

# PID 控制参数对重力式三相分离器生产工艺的影响

宋尚飞<sup>1\*</sup>, 刘轩章<sup>2</sup>, 陈宏举<sup>1,3</sup>, 康琦<sup>1</sup>, 李宸轩<sup>2</sup>, 邓涛<sup>4</sup>, 吴海浩<sup>1</sup>, 史博会<sup>1</sup>, 宫敬<sup>1</sup>

1 中国石油大学(北京)机械与储运工程学院/油气管道输送安全国家工程研究中心/石油工程教育部重点实验室/城市油气输配技术北京市重点实验室, 北京 102249

2 中交第二航务工程勘察设计院有限公司, 武汉 430060

3 中海油研究总院有限责任公司, 北京 100027

4 中国石油广州培训中心, 广州 510510

\* 通信作者, song.sf@cup.edu.cn

收稿日期: 2021-09-29

国家自然科学基金青年基金“裹挟粉砂的水基流动体系中CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>水合物分解动力学机制”(52104069)、北京市自然科学基金“深水油气混输管道中赋存蜡的水合物生成传热传质机制研究”(3192027)、中国石油大学(北京)“科研基金”天然气水合物开发过程中水合物分解动力学机理研究(2462023BJRC018)和中国石油大学(北京)“科研基金”基于大数据的天然气管网智能运行与控制研究(2462020YXZZ045)联合资助

**摘要** 在海上平台的生产过程中, 由于油井采出液是天然气、原油、水和矿物杂质等物质的混合物, 不能直接外输, 需要进行一定的工艺处理后方可外输、储存或销售。三相分离器作为在该处理过程中较为成熟的设备, 已在海上平台的生产中得到普遍应用。其中, 重力沉降式三相分离器作为基本的分离设备得到了广泛应用。由于海上平台存在大量立管, 管内流体可能出现段塞流等不稳定工况, 为了保证稳定生产, 需要使用一定的控制理论来控制三相分离器的生产过程。PID控制作为成熟稳定的控制理论已普遍应用于现场的生产。因此, 对重力沉降式三相分离器及对应压力PID控制器、液位PID控制器的工艺流程及相关参数设置的模拟对于现场生产过程具有一定的指导意义。本文通过对某海上平台现场数据图纸进行深入分析, 建立相对应的生产工艺流程模型, 利用HYSYS软件模拟该海上平台对于油气处理相关工艺流程的生产过程, 验证了PID控制器在生产中保证稳定生产的重要作用。并在基本工况模拟的基础上设计来流不稳定工况进一步验证对比PID控制对于来流波动的控制效果, 并针对不同频率、不同气液比的不稳定来流整理分析了PID控制的响应特性。此外, 在流程模拟的基础上, 针对PID控制系统各项特性参数(比例增益、积分时间、微分时间)的选取进行了深入研究并完成敏感性分析, 对于不同的被控参数如: 压力、液位等, 根据各参数的相应特性提出了对应的PID参数推荐设置。

**关键词** 海上平台; 油气处理工艺; PID控制; 敏感性分析; 三相分离器

## The influence of PID control parameters on the production process of gravity three-phase separator

SONG Shangfei<sup>1</sup>, LIU Xuanzhang<sup>2</sup>, CHEN Hongju<sup>1,3</sup>, KANG Qi<sup>1</sup>, LI Chenxuan<sup>2</sup>, DENG Tao<sup>4</sup>, WU Haihao<sup>1</sup>, SHI Bohui<sup>1</sup>, GONG Jing<sup>1</sup>

1 National Engineering Research Center of Oil and Gas Pipeline Transportation Safety/MOE Key Laboratory of Petroleum

引用格式: 宋尚飞, 刘轩章, 陈宏举, 康琦, 李宸轩, 邓涛, 吴海浩, 史博会, 宫敬. PID控制参数对重力式三相分离器生产工艺的影响. 石油科学通报, 2023, 02: 179-192

SONG Shangfei, LIU Xuanzhang, CHEN Hongju, KANG Qi, LI Chenxuan, DENG Tao, WU Haihao, SHI Bohui, GONG Jing. The influence of PID control parameters on the production process of gravity three-phase separator. Petroleum Science Bulletin, 2023, 02: 179-192. doi: 10.3969/j.issn.2096-1693.2023.02.013

Engineering/ Beijing Key Laboratory of Urban Oil and Gas Transmission and Distribution Technology, China University of Petroleum, Beijing 102249 China

2 CCCC Second Harbour Engineering Co.,Ltd., Wuhan 430060, China

3 China National Offshore Oil Corporation Research Institute Company, Beijing 100027, China

4 CNPC Guangzhou Training Center, Guangzhou510510, China

**Abstract** In the production process of offshore platforms, because the oil well produced fluid is a mixture of natural gas, crude oil, water, mineral impurities and other substances, it cannot be directly exported, and a certain process is required before it can be exported, stored or sold. The three-phase separator, as a relatively mature equipment in the process, has been widely used in the production of offshore platforms. Among them, the gravity sedimentation three-phase separator has been widely used as the basic separation equipment. Due to the existence of a large number of risers on offshore platforms, unstable conditions such as slug flow may occur in the fluid in the pipes. In order to ensure stable production, a certain control theory needs to be used to control the production process of the three-phase separator. As a mature and stable control theory, PID control has been widely used in on-site production. Therefore, the simulation of the process flow and related parameter settings of the gravity sedimentation three-phase separator and the corresponding pressure PID controller and the liquid level PID controller has certain guiding significance for the on-site production process. In this paper, through an in-depth analysis of the relevant field data drawings of an offshore platform, the corresponding production process model is established, and the offshore platform is used to simulate the production process of the offshore platform for the related process flow of oil and gas processing. It verifies that the PID controller is guaranteed in production. An important role in stabilizing production. And based on the simulation of basic operating conditions, the unstable operating conditions are designed to further verify and compare the control effect of PID control on the fluctuation of incoming flow, and analyze the response of PID control for the unstable incoming flow of different frequencies and different gas-liquid ratios. characteristic. In addition, on the basis of process simulation, the selection of various characteristic parameters (proportional gain, integral time, derivative time) of the PID control system has been studied in depth and sensitivity analysis has been completed. For different controlled parameters such as pressure, hydraulic According to the response characteristics of each parameter, the corresponding PID parameter recommended settings are proposed.

**Keywords** offshore platform, oil and gas processing technology, PID control, sensitivity analysis, three-phase separator

**doi:** 10.3969/j.issn.2096-1693.2023.02.013

海上平台是油田生产的一个重要场所,海上平台油井采出液是无法直接外输,它是原油、天然气、水及泥砂等的混合物<sup>[1]</sup>,只有经过一定的工艺处理后,才能储存、向外输送或者销售。作为采油平台上首个处理井液的设备<sup>[2]</sup>,三相分离器的作用就是利用油、气、水三相之间性质的不同分离油井采出液,油气水的分离效率或者分离器运行性能将直接影响到外输原油和气体的品质<sup>[3]</sup>。

最基本的分离器为重力沉降式分离器,是利用各相间密度差在重力的作用下实现分离的。该类分离器已广泛应用于陆上油田的联合站及海上平台之上。重力沉降式分离器作为基本的分离器,已发展出了许多内部构件设置,如折流板、堰板、捕雾器等。但仍存在分离效率低、适应范围窄、抗波动能力差等常规性问题以及泡沫原油、液体携带、乳状液等潜在运行问题<sup>[4-5]</sup>。

现如今,PID(比例(Proportion)、积分(Integral)、微分(Differential))控制已在分离器的处理工艺流程中得到广泛应用,老式的人工控制难以维持相关工艺参数的稳定,而PID控制能够根据设置参数自动实时对

相关被控参数(如液位、压力等)进行调节控制,保证分离器能在稳定工况下运行<sup>[6]</sup>。在此背景下,PID控制系统的参数选择在一定程度上决定了石油生产的平稳运行和最优控制,对石油生产的安全进行有重要意义。油田开发过程中油品组分相关参数会时刻变化,尤其到后期,都会进入高含水期<sup>[7]</sup>(即生产出来的原油含水量高的时期)。在不同生产工况下,如:段塞流工况下,分离器入口的气液相流量等边界条件会出现较大的波动,若分离器控制系统的响应不够及时有效,可能会产生分离器满溢,导致分离器失效的事故,严重情况下会导致生产中断<sup>[8]</sup>。因此,在整个生产过程中,如何快速、高效、安全、稳定的调节分离器的相关控制参数具有重要的意义。

## 1 模拟相关模型的理论基础

### 1.1 分离器基本模型

HYSYS对于重力沉降式三相分离器使用的内部基本算法为P-H闪蒸,通过对进料流股进行P-H闪蒸完成出口流股条件及组分的计算<sup>[9-10]</sup>,在稳态模式下存

