



# (12)实用新型专利

(10)授权公告号 CN 207775152 U

(45)授权公告日 2018.08.28

(21)申请号 201721682781.2

C10L 3/10(2006.01)

(22)申请日 2017.12.06

B01D 19/00(2006.01)

(66)本国优先权数据

B01D 17/028(2006.01)

201611106703.8 2016.12.06 CN

(ESM)同样的发明创造已同日申请发明专利

(73)专利权人 中国石油天然气股份有限公司

地址 100007 北京市东城区东直门北大街9号

专利权人 大庆油田有限责任公司  
大庆油田工程有限公司

(72)发明人 宋承毅 赵超 仝福香

(74)专利代理机构 北京尚诚知识产权代理有限公司 11322

代理人 鲁兵 郭凡

(51)Int.Cl.

C10G 33/06(2006.01)

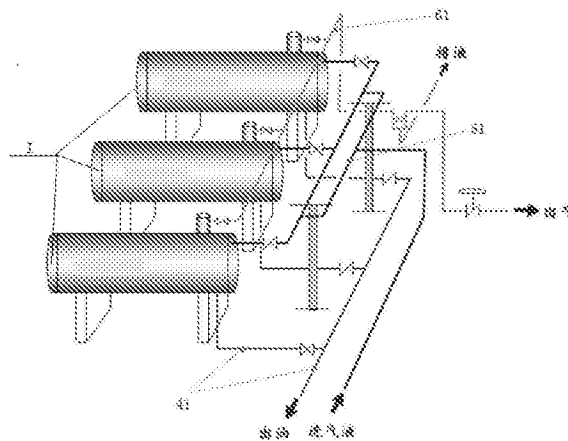
权利要求书2页 说明书14页 附图3页

## (54)实用新型名称

工艺自控管路系统及多相介质分离脱水系统

## (57)摘要

本实用新型公开了工艺自控管路系统及多相介质分离脱水系统,包括进液管路、气相管路、油相管路和水相管路,所述进液管路为可使并联的分离脱水设备进口介质均衡入流的油气水多相介质等份流量分配的管路结构体。本实用新型工艺自控管路系统可使各台并联三相分离器的进口油气水比率及流量、气相压力达到均衡一致;各台并联三相分离器运行平稳。本实用新型的分离脱水设备处理三元复合驱特高含水油气水混合物后,出油含水率不超过10%、出水含油量不超过1000mg/L,处理能力和效率比常规三相分离器提高1倍左右,处理效果远好于常规三相分离器,单位处理液量的设备造价降低30-70%,无泥沙淤积,可长期高效使用。



1. 一种工艺自控管路系统,包括与分离脱水设备进口连通的进液管路和与分离脱水设备出口连通的气相管路、油相管路和水相管路,其特征在于,所述进液管路为可使并联的分离脱水设备进口介质均衡入流的的管路结构体以达到油气水多相介质等份流量分配;

所述管路结构体采用高架敷设,其所包含的各个分支管路和与分离脱水设备进口等标高连接;所述气相管路上设有一个压力表。

2. 根据权利要求1所述工艺自控管路系统,其特征在于,包括水平设置的分流主管(34),在分流主管(34)长度方向依次设置与分流主管(34)在同一平面且与其垂直相连的左进气液分流管(32)和右进气液分流管(33),左进气液分流管(32)和右进气液分流管(33)之间用一根与分流主管(34)平行的水平管连接,在该水平管长度方向的中间位置设置并联设备群组入口汇管(31);在分流主管(34)长度方向的两端部分别设有左侧分流支管(35)和右侧分流支管(36);分流主管(34)的中部设有中间分流支管(37);左侧分流支管(35)距左进气液分流管(32)的距离是中间分流支管(37)距左进气液分流管(32)的距离的1/2;右侧分流支管(36)距右进气液分流管(33)的距离是中间分流支管(37)距右进气液分流管(33)的距离的1/2。

3. 根据权利要求2所述工艺自控管路系统,其特征在于,所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)在分流主管(34)上的间隔相等;

所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)互相平行并处于同一平面,且均与分流主管(34)垂直;

所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)设置在分流主管(34)的正下方,分别通过三个泄液管(38)与分流主管(34)连通;

所述泄液管(38)为一直管,既与分流主管(34)垂直,又与左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)垂直;

所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)设置在分流主管(34)的下部,分别通过三个连通管(39)与分流主管(34)连通;

所述连通管(39)为一弯管;所述连通管(39)、泄液管(38)与所连通的左侧分流支管(35)、或中间分流支管(37)或右侧分流支管(36)处于同一个平面;所述连通管(39)、泄液管(38)与所连通的左侧分流支管(35)或中间分流支管(37)或右侧分流支管(36)所在的平面垂直于分流主管(34)、左进气液分流管(32)、右进气液分流管(33)和并联设备群组入口汇管(31)所在的平面。

4. 一种多相介质分离脱水系统,包括若干并联的分离脱水设备,其特征在于,还包括权利要求1-3任一所述工艺自控管路系统。

5. 根据权利要求4所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,包括了用于气液分离和油水分离的预分离管(2)和分离脱水容器(1)两部分,分离脱水容器(1)的上部为对来自预分离管(2)和从油水分离室(3)上部液面逸出的湿天然气进行沉降除液处理的气相空间(19),分离脱水容器(1)的下部由油溢流堰板(4)分隔成将来自预分离管的油相和水相进行油中脱水、水中除油分离处理的油水分离室(3),以及暂存和缓冲由油水分离室(3)上部经过油溢流堰板(4)溢流来的低含水原油的油室(5),在油水分离室(3)中设置大倾角对开式翼形板体(14)。

6. 根据权利要求5所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,所述预分离管(2)水平设

置,位于分离脱水容器(1)的上部,前端为气液进口(15)用以接收来自油井群的油气水混合物;所述预分离管(2)内末端的底部立设有水溢流堰板(12),水溢流堰板(12)顶部与预分离管内顶部之间留有间隙,水溢流堰板(12)前端设有折流板(11);

所述折流板(11)设于预分离管(2)内的顶部,折流板(11)底部与预分离管(2)内底部之间留有间隙,折流板(11)顶部与预分离管内顶部之间也留有间隙,水溢流堰板(12)和折流板(11)在竖直方向上的投影重叠;

所述预分离管(2)靠近顶部位置设有通向分离脱水容器(1)的将来自预分离管(2)的湿天然气输入气相空间(19)的导气管(7);导气管(7)与折流板(11)之间的预分离管(2)底部设有通向分离脱水容器(1)的将来自预分离管(2)的含水原油输入油水分离室(3)的导油管(8);水溢流堰板(12)后方的预分离管(2)底部设有将来自预分离管(2)的含油污水排入油水分离室(3)的导水管(10);折流板(11)与水溢流堰板(12)之间的预分离管(2)底部设有将来自预分离管(2)底部的泥砂排入油水分离室(3)的导泥管(9),导泥管(9)在预分离管(2)外部与导水管(10)连通。

7.根据权利要求6所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,所述分离脱水容器(1)置于预分离管(2)下方,水平放置;

所述导水管(10)和导油管(8)均与分离脱水容器(1)的前端连接;导水管(10)出口伸入分离脱水容器(1)中部,导油管(8)出口伸入分离脱水容器(1)上部,导水管(10)出口深度深于导油管(8)出口的深度;导气管(7)从预分离管(2)的顶端延伸到分离脱水容器(1)的顶部。

8.根据权利要求5-7任一所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,所述油溢流堰板(4)旁的底部设有将分离的水相排出的水出口(17);油室(5)底部设有将油相排出的油出口(18);所述油室(5)的顶部与一捕雾包(6)连接,捕雾包(6)的侧面设有将分离的气相排出的气出口(16)。

9.根据权利要求8所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,所述油水分离室(3)内沿长度方向间隔设置有N组大倾角对开式翼形板体(14),其上部高度与油溢流堰板(4)的顶部边缘平齐,大倾角对开式翼形板体(14)末端与油溢流堰板(4)的间隔、前端与分离脱水容器(1)的间隔以及大倾角对开式翼形板体(14)之间的间隔将油水分离室(3)分成N+1个清泥操作空间(20),N为正整数。

