

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102225297 B

(45) 授权公告日 2013. 04. 10

(21) 申请号 201110128227. 0

段.

(22) 申请日 2011. 05. 18

CN 1167813 A, 1997. 12. 17, 说明书第 1-3

(73) 专利权人 成都华西工业气体有限公司

页.

地址 610031 四川省成都市金牛区马家花园路 2 号通锦大厦十楼

审查员 王维

(72) 发明人 汪然 李东林 郎治

(74) 专利代理机构 成都天嘉专利事务所(普通合伙) 51211

代理人 赵丽

(51) Int. Cl.

B01D 53/18(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1546459 A, 2004. 11. 17, 说明书第 1-3 页.

JP 3029602 B2, 2000. 04. 04, 说明书第 1-21 段.

JP 11009956 A, 1999. 01. 19, 说明书第 1-21

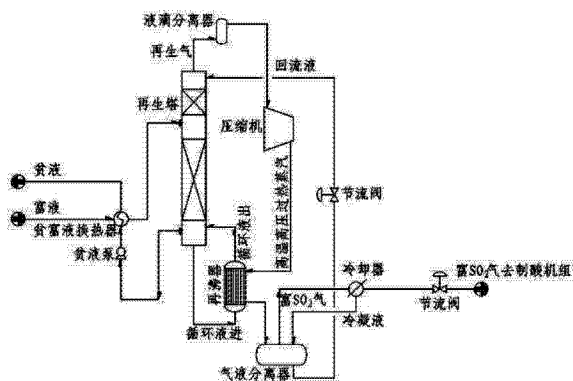
权利要求书 1 页 说明书 5 页 附图 1 页

(54) 发明名称

溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程

(57) 摘要

本发明涉及溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程, 通过以压缩机对脱硫溶剂再生时所产再生气压缩做功, 使其成为高温高压过热蒸汽, 并以此过热蒸汽为热源对再生塔釜液进行加热和汽化, 从而实现了塔顶低温再生气余热的回收利用, 并以此形成具有高效率、低能耗、低运行费用特点的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程。本发明所述技术内容可广泛应用于钢铁、有色冶金、火电、化工、建材等行业的烟气脱硫领域。



1. 溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:包括以下工艺步骤:

A、自脱硫段而来的脱硫溶剂富液在贫富液换热器内与自再生塔而来的脱硫溶剂贫液换热而被升温后,送入再生塔上部,并在再生塔内与上升蒸汽逆流接触而得以加热、汽提后再生;

B、再生所得脱硫溶剂贫液经贫富液换热器与脱硫溶剂富液换热而被降温后,再经贫液冷却器冷却后,送回脱硫段使用;再生所得再生气从再生塔顶部引出,经液滴分离器除去液滴后送入压缩机;

C、用压缩机对再生塔而来的再生气压缩做功,使之成为绝对压力为 0.25 ~ 0.5MPa,温度为 210 ~ 280°C 的高温高压过热蒸汽;

D、将压缩机输出的高温高压过热蒸汽送入再生塔底部的再沸器,以加热并汽化部分釜液,产生脱硫溶剂富液再生时所需上升蒸汽;

E、将高温高压过热蒸汽经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行气液分离;气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却后,再经节流阀节流降压后做为原料气送制酸机组;将冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后送塔顶用做回流液。

2. 据权利要求 1 所述的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:在步骤 A 中所述的脱硫溶剂富液在贫富液换热器内与自再生塔而来的脱硫溶剂贫液换热,升温到 90 ~ 100°C。

3. 据权利要求 1 所述的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:在步骤 B 中所述的脱硫溶剂贫液经贫富液换热器与脱硫溶剂富液换热而被降温后,再经贫液冷却器冷却至低于 40°C 后,送回脱硫段使用。

4. 据权利要求 1 所述的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:在步骤 B 中所述的再生气的绝对压力为 0.1 ~ 0.12MPa,温度为 100-106°C。

