



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105251315 B

(45)授权公告日 2017.05.31

(21)申请号 201510531578.4

审查员 金念

(22)申请日 2015.08.21

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105251315 A

(43)申请公布日 2016.01.20

(73)专利权人 马鞍山艺诚机电有限公司

地址 243000 安徽省马鞍山市红旗南路88号(市经济技术开发区科创中心A307-1)

(72)发明人 王先玉 沈立嵩 刘文胜 崔有为

(74)专利代理机构 北京华沛德权律师事务所

11302

代理人 李维真

(51)Int.Cl.

B01D 53/14(2006.01)

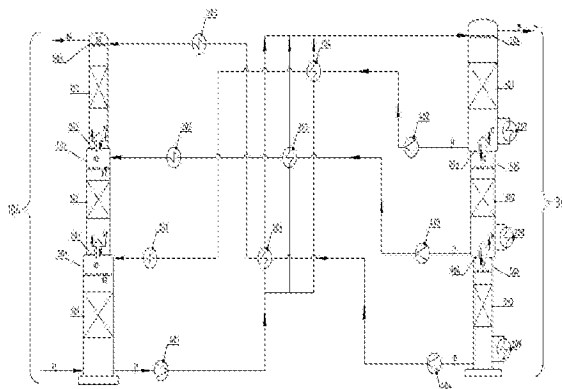
权利要求书2页 说明书8页 附图2页

(54)发明名称

烟气中SO₂净化的多级吸收-解析的柠檬酸盐工艺

(57)摘要

本发明提供一种烟气中SO₂净化的多级吸收-解析的柠檬酸盐工艺,包括:多级吸收;溶液在吸收设备级间梯级利用及多级解析。本发明具有吸收剂利用效能提高;工艺介质流程明晰;工艺单元各级设备配置优化;吸收设备体积小;总体吸收剂用量小,输送电耗低;解析推动力大;工艺设备少;压力体系一致,操作方便等优点。



1. 一种烟气中SO₂净化的多级吸收-解析的柠檬酸盐工艺,包括:

a. 多级吸收:吸收单元的吸收装置由多级吸收设备叠加配置组合而成,用以分级吸收净化烟气中的SO₂,含SO₂的烟气依次由第1级至最后一级吸收设备的底部进入,与吸收剂逆流接触,经过多级吸收后排放;

b. 溶液在吸收设备级间梯级利用:后一级吸收器排出的吸收液全部作为前一级吸收器的吸收剂使用;吸收单元中,从第1级吸收设备开始,所得到的液相和气相的SO₂浓度依次减小;

c. 多级解析:解析单元的解析装置由多级解析设备叠加配置,用以分级解析富液,出前一级吸收器的富液全部送入第一级解析器解析再生,得到的解析溶液部分送到吸收单元,其余部分再送入后一级解析器进一步解析再生,直至最后一级解析器得到的解析溶液全部送到吸收单元;各级解析器得到的解析气体由后至前经过前设各级解析器后,所有解析的SO₂气体从第1级解析器顶排出。

2. 根据权利要求1所述工艺,其特征在于,吸收烟气中SO₂所用的吸收剂为柠檬酸盐的水溶液。

3. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,吸收-解析单元的设备是一座集成的一体化设备或者是串联的多座。

4. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,吸收装置中的各级设备应用不同或相同的液气比。

5. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,液气比不相同,从第1级开始依次减小。

6. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,吸收装置中的各级设备应用不同或相同的液气比。

7. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,液气比不相同,从第1级开始依次减小。

8. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,多级吸收-解析为2~4级。

9. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,多级吸收-解析为2~4级。

10. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,多级吸收-解析为2~4级。

11. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,多级吸收-解析为2~4级。

12. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,解析单元所设置的级数不多于相配套的吸收单元所设置的级数。

13. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,解析单元所设置的级数不多于相配套的吸收单元所设置的级数。

14. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,解析单元所设置的级数不多于相配套的吸收单元所设置的级数。

15. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,解析单元所设置的级数不多于相配套的吸收单元所设置的级数。

16. 根据权利要求8所述工艺,其特征在于,解析单元所设置的级数不多于相配套的吸收单元所设置的级数。

17. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

18. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝

的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

19. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

20. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

21. 根据权利要求8所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

22. 根据权利要求12所述工艺,其特征在于,酸汽中所含的水汽在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。

23. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

24. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

25. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

26. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

27. 根据权利要求8所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

28. 根据权利要求12所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

29. 根据权利要求17所述工艺,其特征在于,解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体的SO₂浓度依次减小。

