



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 202671464 U

(45) 授权公告日 2013. 01. 16

(21) 申请号 201220340259. 7

(22) 申请日 2012. 07. 09

(73) 专利权人 王献

地址 315012 浙江省宁波市海曙区环城西路
南段 95 弄 69 号 404 室

(72) 发明人 王献

(51) Int. Cl.

C07C 273/16(2006. 01)

C07C 275/00(2006. 01)

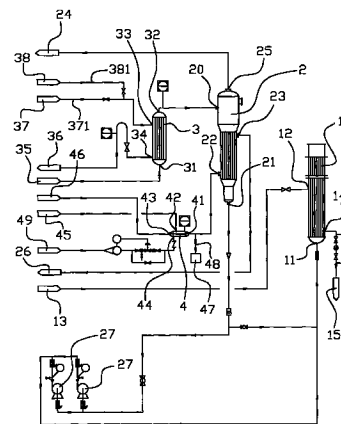
权利要求书 1 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54) 实用新型名称

用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置

(57) 摘要

一种用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置，包括闪蒸分离器、一段蒸发加热器 (1)，所述闪蒸分离器包括闪蒸加热器 (3)、闪蒸浓缩器 (2)，来自二分塔的尿液 (35) 通过管道与闪蒸加热器 (3) 的下部的进口 (31) 相连接，闪蒸加热器 (3) 的上部出口 (32) 通过管道与闪蒸浓缩器 (2) 的进口 (20) 相连接，所述闪蒸浓缩器 (2) 的出口 (21) 通过管道与一段蒸发加热器 (1) 的进口 (11) 相连接，闪蒸浓缩器 (2) 经闪蒸后而分离出来的气体通过出口 (25) 经管道与冷凝器 (24) 相连接。本实用新型的优点在于：增设了闪蒸加热器和闪蒸浓缩器，取代原闪蒸槽，在尿液预热后再进入闪蒸浓缩器，使尿液浓度由原设计 71%，提高到约 82 ~ 84%，尿液的温度从 95℃ 提高到 115℃，从而节约了一段蒸发加热器的蒸气用量。



1. 一种用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置,包括闪蒸分离器、一段蒸发加热器(1),来自二分塔的尿液(35)通过管道与闪蒸分离器的进口相连接,所述闪蒸分离器的出口通过管道与一段蒸发加热器(1)相连接,其特征在于:所述闪蒸分离器包括闪蒸加热器(3)、闪蒸浓缩器(2),所述来自二分塔的尿液(35)通过管道与闪蒸加热器(3)的下部的进口(31)相连接,所述闪蒸加热器(3)的上部出口(32)通过管道与闪蒸浓缩器(2)的进口(20)相连接,所述闪蒸浓缩器(2)的出口(21)通过管道与一段蒸发加热器(1)的进口(11)相连接,所述闪蒸浓缩器(2)经闪蒸后而分离出来的气体通过出口(25)经管道与冷凝器(24)相连接。

2. 根据权利要求1所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述闪蒸浓缩器(2)的热源管的进口(22)通过管道与二甲液混合器(4)的出口(41)相连接,而所述闪蒸浓缩器(2)的热源管的出口(23)通过管道与一吸冷却器(26)相连接,而所述二甲液混合器(4)的第一进口(42)与二甲液(45)管道相连接,而所述二甲液混合器(4)的第二进口(43)与预精馏塔的出气口(46)相连接。

3. 根据权利要求2所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述二甲液混合器(4)与闪蒸浓缩器(2)之间的管道上设置有阀门控制的通向备液槽(47)的连接管(48)。

4. 根据权利要求2所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述二甲液混合器(4)设置有第三进口(44),该第三进口(44)通过管道与来自二氧化碳压缩机三段出气口(49)相连接。

5. 根据权利要求2所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述闪蒸加热器(3)中的加热管的进口(33)通过管道与热源管相连接,而所述闪蒸加热器(3)中的加热管的出口(34)通过管道与二循一冷的冷却器(36)相连接。

6. 根据权利要求2所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述热源管由有来自水解塔(37)气体的出气管(371)和来自锅炉(38)的蒸气管(381)相混合而组成的混合管。