5. 据权利要求 1 所述的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:在步骤 D 中所述的再生气在再沸器中将釜液加热至 105 ~ 115°C。

6. 据权利要求 1 所述的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其特征在于:在步骤 E 中气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却至低于 45°C。

溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程

技术领域

[0001] 本发明涉及到溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,主要适用于钢铁、有色冶金、火电、化工、建材等行业中的采用溶剂循环吸收法进行烟气脱硫的领域。

背景技术

[0002] 目前,国内采用的烟气脱硫方法很多,如石灰石——石膏法、双碱法、氧化镁法等,但上述脱硫方法同时也不同程度上存在如工艺复杂、设备投资高、操作费用高、占地面积大、脱硫副产物难利用以及废弃物难以处置等缺点。而随着技术的发展,近年来出现的溶剂循环吸收法烟气脱硫技术由于其工艺流程简短、脱硫溶剂可循环使用、脱硫副产物具有较高经济价值等特点,已受到国内外广泛的重视和发展。目前可用于溶剂循环吸收法烟气脱硫的脱硫溶剂主要是有机胺和离子液。其中,有机胺脱硫剂主要以液态一元胺、二元胺或其混合物组成,如 Cansolv 公司的 SO_2 脱除溶剂即为一种主要成分为二元胺的有机胺脱硫溶剂,而发明专利“从混合气中脱除和回收二氧化硫的吸收剂”(申请号 200710048743.6)所提出了的“二氧化硫吸收剂”,其实质则为一种可用作脱硫剂的离子液。以离子液或有机胺作为脱硫溶剂时,该脱硫溶剂可在常温下对烟气中的 SO_2 进行化学吸收,而在高温情况下则由于逆反应而使 SO_2 解吸而出,并可以进一步利用此 SO_2 副产物为基本原料制备硫酸、硫磺等硫化工产品,这在我国普遍存在硫资源缺乏的情况下,具有烟气脱硫治理和废物资源化利用的双重意义。

[0003] 但目前,与离子液或有机胺等脱硫溶剂相配套的现有溶剂循环吸收法烟气脱硫工艺,其实质主要还是化工过程中传统“吸收——再生循环”工艺,即脱硫溶剂贫液在常温下通过吸收塔吸收烟气中 SO_2 形成脱硫溶剂富液,尔后脱硫溶剂富液再在再生塔中经加热、汽提,使其解吸出 SO_2 并使自身得以再生为脱硫溶剂贫液并循环使用。发明专利“从混合气中脱除和回收二氧化硫的吸收剂”(申请号 200710048743.6)和文献《康世富可再生胺法脱硫技术的应用》(硫酸工业,2007(1):39~45)也对此脱硫工艺有所描述。

[0004] 但此脱硫工艺在脱硫溶剂的再生方面存在明显的不足。由于脱硫溶剂富液在再生塔中采用以上升蒸汽加热、汽提的方式解吸 SO_2 并使自身得以再生,这一再生方法需通过塔底再沸器提供大量汽化热以便汽化部分脱硫溶剂作为上升蒸汽,但由于汽化后的脱硫溶剂通常是直接经循环水冷凝后作为回流液回流至再生塔,故该部分汽化热也无法得到回收利用。所以,采用传统“吸收——再生循环”工艺中的脱硫溶剂再生方法时,能量利用率极低,再生蒸汽能耗非常高。例如,采用离子液作为脱硫溶剂进行烟气脱硫时,再生 1 吨脱硫溶剂富液则已需消耗高达 0.1~0.2 吨的 0.6MPa 饱和水蒸汽。这一高能耗的再生方式成为目前制约溶剂循环吸收法烟气脱硫工艺进一步发展的技术瓶颈,并极大地阻碍了溶剂循环吸收法烟气脱硫工艺的推广应用。

[0005] 而热泵技术是近年来世界上倍受关注的能源回收利用技术,其主要通过消耗一部分机械能、电能等为补偿,使热能实现从低温热源向高温热源的传递。由于热泵能将低温热能转换为高温热能,提高能源的有效利用率,因此是回收低温余热的重要途径。