在能量平衡如式(1)所示。

$$H_{\text{feed}} \pm \text{Duty} = H_{\text{vapor}} + H_{\text{heavy}} + H_{\text{light}} \quad (1)$$

其中： $H_{\text{feed}}$ 为进料流股的热流，单位为kJ/h； $\text{Duty}$ 为可能存在的额外热流，单位为kJ/h； $H_{\text{vapor}}$ 为气相流股的热流，单位为kJ/h； $H_{\text{heavy}}$ 为水相流股的热流，单位为kJ/h； $H_{\text{light}}$ 为油相流股的热流，单位为kJ/h。

对于气相采用式(2)完成分离器内气相压力的计算<sup>[11-12]</sup>。

$$P = P_1 = P_{\text{feed}} - \Delta P = P_{\text{head}} + P_v \quad (2)$$

其中： $P$ 为分离器内部压力，单位为kPa； $P_v$ 为气相出口压力，单位为kPa； $P_1$ 为液相压力，单位为kPa； $P_{\text{feed}}$ 为进料流股压力(假定为最低压力)，单位为kPa； $\Delta P$ 为容器中的压降，单位为kPa； $P_{\text{head}}$ 为静压力，单位为kPa。

### 1.2 阀门模型

阀门计算模型选取HYSYS中提供用于阀门的行业标准ANSI / ISA-S75.01.01-2002(60534-2-1 Mod)来进行计算<sup>[13]</sup>。引入3个特定参数 $F_p$ 、 $X_t$ 、 $F_1$ 、 $X_t$ 和 $F_1$ 是阀门制造商提供。只要确定 $F_p$ 、 $X_t$ 、 $F_1$ ，就能对所有阀门进行计算。

$$f = (1 - \text{vpfrac}) 2.73 F_p C_v \sqrt{\rho_l (P_u - P_d)} + \text{vpfrac} 2.73 F_p C_v Y \sqrt{x P_u \rho_v} \quad (3)$$

式(3)中： $f$ 为总质量流量，单位为kg/h； $F_p$ 为管道几何参数，无量纲； $C_v$ 为根据阀门开度和操作特性得出的有效流量系数，无量纲； $\rho_l$ 和 $\rho_v$ 分别为液体和气体质量密度，单位为kg/m<sup>3</sup>； $P_u$ 和 $P_d$ 分别为上游位置和下游位置的绝对压力，单位为kPa。

$x$ 为压降比， $x = \left( \frac{P_u - P_d}{P_u} \right)$ 。

$\text{vpfrac}$ 为调整后的蒸气质量分数，

$$\text{vpfrac} = \begin{cases} 1, & \text{入口蒸汽摩尔系数} \left( \frac{V}{F} \right) > 0.1 \\ 0, & \text{入口蒸汽摩尔系数} \left( \frac{V}{F} \right) = 0 \\ 10 \times (\text{massvaporfraction}), & \text{其他。} \end{cases}$$

$Y$ 为气体膨胀系数， $Y = 1 - \frac{x}{3 F_k X_t}$ 。

$\text{vpfrac}$ 算式中 $V$ 代表阀门入口气相摩尔流量， $F$ 代表阀门入口总摩尔流量。

一般流量方程中的管道几何系数( $F_p$ )是一个无量纲的量，近似于阀门前后变径导致增压或者减压的影响。如果进口管和出口管的直径相等，则 $F_p$ 等于1。如果阀门的入口和出口直径不同，需从阀门制造商的目录中获得 $F_p$ 值<sup>[14]</sup>。

液压恢复系数( $F_1$ )对应于基于Fisher的计算方法<sup>[15]</sup>中的 $K_m$ 。它表示阀门的气门收缩和出口流之间的压力恢复量。通常，液体压力恢复系数的值越高，阀在出现节流状态之前可以承受的压降越大。HYSYS根据在节流和使用条件下计算出的压降来设置允许压降。

$X_t$ 是阀门的一个特性参数，是指阀门在入口压力不变，出口压力持续减小时，流过阀门的质量流量增加到极限时所对应的一个压降与入口压力的比值。

### 1.3 PID控制理论模型

PID控制器主要通过比例、积分和微分3个控制单元<sup>[16]</sup>，进行各种组合，根据预期设定值与实际测量值求得误差，再依据此误差来计算控制量。一般PID控制器工作原理见下图。

PID控制器的形式是灵活多变的，可以按照控制对象的不同特性或使用需求，对形式做出相应的改变，例如：比例积分控制，比例微分控制等<sup>[18]</sup>。PID控制器各个校正单元在控制过程中，发挥出不同的作

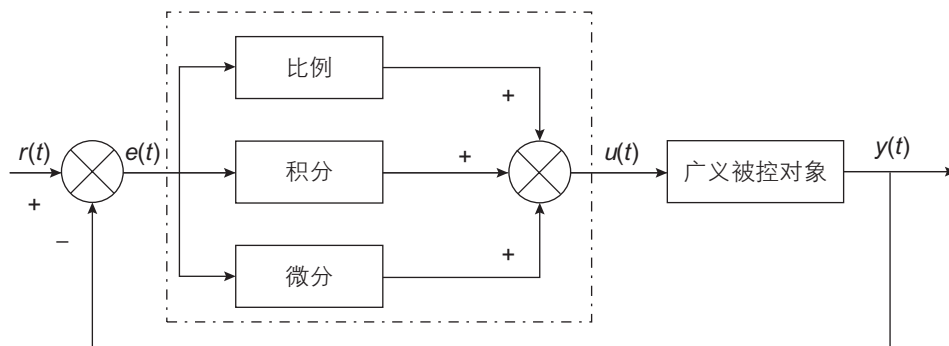


图1 PID控制系统原理图<sup>[17]</sup>

Fig. 1 The principal diagram of PID control system<sup>[17]</sup>

用<sup>[19]</sup>。

**P(比例环节):** 对系统的误差信号, 按照比例放大或缩小偏差信号, 检测到偏差存在后, 控制器迅速做出反应, 但这只能减小偏差不能完全消除偏差。若  $K_p$ (比例增益)大, 则系统响应快, 但震荡次数多, 调节时间长。 $K_p$  数值过大会导致系统稳定性下降, 过小则会使系统运行迟缓。

**I(积分环节):** 积分环节可以消除静差, 不过其作用效果与  $T_i$ (积分时间常数)积分时间常数有关, 该数太大会使积分作用薄弱, 相反会让积分环节充分作用, 弊端就是会使系统稳定性降低。

**D(微分环节):** 微分环节有一定的预测能力, 系统偏差信号变化率能够被其反馈, 可以预测出偏差的变化动向并提前引入校正信号及时控制误差突变, 降低系统调整时间<sup>[20]</sup>。

PID控制的基本形式主要有以下2种:

#### 1) 位置式

位置式是最基础的PID控制模型, 具体的算法见式(4)<sup>[21]</sup>:

$$u(t) = K_p \left[ e(t) + \frac{u_i(t)}{T_i} + \frac{T_d}{h} (e(t) - e(t-1)) \right] \quad (4)$$

式(4)中:  $K_p$ 为比例增益, 无量纲;  $T_i$ 为积分时间, 单位为s;  $T_d$ 为微分时间, 单位为s;  $h$ 为采样周期, 单位为s;  $e(t) = SP(t) - PV(t)$ 为误差项,  $SP(t)$ 为 $t$ 时刻被控参数的设定值,  $PV(t)$ 为 $t$ 时刻被控参数的输入值;  $u_i(t)$ 为控制器积分项,  $u_i(t) = u_i(t-1) + he(t)$

位置式可能会出现积分累积超大的问题, 需要进一步进行相关的设置。

#### 2) 增量式

增量式是在位置式的基础上, 通过当前时步的位

置式减去上一时步的位置式得出, 具体算法见式(5):

$$u(t) = u(t-1) + K_c \left[ e(t) - e(t-1) + \frac{1}{T_i} e(t)h + T_d \frac{(e(t) - 2e(t-1) + e(t-2))}{h} \right] \quad (5)$$

在以上2种基本PID控制算法的基础上, 有许多阀门控制器厂商提出了许多更进一步分离变化的PID控制算法, 如HoneyWell、Foxboro、Yokogawa等。由于位置式算法可能存在积分超限控制超调的事故, 且现场应用大部分为增量式<sup>[22]</sup>, 所以本文主要针对增量式算法, 利用HYSYS进行相关工艺流程的模拟。

## 2 重力式三相分离器中PID控制模拟分析

### 2.1 模型基本参数

本文针对我国渤海某海上平台的油气水分离工艺过程进行模拟计算。该分离器是具有堰板的卧式三相分离器, 组分信息如表1所示, 详细尺寸信息如表2所示, 阀门C<sub>v</sub>值设置如表3所示。基于HYSYS V11进行油气处理工艺流程的模拟并进行PID控制相关参数的分析。在模拟过程中, 对三相出口采取PID控制, 分别控制气相压力、油相液位、水相液位。HYSYS建模如图2。

