本形式，也是最广泛应用的形式。在这一章中着重讨论了各环节的影响及参数整定问题。第二章为复杂控制系统。在本章中，按照控制系统的类型，叙述和讨论了在石油、化工、冶金、电站等工业过程控制中经常遇到的串级、均匀、比值、前馈、分程、选择性、预估补偿、按计算指标控制、非线性等复杂控制系统，并说明了它们的原理、结构、功能、特点、运用场合、系统设计及应用示例等。

下篇共五章。第三章为流体输送设备的控制，讨论了常用流体输送设备泵和压缩机的控制方案，重点是离心式压缩机的防喘振控制方案。第四章为传热设备的控制，介绍了传热设备的类型，讲述了一般传热设备的控制方案，重点讨论了加热炉和锅炉设备的控制方案。第五章为精馏塔的控制，讲述了精馏塔被控变量的选择，介绍了精馏塔的基本控制方案和新型控制方案等。第六章为化学反应器的控制。化学反应器是石油、化工生产中的重要设备之一，它通常是整个生产过程的核心。本章在介绍化学反应基本原理，叙述化学反应器的动态数学模型和热稳定性的基础上，着重介绍各种化学反应器的基本控制方案，并列举和分析了典型反应器的具体控制方案，以便读者进一步熟悉和掌握化学反应器自动控制的方法。第七章是自控工程设计。本章简略地介绍了自控工程设计方面的基本内容及设计中的有关统一规定。在附录中附有自控工程常用图例符号统一规定，以及炼油、化工自控工程设计常用设计资料等等，供读者查阅。

通过本门课程的学习，读者应了解工业生产过程控制系统分析、设计和研究的一般方法，懂得如何对工业生产的工艺过程进行有效的控制，能根据工艺的需要，提出合理的自动控制方案，完成工业自动化局部设计的任务。对新开工的装置或国外引进装置中的自控系统，应能消化吸收，在吃透设计意图的基础上，投运好自控装置，并具有对现有过程控制系统进行调整、改进的能力。

本书可作为专科三年制《工业自动化及装置》专业的教材，也可作石油、化工、冶金、电站等工业部门从事过程控制的工程技术人员和高级仪表工的进修参考书和培训教材。

本书的教学参考时数为70学时，各院校可按实际情况进行选讲。

此书由南京化工动力专科学校莫彬主编。第一章、第七章由广东石油化工专科学校唐军民编写，第二章由吉林电气化专科学校张来武编写，第三章至第六章由莫彬编写。全书由南京化工动力专科学校章高建主审，参加审稿的还有上海石油化工专科学校刘恩国同志。

编者

1990年12月

目 录

上篇 控制系统的分析与设计

| | |
|---------------------------|----|
| 第一章 简单控制系统 | 1 |
| 第一节 控制系统被控变量与操纵变量的选择..... | 2 |
| 一、被控变量的选择..... | 2 |
| 二、操纵变量的选择..... | 4 |
| 第二节 对象特性对控制质量的影响..... | 5 |
| 一、对象静态特性分析..... | 5 |
| 二、对象动态特性分析..... | 6 |
| 三、负荷变化对控制质量的影响..... | 9 |
| 四、消除时滞的一般方法..... | 10 |
| 第三节 测量变送对控制质量的影响..... | 10 |
| 一、时滞..... | 10 |
| 二、测量滞后..... | 11 |
| 三、信号传送滞后..... | 13 |
| 四、脉动信号的测量与变送..... | 13 |
| 第四节 控制阀的选择..... | 14 |
| 一、控制阀流量特性及其选择..... | 14 |
| 二、控制阀的口径计算..... | 19 |
| 三、控制阀的结构型式选择..... | 24 |
| 四、阀门定位器的使用..... | 27 |
| 五、控制阀的安装使用..... | 28 |
| 第五节 常规控制器的控制规律及其选择..... | 28 |
| 一、P控制器..... | 28 |
| 二、PI控制器..... | 28 |
| 三、PD控制器..... | 29 |
| 四、PID控制器..... | 29 |
| 五、控制器正、反作用的确定..... | 29 |
| 第六节 系统间关联及减少关联途径..... | 30 |
| 一、合理选择操纵变量..... | 30 |
| 二、关联系统的控制器参数整定..... | 31 |
| 三、合理匹配控制通道增益..... | 31 |
| 四、串级控制法..... | 31 |
| 五、设置解耦器..... | 32 |