[0006] 所以,从降低装置能耗、提高能效的角度出发,并为了最大限度地实现离子液、有机胺等脱硫溶剂在烟气脱硫领域的应用优势,则将热泵技术与脱硫溶剂的再生相结合,形成与溶剂循环吸收法烟气脱硫相适应的具有明显节能优势的脱硫溶剂再生新工艺就成为一种极具现实意义的有利选择。

发明内容

[0007] 本发明所提供的一种脱硫溶剂的热泵再生流程,其特别适用于采用离子液、有机胺等脱硫溶剂进行循环吸收法烟气脱硫的场合。发明的目的在于形成与脱硫溶剂相适应的,具备低再生能耗的脱硫溶剂再生新工艺。

[0008] 本发明所提供的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程,其主要内容包括:

[0009] A、自脱硫段而来的脱硫溶剂富液在贫富液换热器内与自再生塔而来的脱硫溶剂贫液换热而被升温后,送入再生塔上部,并在再生塔内与上升蒸汽逆流接触而得以加热、汽提后再生;

[0010] B、再生所得脱硫溶剂贫液经贫富液换热器与脱硫溶剂富液换热而被降温后,再经贫液冷却器冷却后,送回脱硫段使用;再生所得再生气从再生塔顶部引出,经液滴分离器除去液滴后送入压缩机;

[0011] C、用压缩机对再生塔而来的再生气压缩做功,使之成为高温高压过热蒸汽;

[0012] D、将压缩机输出的高温高压过热蒸汽送入再生塔底部的再沸器,以加热并汽化部分釜液,产生脱硫溶剂富液再生时所需上升蒸汽;

[0013] E、将高温高压过热蒸汽经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行气液分离。气液分离后所得富 SO_2 气体经冷却器用循环水冷却后,再经节流阀节流降压后,做为原料气送制酸机组;冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后,送再生塔顶用做回流液。

[0014] 在步骤 A 中所述的脱硫溶剂富液在贫富液换热器内与自再生塔而来的脱硫溶剂贫液换热而被升温到 $90 \sim 100^\circ\text{C}$ 。

[0015] 在步骤 B 中所述的再生所得脱硫溶剂贫液经贫富液换热器与脱硫溶剂富液换热而被降温后,再经贫液冷却器冷却至低于 40°C 后,送回脱硫段使用。

[0016] 在步骤 B 中所述的再生气的绝对压力为 $0.1 \sim 0.12\text{MPa}$,温度为 $100\sim 106^\circ\text{C}$ 。

[0017] 在步骤 D 中将压缩机输出的高温高压过热蒸汽送入再生塔底部的再沸器,加热釜液至 $105 \sim 115^\circ\text{C}$ 。

[0018] 在步骤 E 中气液分离后所得富 SO_2 气体经冷却器用循环水冷却至低于 45°C 。

[0019] 鉴于脱硫溶剂富液再生时,通常再生塔塔顶再生气的温度为 $100 \sim 106^\circ\text{C}$,低于再生塔塔釜釜液温度的 $110 \sim 120^\circ\text{C}$,热量无法自动从塔顶低温再生气传送给塔釜高温釜液。而根据热力学第二定律,欲将低温体系热量送至高温体系需外界做功,即为使塔顶再生气热量传送给塔釜高温釜液则必须对再生气做功,这一过程也就是热泵技术原理中采用“泵”(压缩机)把热量从低温处(塔顶再生气)送到高温处(塔釜釜液)的热量转化及传递过程。本发明根据此热泵技术原理,通过运用压缩机对再生塔顶引出的再生气压缩做功,使之成为高温高压过热蒸汽,并将其送入再生塔底部的再沸器用以加热和汽化釜液,从而实现了