入口原油通过组分模型进行计算, 该组分为某海上气田现场数据, 具体组分见表1。

该模型其余相关设计参数如下述各表所示。其中, 表4中油气水各相出口边界条件是根据现场流程图各相出口下游流程入口压力数据推算得出的。

### 2.2 稳定充装模拟

根据上述模型参数, 进行稳定充装过程的模拟。

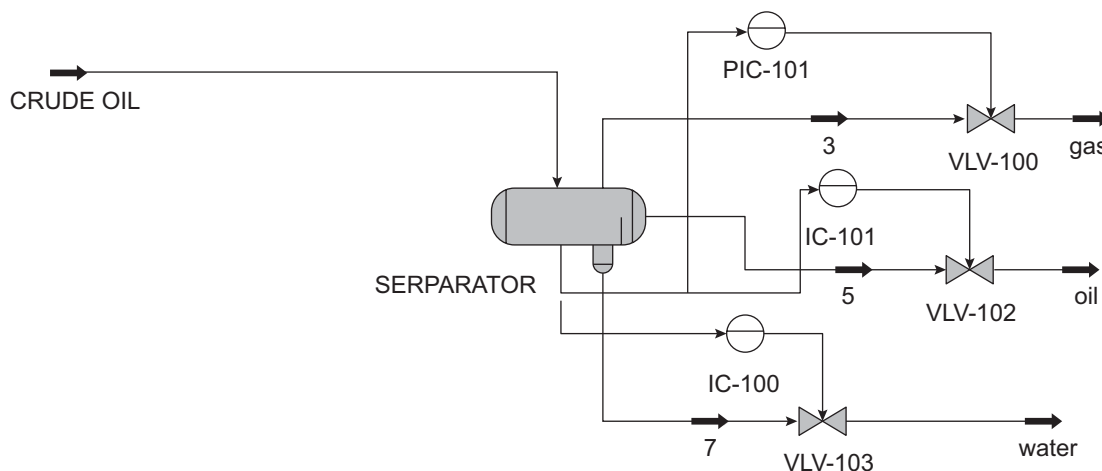


图2 HYSYS模型图

Fig. 2 The model diagram of HYSYS

表 1 流体组分表

Table 1 The component of the fluid in the simulation

组分	摩尔分数/%	组分	摩尔分数/%
甲烷	0.3589	正庚烷	0.0192
乙烷	0.0790	正辛烷	0.0470
丙烷	0.0534	正壬烷	0.0309
正丁烷	0.0101	正癸烷	0.0280
异丁烷	0.0238	碳 11	0.0234
正戊烷	0.0394	碳 12	0.1196
异戊烷	0.0105	水	0.1443
正己烷	0.0125	-	-

表 2 分离器尺寸信息

Table 2 The size data of Separator

分离器	参数/m
直径	2.6
长度	7
堰板距入口	6
堰板高度	0.8

表 3 阀门  $C_v$  值表Table 3 The  $C_v$  value of three valves

阀门	最大 $C_v$
气相出口	146
油相出口	100
水相出口	53.6

表 4 分离器边界条件表

Table 4 Boundary conditions of separator

边界	设定值
入口定流/(kmole/h)	1080
气相出口定压/kPa	600
油相出口定压/kPa	200
水相出口定压/kPa	300
初始压力/kPa	101.3
初始液位/m	0

结合相关数据及模拟测试经验, 设定模拟中PID控制系统的参数见表 5。

该分离器内部设置堰板将分离器分隔为 2 个室, 其中入口两相混合区称为室一, 油品越过堰板进入的油相区称为室二。

由图 3 可以明显看出, 在该PID控制参数设置下, 压力能够快速稳定达到设定值(6 min 左右), 且呈现较好的控制特性, 超调量较小。图 4 气相出口阀位变化特性与图 3 压力变化特性一致, 阀位超调较大。

图 5 为室一油相液位及水相液位随时间变化曲线,

由于模型组分设置, 油相流量大于水相流量, 所以油相液位较早(7 min 左右)达到堰板位置(0.8 m)后不再增加, 水相流量较小, 水相液位经过 72 min 左右达到设定值后稳定。图 6 水相出口阀位出现较大波动后逐渐稳定。

图 7 为室二油相液位随时间变化曲线, 可以明显看到, 当室一油相液位达到堰板高度后(7 min 左右), 室二油相液位才开始变化, 在极短的时间内快速达到设定值附近稳定。图 8 油相出口阀位与图 6 油相液位变化特性一致。

### 2.3 剧烈不稳定来流条件下PID控制系统适应性分析

在海上平台集油处理流程中, 往往会在平台前存

表 5 模拟过程中参数设置

Table 5 Parameter setting during simulation

PID 控制参数	气相压力	油相液位	水相液位
设定值	2000 kPa	0.4 m	0.4 m
比例增益	8.0	6.5	8.0
积分时间	10 s	16 s	16 s
微分时间	-	-	-

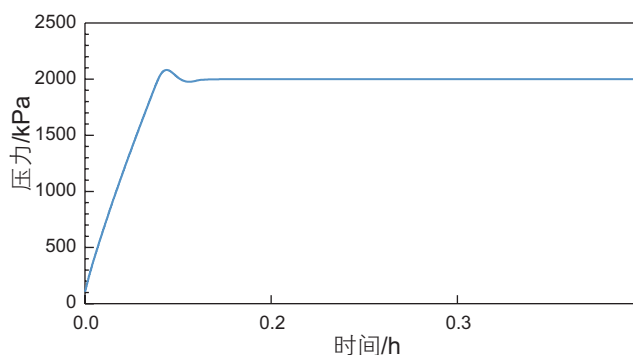


图 3 充装过程中分离器内部压力随时间的变化

Fig. 3 The change of pressure during the filling process

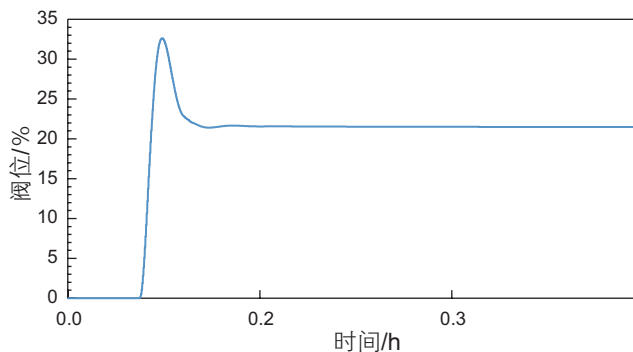


图 4 充装过程中气相出口阀位随时间的变化

Fig. 4 The change of the gas outlet valve opening during the filling process

在立管, 导致段塞流更易出现, 因此本文特别针对剧烈不稳定来流条件下的分离器运行过程进行模拟, 设计不同气液比和液塞频率进行模拟<sup>[23]</sup>, 具体方案及模拟结果如下。

#### (1) 液塞气液比 1:9

液塞时间固定在 60 s, 气塞时间分别为 30 s、45 s、60 s, 设置不同液塞频率。

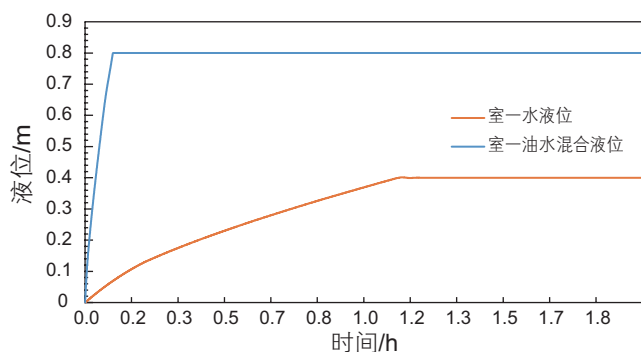


图 5 充装过程中室一液位随时间的变化

Fig. 5 The change of the liquid level in chamber 1 during the filling process

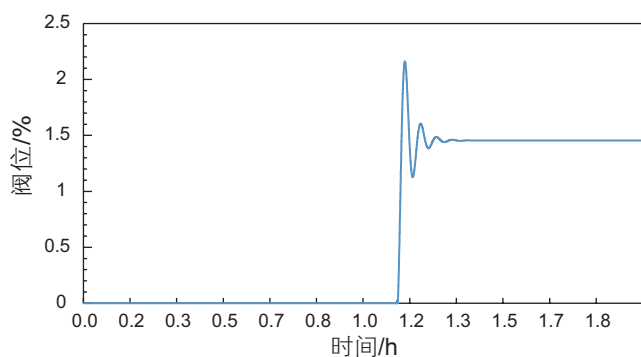


图 6 充装过程中水相出口阀随时间的变化

Fig. 6 The change of the water phase outlet valve opening during the filling process

