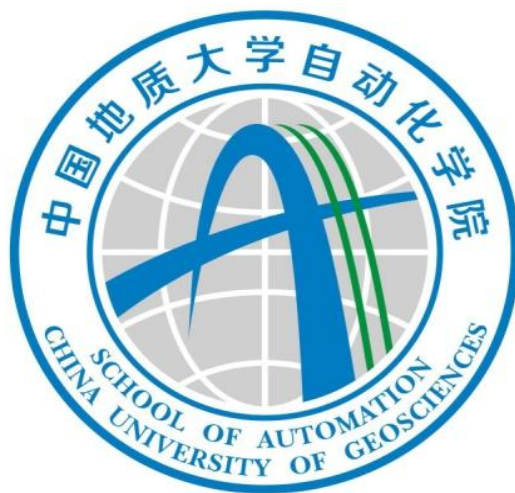


中国地质大学

过程控制系统结课报告



课程名称：	过程控制系统
题目名称：	锅炉汽包水位控制系统的分析与改进
学 号：	20211002601
学生姓名：	张所鑫
专业班级：	231215
任课教师：	安剑奇
完成时间：	2023 年 12 月 15 日

目录

第 1 章 概述	1
第 2 章 锅炉汽包水位系统特性分析	1
2.1 锅炉汽包水位控制系统的工作原理	1
2.2 锅炉汽包水位控制分析	2
2.3 锅炉汽包水位常规控制方案	4
第 3 章 PID 参数整定	7
3.1 PID 控制算法研究	7
3.2 PID 控制器参数整定	8
第 4 章 SIMULINK 仿真	9
4.1 单冲量系统仿真	9
4.2 双冲量系统仿真	10
4.3 三冲量系统仿真	12
第 5 章 改进方案	14
5.1 模糊 PID 控制的特点	14
5.2 模糊控制系统组成	15
5.3 模糊控制器结构设计	15
5.4 模糊语言变量的建立	16
5.5 结果分析	20
第 6 章 感想与体会	21

第 1 章 概述

虽然近年来新能源技术发展迅速，天然气、太阳能逐渐走进千家万户。但不可否认的是，我国仍然是煤炭消费大国，在工业锅炉中以煤炭为燃料的占有近七成的比例。近年来，科技水平的不断提高，自动化控制技术也逐渐成熟，虽然这一过程提升了国内工业锅炉的控制水平，但是国内以煤炭为燃料的工业锅炉的运行状态一直落后于国外的同类锅炉。主要存在以下几点问题：第一点，锅炉的实际运行效率较低，一般只有 60% 左右；第二点，国内大多数燃煤设备的废物排放严重超标，成为城市大气污染的首要来源；第三点，国内处于运行阶段的设备存在老化与技术落后的问题，因为中小型企业无法承担大型控制系统的昂贵费用。

随着环境污染和能源短缺问题的愈加严重，国家发展政策的改变，需要淘汰掉过去以牺牲环境，消耗资源来帮助经济增长的生产方式，保证工业发展和环境保护同步进行。在锅炉控制中，汽包水位对锅炉设备的运行状态起着至关重要的影响，它直接关系到整个机组的运行安全。如果水位过低，说明汽包内的水量不足以满足锅炉所承受的负荷，并且负荷大导致汽化速度变快，若不能及时给水，汽包内的水会全部被烧干，引发锅炉烧坏甚至爆炸等严重后果；如果水位过高，若不能及时放水，则会产生“汽液夹带”现象，增加汽轮机滚筒轴和叶片断裂的风险，对设备运行安全性和经济性造成不良的影响。因此，如何在保障充分释能的同时综合考虑对汽包水位的控制以降低不良效果影响，显得极为重要。

在工业过程控制领域，比例-积分-微分（PID）控制策略因其直观的设计框架、出色的鲁棒特性和操作的便捷性，自 20 世纪初期提出后，成为了化学、冶金、机械制造和热能处理等行业中的控制方法首选。锅炉汽包水位控制系统，作为一个标准的控制系统受控对象，主要采用以 PID 控制器为中心的控制环路，通过对 PID 控制参数的精确调节，基本可以满足锅炉汽包水位的控制要求，从而增强锅炉的燃烧过程稳定性，确保整个系统的安全运行，并且满足现代化工业生产中对复杂性和精确性的高要求。

第 2 章 锅炉汽包水位系统特性分析

2.1 锅炉汽包水位控制系统的工作原理

在锅炉运行中，汽包水位是经常变动的。当发生外部干扰和内部干扰时，汽包中的物料平衡会受到干扰，从而导致给水和送气量之间的不平衡，将导致锅炉汽包的水位发生变化。水位过高，会使出来的蒸汽带有液体，腐蚀汽轮机叶片，

影响汽轮机做功。水位过低，会破坏水冷壁，影响水循环，造成爆炸。使汽包水位稳定对锅炉稳定运行具有非常重要的作用。其工作原理图如图 1 所示。

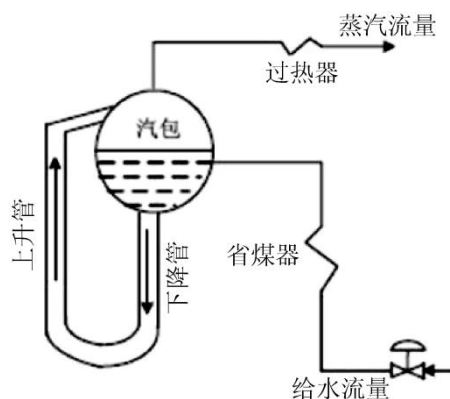


图 1 锅炉汽包水位控制系统的工作原理图

2.2 锅炉汽包水位控制分析

2.2.1 被控量与操纵量

在锅炉的运行控制中，保持汽包水位的稳定是至关重要的。汽包水位的稳定性直接关系到锅炉安全运行和蒸汽质量的控制。在锅炉的自动控制系统中，汽包水位被精心选择作为被控量，即需要监控和调整的关键参数。

由于蒸汽的出口流量和给水流量是影响汽包水位的两个主要因素，理论上它们都可以作为调节水位的操纵量。然而，在实际操作中，出口蒸汽的流量常常需要保持在一个相对固定的水平，以满足下游用汽设备的需求。鉴于出口蒸汽通常处于高温高压状态，调整其流量会涉及到复杂的能量平衡和安全风险，因此不宜频繁变动。另一方面，给水流量的调节则相对容易。给水的温度较低，压力也相对较小，使得其流量的调节既灵活又方便。

因此，在锅炉的自动控制系统中，给水流量被优先考虑作为操纵量，用以维持汽包水位的动态平衡。通过调节给水泵的运行速度或开度，可以精确控制进入汽包的给水量，以此来调节水位的高低，确保锅炉的安全运行和蒸汽产量的稳定。

2.2.2 蒸汽扰动对汽包水位的影响

在锅炉的运行过程中，蒸汽流量的波动通常是由汽轮机发电机组的负荷变化所引起。在封闭的汽包系统内，蒸汽负荷的变动会引起系统内部压力的波动，进而影响水的蒸发过程，导致水位的动态变化。在不考虑给水量和燃料量变化的情况下，蒸汽负荷的增加会使水位出现快速下降的响应，如图 2 响应曲线 $\Delta H_1(t)$ 中。

这种快速下降反映了在单一影响因素作用下，汽包类似于一个没有自平衡能力的单容量水箱，蒸汽负荷的增加意味着需要释放更多的蒸汽，从而导致水位的降低，用传递函数可以表示为：

$$G(s) = \frac{H(s)}{D(s)} = -\frac{K_1}{s} + \frac{K_2}{T_1 s + 1} \quad (1)$$

其中， $K_1 = K_D / T_1$ ， $K_2 = (K_D T_2 - T_D) / T_1$ ， $U_D = \Delta D / D_{max}$ (ΔD 为蒸汽变化量)。