塔顶再生气低温余热的回收利用。本发明可在完全保持原再生塔操作条件的基础上,在除系统启动期外的其它系统运行期内完全无需消耗加热蒸汽。因此,本发明与传统脱硫溶剂再生方法相比,具有可大幅提高能源利用率、显著降低再生能耗的优势。例如,在烟气处理量为 55 万立方/小时的离子液循环吸收法烟气脱硫装置中,采用本发明所述热泵再生流程进行离子液的再生时,其与采用传统脱硫溶剂再生方法相比可节能 75% 以上。

[0020] 本发明中,为实现脱硫溶剂再生过程具备低再生能耗和高效的热利用率,故在用压缩机对自再生塔而来的再生气压缩做功时,需综合考虑压缩机的压缩比,这主要是由于过高的压缩比会造成压缩机轴功率过高,再生系统节能效率下降,而压缩比过低则塔顶低温再生气经压缩后也无法达到较高的冷凝温度,无法在再沸器内维持与再生塔釜液的正常温差。本发明从兼顾适宜的压缩机轴功率和适宜的压缩机出口过热蒸汽冷凝温度出发,设定再生气经压缩机压缩后压缩机出口过热蒸汽的压力为 0.25 ~ 0.5MPa (绝压)、温度为 210 ~ 280℃。

[0021] 本发明中,将压缩机输出的高温高压过热蒸汽在再沸器内经釜液冷凝后再以气液分离器进行气液分离。而由于此时气液分离后所得富 SO₂ 气体中可冷凝组分的总量远低于原塔顶再生气中可冷凝组分的总量,因此,富 SO₂ 气体冷却时所需冷却水量与原塔顶再生气直接冷却时所需冷却水量相比可得以大幅降低,从而有利于进一步降低再生时的运行费用。

[0022] 本发明的有利之处在于,通过压缩机对脱硫溶剂再生时所产再生气压缩做功,使其成为高温高压过热蒸汽,并以此过热蒸汽为热源对再生塔塔釜釜液进行加热和汽化,从而实现了塔顶低温再生气余热的回收利用,并以此形成具有高能效、低能耗、低运行费用特点的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程。

附图说明

[0023] 图 1 是根据本发明内容所实施的溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程示意图。

具体实施方式

[0024] 实施例 1

[0025] 以钢铁厂烧结烟气的溶剂循环吸收法烟气脱硫时脱硫溶剂的热泵再生为例,并结合图 1 对本发明进行说明。

[0026] 自脱硫段而来的脱硫溶剂富液经贫富液换热器与来自再生塔塔釜的脱硫溶剂贫液换热而被加热至 90℃ 后,送入再生塔,在塔内填料上与塔釜上升蒸气进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含 SO₂ 并使其得以再生。解吸后所得脱硫溶剂贫液自塔釜出料,经贫富液换热器与富液换热后进贫液冷却器,水冷降温至 31℃ 后送脱硫段使用。

[0027] 再生塔塔顶产生的 0.1MPa (绝压)、100℃ 的再生气经液滴分离器除去大颗粒液滴后,进入压缩机,通过压缩机对其压缩做功,使其成为压力为 0.25MPa (绝压)、温度为 210℃ 的过热蒸气。压缩机输出的上述过热蒸气在塔釜再沸器中冷却至 133℃ 左右开始冷凝,蒸气冷凝放出大量潜热,将再沸器中的釜液加热至 105℃,并产生富液再生所需上升蒸气。

[0028] 将过热蒸气经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行

气液分离。气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却降温至 35℃ 后,再经节流阀节流降压后做为原料气送制酸机组;冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后送塔顶用做回流液。

[0029] 实施例 2

[0030] 以钢铁厂烧结烟气的溶剂循环吸收法烟气脱硫时脱硫溶剂的热泵再生为例,并结合图 1 对本发明进行说明。

[0031] 自脱硫段而来的脱硫溶剂富液经贫富液换热器与来自再生塔塔釜的脱硫溶剂贫液换热而被加热至 100℃ 后,送入再生塔,在塔内填料上与塔釜上升蒸气进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含 SO₂ 并使其得以再生。解吸后所得脱硫溶剂贫液自塔釜出料,经贫富液换热器与富液换热后进贫液冷却器,水冷降温至 38℃ 后送脱硫段使用。