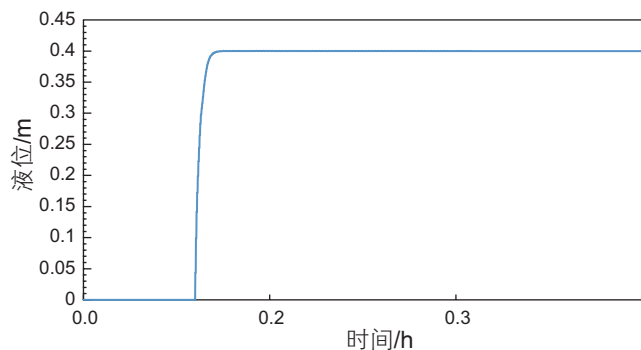


图 7 充装过程中室二油液位随时间的变化

Fig. 7 The change of the liquid level of chamber 2 during the filling process

图 9 为 1:9 气液比下, 不同液塞频率的压力变化情况, 可以明显看出由于来流不稳定导致压力存在持续波动, 仍稳定在设定值附近, 压力波动的周期与液塞频率有关, 液塞频率越慢(气液时间比越大)压力下降的超调量越大, 压力上升的超调量无太大区别。

图 10 为 1:9 气液比下, 不同液塞频率的室一水相液位变化情况, 液位出现波动, 但仍稳定在设定值附近

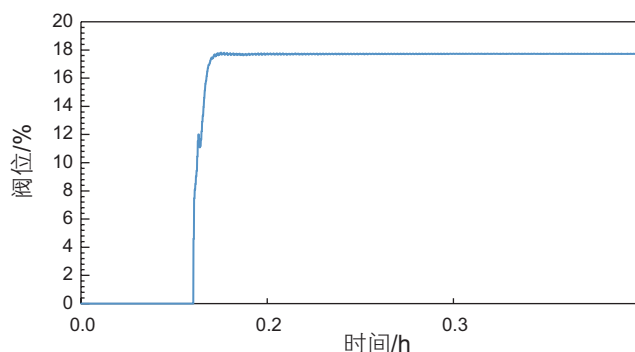


图 8 充装过程中室二油相出口阀随时间的变化

Fig. 8 The change of the oil phase outlet valve opening in the chamber 2 during the filling process

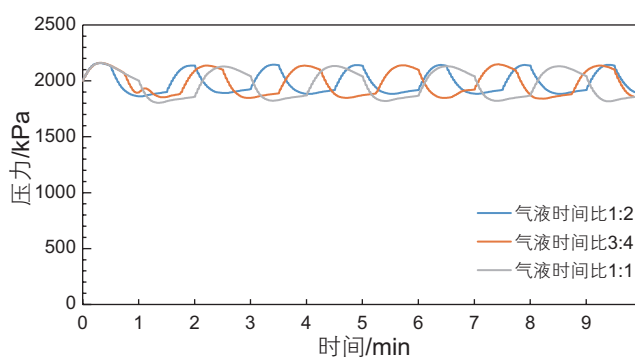


图 9 液塞气液比为 1:9 时压力变化

Fig. 9 The change of pressure when the liquid plug gas-liquid ratio is 1:9

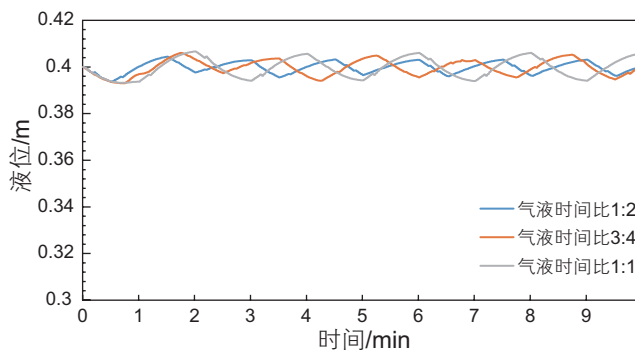


图 10 液塞气液比为 1:9 时室一水相液位变化

Fig. 10 The change of the water level in chamber 1 when the liquid plug gas-liquid ratio is 1:9

近，波动周期与液塞频率有关。

图 11 为 1:9 气液比下，不同液塞频率的室一油水混合液位变化情况，液位在液塞到达分离器时出现微小波动，仍稳定在设定值附近。

图 12 为 1:9 气液比下，不同液塞频率的室二油相液位变化图，可以看出，在来流不稳定的工况下会导致室二油相液位出现持续波动，但是仍会保持在设定值附近，波动周期与液塞频率有关。

(2) 液塞气液比 2:8

液塞时间固定在 60 s，气塞时间分别为 30 s、45 s、60 s，设置不同液塞频率。

图 13 为 2:8 气液比下，不同液塞频率的压力变化情况，可以明显看出由于来流不稳定导致压力存在持续波动且波动幅度明显较 1:9 气液比时小，仍稳定在设定值附近，压力波动的周期与液塞频率有关，液塞频率越慢(气液时间比越大)压力下降的超调量越大，压力上升的超调量无太大区别。

图 14 为 2:8 气液比下，不同液塞频率的室一水相液位变化情况，液位出现波动且波动幅度明显较 1:9

气液比时小，但仍稳定在设定值附近，波动周期与液塞频率有关。

图 15 为 2:8 气液比下，不同液塞频率的室一油水混合液位变化情况，液位在液塞到达分离器时出现微小波动，仍稳定在设定值附近。

图 16 为 2:8 气液比下，不同液塞频率的室二油相液位变化图，可以看出，在来流不稳定的工况下会导

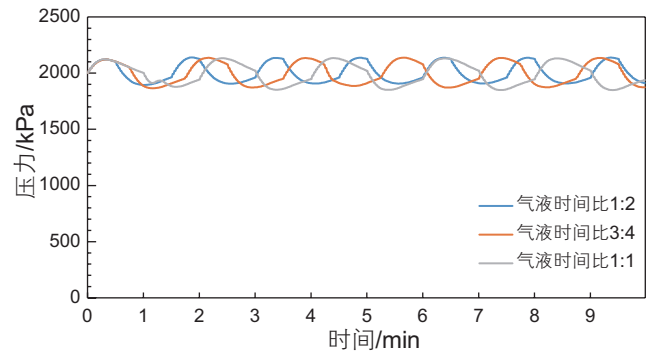


图 13 液塞气液比为 2:8 时压力变化

Fig. 13 The change of pressure when the liquid plug gas-liquid ratio is 2:8

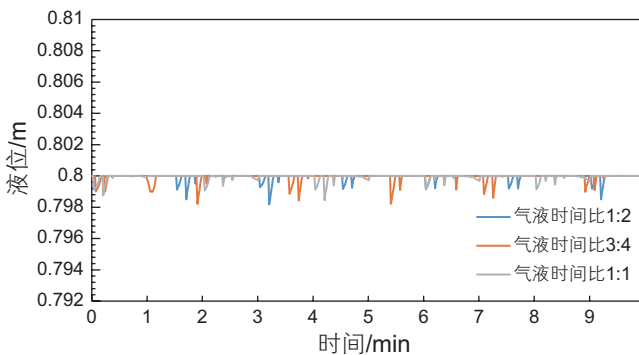


图 11 液塞气液比为 1:9 时室一油水混合液位变化

Fig. 11 The change of the oil-water mixture level in chamber 1 when the liquid plug gas-liquid ratio is 1:9

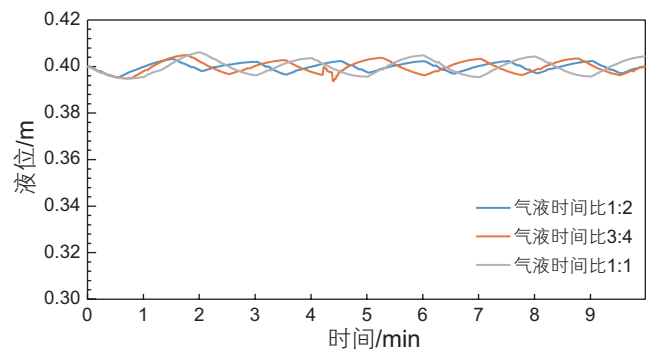


图 14 液塞气液比为 2:8 时室一水相液位变化

Fig. 14 The change of the water level in chamber 1 when the liquid plug gas-liquid ratio is 2:8