10.根据权利要求9所述多相介质分离脱水系统,其特征在于,所述大倾角对开式翼形板体(14)由多层两翼对开式翼形板(13)以一定间距上、下平行叠设而成,每一个两翼对开式翼形板(13)是由两个单侧板组成的一个横截面近似“V”形、下部开口的板子,每个单侧板是由翼尾折板(81)、侧翼板(82)和导泥板(83)以一定角度连接构成有三个板面的折面板,侧翼板与水平面的夹角为 $25-45^{\circ}$ ;

多层所述两翼对开式翼形板(13)叠设成组合体,位于下层的翼尾折板向上延伸的尾端超过位于上层的翼尾折板的折弯点,并与该折弯点保持一定间隙;位于上层的导泥板向下延伸的尾端超过下层导泥板的折弯点,并与该折弯点保持一定间隙。

## 工艺自控管路系统及多相介质分离脱水系统

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及油田地面工程油气水分离处理技术领域,特别是涉及一种分离脱水设备的工艺自控管路系统、使用了该工艺自控管路系统的多相介质分离脱水系统。

### 背景技术

[0002] 油田上油井群产出的液相为特高含水原油的气液混合物,即油气水泥砂多相介质混合物。目前,该油气水混合物的分离脱水处理设备站场普遍采用运行的分离脱水设备并联、被处理介质顺序进入运行的分离脱水设备的方式,三相分离器分离脱水设备的气相压力单独控制、各台三相分离器的油缓冲室之间设置连通管<sup>1</sup>调节液位平衡,被处理介质进入汇管、油相汇管、气相汇管、水相汇管采取低架敷设的工艺方式,如图1中的b幅所示。

[0003] 然而以上工艺方式主要存在以下问题:

[0004] (1) 被处理介质进入并联设备的方式不合理

[0005] 对于并联运行的三相分离器,采取被处理介质顺序进入并联设备的方式,导致被处理的油气水混合物中的轻相介质(天然气、原油)首先进入汇管起端的设备,重相介质(水、泥砂)后续进入汇管末端的设备,导致无法实现进入每台设备的油气水单相介质的比率和流量均衡一致,从而影响每台设备的平稳运行和最佳工作效率的发挥。

[0006] (2) 三相分离器分离脱水设备气相压力单独控制的方式不合理

[0007] 由于被处理介质以顺序进液方式进入并联设备,导致各台设备进入的油气水比率和流量不一致,各台设备的进气量和进液量不一致,造成设备间的气相压力和液位不一致。在这样的工况下,就不得不采用对各台设备单独设置气相压力控制系统的措施,增加了设备之间的相互干扰、工艺自控流程的复杂性以及工程投资、自动化设备的维护费用。

[0008] (3) 各台三相分离器的油缓冲室之间设置连通管调节液位平衡弊端多

[0009] 由于各台三相分离器之间气相压力的不一致以及油缓冲室出油管道倒U形管的结构形式,导致各台设备的油缓冲室的液位变化大,为了均衡液位,不得不采取在各台设备的油缓冲室之间加连通管的措施。但是这一措施存在两个弊端,一是当各台设备的油缓冲室液位处于平衡状态时,连通管中的液体将停止流动,有发生原油凝堵管线的可能;二是当各台设备之间的压力差别较大时,高压设备中油缓冲室的液体将大量流入低压设备的油缓冲室,加大液位差,甚至导致排空或溢满。

[0010] (4) 进出设备的介质汇管低架敷设不合理

[0011] 由于油田常用的三相分离器直径大,被处理介质进入汇管、油相汇管、气相汇管、水相汇管须采取低架敷设方式,尤其在寒冷地区采用室内敷设方式,导致汇管距离设备的距离长,增大了从汇管到设备之间入流支线管路的长度以及拐弯敷设的次数,增加了管线的压降、振动和油气水介质的混合、乳化,为分离增加了难度。

### 实用新型内容

[0012] 本实用新型的目的是针对现有技术中存在的技术缺陷,第一方面,提供一种运行

平稳高效、工艺简省的用于分离脱水设备的工艺自控管路系统,包括与分离脱水设备进口连通的进液管路和与分离脱水设备出口连通的气相管路、油相管路和水相管路,所述进液管路为可使并联的分离脱水设备进口介质均衡入流的的管路结构体以达到油气水多相介质等份流量分配;

[0013] 所述管路结构体采用高架敷设,其所包含的各个分支管路与分离脱水设备进口等标高连接;所述气相管路上设有一个压力表。

[0014] 包括水平设置的分流主管(34),在分流主管(34)长度方向依次设置与分流主管(34)在同一平面且与其垂直相连的左进气液分流管(32)和右进气液分流管(33),左进气液分流管(32)和右进气液分流管(33)之间用一根与分流主管(34)平行的水平管连接,在该水平管长度方向的中间位置设置并联设备群组入口汇管(31);在分流主管(34)长度方向的两端部分别设有左侧分流支管(35)和右侧分流支管(36);分流主管(34)的中部设有中间分流支管(37);左侧分流支管(35)距左进气液分流管(32)的距离是中间分流支管(37)距左进气液分流管(32)的距离的1/2;右侧分流支管(36)距右进气液分流管(33)的距离是中间分流支管(37)距右进气液分流管(33)的距离的1/2。

[0015] 所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)在分流主管(34)上的间隔相等;

[0016] 所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)互相平行并处于同一平面,且均与分流主管(34)垂直;

[0017] 所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)设置在分流主管(34)的正下方,分别通过三个泄液管(38)与分流主管(34)连通;

[0018] 所述泄液管(38)为一直管,既与分流主管(34)垂直,又与左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)垂直;

[0019] 所述左侧分流支管(35)、中间分流支管(37)和右侧分流支管(36)设置在分流主管(34)的下部,分别通过三个连通管(39)与分流主管(34)连通;

[0020] 所述连通管(39)为一弯管;所述连通管(39)、泄液管(38)与所连通的左侧分流支管(35)、或中间分流支管(37)或右侧分流支管(36)处于同一个平面;所述连通管(39)、泄液管(38)与所连通的左侧分流支管(35)或中间分流支管(37)或右侧分流支管(36)所在的平面垂直于分流主管(34)、左进气液分流管(32)、右进气液分流管(33)和并联设备群组入口汇管(31)所在的平面。

[0021] 第二方面,本实用新型提供一种多相介质分离脱水系统,包括若干并联的分离脱水设备,还包括上述用于分离脱水设备的工艺自控管路系统。

[0022] 包括了用于气液分离和油水分离的预分离管(2)和分离脱水容器(1)两部分,分离脱水容器(1)的上部为对来自预分离管(2)和从油水分离室(3)上部液面逸出的湿天然气进行沉降除液处理的气相空间(19),分离脱水容器(1)的下部由油溢流堰板(4)分隔成将来自预分离管的油相和水相进行油中脱水、水中除油分离处理的油水分离室(3),以及暂存和缓冲由油水分离室(3)上部经过油溢流堰板(4)溢流来的低含水原油的油室(5),在油水分离室(3)中设置大倾角对开式翼形板体(14)。

[0023] 所述预分离管(2)水平设置,位于分离脱水容器(1)的上部,前端为气液进口(15)用以接收来自油井群的油气水混合物;所述预分离管(2)内末端的底部立设有水溢流堰板

(12),水溢流堰板(12)顶部与预分离管内顶部之间留有间隙,水溢流堰板(12)前端设有折流板(11);

[0024] 所述折流板(11)设于预分离管(2)内的顶部,折流板(11)底部与预分离管(2)内底部之间留有间隙,折流板(11)顶部与预分离管内顶部之间也留有间隙,水溢流堰板(12)和折流板(11)在竖直方向上的投影重叠;

[0025] 所述预分离管(2)靠近顶部位置设有通向分离脱水容器(1)的将来自预分离管(2)的湿天然气输入气相空间(19)的导气管(7);导气管(7)与折流板(11)之间的预分离管(2)底部设有通向分离脱水容器(1)的将来自预分离管(2)的含水原油输入油水分离室(3)的导油管(8);水溢流堰板(12)后方的预分离管(2)底部设有将来自预分离管(2)的含油污水排入油水分离室(3)的导水管(10);折流板(11)与水溢流堰板(12)之间的预分离管(2)底部设有将来自预分离管(2)底部的泥砂排入油水分离室(3)的导泥管(9),导泥管(9)在预分离管(2)外部与导水管(10)连通。