[0032] 再生塔塔顶产生的 0.12MPa(绝压)、106℃ 的再生气经液滴分离器除去大颗粒液滴后,进入压缩机,通过压缩机对其压缩做功,使其成为压力为 0.5MPa(绝压)、温度为 280℃ 的过热蒸气。压缩机输出的上述过热蒸气在塔釜再沸器中冷却至 164℃ 左右开始冷凝,蒸气冷凝放出大量潜热,将再沸器中的釜液加热至 115℃,并产生富液再生所需上升蒸气。

[0033] 将过热蒸汽经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行气液分离。气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却降温至 44℃ 后,再经节流阀节流降压后做为原料气送制酸机组;冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后送塔顶用做回流液。

[0034] 实施例 3

[0035] 以钢铁厂烧结烟气的溶剂循环吸收法烟气脱硫时脱硫溶剂的热泵再生为例,并结合图 1 对本发明进行说明。

[0036] 自脱硫段而来的脱硫溶剂富液经贫富液换热器与来自再生塔塔釜的脱硫溶剂贫液换热而被加热至 96℃ 后,送入再生塔,在塔内填料上与塔釜上升蒸气进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含 SO₂ 并使其得以再生。解吸后所得脱硫溶剂贫液自塔釜出料,经贫富液换热器与富液换热后进贫液冷却器,水冷降温至 34℃ 后送脱硫段使用。

[0037] 再生塔塔顶产生的 0.11MPa(绝压)、103℃ 的再生气经液滴分离器除去大颗粒液滴后,进入压缩机,通过压缩机对其压缩做功,使其成为压力为 0.27MPa(绝压)、温度为 230℃ 的过热蒸气。压缩机输出的上述过热蒸气在塔釜再沸器中冷却至 137℃ 左右开始冷凝,蒸气冷凝放出大量潜热,将再沸器中的釜液加热至 110℃,并产生富液再生所需上升蒸气。

[0038] 将过热蒸汽经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行气液分离。气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却降温至 40℃ 后,再经节流阀节流降压后做为原料气送制酸机组;冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后送塔顶用做回流液。

[0039] 实施例 4

[0040] 以钢铁厂烧结烟气的溶剂循环吸收法烟气脱硫时脱硫溶剂的热泵再生为例,并结合图 1 对本发明进行说明。

[0041] 自脱硫段而来的脱硫溶剂富液经贫富液换热器与来自再生塔塔釜的脱硫溶剂贫液换热而被加热至 100℃ 后,送入再生塔,在塔内填料上与塔釜上升蒸气进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含 SO₂ 并使其得以再生。解吸后所得脱硫溶剂贫液自塔

釜出料,经贫富液换热器与富液换热后进贫液冷却器,水冷降温至 39℃后送脱硫段使用。

[0042] 再生塔塔顶产生的 0.12MPa(绝压)、106℃的再生气经液滴分离器除去大颗粒液滴后,进入压缩机,通过压缩机对其压缩做功,使其成为压力为 0.3MPa(绝压)、温度为 260℃的过热蒸气。压缩机输出的上述过热蒸气在塔釜再沸器中冷却至 142℃左右开始冷凝,蒸气冷凝放出大量潜热,将再沸器中的釜液加热至 112℃,并产生富液再生所需上升蒸气。

[0043] 将过热蒸汽经釜液冷凝后所形成的气液混合物送出再沸器并以气液分离器进行气液分离。气液分离后所得富 SO₂ 气体经冷却器用循环水冷却降温至 42℃后,再经节流阀节流降压后做为原料气送制酸机组;冷却器中所得冷凝液送回气液分离器,与气液分离器内液体合并后,再经节流阀节流降压后送塔顶用做回流液。

