

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl<sup>7</sup>

C07C273/02

C07C273/00

B01D 3/00

# [12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 88102855.X

[45]授权公告日 2000年5月10日

[11]授权公告号 CN 1052221C

[22]申请日 1988.5.14 [24]颁证日 2000.2.5

[21]申请号 88102855.X

[30]优先权

[32]1987.5.15 [33]CH [31]01871/87-4

[73]专利权人 乌里阿·卢萨勒有限公司

地址 瑞士卢加诺

[72]发明人 安伯托·扎迪 乔尔乔·帕加尼

审查员 秦士魁

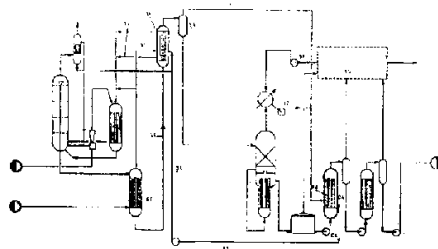
[74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标事务所  
代理人 孙令华

权利要求书 5 页 说明书 20 页 附图页数 8 页

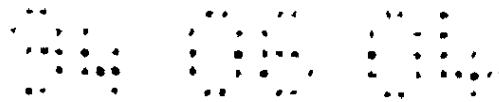
[54]发明名称 制造尿素的方法和装置的改进

[57]摘要

传统的制造尿素的方法包括：一个 NH<sub>3</sub> 和 CO<sub>2</sub> 的反应段、一个用 CO<sub>2</sub> 汽提含甲氨酸酯和其它产物的尿素溶液的汽提段、一个使汽提蒸汽冷凝的冷凝段和两个真空蒸馏段，本发明至少增设另一个段，这个增设的段选自：基本上用回收热量的、尤其是具有双效的中压蒸馏段，预蒸馏段和第二汽提段。



ISSN 1008-4274



## 权 利 要 求 书

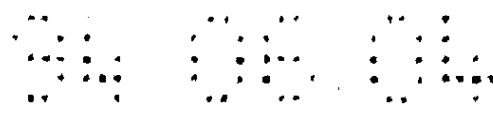
---

1. 一种改进尿素生产设备以减少能量消耗的方法, 该设备包括一个从氨和二氧化碳合成尿素的反应器(R), 一个用二氧化碳汽提离开反应器(R)的尿素溶液的汽提器(ST), 一个甲氨酸酯冷凝器(C1)和至少一个真空蒸馏器(D2), 其特征在于, 该方法包括在汽提器(ST)和上述至少一个真空蒸馏器(D2)之间的位置, 向该设备引入一个蒸馏离开汽提器(ST)的尿素溶液的中压蒸馏段。

2. 根据权利要求1所述的方法, 其特征在于, 中压蒸馏段包括一个蒸馏冷凝器(DC), 其中蒸馏所需热量是通过冷凝部分离开所述汽提器(ST)的蒸汽而提供的。

3. 根据权利要求2所述的方法, 其特征在于, 通过冷凝离开所述蒸馏冷凝器(DC)的蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所述的至少一个真空蒸馏器(D2)。

4. 根据权利要求3所述的方法, 其特征在于, 蒸馏冷凝器(DC)包括一束管, 其中被蒸馏的尿素溶液在管内循环, 该管被一环形起泡区A所环绕, 在该起泡区(A)中, 所述的离开汽提器(ST)的蒸汽被弱甲氨酸酯溶液吸收, 该弱甲氨酸酯溶液是通过在所述的至少一个真空蒸馏器(D2)中冷凝离开所述蒸馏冷凝器(DC)的蒸汽而得到的。



5. 根据权利要求 1 所述的方法, 其特征在于, 中压蒸馏段包括一个蒸馏器(MP)。

6. 根据权利要求 5 所述的方法, 其特征在于, 通过冷凝离开所述中压蒸馏器(MP)的蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所述至少一个真空蒸馏器(D2)。

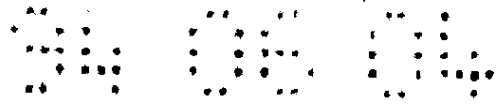
7. 根据权利要求 5 所述的方法, 其特征在于, 该方法进一步包括在汽提器(ST)和甲氨酸酯冷凝器(C1)间引入预汽凝器(PRC)。