| | |
|-------------------|-----------|
| 第七节 简单控制系统的整定及投运 | 32 |
| 一、系统投运前的准备 | 32 |
| 二、控制系统的投运 | 32 |
| 三、控制器的参数整定 | 34 |
| 四、整定中应注意的问题 | 39 |
| 第八节 在线控制系统的故障分析 | 39 |
| 一、概述 | 39 |
| 二、分析故障要做到“两了解” | 40 |
| 三、一般性故障判断 | 40 |
| 四、四大参数系统的故障判断 | 40 |
| 五、故障分析举例 | 42 |
| 第二章 复杂控制系统 | 43 |
| 第一节 串级控制系统 | 43 |
| 一、基本原理及结构 | 43 |
| 二、串级控制系统的特点 | 44 |
| 三、串级控制系统的应用场合 | 47 |
| 四、串级控制系统的设计原则 | 51 |
| 五、串级控制系统的实施方案 | 57 |
| 六、串级控制系统的运行 | 58 |
| 七、串级控制系统的参数整定 | 59 |
| 第二节 均匀控制系统 | 62 |
| 一、均匀控制的概念 | 62 |
| 二、均匀控制系统的特点 | 63 |
| 三、均匀控制系统的结构形式 | 63 |
| 四、均匀控制系统控制器参数整定 | 64 |
| 第三节 比值控制系统 | 66 |
| 一、基本原理及结构 | 66 |
| 二、两种实施方案的比较 | 69 |
| 三、比值系数的设置 | 71 |
| 四、方案实施的若干问题 | 72 |
| 五、比值控制系统的几种变型 | 73 |
| 六、比值控制系统应用示例 | 74 |
| 第四节 前馈控制系统 | 75 |
| 一、基本原理及结构 | 75 |
| 二、系统设计 | 78 |
| 三、工程实施中的一些问题 | 81 |
| 第五节 分程控制系统 | 83 |
| 一、基本原理及结构 | 83 |
| 二、实施时的几个问题 | 85 |

| | |
|-------------------------|-----|
| 第六节 选择性控制系统 | 86 |
| 一、基本原理及结构 | 86 |
| 二、工程设计和实施时的几个问题 | 89 |
| 三、应用举例 | 90 |
| 第七节 预估补偿控制系统 | 92 |
| 第八节 其它复杂控制系统 | 96 |
| 一、采用阀位控制器 (VPC) 的双重控制系统 | 96 |
| 二、采用非线性控制规律的系统 | 97 |
| 三、采用计算指标的控制系统 | 101 |

下篇 控制系统在过程控制中的应用

| | |
|----------------------|-----|
| 第三章 流体输送设备的控制 | 104 |
| 第一节 概述 | 104 |
| 第二节 泵及压缩机的控制方案 | 105 |
| 一、泵和管路系统的静态特性及泵的控制方案 | 105 |
| 二、风机和真空泵的控制方案 | 108 |
| 三、压缩机的控制方案 | 109 |
| 第三节 离心式压缩机的防喘振控制 | 110 |
| 一、离心式压缩机的特性曲线与喘振 | 110 |
| 二、防喘振控制系统 | 111 |
| 第四节 压缩机的串、并联运行 | 117 |
| 一、串联运行压缩机的防喘振方案 | 117 |
| 二、并联运行压缩机的防喘振方案 | 117 |
| 第四章 传热设备的控制 | 119 |
| 第一节 概述 | 119 |
| 一、传热的目的 | 119 |
| 二、传热设备的类型 | 119 |
| 第二节 热交换器的控制 | 120 |
| 一、影响传热过程的因素 | 120 |
| 二、热交换器的控制方案 | 121 |
| 第三节 加热炉的控制 | 125 |
| 一、概述 | 125 |
| 二、加热炉的控制方案 | 126 |
| 第四节 锅炉设备的控制 | 132 |
| 一、概述 | 132 |
| 二、汽包水位的自动控制 | 134 |
| 三、蒸汽过热系统的自动控制 | 138 |
| 四、燃烧系统的自动控制 | 139 |
| 五、锅炉控制系统示例 | 141 |