7. 根据权利要求1至6中任一所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述闪蒸浓缩器(2)为闪蒸真空浓缩器。

8. 根据权利要求7所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述闪蒸浓缩器(2)的出口(21)通过管道与闪蒸尿液泵(27)的进口相连接,而所述闪蒸尿液泵(27)的出口通过管道与一段蒸发加热器(1)的进口(11)相连接。

9. 根据权利要求1至6中任一所述的尿液浓缩装置,其特征在于:所述一段蒸发加热器(1)的热源管的进口(12)通过管道与来自低压膨胀槽(13)中的蒸气出口相连接,而一段蒸发加热器(1)的热源管的出口(14)通过管道与蒸气冷凝液槽(15)相连接。

用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置。

背景技术

[0002] 随着尿素产能的过剩,市场竞争的日益激烈,各尿素生产厂家都在不断采用新的技术,进行装置的节能降耗技术改造,以进一步降低成本,来适应市场的需求。目前我国尿素生产工艺主要有以下几种:

[0003] 1、水溶液全循环法尿素生产工艺,此生产工艺是我国自主研发,自主设计的尿素生产工艺,经过了三十多年的风风雨雨的磨炼,装置比较成熟稳定,在我国尿素生产中充当着主力军的作用。吨尿素氨耗可以 $\leq 575\text{kg}$,吨尿素蒸汽消耗目前最好水平 $< 1050\text{kg}$ 。

[0004] 2、氨汽提工艺尿素装置,该工艺是意大利斯那姆公司设计,目前国内有多套年产十五万吨和三十万吨的生产装置,装置运行比较稳定,但扩产能力不大,消耗也无潜力可挖,吨尿素氨耗可以 $\leq 575\text{kg}$,吨尿素蒸汽目前基础上在 1000kg/吨尿素 左右。

[0005] 3、二氧化碳汽提工艺装置,开始也是引进国外的生产工艺,经过不断的改进,现在国内也可以自己设计和加工制造设备,是新建尿素生产装置所采用的主要生产工艺,吨尿素氨耗可以 $\leq 575\text{kg}$,吨尿素蒸汽消耗目前基础上在 950kg/吨尿素 左右。

[0006] 4、水溶液全循环工艺加高压圈改造:该工艺是为水溶液全循工艺节能降耗改造寻找出路,即把二氧化碳汽提工艺高压部分移植到水溶液工艺合成部上,通过对已经运行的几套生产装置的实际调查,吨尿素氨耗可以 $\leq 575\text{kg}$,吨尿素蒸汽消耗目前基础上在 110kg/吨尿素 左右。但该改造项目投资较大,投资回收期较长。

发明内容

[0007] 本实用新型所要解决的技术问题是针对上述现有技术现状而提供一种进入一段蒸发器蒸汽加热器中的水蒸汽、 CO_2 、游离氨的量少且尿液浓度高的用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置;有效降低了一段蒸发器加热器的蒸汽消耗,降低了生产成本。

[0008] 本实用新型解决上述技术问题所采用的技术方案为:本用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置,包括闪蒸分离器、一段蒸发加热器,来自二分塔的尿液通过管道与闪蒸分离器的进口相连接,所述闪蒸分离器的出口通过管道与一段蒸发加热器相连接,其特征在于:所述闪蒸分离器包括闪蒸加热器、闪蒸浓缩器,所述来自二分塔的尿液通过管道与闪蒸加热器的下部的进口相连接,所述闪蒸加热器的上部出口通过管道与闪蒸浓缩器的进口相连接,所述闪蒸浓缩器的出口通过管道与一段蒸发加热器的进口相连接,所述闪蒸浓缩器经闪蒸后而分离出来的气体通过出口经管道与冷凝器相连接。

[0009] 作为改进,所述闪蒸浓缩器的热源管的进口可通过管道与二甲液混合器的出口相连接,而所述闪蒸浓缩器的热源管的出口通过管道与一吸冷却器相连接,而所述二甲液混合器的第一进口与二甲液管道相连接,而所述二甲液混合器的第二进口与预精馏塔的出气口相连接。