然而，在实际的工艺过程中，蒸汽负荷的增加会导致汽包内压力下降，这一变化会促使循环管内的水沸腾，持续产生气泡。这些气泡累积在系统中，导致系统总体积的增加，进而引起水位上升，形成所谓的“虚假水位”现象。这种由压力变化引起的水位上升，如图 2 响应曲线 $\Delta H_2(t)$ 。

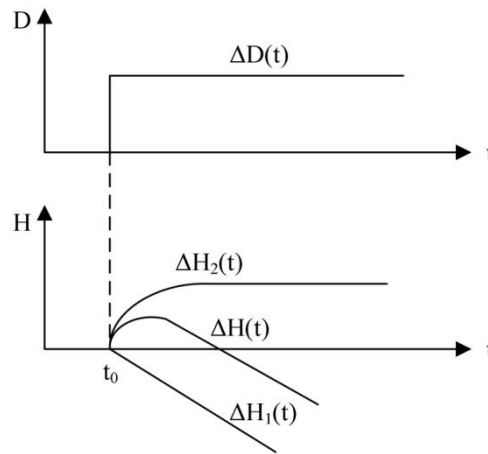


图 2 蒸汽扰动下的阶跃响应曲线

2.2.3 给定水扰动对汽包水位的影响

给水扰动是影响汽包水位变化的因素之一，它是来自控制通道的扰动，属于锅炉内部扰动。在给水扰动下，汽包水位变化的阶跃响应曲线如图 3 所示。

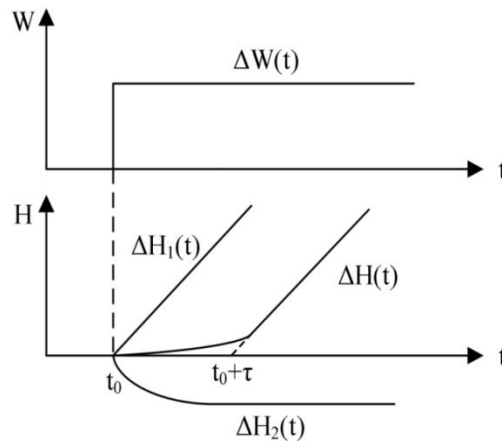


图 3 给水扰动下的阶跃响应曲线

如果不考虑其他因素，仅考虑给水量对汽包水位的影响，这时汽包内水位会随着 给水的增加而上升，阶跃响应曲线可以用图 3 中的 $\Delta H1(t)$ 曲线表示。但实际上，给水通常来自供水公司，经过长时间运输和环境影响，导致给水温度比汽包内的饱和水温度要低。因此，冷水进入汽包后，中和水温，使整体水温下降，从而降低汽包内的沸腾程度，减少气泡数量和体积，导致水位降低，经过一段时间调整，达到热量平衡后，水位才会稳定在平衡点，其水位变化曲线为图 3 中 $\Delta H2(t)$ 曲线所示。换言之，当给水量突然增加时，汽包水位不会立刻上升，而是会呈现一定的惯性，需要一段时间的调整才会呈现升高趋势。可用传递函数表示为：

$$G(s) = \frac{H(s)}{U_w(s)} = \frac{K_0}{s(T_2s + 1)} \quad (2)$$

其中， T_2 为积分时间常数， $K_0 = K_w/T_1$ ，表示单位时间内的水位变化速度。

2.3 锅炉汽包水位常规控制方案

在锅炉控制领域，针对汽包水位的稳定性问题，国内外众多学者和工程师已经开展了深入的研究工作，形成了几种经典的控制策略。主要有单冲量、双冲量和三冲量方法来控制汽包水位。

2.3.1 单冲量控制系统

锅炉汽包水位单冲量控制方式的原理图和系统框图如图 4，5 所示。

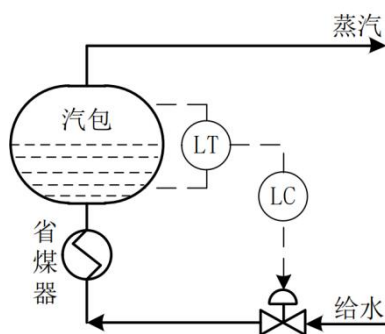


图 4 单冲量控制系统原理图

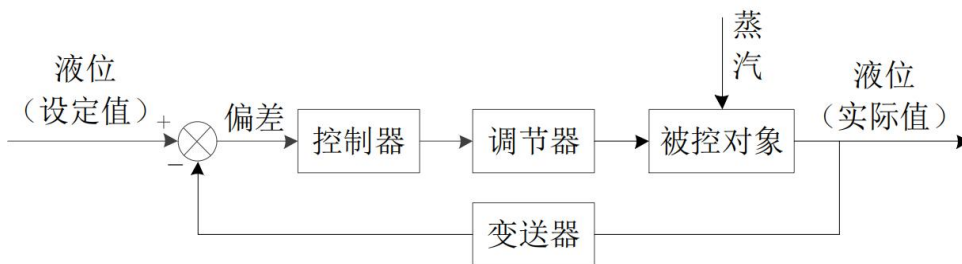


图 5 单冲量控制系统方框图

该系统仅将锅炉汽包液位信号作为唯一的控制输入。控制器接收由液位变送器转换的液位信号，并将实际液位与设定液位的偏差值作为输入，通过 PID 控制算法计算出调节指令，进而调整给水调节阀的开度，以达到控制汽包液位的目的。单冲量控制系统的优势在于其结构简单直接，只需对液位一个参数进行控制，因此系统的设计、整定、操作和维护都相对简单。这种控制方式在负荷变化不大、水动力特性较为稳定的小型锅炉中表现良好，能够有效地维持液位稳定。然而，对于中到大型的锅炉，尤其是那些负荷变化频繁、水循环复杂的系统，单冲量控制系统面临较大的挑战。在这些系统中，蒸汽产生和消耗的波动性较大，容易导致虚假液位现象，即蒸汽泡沫的形成和破裂使得液位指示值并不真实反映锅炉水位。在这种情况下，单纯依靠液位信号的控制系统可能会做出错误的调节反应，例如在虚假液位升高时减少给水，从而在虚假液位消失后导致实际液位的急剧下降，这种延迟响应可能会引起水位过低甚至干锅炸炉的风险，威胁设备安全 and 操作人员的安全。

2.3.2 双冲量控制系统

锅炉汽包水位双冲量控制方式的原理图和系统框图如图 6，7 所示。

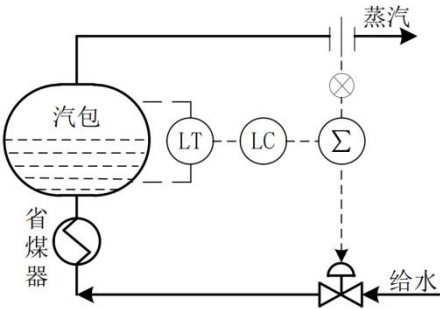


图 6 双冲量控制系统原理图

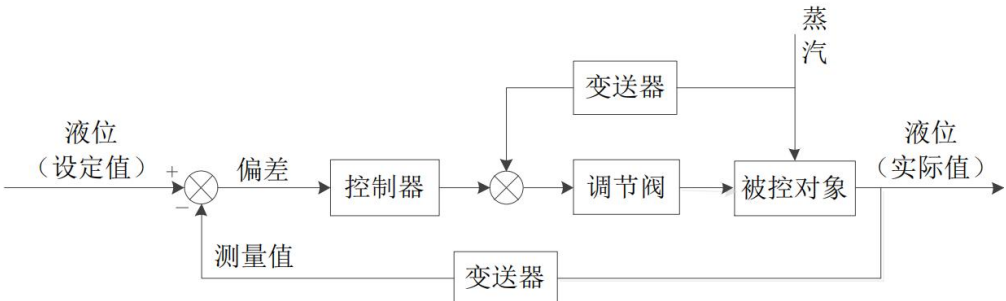


图 7 双冲量控制系统方框图

该系统主要采用锅炉汽包液位作为主要控制变量，同时结合蒸汽流量作为辅助的前馈信号，构建了一个复合控制策略。前馈控制通道的关键目的在于实时补偿由蒸汽负荷变化引起的液位扰动，以此来抑制由于蒸汽波动导致的虚假液位现

