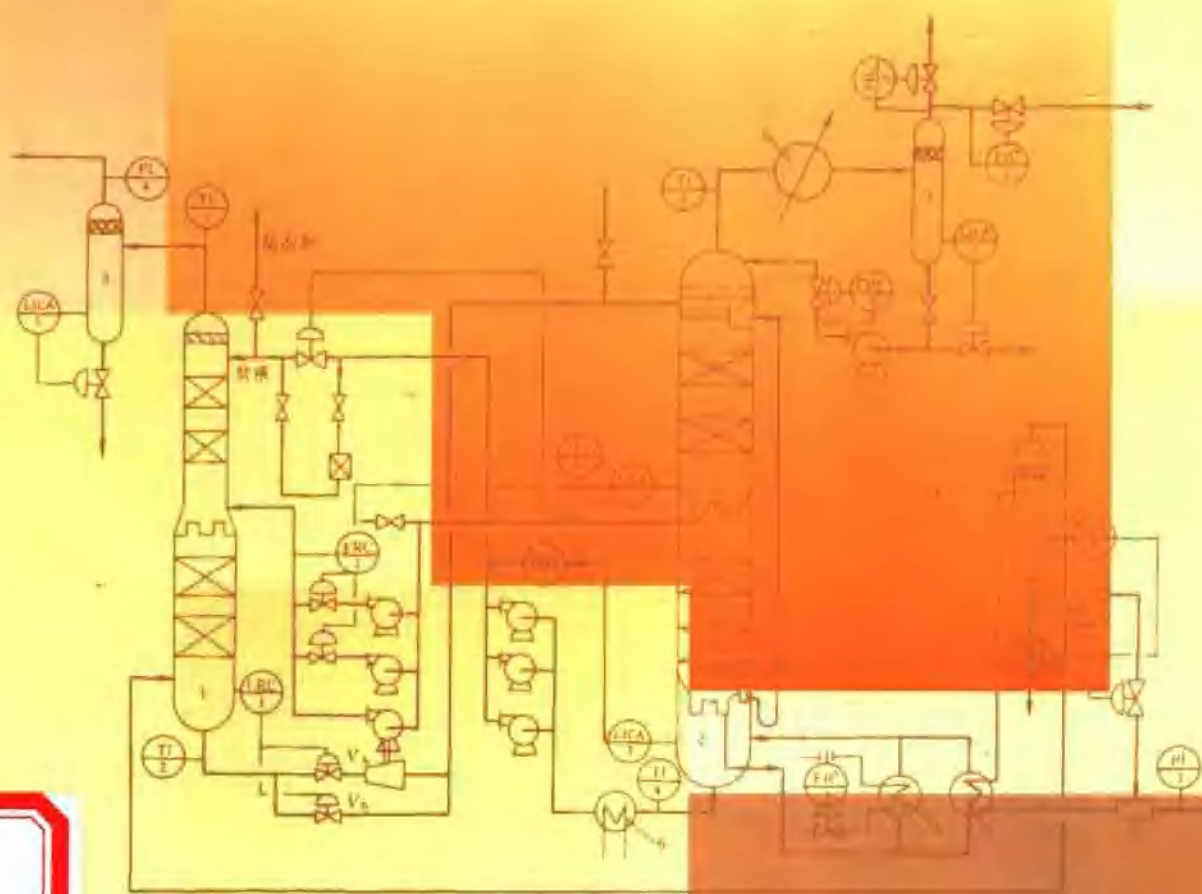


过程控制工程

侯奎源 主编



273
25

化学工业出版社



过程控制工程

侯奎源 主编

化学工业出版社

·北京·

(京)新登字 039 号

图书在版编目(CIP)数据

过程控制工程/侯奎源主编. —北京:化学工业出版社,
1999

ISBN 7-5025-2502-5

I. 过… II. 侯… III. 过程控制 IV. TP273

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (1999) 第 24065 号

过程控制工程

侯奎源 主编

责任编辑:王丽娜

责任校对:洪雅妹

封面设计:田彦文

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话:(010) 64918013

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

*

新华书店北京发行所经销

大厂聚鑫印刷有限责任公司印刷

三河市宇新装订厂装订

开本 787mm × 1092mm 1/16 印张 10½ 字数 240 千字

1999 年 11 月第 1 版 2005 年 1 月北京第 3 次印刷

ISBN 7-5025-2502-5/G · 669

定 价: 15.00 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

前 言

本书是参照“工业仪表及自动化专业”教学指导委员会 1995 年 12 月制定的《过程控制工程》教学大纲编写的。

全书共分四章。第一章较系统地分析了简单控制系统的方案设计、控制方案实施，以及自动化系统的操作和应用。第二章介绍复杂控制系统的设计和运行，着重介绍了串级控制系统、均匀控制系统和比值控制系统。其中第四节以一段工艺流程为例，简单介绍一个相对完整的工艺生产过程控制系统的控制方案确定，并用 * 标注，以示与前三节内容的区别。第三章介绍其它控制系统，主要有分程控制系统、前馈控制系统和自动选择性控制系统等。对控制系统的结构、设计和应用作了全面的探讨。第四章在“生产过程计算机控制”课程的基础上，介绍 DCS 在过程控制工程中的应用。主要包括 DCS 对检测方法的影响，以及用 DCS 实现常见的控制系统和一些新型控制系统的方案。并以 CENTUM- μ XL 为例，对其现场控制单元的配置和组态进行了简单介绍。

本书特点是起点较低，力求深入浅出，便于学生自学。

全书由侯奎源主编并编写第一、二、三章，蔡夕忠编写第四章，曹松柏主审。刘小伟、魏孔平、黎洪坤、朱瑞元等参加了审稿工作，并对本书提出了许多宝贵的意见和建议。在编写过程中本书参考并选取了叶昭驹主编的《化工自动化基础》一书的部分内容，在此一并表示衷心感谢。

