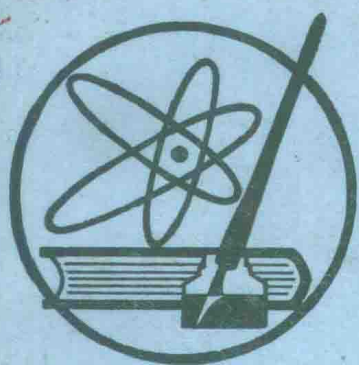




高等学校试用教材

化工过程控制工程

浙江大学等合编
王骥程 主编

化学工业出版社

高等学校试用教材

化工过程控制工程

浙江大学等合编

王骥程 主编

化学工业出版社

内 容 简 介

本书为高等学校化工自动化及仪表专业的试用教材。全书分三篇共九章。第一篇为常规调节系统的分析与设计,由第一章单回路反馈调节系统,第二章串级、比值、均匀调节系统,第三章其它调节系统组成;第二篇为计算机控制系统,由第四章直接数字控制系统,第五章数学模型及最优控制概论组成;第三篇为典型单元操作的控制,由第六章流体输送设备的控制,第七章传热设备的控制,第八章精馏塔的控制,第九章化学反应器的控制所组成。

本书除可作教材外,亦可供炼油、化工、冶金等领域中从事于自动控制的有关工程技术人员及大专院校有关的专业师生参考。

高等学校试用教材

化工过程控制工程

浙江大学等合编

王骥程 主编

化学工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

开本787×1092¹/₁₆印张19字数477千字印数1-10,150

1981年6月北京第1版1981年6月北京第1次印刷

统一书号15063·3251(K-247)定价1.95元

编写说明

《化工过程控制工程》一书是按1978年2月全国化工类教材工作会议所制订的教材编写大纲，由浙江大学与华东化工学院两校分工编写的，作为化工自动化及仪表专业的教材。

全书分三篇共九章，在取材上考虑了教材的先进性也照顾了国内的现状，注意了常规控制系统与计算机控制系统及其在典型单元操作控制中的应用。

《化工过程控制工程》是《化工过程控制原理》的后续课，编写时注意了把化工过程控制原理的基本理论及工程处理方法应用于化工过程控制系统的设计、分析与研究，构成了一门工程性质的课程，在教材的处理上力求多用公式、图表。定量说明问题，减少过多的文字叙述。

此书编写的分工如下：

浙江大学王骥程写第一、第三、第六及第八章；

浙江大学吕勇哉写第三、第四、第五及第九章；

华东化工学院俞金寿写第二及第七章。

本书由浙江大学王骥程主编，书稿由天津大学韩建勋主审，参加审稿的还有南京工学院陈来九和大连工学院袁作礼同志。

前 言

为了加速实现社会主义的四个现代化,努力改变我国的技术落后面貌,在工业战线上,大力实施生产过程自动化,不断提高过程控制的水平,正成为当前的一项十分重要的任务。

化工过程控制工程是一门密切结合生产实际的技术性课程。它的基础是:自动控制理论、化工过程及设备的机理以及有关自动化仪表及控制计算机的知识。

就专业所设置的课程之间的关系来看,化工过程控制原理与化工过程控制工程的联系是非常紧密的。就内容之间的关系而言,化工过程控制工程是应用化工过程控制原理一书的基础理论、用工程处理的方法,去解决控制系统的分析、设计与研究的学问,构成一门工程技术科学性质的课程。

化工过程控制技术,近年来发展异常迅速,它随着生产过程的连续化、生产装置的大型化和生产的强化,随着科学技术的进步,随着对过程内在规律的加深了解和仪表的不断創新、完善而日益提高。

早在四十年代前后,过程控制工程工作,尚处于相对无知状态,有人称为黑箱子时期。因为当时解决化工过程控制工程问题,主要是凭经验,依据相应的化工实践经验去完成。好像配选一些仪表与调节器几乎就是工作的全部。

四十年代后期,应用在军事工程中的随动调节理论,被借用到化工过程控制这一领域中来了。从评定控制系统品质的概念上来看,也完全抄袭了随动调节理论的品质指标,即不考虑一个化工生产过程的连续性特点,借用“快”就是好的概念。那时,把注意点主要放在仪表硬件本身,而对过程控制的设计思想影响甚微,所以可称之为仪表化阶段。

在仪表化阶段的进一步发展过程中,人们意识到不能满足于黑箱子无知状态。要了解对象的动态特性,对系统作一些明确的分析,得出一些定量结论是十分必要的;并认识到不能满足于在现有的装置上通过测试获得所需的对象动态特性知识。更重要的是在对象处于设计阶段,就能用计算方法预估其特性。假如做不到这一点,则过程控制工作仍将处于被动、低级的阶段。这就是一九五六年后,“化工动态学”成为过程控制的一个重要分支的原因。就过程控制的设计思想来看,仍然未能超出各个系统相互孤立,互不联系,定值调节的设计思想。