[0026] 所述分离脱水容器(1)置于预分离管(2)下方,水平放置;

[0027] 所述导水管(10)和导油管(8)均与分离脱水容器(1)的前端连接;导水管(10)出口伸入分离脱水容器(1)中部,导油管(8)出口伸入分离脱水容器(1)上部,导水管(10)出口深度深于导油管(8)出口的深度;导气管(7)从预分离管(2)的顶端延伸到分离脱水容器(1)的顶部。

[0028] 所述油溢流堰板(4)旁的底部设有将分离的水相排出的水出口(17);油室(5)底部设有将油相排出的油出口(18);所述油室(5)的顶部与一捕雾包(6)连接,捕雾包(6)的侧面设有将分离的气相排出的气出口(16)。

[0029] 所述油水分离室(3)内沿长度方向间隔设置有N组大倾角对开式翼形板体(14),其上部高度与油溢流堰板(4)的顶部边缘平齐,大倾角对开式翼形板体(14)末端与油溢流堰板(4)的间隔、前端与分离脱水容器(1)的间隔以及大倾角对开式翼形板体(14)之间的间隔将油水分离室(3)分成N+1个清泥操作空间(20),N为正整数。

[0030] 所述大倾角对开式翼形板体(14)由多层两翼对开式翼形板(13)以一定间距上、下平行叠设而成,每一个两翼对开式翼形板(13)是由两个单侧板组成的一个横截面近似“V”形、下部开口的板子,每个单侧板是由翼尾折板(81)、侧翼板(82)和导泥板(83)以一定角度连接构成有三个板面的折面板,侧翼板与水平面的夹角为 $25-45^{\circ}$ ;

[0031] 多层所述两翼对开式翼形板(13)叠设成组合体,位于下层的翼尾折板向上延伸的尾端超过位于上层的翼尾折板的折弯点,并与该折弯点保持一定间隙;位于上层的导泥板向下延伸的尾端超过下层导泥板的折弯点,并与该折弯点保持一定间隙。与现有技术相比,本实用新型的有益效果是:

[0032] 本实用新型根据目前分离脱水设备站场工艺自控管路系统存在的问题,构建一套适合油气水分离脱水设备工况特点的简省工艺自控管路系统,实现系统平稳高效运行,降低系统工程投资和维护费用。

[0033] 在一座油田处理站安装了一套本实用新型的工艺自控管路系统和三台多相介质分离脱水系统,取得了如下效果:(1)各台并联三相分离器的进口油气水比率及流量达到均衡一致。(2)各台并联三相分离器的气相压力达到均衡一致。(3)各台并联三相分离器油缓冲室的液位最大差值不超过最大液位高度的13%。(4)各台并联三相分离器运行平稳,操作

管理便捷。

[0034] 本实用新型的工艺自控管路系统通过给分离设备入口管路建立气液分层流动型态,并构建有利于油气水多相介质分离的管路安装布置结构——油气水三相介质等份流量分配的管路结构体,使油气水多相介质实现多管路等份流量分配(尤其是奇数管路,最常用的是三支管路),确保进入并联运行的每台分离设备的油气水单相流量接近一致,并使入口管路系统的分离能力得到充分利用,分离设备与管路系统对多相介质的整体分离能力均得到明显提高。采用本实用新型的油气水多相介质等份流量分配的管路结构体,即在三台并联运行的三相分离器中安装一套适于油气水多相介质等份流量分配的管路结构体,使各管路均衡入流,能够实现进入每台三相分离设备中的气、油、水组分相等及各单相流量均等的良好效果,从而提高分离设备群组的运行均衡平稳度和整体效能。

[0035] 本实用新型的三相分离装置针对特高含水原油的气液混合物中水相含量高的特点,以从水相中脱除油分为分离理念,研发出即可加快油水分离、又可防止泥砂淤塞的高效、低造价的卧式三相分离装置,有效克服了现行聚结填料等分离构件造价高、易被泥砂堵塞、长期运行效率低、维修更换操作困难且费用高的问题。

[0036] 采用本实用新型的翼形板卧式三相分离装置,可取得如下效果:

[0037] (1) 在与常规三相分离器同样处理液量的条件下,含水90-95%的三元复合驱特高含水原油的气液混合物经该本实用新型的翼形板卧式三相分离装置处理后,出油含水率不超过10%、出水含油量不超过1000mg/L,处理能力和效率比常规卧式三相分离器提高1倍左右,处理效果远好于常规卧式三相分离器。

[0038] (2) 本实用新型的翼形板卧式三相分离装置比同样规格的常规卧式三相分离器的造价可降低30%以上、单位处理液量造价降低60%以上。

[0039] (3) 本实用新型的翼形板卧式三相分离装置中的翼形板体无泥沙淤积,可长期高效使用。

[0040] (4) 与公开号为CN 103752042A的专利申请中的紧凑型斜式三相分离装置比较可知,本实用新型的效果为:

[0041] 1) 本实用新型的翼形板卧式三相分离装置内部设置的翼形板的板面倾角由原来的 10-15°增加到了25-45°,增加了板面上泥砂的滑脱动力,提高了板面的自清理防淤积能力,使泥砂在板面上的存留量趋近于0。

[0042] 2) 紧凑型斜式三相分离装置的尺寸规格为 $\Phi 2.2 \times 16\text{m}$ ,最大处理液量为8000t/d左右。本实用新型的翼形板卧式三相分离装置规格可为 $\Phi 4 \times 20\text{m}$ ,内部可设置两组大倾角对开式翼形板体,比紧凑型斜式三相分离装置可多设置1组;本实用新型的翼形板卧式三相分离装置中多层翼形板体的层间距缩小了30-40%,浅池密度增加了30%,总体浅池容量大幅度增加,对聚合物驱采出液的最大处理液量由8000t/d提高到了 17000t/d以上,提高了1倍多。

[0043] 3) 与紧凑型斜式三相分离装置相比,由于本实用新型的翼形板卧式三相分离装置处理液量成倍提高,大幅度降低了单位处理液量的设备制造成本,本实用新型的翼形板卧式三相分离装置比常规卧式三相分离器的每吨介质处理造价降低了67.9%,比紧凑型斜式三相分离装置的每吨介质处理造价降低了35.9%;减少了运行设备的布设数量和50%的占地面积,大幅度降低了油气水分离处理站场核心设备的投资。

[0044] 因此,在达到出油含水率 $\leq 10\%$ 、出水含油量 $\leq 1000\text{mg/L}$ 的同样处理指标等级前提下,相比现有设备本实用新型取得了大幅度提高处理液量、大幅度降低单位处理液量造价的惊人效果。

### 附图说明

[0045] 图1所示为本实用新型工艺自控管路系统和现行控制系统的对比流程图;

[0046] 图2所示为本实用新型工艺自控管路系统的布设原理图;

[0047] 图3所示为本实用新型油气水多相介质等份流量分配的管路结构体的立体图;

[0048] 图4所示为本实用新型翼形板卧式三相分离装置的结构及进行的油田产出液油气水分离的工作原理图;

[0049] 图5所示为翼形板卧式三相分离装置中大斜角板面对开式翼形板的结构纵剖面图。

### 具体实施方式

[0050] 本实用新型提供的用于分离脱水设备(如三相分离器)的工艺自控管路系统的设计初衷和工作原理如图2所示:

[0051] (1) 采用并联设备进口介质均衡分配入流方式

[0052] 采用三支管路、四支管路等份流量均衡分配入流技术,使以3台、4台为常用设置数量并联运行的分离脱水设备实现被处理油气水多相介质均衡入流,各并联设备进口的油气水比率和流量均达到一致。

[0053] (2) 采用三相分离器等分离脱水设备气相汇管单点压力控制方式

[0054] 在并联运行的分离脱水设备的气相汇管上设置压力控制系统,达到由汇管单点压力来调控各台设备压力的目的,从而将一台设备设一套压力控制系统改为一套工艺自控管路系统控制多台设备。