[0044] 实施例 5

[0045] 在烟气处理规模为 550000Nm³/h 的溶剂循环吸收法烧结烟气脱硫装置上,以上述热泵再生流程对脱硫溶剂贫液进行再生处理时,无需消耗加热蒸汽,每小时耗电量约为 2400 ~ 2500 度,每小时冷却水用量低于 220 吨;而采用常规非热泵流程对脱硫溶剂贫液进行再生处理时,则每小时需消耗加热蒸汽 32 ~ 35 吨、冷却水约 1800 吨。即便在不考虑冷却水费用的巨大差别上,前者每小时能耗费约为 1500 元,这也远优于后者每小时 3200 ~ 3500 元的能耗费。

[0046] 由此可见,本发明所述溶剂循环吸收法烟气脱硫中脱硫溶剂的热泵再生流程与常规非热泵流程再生流程相比,具备明显的低能耗、高能效、低运行费用的优势。

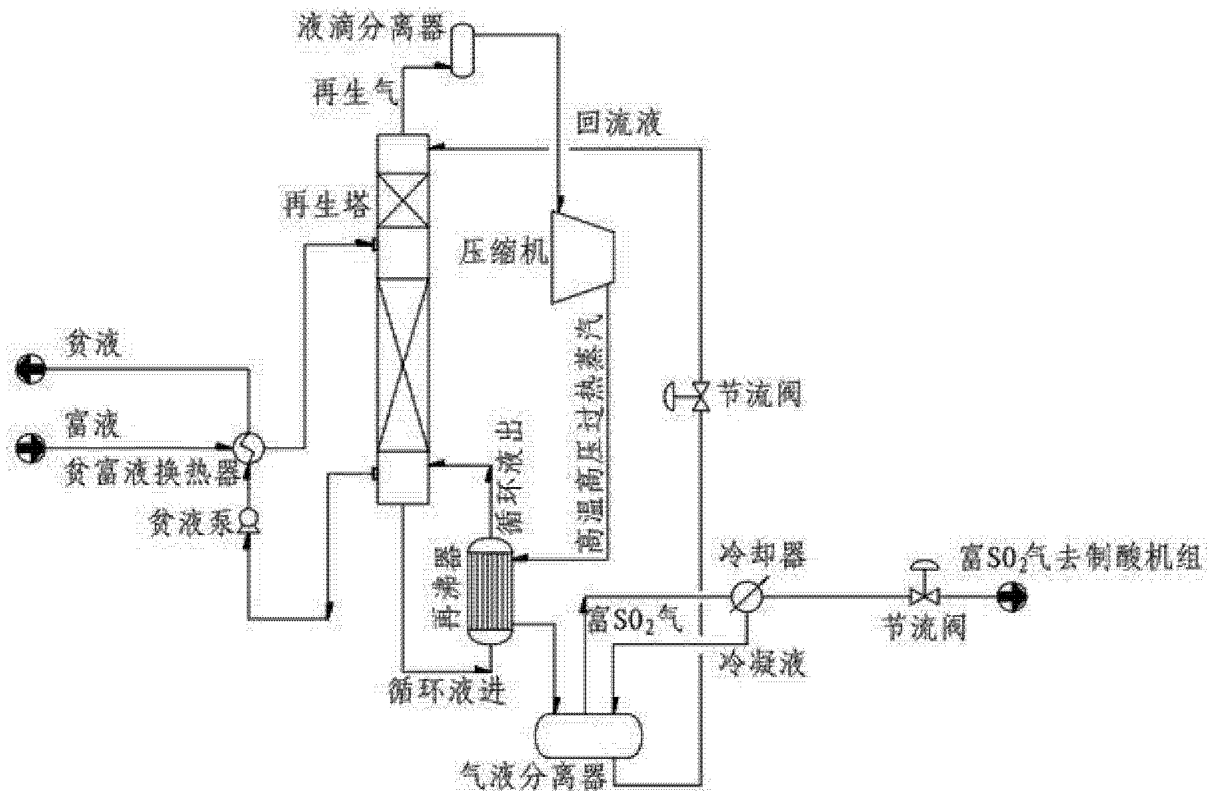


图 1