30. 根据权利要求1或2所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

31. 根据权利要求3所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

32. 根据权利要求4所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

33. 根据权利要求6所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

34. 根据权利要求8所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

35. 根据权利要求12所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

36. 根据权利要求17所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

37. 根据权利要求23所述工艺,其特征在于,解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。

烟气中SO₂净化的多级吸收-解析的柠檬酸盐工艺

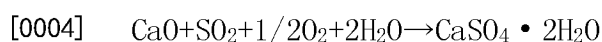
技术领域

[0001] 本发明属于烟气脱除SO₂的领域,涉及到使用柠檬酸盐溶液作为吸收剂的多级吸收-解析的工艺方法。

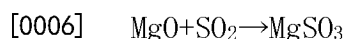
背景技术

[0002] 目前的烟气脱硫技术中,应用较广泛的钙法、镁法、氨法、海水法都属于对脱硫剂不进行再生的吸收——转移法。其主要特点是:均采用脱硫剂吸收烟气中的SO₂;生成的产物不进行再生,而是转移或者抛弃。

[0003] 1) 湿式钙法的脱硫剂采用CaCO₃或者CaO,产物为CaSO₄,总体反应是:



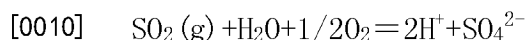
[0005] 2) 镁法以MgO浆液为脱硫剂,产物为MgSO₃,总体反应是:



[0007] 3) 氨法是利用氨液吸收烟气中的SO₂生成亚硫酸铵溶液,并在有氧条件下将亚硫酸铵氧化成硫酸铵,总体反应是:



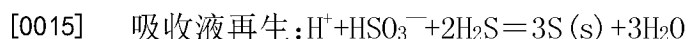
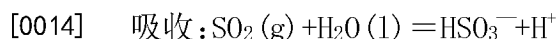
[0009] 4) 海水法是利用海水的天然碱性吸收烟气中SO₂后排入大海,海水与烟气中的SO₂接触发生以下主要反应:



[0011] 这类方法的缺点是形成了事实上的转移污染。

[0012] 关于柠檬酸盐脱硫法见诸报道的有:

[0013] 1) 美国矿产局于实验室开发的柠檬酸盐溶液吸收烟气中的SO₂——通过化学反应对吸收液进行再生的方法。吸收液再生的产物是可从溶液中分离的硫磺颗粒。溶液再生后循环用于吸收烟气中的SO₂。两步反应是:



[0016] 2) 国内金川集团采用了柠檬酸盐溶液吸收烟气中的SO₂并通过加热对吸收液进行再生。

[0017] 现有技术中的方法均为单级柠檬酸盐溶液吸收工艺,目前,没有使用柠檬酸盐溶液吸收烟气中的SO₂的多级吸收-解析工艺方法。

发明内容

[0018] 本发明所要解决的技术问题是:为以柠檬酸盐溶液为吸收剂的烟气脱SO₂工艺提供多级吸收-解析设备叠加的工艺应用,以降低烟气脱硫装置能耗、减少装置设备重量。

[0019] 为了更好地理解本发明,在对技术方案进行详细描述之前,需要对本发明描述中所使用的部分术语进行解释。

[0020] 在本发明中,待脱硫的含硫烟气(简称“烟气”)包括烧结烟气、冶金烟气、电站锅炉

烟气等中的一种或多种,所说脱硫是指脱除烟气中的SO₂。

[0021] 柠檬酸盐溶液,依据在吸收过程中的作用区分为吸收剂和吸收液;“吸收剂”指用于吸收烟气中SO₂的柠檬酸盐溶液;“吸收液”指已经吸收了SO₂的柠檬酸盐溶液。

[0022] “吸收液”依据吸收剂应用于所对应的吸收设备的吸收级数和SO₂富集程度区分为“第R级富液、……、第2级富液、直至第1级吸收得到的富液。因此第R级富液、……、第2级富液到第1级富液的SO₂含量依次增加,即从第R级富液、……、第2级富液、到第1级富液吸收SO₂的能力依次降低。

[0023] “富液”指送往解析单元的、吸收了SO₂的柠檬酸盐溶液;“贫液”指已经解析出所吸收的SO₂的柠檬酸盐溶液,并依据溶液历经的解析级数和解析程度区分为“第1级贫液”、“第2级贫液”……最后一级解析得到的溶液为“末级贫液”;如果富液仅通过一级解析来脱出所吸收的SO₂,那么一级解析后的溶液就成为“末级贫液”。因此从第1级贫液、第2级贫液、……、到末级贫液的SO₂含量依次减少,即从第1级贫液、第2级贫液、……、到末级贫液对SO₂的吸收能力依次提高。