[0010] 再改进,所述二甲液混合器与闪蒸浓缩器之间的管道上还可设置有阀门控制的通向备液槽的连接管。

[0011] 再改进,所述二甲液混合器设置有第三进口,该第三进口通过管道与来自二氧化碳压缩机三段出气口相连接。

[0012] 再改进,所述闪蒸加热器中的加热管的进口通过管道与热源管相连接,而所述闪蒸加热器中的加热管的出口通过管道与二循一冷的冷却器相连接。

[0013] 再改进,所述热源管由有来自水解塔气体的出气管和来自锅炉的蒸气管相混合而组成的混合管。

[0014] 再改进,所述闪蒸浓缩器可优选为闪蒸真空浓缩器。

[0015] 再改进,所述闪蒸浓缩器的出口通过管道与闪蒸尿液泵的进口相连接,而所述闪蒸尿液泵的出口通过管道与一段蒸发加热器的进口相连接。

[0016] 再改进,所述一段蒸发加热器的热源管的进口通过管道与来自低压膨胀槽中的蒸气出口相连接,而一段蒸发加热器的热源管的出口通过管道与蒸气冷凝液槽相连接。

[0017] 与现有技术相比,本实用新型采用闪蒸分离器包括闪蒸加热器、闪蒸浓缩器,所述来自二分塔的尿液通过管道与闪蒸加热器的下部的进口相连接,所述闪蒸加热器的上部出口通过管道与闪蒸浓缩器的进口相连接,所述闪蒸浓缩器的出口通过管道与一段蒸发加热器的进口相连接,所述闪蒸浓缩器经闪蒸后而分离出来的气体通过出口经管道与冷凝器相连接。其优点在于:增设了闪蒸加热器和闪蒸浓缩器,取代原闪蒸槽,在尿液预热后再进入闪蒸浓缩器,使尿液浓度由原设计71%(闪蒸后),提高到约82~84%,尿液的温度从95℃提高到115℃,从而节约了一段蒸发加热器的蒸汽用量;还有,闪蒸浓缩器的热源管的进口通过管道与二甲液混合器的出口相连接,而所述闪蒸浓缩器的热源管的出口通过管道与一吸冷却器相连接,而所述二甲液混合器的第一进口与二甲液管道相连接,而所述二甲液混合器的第二进口与预精馏塔的出气口相连接。这种结构的设计,将预蒸馏塔出气和二甲液混合后产生的反应热量供给闪蒸浓缩器,有效地节约了蒸气,从而降低了生产成本。

附图说明

[0018] 图1为本实用新型实施例的工艺流程图。

具体实施方式

[0019] 以下结合附图实施例对本实用新型作进一步详细描述。

[0020] 如图1所示,本实施例的用于尿素生产系统中的尿液浓缩装置,包括闪蒸分离器、一段蒸发加热器1,来自二分塔的尿液35通过管道与闪蒸分离器的进口相连接,所述闪蒸分离器的出口通过管道与一段蒸发加热器1相连接。所述闪蒸分离器包括闪蒸加热器3、闪蒸浓缩器2,所述来自二分塔的尿液35通过管道与闪蒸加热器3的下部的进口31相连接,所述闪蒸加热器3的上部出口32通过管道与闪蒸浓缩器2的进口20相连接,所述闪蒸浓缩器2的出口21通过管道与一段蒸发加热器1的进口11相连接,所述闪蒸浓缩器2经闪蒸后而分离出来的气体通过出口25经管道与冷凝器24相连接。

[0021] 上述闪蒸浓缩器2的热源管的进口22通过管道与二甲液混合器4的出口41相连接,而所述闪蒸浓缩器2的热源管的出口23通过管道与一吸冷却器26相连接,而所述二甲