| | |
|-------------------------------|-----|
| 第五章 精馏塔的控制 | 144 |
| 第一节 概述 | 144 |
| 第二节 精馏塔的整体控制方案设计 | 146 |
| 一、总物料平衡和组分平衡..... | 146 |
| 二、循流向物料平衡与质量控制方案..... | 147 |
| 三、逆流向物料平衡与质量控制方案..... | 148 |
| 第三节 精馏塔被控变量的选择 | 149 |
| 一、塔顶(或塔底)的温度控制..... | 149 |
| 二、灵敏板的温度控制..... | 150 |
| 三、中温控制..... | 150 |
| 四、温差控制..... | 150 |
| 五、温差差值(双温差)控制..... | 151 |
| 第四节 精馏塔的基本控制方案 | 152 |
| 一、产品质量开环的控制方案..... | 152 |
| 二、按精馏段指标的控制方案..... | 153 |
| 三、按提馏段指标的控制方案..... | 155 |
| 四、精馏塔的压力控制..... | 156 |
| 第五节 精馏塔的新型控制方案 | 159 |
| 一、内回流控制..... | 159 |
| 二、热焓控制..... | 160 |
| 三、解耦控制..... | 161 |
| 四、前馈控制..... | 163 |
| 第六节 精馏塔的节能控制方案 | 163 |
| 一、浮动塔压控制..... | 164 |
| 二、回流量与馏出液相结合的控制..... | 164 |
| 三、能量的综合利用控制方案..... | 166 |
| 第七节 精馏塔的计算机控制 | 167 |
| 一、精馏塔的常规控制系统..... | 167 |
| 二、精馏塔的复合控制方案..... | 168 |
| 第八节 选择性控制的应用 | 171 |
| 一、防止液泛和漏液..... | 172 |
| 二、精馏塔的自动开停车..... | 172 |
| 第六章 化学反应器的控制 | 174 |
| 第一节 化学反应和化学反应器 | 174 |
| 一、化学反应和它的特点..... | 174 |
| 二、反应器的类型..... | 174 |
| 第二节 化学反应的基本规律 | 177 |
| 一、化学反应速度及其影响因素..... | 177 |
| 二、化学平衡..... | 179 |

| | |
|---------------------|------------|
| 三、反应器性能指标 | 180 |
| 第三节 化学反应器的动态数学模型 | 181 |
| 一、化学反应器的基本方程式 | 181 |
| 二、非绝热反应器的动态模型 | 183 |
| 第四节 反应器的基本控制方案 | 184 |
| 一、概述 | 184 |
| 二、温度被控变量的选择 | 186 |
| 三、以温度作为控制指标的控制系统 | 187 |
| 第五节 反应器的热稳定性及闭环稳定条件 | 190 |
| 一、反应器的热稳定性分析 | 190 |
| 二、开环不稳定, 闭环稳定的条件 | 191 |
| 第六节 典型反应器的控制方案 | 193 |
| 一、聚合反应器的控制 | 193 |
| 二、一个连续反应器控制方案的考虑原则 | 196 |
| 第七章 自控工程设计 | 198 |
| 第一节 工程设计概述 | 198 |
| 一、设计准备 | 198 |
| 二、基本任务与设计宗旨 | 198 |
| 三、设计步骤 | 199 |
| 第二节 初步设计内容及深度要求 | 199 |
| 一、主要设计内容与说明 | 199 |
| 二、带控制点工艺流程图设计要求 | 200 |
| 三、仪表设备及主要材料表 | 201 |
| 四、自控设计概算 | 202 |
| 第三节 施工图设计的内容及深度要求 | 202 |
| 一、设计内容 | 202 |
| 二、设计深度要求 | 203 |
| 第四节 工程设计的基本内容及要求 | 216 |
| 一、工艺控制流程图的制定 | 216 |
| 二、各类仪表的选型 | 216 |
| 三、仪表盘内配线与配管 | 229 |
| 第五节 安保联锁报警系统的设计 | 232 |
| 一、设计概述 | 232 |
| 二、设计原则 | 233 |
| 三、设计注意事项 | 234 |
| 四、基本联锁环节设计 | 235 |
| 五、系统元件选型 | 237 |
| 六、系统设计 | 237 |
| 第六节 顺序控制系统设计 | 245 |

| | |
|---------------------------------|------------|
| 一、设计概述..... | 245 |
| 二、顺序控制系统的基本组成..... | 246 |
| 三、应用场合..... | 246 |
| 四、设计中的注意问题..... | 253 |
| 五、顺序控制、程序控制的关系..... | 253 |
| 附录一 自控系统常用图例符号统一规定..... | 254 |
| 一、说明..... | 254 |
| 二、图形符号..... | 254 |
| 三、文字代号..... | 259 |
| 四、仪表位号..... | 260 |
| 附录二 炼油、化工常用设计资料..... | 266 |
| 附录三 被测变量及仪表功能字母组合示例..... | 268 |
| 附录四 自控设计中常用英文缩写词..... | 270 |
| 参考文献..... | 273 |