[0024] 为了更好地解释本发明,在此对各实施例中各种设备、介质和介质特性的代码和编号规则做以下统一的说明。

[0025] 设备编号由3位数构成。首位数为0~5,分别对应为:0—一体化设备内的隔板;1—吸收设备;2—换热设备;3—解析设备;4—流体输送设备;5—塔内液体分布器。吸收设备和解析设备后两位数为吸收设备和解析设备的级数号,对应于吸收或解析流程中的级数依次编号;一体化设备内的隔板、换热设备、流体输送设备和塔内液体分布器依流程顺序依次编号。

[0026] 介质代码为*i*,用作下标的标注;*i*的编号由两位数构成,对工艺中各介质依流程顺序依次编号。

[0027] 各介质特性用*x_i*、*y_i*和*F_i*描述。*x_i*为液相介质中的SO₂浓度,单位为g/L;*y_i*为气相介质中的SO₂浓度,单位为g/m³; *F_i*为介质的流量,单位为m³/h。*i*为介质编号。

[0028] 本发明解决技术问题的技术方案为:

[0029] 1、多级吸收:吸收单元的吸收装置由多级吸收设备叠加配置组合而成,用以分级吸收净化烟气中的SO₂。以烟气流动方向经过的各级吸收设备依次称为:第1级、第2级……第R级。含SO₂的烟气依次由第1级至最后一级的吸收设备的底部进入,与吸收剂逆流接触,经过多级吸收后排放。

[0030] 2、溶液在吸收设备级间梯级利用:后一级吸收器排出的吸收液全部作为前一级吸收器的吸收剂使用。例如:二级吸收器中,吸收了烟气中的SO₂的二级吸收液称为第二级富液,全部送往一级吸收器作一级吸收剂。

[0031] 3、多级解析:解析单元的解析装置由多级解析设备叠加配置,用以分级解析富液。以需解析的吸收液的流动方向经过的各级解析设备依次称为:第1级、第2级……第R级。出一级吸收器的富液全部送入第一级解析器解析再生,得到的解析溶液部分送到吸收单元,其余部分再送入后一级解析器进一步解析再生,直至最后一级解析器得到的解析溶液(末级贫液)全部送到吸收单元;各级解析器得到的解析气体(酸汽)由后至前经过前设各级解析器后,所有解析的SO₂气体从第1级解析器顶排出。

[0032] 本发明吸收烟气中SO₂所用的吸收剂为:柠檬酸盐的水溶液。

- [0033] 所述柠檬酸盐通常是柠檬酸钾或柠檬酸钠中的一种;柠檬酸盐在溶液中起缓冲剂作用。
- [0034] 所述吸收-解析单元的设备是一座集成的一体化设备或者是串联的多座。
- [0035] 所述吸收单元中,从第1级吸收设备开始,所得到的液相和气相的SO₂浓度依次减小。
- [0036] 所述吸收单元中,可对吸收装置中的各级设备应用不同或相同的液气比;液气比如若不相同,则从第1级开始依次减小。
- [0037] 所述R通常为2~4级,优选为2~3级。
- [0038] 当R为3级时,烟气从一级吸收器底部进入,在一级吸收器内部与一级吸收剂逆流接触,脱除部分SO₂;再进入后一级吸收器即:二级吸收器,在二级吸收器内部与二级吸收剂逆流接触。烟气经过多级叠加配置的吸收器达到净化指标后排放。
- [0039] 所述多级解析中,各级排出解析液的SO₂浓度依次降低,最后1级解析设备排出的吸收剂中SO₂浓度为最低。
- [0040] 所述多级解析中,各级解析器得到的解析气体(酸汽)由后至前经过前设各级解析器后,酸汽中SO₂分压提高;酸汽中所含的水汽则在前级解析器中被冷凝的同时,也为前级解析器提供解析所需的部分热量。
- [0041] 所述多级解析,其级数不多于相配套的多级吸收设备的级数,即:不多于R级(R优选为2~4)。
- [0042] 所述解析单元中,气液两相逆流接触,从第1级解析设备到最后一级,各级所得到的解析液和出口解析气体(酸汽)的SO₂浓度依次减小。
- [0043] 所述解析单元中,解析装置的各级设备的溶液处理负荷均不相同;从第1级开始依次减小。
- [0044] 本发明与现有技术中柠檬酸盐工艺相比,具有以下优点:
- [0045] 1. 第二级及以后级的吸收设备的液气比低于单级吸收工艺,从而使得吸收设备体积减小;吸收剂根据浓度差进行配置,后一级吸收液作为前一级吸收剂梯级利用;送往解析单元的富液浓度升高;总体吸收剂用量减小,吸收剂利用效能提高;输送电耗降低。
- [0046] 2. 由于富液浓度比单级吸收工艺升高,提高了解析推动力,各级解析过程中能耗降低:1) 入第1级解析的富液,其X_i提高,推动力增加,分离所需解析器理论板数减少,因此设备体积、能耗均减小;2) 至最末级排出的末级贫液X_i等于现有技术,但从第二级至最后级各级处理量(依次)进一步减少,相应解析设备体积减小,进一步降低能耗。
- [0047] 3. 出一级吸收器的富液全部送入第一级解析器解析再生,得到的解析溶液部分送到吸收单元,其余部分再送入后一级解析器进一步解析再生,流程简单,工艺设备减少。
- [0048] 4. 前一级贫液只有一部分送往下一级解析器,入下一级解析器的SO₂浓度较低,分离所需的理论板数减少,下一级解析器的塔高较低,节约设备投资。
- [0049] 5. 整个解析塔的各级解析器为串联操作,压力体系一致,便于操作。
- [0050] 6. 根据烟气进出口SO₂浓度,本工艺吸收-解析的级数情况可叠加配置,工艺介质流程明晰;工艺单元各级设备配置优化。