一九六〇年后,在工业生产上开始广泛使用计算机,它促进了工艺设计和自控工作的飞跃发展。从工艺角度出发探讨最优化的设备设计,最优操作等,已成为设计工作者研究的课题。由于生产向大型、连续和强化方向发展,使得控制回路之间相互关联的现象严重起来了。其结果是原来单独考虑控制回路的设计方法行不通了,认识了存在着所谓大系统的工程问题。为了满足生产上对控制的更高要求,必须进行各种特殊控制规律的研究和开发;同时产生从整体和全局出发考虑过程控制的设计思想。

从化工生产过程的特点考虑,形成了一种动态过程控制的设计思想,认识到要使生产过程平稳、多出合格产品,在过程控制上必须做到物料平衡、保证质量,及考虑设备的各种约束条件,使生产过程控制在平稳和充分发挥设备潜力的基础上,以最少的能耗,获得最多的合格产品。

为了保证全过程内各环节间的物料平衡,一种不定值的流量调节方案设计思想就出现了,这是在设计思想上的一个突破。

科学技术的发展引起了硬件的巨大变革,就常规的控制仪表来看,从基地式、单元组合式的PID控制规律,已进一步发展到具有多功能的组装仪表,为实现各种特殊控制规律提供了条件。新型调节器的发展为仪表与计算机的直接联系创造了条件。

在硬件方面,更为突出的是大规模集成电路技术在计算机上的应用,目前已生产出可靠性高,成本低廉,具有CRT屏幕显示,便于人机联系的微型计算机。它没有象用模拟式仪表因数量多,仪表屏过于庞大;也不象用大型计算机控制,由于过于集中,一出事故,便影响全局的缺点;而却有与模拟式仪表和计算机系统联系方便,可以实现以微型机为基础与上级计算机实现多级控制的好处。因而用集中、分散综合的方法实现计算机过程控制,正成为人们瞩目的领域。

四十年代初发展起来的经典反馈控制理论,直至目前仍是分析、设计控制系统的主要理论基础。在工程上应用的是频率法与根轨迹法,随着计算机的广泛使用,微分方程法重新显示了它是一种有用的分析方法。这些方法对于处理单输入与单输出的单变量控制系统是颇有成效的。但是,随着控制系统的日益复杂,出现了多变量、时变、非线性、分布参数控制系统和最优控制系统等方案,这样,经典的反馈控制理论就难以胜任了。自动控制的发展要求有新的控制理论来解决过程控制上的问题。于是,如何把以状态空间方法为基础的现代控制理论应用到化工过程控制里来,就成为人们探索的课题之一。

综上所述,“化工过程控制工程”课程是一门工程技术性质的专业课,阐述怎样运用过程控制原理,结合过程机理和硬件与软件的知识,去从事过程控制系统的分析、设计和运行工作的学问。书中所阐述的知识,有助于改变黑箱子无知状态,而使我们有可能以工程性应用理论来指导工程设计中的原理性设计。

本书第一篇为常规调节系统的分析与设计。因为这是实现过程控制的基础工作,同时,由于常规调节系统在当前生产上的应用数量多、范围广,所以单独成篇。本篇分为单回路反馈调节系统;串级、比值、均匀调节系统;其他调节系统等三章。所介绍的控制方案和特殊调节方案的控制算式,均可在学懂的基础上成为计算机控制的算法。因此,学好常规调节系统的分析与设计方法,也就为实现计算机控制系统奠定基础。

通过这一篇的介绍,要给读者有一个设计系统的全局观点,表明控制方案与工艺的关系十分密切,在考虑某个具体方案时,要研究它在整体中所处的地位。在单回路调节系统中,着重讨论了各环节对系统的影响,及参数整定问题。而串级、比值、均匀是作为生产上已广泛应用而较为复杂的控制方案,故对其系统结构,应用场合和理论分析与计算方法等作适当介绍。在其它调节系统中,如前馈、选择性、分程、按计算指标、采样、非线性等已开始在一些过程控制水平较高的工厂中得到了应用,从理论上和工艺上弄清楚这些方案的设计和投运方法,也将为扩大计算机的应用创造条件。

第二篇为计算机控制系统,是过程控制发展的重要方向。分为直接数字控制系统、数学模型及最优控制概论两章。前者是介绍一种小型控制计算机,它是实现分级控制的基础,重点介绍DDC实现各种控制规律的算式程序框图及其有关工程问题。而后一章,目的是对现代控制理论中状态空间分析方法及其在过程控制领域中的应用前景,作一般性介绍,并阐明建立数学模型的若干方法,及其在提高过程控制水平中的重要性。