由于作者的水平、经验有限，书中错误和不妥之处在所难免，真诚地希望读者批评指正。

编者

1998 年 6 月

目 录

绪论	1
第一章 简单控制系统的分析和设计	3
第一节 生产过程对自动控制系统的要求和系统被控变量的选择	4
第二节 控制对象特性对控制质量的影响和操纵变量的确定	5
一、对象的静态特性对控制质量的影响	6
二、按静态特性选择操纵变量	6
三、对象的动态特性对控制质量的影响	8
四、按动态特性选择操纵变量	10
第三节 负荷变化对控制质量的影响及调节阀的选型	11
一、负荷变化对控制质量的影响	11
二、调节阀及其特性的选择	11
三、调节阀气开、气关方式的选择	17
四、阀门定位器的正确使用	18
第四节 测量滞后对控制质量的影响及克服测量滞后的方法	20
一、纯滞后 τ	20
二、测量滞后	21
三、传送滞后	23
四、脉动信号的测量和传送	24
第五节 工业用常规调节器的选择及调节器正、反作用的确定	26
一、调节器控制规律的选择	26
二、调节器正反作用的选择	26
第六节 控制系统间的相互关联及对控制质量的影响	27
第七节 简单控制系统的方案实施	30
第八节 简单控制系统的操作和调节器参数的工程整定	33
一、简单控制系统的投运	34
二、调节器参数的工程整定	35
第九节 简单控制系统的故障及故障排除	39
一、概述	39
二、一般性故障的判断	40
三、故障分析举例	40
本章小结	43
习题与思考题	44
第二章 复杂控制系统	48
第一节 串级控制系统	48
一、概述	48

二、串级控制系统的特点	51
三、串级控制系统的设计	54
四、串级控制系统的方案实施	59
五、串级控制系统的投运和主、副调节器参数的整定	60
第二节 均匀控制系统	62
一、均匀控制系统的产生和要求	62
二、均匀控制系统的组成结构	64
三、调节器参数的整定	67
第三节 比值控制系统	67
一、比值控制方案	68
二、相乘方案中比值系数 K 的计算	73
三、相除方案中内设定信号的设计	78
四、比值控制系统设计中的几个问题	80
五、比值控制系统的投运和调节器参数的整定	80
六、比值控制系统设计举例和比值控制系统中气体流量的温度、压力校正	81
* 第四节 整个工艺生产过程控制系统设计举例	87
本章小结	90
习题与思考题	90
第三章 其它控制系统	93
第一节 分程控制系统	93
第二节 前馈控制系统	96
一、概述	96
二、前馈控制器的控制规律	97
三、前馈控制方案举例	100
第三节 自动保护系统	108
一、信号报警和信号联锁系统的设计要点	109
二、自动选择性控制系统	109
第四节 新型控制系统	114
一、纯滞后补偿控制系统	114
二、解耦控制系统	116
三、预测控制	117
四、自适应控制	120
第五节 精馏塔的自动控制	121
一、精馏塔工艺操作的基本原理和基本关系	121
二、精馏塔主要扰动因素分析和操作	124
三、精馏塔被控变量的选择及基本控制方案	126
第六节 带控制点工艺流程图	131
一、反应原理	131
二、流程说明	132
三、生产过程控制方案	134

本章小结	135
习题与思考题	135
第四章 计算机控制系统在过程控制工程中的应用	140
第一节 DCS 在过程控制工程中的应用	140
一、DCS 对检测方法的影响	142
二、用 DCS 实现常用的控制方案	143
三、新型控制系统的 DCS 实现	148
第二节 CENTUM- μ XL 系统应用举例	150
一、现场控制单元配置	150
二、组态	154
本章小结	155
习题与思考题	156
附录	157
主要参考文献	158

绪 论

生产过程自动控制是指在化工、炼油、造纸、热力过程等类型的生产过程中的自动化控制的简称。在生产过程的机器、设备上，配置一些过程控制仪表，使操作人员由直接管理和操纵机器设备的方式方法，改变为操作人员间接管理而操纵仪表设备，并使生产过程在不同程度上自动地进行。这种用过程控制仪表来管理生产过程的方法称为生产过程自动控制，又称为过程控制。

生产过程的特点，以化工为例，是由大多数物料以气体或液体的状态，连续地进入各种化工工艺设备（反应器，换热器、机泵、精馏塔、吸收塔和贮罐等等），并以系统的、合理的方式组合起来形成整体。只有严格地控制并稳定生产过程，克服扰动的影响，才能以最经济的途径，将一定的原材料转化为预期的化工产品。也才能在保证获得优质产品的情况下，获得高产量。另外化工生产过程通常在高温、高压下进行，易燃、易爆、并伴随着化学反应，有些还会产生有毒、有腐蚀性、有刺激性气味的物质。为了确保安全生产，提高劳动生产率，改善劳动条件，保护操作工人的身体健康，也必须实现自动控制。

“过程控制工程”是“工业仪表和自动化”专业的一门实践性较强的专业课。它在研究过程控制方案的同时密切联系生产实际，帮助学生综合运用所学的专业知识，解决工程实践问题。

工艺生产过程是生产过程自动化的服务对象，生产过程自动化离不开工艺生产过程，而工艺生产过程的运行也需要自动化。过程控制方案的设计和对现有的工艺生产过程进行技术改造，都必须深入了解工艺生产过程，熟悉生产过程的基本原理和工艺设备，了解工艺对自动控制的要求，找出影响生产过程产品质量的主要因素。因此本课程与化工工艺生产的关系是极其密切的。一个好的自动化工作者，必须熟悉工艺生产过程。

过程检测、控制仪表和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。

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、逻辑判断能力强以及通用灵活等特点，在各个领域中都得到了广泛的应用。特别是70年代初诞生了微型计算机，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调节器用计算机来代替，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。微处理器性能不断提高以及不断小型化，对常规仪表也产生了一系列的影响，促使常规仪表不断变革，单元功能不断增强。常规仪表和计算机的不断发展，更进一步使生产过程自动化技术进入一个新的发展阶段。