液混合器 4 的第一进口 42 与二甲液 45 管道相连接,而所述二甲液混合器 4 的第二进口 43 与预精馏塔的出气口 46 相连接。在二甲液混合器 4 与闪蒸浓缩器 2 之间的管道上还设置有阀门控制的通向备液槽 47 的连接管 48,必要时可以向备液槽 47 进行备存。还有,二甲液混合器 4 设置有第三进口 44,该第三进口 44 通过管道与二氧化碳压缩机三段出气口 49 相连接,从而能进一步利用废气而转化为热源,继而降低生产成本。闪蒸加热器 3 中的加热管的进口 33 通过管道与热源管相连接,而所述闪蒸加热器 3 中的加热管的出口 34 通过管道与二循一冷的冷却器 36 相连接。所述热源管由有来自水解塔 37 气体的出气管 371 和来自锅炉 38 的蒸气管 381 相混合而组成的混合管。所述闪蒸浓缩器 2 的出口 21 通过管道与闪蒸尿液泵 27 的进口相连接,而所述闪蒸尿液泵 27 的出口通过管道与一段蒸发加热器 1 的进口 11 相连接。一段蒸发加热器 1 的热源管的进口 12 通过管道与来自低压膨胀槽 13 中的蒸气出口相连接,而一段蒸发加热器 1 的热源管的出口 14 通过管道与蒸气冷凝液槽 15 相连接。

[0022] 上述闪蒸浓缩器 2 为闪蒸真空浓缩器,闪蒸真空浓缩器是指降膜式真空浓缩器,降膜式真空浓缩器由顶部分离器及下部降膜式加热器组成。降膜式蒸发器可以有多种结构形式,但均体现在液体分布器的不同形式上,一般来说,有齿形溢流、导流棒、螺纹导流管和切线进料旋流器等。液体分布器的设计是否合理是关系到整个设备运行效果能否达到的关键所在。以上几种液体分布形式各有特点,但齿形溢流对液位波动反应比较敏感,当物料液位变化时,往往会导致液体分布不均;导流棒虽然分布比较均匀,但当物料有颗粒或结晶时,容易产生堵塞而影响使用效果;螺纹导流管是在导流管上刻有螺旋状的沟槽,使液体产生旋流向下的惯性,从而形成液膜,但其沟槽的大小要根据物料流量设计得很精确,否则影响分布效果或产生堵塞;而我们设计的液体分布器采用切线进料分布器,它集中了上述各种分布器的优点,适合不同生产负荷,不容易产生堵塞,所形成的液膜非常均匀,是一种比较理想的液体分布器。采用降膜式闪蒸浓缩器工艺流程,降膜式真空浓缩器设置在二分塔及一段蒸发器之间,其相当于闪蒸槽及一段蒸发器热能回收段的作用,这样就可取消一段蒸发器热能回收段(也可将此设备采用低压膨胀槽蒸汽加热,达到节约蒸汽目的),方便一段蒸发器加热段的维修。

[0023] 对经济效益分析

[0024] 由于采用了降膜式闪蒸浓缩器,提高了管侧进入一段蒸发器蒸汽加热段的尿液浓度,同时进入一段蒸发器蒸汽加热段气液混合物中的水蒸汽、 CO_2 、游离氨的量将减少。而这部分减少的水蒸汽,不需要象改造前那样需经一段蒸发器蒸汽加热段加热到 130°C 。这样可有效降低一段蒸发器蒸汽加热段的蒸汽消耗。经济效益分析如下:

[0025] 以吨尿素产品为基准,

[0026] 改造前闪蒸槽出口尿液浓度为:Ur 71% H_2O 29%,温度约 90°C (wt, NH_3 、 CO_2 忽略不计);

[0027] 改造后降膜式真空浓缩器出口尿液浓度为:Ur 82% H_2O 18% (wt, NH_3 、 CO_2 忽略不计);管侧进入一段蒸发器蒸汽加热段气液混合物的温度为 105°C ,出口温度为 130°C 。

[0028] 105°C 时,蒸汽的焓为 640.9kcal/kg

[0029] 105°C 时,水的焓为 105kcal/kg

[0030] 130°C 时,蒸汽的焓为 649.8kcal/kg

[0031] 1. 3MPa 饱和蒸汽的焓为 665.7kcal/kg

[0032] 1. 3MPa 饱和蒸汽冷凝液的焓为 191kcal/kg

[0033] 改造后一段蒸发器蒸汽加热段吨尿素产品可降低蒸汽消耗：

[0034]

$$1000X\{ (29\%-18\%) X (649.8-640.9) + (82\%-71\%) X (649.8-105) \}$$

665.7-191

[0035] 约等于 60kg。

[0036] 从上面的计算分析可知,采用降膜式真空浓缩器改造后一段蒸发器蒸汽加热段吨尿素产品蒸汽消耗可降低 60kg(物料衡算上一段蒸发器蒸汽加热段吨尿素消耗蒸汽为了 138kg),蒸汽价格以 150 元 / 吨,以年产尿素 20 万吨尿素装置进行计算；