象。当检测到蒸汽流量有所变化时，前馈控制通道会计算出一个与干扰量成比例的控制信号，并相应地调整阀门位置，以便提前对液位进行补偿和校正。与此同时，反馈控制回路负责监测并调整由于其他因素导致的液位变化，以确保液位维持在设定的操作范围内。这种反馈机制能够对多种不同的干扰因素进行校正，但其调整作用是基于液位变化后的响应，而不是预测性的控制。

然而，由于双冲量控制系统主要关注蒸汽流量和液位两个变量，对于锅炉进水侧产生的扰动处理不够及时，通常需要等到液位的实际变化发生之后，系统才能通过反馈环节进行响应。这就意味着，系统对于进水侧扰动的调节能力存在滞后性，这是双冲量控制系统在设计时需要考虑优化的一个方面。

2.3.3 三冲量控制系统

锅炉汽包水位三冲量控制方式的原理图和系统框图如图 8，9 所示。

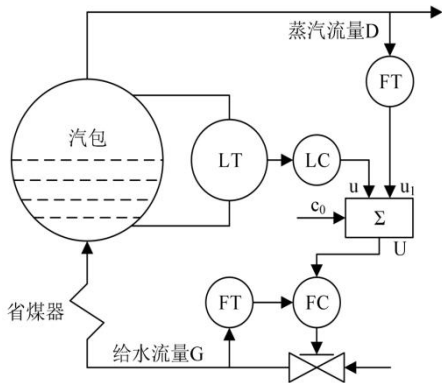


图 8 三冲量控制系统原理图

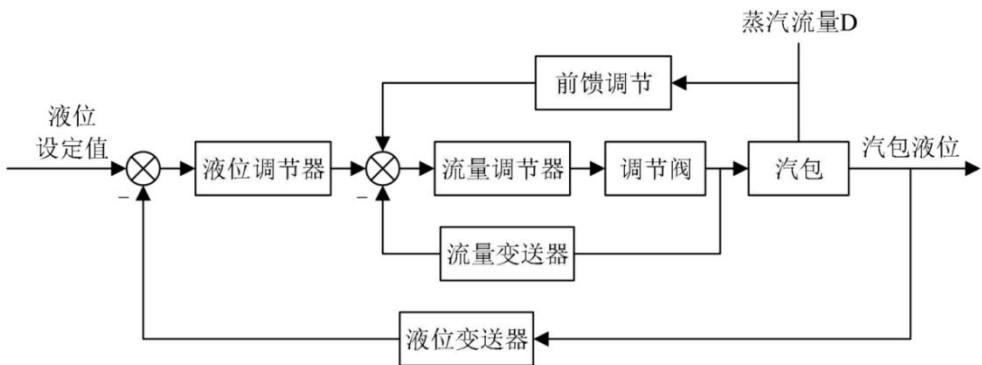


图 9 三冲量控制系统方框图

该控制系统实现了汽包液位的精确调控，通过引入前馈与反馈控制环节的复合策略，构成了以三个关键参数（汽包液位、蒸汽流量和给水流量）为基础的控制框架。在该系统中，蒸汽流量信号充当前馈控制变量，其主要作用是在锅炉负荷波动时，实时调节副控制器输出的阀位信号，以便提前进行液位补偿，从而抵

消由于蒸汽产生的虚假液位变动。给水流量信号则作为内回路的关键反馈量，它在液位受到进水侧扰动之前，即刻调整给水量，以应对给水流量本身可能引起的波动，有效补偿了液位控制在对进水扰动响应上的不足。系统的主控制器接收汽包液位的实时偏差信号作为输入，并通过 PID 算法处理后，与前馈的蒸汽流量信号及反馈的给水流量信号结合，共同决定副控制器的输出。副控制器则根据这些综合信号来调整进水阀的开度，确保汽包液位维持在预定的控制范围内。主控制器和副控制器的串级关系优化了液位控制，其中主控制器负责消除液位偏差，而副控制器则快速响应蒸汽负荷变化和给水流量扰动，保障了锅炉汽包的物料平衡和系统的稳定运行。

第 3 章 PID 参数整定

3.1 PID 控制算法研究

作为工业自动化控制过程中一种广泛应用的控制策略和较为成熟的控制方法，PID 控制通过了长期的实践和检验，其适应性强、控制稳态好。在现行的锅炉汽包水位系统中，最常采用也是传统 PID 控制，所以非常有必要对 PID 的控制规律进行研究与分析，图 10 为传统 PID 控制系统框图，图中 $D(s)$ 为 PID 控制器。

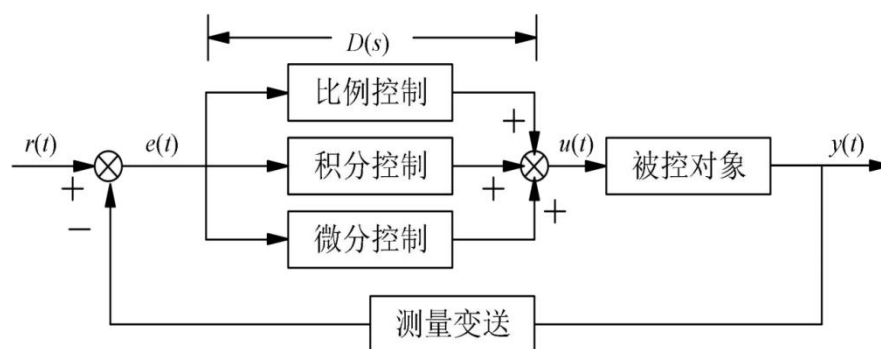


图 10 PID 控制框图

将 $y(t)$ 和 $r(t)$ 之间的误差，作时间而变化的函数，进行 PID 控制，输出控制量 $u(t)$ ，得到公式：

$$u(t) = K_p[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt}]$$

其中， K_p 是比例系数， T_i 是积分时间常数， T_d 是微分时间常数。

PID 控制器的控制作用如下：

(1) 比例控制(P): 比例控制是一种最简单的控制方式, 其输出与输入误差信号保持比例关系, 比例控制能减小误差, 克服扰动, 当仅存在比例控制时, 系统会产生稳态误差, 通常采用增大比例系数的方法消除, 但是仍会造成系统的不稳定。

(2) 积分控制(I): 其输入误差信号的积分与控制器的输出成正比关系。如果进入稳态后, 系统仍存在稳态误差, 则需要在积分控制器中加入积分项, 消除静态误差, 但是积分项消除静态误差受积分时间的影响, 积分时间增加, 积分项也会随之增大, 直到静态误差减小为零, 同时在积分控制的作用下系统会产生部分振荡现象, 影响系统的稳定程度。

(3) 微分控制(D): 控制器的输出与输入误差信号的微分 (即误差的变化率) 成正比关系。根据系统的时间常数, 调整微分时间常数大小, 克服积分时间的振荡, 改善系统的动态特性, 提高运行的稳定性。

3.2 PID 控制器参数整定

控制器的参数整定通常以系统瞬态响应的 $\psi=0.75\sim0.9$ (衰减比 $n=4:1\sim10:1$) 为主要指标, 以保证系统具有一定的稳定裕度。根据各参数对控制系统过渡过程的影响, 给出控制器参数整定的一些基本原则:

(1) 为保证系统稳定运行, 控制系统开环总增益应等于某常值;

(2) 为保证系统的稳定性, 通常取 $T_I = 2\tau_0$ 、 $T_D = 0.5\tau_0$; 当 $\frac{\tau_0}{T_0}$ 较大时, 控制系统不易稳定, 则应该减小 K_C ;

(3) 控制器参数调试时, 按照先比例、后积分、再微分的引入顺序;