生产过程自动化的内容较广泛，它包括自动检测、自动控制、自动保护和程序控制等诸方面。

(1) 自动检测 在化工生产过程中，需要随时掌握和了解各处的生产情况和工艺参数，以便加以调整，使生产过程稳定运行，保证生产合格的产品。这就需要自动测量，并将测量结果用显示仪表的指针位移或者制表打印的方式指示出来。在自动控制和自动保护系统中，测

量是一个基础。在生产过程自动化中,被测变量或者被控变量通常指的是温度、流量、压力、物位以及成分等物理量。

(2) 自动控制 自动控制是在测量的基础上,进一步用自动化装置代替操作工人的直接操作,自动克服扰动对被控变量的影响,进而稳定工艺生产过程。自动化控制是过程控制的核心。

(3) 自动保护 在生产过程中,为某些工艺变量超过一定限量时,就会严重影响生产,甚至产生各种事故,如设备爆炸、物料燃烧,酿成人身伤亡和设备的损坏,为帮助操作人员及时发现问题并采取紧急措施,避免事故的发生或进一步扩大,需要设计自动保护系统。最简单的为自动报警,如当工艺变量达到极限值时,用灯光信号和声响信号以引起操作人员的注意。

(4) 程序控制 程序控制系统是指连续量控制中的反馈控制系统。它和自动控制系统的区别在于设定值,在自动控制系统中,其设定值为恒值,或随机变化。在程序控制系统中,设定值随时间按预先设定程序而变化。如冶金工艺中金属退火炉的温度控制、轮胎硫化的工艺过程等等。

在生产过程中,工厂应满足设计者提出的产品产量和对产品质量的要求,以及在不断变化的外部扰动影响下满足总的技术性、经济性和社会性条件。

· 安全性 生产过程中安全生产是第一位的,是关系到生产人员健康和工厂生产继续进行的基本要求。为此,工艺生产过程中的操作压力、温度、化学品组分浓度等均应在允许限度内。例如反应器设计的最大操作压力为 3.5MPa,因此设计的控制系统必须保证操作压力低于此值。

· 生产产量指标 工厂应生产所需数量和质量的产品。例如年产 30 万吨的合成氨,就要有控制系统确保其产量和质量指标。

· 环境保护规定 国家环保法对工厂产生的三废的温度、化学品组成和浓度、工厂排出物流量等都有一定要求,尤其是对直接排入河流和湖泊中的水质都作了规定。

· 操作的约束条件 各类工艺设备对工艺操作条件都有内在的约束,整个操作过程应满足这些约束条件。例如泵设备必须保持一定的有效吸入压头;贮罐不应溢出或者排空;精馏塔不应有液泛产生;结晶设备的温度不超出温度上限,否则将破坏产品的结晶。为满足所有这些操作约束条件,需要自动控制。

· 经济性 生产必须与原材料供应和产品的市场需求相适应,其次尽可能经济地使用原材料、能源、资金和人力。这就要求通过操作状态控制达到生产成本最低和利润最大等最优工况。

以上要求表明,需要对工艺生产过程连续监视并加以控制,以保证满足生产目标,借助于人工参与(设计人员、操作人员)和合理配置仪器设备(通常指过程检测装置、调节阀、控制器、计算机等)可以完成这项任务,二者协调共同组成了各种控制系统。

控制系统应满足的三项基本要求是:① 抑制外部扰动的影响;② 确保生产过程的稳定性;③ 使生产过程的工况为最优化。

过程控制工程是以过程控制原理为基本理论,过程检测仪表和过程控制仪表为前续课程,并和工艺生产过程密切结合,研究并解决自动控制中的工程应用问题。它包括生产过程中控制方案的设计,自动控制装置(过程检测仪表、过程控制仪表)的选型,控制方案的实施,以及控制系统的操作、运行管理等诸多问题。

第一章 简单控制系统的分析和设计

简单控制系统又称单回路反馈控制系统，它只有一个被控变量和一个操纵变量。

单回路控制系统是生产过程自动化中最基本也是应用最广泛的控制系统。据粗略统计数据表明，其比例约占整个控制系统数量的 80%~90%。因此，简单控制系统的设计工作同时也是其它设计工作的基础，必须认真对待。

在“过程控制原理”课程中，对分析和设计单回路控制系统的基本方法和基本理论，已作详细的讨论。在基本理论的指导下，联系生产实际，组成控制系统的方案，满足工艺过程质量指标的要求，并解决工程应用中的一系列问题。

图 1-1 是列管式换热器，出口温度需要控制，并组成温度单回路控制系统。在系统方块图中，对象或称为被控制对象，是指控制系统为之服务的工艺设备，本例中是指列管式换热器。在化工生产过程中的各种工艺设备，例如泵、换热器、化学反应器、精馏塔、蒸发器、贮罐或贮槽等等，都可成为对象。对象用一方块表示时，对象的输出参数为被控（制）变量；它的大小是由生产过程中工艺决定的，或称为工艺指标。如本例习惯上表示为 $(80 \pm 2)^\circ\text{C}$ 。对象的输入参数为操纵变量（调节参数），如进入换热器的加热蒸汽的流量。其它影响被控变量的外来因素称扰动 f ，如被加热物料的流量或者温度等。操纵变量和被控变量间的信号联系称为控制通道；扰动和被控变量间的信号联系称为扰动通道，它们都是由各自的动态特性和静态特性所表征的。