上篇 控制系统的分析与设计

第一章 简单控制系统

简单控制系统是石油、化工等许多工业部门生产过程中最常见，应用最广泛，数量最多的控制系统。即使在计算机控制迅速发展的今天，在高水平过程控制方案中，这类系统仍占控制回路的绝大多数，约80%左右。简单控制系统是由一个被控对象、一个测量元件及变送器、一个控制器和一个执行器所组成的单回路反馈控制系统。简单控制系统的方框图如图1-1所示。

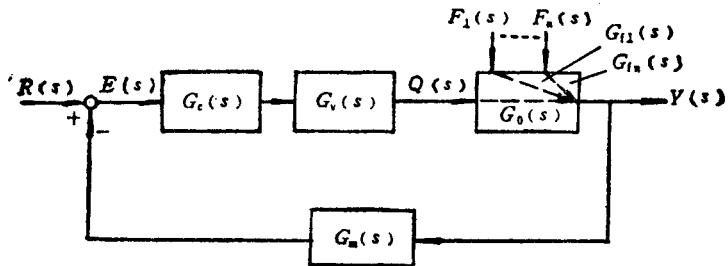


图 1-1 简单控制系统方框图

其中 $Y(s)$ 为被控变量， $Q(s)$ 为操纵变量， $F_1(s) \dots F_n(s)$ 为干扰信号， $Q(s)$ 与 $Y(s)$ 之间的联系称为控制通道， $F(s)$ 与 $Y(s)$ 之间的联系称为干扰通道。 $G_c(s)$ 、 $G_v(s)$ 、 $G_0(s)$ 、 $G_m(s)$ 分别是控制器、执行器、被控对象、测量变送单元的传递函数。

简单控制系统的特点是系统结构简单，投资少，易于调整和投运，能满足一般生产过程的控制要求，尤其适用于被控对象时滞和时间常数都较小，负荷和干扰变化比较平缓，或者对被控变量要求不太高的场合。按被控制的工艺变量来划分，最常见的是温度、压力、流量、液位和成分五种控制系统。

一个简单控制系统方案的分析设计，应考虑以下几个问题。首先应分析生产过程中各个变量的性质及其相应关系，分析被控对象的特点；然后根据工艺的要求选择被控变量、操纵变量，合理选择控制系统中的测量变送装置、控制器和执行器，建立一个较为合理的控制系统。对有多个控制系统的生产过程，还要考虑各个控制系统之间的相互关联和影响，并按可能使每个控制系统对其它控制系统的影响为最小的原则来建立各个控制系统。

为了使一个简单控制系统能够正常的运行，我们还要考虑控制系统的参数整定及投运等问题。

简单控制系统是复杂控制系统的基础，学会了简单控制系统的工程分析、设计的处理方法，认识了一个系统里各个环节对控制质量的影响关系，懂得了系统分析设计的一般原则，就可能联系生产实际，处理其它更复杂的系统设计问题。

本章将对简单控制系统分析设计中的主要问题，分别进行讨论。

第一节 控制系统被控变量与操纵变量的选择

设计一个自动控制系统，首先必须确定被控变量和操纵变量。被控变量的选择是过程控制系统方案设计中的核心部分，它的选择对稳定生产过程，提高产品的产量和质量，改善劳动条件等都具有决定性的意义。

一、被控变量的选择

在实际生产过程中，影响正常生产过程的因素是多方面的，但并非都要加以控制。因此，设计人员必须深入实际，了解工艺操作要求，找出那些对产品质量、产量、安全、能耗等起决定作用的参数，将这些工艺上所期待要求的参数选作被控变量。这些参数必须直接可测。

