



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103480275 B

(45) 授权公告日 2016. 04. 13

(21) 申请号 201310421693. 7

(22) 申请日 2013. 09. 17

(73) 专利权人 常州大学

地址 213164 江苏省常州市武进区滆湖路 1 号常州大学

(72) 发明人 周诗崇 余益松 吴志敏 王树立 李恩田 何双双

(74) 专利代理机构 南京经纬专利商标代理有限公司 32200

代理人 楼高潮

(56) 对比文件

CN 102225297 A, 2011. 10. 26,
WO 2011118405 A1, 2011. 09. 29,
EP 1350766 A1, 2003. 10. 08,
CN 102258928 A, 2011. 11. 30,
CN 102711962 A, 2012. 10. 03,

审查员 高堂

(51) Int. Cl.

B01D 53/96(2006. 01)

B01D 53/74(2006. 01)

B01D 53/52(2006. 01)

B01D 53/62(2006. 01)

B01D 53/00(2006. 01)

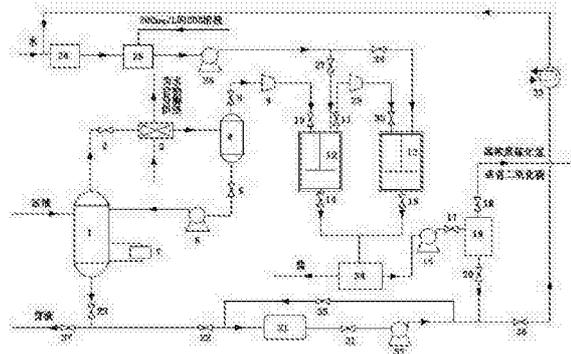
权利要求书3页 说明书4页 附图1页

(54) 发明名称

一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离装置及方法

(57) 摘要

本发明属于气体分离和水处理技术领域,具体的指一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离装置及方法,装置包括再生塔;单向气阀;水冷器;分离罐;单向液阀;耐腐蚀液泵;重沸器;压缩机;压力控制阀;水合物反应单元;截止阀;浆液泵;水合物分解单元;过滤单元;双向液阀;制冰装置;研碎装置;水泵;制冷器;水合物、盐分离单元。采用 2 个水合物反应器分别固定脱硫液再生后所放出的硫化氢或二氧化碳,增加了 2 种气体的富集浓度,提高了后续制取硫磺的质量以及节约了成本;利用水合物形成过程中的排盐效应,可以脱除大部分脱硫液在脱硫和再生过程中生成的热稳定盐,且对脱硫液中的脱硫剂损失较少,较大部分得以回收利用。



1. 一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法, 采用脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离装置进行脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离, 所述装置包括再生塔; 单向气阀; 水冷器; 分离罐; 单向液阀; 耐腐蚀液泵; 重沸器; 压缩机; 压力控制阀; 水合物反应单元; 截止阀; 浆液泵; 水合物分解单元; 去除固体杂质的过滤单元; 双向液阀; 制冰装置; 研碎装置; 水泵; 制冷器; 水合物、盐分离单元; 再生塔的第一输出端与第一单向气阀的输入端连接; 第一单向气阀的输出端与水冷器的输入端连接; 水冷器的输出端与分离罐的输入端连接; 分离罐的第一输出端与第一单向液阀的输入端连接; 第一单向液阀的输出端与第一耐腐蚀液泵的输入端连接; 第一耐腐蚀液泵的输出端与再生塔的输入端连接; 分离罐的第二输出端与第二单向气阀的输入端连接; 第二单向气阀的输出端与第一压缩机的输入端连接; 第一压缩机的输出端与第一压力控制阀的输入端连接; 第一压力控制阀的输出端与第一水合物反应单元的第一输入端连接; 第一水合物反应单元的第一输出端与第二压力控制阀的输入端连接; 第二压力控制阀的输出端与第二压缩机的输入端连接; 第二压缩机的输出端与第三压力控制阀的输入端连接; 第三压力控制阀的输出端与第二水合物反应单元的第一输入端连接; 第一水合物反应单元的第二输出端与第一截止阀的输入端连接; 第一截止阀的输出端与水合物、盐分离单元的第一输入端连接; 第二水合物反应单元的输出端与第二截止阀的输入端连接; 第二截止阀的输出端与水合物、盐分离单元的第二输入端连接; 水合物、盐分离单元的输出端与浆液泵的输入端连接; 浆液泵的输出端与第三截止阀的输入端连接; 第三截止阀的输出端与水合物分解单元的输入端连接; 水合物分解单元的第一输出端与第三单向气阀的输入端连接; 水合物分解单元的第二输出端与第二单向液阀的输入端连接; 第二单向液阀的第一输出端与第六单向液阀的第一输入端连接; 第二单向液阀的第二输出端与第五单向液阀的输入端连接; 第五单向液阀的输出端与双向液阀连接; 双向液阀与第七单向液阀的第一输入端连接; 再生塔的第二输出端与第三单向液阀的输入端连接; 第三单向液阀的第一输出端与第七单向液阀的第二输入端连接; 第三单向液阀的第二输出端与双向液阀连接; 双向液阀与过滤单元的输入端连接; 过滤单元的输出端与第四单向液阀的输入端连接; 第四单向液阀的输出端与第二耐腐蚀泵的输入端连接; 第二耐腐蚀泵的输出端与第六单向液阀的第二输入端连接; 第六单向液阀的输出端与制冷器的输入端连接; 制冷器的输出端与制冰装置的输入端连接; 制冰装置的输出端与研碎装置的输入端连接; 研碎装置的输出端与水泵的输入端连接; 水泵的第一输出端与第四截止阀的输入端连接; 第四截止阀的输出端与第一水合物反应单元的第二输入端连接; 水泵的第二输出端与第五截止阀的输入端连接; 第五截止阀的输出端与第二水合物反应单元的第二输入端连接; 再生塔的第三输出端与重沸器的第二输入端连接, 其特征在于方法包括如下步骤:

(1) 水经过制冰装置制冰及研碎装置研碎为冰水混合物并加药后, 通过水泵分别经过第四截止阀、第五截止阀分别泵入第一水合物反应单元和第二水合物反应单元, 完成水合物反应过程所需要的进液过程; 二个水合物反应器可根据需要独立进液或者同时进液;

(2) 脱硫富液在再生塔中通过气提再生, 解吸出吸收的酸性组分, 酸性组分经由第一单向气阀后通过水冷器进行冷凝降温, 使其温度达到和室温相接近, 放出的热量使得水冷器中换热的水温度升高, 这部分水供水合物分解单元中水合物分解过程中所需要的部分热量;

(3) 经水冷器冷凝后的酸气进入分离罐进行气液分离,液体通过第一单向液阀和第一耐腐蚀液泵返回到再生塔;

(4) 分离罐分离出的酸气经第二单向气阀,经过第一压缩机增压,增压后的气体经第一压力控制阀进入第一水合物反应单元,经过第一水合物反应单元的水合反应,气体中的 H_2S 被脱除;

(5) 脱除硫化氢的气体经过第二压力控制阀和第二压缩机增压后由第三压力控制阀送入第二水合反应单元,经过第二水合物反应单元的水合反应,气体中的 CO_2 被脱除,剩余的气体通过第二水合物反应单元中的放空装置放空;

(6) 经过第一、二水合物反应单元反应后的水合物根据需要先后通过第一、二截止阀进入水合物、盐分离单元,后由浆液泵与第三截止阀送入水合物分解单元,分解后的 H_2S 可用于精制硫磺,提浓的 CO_2 被可用于精制高浓度 CO_2 的原料气,供工农业应用;

(7) 水合物分解后的水可通过第二单向液阀、第六单向液阀、制冷器重新返回到制冰装置制冰,进行再利用;

(8) 根据实际需要,依靠水合物的排盐效应,进行热稳定盐的去除,其过程主要通过以下方案实现:从再生塔中经过气提流出的贫液中有热稳定盐,其一部分通过第三单向液阀、第七单向液阀后引出,另一部分经过双向液阀、过滤单元,第四单向液阀、第二耐腐蚀液泵、第六单向液阀、制冷器代替水,而后通过上述步骤(1)所述的过程进入第一、二水合物反应单元,经上述步骤(2),(3),(4),(5)所述过程,酸气也进入第一、二水合物反应单元,在水合物反应单元内进行水合物生成反应,进而通过上述步骤(6)所述的过程,在水合物、盐分离单元中排盐,通过水合物分解单元分解后,溶有有机胺的水溶液得到再生,而后由第二单向液阀、第五单向液阀、双向液阀、第七单向液阀作为脱除热稳定盐的贫液输出。

2. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:所述第一水和物反应单元的反应容积与第二水合物反应单元的反应容积之比为 2:1。

3. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:水合物反应单元根据实际需要单独运行和联合运行,在 CO_2 的含量 $< 20\%$,回收没有价值,可以只固定硫化氢,用第一水合物反应单元单独运行;在不需要进行硫磺回收,或者对硫化氢和二氧化碳气体分离要求不高时,可将 H_2S 和 CO_2 一并除去,只需采用第二水合物反应单元单独运行或者改变第一水合物反应单元的温压条件后,使其单独运行;水合物反应单元并不限于搅拌式,采用水冷夹套进行冷却。

4. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:所述步骤(1)中的加药指加入 300mg/L 的 SDS 溶液。

5. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:所述步骤(2)中的气提再生指在 0.04 ~ 0.1 MPa 和 120°C 的温度下气提再生;与室温相接近指 25°C。

6. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:所述步骤(4)中,第一水合物反应单元中的压力为 0.35-1MPa,通过第一水合物反应单元(12)中的制冷装置将反应器内的温度控制在 10-15°C。

7. 如权利要求 1 所述的一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离方法,其特征在于:所述步骤(5)中,第二水合物反应单元中的压力为 2-4MPa,通过第二水合物反应单元中的

制冷装置将反应器中的温度控制在 0-5℃。

一种脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于气体分离和水处理技术领域,具体的指一种用于吸收天然气中硫化氢以及二氧化碳的脱硫液在再生塔中再生后的酸气提浓、除盐及分离的装置和方法。

背景技术

[0002] 油气田开采出的天然气需要经过脱硫和脱酸后才能满足管输标准,当前用于天然气脱硫的方法主要有化学物理溶剂法、直接转化法、分子筛法、膜分离法等,其中化学物理溶剂法由于吸收速率快、处理量大、对硫化氢与二氧化碳的脱除率高等优点,是一种在实践中最常用方法。

[0003] 采用化学物理溶剂法脱硫一般有二个过程:脱硫液在吸收塔内对天然气中的硫化氢及二氧化碳组分进行吸收;吸收了硫化氢后的“富液”在再生塔进行再生以供循环使用;脱硫液在再生过程中,会放出所吸收的酸气,以往我们对放出的酸气采用燃烧的方式,这不仅污染了环境,而且对重要的工业原料硫磺未进行有效的回收;实践证明,对放出的酸气进行处理,能够带来巨大的经济和环境效益,文献(陈晓林,胡国利. 富液集中再生技术的应用[J]. 石油与天然气化工,2002,31(2):85-87.)介绍了富液再生的技术流程,其对解吸酸气的处理是直接送去硫磺回收装置回收,此外文献(汪优华,孙学锋. 溶剂再生装置的流程模拟与优化[J]. 中外能源,2011,16(9):86-89.)等也对此方面进行了阐述;这也是目前对解吸气一种比较常见的处理方式,但通常,一个规模较大的油气田或一些边缘的小型气田都拥有不止一套的天然气脱硫装置,脱硫装置的布置一般都在主装置的附近,但与之相配套的硫回收装置都处于“较远”的位置且硫回收过程对硫化氢的浓度有所要求,高浓度的硫化氢不仅可以生产更高质量的硫磺而且可以节约大量的成本,另外,脱硫液在脱硫过程中存在着稳定盐的富集等问题,因此急需开发出一种能够解决这些问题的脱硫液再生后的酸气处理和分离装置以便于脱硫液的高效再生及后续的硫磺制取。

发明内容

[0004] 本发明的目的是针对脱硫液再生过程中的稳定盐富集及酸气处理问题,在现有技术基础上,提供一种适应性强,能够对酸气进行提浓、除盐及分离并进行集中处理的装置。

[0005] 本发明包括再生塔;单向气阀;水冷器;分离罐;单向液阀;耐腐蚀液泵;重沸器;压缩机;压力控制阀;水合物反应单元;截止阀;浆液泵;水合物分解单元;去除固体杂质的过滤单元;双向液阀;制冰装置;研碎装置;水泵;制冷器;水合物、盐分离单元;再生塔的第一输出端与第一单向气阀的输入端连接;第一单向气阀的输出端与水冷器的输入端连接;水冷器的输出端与分离罐的输入端连接;分离罐的第一输出端与第一单向液阀的输入端连接;第一单向液阀的输出端与第一耐腐蚀液泵的输入端连接;第一耐腐蚀液泵的输出端与再生塔的输入端连接;分离罐的第二输出端与第二单向气阀的输入端连接;第二单向气阀的输出端与第一压缩机的输入端连接;第一压缩机的输出端与第一压力控制阀的输入端连接;第一压力控制阀的输出端与第一水合物反应单元的第一输入端连接;第一水合物