附图说明

[0051] 图1常压多级吸收-解析工艺流程

[0052] 图中,

[0053] 01:入一级吸收器的烟气;02:出一级吸收器烟气;03:出二级吸收器烟气;04:出三级吸收器烟气;05:三级吸收剂;06:入二级吸收器的第3级富液;07:二级吸收剂;08:入一级吸收器的第2级富液;09:一级吸收剂;10:出一级吸收器的第1级富液;11:入一级吸收器的第1级贫液;12:入二级解析器的第1级贫液;13:入二级吸收器的第2级贫液;14:入三级解析器的第2级贫液;15:末级贫液;16:出三级解析器的酸汽;17:出二级解析器的酸汽;18:出一级解析器的酸汽。

[0054] 101:一级吸收器;102:二级吸收器;103:三级吸收器;104:一体化吸收塔。

[0055] 201:第1级贫液冷却器;202:第2级贫液冷却器;203:第3级贫液冷却器;204:第1级贫富液换热器;205:第2级贫富液换热器;206:第3级贫富液换热器;207:一级再沸器;208:二级再沸器;209:三级再沸器。

[0056] 301:一级解析器;302:二级解析器;303:三级解析器;304:一体化解析塔。

[0057] 401:第1级富液泵;402:第1级贫液泵;403:第2级贫液泵;404:末级贫液泵。

[0058] 501:一级吸收器的液体分布器;502:二级吸收器的液体分布器;503:三级吸收器的液体分布器;504:一级解析器的液体分布器;505:二级解析器的液体分布器;506:三级解析器的液体分布器。

[0059] 001~004:一体化设备内的级间隔板。

[0060] 图2为一体化设备隔板示意图

[0061] 19:溢流液位;20:溢流的液体流道;21:上升的气体流道;22:不进入下一级的液体外排出口。

[0062] 图3为独立设备间介质流道示意图

[0063] 其中,图1为摘要附图。

具体实施方式

[0064] 下面结合附图对本发明详细说明,以下仅为本发明的较佳实施例,不能以此限定本发明的范围。即大凡依本发明申请专利范围所作的均等变化与修饰,皆应仍属本发明专利涵盖的范围内。

[0065] 实施例1(图1)

[0066] 烟气流程:

[0067] 经除尘和冷却后的入一级吸收器的烟气01,其 y_{01} 为 $10\text{g}/\text{m}^3$, F_{01} 为 $200000\text{m}^3/\text{h}$ (干基),从一级吸收器101底部进入,在一级吸收器101内与从液体分布器501喷淋而下的一级吸收剂09逆流接触,脱除了部分 SO_2 后为出一级吸收器烟气02,其 y_{02} 为 $2\text{g}/\text{m}^3$;烟气02通过设在一级吸收器101和二级吸收器102之间的隔板001进入二级吸收器102的底部,在二级吸收器102内与从液体分布器502喷淋而下的二级吸收剂07逆流接触,脱除了部分 SO_2 后为出二级吸收器烟气03,其 y_{03} 为 $0.5\text{g}/\text{m}^3$;烟气03通过设在二级吸收器102和三级吸收器103之间的隔板002进入三级吸收器103的底部,在吸收器103内与液体分布器503喷淋而下的三级吸收剂05逆流接触,脱除了 SO_2 为出三级吸收器烟气04,由吸收器103顶部排出,其 y_{04} 为 $0.05\text{g}/\text{m}^3$, F_{04} 为 $200000\text{m}^3/\text{h}$ (干基)。

[0068] 吸收液流程:

[0069] 解析部分

[0070] 吸收了SO₂并送往解析器的吸收液称为出一级吸收器的第1级富液10,其X₁₀为21.35g/L、F₁₀为230m³/h,由第1级富液泵401送入并联的贫富液换热器204、205、206,预热后汇总送入一级解析器301顶部。出一级吸收器的第1级富液10在一级解析器301内与上升的解析气体逆流接触的同时,富液10中的SO₂也部分解析出来,溶液中的SO₂浓度下降,溶液得以再生。一级解析器301中再生得到的溶液称为第1级贫液,部分由第1级贫液泵402抽出送往第1级贫富液换热器204冷却后,再由第1级贫液冷却器201冷却到吸收所需的温度,这部分入一级吸收器的第1级贫液11,其X₁₁为16g/L、F₁₁为130m³/h;其余部分的第1级贫液为入二级解析器的第1级贫液12,由一级解析器301底部隔板003上的溢流槽溢流进入二级解析器302进行解析,其X₁₂为16g/L、F₁₂为100m³/h。

[0071] 入二级解析器的第1级贫液12在二级解析器302内与上升的解析气体逆流接触的同时,第1级贫液12中的SO₂也部分解析出来,溶液中的SO₂浓度下降,溶液得以再生。二级解析器302中再生得到的溶液称为第2级贫液,部分由第2级贫液泵403抽出送往第2级贫富液换热器205冷却后,再由第2级贫液冷却器202冷却到吸收所需的温度,这部分贫液为入二级吸收器的第2级贫液13,其X₁₃为10g/L、F₁₃为60m³/h;其余部分的第2级贫液为入三级解析器的第2级贫液14,由二级解析器302底部隔板004上的溢流槽溢流进入三级解析器303进行解析,其X₁₄为10g/L、F₁₄为40m³/h。

[0072] 入三级解析器的第2级贫液14在三级解析器303内与上升的解析气体逆流接触的同时,第2级贫液14中的SO₂也部分解析出来,溶液中的SO₂浓度下降,溶液得以再生。三级解析器303中再生得到的溶液称为末级贫液15,由末级贫液泵404抽出送往第3级贫富液换热器206冷却后,再由第3级贫液冷却器203冷却到吸收所需的温度,其X₁₅为6g/L、F₁₅为40m³/h。

[0073] 吸收部分

[0074] 末级贫液15送入设在三级吸收器103上部的液体分布器503上,即称为三级吸收剂05,其X₀₅为6g/L、F₀₅为40m³/h;三级吸收剂05吸收了烟气中的SO₂后成为入二级吸收器的第3级富液06,通过设在三级吸收器103底部的隔板002上的溢流槽溢流进入二级吸收器102,其X₀₆为8.25g/L、F₀₆为40m³/h。

[0075] 入二级吸收器的第3级富液06与入二级吸收器的第2级贫液13汇集于设在二级吸收器102上部的液体分布器502上,即为二级吸收剂07,其X₀₇为9.3g/L、F₀₇为100m³/h,吸收剂07吸收了烟气中的SO₂后成为入一级吸收器的第2级富液08,通过设在二级吸收器102底部的隔板001上的溢流槽溢流进入一级吸收器101,其X₀₈为12.3g/L、F₀₈为100m³/h。

[0076] 入一级吸收器的第2级富液08与入一级吸收器的第1级贫液11汇集于设在一级吸收器101上部的液体分布器501上,即为一级吸收剂09,其X₀₉为14.39g/L、F₀₉为230m³/h,一级吸收剂09吸收了烟气中的SO₂即成为出一级吸收器的富液10,其X₁₀为21.35g/L、F₁₀为230m³/h,由第1级富液泵401,送往解析器再生。

[0077] 解析气体流程:

[0078] 各级解析器解析所得的SO₂气体,通过由隔板004、003分隔的三级解析器303、二级解析器302、一级解析器301,最后从一级解析器顶部送往后续工序。从三级解析器303至一级解析器301的出口酸气中SO₂分压逐渐提高;从三级解析器303至一级解析器301的出口解

析液 X_i 逐级增大。

[0079] 三级解析器303操作温度是99℃、操作压力是125.39kPa (a)。入三级解析器的第2级贫液14在三级解析器303内解析得到出三级解析器的酸汽16,酸汽16进入二级解析器302,这部分酸汽中所含的水汽在二级解析器302中被冷凝的同时,也为二级解析器302提供解析所需的部分热量。

[0080] 二级解析器302操作温度是97℃、操作压力是116.81kPa (a)。入二级解析器的第1级贫液12在二级解析器302内解析出的酸汽与三级解析器303送来的酸汽汇集为出二级解析器的酸汽17,然后进入一级解析器301,这部分酸汽中所含的水汽在一级解析器301中被冷凝的同时,也为一级解析器301提供解析所需的部分热量。

[0081] 一级解析器301操作温度是95℃、操作压力是108.22kPa (a)。出一级吸收器的富液10在一级解析器301内解析出酸汽与二级解析器302送来的酸汽汇集为出一级解析器的酸汽18,从一级解析器301塔顶排出,然后送往后续SO₂转化装置。

[0082] 再沸器207~209为各级解析器提供解析所需的绝大部分热源。

[0083] 一级吸收器101、二级吸收器102、三级吸收器103可以集成为一体化吸收塔104。

[0084] 一级解析器301、二级解析器302、三级解析器303可以集成为一体化解析塔304。隔板的结构与作用:

[0085] 隔板001~004是具有积液功能并提供了气液两相流道的部件,可以采用但不限于泡罩塔板型式。

[0086] 图2展示的一个一体化设备中所应用的隔板实例,但应用中不限于该类型。

[0087] 当各级设备设置为相互独立的设备,级间液体间不存在位差的时候,利用设备间气体介质存在压强差,通过管道输送;液相介质则由泵输送;等同于一体化设备中隔板的作用。各级之间气液两相通道如图3所示。

[0088] 该流程的技术特征是:吸收-解析的工艺设备为多级叠加配置、不同SO₂含量的吸收液在流程中依据SO₂含量高低顺序梯级使用、富液的解析在常压下进行。

[0089] 实施例1的详细工艺数据说明:

[0090] ●消耗数据:

[0091] 冷却水(以进口温度20℃、出口温度20℃计):230m³/h;电功率:63kW;

[0092] 蒸汽(以0.4MPa饱和蒸汽计):9259kg/h。

[0093] ●实施例的代码编号详情一览表

[0094]

设备代码 编号	设备 名称	介质 代码 编号	介质名称	介质特性			部分工艺参数		
				来自(f)/ 去向(t)	x_i/y_i	F_i	液气比	吸收率	
101	一级 吸收 器	01	入一级吸收器的烟气		10	2×10^5	1.15	80%	
		02	出一级吸收器的烟气	t:102	2	2×10^5			
		08	入一级吸收器的第 2 级富液	f:102	12.3	100			
		11	入一级吸收器的第 1 级贫液	f:201	16	130			
		9	一级吸收剂	f:501	14.39	230			
		10	出一级吸收器的第 1 级富液	t:401	21.35	230			
102	二级 吸收 器	02	出一级吸收器烟气	f:101	2	2×10^5	0.5	75%	
		03	出二级吸收器烟气	f:103	0.5	2×10^5			
		06	入二级吸收器的第 3 级富液	f:103	8.25	40			
		13	入二级吸收器的第 2 级贫液	f:202	10	60			
		07	二级吸收剂	f:502	9.3	100			
		08	入一级吸收器的第 2 级富液	t:101	12.3	100			
103	三级 吸收 器	03	出二级吸收器烟气	f:102	0.5	2×10^5	0.2	90%	
		04	出三级吸收器烟气	t:out	0.05	2×10^5			
		15	末级贫液	f:203	6	40			
		05	三级吸收剂	f:503	6	40			
		06	入二级吸收器的第 3 级富液	t:102	8.25	40			
设备代码 编号	设备 名称	介质 代码 编号	介质名称	介质特性			部分工艺参数		
				来自(f)/ 去向(t)	x_i/y_i	F_i	气相 负荷	解析 率	设备直 径比例
301	一级 解析 器	10	出一级吸收器的第 1 级富液	f:401	21.35	230	1991	61.8%	100%
		11	入一级吸收器的第 1 级贫液	t:402	16	130			
		12	入二级解析器的第 1 级贫液	t:302	16	100			
		17	出二级解析器的酸汽	f:302					
		18	出一级解析器的酸汽	t:out					
302	二级 解析 器	12	入二级解析器的第 1 级贫液	f:301	16	100	760	30.3%	62%
		13	入二级吸收器的第 2 级贫液	t:403	10	60			
		14	入三级解析器的第 2 级贫液	t:303	10	40			
		16	出三级解析器的酸汽	f:303					
		17	出二级解析器的酸汽	t:301					
303	三级 解析 器	14	入三级解析器的第 2 级贫液	f:302	10	40	160	8.0%	28%
		15	末级贫液	t:404	6	40			
		16	出三级解析器的酸汽	t:302					