(4) 积分控制参数一般选取为 $T_I = 2\tau_0$ 或 $T_I = (0.5\sim1)T_p$, T_p 为振荡周期;

(5) 微分控制参数一般选取为 $T_D = 0.5\tau_0$ 或 $T_D = (0.25\sim0.5)T_I$ 。

工程整定法主要依靠工程经验, 直接在过程控制系统的实验中进行, 该方法简单、易于掌握, 所以被大量运用于工程实际中。常用的工程整定方法有临界比例度法、反应曲线法和衰减曲线法等。它们是对运行中的控制系统进行 PID 参数的调整, 以使得系统在运行中始终具有良好的控制品质。本文主要利用衰减曲线法对 PID 控制参数进行整定。

衰减曲线法先置控制器的积分时间为无穷大, 微分时间为 0, 比例度设置为较大的数值, 使系统投入闭环运行; 然后等系统运行稳定后, 对设定值施加一个阶跃扰动, 然后观察系统的响应, 若响应振荡衰减太快则减小比例带, 反之则增大比例带; 然后根据经验公式整定 PID 的参数。

衰减率 ψ	控制规律	δ	T_I	T_D
0.65	P	δ_s	-	-
	PI	$1.2\delta_s$	$0.5T_s$	-
	PID	$0.8\delta_s$	$0.3T_s$	$0.1T_s$
0.90	P	δ_s	-	-
	PI	$1.2\delta_s$	$2T_r$	-
	PID	$0.8\delta_s$	$1.2T_r$	$0.4T_r$

图 11 衰减曲线法的整定参数

第 4 章 SIMULINK 仿真

根据文献，设给水扰动参数 $T_2 = 30s$, $K_0 = 0.037mm \cdot (t/h)^{-1} \cdot s^{-1}$; 蒸汽扰动参数 $T_1 = 15s$, $K_1 = 0.037mm \cdot (t/h)^{-1} \cdot s^{-1}$, $K_2 = 3.6mm \cdot (t/h)^{-1} \cdot s^{-1}$, 代入公式(1)和公式(2)得到给水流量和蒸汽流量传递函数:

$$G_w(s) = \frac{H(s)}{U_w(s)} = \frac{K_0}{s(T_2s + 1)} = \frac{0.037}{s(30s + 1)} \quad (3)$$

$$G_D(s) = \frac{H(s)}{U_D(s)} = -\frac{K_1}{s} + \frac{K_2}{T_1s + 1} = \frac{3.6}{15s + 1} - \frac{0.037}{s} \quad (4)$$

4.1 单冲量系统仿真

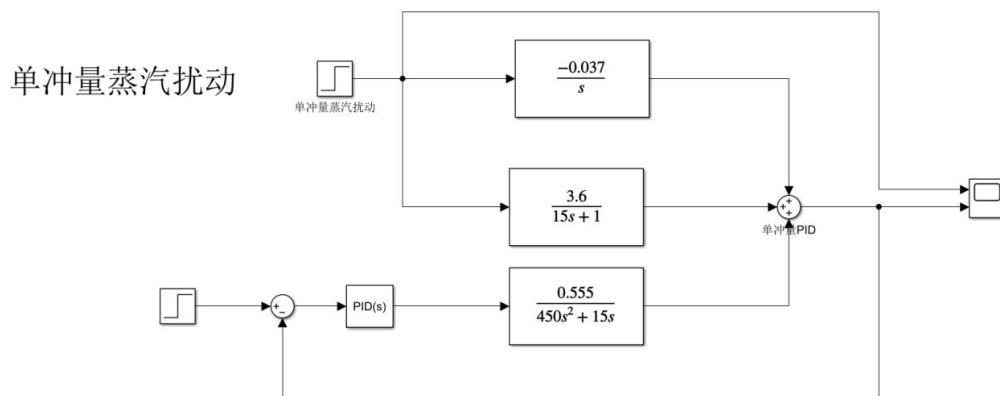


图 12 单冲量系统仿真图

考虑在 $T=500s$ 时候加入蒸汽扰动，设计 $P=13.54$, $I=0.057$, $D=481.55$ 运行结果为:

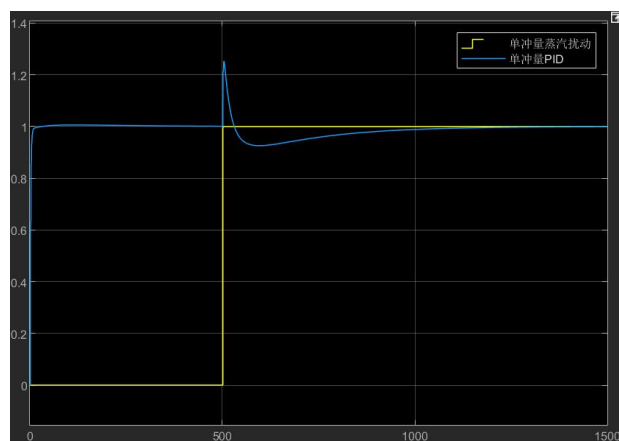


图 13 单冲量蒸汽扰动结果

可以发现当系统受到蒸汽扰动影响时，汽包液位单冲量控制系统的虚假液位现象较为严重，超调量很大，调节时间较长。

4.2 双冲量系统仿真

(1) 双冲量同时加扰动

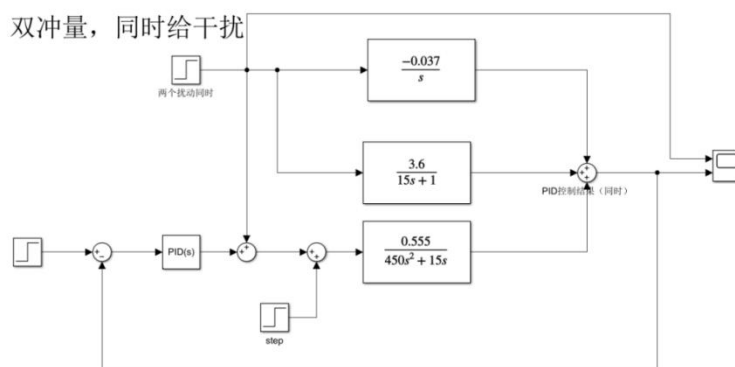


图 14 双冲量同时加扰动系统仿真图

在 $T=500s$ 的时候，同时加入蒸汽量和进水量扰动，设计 $P=750.055$, $I=25.977$, $D=4811.788$ 结果如下：

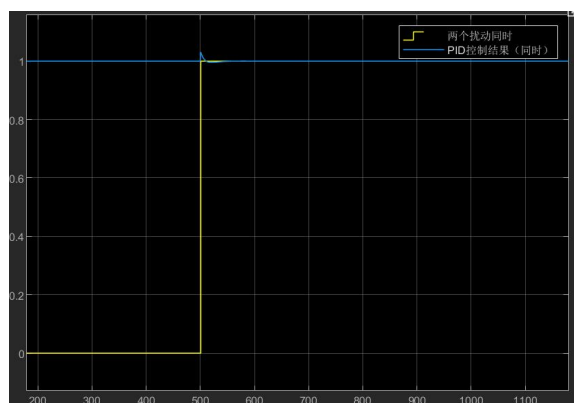


图 15 双冲量同时加扰动结果

放大 T=500s 处结果：

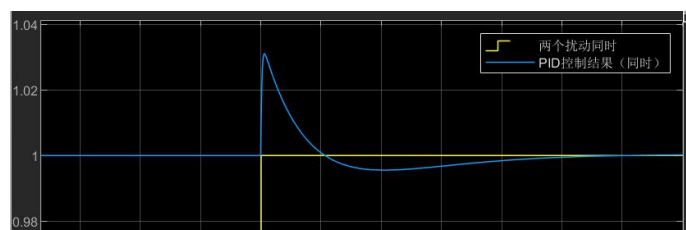


图 16

(2) 双冲量不同时加扰动

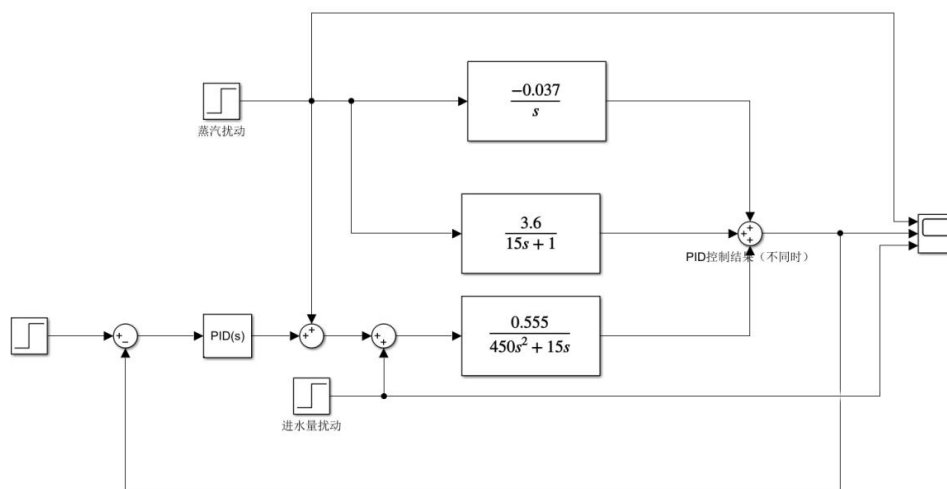


图 17 双冲量同时加扰动系统仿真图

在 T=300s 的时候，加入蒸汽量扰动，在 T=1000s 的时候，加入进水量扰动。
设计 P=750.055，I=25.977，D=4811.788 结果如下：

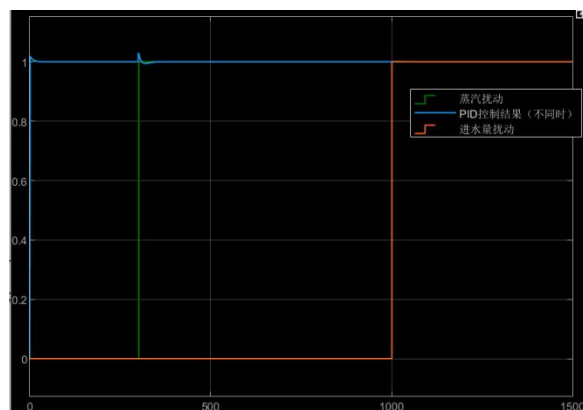


图 18 双冲量不同时加扰动结果

放大 T=300s 和 T=1000s 处：

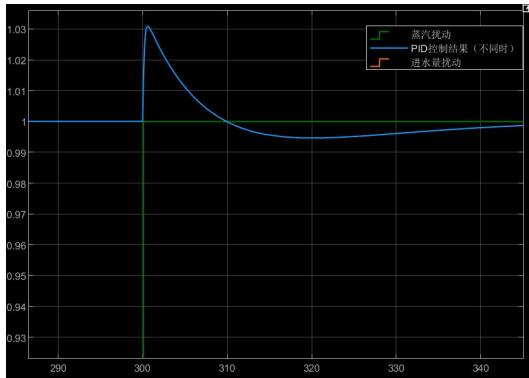


图 19

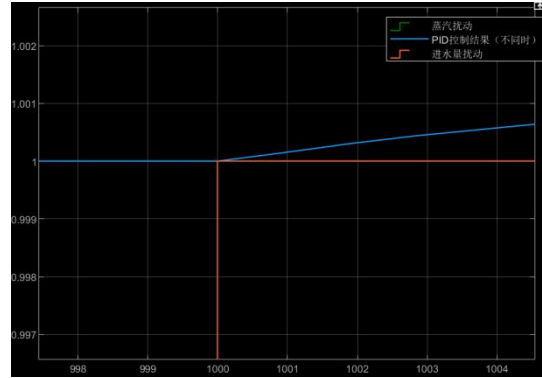


图 20

对比单冲量系统，蒸汽流量信号的引入使得双冲量控制系统有效地改善了虚假液位对系统带来的影响，降低了系统超调量，但对进水侧扰动带来的影响仍无法起到有效的控制作用，不能及时的将液位调整到合理范围内。

4.3 三冲量系统仿真

(1) 三冲量同时加扰动

三冲量，同时给干扰

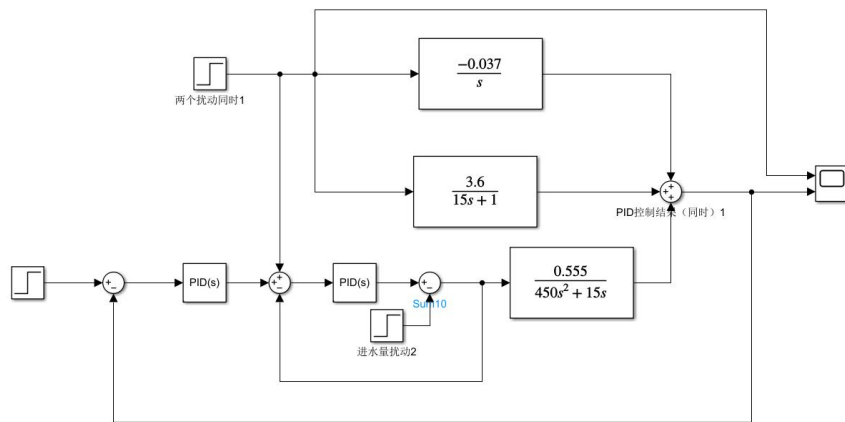


图 21 三冲量同时加扰动系统仿真图

在 $T=500s$ 的时候，同时加入蒸汽量和进水量扰动，并设置内环 P 参数分别为：0.15，外环 PI 参数分别为：113.59，39.82，结果如下：

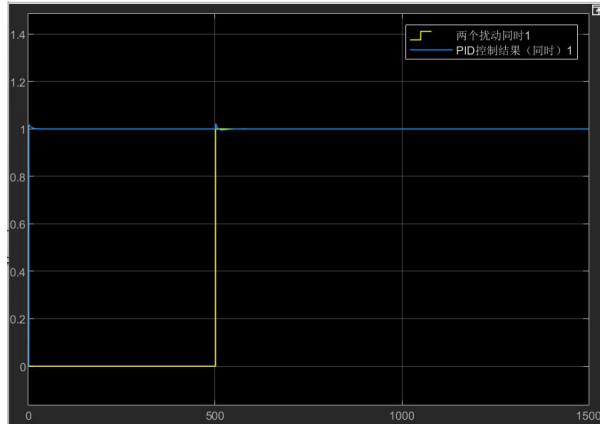


图 22 三冲量同时加扰动结果

放大 T=500s 处:

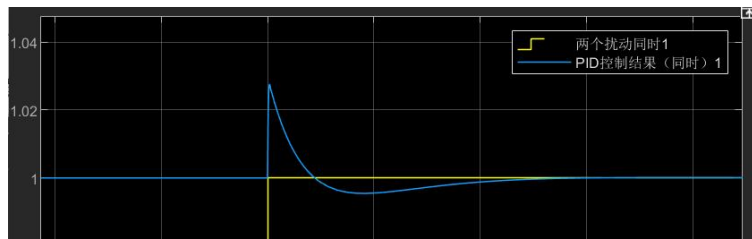


图 23

(2) 三冲量不同时加扰动

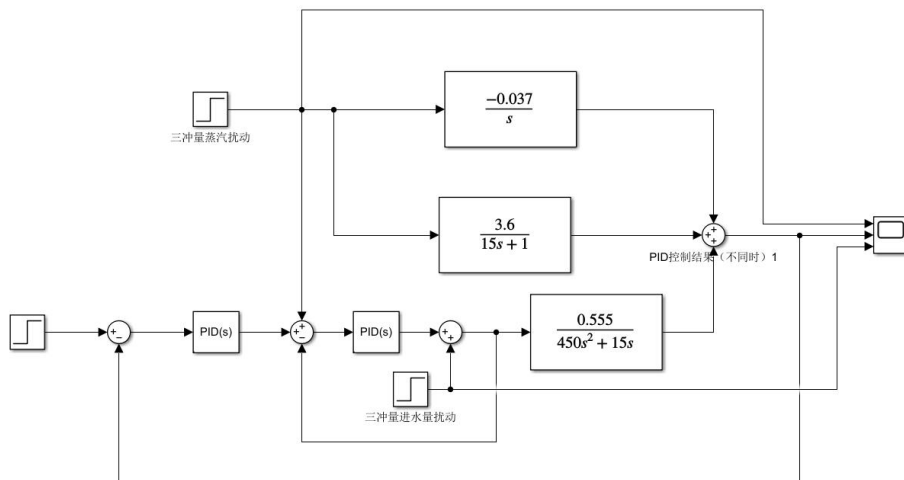


图 24 三冲量不同时加扰动系统仿真图

在 T=300s 的时候，加入蒸汽量扰动，在 T=1000s 的时候，加入进水量扰动
结果如下：

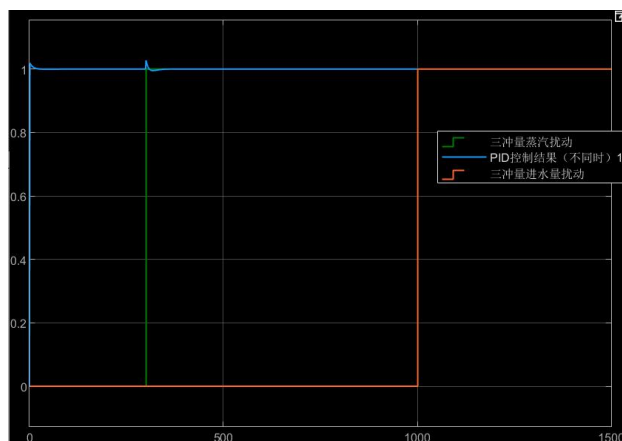


图 25 三冲量不同时加扰动结果

放大 $T=300s$ 处和 $T=1000s$ 处:

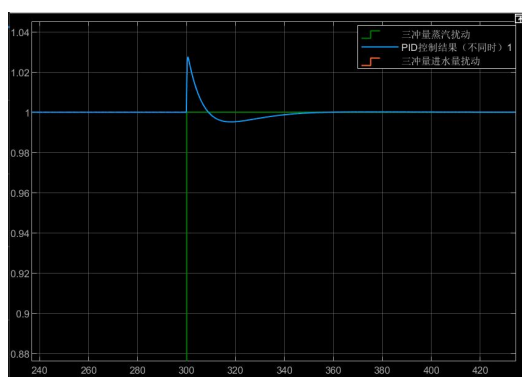


图 26

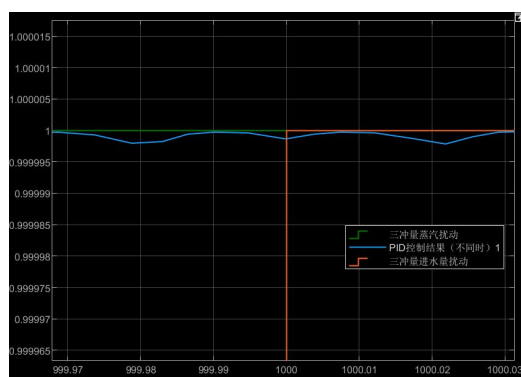


图 27

对比单冲量系统和双冲量系统，三冲量控制系统的抗干扰能力最好，改善了系统超调，提高了液位的稳定性，但系统调节时间较长。

第 5 章 改进方案

基于以上分析，总结了传统 PID 控制算法在锅炉汽包水位控制中表现出一些问题，主要是因为其缺乏自适应和自整定的能力。相比之下，模糊控制具有这些特性，可以有效弥补 PID 控制的不足。通过引入模糊控制，可以在保留传统 PID 控制高精度和快速响应性的优点的同时，还具有模糊控制参数自整定的能力，从而提高控制品质，更好地满足工业生产要求。

5.1 模糊 PID 控制的特点

- (1) 适应性强：模糊控制可以根据实际情况进行自适应调整，能够应对系统变化、干扰等因素的影响，从而保证系统的控制质量和稳定性；
- (2) 鲁棒性好：模糊控制对系统的参数变化、噪声干扰等外部因素具有较强

的鲁棒性，能够在这些因素的影响下仍能保持良好的控制效果；

(3)易于实现：模糊控制算法相对于其他控制算法实现简单，便于调试，故在复杂工业控制领域中得到了广泛应用。

5.2 模糊控制系统组成

模糊控制系统是一种基于模糊逻辑原理的控制策略，它适用于那些难以通过传统数学方法建立精确模型的复杂系统。在模糊控制策略中，控制器不需要精确的数学模型，而是依据人类的经验和直觉来设计控制规则。这一特性使得模糊控制在处理非线性、不确定性和复杂性较高的控制问题时表现出独特的优势。

模糊控制系统由四个主要部分组成：模糊控制器、被控对象、检测单元和反馈单元。模糊控制器位于系统的核心位置，负责接收输入信号并将其模糊化，即将输入信号转换为模糊集合。然后，控制器通过模糊规则库进行模糊推理，产生模糊控制动作，最后通过去模糊化过程将模糊控制动作转换为具体的控制信号输出，以调节被控对象。检测单元的职责是实时监测被控对象的当前状态，包括液位高度、压力、温度等关键参数，而反馈单元则将这些状态信息反馈给模糊控制器。模糊控制器根据这些反馈信息，不断调整其控制规则和参数，以确保被控对象的实际输出状态能够有效地跟随设定的目标值。

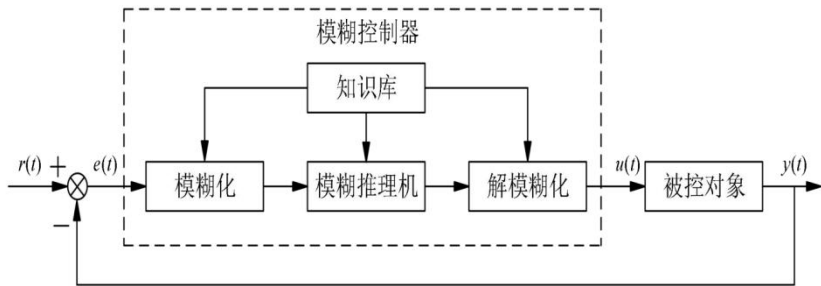


图 28 模糊控制系统的组成

5.3 模糊控制器结构设计

针对锅炉汽包水位控制，本文在三冲量 PID 控制的基础上加入模糊控制，根据水位偏差 e 及偏差变化 ec 对 PID 控制器的三个参数在线整定，从而实现对锅炉汽包水位系统自适应控制。因此本文选取“二输入三输出”结构的模糊控制器，二输入是 e 和 ec ；三输出是 ΔK_p 、 ΔK_i 、 ΔK_d 。系统在工作过程中， e 和 ec 一直在变动，PID 的 3 个系数随之修正，修正方式为：

$$\begin{cases} K_p = K_{p1} + \Delta K_p \\ K_i = K_{i1} + \Delta K_i \\ K_d = K_{d1} + \Delta K_d \end{cases} \quad (5)$$