第三篇为典型单元操作的控制。有流体输送设备的控制,传热设备的控制,精馏塔的控制

制和化学反应器的控制。这一篇显然具有结合化工生产过程的特点，并使前两篇常规调节系统与计算机控制系统的有关内容，得到综合的运用，从中可进一步了解过程控制的发展趋势。

书中所介绍的多数内容，是在生产上通过实践的考验，证明是行之有效的方案。但是也有一些，没有经过工程上的实践考验，或尚处在上升到理论的过程中，不一定全面、完整地反映客观实际情况，有待从理论上加以总结，并通过实践作进一步的检验，不断地修正、创新、前进。

目 录

前言

第一篇 常规调节系统的分析与设计

第一章 单回路反馈调节系统	1
第一节 回路设计与全过程控制间的关系.....	2
第二节 系统被调参数与调节参数的选择.....	7
第三节 测量变送及执行装置在系统分析设计中的考虑.....	14
第四节 工业用调节规律的选取.....	22
第五节 调节系统间的关联.....	26
第六节 系统的整定及投运.....	28
第二章 串级、比值、均匀调节系统	33
第一节 串级调节系统.....	33
第二节 比值调节系统.....	53
第三节 均匀调节系统.....	65
第三章 其它调节系统	74
第一节 前馈调节系统.....	74
第二节 选择性调节系统.....	85
第三节 分程调节系统.....	94
第四节 按计算指标的调节系统.....	100
第五节 非线性调节系统及采样调节系统.....	105

第二篇 计算机控制系统

第四章 直接数字控制系统	113
第一节 DDC系统的基本概念.....	113
第二节 DDC的PID算式.....	114
第三节 PID算式的整定.....	119
第四节 采样与输出.....	123
第五节 DDC的其它控制算式.....	129
第六节 DDC系统的举例.....	137
第五章 数学模型及最优控制概论	148
第一节 静态数学模型.....	150
第二节 动态数学模型.....	162
第三节 最优控制.....	171

第三篇 典型单元操作的控制

第六章 流体输送设备的控制	194
----------------------------	-----

第一节	概述	194
第二节	泵及离心式压缩机控制方案	195
第三节	离心式压缩机的防喘振控制	199
第四节	压缩机的并串联运行	206
第七章	传热设备的控制	208
第一节	基本原理	208
第二节	加热炉的控制	215
第三节	蒸发器的控制	219
第四节	锅炉设备的控制	224
第八章	精馏塔的控制	234
第一节	概述	234
第二节	精馏塔的整体控制方案设计	236
第三节	精馏塔被调参数的选择	237
第四节	计算机控制的精馏塔	240
第五节	精馏塔的动态模型	247
第六节	精馏塔的解耦控制	251
第七节	精馏塔的最优控制	257
第八节	选择性调节的应用	262
第九章	化学反应器的控制	266
第一节	概述	266
第二节	反应器的数学模型	270
第三节	反应器的热稳定性分析	277
第四节	反应器的控制方案	280

第一篇 常规调节系统的分析与设计

常规调节系统是指以模拟调节器为主要技术工具所构成的调节系统。

在化工生产过程中应用常规调节系统已有几十年历史，不论是目前或者将来，它仍将是实现生产过程自动化的重要基础。随着科学技术的发展，作为自动化技术工具，模拟调节器的元件和功能正在不断地更新和完善。但是作为常规调节器，则仍以PID算式为其基本功能。因此，在讨论常规调节系统时，通常不涉及哪一种类型的仪表，而只是从系统的分析与设计任务出发，着眼于联系化工过程控制的实际情况，探讨如何应用的问题，即反馈调节理论如何在化工过程控制的工程上应用的问题。

设计一个常规调节系统，首先是要合理，它包含着工艺上的合理性，和反馈理论里的稳定性；然后才是选用什么类型的仪表，怎样调校仪表，整定参数等等。在这一篇中除了在研究方案时，必须涉及仪表的特点而进行讨论外，有关仪表的其它问题，将不涉及。

常规调节系统虽因模拟式调节仪表较数字式调节仪表早日问世而应用于化工过程控制之中。然而就常规调节系统的方案本身来看，它也经历着由简到繁，由易到难这一发展过程。并且正按照这一发展规律，在不断地加深对化工过程的认识过程中，结合控制理论的应用而继续创新。其结果也为计算机对过程控制提供丰富多采的新内容。

第一章 单回路反馈调节系统^{[1][7]}

单回路反馈调节系统也称简单调节系统，是指由调节对象、测量元件、调节器和调节阀所组成的单回路反馈调节系统。

作为分析设计单回路调节系统的基本理论——反馈理论已在相应的基础理论书籍中作了详细的讨论。这里所要研究的是如何联系生产实际，合理选择被调参数与调节参数、信息的获取与变送、调节阀与调节器调节规律的选取等工程应用问题。