8. 根据权利要求 6 或 7 所述的方法, 其特征在于, 将至少 80% 通过在所述至少一个真空蒸馏器(D2)中冷凝离开所述中压蒸馏器(MP)的蒸汽而得到的弱甲氨酸酯溶液送入所述预冷凝器(PRC)中, 由此得到低压回收蒸汽。

9. 根据权利要求 8 所述的方法, 其特征在于, 通过冷凝在所述预冷凝器(PRC)中回收的低压蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所述蒸馏器(MP)。

10. 根据权利要求 1—9 中任一项所述的方法, 其特征在于, 所述至少一个真空蒸馏器(D2)包括一束管, 尿素溶液在该管中循环, 以及三个叠加区(B1, B2, B3), 其中从甲氨酸酯冷凝器(C1)来的回收蒸汽以及从中压蒸馏段来的弱甲氨酸酯溶液分别在壳内循环。

11. 根据前述任一权利要求所述的方法, 其特征在于, 该方法



进一步包括下述步骤：

—在反应器(R)和汽提器(ST)之间,引入一个蒸馏离开反应器(R)的尿素溶液的预蒸馏器(PRD),以减少汽提器(ST)上的热负载;和

—提高反应器(R)中氨与二氧化碳的摩尔比。

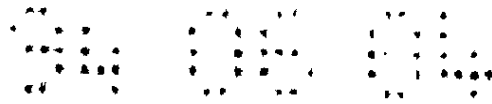
12. 根据权利要求 11 所述的方法,其特征在于,提高反应器(R)中氨与二氧化碳的摩尔比,以使反应器(R)中的氨过量 2.8 至 3.4 摩尔。

13. 一种改进的制备尿素的设备,该设备包括一个从氨和二氧化碳合成尿素的反应器(R),一个用二氧化碳汽提离开反应器(R)的尿素溶液的汽提器(ST),一个甲氨酸酯冷凝器(C1)和至少一个真空蒸馏器(D2),其特征在于,该设备还包括一个位于汽提器(ST)和所述至少一个真空蒸馏器(D2)之间的中压蒸馏段,以蒸馏离开汽提器(ST)的尿素溶液。

14. 根据权利要求 13 所述的设备;其特征在于,中压蒸馏段包括一个蒸馏冷凝器(DC),其中蒸馏所需热量是通过冷凝部分离开所述汽提器(ST)的蒸汽而提供的。

15. 根据权利要求 14 所述的设备,其特征在于,通过冷凝离开所述蒸馏冷凝器(DC)的蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所述的至少一个真空蒸馏器(D2)。

16. 根据权利要求 15 所述的设备,其特征在于,蒸馏冷凝器



(DC)包括一束管,其中被蒸馏的尿素溶液在管内循环,该管被一环形起泡区A所环绕,在该起泡区(A)中,所述的离开汽提器(ST)的蒸汽被弱甲氨酸酯溶液吸收,该弱甲氨酸酯溶液是通过在所述的至少一个真空蒸馏器(D2)中冷凝离开所述蒸馏冷凝器(DC)的蒸汽而得到的。

17. 根据权利要求13所述的设备,其特征在于,中压蒸馏段包括一个蒸馏器(MP)。

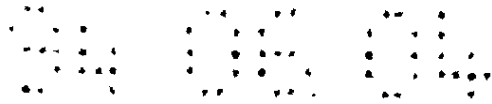
18. 根据权利要求17所述的设备,其特征在于,通过冷凝离开所述中压蒸馏器(MP)的蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所需至少一个真空蒸馏器(D2)。

19. 根据权利要求17所述的设备,其特征在于,该设备进一步包括在汽提器(ST)和甲氨酸酯冷凝器(C1)间引入预汽凝器(PRC)。

20. 根据权利要求18或19所述的设备,其特征在于,将至少80%通过在所述至少一个真空蒸馏器(D2)中冷凝离开所述中压蒸馏器(MP)的蒸汽而得到的弱甲氨酸酯溶液送入所述预冷凝器(PRC)中,由此得到低压回收蒸汽。