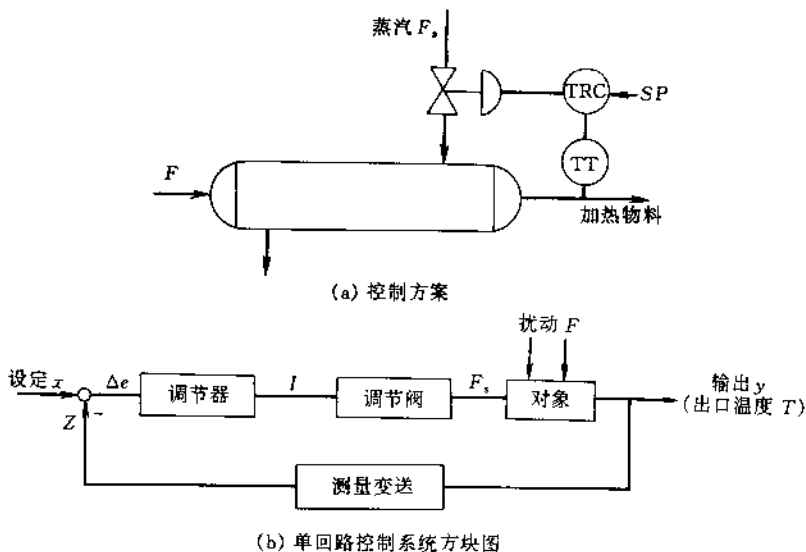


图 1-1 列管式换热器的温度控制系统

在定值控制系统中，需要恒定的工艺指标是以信号（电动或气动）的形式设定在调节器中，称为设定值。当扰动产生，并对被控变量产生影响后，产生偏差 Δe ，经过调节器的控制，作用于调节阀，并不断改变蒸汽流量，影响被控变量，最终使被控变量保持在工艺指标允许

的范围之内。

在图 1-1(b)中,如以被控变量的测量值作输出参数,则将测量元件、变送器、调节阀、控制对象四部分组合起来,称为广义对象。

广义对象的特性是由控制通道的特性和扰动通道的特性组成,其静态特性,可用放大系数 $K(K_0; K_1)$ 表征。它是指当对象输入一个阶跃信号并稳定后,输出信号变化量和输入信号变化量的比值,称为放大系数 K 。时间常数 T 和纯滞后时间 τ 是动态特性,对于一阶对象而言,对象输入一个阶跃信号后,其输出信号变化到稳态值的 63.2% 时所经历的时间称为时间常数。因此时间常数反映的是输出信号过渡过程曲线变化的快和慢,而放大系数的大小仅影响终值。纯滞后时间 τ , 又称距离速度滞后,在对象输入参数变化后,对象的输出在纯滞后时间内一直没有变化。它和时间常数 T 是两个不同的概念,在学习中应注意区分。

被加热物料的流量,即处理量,称为对象的负荷,它决定了工艺生产装置的生产能力或通过能力。当负荷发生变化时,对象的放大系数、时间常数不是常数,而是变量,这类对象称非线性对象。多数化工对象具有非线性特性。

对象受到干扰后,不经过自动控制,对象输出就可以自行达到新的平衡,这类对象称为有自衡特性的对象。对于受到干扰后,若不进行自动控制,输出不会达到新的平衡,直到产生事故为止的对象,则称为无自衡特性的对象。许多氧化反应的反应器就属于此种类型无自衡特性的对象,必须借助于自动控制,且通过精心管理,才能稳定生产。

第一节 生产过程对自动控制系统的要求和系统被控变量的选择

简单控制系统是由被控对象、测量元件、变送器和调节阀、调节器组成的闭环控制系统,

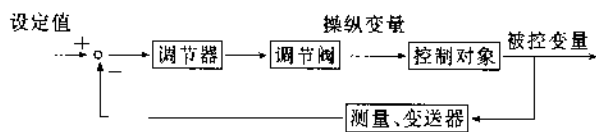


图 1-2 简单控制系统的组成

如图 1-2 所示。

在自动控制系统中,控制对象是最重要的工艺设备,它是由工艺生产过程决定的。在确定的对象上,选择被控变量,确定操纵变量是控制系统设计中十

分重要的工作,也是决定这一控制系统有无价值的关键。

被控变量的选择有时十分简单。当工艺上所期望要求的参数是液位、压力、流量、温度等,可以直接选用液位、压力、流量、温度为被控变量。如果对象的输出参数是成分、浓度、酸碱度等时,则首先应考虑直接选用这些质量指标作被控变量。但经常没有合适的测量仪表,或者虽有测量仪表,但价格非常昂贵,这时可以选间接参数作为被控变量,最常见的是选温度作被控变量。例如氨合成塔中直接指标是氮氢混合气体中氨气的浓度,它反映了合成率的情况,但因为缺乏合适的测量仪表,所以生产上选用合成塔内的反应温度作为间接指标。显然,该温度必须与合成率有单值对应关系。在合成塔中,并不是任何一点温度都与合成率有关的,最能反映所需状态变化的是触媒层中热点的温度,因此测温仪表应安装在热点或热点附近。

如果虽然选用的直接参数可以测量,但测量仪表输出信号极其微弱;或者当工艺参数发生变化时,被控变量的变化不能在信号中反应出来;或者在受到干扰情况下,信号和干扰信号不能识别,这时同样要选用间接参数。例如,在无水酒精精馏塔中,酒精的浓度在 99.5% 以上,浓度变化为千分之几,若将测温元件安装在塔顶气相出口管线上,当浓度变化时,温

度的变化几乎为零，因此除了选用间接参数温度以外，测温元件的安装位置还应下移至回流板以下到进料口以上的精馏塔内，才能得到较明显的温度变化灵敏度。

控制对象的输出参数即被控变量，一般是1个，有时有2个。例如，锅炉是将化学能转换为蒸汽热能的动力设备，在饱和蒸汽中，温度和压力是两个不同的参数，但又是统一的，即只能选一个作为被控变量，一般选压力。压力确定以后，温度同时也确定了。如果产生的是过热蒸汽，即在饱和蒸汽的基础上继续升高温度，则被控变量应选择压力和温度，因为它们是两个独立的变量。