因为单回路调节系统是复杂调节系统的基础，学会了单回路调节系统的工程分析、设计的处理方法，认识了一个系统里各个环节对调节质量的影响关系，懂得了系统设计的一般原则以后，就有可能联系生产实际，处理其它更复杂的系统设计问题。

诚然，简单调节系统是实现整个化工生产过程控制的最基本自动化单元。由许多简单调节系统和复杂调节系统集成而形成一个整体的化工过程控制型态和水平。反之，全过程控制的水平和型态，也将影响简单调节系统的结构形式。因此，在讨论单回路反馈调节系统时，首先要明确局部与全局自动化方案之间的关系。因为有时局部的自动调节方案就其本身来说是可行的，但从全局，即整个生产过程自动化方案来考虑时，则又可能是不可取的。所以在讨论简单调节系统时应联系全过程的控制问题，要有一个全局观点。

第一节 回路设计与全过程控制间的关系^[2]

化工生产过程与机械加工等生产,在控制系统的功能、结构上有许多不同之处。

首先应从化工生产的特点来认识,大型现代化化工厂是以流体输送为主要物流的大规模连续生产过程。化工生产的任务是经过物理或化学的加工方法(即传能、传质、传热和化学反应过程),在综合利用的基础上,获得多品种产品。因此生产过程的控制问题,除了必需满足工艺上所提出的压力、温度等操作控制的指标以外,还必须意识到由于原料量、成分的变化或最终产品需要量的改变,均将引起中间生产过程物料或能量平衡的重新调整。这一认识非常重要,因为它将引起化工生产过程控制有别于其它生产过程的“动态过程控制”的整体设计思想。显然若仅讨论单回路反馈调节系统,就决不会孕育出“动态过程控制”的思想。

长期来从事于工艺的工作者,其设计思想都是从某一装置或设备的静态、稳定平衡工况为出发点,提出相应要求的控制指标。从这一局部出发会引起自动化系统设计时的错误设计想法。就是到处都用定值调节,以为把一个生产过程中所有流量、温度、压力等参数都控制在规定的数值,那么产品的质量必然是合格的,而不去仔细考虑一下是否可能有此需要。

动态过程控制设计思想的基本出发点是,对一个生产装置有几个基本要求,一是使产品符合规定的质量指标;二是平均生产率与需要量相适应或是有多少原料生产多少产品。三是使生产尽量在设备的限值条件内安全进行。从这几项基本要求为出发点,于是可把各类不同方案的调节系统归纳为三大类,即

- ① 产品质量调节;
- ② 物料平衡调节;
- ③ 限制条件的调节。

这不仅包罗了各种正常情况下的调节方案,而且还把在异常情况下的安全保护性调节方案也包括进去了。

产品质量调节与物料平衡调节是调节方案中最本质和重要的方案。显然要保证产品质量就需要质量调节,首先要解决测量产品质量的方法和工具,并应把测量工具放在生产过程中能反映质量的关键点上。

产品质量调节与物料平衡调节关系密切,孤立地调节某一物料流量以满足产品质量的需要往往不是最好的办法。从整体考虑它应该是能量或能量比的调节。

从联系前后生产过程来看,物料平衡调节应起三种作用:

- ① 对于生产过程中某一点来说,离开的流量应与进入的流量的平均值相等,反之也应符合。
- ② 贮罐内的物料应使其在某一最高和最低限值内波动。
- ③ 为避免引起干扰,在调节流量时要变化缓慢。这样,大多数流量调节在改变物料贮存量的指标液面和压力时,就使这些被调参数不能保持在某一固定值上,而必须让它们在某一范围内连续地渐变以保持物料平衡。这种流量调节系统因无固定给定值,因此又称无给定点调节或浮动调节。

至于限制条件调节,则是为了充分发挥生产设备的潜力,并保证生产安全而设计的系统。根据动态过程控制思想设计出来的工厂可以观察到有如下特色:

- ① 在正常状况下生产,除那些必要的产品质量需作抽样检查外,生产在自控的情况下

正常地运行着。除了从一种产品切换到另一种产品的生产情况外，操作工不需去动给定值。因此现在的中央控制室可以把仪表高度集中，采用高密度排列的仪表盘。

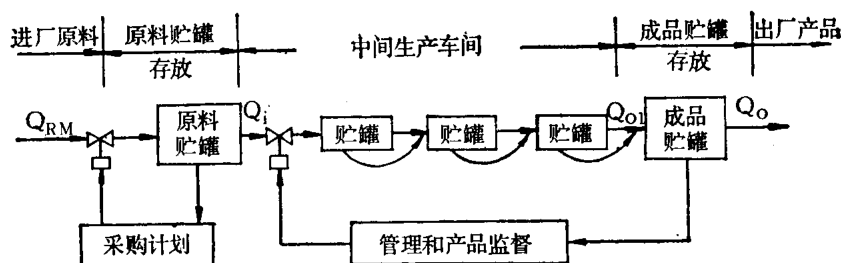
② 工厂最合理地使用原料和能量，因为它们已被质量调节和物料平衡调节所调整了。

③ 装置和设备内的停滞量减少了，所以主要生产设备要能够适应过量与停车时所需的过渡状态条件。经验表明，以动态过程控制所设计的工厂，厂里总的贮存装置比用常规定值调节系统的贮存装置要小的多。