[0055] (3) 采用底流式低压降出油管道结构形式

[0056] 将油缓冲室出油管道从油缓冲室内部的底部向上敷设而后伸出罐外、再向下附着的倒U形管结构,改为从油缓冲室底部罐外直接接出出油管道(即油相管路41)的低架敷设方式,并增大各单罐出油管道和汇管的直径,降低其流速和压降,实现其液位平衡,取消各设备油缓冲室之间的连通管。

[0057] (4) 采取进口介质入流管道和出气管道高架敷设方式

[0058] 1) 提高分离脱水设备进口入流管道51的敷设标高,使之与设备进口管道的标高一致,使二者之间无弯头连接,以减少由原来设备进口入流管道敷设标高低于设备进口管道,导致被处理介质经过多个弯头和竖直向上流动进入设备引起的油气水湍流混合乳化严重的问题。

[0059] 2) 提高分离脱水设备气出口管道(即气相管路61)的敷设标高,使之与设备气出口管道的标高一致或略低于设备气出口管道的标高,大幅度缩短气相汇管与设备气出口之间的距离,同时,适当加大气相汇管的直径,降低流动压降,减少各设备之间的压差。

[0060] 以下结合具体实施例,更具体地说明本实用新型的内容,并对本实用新型作进一步阐述,但这些实施例绝非对本实用新型进行限制。



[0061] 如图1中的a幅所示,本实用新型提供的多相介质分离脱水系统,包括若干并联的分离脱水设备I、和用于分离脱水设备的工艺自控管路系统两部分。

[0062] 第一部分:工艺自控管路系统

[0063] 工艺自控管路系统包括油气水多相介质等份流量分配的管路结构体、气相管路、油相管路和水相管路(水相管路图中未示出)。以并联三个分离脱水设备I,且分离脱水设备是三相分离器为例。

[0064] 气相管路61用来将三相分离器中分离出的气相引出,包括气相支路和气相汇管;气相支路有三条,分别与三个三相分离器的气相出口相连,三条气相支路最终汇总至气相汇管中,气相汇管上设一压力表和一自动调节阀。

[0065] 油相管路41用来将三相分离器中分离出的低含水油相引出,包括油相支路和油相汇管;油相支路有三条,分别与三个三相分离器的油相出口相连,三条油相支路最终汇总至油相汇管中,油相汇管上设一泵;三相分离器之间不用设置连通管将其连通。

[0066] 水相管路用来将三相分离器中分离出的污水水相引出,包括水相支路和水相汇管;水相支路有三条,分别与三个三相分离器的水相出口相连,三条水相支路最终汇总至水相汇管中,各水相支路上分别设一自动调节阀。

[0067] 油气水多相介质等份流量分配的管路结构体(对于3分支、5分支等奇数分支管路,做到等份流量分配的难度很大,3分支等份流量管路可扩展成6分支等份流量管路。)与三相分离器的气液进口相连,用于将油气水混合物通入三相分离器进行分离。

[0068] 如图3所示,该油气水多相介质等份流量分配的管路结构体包括水平设置的分流主管34,在分流主管34上设置左进气液分流管32和右进气液分流管33,左进气液分流管32和右进气液分流管33沿分流主管34的长度方向依次设置,并与分流主管34垂直且在同一平面上。左进气液分流管32和右进气液分流管33之间用一根水平管连接,该水平管与分流主管34平行,在该水平管长度方向的中间位置设置设备群组入口汇管31。在分流主管34下方设有三个分流支管,三根分流支管沿分流主管34的长度方向依次分布,依次为左侧分流支管35、中间分流支管37、右侧分流支管36。左侧分流支管35、中间分流支管37和右侧分流支管36之间的间隔相同,均与分流主管34垂直,且三个分流支管处于同一平面。分流主管34正下方设有三个泄液管38,泄液管38为一段直管,将分流主管34分别与左侧分支管35、右侧分支管36和中间分流支管37连通,泄液管38既与分流主管34垂直,又与三个分流支管垂直。分流主管34上还设有三个连通管39,连通管39为以一段弯管,将分流主管34与三个分流支管分别连通,连通管39与泄液管38和所连通的对应的分流支管在一个平面上,该平面与分流主管34、进气液分流管所在的平面垂直。

[0069] 右侧分流支管36和左侧分流支管35分别设在分流主管34的左、右两端,中间分流支管37设在分流主管34总长度的1/2位置,即在分流主管34上以右侧分流支管36和左侧分流支管35为两个端点,中间分流支管37位于两端点之间的中点位置。左侧分流支管35、中间分流支管37和右侧分流支管36均与分流主管34垂直,与右进气液分流管33、左进气液分流管32平行;中间分流支管37分别与左外分流支管35和右侧分流支管36在分流主管34长度方向上等间距(间距长度为3L)。右进气液分流管33在分流主管34长度方向上距右侧分流支管36的间距为右侧分流支管36与中间分流支管37之间间距的1/3(即L);左进气液分流管32在分流主管34长度方向上距左侧分流支管35的间距为左侧分流支管35与中间分流支管37

之间间距的1/3(即 L)。

[0070] 其中：

[0071] 设备群组入口汇管31用来接收来自油井群的油气水混合物；

[0072] 右进气液分流管33、左进气液分流管32将来自油井群的油气水混合物的流量分为两个等份；

[0073] 分流主管34在管道中建立油气水混合物的分层流动型态；

[0074] 右侧分流支管36、左侧分流支管35将经分流主管34分流后的油气水介质分别输入位于外侧位置的两台三相分离装置；

[0075] 中间分流支管37将经分流主管34分流后油气水介质输入位于中间位置的一台三相分离装置；

[0076] 泄液管38将分流主管34底部的部分液体导入分流支管中，以避免分流主管4因滞留液体、淤积泥砂而导致缩减液相(油水)介质的流通面积；

[0077] 连通管39限定分流主管34中的液面并将气液介质导入分流支管中。

[0078] 等管路摩阻流量分配原理：

$$[0079] \quad h = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{d^m} L$$

[0080] 式中：

[0081] h—管路摩阻； $\beta$ —摩阻系数；Q—介质流量；m—流态系数；v—介质粘度；d—管道直径；L—管道长度

[0082] 在层流态下： $\beta=4.15, m=1$ ，得到

$$[0083] \quad h = 4.15 \frac{Qv}{D^4} L$$

[0084] 可知：

[0085] 分流主管34被分成了4个管段，左侧分流支管35与左进气液分流管32之间的分流主管为管段1，右侧分流支管36与右进气液分流管33之间的分流主管为管段4，左进气液分流管32与中间分流支管37之间的分流主管为管段2，右进气液分流管33与中间分流支管37之间的分流主管为管段3，其中，管段1=管段4=L，管段2=管段3=2L；

[0086] 令，这4个管段的摩阻相等， $h_1=h_2=h_3=h_4=h$ ；

[0087] 因，分流主管34中4个管段的管径不变，为D，介质的粘度不变，为v；

[0088] 故，上式中，h,D,v均为常数，带入上式后，该式变为介质流量Q与管道长度 L的线性函数关系式。

[0089] 所以有，对于管段1、管段4，其介质流量为：

$$[0090] \quad \frac{1}{3} Q = \frac{hD^4}{4.15vL}$$

[0091] 对于管段2、管段3，其介质流量为：

$$[0092] \quad \frac{1}{6} Q = \frac{hD^4}{4.15v(2L)}$$

[0093] 左侧分流支管35的介质流量=右侧分流支管36的介质流量=1/3Q

[0094] 中间分流支管37的介质流量=1/6Q+1/6Q=1/3Q

[0095] 因此:

[0096] 左侧分流支管35的介质流量=右侧分流支管36的介质流量=中间分流支管37的介质流量=1/3Q。

[0097] 利用上述油气水多相介质等份流量分配的管路结构体,提供一种油气水多相介质三支奇数管路等份流量分配入流方法,包括以下步骤:

[0098] (1)、来自油井群的油气水混合物(油气水各单相总流量为Q)经设备群组入口汇管1进入右气液分流管3和左气液分流管2,并将油气水混合物分成两个等份流量进入分流主管4;