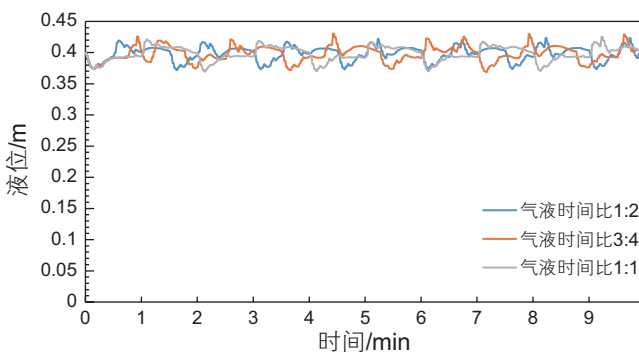


图 12 液塞气液比为 1:9 时室二油相液位变化

Fig. 12 The change of the oil level in chamber 2 when the liquid plug gas-liquid ratio is 1:9

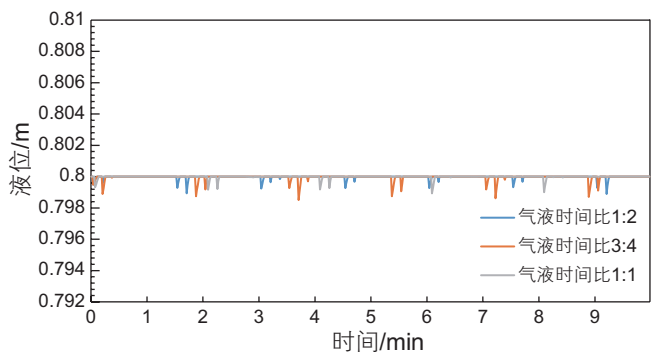


图 15 液塞气液比为 2:8 时室一油水混合液位变化

Fig. 15 The change of the oil-water mixture level in chamber 1 when the liquid plug gas-liquid ratio is 2:8

致室二油相液位出现持续波动且波动幅度明显较 1:9 气液比时小, 仍保持在设定值附近, 波动周期与液塞频率有关。

### (3) 液塞气液比 3:7

液塞时间固定在 60 s, 气塞时间分别为 30 s、45 s、60 s, 设置不同液塞频率。从初始充装开始模拟。

图 17 为 3:7 气液比下, 不同液塞频率的压力变化情况, 可以明显看出由于来流不稳定导致压力存在持续波动且波动幅度明显较 2:8 气液比时小, 仍稳定在设定值附近, 压力波动的周期与液塞频率有关, 液塞频率越慢(气液时间比越大)压力下降的超调量越大, 压力上升的超调量无太大区别。

图 18 为 3:7 气液比下, 不同液塞频率的室一水相液位变化情况, 液位出现波动且波动幅度明显较 2:8 气液比时小, 但仍稳定在设定值附近, 波动周期与液塞频率有关。

图 19 为 3:7 气液比下, 不同液塞频率的室一油水混合液位变化情况, 液位在液塞到达分离器时出现微小波动, 仍稳定在设定值附近。

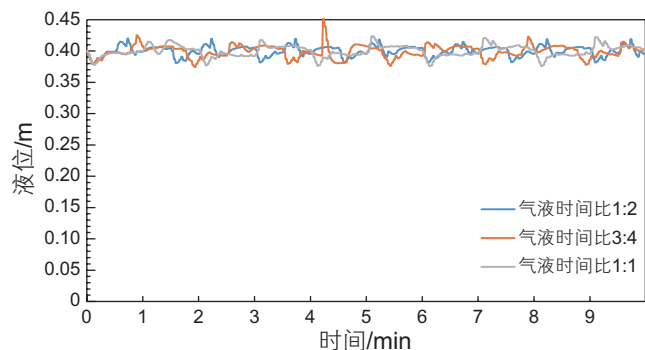


图 16 液塞气液比为 2:8 时室二油相液位变化  
Fig. 16 The change of the oil level in chamber 2 when the liquid plug gas-liquid ratio is 2:8

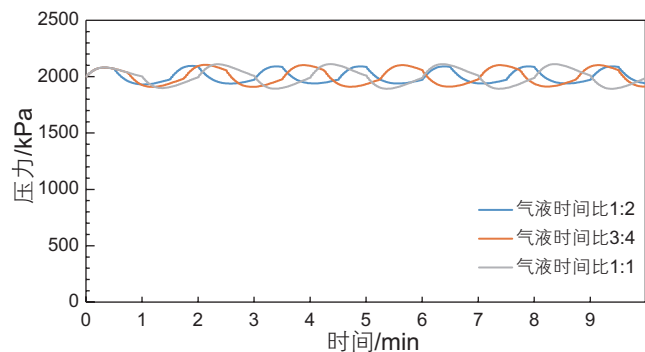


图 17 液塞气液比为 3:7 时压力变化  
Fig. 17 The change of pressure when liquid plug gas-liquid ratio is 3:7

图 20 为 3:7 气液比下, 不同液塞频率的室二油相液位变化图, 可以看出, 在来流不稳定的工况下会导致室二油相液位出现持续波动且波动幅度明显较 2:8 气液比时小, 但是仍会保持在设定值附近, 波动周期与液塞频率有关。

(4) 选取气液比 3:7, 气液塞时间比 1:1 工况为例, 模拟来流不稳定工况消失后各参数的变化。

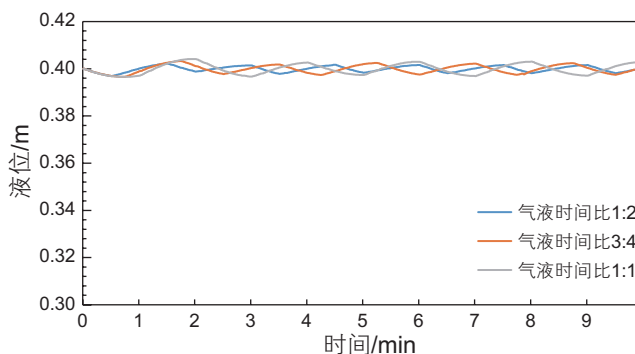


图 18 液塞气液比为 3:7 时室一水相液位变化  
Fig. 18 The change of the water level in chamber 1 when liquid plug gas-liquid ratio is 3:7

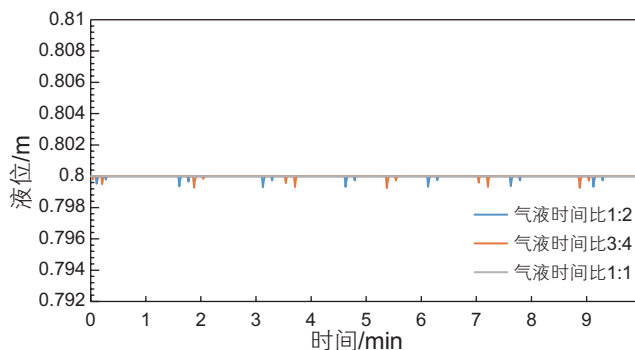


图 19 液塞气液比为 3:7 时室一油水混合液位变化  
Fig. 19 The change of the oil-water mixture level in chamber 1 when liquid plug gas-liquid ratio is 3:7

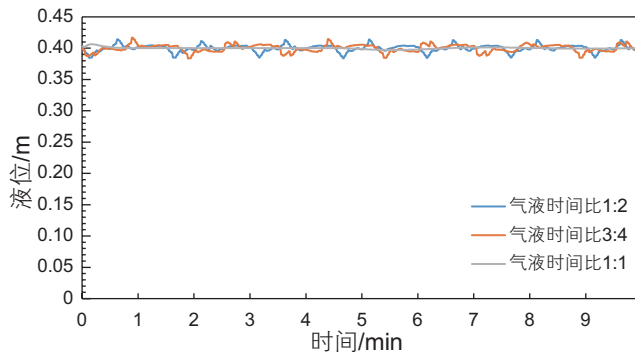


图 20 液塞气液比为 3:7 时室二油相液位变化  
Fig. 20 The change of the oil level in chamber 2 when the liquid plug gas-liquid ratio is 3:7



通过图 21 和图 22 可以明显看出, 在 10 min 后由剧烈来流不稳定工况转为稳定工况后, 压力和液位均快速在 PID 控制器的作用下稳定在设定值。

### 2.4 敏感性分析

在该模型进行控制模拟的过程中发现 P(比例)、I(积分)、D(微分) 对于控制效果均有一定的影响, 针对这 3 个控制参数进一步进行敏感性分析。

#### (1) 比例增益 (P)

分别对压力、油液位和水液位控制, 积分和微分设为空, 只调节比例进行模拟分析, 选取稳定时间和静差作为评判控制效果的标准。各参数控制曲线图如下。

图 23 为不同比例增益下压力控制的曲线, 压力控制设定值为 2000 kPa, 可以明显看出, 随着比例增益的增大, 稳定后的静差越小, 同时随着比例增益的增加, 在比例增益较小的范围内稳定时间是增大的, 当比例增益达到一定程度, 稳定时间反而减小。