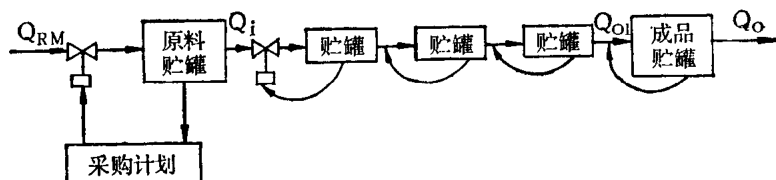
④ 迄今的经验也表明，由于动态过程控制的设计，系统中采用了较多的在线质量分析仪表，采用了前馈和某些为特殊目的而用的物料或能量平衡所需的计算装置。有时可以减去或大大地减少许多对于流量、压力、液面与温度的测量与调节工作。

根据动态过程控制的概念，对于流量调节问题的认识是，实际上所有流量调节回路都是一种从动的回路。流量本身几乎永远不会是一个过程的主要参数，它总是为产品质量调节或主要过程的物料平衡调节所需而服务的。所以除了那些为了收集数据资料，或为某一反应器的安全所需外，可不必采用高精度流量装置。

为了认识以动态过程控制思想为指导与以单纯搞定值调节所设计的方案在整体自动化方案上表现出来的差异，现举一个工厂的物料平衡调节为例加以说明。图1-1表示物料与产品皆为液体的生产流程。



(a) 方案1 循产品流向调节



(b) 方案2 逆产品流向调节

图 1-1 具有中间物料平衡的总物料平衡调节

从图中可以看到，因为是一个连续生产过程，所以加工的物料应是来多少就加工多少，或是需要生产多少就进多少料，不能积存。图内的中间贮罐，仅为自动调节所需而设置的中间容器。方案1与方案2之差别在于一种是循产品流的方向，而另一种则是逆产品流的方向进行物料调节。

当产品的销售数量是决定原料采购计划的因素时，从整个生产过程来看，产品销售量的多少就是破坏系统平衡的干扰因素。反映销售量多少的指标既可以直接测量，也可根据成品在贮罐的液面变化高低而获得。为了比较两种方案的优劣，现将中间生产贮槽的两种不同流

向物料平衡调节方案如图1-2所示。

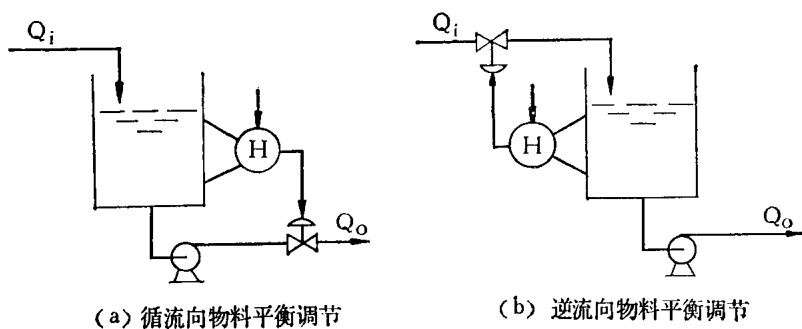


图 1-2 不同流向物料平衡调节

由图可知，用泵抽送的液体贮罐，将是一个无自衡作用具有积分特性的对象。为使液面可在贮罐最大规定范围内波动，以满足物料平衡和流量缓变的需要，选用了比例调节器。现根据物料平衡的关系，按照变化量作拉氏变换后的数学关系式。

以循流向物料平衡调节为例：

$$Q_o(s) = KW(s) \quad (1-1)$$

式中 Q_o ——输出流量 kg/h；

W ——贮罐积存量 kg；

$$K = \frac{(Q_o)_{\max}}{W_T}。$$

而 $W_T = W_{\max} - W_{\min}$ = 最大和最小贮存量之差；

$(Q_o)_{\max}$ = 最大输出流量 kg/h；

$(Q_o)_{\min} = 0$ kg/h。

$$\text{又} \quad W(s) = \frac{1}{s} [Q_i(s) - Q_o(s)] \quad (1-2)$$

式中 Q_i ——输入流量 kg/h；

s ——算符。

式 (1-1) 是一种忽略了调节阀时间常数的近似表达式，其前提是根据物料平衡调节要求流量缓变的情况下，调节阀的动态特性可以忽略，而并不影响对系统过渡特性的分析。在图1-3所表示的两种不同流向的物料平衡调节方案，因为干扰量不同，所以采用的调节量也就有差异。