21. 根据权利要求20所述的设备,其特征在于,通过冷凝在所述预冷凝器(PRC)中回收的低压蒸汽而将部分蒸馏所需热量提供给所述蒸馏器(MP)。

22. 根据权利要求13—21中任一项所述的设备,其特征在于,



该设备进一步包括一个位于反应器(R)和汽提器(ST)之间的蒸馏离开反应器(R)的尿素溶液的预蒸馏器(PRD)。

23. 根据权利要求 13—22 中任一项所述的设备,其特征在于,所述至少一个真空蒸馏器(D2)包括一束管,尿素溶液在该管中循环,以及三个叠加区(B1, B2, B3),其中从甲氨酸酯冷凝器(C1)来的回收蒸汽以及从中压蒸馏段来的弱甲氨酸酯溶液分别在壳内循环。

# 说 明 书

## 制造尿素的方法和装置的改进

本发明涉及制造尿素的方法和装置的改进，利用所述方法和装置可使氨与二氧化碳转化并可用原料 $\text{CO}_2$ 汽提离开反应器的尿素溶液。

这种方法和装置之所以被广泛采用和获得明显成功，除了具有简单的 $\text{CO}_2$ 汽提段这一个原因外，还由于它具有：

——较低的合成压力（例如，140巴左右）；

——在一般与合成压力相同的压力下操作的汽提塔中，可直接得到高纯度的尿素溶液；

——数目有限的用于精制溶液的下游段（例如：3.5~4巴下的段、1巴下的闪蒸段、真空段和成粒段）。

即使具有这些不能否认的优点，上述的系统也不是没有缺点的，特别是生产用蒸汽的消耗量确实是不低的（例如900公斤/吨），由于能源费用的增长（例如由于原油危机），这样大的蒸汽耗量已成为现有装置连续操作的障碍。为了提高方法的效率，人们曾进行过许多（而且有的是卓越的）尝试，但迄今几乎所有这些尝试都没有取得具体的结果，特别是并没有能明显地降低能耗。

而且，由于反应器中 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之比值低，因此反应器出口转化率低，从而使进一步发展变得更加困难。

本发明的目的在于改进上述制造尿素的系统，以使蒸汽耗量大大降低，特别是使现有装置的现代化简易可行。

现在通过增设至少一个段，就可出人意外地达到这个目的和其它

目的。可选用来增设的段有：基本上使用回收热的、最好是双效的中压蒸馏段，和设在现有汽提塔上游的预蒸馏段。

下面通过对图的描述和通过附表，对本发明的各个方面和优点作了说明。

先有技术：用  $\text{CO}_2$  汽提的方法

图 1 表示传统方法的简化流程图。R 表示反应器。从管线 1 来的  $\text{NH}_3$ ，通过喷射器、冷凝器 O 1 和管线 10 进入反应器；从管线 2 来的  $\text{CO}_2$ ，通过汽提塔 S T、冷凝器 O 1 和管线 9 进入反应器。离开反应器 R 的尿素溶液，在重力的作用下经管线 3 流入汽提塔 S T。在这里大量的甲氨酸酯和游离  $\text{NH}_3$  被从管线 2 来的原料  $\text{CO}_2$  汽提，并经管线 4 循环到反应器，在膜式甲氨酸酯冷凝器 O 1 中部分冷凝之后，产生例如绝对压力为 4.5 巴的蒸汽。

使循环的甲氨酸酯 (8) 与由反应器本身底部取出的一部分溶液 (30)，一道通过喷射器 E、冷凝器 O 1 送入反应器 R。

驱动剂 (driving agent) 为原料  $\text{NH}_3$  (1)。将离开反应器 R 顶部的剩余蒸汽 (7) 送入洗涤塔 HP (V. O. S)，在这里被返回的甲氨酸酯溶液 (20) 洗涤，然后送入技术上熟知的回收段 (图中未绘出)。

离开汽提塔 S T 的溶液直接流入在例如约 3.5 巴的压力下操作的段 L. P.，在 D 1 中在例如 4.5 巴下用蒸汽蒸馏，接着流入在 1 巴下的闪蒸罐 S B，然后由此送入真空蒸馏塔 D 2 和 D 3。蒸馏塔 D 1、D 2 和 D 3 分别与分离器 S 1、S 2 和 S 3 相连。离开 S 3 的尿素溶液被送到结晶段 (技术上是已知的)，而蒸汽在真空段 V S 中冷凝。由罐 S B 出来的蒸汽也流到真空段 V S。