反应单元的第一输出端与第二压力控制阀的输入端连接；第二压力控制阀的输出端与第二压缩机的输入端连接；第二压缩机的输出端与第三压力控制阀的输入端连接；第三压力控制阀的输出端与第二水合物反应单元的第一输入端连接；第一水合物反应单元的第二输出端与第一截止阀的输入端连接；第一截止阀的输出端与水合物、盐分离单元的第一输入端连接；第二水合物反应单元的输出端与第二截止阀的输入端连接；第二截止阀的输出端与水合物、盐分离单元的第二输入端连接；水合物、盐分离单元的输出端与浆液泵的输入端连接；浆液泵的输出端与第三截止阀的输入端连接；第三截止阀的输出端与水合物分解单元的输入端连接；水合物分解单元的第一输出端与第三单向气阀的输入端连接；水合物分解单元的第二输出端与第二单向液阀的输入端连接；第二单向液阀的第一输出端与第六单向液阀的第一输入端连接；第二单向液阀的第二输出端与第五单向液阀的输入端连接；第五单向液阀的输出端与双向液阀连接；双向液阀与第七单向液阀的第一输入端连接；再生塔的第二输出端与第三单向液阀的输入端连接；第三单向液阀的第一输出端与第七单向液阀的第二输入端连接；第三单向液阀的第二输出端与双向液阀连接；双向液阀与过滤单元的输入端连接；过滤单元的输出端与第四单向液阀的输入端连接；第四单向液阀的输出端与第二耐腐蚀泵的输入端连接；第二耐腐蚀泵的输出端与第六单向液阀的第二输入端连接；第六单向液阀的输出端与制冷器的输入端连接；制冷器的输出端与制冰装置的输入端连接；制冰装置的输出端与研碎装置的输入端连接；研碎装置的输出端与水泵的输入端连接；水泵的第一输出端与第四截止阀的输入端连接；第四截止阀的输出端与第一水合物反应单元的第二输入端连接；水泵的第二输出端与第五截止阀的输入端连接；第五截止阀的输出端与第二水合物反应单元的第二输入端连接；再生塔的第二输出端与重沸器的第二输入端连接。

[0006] 本发明的显著优点在以下几个方面：

[0007] (1) 采用 2 个水合物反应器在不同的温度、压力条件下分别固定脱硫液再生后所放出的硫化氢或二氧化碳，增加了 2 种气体的富集浓度，提高了后续制取硫磺的质量以及节约了成本；对于二氧化碳的固定可以起到减少碳排放以及为工农业应用提供用于精制的二氧化碳原料气。

[0008] (2) 以水合物的形式固定硫化氢，可以根据实际需要较方便的将其运送到与之相配套的硫回收集中处理装置，这大大减少了厂房的建设成本，有利于集约化管理。

[0009] (3) 利用水合物形成过程中的排盐效应，可以脱除大部分脱硫液在脱硫和再生过程中生成的热稳定盐，且对脱硫液中的脱硫剂损失较少，较大部分得以回收利用。

附图说明

[0010] 图 1 脱硫液再生后的酸气提浓、除盐及分离装置；

[0011] 1. 再生塔；2, 8, 18. 单向气阀；3. 水冷器；4. 分离罐；5, 20, 23, 31, 35, 36, 37. 单向液阀；6, 32. 耐腐蚀液泵；7. 重沸器；9, 29. 压缩机；10, 11, 30. 压力控制阀；12, 13. 水合物反应单元；14, 15, 17, 27, 28. 截止阀；16. 浆液泵；19. 水合物分解单元；21. 过滤单元；22. 双向液阀；24. 制冰装置；25. 研碎装置；26. 水泵；33. 制冷器；34. 水合物、盐分离单元。

具体实施方式

[0012] 下面结合附图对本发明的实施做进一步的说明。

[0013] 按照附图所示,本发明的的装置包括再生塔 1、单向气阀 2,8,18、水冷器 3、分离罐 4、单向液阀 5,20,23,31,35,36,37、耐腐蚀液泵 6,32、重沸器 7、压缩机 9,29、压力控制阀 10,11,30、水合物反应单元 12,13、截止阀 14,15,17,27,28、浆液泵 16、水合物分解单元 19、过滤单元 21、双向液阀 22、制冰装置 24、研碎装置 25、水泵 26、制冷器 33、水合物、盐分离单元 34,其分离方法具体的包括以下几个方面的内容。