[0099] (2)、在分流主管4中建立油气水分层流动型态,而后以等摩阻原理在分流主管4不同管道长度节点处分支管路分配流量,实现向右侧分流支管6和左侧分流支管5分别分配1/3Q,以2个对向流向中间分流支管7分配2个1/6Q,即1/3Q。从而实现对来自设备群组入口汇管1油气水混合物中各单相总流量的三等份流量均衡分配;

[0100] (3)、由分流主管4输入右侧分流支管6、左侧分流支管5和中间分流支管7中的大部分介质在连通管9的均等限定液位下溢流导入,分流主管4管道截面下半部的液体,由以远小于连通管9流通量的泄液管8导入,从而避免分流主管4因滞留液体、淤积泥砂导致缩减液相(油水)介质的流通面积,保证该管路畅通无阻、长期稳定运行。

[0101] 第二部分:分离脱水设备

[0102] 本实用新型的分离脱水设备为翼形板卧式三相分离装置,如图4所示,包括用于油气水预分离的预分离管2和分离脱水容器1两部分。

[0103] 预分离管2对进入其中的气液混合物进行分层流动型态整流、初步进行气液分离和油水分离。

[0104] 分离脱水容器1对来自预分离管的油相、水相、气相进行油水分离、气液分离处理,通过油溢流堰板4将分离脱水容器1分隔为油水分离室3和油室5,并建立气相空间19、捕雾包6等处理单元。

[0105] 预分离管2和分离脱水容器1之间通过导气管7、导油管8、导泥管9、导水管10将预处理的物质导入分离脱水容器1,进行进一步地分离处理,其中:

[0106] 油水分离室3对来自对来自预分离管的油相和水相进行油中脱水、水中出油分离处理;

[0107] 油溢流堰板4将分离脱水容器1分割成分离脱水容器3、油室5;

[0108] 油室5暂存和缓冲由油水分离室3上部经过油溢流堰板4溢流来的低含水原油;

[0109] 捕雾包6对从气相空间19来的湿天然气进行液滴捕集去除;

[0110] 导气管7将来自预分离管2的湿天然气输入气相空间19;

[0111] 导油管8将来自预分离管2的含水原油输入油水分离室3;

[0112] 导泥管9将来自预分离管2底部的泥砂排入油水分离室3;

[0113] 导水管10将来自预分离管2的含油污水排入油水分离室3。

[0114] 具体的,预分离管2用于气液分离和油水分离,水平设置,位于分离脱水容器1的上部,前端为气液进口15(以介质流入方向为前端,介质流出方向为末端),用来接收来自油

井群的油气水混合物。水溢流堰板12设立于预分离管2的内底部,位于靠近预分离管2末端的位置,水溢流堰板12顶部与预分离管内顶部之间留有一定间隙。水溢流堰板12前端设有折流板11,折流板11设于预分离管2的内中上部,与预分离管2内顶部之间留有一定间隙,折流板11底部与预分离管2内底部之间留有一定间隙。水溢流堰板12和折流板11在竖直方向上的投影有重叠部分。折流板11阻挡预分离管2中的油相进入导水管中,并使预分离管2中的水相经折流板的下边缘向上折流漫过水溢流堰板12。水溢流堰板12使预分离管2下部的水相漫过该堰板,并与折流板11一起在预分离管2中建立油水界面。预分离管2中部设有通向分离脱水容器的导气管7;导气管7与折流板11之间的预分离管2的中部设有通向分离脱水容器的若干个导油管8;水溢流堰板12后方的预分离管2底部设有导水管10;在紧挨水溢流堰板12前方的(即折流板11与水溢流堰板12之间)预分离管2底部设有导泥管9,导泥管9在预分离管2外部与导水管10汇合。

[0115] 分离脱水容器1被油溢流堰板4分隔成油水分离室3和油室5,油水分离室3用于对来自预分离管2的油相和水相进行二次油水分离处理并脱除油水介质中的泥砂,油室5用于对来自油水分离室3的低含水原油进行暂存和外输缓冲。在油水分离室3中设置了两组高效油水分离构件——大倾角对开式翼形板体14,用于提高油水分离效率,以取代常规聚结填料。

[0116] 如图1中的b幅所示,大倾角对开式翼形板体14是由多层两翼对开式翼形板13以一定间距上、下平行叠设而成。两翼对开式翼形板13由两个单侧板组成,见图1中的a幅,每个单侧板由翼尾折板81、侧翼板82和导泥板83以一定角度依次连接构成一个有三个板面的折面板,将两个折面板以一定角度对称连接,就形成了横截面近似“V”形、但下部开口而不对接的两翼对开式翼形板13;侧翼板82与水平面的夹角为 $25-45^{\circ}$ 。

[0117] 将多层两翼对开式翼形板13叠设成大倾角对开式翼形板体14时,位于下层的两翼对开式翼形板13的翼尾折板81的长度需延伸到超过位于上层的翼尾折板81的折弯点处,并与该折弯点保持一定间隙;而位于上层的两翼对开式翼形板13的导泥板83则向下延伸到超过下层导泥板83的折弯点处,并与该折弯点保持一定间隙。这样设计的目的是,当含油气水采出液流过大倾角对开式翼形板体14时,既可以使密度较小的油相介质通过上、下层翼尾折板81的夹缝向上浮升,也可以使密度较大的水相和泥砂介质通过上层导泥板83,向下流动。大倾角对开式翼形板体14可加快油相中的水滴沉降速度、水相中的油滴浮升速度、油相和水相中泥砂的沉降速度。

[0118] 分离脱水容器1的结构具体为:分离脱水容器1置于预分离管2的侧下方,水平放置,按介质流动方向,介质流入的一端为前,流出的一端为末,其前端与预分离管2的末端相接,预分离管2的末端即是分离脱水容器1的前端,预分离管2的末端即是分离脱水容器1的前端。预分离管2的导水管10下端与分离脱水容器1的前端连接,导水管10延伸至分离脱水容器1的前端接近容器轴线的位置,即容器的中间部位(容器径向上的中间部位),其下端与容器前端内壁留有一定间隙。分离脱水容器1的上部设有一水平的导油汇管21,预分离管2的若干导油管8下端均汇合至导油汇管21,导油汇管21的一端封闭,另一端延伸至分离脱水容器1的前端,并与容器前端内壁留有一定间隙。导气管7从预分离管2的顶部延伸到分离脱水容器1的顶部(具体说是从分离脱水容器1中油水分离室3的顶部延伸到预分离管2的内部,且接近预分离管2的顶端)。

[0119] 在分离脱水容器1的内部,设置一油溢流堰板4,靠近容器末端的位置,与分离脱水容器1的顶部之间留有一定间隙,将分离脱水容器1的内部分割为下部靠近前端的油水分离室3、下部靠近末端的油室5和上部的气相空间19三个空间,油水分离室3和油室5在容器上部的位置连通,形成气相空间19,即分离脱水容器1内径向上超过油溢流堰板4高度的部份均为气相空间19,对来自预分离管2的湿天然气进行沉降除液处理。导油汇管21即位于气相空间19的顶部。

[0120] 分离脱水容器1油室5的顶部设有捕雾包6,捕雾包6的侧面设有气出口16,由预分离管2的导气管7将气相引入至分离脱水容器1中部靠前端的位置(轴向上的中前部)顶端的气相空间19,最后由气出口16将分离的气相引出分离脱水容器1。

[0121] 在油水分离室3内部沿轴向设置有前后两组大倾角对开式翼形板体14,大倾角对开式翼形板体14占据容器横截面的大部分,其上部高度与油溢流堰板4的顶部边缘平齐,沿容器的长度方向设在油水分离室3内部,并将油水分离室3分成前、中、后三个清泥操作空间20,为人工清泥提供操作空间。位于容器前半部的大倾角对开式翼形板体14的前端与分离脱水容器1的前端之间留有一定间距,形成前清泥操作空间20;位于容器后半部的大倾角对开式翼形板体14的末端与油溢流堰板4之间也留有一定间距,形成后清泥操作空间20;两组大倾角对开式翼形板体14之间也留有一定间距,形成中清泥操作空间20。