图 24 为不同比例增益下油相液位控制的曲线,

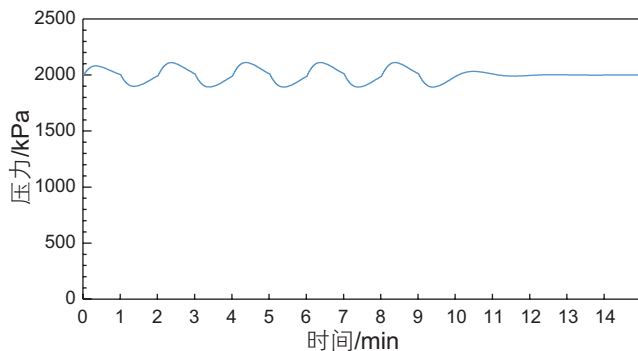


图 21 来流不稳定消失后压力变化  
Fig. 21 The change of pressure after the instability of incoming flow disappears

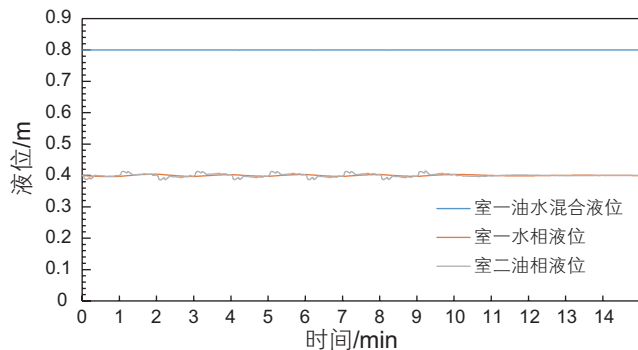


图 22 来流不稳定消失后液位变化  
Fig. 22 The change of the liquid level after the instability of incoming flow disappears

油相液位控制设定值为 0.4 m, 可以明显看出, 随着比例增益的增大, 稳定后的静差越小, 在比例增益较小(小于 1)时, 油相液位超过堰板继续增加, 同时随着比例增益的增加, 在比例较小的范围内稳定时间是减小的, 当比例增益达到一定程度, 稳定时间反而增大(如: 比例增益为 10 时出现波动后方达到稳定)。

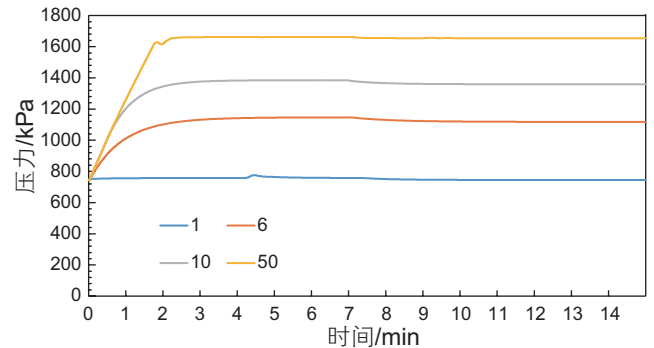


图 23 不同比例增益下压力变化  
Fig. 23 The change of pressure with different proportional gains

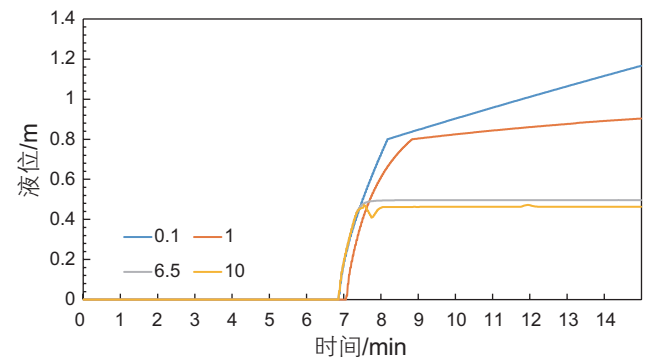


图 24 不同比例增益下油相液位变化  
Fig. 24 The change of oil phase level with different proportional gains

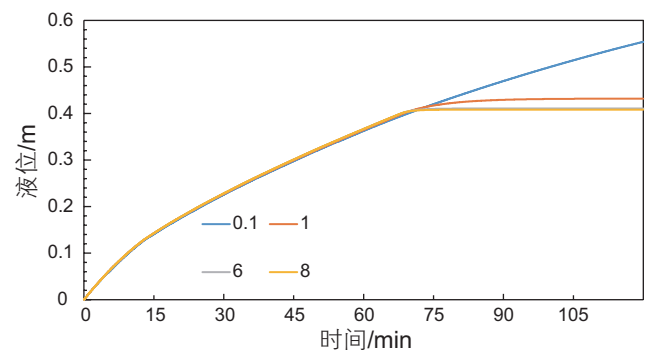


图 25 不同比例增益下水相液位变化  
Fig. 25 The change of water phase level with different proportional gains

图 25 为不同比例增益下水相液位控制的曲线, 水相液位控制设定值为 0.4 m, 可以明显看出, 随着比例增益的增大, 稳定后的静差变小, 但是当比例增益过小时, 液位不会稳定会持续增加, 同时随着比例增益的增加, 稳定时间是减小的。对上述参数的控制数据进行整理, 列入表 6。

表 6 不同比例增益下各被控参数

Table 6 Accused parameters with different proportional gain

被控参数	设定值	比例常数	稳定时间/min	稳定静差
气相压力/kPa	2000	0.1	8.0	-1255.050
		1.0	9.0	-1254.870
		6.0	11.0	-882.990
		10.0	12.0	-641.570
		50.0	2.6	-345.580
油室液位/m	0.4	0.1	∞	2.200
		1.0	8.8	0.410
		6.5	7.8	0.090
		10.0	8.0	0.060
混合室水相液位/m	0.4	0.1	-	2.200
		2.0	98.0	0.030
		6.0	71.0	0.010
		8.0	70.0	0.008

可以得出以下结论:

1) 比例增益的增大可以减小静差, 但是过大的比例增益会导致不收敛。

2) 针对不同的参数, 由于其变化特性的不同, 比例增益引起的稳定时间的变化可能不一致。

3) 由于压力变化相较于液位较快, 且静差受比例增益影响较大, 所以压力的稳定时间在比例增益较小的范围内增加, 当比例增益达到一定程度后稳定时间方减小。

4) 液位的稳定时间随比例增益的增大而减小。

5) 在 PID 调参过程中针对不同参数要选取适当的比例增益, 压力推荐在 1~10 之间, 液位推荐在 4~8 之间。

#### (2) 积分时间(I)

根据上一小节结果选取合适的比例增益(压力取 6, 油液位取 6.5, 水液位取 8)。微分设置为空, 只调节积分时间进行模拟分析, 选取稳定时间和最大超调量作为评判控制效果的标准。各参数控制曲线图如

下。

图 26 为不同积分时间下压力控制的变化曲线, 可以明显看出, 不同积分时间下均能消除静差, 达到设定值附近稳定, 随着积分时间的增大, 积分作用减弱, 稳定时间增大, 初次达到设定值时间增大。同时随着积分时间增大(积分作用减弱), 超调量减小, 但是在积分时间较小(积分作用较强)时, 超调量反而会出现一定减小。

图 27 为不同积分时间下油相液位控制的变化曲线, 可以明显看出, 当积分时间过小时无法在设定值附近稳定收敛, 会剧烈波动, 随着积分时间的增大, 积分作用减弱, 稳定时间增大, 初次达到设定值时间增大。同时由于液位的变化相对较慢, 随着积分时间增大(积分作用减弱), 几乎无超调, 但是在积分时间较小(积分作用较强)时, 会持续波动不收敛, 一直存在超调。由于该工况下水相流量较小, 调节积分时间无明显变化。

图 29 为不同积分时间下水相阀位控制的变化曲线, 可以明显看出, 当积分时间过小时无法在设定值

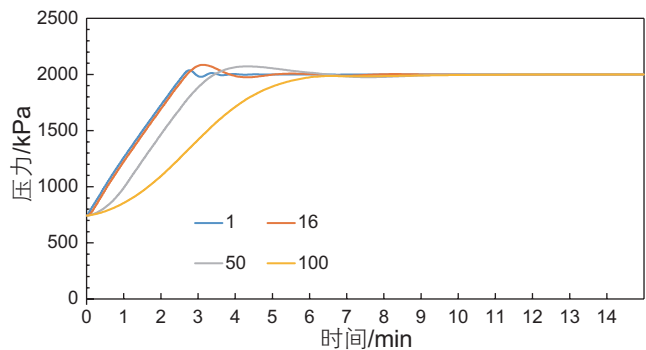


图 26 不同积分时间下压力变化

Fig. 26 The change of pressure with different integration time

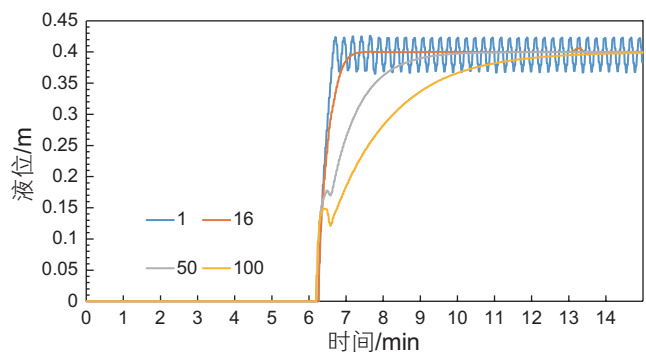


图 27 不同积分时间下油相液位变化

Fig. 27 The change of oil phase level with different integral time

附近稳定收敛, 会剧烈波动, 随着积分时间的增大, 积分作用减弱, 稳定时间增大, 初次达到稳定值时间增大。液位几乎无超调, 阀位可以明显看出随积分时间增大而减小, 但是在积分时间较小(积分作用较强)时, 会持续波动不收敛, 一直存在超调。