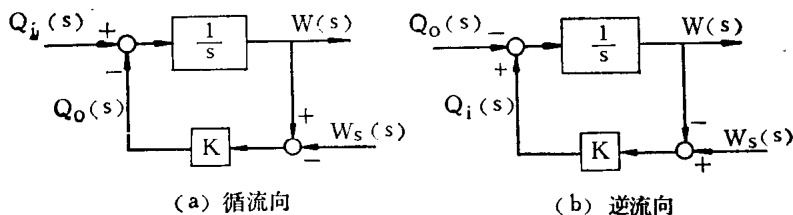


图 1-3 两种不同流向物料平衡调节方案的方块图

图1-3是按照不同的干扰量作为输入信号而绘制的方块图。循流向调节方案中是以 $Q_i(s)$ 作为干扰量，而逆流调节方案则以输出流量 $Q_o(s)$ 作为干扰信号。因为 $Q_i(s)$ 与 $W(s)$ 同向

故取 (+) 号, 而 $Q_o(s)$ 与 $W(s)$ 异向故取 (-) 号。

根据方块图的关系, 可以找出相应的循流向输出与输入的各拉氏变换式如下:

$$\frac{W(s)}{Q_i(s)} = \frac{1}{K} \cdot \frac{1}{\left(\frac{1}{K}\right)s + 1} = \frac{W_T}{(Q_o)_{\max}} \cdot \frac{1}{\frac{W_T}{(Q_o)_{\max}}s + 1} \quad (1-3)$$

$$\frac{W(s)}{W_s(s)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{K}\right)s + 1} = \frac{1}{\frac{W_T}{(Q_o)_{\max}}s + 1} \quad (1-4)$$

$$\frac{Q_o(s)}{Q_i(s)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{K}\right)s + 1} = \frac{1}{\frac{W_T}{(Q_o)_{\max}}s + 1} \quad (1-5)$$

这些闭环传递函数式表明了皆为一阶滞后环节特性, 具有低通滤波的功能。作为式 (1-5) 正是讨论物料平衡调节所需的关系式, 只要表征闭环特性的时间常数 $W_T/(Q_o)_{\max}$ 的值有足够大, 就可实现物料平衡要求的三个作用, 即

- ① 积蓄量保持在最高与最低限额范围之内;
- ② 经过一段长时间后, 输出与输入流量可以达到平衡;
- ③ 调节的流量是渐变的。

第①条是要实现的限制条件, 而第②、③两条则是调节所要求的作用。这种液面调节系统不存在不稳定性问题, 因为闭环特性仅仅是一阶的, 最大相角滞后为 90° , 它的开环频率特性不可能包围 $(-1, j0)$ 点; 或可以说因为系统只有一个负实根, 所以将只能出现指数衰减过程, 具有渐变特性。

用类似的办法求出逆流方向的拉氏变换式为:

$$\frac{W(s)}{Q_o(s)} = \frac{-1}{K} \cdot \frac{1}{\frac{1}{K}s + 1} \quad (1-6)$$

$$\frac{W(s)}{W_s(s)} = \frac{1}{\frac{1}{K}s + 1} \quad (1-7)$$

$$\frac{Q_i(s)}{Q_o(s)} = \frac{1}{\frac{1}{K}s + 1} \quad (1-8)$$

同样, 这些函数具有一阶滞后环节特性, 有低通滤波功能。式 (1-8) 是讨论逆流方向的物料平衡关系式。比较式 (1-5) 与式 (1-8) 不仅闭环传递函数形式相同, 而且它们的时间常数也完全相等。因而可以得出两种调节方案其调节特性相同的结论。以上是就单回路反馈调节系统所讨论的问题。

在分析了局部调节系统的基础上, 现在有了对图1-1中所反映的两种总体方案作分析比较的可能。

两方案进料系统的自动调节方案是一样的, 它根据加工所需的用量来调节进料流量, 它应符合式 (1-8) 的规律。只不过这一闭环调节系统所具有的一阶滞后环节特性的时间常数应按下述关系计算:

$$T_{RM} = \frac{W_{TRM}}{(Q_i)_{\max}}$$

为作方案的比较讨论, 若中间各贮罐的大小是相同的, 并补充其它有关符号说明如下:

Q_{RM} = 进入原料贮罐的物料流量, kg/h;

Q_{o1} = 由最末贮罐送往成品罐流量, kg/h;

Q_i = 进入第一加工车间流量, kg/h;

$$K = \frac{(Q_o)_{\max}}{W};$$

$W_{To} = W_{\max} - W_{\min}$ 成品罐的贮存变动量;