[0122] 导水管10被引至油水分离室3前端的清泥操作空间20(即前清泥操作空间)的中间部位(容器径向上的中间部位),导油管8从靠近油水分离室3中心的位置进入,被引至油水分离室3上部气相空间19的前端。来自预分离管2的油相介质和水相介质在油水分离室3的大倾角对开式翼形板体14的作用下进行油中脱水、水中除油分离处理。油相聚集在油水分离室3的上部空间,水相聚集在油水分离室3的下部空间。在油水分离室3中,靠近油溢流堰板4的底部设有水出口17,将经油水分离室3处理后的含油污水引出容器;经油水分离室3处理后的油相越过油溢流堰板4滴入油室5,油室5底部设有油出口18,将低含水原油引出容器的油室5。

[0123] 基于上述翼形板卧式三相分离装置,提供了一种翼形板卧式三相分离方法,如图4所示,包括以下步骤:

[0124] (1)、来自油井群的油气水混合物经气液进口15进入预分离管2,经整流形成油相、气相、水相分层流动型态;

[0125] (2)、经预分离管2初步分出的气相,即为湿天然气经导气管7进入气相空间19进行沉降除液,而后由捕雾包6进行液滴捕集除液后,经气出口16排出;

[0126] (3)、经预分离管2初步分出的油相经导油管8进入油水分离室3的上部,在大倾角对开式翼形板体14的作用下加快油水沉降分离,而后经油溢流堰板4进入油室5,通过油出口18排出;

[0127] (4)、经预分离管2初步分出的水相进入油水分离室3的中下部,在大倾角对开式翼形板体14的作用下加快油滴在相中的浮升分离,除去油滴后的含油污水,经水出口17排出;

[0128] (5)、在步骤(3)和(4)进行的同时,从油水分离室3的油相和水相中分出的泥砂沉落在大倾角对开式翼形板体14的上板面并经大倾角对开式翼形板体14的中间通道集中滑脱到油水分离室3的底部,定期清理清泥操作空间,将泥砂清理出油水分离室3。

[0129] 基于上述多相介质分离脱水系统,还提供一种多相介质的分离脱水方法,包括以

下步骤:

[0130] (1)、油气水混合物进入多台并联运行分离脱水设备进口的油气水多相介质等份流量分配的管路结构体,而后以同等的油气水比率和流量进入各台分离脱水设备。该管路结构体采取高架敷设方式,其各个分支管路与分离脱水设备进口近距离等标高连接。

[0131] (2)、在分离脱水设备内部,来自其进口的油气水混合物被分离成湿天然气(也就是满足一定含液标准的天然气)、低含水原油(指含水率小于30%的原油,也是后续原油净化处理设备对进口介质的要求)、含油污水(有多种指标要求:一般为含油量小于3000mg/L),具体过程为:

[0132] 1) 油气水混合物经气液进口首先进入预分离管进行流型整定,形成油气水分层流动型态,使油、气、水三相初步分离。而后,分出的气相,经导气管排入分离脱水容器上部中后端的气相空间;分出的油相,经导油管排入分离脱水容器的上部后端;分出的水相经折板和堰板进行油水界面控制之后,越过堰板经导水管排入分离脱水容器的中下部后端。

[0133] 2) 进入分离脱水容器气相空间湿天然气,在向容器前端顶部捕雾包流动的过程中,依靠重力沉降除去其中的液滴,而后经捕雾包进一步除去其中的液滴,由气出口排出,进入气相汇管,由设在气相汇管末端的调节阀和系统中设置的压力检测仪表构成的控制回路控制容器内部的气相压力。

[0134] 3) 在油水分离室中设有两段大斜角翼形板体,油相和水相从容器的后端向前端流动,穿过翼形板体,在翼形板体的作用下油相加快了水滴从油中的沉降分离速度,水相加快了油滴从水中浮升的速度,从而使油水分离速度得以大幅度提高。流出翼形板体的油相漫过容器前端的油溢流堰板进入油室,而后经油出口排出,进入油相汇管,由设在油相汇管末端的变频调速输油泵和系统中设置的液位检测仪表构成的控制回路控制油室内部的液面;流出翼形板体的水相流至位于油溢流堰板前端、靠近容器底部的水出口排出,进入放水调节阀,由该调节阀与设在油水分离室内部的油水界面仪表构成的控制回路进行界面控制后,排入水相汇管。

[0135] 4) 从油水分离室的油相和水相中分出的泥砂沉落在翼形板体的上板面并经翼形板体的中间通道集中滑脱到油水分离室的底部,在清罐时,经清泥操作空间排出容器外部。

[0136] (3)、由各个分离脱水设备分离出来的湿天然气分别经气出口汇集至气相汇管,在气相汇管位于分离脱水设备区的管段上安装有压力检测仪表,在气相汇管的末端设有调节阀,与压力检测仪表构成压力控制回路,从而通过一套压力控制系统实现对多台分离脱水设备气相空间的压力控制。气相汇管的流动压降应足够小,以保障各个分离脱水设备压力能达到趋于一致。气相汇管采取高架敷设方式,与分离脱水设备气出口近距离等标高连接或略低于分离脱水设备气出口标高相连接,气相汇管沿气体介质流动方向从起点直至压力调节阀之间的管道长度范围内,管路的敷设标高只能逐渐降低,不予许出现后段管路标高大于前段的情况,以利于气相汇管排液。在压力调节阀前端的气相汇管设有U形结构管段,以便依靠重力收集和排出管路中的凝液。

[0137] (4)、由各个分离脱水设备分离出来的低含水原油在其内部汇集于油室之后,经油出口管路进入油相汇管,在油相汇管的末端设有带电机变频调速器的输油泵,在位于中间位置的分离脱水设备油室处的液位检测仪表,由液位检测仪表与带电机变频调速器的输油泵构成针对各个分离脱水设备的油室液位控制回路。分离脱水的设备的油出口设于油室的

底部,在容器外部下方引出,而后进入油相汇管。油出口至油相汇管之间的出油管路及油相汇管均低架敷设,油相汇管的标高应等于或低于出油管路的标高。分离脱水设备出油管路及油相汇管的流动压降应足够小,以保障各个分离脱水设备的油室液位能达到趋于一致。

[0138] (5)、由各个分离脱水设备分离出来含油污水首先经水出口管路进入放水调节阀,经油水界面控制回路控制单台分离脱水设备油水分离室中的油水界面的状态下排出,进入水相汇管。

[0139] 按照本实用新型内容确定的技术方案,在大庆油田某两个站场分别设计安装了一套分离脱水系统,一套包括4台并联运行(其中2台规格为 $\phi 4 \times 20\text{m}$ 、2台规格为 $\phi 4 \times 24\text{m}$ )的分离脱水设备及工艺自控管路系统,另一套包括3台并联运行的分离脱水设备及工艺自控管路系统,分离脱水设备为上面提到的翼形板卧式三相分离装置,实现了工业化应用,取得了如下效果:

[0140] (1)各台并联三相分离装置的进口采用等份流量分配的管路结构体,使各台三相分离装置的油气水比率及流量达到了均衡一致,保障了各台设备效能的均衡、充分发挥。

[0141] (2)在任何时刻,并联三台或四台三相分离装置的气相压力差均为零,见表2;分别减少了两套、三套压力控制工艺自控管路系统的投资,降低了成本。

[0142] (3)在同一时刻,并联三台或四台三相分离装置油缓冲室液位的液位最大差值的最大值小于0.3m,见表1,相对最高液位值的变化幅度小于13%,达到了各台三相分离装置油缓冲室的液位低差值平稳运行,取消了设备间的连通管,降低了投资,方便了操作管理。

[0143] 表1四台并联三相分离装置的油缓冲室液位

时间 (时:分)	油室液位 (m)				4台设备之间油室液位最大差值 (m)
	1#设备	2#设备	3#设备	4#设备	
9:00	2.34	2.53	2.38	2.31	0.22
9:10	2.46	2.57	2.41	2.33	0.24
9:20	2.50	2.63	2.52	2.52	0.13
9:30	2.52	2.71	2.55	2.49	0.22
9:40	2.44	2.61	2.47	2.41	0.20
[0144] 9:50	2.35	2.54	2.37	2.30	0.24
10:00	2.34	2.57	2.42	2.29	0.28
10:10	2.48	2.57	2.47	2.34	0.23
10:20	2.56	2.57	2.55	2.53	0.04
10:30	2.60	2.65	2.55	2.55	0.10
10:40	2.44	2.57	2.47	2.39	0.18
10:50	2.51	2.61	2.51	2.42	0.19
11:00	2.61	2.58	2.59	2.51	0.10