精馏塔是利用被分离物料各组分的相对挥发度不同，把混合物分离成组分较纯的一种化工设备，在以塔顶为主要产品的情况下，塔顶处馏出物的浓度 X_G 应作为直接的被调参数，因为它直接反映了产品的质量。仔细地分析其浓度 X_G 与塔顶的压力 p 和温度 T 有关，即为二元函数关系，这就是说，温度和压力都可以选为被控变量。为符合单值对应关系，在实际生产中，常选用温度作为被控变量，而压力往往是需要恒定的，因为只有将塔压力恒定，才易于保证精馏塔的分离纯度，保证塔的效率和经济性，如果塔压波动，就会破坏原来的气液平衡，影响相对挥发度，使塔在不良情况下工作。同时，随着塔压的变化，往往还会引起与之相关的其它物料量的变化。因此，固定压力，选择温度作为被控变量是可能的，也是合理的。

综上所述，被控变量的选择原则可归纳如下。

① 选用质量指标为被控变量是最直接的方法，即工艺提出的工艺操作指标为温度、压力、流量、液位时，可直接选作被控变量。

② 当不能用直接参数作为被控变量时，宜选一个与质量指标有单值对应关系的间接参数作为被控变量。

③ 当质量指标发生变化，与选定的被控变量相配套的测量仪表输出信号应具有足够大的信号和足够的变化灵敏度。

④ 选择被控变量时，必须满足工艺过程的合理性，以及国内外仪表生产的现状。

第二节 控制对象特性对控制质量的影响和 操纵变量的确定

当对象的被控变量选定以后，下一步就是选择操纵变量去克服扰动对被控变量的影响。在化工生产中，工艺总是要求被控变量稳定在设计值上，因为它是按一定的生产负荷、原料组成、质量要求、设备能力、安全极限以及合理的单位能耗等因素综合平衡而定的，工艺参数稳定在设计值上一般都能得到最大的经济效益。然而由于种种外部和内部的因素，对工艺过程的稳定运转必然存在扰动，因而自控设计人员必须深入研究工艺过程，认真分析干扰产生的原因，以确保生产过程的平稳操作。通常，一个化工生产过程可能有若干个可任意控制的输入变量，选择哪一个作为操纵变量是一个关键问题，因为它会影响所采用的控制系统的质量。

在确定控制方案，选择操纵变量时，要对生产过程中影响被控变量的所有扰动（干扰）进行排队和分析。其方法首先是从整体上排出所有的扰动因素。其次确定哪些是不可控因素，因为它不可能根据控制要求而任意改变，也就不能选为操纵变量；还有一些扰动因素是在采取各种措施以后，将不再构成扰动的，应予以排除；将最后剩下的扰动，或称为可控因素，构成扰动通道，分析它的动态、静态特性，从中最终确定一个为操纵变量。这种在确定控制方案时选择操纵变量的方法，称为扰动因素分析。

选择操纵变量时，主要应考虑以下的原则。

(1) 首先从工艺生产过程中考虑，操纵变量应允许在一定范围内改变，因而能被选作为控制手段。

(2) 操纵变量所确定的控制通道的放大系数要大，这样对克服扰动有利。

(3) 在选择操纵变量时，应使控制通道的时间常数适当小一些，而让扰动通道的时间常数大一些。

(4) 选上的操纵变量应对装置中其它控制系统的运行关联要小，即当它变化时，不会对其它控制系统产生较大的扰动。

(5) 除此以外，还要考虑工艺上的合理性，除物料平衡控制外，一般避免用主物料流量作操纵变量，以防止影响产品的产量，并给其它工序带来扰动。

一、对象的静态特性对控制质量的影响

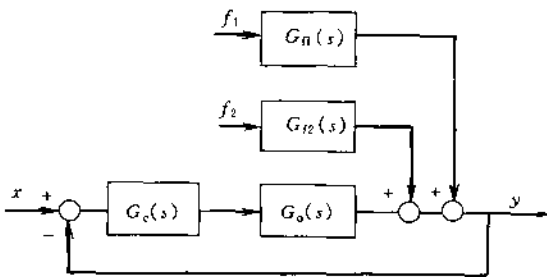


图 1-3 简单控制系统的方块图

现有一个简单控制系统，它的方块图如图 1-3 所示。

图中 $G_c(s)$ 为调节器的传递函数， $G_o(s)$ 是广义对象控制通道的传递函数， $G_{n1}(s)$ 、 $G_{f2}(s)$ 表示对象扰动通道的传递函数。从图 1-3 中可以看出，对象控制通道和扰动通道的静态特性对于控制质量的影响，取决于各自的静态特性，即放大倍数 K_c 和 K_o 。在阶跃扰动作用下，与控制过程幅值有关的质量指

标——余差和超调量，可按式分别求得：

$$\text{余差} = \frac{K_f}{1 + K_c K_o} = \frac{1}{\frac{1}{K_f} + \frac{K_c K_o}{K_f}} \quad (1-1)$$

对于衰减比为 4:1 的衰减振荡

$$\text{超调量} = 1.5 \frac{K_f}{1 + K_c K_o} = 1.5 \frac{1}{\frac{1}{K_f} + \frac{K_c K_o}{K_f}} \quad (1-2)$$

由此可见，控制过程的余差和超调量，随着比值 K_o/K_f 的增加而减小。因此，如果在一个控制系统中，存在着若干个扰动，它们对控制过程的静态影响，取决于各扰动通道传递函数中 K_f 的数值， K_f 越大，影响越显著。同时，如果采用不同的操纵变量来克服同一个扰动，则控制通道的放大倍数 K_c 越大，从静态看克服扰动效果越显著。

在设计时，只有知道 K_o 、 K_f 的具体数值才能进行比较。对于一个既定的工艺设备，可以根据设备的结构尺寸和工艺操作条件，通过工艺计算求得这些数据，也可以通过现场的调查研究获得解决，还可通过实验方法得到这些数据。如果在寻求 K_o 、 K_f 的过程中发现它们不是常数，就需要在工作点附近进行线性化。