[0037] 即 :200000 吨 × 0.06 吨 × 150 元 = 180 万元

[0038] 每年回收蒸汽可降低成本 180 万元左右,不到壹年即可回收全部投资,有较好的经济效益。

[0039] 降膜式闪蒸浓缩器适用于水溶液全循环尿素装置和二氧化碳汽提工艺装置的闪蒸部分的改造。

[0040] 增加二甲液混合器的作用：

[0041] 二甲液混合器：是将预蒸馏塔出气 (NH₃73%、CO₂17%、H₂08%、其它约为 2%，温度为 125℃) 中的气液混合物,与来自预热后的二甲液 (NH₃44%、CO₂22%、H₂033%、其它约为 1%，温度约为 100℃),并加入适量的二氧化碳,由分布器均匀的分布,通过混合器的内件进行充分的混合,参与反应并放出热量,给闪蒸后尿液提供热源。出二甲液混合器的气液混合物温度可由原来的 115℃ (原设计进入一段蒸发热能回收段),提高到 128 ~ 132℃,一甲液中的二氧化碳含量由原设计 30 ~ 32%,提高到 34 ~ 36%。出二甲液混合器的气液混合物可根据尿素装置上流程现状,进行改变流程走向,用于一段蒸发热能回收段加热尿液,从而节约蒸汽;最好用于降膜式闪蒸浓缩器的热能提供,因为经闪蒸后的尿液温度比较低 (约为 90℃),热量回收效果较好。

[0042] 再者,由于在二甲液混合器里面加入了二氧化碳,改变了一甲液在一吸塔的组分,二氧化碳浓度提高,水的组分下降,从而降低了进入尿素合成塔的水碳比,有利于尿素合成塔二氧化碳转化率的提高,转化率的提高减轻了中压分解的负荷,也节约了蒸汽的用量。由于部分二氧化碳直接加入中压系统,减轻二氧化碳压缩机的四、五段的压缩负荷,从而降低了二氧化碳压缩机电耗。

[0043] 通过了多家生产装置的实践应用,该设备是一个投资少、见效快,热能效率高的节能降耗设备。

[0044] 对一段蒸发加热器 (热能回收段) 的热源利用：

[0045] 一段蒸发加热器 (热能回收段),是针对尿素生产水溶液全循环工艺而设计,主要是通过预蒸馏气与二甲液混合产生反应热,给闪蒸后的尿液 (约为 90℃) 提供热源,从而降低一段蒸发加热器的蒸汽用量。从物料衡算中得知,一段蒸发加热尿液所需蒸汽吨尿素约 138kg,那么闪蒸浓缩器将闪蒸下液温度由原设计的 90℃ 提高到 110℃ 左右。山东齐鲁一化尿素装置在此次技术改中采用了水解气作为给一段蒸发热能回收段提供热,进入热能回收段的水解气气体温度为 148℃,出热能回段的水解气气体温度为 115℃,有 33℃ 热量被尿液

换走,大大减少一段蒸发加热器的蒸汽用量。

[0046] 以下对改造后的工艺流程作进一步说明:

[0047] 一、从二分塔来的尿液,压力为 0.03Mpa,温度约 105℃,尿液浓度为 66.5%,水含量为 31.96%,氨含量为 0.7%,二氧化碳为 0.44%,缩二脲为 0.4% 然后进入闪蒸加热器的管程,尿液由闪蒸加热器管间来自水解塔出口气体(约 150℃)进行加热,将尿液温度加热至 115℃ 然后进入闪蒸浓缩器分离段,将尿液中的氨和二氧化碳分离出来,进入闪蒸浓缩器加热段管间,进一步加热提浓,然后进入一段蒸发加热器进一步加热提浓,此时进入一段蒸发加热器的尿液成为压力为 0.05Mpa,温度约 113℃,尿液浓度为 84.99%,水含量为 14.28%,氨含量为 0.18%,二氧化碳为 0.094%,缩二脲为 0.456%,由于进入一段蒸发的尿液浓度提高,和原流程相比较吨尿素节约蒸汽约 110kg。