[0014] (1)水经过制冰装置 24 制冰及研碎装置 25 研碎为冰水混合物并加药后(300mg/L 的 SDS 溶液),通过水泵 26 分别经过第四截止阀 27、第五截止阀 28 分别泵入第一水合物反应单元 12 和第二水合物反应单元 13,完成水合物反应过程所需要的进液过程,需要说明的是:二个水合物反应器可根据需要独立进液或者同时进液。

[0015] (2)脱硫富液在再生塔 1 中,在 0.04 ~ 0.1 MPa 和 120℃ 的温度下,通过气提再生,解吸出吸收的酸性组分,酸性组分经由第一单向气阀 2 后通过水冷器 3 进行冷凝降温,使其温度达到和室温相接近即可,一般可取 25℃,放出的热量使得水冷器中换热的水温度升高,这部分水可以供给水合物分解单元 19 中水合物分解过程中所需要的部分热量,具体的流动供热循环装置可依照现有的水循环供热系统进行,在此图中并未画出。

[0016] (3)经水冷器 3 冷凝后的酸气进入分离罐 4 进行气液分离,液体(主要是水以及溶有的少量 H_2S 和 CO_2) 通过第一单向液阀 5 和第一耐腐蚀液泵 6 返回到再生塔。

[0017] (4)分离罐 4 分离出的酸气经第二单向气阀 8,经过第一压缩机 9 增压,增压后的气体经第一压力控制阀 10 进入第一水合物反应单元 12,维持第一水合物反应单元 12 中的压力为 0.35-1MPa,一般取 1 MPa,通过第一水合物反应单元 12 中的制冷装置将反应器内的温度控制在 10-15℃;一般可取 13℃,经过第一水合物反应单元 12 的水合反应,气体中的 H_2S 被脱除。

[0018] (5)脱除硫化氢的气体经过第二压力控制阀 11 和第二压缩机 29 增压后由第三压力控制阀 30 送入第二水合反应单元 13,维持第二水合物反应单元 13 中的压力为 2-4MPa,一般取 3.5 MPa,通过第二水合物反应单元 12 中的制冷装置将反应器中的温度控制在 0-5℃;一般取 3℃,经过第二水合物反应单元 13 的水合反应,气体中的 CO_2 被脱除,剩余的气体通过第二水合物反应单元 13 中的放空装置放空,需要说明的是:第一水和反应单元 12 的反应容积与第二水合物反应单元 13 的反应容积之比为 2:1。

[0019] (6)经过第一、二水合物反应单元 12、13 反应后的水合物可以根据需要先后通过第一、二截止阀 14、15 进入水合物、盐分离单元 34,后由浆液泵 16 与第三截止阀 17 送入水合物分解单元(经过第一、二水合物反应单元 12、13 反应后的水合物若与主硫磺制取装置相隔较远时,可通过拖车等工具方便的将固态水合物运输到主装置进行水合物集中分解处理),分解后的 H_2S 可用于精制硫磺,提浓的 CO_2 被可用于精制高浓度 CO_2 的原料气,供工农业应用。

[0020] (7)水合物分解后的水可通过第二单向液阀 20、第六单向液阀 36、制冷器 33 重新返回到制冰装置制冰,进行再利用。

[0021] (8)根据实际需要,依靠水合物的排盐效应,进行热稳定盐的去除,其过程主要通过以下方案实现:从再生塔 1 中经过气提流出的贫液中有很多的热稳定盐,其一部分通过

第三单向液阀 23、第七单向液阀 37 后引出,另一部分经过双向液阀 22、过滤单元 21,第四单向液阀 31、第二耐腐蚀液泵 32、第六单向液阀 36、制冷器 33 代替水,而后通过上述步骤 1 所述的过程进入第一、二水合物反应单元,在上述步骤 2, 3, 4, 5 所述过程的共同作用下,酸气也进入第一、二水合物反应单元,在水合物反应单元内进行水合物生成反应,进而通过上述步骤 6 所述的过程,在水合物、盐分离单元 34 中排盐,由于大部分有机胺(如 MDEA 等)可与水任意比互溶,因此只要操作得当,有机胺(如 MDEA 等)的损失不大,通过水合物分解单元 19 分解后,溶有有机胺的水溶液得到再生,而后由第二单向液阀 20、第五单向液阀 35、双向液阀 22、第七单向液阀 37 作为脱除热稳定盐的贫液输出。