二、按静态特性选择操纵变量

综上所述，按静态特性选择操纵变量的原则是：希望选择的操纵变量所构成的控制通道静态放大倍数 K_c 大于扰动通道的放大倍数 K_f ，从而使控制通道克服扰动的能力加强。这里所要说明的是放大系数 K_c 和 K_f ，既要看看它的绝对放大倍数，更重要的是以相对值表示的放大系数。现以合成氨厂的变换炉为例，介绍如何按静态特性来选择操纵变量。

图 1-4 是一氧化碳变换过程流程图。变换炉的作用,是将一氧化碳和水蒸气在催化剂的作用下,生成氢气和二氧化碳,同时放出热量。这是因为一氧化碳的存在使合成催化剂中毒,失去活性,而二氧化碳可通过水洗和铜洗及时去除,以净化合成工段的原料气。工艺上首先要求变换后气体中一氧化碳含量要低于某个指标,其次还要求一氧化碳的变换率高,蒸汽消耗少,催化剂寿命长。生产上通常选择一段反应温度作为被控变量,来间接地控制变换率和其它指标。工艺上首先要保证原料气中硫化氢的浓度低,防止催化剂中毒,其次,催化剂层反应温度约 500°C 左右,如果温度变化剧烈,则造成催化剂层破碎,影响它的阻力和寿命。

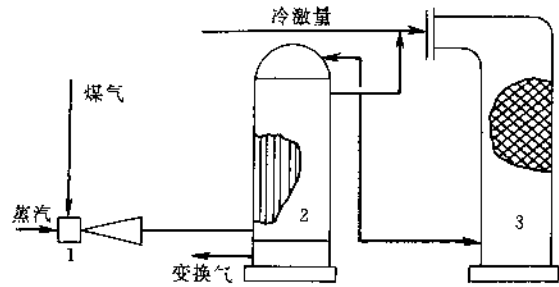


图 1-4 一氧化碳变换流程示意图

1 蒸汽喷射泵; 2- 换热器; 3-变换炉

一氧化碳变换工段的工艺流程是变换前的煤气和水蒸汽在蒸汽喷射泵中进行混合,进入换热器和变换后温度较高的气体换热,并升高温度,达到反应起始温度后进入变换炉,变换炉内装有催化剂,气体通过催化剂床进行化学反应,并释放热量,化学反应后的气体,经降温后输出变换工段。

影响变换炉一段反应温度的因素是很复杂的,总起来有煤气流量、煤气压力、煤气入口温度、煤气成分、蒸汽流量和压力、冷激流量、催化剂活性等。可以看出,在以上这些因素中,催化剂活性的变化是一种不可控的因素,不可能根据人们的要求而任意改变。

煤气成分(不论是氧气还是一氧化碳)的波动,都将引起反应温度的显著变化,然而,它也是一种不可控因素,调节煤气成分是不实际的。同时,由于造气车间出来的煤气,经过容积庞大的煤气柜,这不仅使煤气压力变得比较稳定,而且其成分也相当均匀。

煤气温度的变化,即热水饱和塔出口煤气温度的变化,对反应温度的影响很大,但只要热水饱和塔操作平稳,煤气温度的变化就不会很大。

蒸汽压力在变换工段之前是进行定值控制的。

排除了以上这些因素后,可供选择的操纵变量仅有冷激量、煤气量和蒸汽量。

通过静态测试和调查研究,各通道的放大系数如下。

冷激量对反应温度通道的绝对放大系数:

$$K_1 = \frac{\text{温度变化量}}{\text{冷激量变化量}} = \frac{10}{100} = 0.1 \left[\frac{^{\circ}\text{C}}{\text{m}^3/\text{h}} \right]$$

相对放大系数:

$$k_1 = \frac{\text{温度变化的百分数}}{\text{冷激量变化的百分数}} = \frac{\frac{10}{500}}{\frac{100}{4000}} = 0.8 \quad (1-3)$$

式中冷激量变化 $100\text{m}^3/\text{h}$ 时,最终温度变化为 10°C ,而 500°C 是指仪表测量的温度上限值。 $4000\text{m}^3/\text{h}$ 是冷激量的流量上限值。下同,不再作说明。

煤气量对反应温度通道的绝对和相对放大系数:

$$K_2 = \frac{\text{温度变化量}}{\text{煤气变化量}} = \frac{2.5}{100} = 0.025 \left[\frac{^{\circ}\text{C}}{\text{m}^3/\text{h}} \right]$$

$$k_2 = \frac{\text{温度变化百分数}}{\text{煤气量变化百分数}} = \frac{\frac{2.5}{100}}{\frac{100}{6250}} = 0.31 \quad (1-4)$$

蒸汽量对反应温度通道的绝对和相对放大系数:

$$K_3 = \frac{\text{温度变化量}}{\text{蒸汽量变化量}} = \frac{14.5}{1} = 14.5 \left[\frac{^\circ\text{C}}{\text{m}^3/\text{h}} \right]$$

$$k_3 = \frac{\text{温度变化百分数}}{\text{蒸汽量变化的百分数}} = \frac{\frac{14.5}{500}}{\frac{1}{16.5}} = 0.48 \quad (1-5)$$