按常规，生成的水从 21 排出，而含  $\text{NH}_3$  和  $\text{CO}_2$  的溶液则通

过19被循环到段LF。

汽提塔ST和第二真空蒸馏塔D<sub>2</sub>都使用20巴的蒸汽，而其它装置则使用4.5巴的回收蒸汽。

NH<sub>3</sub>回收段和真空段均是传统型的，这里就不对其作说明了。

本方法的典型操作条件为：

——反应器中NH<sub>3</sub> / CO<sub>2</sub> 之摩尔比：2.8；

——反应器中H<sub>2</sub>O / CO<sub>2</sub> 之摩尔比：0.4；

——反应器收率：57%；

——反应器出口温度：183~185℃；

——反应器压力：141巴；

——20巴蒸汽耗量：1000公斤/吨；

——4.5巴输出回收蒸汽量：350公斤/吨。

关于传统方法的数据见表1。

### 传统方法的改进

业已发现，通过增设这样的中压(=20巴)段可使过程能效得到初步改进，在该中压段中，蒸馏所需的热量由回收的热/蒸汽提供，而所得的蒸汽则在第一真空蒸馏塔中冷凝，因此可供给蒸馏所需的大部分热量。通过直接使甲氨酸酯冷凝，或用至少6巴的蒸汽，以取得蒸馏所需要的热量。

在第一种实施方案(蒸汽冷凝以形成甲氨酸酯，图2)中，使用了蒸馏冷凝器DO，特别是图3所述的那种。

如图2所示，DO接受一部分通过管线31来自汽提塔ST的蒸汽和通过管线32来自D<sub>2</sub>底部的甲氨酸酯溶液OA。由DO出来的冷凝液，通过管线34流入甲氨酸酯冷凝器O1，而由ST底部出来的尿素溶液，通过管线35，被送入DO中蒸馏，接着进入分离器

84, 所分出的蒸汽通过管线36, 被送入按技术上熟知的双效工艺设计的D2中冷凝。实际上, 通过36从D0来的蒸汽是在有弱甲氨酸酯溶液37存在的情况下在D2中冷凝的, 由此释放出的热量用于蒸馏在D2的管内在真空下流动的尿素溶液。

图3所示为一冷凝蒸馏器D0, 从31来的蒸汽在该蒸馏器的壳程M冷凝, 而产生的热量则用于蒸馏在管Tn内流动的尿素溶液。

从图3还可以看出, 从31中来的蒸汽在液环A中被洗涤, 并被正在加热的甲氨酸酯溶液32吸收。

通过热虹吸作用, 可在D0的中心区ZO发生溶液返回循环(箭头F)。该中心区是用两端开口的圆筒OI使之与起泡区A隔开的。

在此中心区ZO中, 甲氨酸酯通过逆流传热将热量传给流过管Tn的蒸馏相尿素溶液U而得到冷却。

在第二种实施方案(图4)中, 生成绝对压力至少为6巴(先有技术装置为4.5巴)的蒸汽。现已发现, 使用预冷凝器PRO〔例如垂发或垂鬃型(flowing hair or mane type)〕可以产生数量和质量均足以满足中压蒸馏所需要的这种蒸汽。将至少80%的弱循环甲氨酸酯溶液(来自管线25)和循环水(来自管线24)送入该预冷凝器PRO中。得到含高浓度水的甲氨酸酯溶液就可以在相同的压力下提高冷凝热, 使温度至少升高到170℃, 从而产生所需要的至少6巴的蒸汽。

图4中的真空蒸馏-冷凝器D2, 也与图2中的相同。最好是采用现已发现的如图5所示的那种最适宜的真空蒸馏冷凝器以取得最大的传热效果。

该D2由B1、B2和B3三个段组成。图5表示构成真空蒸馏段(第一段在0.35巴绝对压力下)的整个装置。上部分B1用回

收蒸汽VAB (来自甲氨酸酯冷凝器O1) 操作, 其冷凝液VO从上述B1段底部排出, 这样可得到尿素的最终浓度为96%的蒸馏溶液SU+V。

其余部分由B2和B3两个单元串联组成, 其中甲氨酸酯(弱甲氨酸酯)溶液37由顶部流到底部, 并在两个不同的段B2和B3中得到冷却。这样使最终的甲氨酸酯溶液32具有可能达到的最低温度, 因而具有最小的压力。在单元B3的上部还设有惰性气出口GI。