能直接反映生产过程产品产量、质量、能耗、安全运行等方面的参数称为直接参数。从主观意愿来讲，被控变量的选择最好是直接参数。被控变量越直接反映过程情况越有利于工艺参数控制质量的提高。因为，直接参数选作被控变量，首先能使工艺要求的质量指标得到直接的表征，以利生产过程实际产品质量的显示、分析。生产中许多工艺过程都可以直接采用工艺参数作为被控变量组成控制系统。例如，加氢裂化反应是一种炼油深加工过程，反应转化率主要受压力、温度影响，所以，工艺过程反应部分组成压力控制与温度控制系统，反应压力与反应温度就是直接参数，由压力与温度直接表征了反应部分运行过程的转化率。由于加氢裂化反应是一放热过程，从保护设备安全运行以及催化剂使用寿命考虑，温度又是安全运行的直接参数。同理，压力也是安全运行中的直接参数。在理解上应注意，直接参数并非唯一仅指某过程的产品质量参数，它可以包含这一意义，但主要还是指能直接反映某工艺过程期待要求的参数，这是讨论中应注意的问题。

当选直接参数作为被控变量有困难时，如某设备不允许在需要的位置设测量点，或缺少必要的检测手段，或现有的质量分析表测量反应太慢，滞后太大等，应考虑选择那些能间接地反映生产过程产品产量、质量、能耗、安全运行等方面的参数为被控变量。如炼油厂中分馏塔顶或塔底以及各侧线产品的切割，目前，多数炼油厂都是利用混合物各组分挥发度的不同进行产品分离，生产出所需的各类产品。在分离过程中，工艺上直接的质量指标参数是产品的浓度，若能直接选产品浓度参数作为被控变量当然最直接有效。然而成分分析仪就目前的状况而言，一是测量滞后较大，二是精度往往还不易达到期待的要求，所以应考虑选与产品浓度参数存在间接对应关系的参数为被控变量。在满足一定工艺条件的前提下，因塔馏出物浓度与温度存在对应关系，所以，常常选塔馏出物温度为被控变量。当选间接参数表征工艺过程直接参数时，应注意相互间必须单值对应，且间接参数具有足够的灵敏度，工艺合理等。

若实现某一特定工艺指标有多个间接参数需要考虑时，则控制系统的设计首先应确定被控变量的个数，原则上应与独立变量的个数相同。独立变量的个数可由物理化学中所介绍的相律关系进行鉴别，即

$$F = c - p + 2 \quad (1-1)$$

式中 F —— 自由度，
 c —— 组分数；

p ——相数。

图1-2是精馏塔流程图。

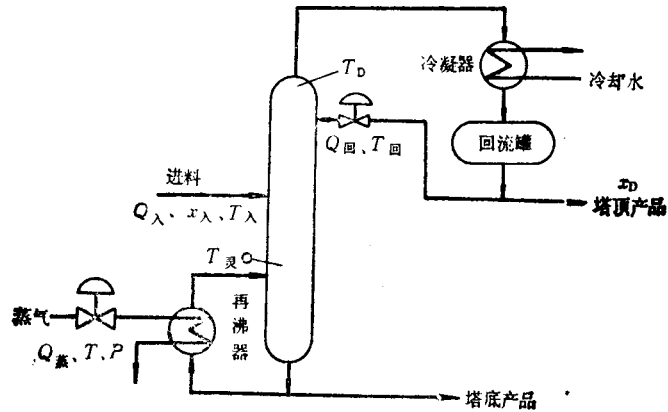


图 1-2 精馏塔流程图

在铂重整装置中，以苯、甲苯二元系统的精馏为例，塔顶馏出物甲苯的浓度 x_D 直接反映了生产过程产品质量，按生产期望和要求，当然选直接参数 x_D 为被控变量最好。但是，目前的成分分析仪作在线分析还不太理想，需要另辟途径，寻求与 x_D 有关的参数作为被控变量。在气液两相并存时，塔顶馏出物组分的浓度 x_D 、温度 T_D 、压力 P_D 三者间有一定的关系，可表示为： $x_D = f(T_D, P_D)$ 。求自由度 F ，这里相数 $p = 2$ ，组分数 $c = 2$ ，则 $F = 2 - 2 + 2 = 2$ ，表明在 x_D 、 T_D 、 P_D 中有两个独立变量。