通过各通道放大系数的计算, 可以对上述三个控制方案进行比较, 见图 1-5。

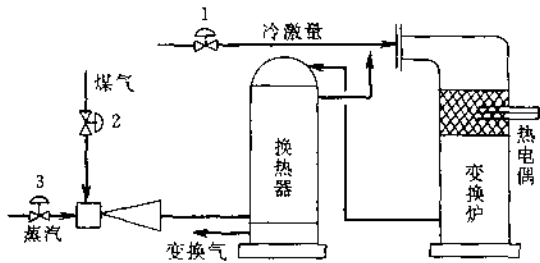


图 1-5 变换炉反应温度控制系统示意图

(1) 控制进入变换炉的冷激量 图 1-5 中 1 表示控制参数为冷激量时的控制方案。这一方案, 可以得到较大的放大倍数, 系统具有很强的抗干扰能力。但是, 工艺上安排这一管线, 为的是开车、停车的方便, 为的是手工粗调变换炉反应温度, 在通常情况下, 冷激量阀门是关闭的。事实证明, 当选择冷激量作为操纵变量时, 升温、降温太猛, 影响产品质量, 生产也难以控制, 由于温度变化较大, 造成催化剂寿命下降, 因此若选择冷激量作操纵变量是违背工艺合理性的。

(2) 控制进入变换炉的煤气量 图 1-5 中 2 表示操纵变量为煤气量时的控制系统。若以煤气量作为操纵变量, 不能得到较大的放大倍数 K , 相反, 如果蒸汽流量的变化为主要扰动时, 则扰动通道放大倍数就比较大, 这样, 从余差和超调量角度看也是不利的。另外, 合成氨车间中煤气量是负荷, 若选煤气量为操纵变量, 则会影响产品的产量, 同时, 由于它的调节, 使后续工段处理量发生变化, 成为新的扰动, 因此不宜选用。

(3) 控制进入变换炉的蒸汽量 图中 3 表示操纵变量为蒸汽量时的控制系统。以蒸汽量为操纵变量, 若煤气量的变化为主要干扰, 那么不论在什么情况下, 干扰 (煤气量) 的变化对反应温度的静态影响比较小, 而操纵变量就具有足够的抗扰动能力, 达到较好的控制质量。

可见, 操纵变量的确定也不是很难的事, 只要设计人员深入实际, 调查研究, 熟悉并了解化工工艺过程内在机理, 操纵变量的确定就比较容易了。

当然按静态特性来选择操纵变量还仅仅是第一步, 因为动态过程是一个变化过程, 仅按静态特性来选择, 有时不能满足控制过程的要求, 还需要综合考虑动态特性来选择。

三、对象的动态特性对控制质量的影响

对象的动态特性主要有时间常数 T 和纯滞后时间 τ 。因为有控制通道和扰动通道的不同, 现分述如下。

1. 扰动通道的 τ_i 、 T_i 对控制质量的影响

(1) τ_i 的影响 对象扰动通道有、无纯滞后 τ_i 的过渡过程曲线分别如图 1-6 所示。有纯滞后的过渡过程, 并不影响控制质量, 仅从时间上来说推迟了时间 τ 。如果扰动通道无纯滞后, 则阶跃扰动一产生, 被控变量就受到影响。从图 1-6 中也可看出, 扰动通道存在纯滞后时间 τ_i , 从理论上讲不影响控制系统的控制质量。被控变量的过渡过程仅在时间上平移了一个 τ 的距离。由

此可见、扰动通道存在纯滞后,从理论上讲不影响控制系统的质量。

(2) T_i 的影响 当对象扰动通道为一阶惯性环节时,在单位阶跃扰动输入下,扰动通道的输出曲线,如图 1-7 所示。

图 1-7 可见, T_i 越大、曲线 $y_1(t)$ 变化越缓慢,扰动对被控变量的影响也越缓和,显然经过控制作用以后、被控变量的过渡过程曲线的动态分量幅值减小,相应的超调量也减小,控制质量得到提高。

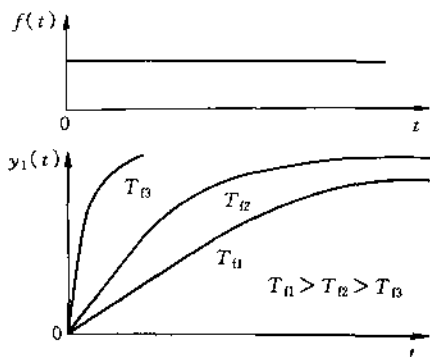


图 1-7 扰动通道中的输入输出曲线

为两个一阶惯性环节相串联,它是一个二阶对象;对扰动 $F_1(s)$ 来说,它的传递函数是 $G_{o1}(s)$ 、 $G_{o2}(s)$ 、 $G_{o3}(s)$,为一个三阶对象。当扰动作用位置不断前移时,扰动通道微分方程式的阶次不断上升。在相同的单位阶跃扰动作用下,扰动对被控变量的影响也越缓和,有利于提高控制质量。

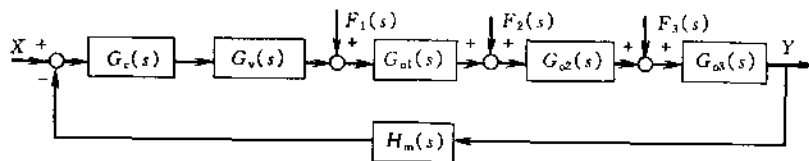


图 1-8 扰动进入位置对控制质量的影响

由此可见,扰动输入作用点离被控变量越远,被控变量受扰动的影响也越弱,有利于提高控制质量。同理,扰动离检测点越近,即对象扰动通道的传递函数阶次减小,被控变量受扰动的影响也相应地趋于严重,控制质量不断变差。因此在可能的情况下,应使扰动输入作用点位置尽可能远离检测点,靠近控制阀。