T_i = 中间贮罐物料平衡调节回路的时间常数

$$= \frac{W_{Ti}}{(Q_o)_{\max}}; \text{ [参见式 (1-3)]}; h。$$

若将图1-1中方案 (a) 与 (b) 分别用系统方块图表示之则为:

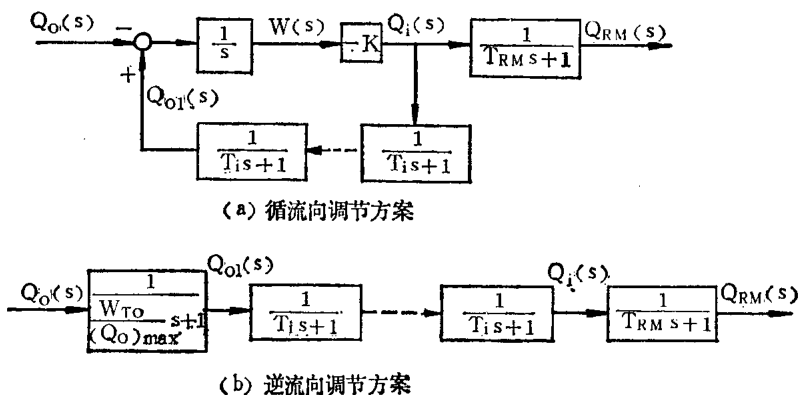


图 1-4 系统方块图

现在集中讨论成品贮罐的容积大小问题, 图1-4(a)表明, 中间生产车间是循流向调节方案, 但全体相当于一个大闭环系统中包括了许多小闭环系统, 每个小闭环系统具有一阶滞后特性。在这大闭环系统中, 唯一可以调整的值便是K值。由于 $K = (Q_o)_{\max}/W_{To}$, 而 $(Q_o)_{\max}$ 是代表生产装置的最大生产能力它是由设备本身的能力所决定的, 所以可设计的量为 W_{To} , 它一经确定后K值也就被确定了。为了说明中间贮罐的多少对大闭环调节系统稳定性的影响, 以及反映到成品贮罐设计大小的问题, 兹举例说明如下。设图1-4(a)存在两种情况, 即

① 闭环系统内有两个中间贮罐, 系统的开环特性可表示为:

$$G_1(s) = \frac{K_1}{s(s+1)^2}$$

② 闭环系统内有三个中间贮罐, 系统的开环特性可表示为:

$$G_2(s) = \frac{K_2}{s(s+1)^3}$$

现在用对数频率特性作图法, 从系统的稳定性加以比较。通过图 1-5 分别作出其幅频与相频特性。皆用开环频率特性其相角为 -180° 的稳定极限进行比较, 从而可得

$$G_2 > G_1$$

$$K_1 G_1 = K_2 G_2 = 1$$

故

$$K_1 > K_2$$

或

$$\frac{(Q_o)_{\max}}{(W_{To})_1} > \frac{(Q_o)_{\max}}{(W_{To})_2}$$

即

$$(W_{To})_1 < (W_{To})_2$$

根据以上的关系式可知

① 三个中间贮罐的稳定性较两个中间贮罐的差, 表明中间贮罐愈多则大闭环调节系统的稳定性愈差。

② 按相同的生产能力, 在系统的稳定性相同的基础上作比较, 中间贮罐数愈多则成品贮罐的容积必需愈大。

由此可以得出结论, 采用中间生产车间是循流向调节, 而全体成为大闭环调节系统, 从全局来看不是一个值得推荐的好方案。

至于方案 (b) 表示一个逆流调节方案, 它是许多一阶滞后环节的串联, 方案不存在不稳定的问题。因此成品贮罐容积的大小不受中间贮罐多少的影响。成品贮罐的容积可以比循流向调节情况下小得多。

以上关于建立在动态过程控制全局设计思想基础上的自动化方案设计的讨论, 使我们认识到, 在全局观点指导下从事化工过程控制的个体工作是何等的重要。只有经常注意这一点, 才不会在进行具体工作时迷失方向。