[0048] 二、预蒸留塔出口气,(压力 1.7Mpa,温度约 124℃,水含量为 7.65%,氨含量为 73.57%,二氧化碳为 18.49%,)和二甲液(压力 1.7Mpa,温度约 45℃,水含量为 46.08%,氨含量为 37.253%,二氧化碳为 16.667%,)与来自二氧化碳压缩机的二氧化碳气体二氧化碳(压力 3.8Mpa,温度约 100℃,浓度为 97%),同时进入二甲液混合器,混合后产生放热反应,汽液混合物的温度被提高到约 138 ~ 140℃,进入闪蒸浓缩器的加热段,给来自闪蒸分离段下来的尿液提供热源,利用反应热提高了尿液浓度,从而节约了蒸汽。

[0049] 三、增设二甲液混合器:作用是将预蒸留气和二甲液及二氧化碳在一起混合,进行反应放热将气液混合物温度提高到约 138 ~ 140℃,给来自闪蒸分离段下来的尿液提供热源。

[0050] 四、增设降膜式闪蒸浓缩器,上部为分离段,下部为换热段,取代原闪蒸槽,分离段对来自二分塔的尿液经过加热器加热后进行分离,下部换热热段加热源使用预蒸馏气及二甲液和二氧化碳混合后进入二甲液混合器参加反应并放出热量,给闪蒸分离后的尿液提供热源,加热尿液,将尿液浓度由原设计 70%(闪蒸后),提高到 84%。温度从 95℃ 提高到 115℃,从而节约了一段蒸发加热器的蒸汽。

[0051] 蒸发系统热能回收利用的实际应用为例进行说明:

[0052] 例一改造情况:

[0053] 日产 700 吨尿素节能降耗改造于 2010 年 5 月开车,技改时液氨流量计,蒸汽流量计都没有变动,改造前,吨尿素蒸汽消耗为 1220kg,吨尿素氨耗为 580kg,通过技术改造,工艺运行平稳,吨尿素蒸汽在 1050 ~ 1080kg,吨尿素降低蒸汽用量约 160kg,蒸汽成本为每吨 150 元,吨尿素氨耗为 572 ~ 575kg。较改造前比较吨尿素下降约为 5kg,液氨价格每吨约 3200 元,年增加效益为:

[0054] 蒸汽: $200000 \times 0.16 \text{ 吨} \times 150 \text{ 元} = 480 \text{ 万元}$ 。

[0055] 液氨: $200000 \times 0.005 \text{ 吨} \times 3200 \text{ 元} = 320 \text{ 万元}$ 。

[0056] 例二、改造情况:

[0057] 日产 750 吨节能降耗改造于 2011 年 10 月开车,技术改造时液氨流量计,蒸汽流量计都没有变动,改造前,吨尿素蒸汽消耗为 1230kg,吨尿素氨耗为 575kg,通过技术改造,工艺运行平稳。

[0058] 技术改造前蒸汽消耗一览表 2011 年 8 月

项目 \ 日期	日期					
	8.1	8.2	8.3	8.4	8.5	8.6
日产量 (t)	619.15	626.4	625.95	639.65	651.9	648.25
日消耗蒸汽量 (t)	758.6	768.3	769.4	778.1	785.2	789.6
吨尿素消耗蒸汽 (t)	1.225	1.227	1.229	1.22	1.21	1.22

[0060] 技术改造后蒸汽消耗一览表 2011 年 11 月

[0061]

项目 \ 日期	日期					
	11.15	11.16	11.17	11.20	11.21	11.22
日产量 (t)	619.2	622.85	612.25	636.95	628.55	623.25
日消耗蒸汽量 (t)	646.4	647.9	637.7	656.9	647.2	638.9
吨尿素消耗蒸汽 (t)	1.044	1.04	1.042	1.03	1.03	1.025

[0062] 从上面两个表中可以看出：改造前后对比，吨尿素降低蒸汽用量约 180kg，蒸汽成本为每吨 150 元；吨尿素氨耗为 568 ~ 572kg。改造后吨尿素下降液氨为 3kg，液氨价格每吨约 3200 元，年产 20 万吨尿素，年增加液氨效益为：