2. 对象控制通道动态特性对控制质量的影响

众所周知,若在控制通道中存在纯滞后 τ ,则调节器发出的指挥信号迟迟不能转化为行动来纠正偏差或者缩小偏差,显然控制质量就差,因此控制通道中应尽量减小纯滞后。

对象控制通道中的时间常数大,则反应速度慢,容易产生大的超调,且过渡时间延长,控制质量变差。相反的,时间常数过小,反应过于灵敏,容易引起过度的振荡,也降低控制质

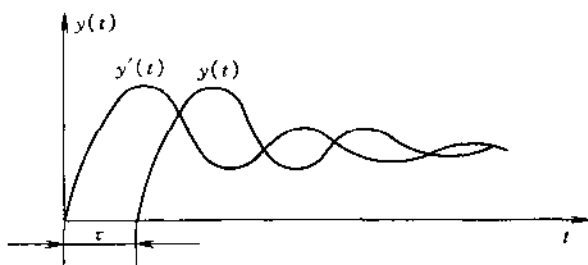


图 1-6 有、无纯滞后的过渡过程

(3) 扰动作用位置对控制质量的影响 生产过程中由于工艺条件不同,所以扰动可以从不同位置作用于被控对象,或者说同一对象可以存在多个扰动的输入。

图 1-8 所示为扰动作用于系统不同位置时的方块图。控制系统的对象是由三个独立的单容环节串联而成。它们的传递函数分别是 $G_{o1}(s)$ 、 $G_{o2}(s)$ 和 $G_{o3}(s)$,扰动分别为 $F_1(s)$ 、 $F_2(s)$ 、 $F_3(s)$,从三个不同位置进入系统,其对象扰动通道的传递函数也不相同。对扰动 $F_3(s)$ 来说,它的传递函数 $G_{o3}(s)$,为一阶惯性环节;

对扰动 $F_2(s)$ 来说,它的传递函数 $G_{o2}(s)$ 、 $G_{o3}(s)$,

为两个一阶惯性环节相串联,它是一个二阶对象;对扰动 $F_1(s)$ 来说,它的传递函数是 $G_{o1}(s)$ 、 $G_{o2}(s)$ 、 $G_{o3}(s)$,为一个三阶对象。

当扰动作用位置不断前移时,扰动通道微分方程式的阶次不断上升。在相同的单位阶跃扰动作用下,扰动对被控变量的影响也越缓和,有利于提高控制质量。

量，因此要求控制通道的时间常数要适当。

在过去的化工生产中，时间常数过小的现象是少见的。随着现代科学技术的不断发展，生产过程不断强化，加快反应速度，缩小了中间容器，对象的时间常数在日益缩小，这也会使控制系统过于灵敏，降低了控制质量。

例如某化工厂生产烧碱的电解槽，有一套压力控制系统，如图 1-9 所示，最初投运后，尽管调节器的放大倍数放至最小，仍出现剧烈的振荡，如图 1-10 (a) 所示，控制系统工作不太正常。深入了解工艺情况后知：工艺要求氢气压力为正压，允许压力波动在 $\pm 30\text{Pa}$ 以内。氢气压力过高，氢气将从电解槽内隔膜透过并进入氯槽，有爆炸的危险。反之，除产生上述逆过程外，有可能因吸入空气而影响氢气纯度。另外，对系统观察和分析的结果表明，此方案模拟取代了人工操作过程，氢气压力就是压力控制系统的被控变量，而操纵变量选取氢气回流量也是合适的，这就是说控制方案是正确的。图 1-10 (a) 所示的氢气压力记录曲线表明，系统振荡剧烈，虽然调节器比例度已放至最大，但这一系统稳定性仍很差。经过各环节特性的分析，发现控制通道时间常数为 1s 左右，至于阀门的时间常数一般也在这一数量级。因此，这一系统属于多容量所组成的对象，是一个时间常数相近的广义对象，所以可控性很差。因为测量元件和调节阀的时间常数不能再缩小了，并且电解槽的结构工艺决定，一时无法改变，所以应从两方面去改进：一是调节器的输出端接一个反微分单元，用增加控制通道的时间常数，降低广义对象的灵敏度。二是扩大差压变送器的量程，使变送器的放大系数 K_m 变小，即广义对象总的放大倍数变小了。经上两方面的改进，当调节器参数采用 δ 为 80% ， $T_i=0.8$ 分， $T_d=3\sim 5$ 刻度，系统获得了良好的控制效果。见图 1-10 (b) 所示。

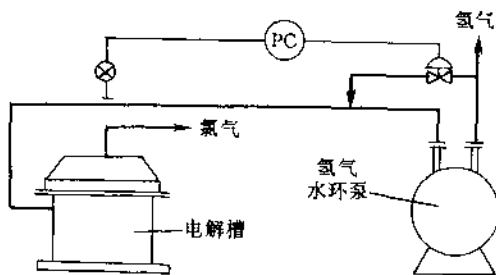


图 1-9 电解槽氢气压力控制系统

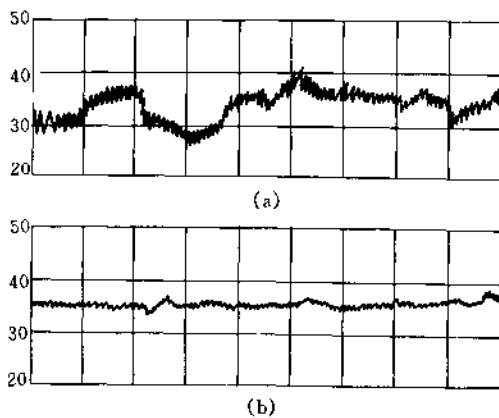


图 1-10 控制过程曲线图

另一方面，也有碰到时间常数太大的情况，例如炼油厂管式加热炉，燃料油流量对炉出口温度通道的时间常数长达 15min ，又例如有的反应器，进料量对反应温度通道的时间常数长达数小时。设计这些生产对象时，一个办法是通过操纵变量的选择，使对象控制通道的时间常数尽可能地减小，并应用微分单元的超前作用，加快系统的控制作用，另一个办法设计成复杂控制系统，以满足工艺对控制质量的要求。

四、按动态特性选择操纵变量

通过以上的控制通道和扰动通道动态特性对控制质量影响的分析，按动态特性选择操纵变量的原则归纳如下。

(1) 如果一个控制系统存在两个以上的扰动通道，从动态看，时间常数小的扰动通道对