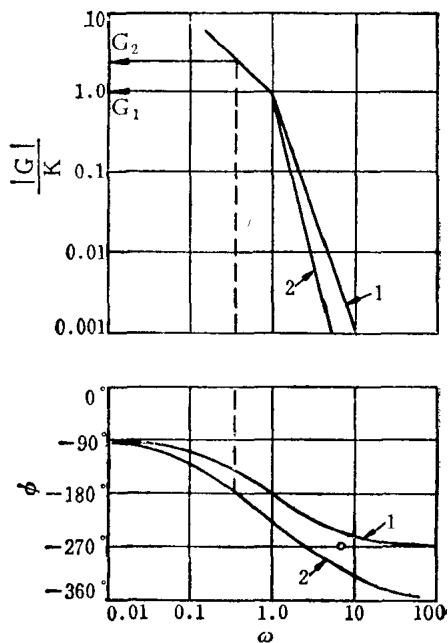


图 1-5 中间贮罐多少对系统稳定性的影响

$$1 - \frac{1}{s(s+1)^2}, \quad 2 - \frac{1}{s(s+1)^3}$$

第二节 系统被调参数与调节参数的选择

单回路反馈调节系统, 是由调节对象、测量元件、调节器和调节阀组成的闭合回路。它的方块图如图1-6所示。

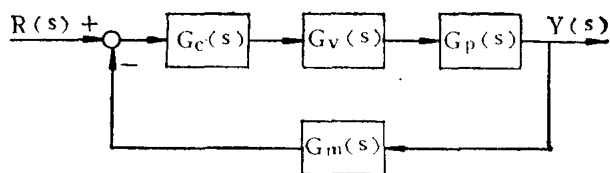


图 1-6 单回路反馈调节系统

构成方块图最重要的是决定调节对象, 即它的输入信号调节参数与它的输出信号被调参数。一旦调节参数与被调参数被选定后, 调节通道中对象特性也就决定了。

根据工艺要求而设计的单回路调节系统, 它为工艺上某一目的服务应该是清楚的。例如为了控制工艺操作参数, 设计了液面、压力、流量、温度等调节系统, 很明显被调参数就是液面、压力、流量与温度等, 既直接又明确似乎毋需多加讨论; 至于调节参数, 则往往是能够调整的物料量或能量的参数, 在化工生产中遇到最多的是某一物料或能量流, 即流量参数。

事情既已如此清楚明确, 那么还存在什么情况需要考虑调节参数与被调参数的选择呢?

有如下的一些情况:

一种情况是某些质量指标,因无合适的测量工具直接反映质量指标,从而采取用间接指标反映的办法。选用间接指标要注意与直接指标之间必须有单值线性对应关系和足够大小的信号,或是存在一定的数学关系可以计算。

另一种情况是虽有直接参数可测,但信号微弱还不如选用具有单值线性对应关系的间接信号为好。

被调参数选择十分重要,它是决定这一调节系统有无价值的关键。因为任何一个调节系统,总是希望能够在稳定生产操作,增加产品产量、提高产品质量以及在改善劳动条件等方面发挥作用。如果被调参数选择不当,那么仪表调节器再好也是无用的。

所以说选择被调参数的法则,应该是能够最好地反映工艺所需状态变化的参数。

例如氨合成塔反应温度是表征 N_2 与 H_2 在触媒作用下的合成反应情况。在无法直接获知氨合成率的情况下,反应温度是衡量反应情况的重要间接指标。但是最好地反映所需状态变化的却又是床层中的热点温度。

对于一个生产设备或装置,要实现自动调节、选择被调参数或调节参数,是一个值得注意和需要解决的问题。问题的实质反映在两个方面:

- ① 是应该选择几个被调参数,选哪几个为好?
- ② 是构成简单调节回路,回路之间有影响吗?相互关联的程度如何?现举例如下。

例 要对一个产生饱和蒸汽的锅炉蒸汽质量进行调节。提出了三种方案:

- ① P与T皆为被调参数;
- ② T为被调参数;
- ③ P为被调参数。

为了解决这一问题,必须深入了解工艺,首先弄清表征饱和蒸汽的质量指标,在P与T之间有什么内在联系?是否都是独立变量?若为独立变量则应选取两个参数,否则可取其中一个就可以了,如图1-7所示。为获得答案可应用物理化学中的相律关系进行鉴别,即

$$F = C - P + 2 \quad (1-9)$$



(a)饱和蒸汽



(b)过热蒸汽

式中 F——自由度;
C——组分数;
P——相数。

作为饱和蒸汽,实质上存在着气、液两相,即 $P = 2$ 。而其组分皆为水,即组分数 $C = 1$,故得

$$F = 1 - 2 + 2 = 1$$

表示饱和蒸汽的自由度为1,或独立变量只有1个,所以要反映蒸汽质量,不必选两个被调参数,只要选取温度或压力就够了。至于究竟选压力还是温度,可从测量元件时间常数小、元件简单可靠等方面来考虑,则以选择压力为宜。

如果不遵循有几个独立被调参数,最多就设置几个调节系统的原则,当设计出既有温度,又有压力为被调参数的系统方案,那么这种调节系统将是无法投运的。

假如现在讨论的是过热蒸汽的质量调节,因为蒸汽在过热状态下只存在一个气相,所以根据相律其自由度将变为2。在这种情况下把压力与温度都选作被调参数,则是完全必要的。

在精馏过程中,通常总是用温度来反映塔顶或塔底产品质量,这是因为缺乏直接测量产品质量的工具,或因质量分析仪的时间滞后过大,使调节系统的调节品质很差不能满足生产