[0063] 蒸汽： $200000 \times 0.18 \text{ 吨} \times 150 \text{ 元} = 540 \text{ 万元}$ 。

[0064] 液氨： $200000 \times 0.003 \text{ 吨} \times 3200 \text{ 元} = 192 \text{ 万元}$ 。

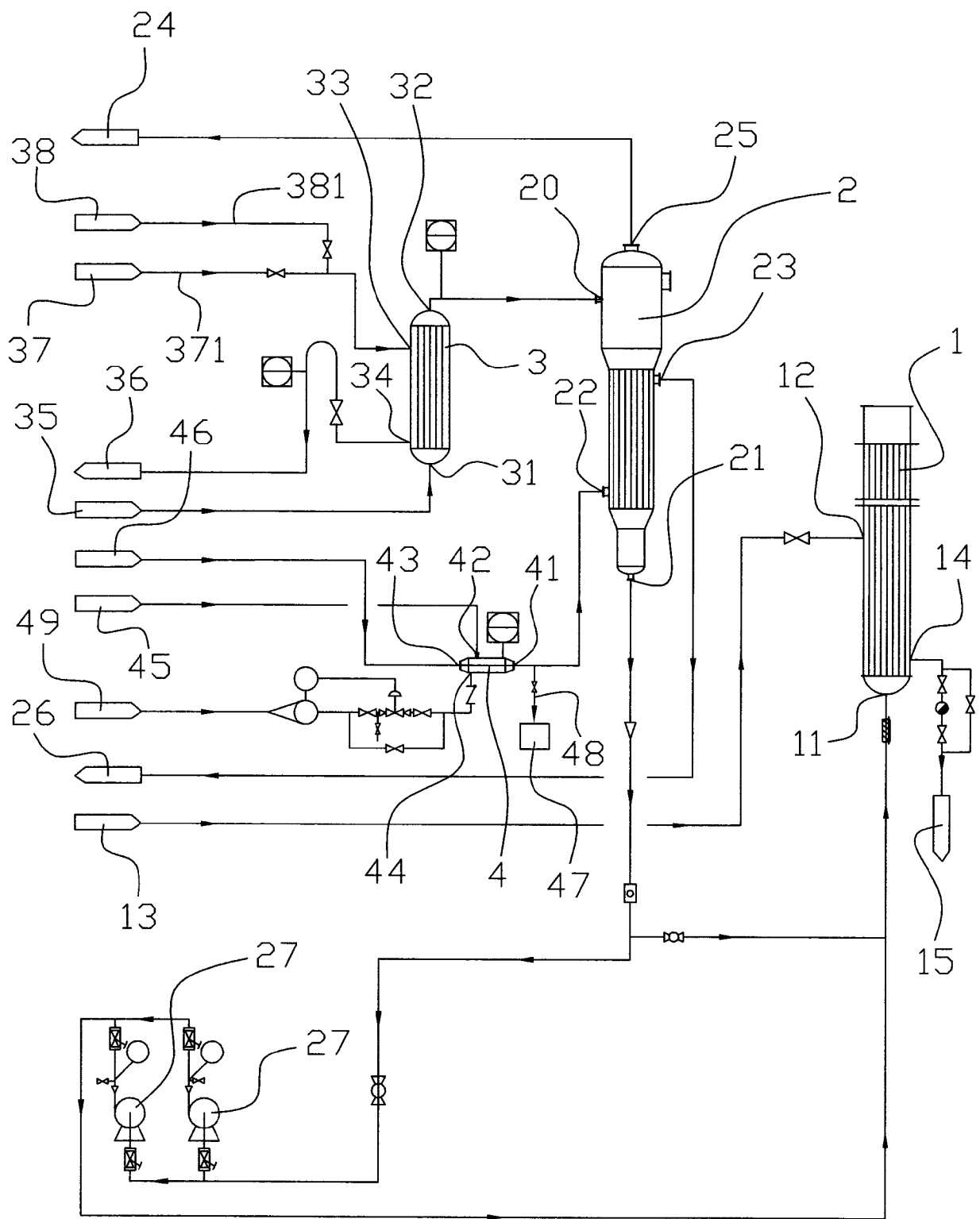


图 1