[0145] 表2四台并联三相分离器的出气压力

时间 (时:分)	出气压力 (MPa)			
	1*设备	2*设备	3*设备	4*设备
[0146] 8:45	0.2	0.2	0.2	0.2
8:55	0.205	0.205	0.205	0.205
9:05	0.202	0.202	0.202	0.202
[0147] 9:15	0.2	0.2	0.2	0.2
9:25	0.203	0.203	0.203	0.203
9:35	0.205	0.205	0.205	0.205
9:45	0.206	0.206	0.206	0.206
9:55	0.204	0.204	0.204	0.204
10:05	0.194	0.194	0.194	0.194
10:15	0.196	0.196	0.196	0.196
10:25	0.2	0.2	0.2	0.2
10:35	0.202	0.202	0.202	0.202
10:45	0.205	0.205	0.205	0.205

[0148] 在大庆油田某转油放水站对1台规格为 $\phi 4 \times 20\text{m}$ 的本实用新型翼形板卧式三相分离装置的试验结果表明,在三元复合驱特高含水采出液处理液量为17239t/d、含聚合物浓度为327mg/L、含碱浓度为3198mg/L、破乳剂加药量为10mg/L、沉降时间为14.8min 的条件下,该装置可使出油含水率平均值小于8%,出水含油量平均值达到950mg/L以下,好于常规设备的处理指标。与公开号为CN 103752042A的专利申请中紧凑型斜式三相分离装置相比,本实用新型三元复合驱特高含水采出液中提高了碱的浓度(提高至3198mg/L),使采出液的油水乳化程度加重,油水分离更加困难,但是,出油含水率和出水含油量分别能够达到了 $\leq 10\%$ 、 $\leq 1000\text{mg/L}$ ,能与紧凑型斜式三相分离装置处于同一指标等级。相对于相同规格的常规填料式三相分离器对聚驱采出液8000t/d的最大设计处理液量,本实用新型装置的处理效率和能力提高了1.125倍。设备运行145 天之后,开罐检查,发现翼形板体无泥沙淤积,并具有自行滑落排砂功能,能够长期高效使用。

[0149] 本实用新型还对常规卧式三相分离器、公开号为CN 103752042A的专利申请中紧凑型斜式三相分离装置、及本实用新型的翼形板卧式三相分离装置的各项指标进行了比较,结果见表3和表4。

[0150] 表3三相分离设备处理液量的比较表

[0151]

常规卧式 三相分离器 (t/d)	紧凑型斜式 三相分离装置 (t/d)	本实用新型翼 形板卧式三相 分离装置 (t/d)	本实用新型比 常规卧式三相 分离器提高幅 度 (%)	本实用新型比紧 凑型斜式三相 分离装置提高幅 度 (%)
8000	8000	17000	112.5	112.5

[0152] 表4三相分离设备单位处理液量造价比较表



[0153]

常规卧式 三相分离器 (元/t)	紧凑型斜式 三相分离装置 (元/t)	本实用新型 翼形板卧式 三相分离装 置 (元/t)	本实用新型比 常规卧式三相 分离装置降低 幅度 (%)	本实用新型比 紧凑型斜式三 相分离装置降 低幅度 (%)
184	97.5	59	67.9	39.5

[0154] 可见,在达到出油含水率 $\leq 10\%$ 、出水含油量 $\leq 1000\text{mg/L}$ 的同样处理指标等级前提下,相比现有设备本实用新型取得了大幅度提高处理液量、大幅度降低单位处理液量造价的惊人效果。

[0155] 以上所述仅是本实用新型的优选实施方式,应当指出的是,对于本技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本实用新型原理的前提下,还可以做出若干改进和润饰,这些改进和润饰也应视为本实用新型的保护范围。