由图1-3可见，当 P_D 恒定时，塔顶馏出物温度 T_D 与组分 x_D 之间存在着单值对应关系，温度 T_D 越低，产品浓度越高，反之亦然。当 T_D 恒定时，塔顶压力 P_D 与产品组分之间也存在单值对应关系，如图1-4所示，压力 P_D 越高，产品浓度也越高，反之， P_D 越低， x_D 也越低。从图中各自对应关系可以发现，在 T_D 、 P_D 两个独立变量中，只要固定其中一个变量，另一变量就与产品浓度 x_D 之间单值对应。究竟选其中哪一参数作为产品质量的被控变量呢？在实际生产过程中，往往选 T_D 作为被控变量，这里主要考虑了生产工艺的合理性与经济性。工艺上的合理性原因有二。一是任何一种塔的设计和操作都是基于一定的塔压而言

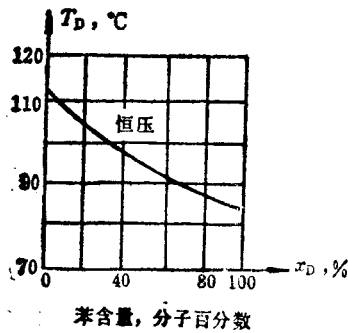


图 1-3 苯、甲苯系 x_D-T_D 图

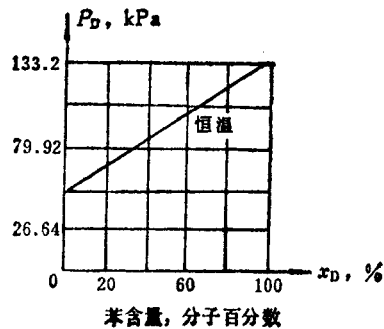


图 1-4 苯、甲苯系 x_D-P_D 图

的, 只有塔压恒定, 才能保证产品的分离纯度。塔压波动会严重地破坏原有的气、液相平衡, 也将影响塔的物质平衡。二是温度与产品组分之间的单值对应关系将随压力波动而变化, 因此, 只有压力恒定, 才能保证这种对应关系。所以, 无论哪种类型的塔, 也不论其塔侧线产品种类多少, 一般来说, 首先要进行塔压控制, 以保证产品质量控制的基本操作条件。工艺上的经济性主要指产品质量控制中, 塔的基本操作采用哪种控制方案费用少, 效益高。显然采用恒定塔压作为塔的基本操作经济性较好。所以, 选 T_D 作为系统被控变量。当然, 也有极少数精馏设备的基本操作可以不专设压力控制回路。比如炼油厂中的常压塔, 它只有一个简单的放空阀, 当塔压大于 40kPa 时自动放空。

综上所述, 被控变量选择的原则是:

1. 为某一工艺目的或物料平衡而设置的系统, 被控变量可按工艺操作的期望要求直接选定。
2. 对于控制产品质量的系统, 在可能的情况下, 用质量指标参数作为被控变量最直接, 也最有效。
3. 当不能用工艺过程的质量参数作为被控变量时, 应选择与产品质量参数有单值对应关系的间接参数作为被控变量。当干扰进入系统时, 该被控变量必须具有足够的灵敏度和变化数值。
4. 被控变量的选择必须考虑到工艺过程的合理性、经济性以及国内仪表生产的现状。