[0095]

[0096] 表格参数说明:

[0097] 液气比:指在各级吸收设备当中,吸收液的体积流量与烟气的体积流量之比,单位 L/m^3 。

[0098] 吸收率：指每级吸收设备当中从烟气转移到吸收液的SO₂的质量流量与烟气带入到设备当中的SO₂总质量流量之比。

[0099] 解析率：指每级解析设备当中从解析液中解析出来的SO₂的质量流量与解析单元解析出来的SO₂总质量流量之比。

[0100] 气相负荷：指每级解析设备出口的SO₂质量流量，单位kg/h。

[0101] 设备直径比例：以解析设备单元中最大工作负荷的某级设备直径为基准，记为100；其余各级设备的直径对应于最大设备直径的百分数。

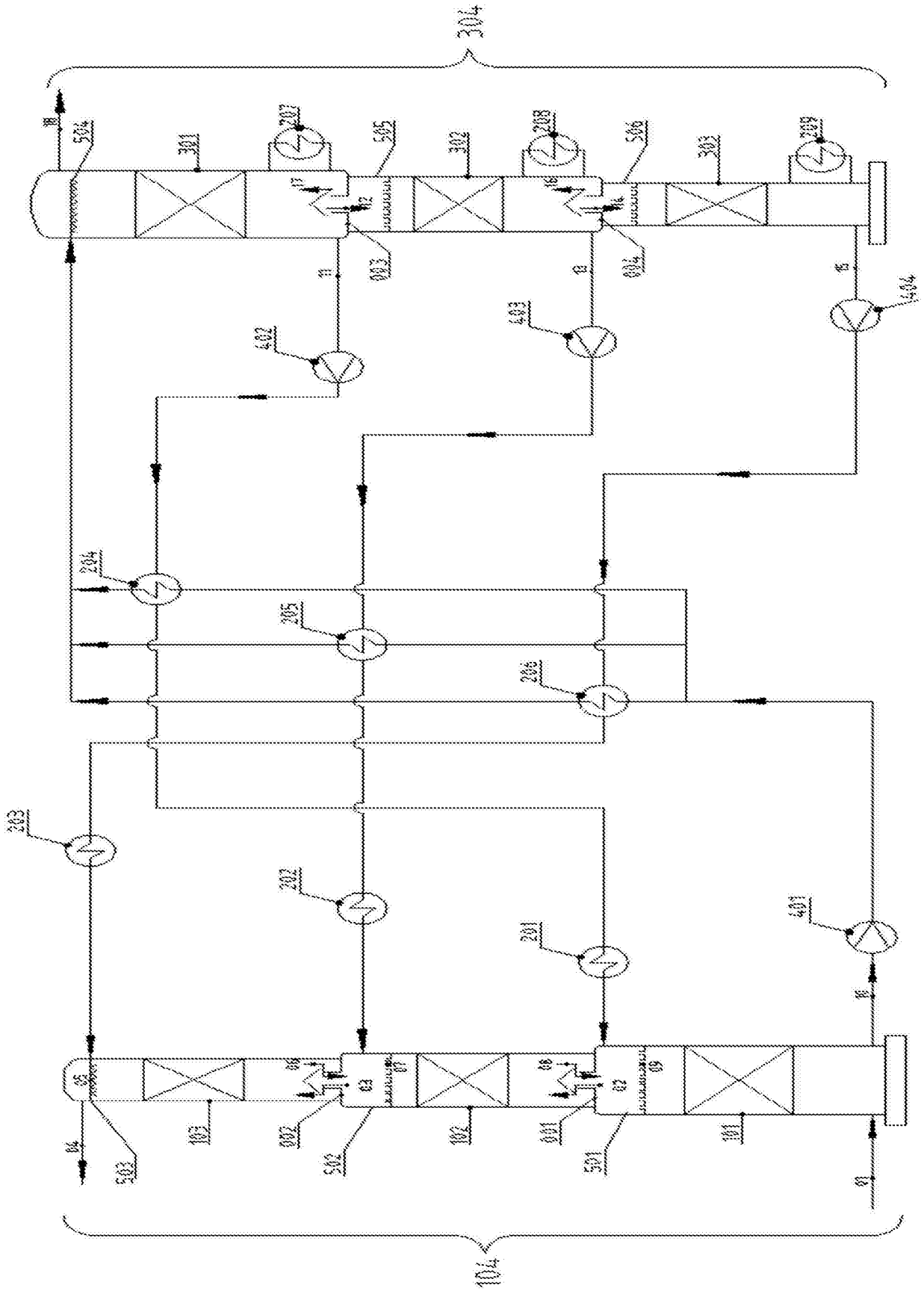


图1

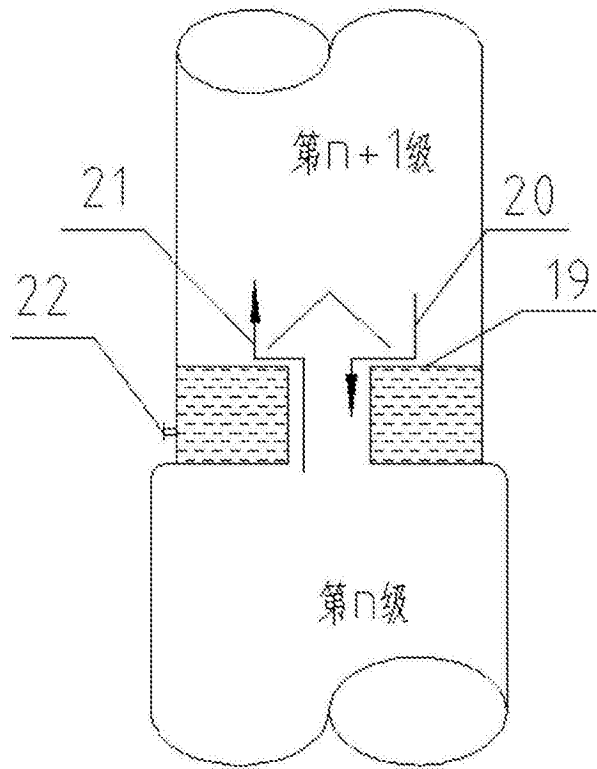


图2

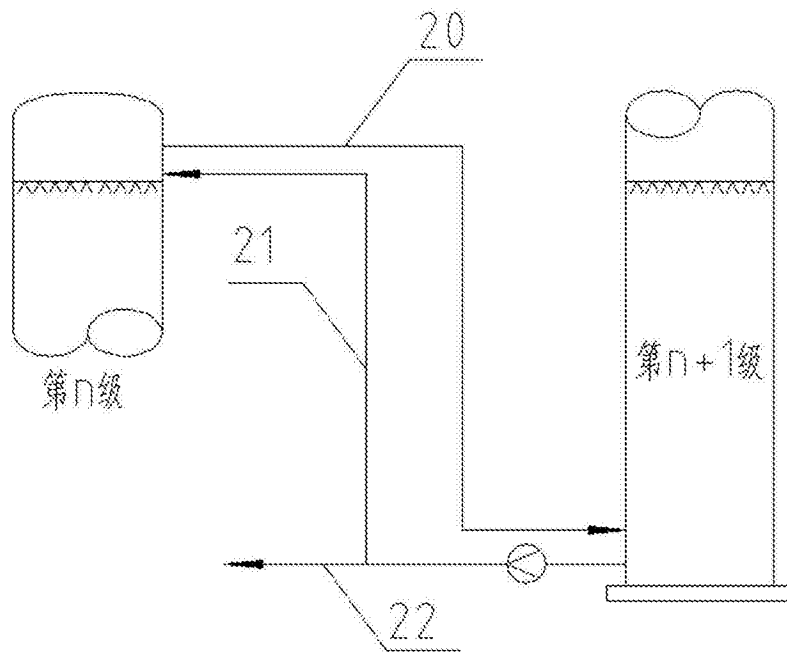


图3