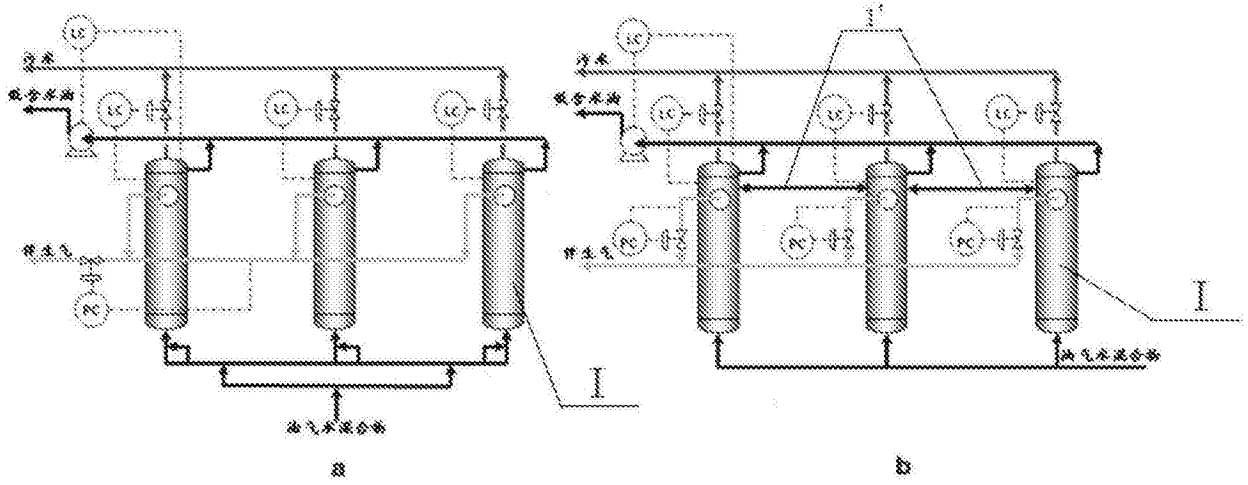


图1

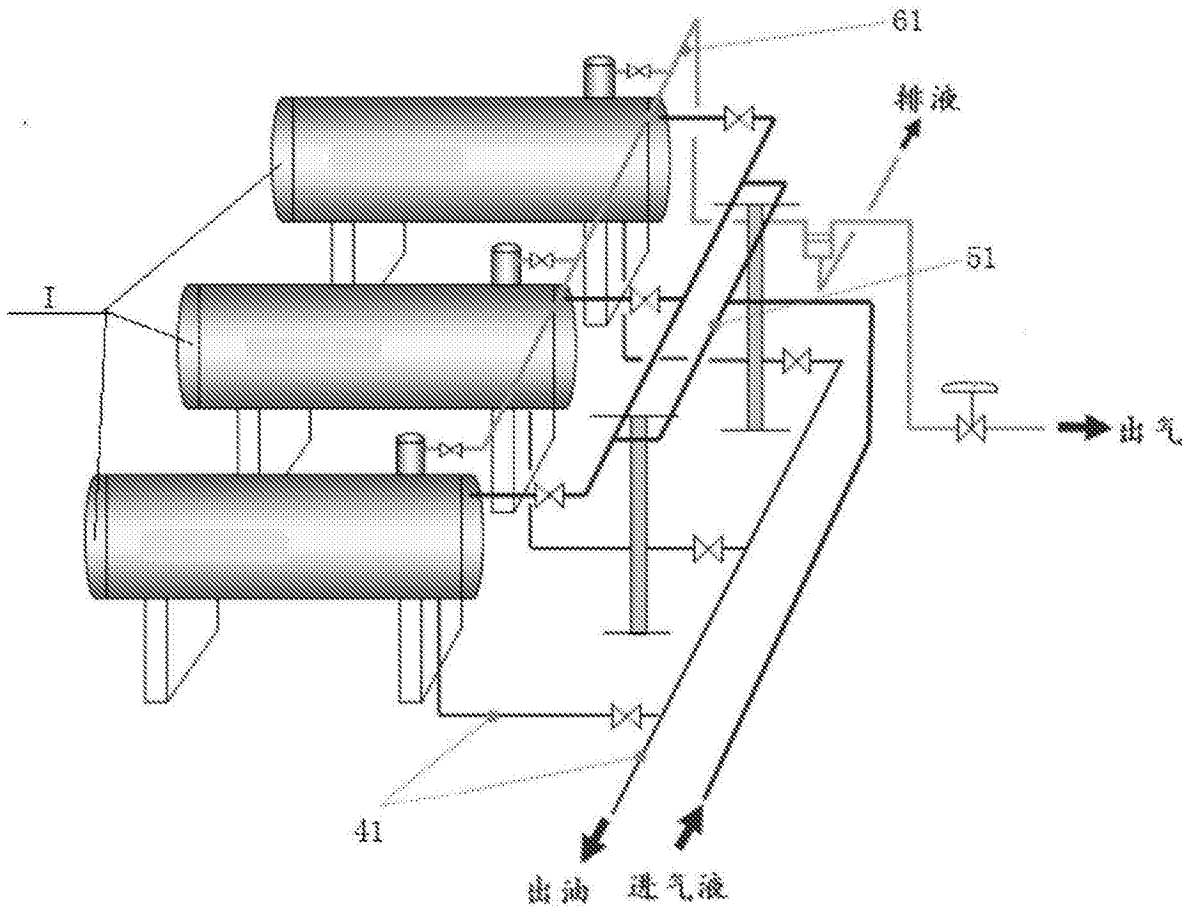


图2

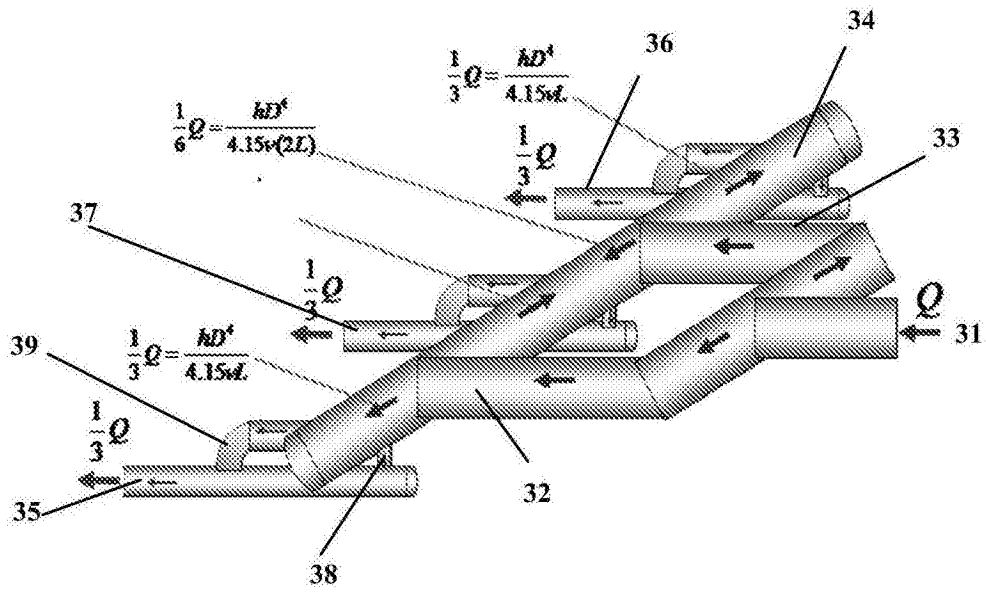


图3

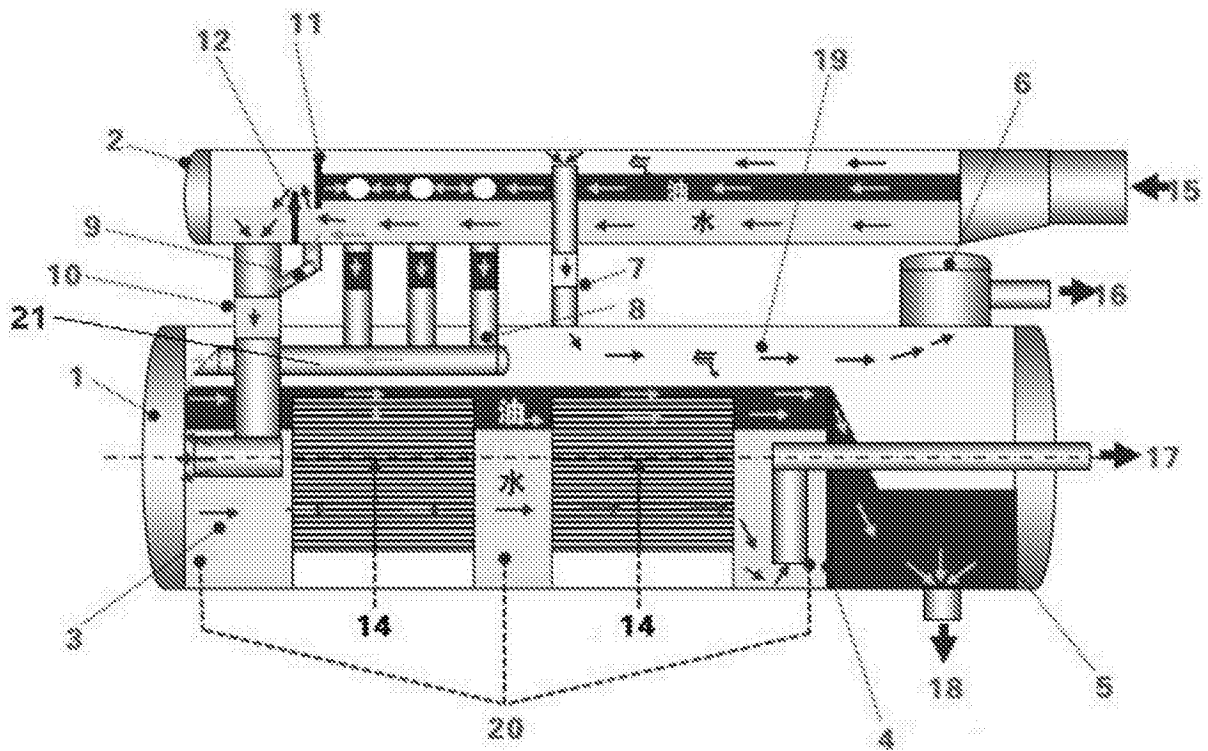


图4

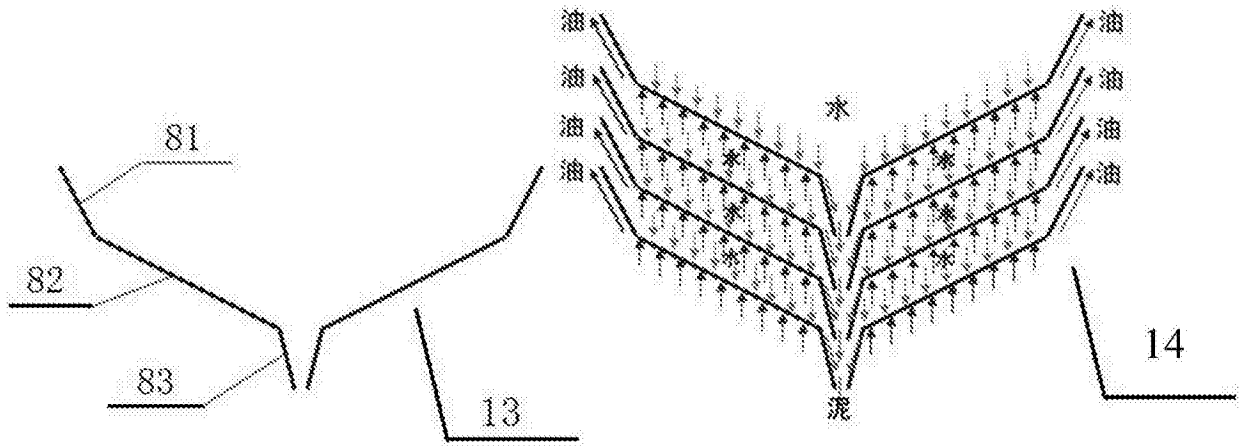


图5