二、操纵变量的选择

被控变量确定以后, 接着就是选择操纵变量的工作。在工业生产过程中, 由于种种外部的和内在的因素, 对工艺过程的稳定运转必然存在干扰。选择操纵变量要从分析干扰因素着手, 考虑采取什么手段克服干扰。通常是改变某个参数, 以克服干扰对被控变量的影响, 使之恢复稳定, 这个参数就是操纵变量。当工艺上同时有几个参数可供操纵变量选择时, 自控设计人员应深入现场, 熟悉工艺, 认真分析, 找出某一克服干扰能力强、工艺上合理、且动态响应快速的参数作为操纵变量。操纵变量的选择, 本质上是确定系统的被控对象。图1-2所示的精馏塔, 工艺上要求塔底(或塔顶)产品组分的浓度达到规定的要求, 因缺乏理想的成分分析仪, 所以用间接质量参数提馏段灵敏板温度 $T_{\text{灵}}$ 作被控变量, 现要求通过自动控制将 $T_{\text{灵}}$ 维持恒定。从工艺分析可知, 影响 $T_{\text{灵}}$ 的干扰因素是多方面的, 主要有进料 $Q_{\text{入}}$ 、组分 $x_{\text{入}}$ 、温度 $T_{\text{入}}$ 、相态变化、塔顶回流温度 $T_{\text{回}}$ 、回流量 $Q_{\text{回}}$ 、加热蒸汽流量 $Q_{\text{蒸}}$ 、温度 T 、压力 P 、冷却水压力和温度、环境季节温度变化等。这些干扰又可分可控和不可控两大类。从工艺操作要求角度而言, 本例仅有 $Q_{\text{回}}$ 、 $Q_{\text{蒸}}$ 是可控因素, 其它均属不可控因素。当然, 在这些不可控因素中, 有些也是可以控制的, 如 $Q_{\text{入}}$ 、 $T_{\text{入}}$ 、塔压等, 只是工艺上不允许用这些参数去操纵塔的温度 $T_{\text{灵}}$ 。在两个可控因素中, 蒸汽流量 $Q_{\text{蒸}}$ 对提馏段灵敏板温度 $T_{\text{灵}}$ 影响比较灵敏。从经济角度讲, 操纵 $Q_{\text{蒸}}$ 比操纵 $Q_{\text{回}}$ 所消耗的能量要小。经分析比较后选蒸汽流量 $Q_{\text{蒸}}$ 为操纵变量, 其对象干扰通道、控制通道如图1-5所示。

综上所述, 操纵变量选择的一般原则是:

1. 操纵变量的选择, 在工艺上首先要合理, 符合节能、安全、经济运行要求。
2. 从系统考虑, 操纵变量对被控变量的影响应比对其任何干扰都更加灵敏。

第二节 对象特性对控制质量的影响

一、对象静态特性分析

设简单控制系统的方框图如图1-6所示。

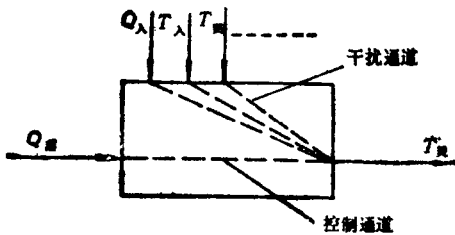


图 1-5 选择蒸汽流量为操纵变量

时对象通道示意图

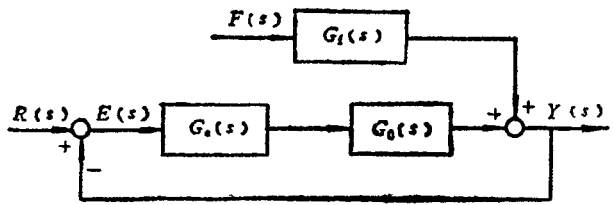


图 1-6 简单控制系统方框图

图中 $G_c(s)$ 为控制器传递函数， $G_0(s)$ 为广义对象控制通道的传递函数， $G_f(s)$ 为广义对象干扰通道的传递函数。这里所讲的广义对象由执行器，测量变送器，被控对象组成。

设

$$\left. \begin{aligned} G_c(s) &= K_c \\ G_0(s) &= \frac{K_0}{T_0s + 1} \\ G_f(s) &= \frac{K_f}{T_f s + 1} \end{aligned} \right\} \quad (1-2)$$

由此可以得出系统的闭环传递函数为：

$$\begin{aligned} \frac{Y(s)}{R(s)} &= \frac{G_f(s)}{1 + G_0(s)G_c(s)} \\ &= \frac{(T_0s + 1)K_f}{(T_0s + 1)(T_f s + 1) + K_c K_0 (T_f s + 1)} \end{aligned} \quad (1-3)$$

控制系统的偏差为：

$$E(s) = R(s) - Y(s)$$

对于定值控制系统， $R(s) = 0$ ，所以：

$$E(s) = - \frac{G_f(s) \cdot F(s)}{1 + G_0(s)G_c(s)}$$

根据终值定理，在单位阶跃干扰输入下， $F(s) = \frac{1}{s}$ ，可以求得定值控制系统的余差为：

$$\begin{aligned} e(\infty) &= \lim_{t \rightarrow \infty} e(t) = \lim_{s \rightarrow 0} s \cdot e(s) \\ &= \frac{-K_f}{1 + K_c K_0} \end{aligned} \quad (1-4)$$