对上述参数的控制数据进行整理(其中水相液位整理的为阀位数据), 列入表 7。

可以得出以下结论:

- 1) 积分时间过小, 积分作用较强, 将剧烈波动不收敛。
- 2) 针对不同的被控参数, 由于其变化特性的不同, 积分时间过小引起的不收敛可能不明显。
- 3) 随着积分时间的增大, 稳定时间增大, 增大幅度较小, 初次达到设定值的时间会大幅度增加。
- 4) 随着积分时间的增大, 超调量会减小, 对于压力当积分时间较小时, 会出现超调减小。
- 5) 某一相输入流量较小时, 积分时间变化引起的参数变化不明显, 此时需观察阀位变化, 阀位的变化较为明显。

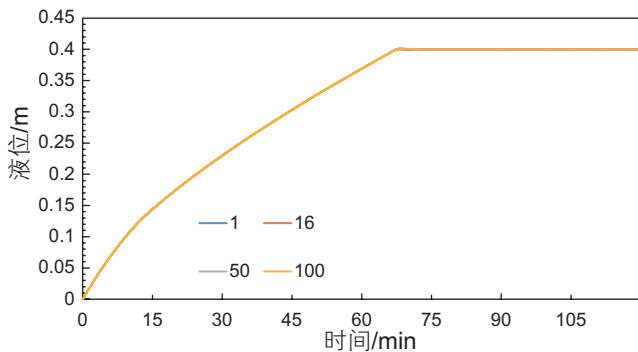


图 28 不同积分时间下水相液位变化  
Fig. 28 The change of water phase level with different integral time

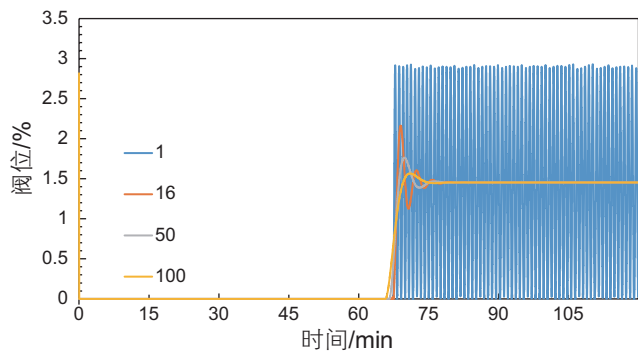


图 29 不同积分时间下水相出口阀位变化  
Fig. 29 The change of water phase valve opening with different integral time

6) 阀位的变化与参数变化息息相关, 呈现同一变化趋势。

7) 积分时间的取值需要一个合适的范围, 积分时间过小会引起不收敛, 过大会造成稳定时间所需较长, 控制效果不理想。推荐取值在 10~50 s 之间。

(3) 微分时间(D)

针对不同的被控参数, 根据前两小节结果选取合适的比例增益(压力取 6, 油液位取 6.5, 水液位取 8)和积分时间(压力取 10 s, 油液位取 16 s, 水液位取 16 s)。只调节积分时间进行模拟分析, 选取稳定时间和最大超调量作为评判控制效果的标准。各参数控制曲线图如下。

图 30 是不同微分时间下压力的控制曲线, 可以明显看出当微分时间较小(进一步测试后得出小于或等于 35 s)时, 变化微分时间对控制曲线的影响不大, 都

表 7 不同积分时间下各被控参数表

Table 7 Accused parameters with different integration time

被控参数	设定值	比例常数	积分时间/s	稳定时间/min	超调量
气相压力/kPa	2000	6.0	1	3.9	36.57
			10	5.2	85.09
			50	6.2	71.85
			100	7.3	0.01
油室液位/m	0.4	6.5	1	∞	0.03
			16	7.1	0.00
			50	11.2	0.00
			100	13.7	0.00
混合室水相液位/m	0.4	8.0	1	∞	1.50
			16	75.0	0.71
			50	76.0	0.32
			100	77.0	0.09

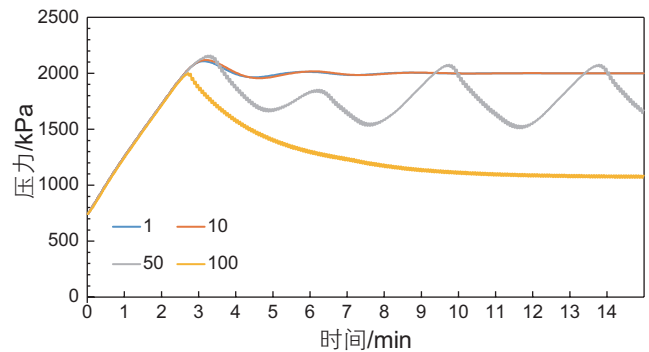


图 30 不同微分时间下压力变化  
Fig. 30 The change of pressure with different differential time

能够稳定的呈现良好的控制特性达到稳定,随着微分时间的增加,出现波动不收敛,继续增大会出现较大的误差。

图 31 是不同微分时间下油相液位的控制曲线,可以明显看出当微分时间较小(小于 10 s)时,变化微分时间对控制曲线的影响不大,都能够稳定的呈现良好的控制特性达到稳定,随着微分时间的增加达到一定的值后,会持续出现波动不收敛,存在较大的误差。

图 32 是不同微分时间下水相液位的控制曲线,可以明显看出由于水相入口流量很小,当微分时间小于 100 s 时,变化微分时间对控制曲线的影响不大,都能够稳定的呈现良好的控制特性达到稳定,随着微分时间的增加达到一定的值后,会持续出现波动不收敛,存在较大的误差。

由于水相入口流量较小,所以额外输出阀位进行分析,可以看出图 33 加入微分后,均会在刚开始模拟时出现一个阀位的跳动,且微分时间大于 1 时跳动幅度一致,当微分时间足够小时跳动才开始减小,且当微分时间较大(达到 200 s)时,会出现波动不稳定的情

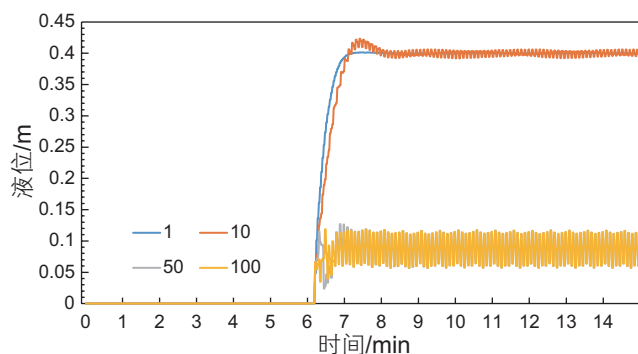


图 31 不同微分时间下油相液位变化  
Fig. 31 The change of oil phase level with different differential time

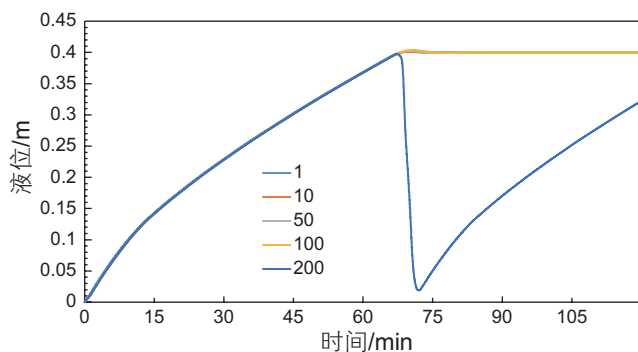


图 32 不同微分时间下水相液位变化  
Fig. 32 The change of water phase level with different differential time

况且阀位最终为 0。

通过查看气相和油相阀位数据,发现油相存在初始阀位跳动的情况,气相阀位正常。

对上述参数的控制数据进行整理,列入表 8。

可以得出以下结论:

1) 加入微分时间调节后,对于气相阀位未出现阀位异常跳动,油相、水相阀位均出现跳动,不建议油相水相控制采用微分时间。

2) 随着微分时间的增大,气相控制出现波动不稳定,误差较大,建议微分时间取值范围小于 35 s。

3) 微分时间对于稳定时间的影响不大,过大的微分时间反而会引起较大的波动,无法达到设定值。

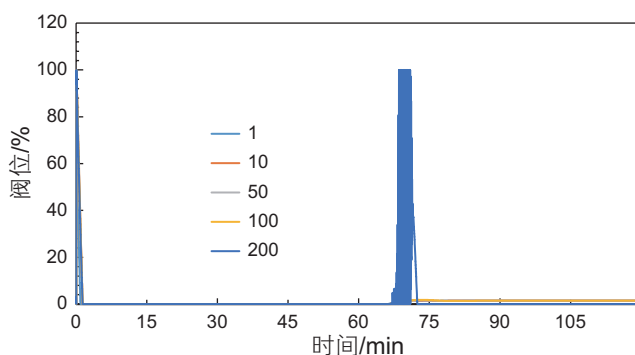


图 33 不同微分时间下水相出口阀位变化  
Fig. 33 The change of water phase valve opening with different differential time

表 8 不同微分时间下各被控参数表

Table 8 Accused parameters with different differential time

被控参数	设定值	比例常数	积分时间/s	微分时间/s	稳定时间/min	超调量
气相压力/kPa	2000	6.0	10	1	8.5	95.34
				10	8.5	95.89
				50	∞	—
				100	14.0	—
				200	∞	982.23
油室液位/m	0.4	6.5	16	1	7.4	0.00
				10	12.0	0.03
				50	9.0	-0.33
				100	8.0	-0.34
				200	∞	-0.38
混合室水相液位/m	0.4	8.0	16	1	75.0	0.01
				10	75.0	0.01
				50	75.1	0.01
				100	75.8	0.01
				200	∞	-0.38

### 3 结论及建议

通过上述分别对PID控制的比例、积分、微分分别进行模拟分析,测试参数,得出以下结论:

1)PID控制能够在来流不稳定工况保持分离器稳定在设定值附近运行,但是无法完全消除不稳定工况。在来流不稳定工况消失,进入稳定工况后能较快恢复到设定值工况。

2)对于剧烈不稳定来流工况,气液比越小,被控参数的波动越剧烈;液塞频率越快,压力产生波动的超调量越小,液位产生波动的超调量无明显变化。

3)只使用比例增益无法完成使被控参数达到设定

值的目标,需要进一步引入积分或者更进一步引入微分。针对不同的被控参数提出不同的比例增益推荐值,压力 1~10,液位 2~8。

4)引入积分时间后可以很好的完成控制目标,能够满足工程的要求,但是较小的积分时间会造成阀门的剧烈波动,被控参数不收敛的问题,较大的积分时间会导致被控参数变化较慢。通过对比分析提出统一的积分时间推荐值 10~50 s。

5)对于不同的参数引入微分时间会造成不同的影响,控制压力阀位能够正常运行,控制液位阀位会出现阀位异常跳动,不推荐液位控制引入微分,只使用比例积分即可完成控制目标。针对压力阀位控制提出微分时间推荐值 1~35 s。

### 参考文献

- [1] 谢彬,曾恒一.我国海洋深水油气田开发工程技术研究进展[J].中国海上油气,2021,33(01):166-176.[XIE B,ZENG H Y. Research progress of my country's marine deepwater oil and gas field development engineering technology[J]. China Offshore Oil & Gas, 2021, 33(01): 166-176.]
- [2] 程纠.海洋平台油气水分离器设计与分析[D].西南石油大学,2014.[CHENG J. Design and analysis of oil-Gas-Water separator on offshore platform[D]. Southwest Petroleum University, 2014.]
- [3] 孙立强,王迪,朱红波,等.三相分离器设计及CFD模拟研究进展[J].石油化工设备技术,2017,38(04):6-12+5.[SUN L Q,WANG D,ZHU H B, et al. Three-Phase separator design and CFD simulation research progress[J]. Petrochemical Equipment Technology, 2017, 38(04): 6-12+5.]
- [4] 马耀键,丛立新.油气水三相分离器研究现状与发展趋势[J].化工机械,2019,46(05):495-500+552.[MA Y J, CONG L X. The research status and development trend of oil-Gas-Water three-Phase separator[J]. Chemical Machinery, 2019, 46(05): 495-500+552.]
- [5] HAEKAL M. Control-Oriented modeling and simulation of a three-Phase gravity separator and its level loop process dynamics identification. [D]. The Petroleum Institute (United Arab Emirates). 2014.
- [6] 王丽娟.智能PID控制系统在原油脱水处理工艺中的应用[J].石油规划设计,2006(03):37-39.[WANG L J.The application of intelligent PID control system in crude oil dehydration treatment process[J]. Petroleum Planning and Design, 2006(03): 37-39.]
- [7] MUHAMMAD S. A computational simulation study for techno-economic analysis of different techniques for natural gas dehydration[D]. Beijing University of Technology, 2020.
- [8] SAYDA A F, TAYLOR J H. Modeling and control of three-Phase gravity separators in Oil production facilities[C]// American Control Conference, 2007. ACC '07. IEEE, 2007.
- [9] 李明道.采油厂中油气及油水分离相关技术研究[D].浙江大学,2014.[LI M D. Research on related technologies of oil-Gas and oil-Water separation in oil production plants[D]. Zhejiang University, 2014.]
- [10] 任相军,王振波,金有海.气液分离技术设备进展[J].过滤与分离,2008(03):43-47.[REN X J,WANG Z B,JIN Y H.Progress in gas-liquid separation technology and equipment[J]. Filtration and Separation, 2008(03): 43-47.]
- [11] WU X C, WANG X, ZHOU Y G. Experimental study and numerical simulation of the characteristics of a percussive gas-Solid separator[J]. Particuology. 2018.
- [12] KHAROUA N, KHEZZAR L, SAADAWI H. CFD modelling of a horizontal three-Phase separator: A population balance approach[J]. American Journal of Fluid Dynamics, 2013.
- [13] Flow equations for sizing control valves[S]. ANSI / ISA S75. 01. 01-2002.
- [14] SHA Z H, JITESH H. Towards the design of complex evolving networks with high robustness and resilience[J]. Procedia Computer Science. 2013.
- [15] Fisher调节阀案例分析[J].通用机械,2014(01):24.[Case study of fisher control valve[J]. General Machinery, 2014(01): 24.]
- [16] 周良胜,颜筱函,周晓红,等.基于PID控制的深水双管系统运行效果分析[J].中国海上油气,2020,32(03):170-174.[ZHOU L S,YAN X H,ZHOU X H, et al. Analysis of the operation effect of deepwater dual-pipe system based on PID control[J].China Offshore Oil & Gas, 2020, 32(03): 170-174.]

- [17] 何芝强. PID控制器参数整定方法及其应用研究[D]. 浙江大学, 2005. [HE Z Q. PID controller parameter tuning method and its application research[D]. Zhejiang University, 2005.]
- [18] BACKI C J, GRIMES B A, SKOGESTAD S. A Control- And estimation-Oriented gravity separator model for oil and gas applications based upon first-Principles[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2018: acs. iecr. 7b04297.
- [19] Statistical control of the process applied to the monitoring of the water quality index[J]. Engenharia Agrícola, 2018, 38(6).
- [20] Monitoring and control of the multihead weighing process through a modified control chart[J]. Dyna, 2017, 84(200).
- [21] 王耀辉, 强天伟. PID控制原理简析[J]. 洁净与空调技术, 2013, {4}(03): 79-82. [WANG Y H, QIANG T W. A brief analysis of PID control principle[J]. Clean and Air Conditioning Technology, 2013, {4}(03): 79-82.]
- [22] 魏亭, 杨盛泉, 刘海泉. 油田输油泵机械装置智能专家PID控制系统的设计[J]. 科技创新与应用, 2021, 11(20): 98-100. [WEI T, YANG S Q, LIU H Q. Design of intelligent expert PID control system for oil pump mechanical device in oil field[J]. Science and Technology Innovation and Application, 2021, 11(20): 98-100.]
- [23] 王昕, 侯磊, 程振华, 等. 段塞流下CO<sub>2</sub>驱采出流体分离器设计与模拟研究[J]. 石油机械, 2020, 48(12): 109-116. [WANG X, HOU L, CHENG ZH, SUN BY, et al. Design and simulation study of CO<sub>2</sub> flooding production fluid separator under slug flow[J]. Petroleum Machinery, 2020, 48(12): 109-116.]

(编辑 马桂霞)