控制原理如图 29 所示。

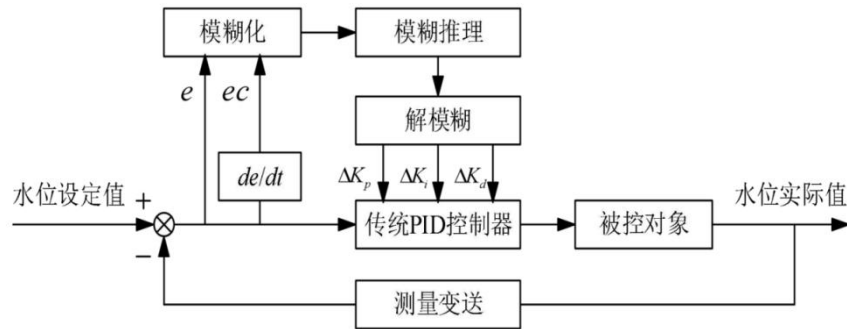


图 29 模糊 PID 控制原理图

5.4 模糊语言变量的建立

5.4.1 基本论域的建立

根据锅炉现场设计情况要求，锅炉汽包水位一般保持在 $\pm 50\text{mm}$ 内波动，初始运行最大水位偏差为 50mm 左右，系统误差变化率为 0.06 。因此，确定 e 的基本论域为 $[-50, 50]$ ， ec 的基本论域为 $[-0.06, 0.06]$ 。基于 PID 控制的锅炉汽包参数调整规则，取 ΔK_p 的基本论域为 $[-1.8, 1.8]$ ， ΔK_i 的基本论域为 $[-0.18, 0.18]$ ， ΔK_d 的基本论域为 $[-1.8, 1.8]$ 。

5.4.2 模糊化处理

由于模糊控制器不能对真实的语言进行数值的处理，必须进行模糊化处理，使得记得算计能识别这些信息并处理。将输入、输出的模糊集合分成五个等级： $\{\text{较小 (NB)}, \text{小 (NS)}, \text{适中 (Z)}, \text{大 (PS)}, \text{较大 (PB)}\}$ 。

5.4.3 隶属度函数的确定

在模糊控制系统中，隶属度函数扮演着核心角色。它的主要功能是为模糊集合内的每个元素分配一个 0 到 1 之间的隶属度值，这一值反映了该元素对应某一模糊概念的归属程度。在锅炉汽包水位控制系统中，选择三角形隶属度函数尤为适宜。因为其结构简单、便于计算、响应迅速，且具有广泛的适用性。特别是针对锅炉汽包水位这类具有显著滞后性的系统，三角形隶属度函数能够提供更快的响应速度，从而有效地提升了整个系统的控制效率和精确度。对应隶属度函数为：

$$f(x, a, b, c) = \begin{cases} 0, & x \leq a \\ \frac{x-a}{b-a}, & a \leq x \leq b \\ \frac{c-x}{c-b}, & b \leq x \leq c \\ 0, & x \geq c \end{cases} \quad (6)$$

式中，参数 a 和 c 确定三角隶属函数的“脚”，参数 b 确定隶属函数的“峰”，隶属度函数图如图 30 所示。

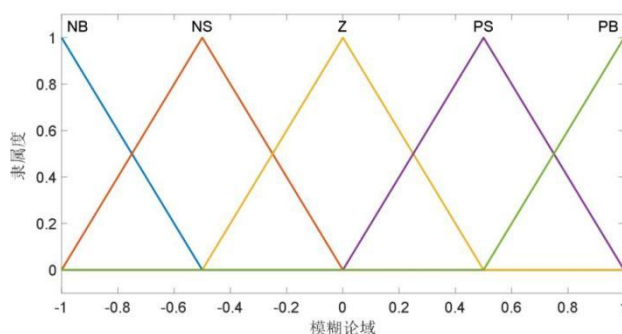


图 30 隶属度函数图

5.4.4 模糊规则建立

模糊推理的核心是建立模糊规则，在模糊 PID 控制中，模糊规则的建立需要依据 PID 控制的特性建立。PID 控制具有以下特性：

（1）输入误差较大时需要加大比例系数以获得 较快的响应，同时减小积分系数以减小超调量，此 时不需要考虑误差变化率的大小。

（2）输入误差中等时比例系数应减小，同时积分系数与微分系数取中等值来兼顾响应速度。

（3）输入误差较小时为避免振荡，积分系数应当增大，比例系数减小。为兼顾抗干扰能力，误差变 化率较大时微分系数减小，误差变化率较小时微分系数增大。

依据 PID 控制的特性建立模糊规则如表 1、2、3 所示。

表 1 ΔK_p 模糊控制规则

ec						
ΔK_p		NB	NS	Z	PS	PB
e						
NB		PB	PS	PS	PS	Z
NS		PS	PS	PS	Z	NS
Z		PS	PS	Z	NS	NS
PS		PS	Z	NS	NS	NS
PB		Z	NS	NS	NS	NB

表 2 ΔK_i 模糊控制规则

ec						
ΔK_i	NB	NS	Z	PS	PB	
e						
NB	NB	NS	NS	NS	Z	
NS	NB	NS	NS	Z	PS	
Z	NS	NS	Z	PS	PS	
PS	NS	Z	PS	PS	PB	
PB	Z	PS	PS	PS	PB	

表 3 ΔK_d 模糊控制规则

ec						
ΔK_d	NB	NS	Z	PS	PB	
e						
NB	PS	NB	NB	NB	PS	
NS	Z	NS	NS	NS	Z	
Z	Z	NS	NS	NS	Z	
PS	Z	Z	Z	Z	Z	
PB	PB	PS	PS	PS	PB	

5.4.5 解模糊化

考虑到锅炉汽包水位系统需对反馈信号做出迅速反应、有一定稳定性的基本需求，因此选择重心法作为实际模型的解模糊方法，其计算公式为：

$$U = \frac{\sum_{k=1}^5 i_k \mu_k(i_k)}{\sum_{k=1}^5 \mu_k(i_k)} \quad (7)$$

式中， k 为输出变量的模糊子集个数， i_k 为控制论域中的每个元素， $\mu_k(i_k)$ 为输出变量对应的隶属度。

5.4.6 SIMULINK 仿真

根据以上研究与分析，一个完整的模糊控制器已经被设计出来。接下来需要按照以下步骤在 MATLAB 中建立模糊控制器：

①首先，启动 MATLAB 软件，通过在命令窗口输入“fuzzy”命令来打开模

糊逻辑工具箱。

②在模糊逻辑设计器中,添加所需的输入和输出变量,并为它们定义模糊集,其中包括设置正确的论域范围和选择三角形作为隶属度函数的形状。

③接下来,转到解模糊部分,选定“centroid”方法,即重心解模糊法,来确定控制器的精确输出值。

④用户需要进入规则编辑器,根据控制系统的逻辑,将控制规则以“If...Then...”的格式准确输入。这一步是构建模糊逻辑核心的关键。

⑤完成规则的输入后,使用“View”菜单下的“surface”视图查看系统的模糊推理输出曲面图。该功能允许用户观察到输出参数随输入参数变化的模式,并能够清楚地显示输出参数的梯度分布。

⑥当所有设计步骤完成后,保存这些设置,导出一个包含完整模糊控制器设置的.fis 文件。

⑦最后,在 Simulink 环境中设置模糊控制模块,并将之前创建的.fis 文件导入该模块中,以便在仿真过程中使用。

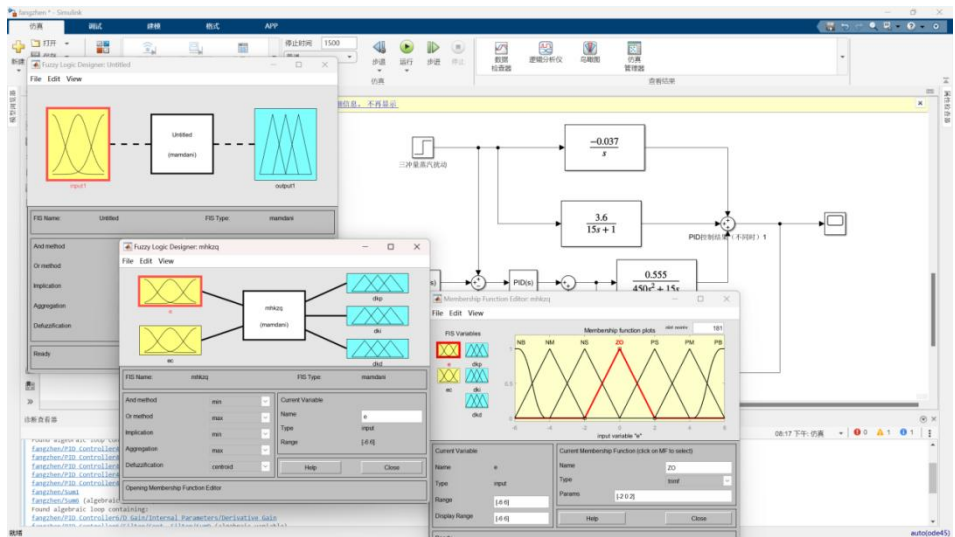


图 31 模糊控制模块建立步骤

仿真结构图为:

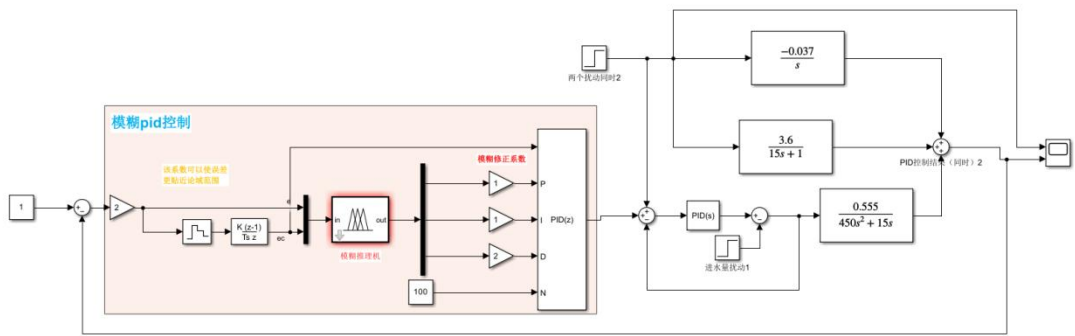


图 32 模糊 PID 仿真结构图

5.5 结果分析

(1) 同时加入扰动

在 $T=500s$ 的时候，同时加入蒸汽量和进水量扰动，结果如下：

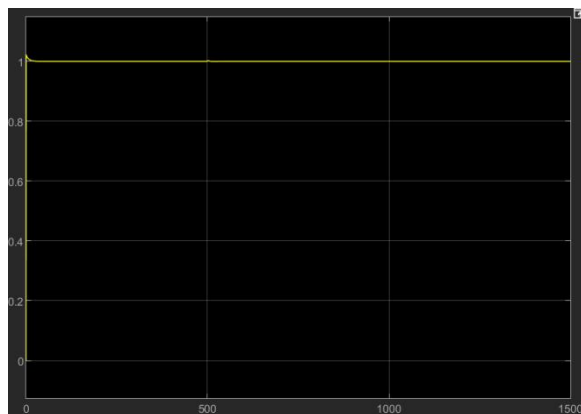
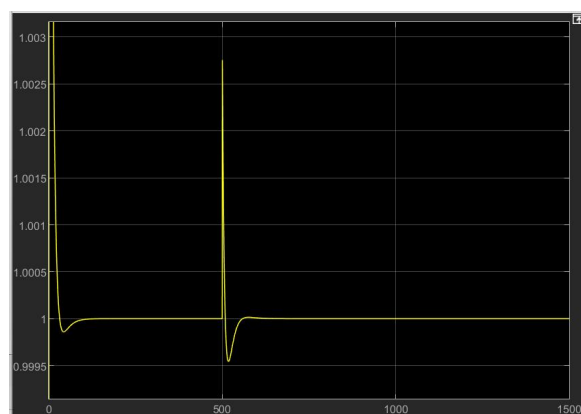


图 33 模糊 PID 同时扰动结果

放大 $T=500s$ 处：



(3) 不同时加入扰动

在 $T=300s$ 的时候，加入蒸汽量扰动，在 $T=1000s$ 的时候，加入进水量扰动结果如下：

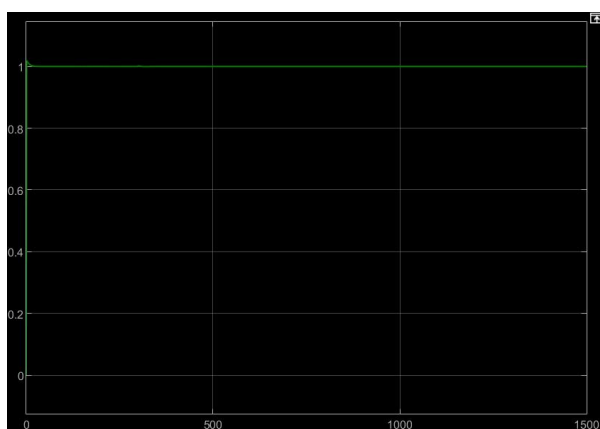
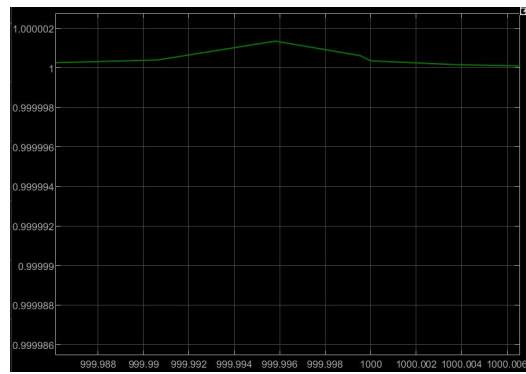
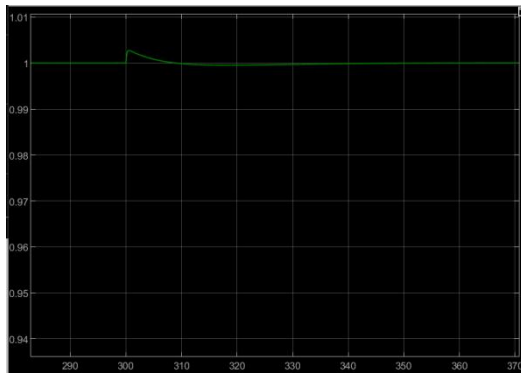


图 34 模糊 PID 不同时扰动结果

放大 $T=300s$ 和 $T=1000s$ 处：



对比前面的单冲量、双冲量和三冲量系统，模糊 PID 的控制效果显然更好，对扰动的调节更加迅速，不仅改善了虚假液位对系统的影响，而且对进水扰动的抑制效果更好，提升了系统的抗干扰能力，降低了系统扰动超调量，减少了扰动的调节时间。

第 6 章 感想与体会

这次大作业在一开始看到的时候，着实让我感到有点不知所措，本来我找了很多工业案例，比如葡萄酒工艺、选煤工艺等，但最后由于时间关系我还是选择了比较熟悉的也是典型的工业过程案例——汽包锅炉水位控制。在理论梳理部分，我查了很多论文，看了 B 站很多视频讲解，最终对这个系统有了比较深刻的理解。在仿真环节，我得感谢现代控制理论给我打好的基础，让我从 SIMULINK 小白变成可以独立完成这次大作业的设计的小高手。当然，在这过程中还是遇到了很多麻烦，比如模糊控制器，我之前听都没听过，也是跟着 B 站的教学一点一点搭建；还有 pid tuner，让我可以不用自己手动一个个尝试参数，而是可以通过调期望曲线来获得对应的 pid 参数，这都让我由衷感叹 MATLAB 的强大。另外，这也是我第一次在课堂上展示我的研究成果，我以为会很紧张，但是因为每个人的时间都很短，所以我只顾着说快一点，反而没那么紧张了。总而言之，通过这次的案例分析，我对工业过程控制系统的认识不止停留在了书本上，希望在下学期实习中我能在工业现场利用到我学到的知识，更好的将理论和实践相结合。