[0022] 9 水合物反应单元可以根据实际需要单独运行和联合运行,在 CO_2 的含量比较低时(一般指 CO_2 含量 $< 20\%$),回收没有价值,可以只固定硫化氢,用第一水合物反应单元 12 单独运行;在不需要进行硫磺回收,或者对硫化氢和二氧化碳气体分离要求不高时,可将 H_2S 和 CO_2 一并除去,只需采用第二水合物反应单元 13 单独运行或者改变第一水合物反应单元 12 的温压条件后,使其单独运行,操作灵活,适应范围广,需要说明的是水合物反应器并不限于搅拌式,采用水冷夹套进行冷却。

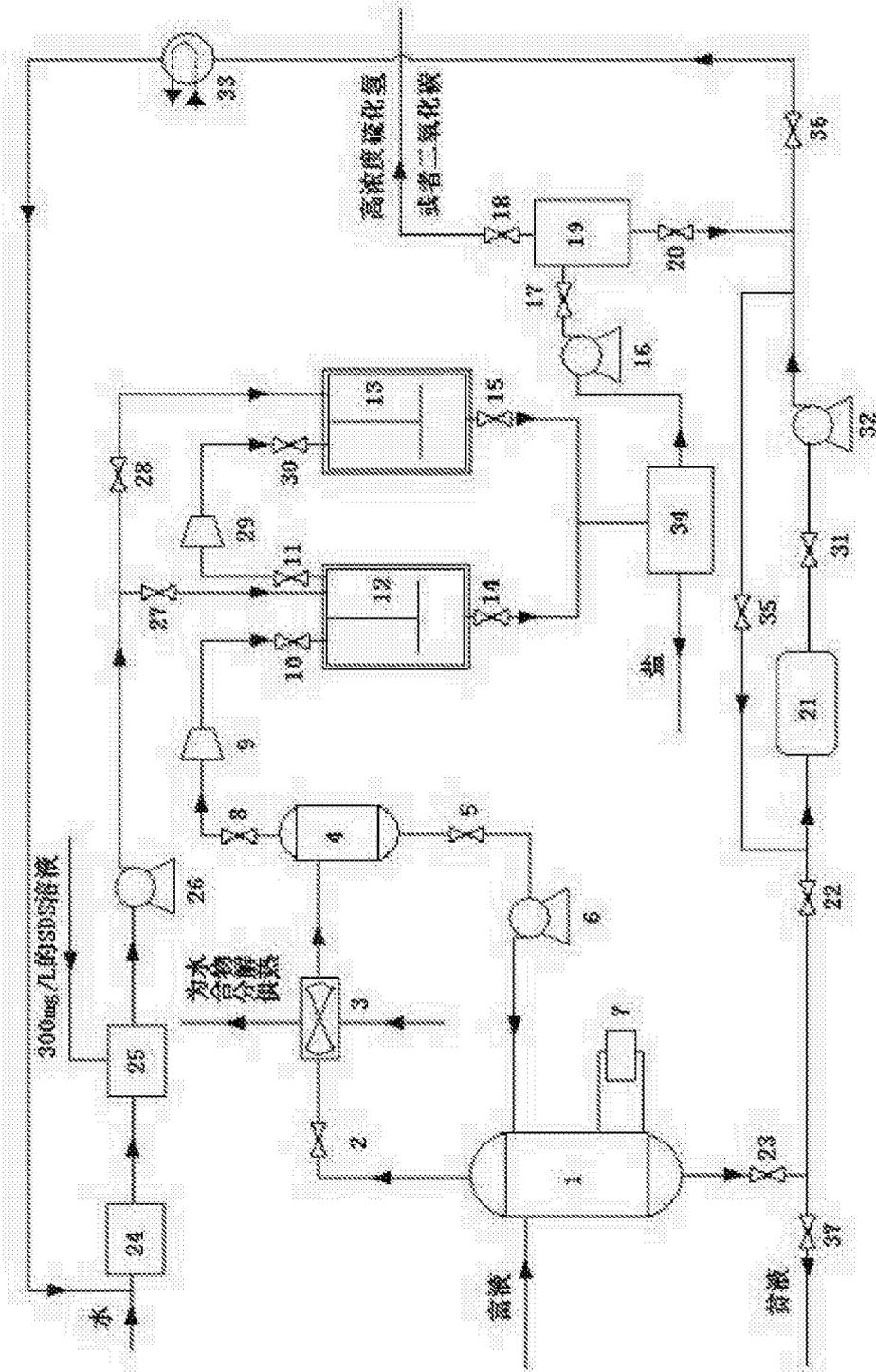


图 1