由式(1-4)可见，系统的余差与对象的静态特性参数有关。

1. K_f 对控制质量的影响

干扰通道增益 K_f 无论对系统的静态或是动态控制质量都是有害的。从系统的静态质量指标考虑， K_f 越小越好，这样可使余差减小，提高控制质量。

系统的动态过程质量指标，因其最大偏差等于 $\frac{K_f}{1 + K_c K_0} (1 + e^{-\frac{\zeta\pi}{\sqrt{1-\zeta^2}}})$ ，从关系式

可见, K_f 越大, 最大偏差也越大, 所以, 从提高系统的动态过程质量指标考虑, 也希望 K_f 尽可能的小。

2. K_0 对控制质量的影响

从系统的过渡过程余差、最大偏差这两个主要的质量指标表达式可见, 系统的动态、静态质量都希望 K_0 值大一些, K_0 越大, 表示控制作用灵敏, 抑制扰动的能力强, 控制及时。所以, 为提高系统的控制质量, 操纵变量的选择在满足工艺合理性的前提下, 应使 K_0 大一些。此外, 由于 K_0 在前向通道中与控制器 K_c 相串, 为了控制过程 K_0 、 K_c 的最佳配合, 可利用控制器比例带调整, 在一定的范围内对 K_0 进行补偿调整。对于具体的系统, K_0 值也不能太大, 这与控制原理分析是一致的, K_0 超出某一界限会破坏系统的稳定性。

上述余差、最大偏差的分析虽然仅对二阶系统而言, 但结论对于多阶系统仍然适用。

二、对象动态特性分析

1. 干扰通道 T_f 、 τ_f 对控制质量的影响

(1) T_f 的影响

当对象干扰通道的传递函数如式 (1-2)

所示, $F(t)$ 为单位阶跃输入, 则干扰通道的

输出为:

$$\begin{aligned} y_f(t) &= L^{-1}[G_f(s) \cdot F(s)] \\ y_f(t) &= K_f(1 - e^{-t/\tau_f}) \end{aligned} \quad (1-5)$$

干扰通道的输出曲线形式, 如图1-7所示。

从图1-7可见, T_f 越大, 曲线 $y(t)$ 越平滑。曲线的平滑程度表明了干扰通道对扰动信号的滤波能力。 T_f 越大, 滤波能力越强, 干扰对被控变量的影响也越缓和。

根据式 (1-3), 稍加变换得:

$$\begin{aligned} \frac{Y(s)}{F(s)} &= \frac{G_f(s)}{1 + G_0(s)G_c(s)} \\ &= \frac{1}{T_f} \cdot \frac{K_f}{[s + (1/T_f)][1 + G_0(s) \cdot G_c(s)]} \end{aligned} \quad (1-6)$$

则系统的特征方程为:

$$\left(s + \frac{1}{T_f}\right)[1 + G_0(s) \cdot G_c(s)] = 0 \quad (1-7)$$

通过根轨迹分析可知, 随着 T_f 的增大, 根平面上的极点 $1/T_f$ 将沿实轴向虚轴靠近, 使与此极点对应的过渡过程分量的阻尼比减小了, 从而过程变慢, 过渡过程时间变长。由于极点 $1/T_f$ 在实轴上, 所以, 影响并不很大, 而重要的影响在于过渡过程中的非恒定分量的系数与 $1/T_f$ 相乘。显然, T_f 越大, 过渡过程的动态分量幅值越小, 相应的超调量也越小, 使控制质量得到提高。

(2) τ_f 的影响

当干扰通道存在时滞时, 则 $G_f'(s) = G_f(s)e^{-s\tau_f}$

系统的闭环传递函数如为:

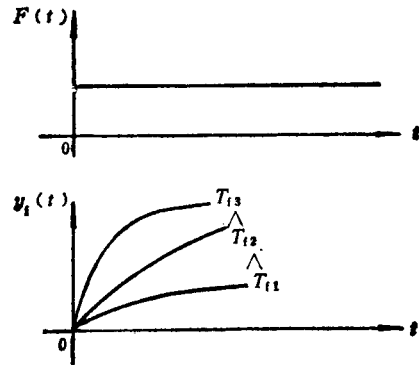


图 1-7 干扰通道特性