另一方面, 甲氨酸酯溶液37'和含惰性气的残余蒸汽VR分别被引入图5蒸馏-冷凝器的导管100和101。

由于这种尿素溶液U的压力值为20巴, 因此它可在蒸馏塔MP中在中压(20巴)下, 用6巴回收蒸汽VAB蒸馏。

在双效系统中可回收的热量不足以蒸馏出浓度高达96%的尿素溶液。因此将蒸馏塔D2分成上、下两部分。上部分B1使用回收蒸汽, 下部分又分成B2和B3两个区, 使用来自中压蒸馏塔MP管12(见图4)的含惰性气的蒸汽VMP。

应用所述方案可达到的操作条件可归结为:

- 反应器中 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之摩尔比: 2.8;
- 反应器中 $\text{H}_2\text{O} / \text{CO}_2$ 之摩尔比: 0.5;
- 反应器收率: 57%;
- 反应器出口温度: 18.5℃;
- 20巴蒸汽耗量: 800公斤/吨;
- 输出回收蒸汽量: 200公斤/吨。

与原来的情况相比, 可以节省20巴蒸汽200公斤/吨, 同时还可获得4.5巴回收蒸汽150公斤/吨。

因此, 用增设中压双效段的方法, 即使无极大改进, 也可以使操

作条件得到改善。

事实上，要使本方法得到显著的改进，最大的障碍在于因反应器中  $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$  之比值低而使得反应器B的转化率低。

如果提高此比值，则会使汽提塔ST的操作条件变坏，并因而使全装置的操作条件变坏。

现已发现，通过在现有汽提塔ST的上游增设预蒸馏塔PBD的方法，可取得下列结果：

——可将高  $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$  比值（重量比  $> 2.5$ ）的溶液加入汽提塔，可以用  $\text{CO}_2$  汽提；

——因此，可使反应器在较高的  $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$  比值的情况下操作，因而可提高转化率；

——明显降低  $\text{CO}_2$  汽提塔的热负荷，可以大大地超负荷。

图6表示通过增设预蒸馏塔而得到改进的本方法的流程。在该流程中增设了上流式预蒸馏塔作预备步骤，以避免溶液循环驱动力的变动。

离开预蒸馏塔PBD的蒸汽5与从汽提塔ST出来的蒸汽合并，而部分蒸馏的尿素溶液则流入原有的汽提塔，以使用  $\text{CO}_2$  作最后的汽提。

计算而得的操作条件的数据如下：

——反应器中  $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$  之摩尔比：3.4；

——反应器中  $\text{H}_2\text{O} / \text{CO}_2$  之摩尔比：0.5；

——反应器收率：64%；

——反应器出口温度：185℃；

——反应器压力：141巴；

——20巴蒸汽耗量：820公斤/吨；

——4.5 巴输出蒸汽量：120 公斤/吨。

因此所获得的操作条件与双效方案估计的操作条件相似。

本发明的特别有利的方面，由于采用双效系统（图2~5）和增设蒸馏塔（图6）所获得的改进作用是可以合起来的，这意味着二者同时使用时所得的效果基本上是累加的。

图7和图8表示在增设预蒸馏塔PRD和双效系统的情况下用 $\text{CO}_2$ 汽提的方法，双效系统已在图中标明，即在图7中具有图2的蒸馏-冷凝器DC，和在图8中具有图4的预冷凝器PRC。

可达到的值得注意的操作条件为：

——反应器中 $\text{NH}_3$  /  $\text{CO}_2$  的摩尔比：3.4；

——反应器中 $\text{H}_2\text{O}$  /  $\text{CO}_2$  的摩尔比：0.4；

——反应器收率：64%；

——反应器出口温度：185℃；

——反应器压力：14.1巴；

——20巴蒸汽耗量：100公斤/吨。

本说明书在表1、2和3中列出物料平衡或实施例，旨在说明本发明而无意对本发明进行限制。

实施例1（表1）——传统方法

（图1）

实施例2（表2）——双效方法

（图2和4）

实施例3（表3）——采用预蒸馏塔的方法

（图6）

生产能力 - 1000 吨尿素 / 日

表 I

$\text{NH}_3 / \text{CO}_2 = 2.8$  用  $\text{CO}_2$  汽提的方法

初步结果

$\text{H}_2\text{O} / \text{CO}_2 = 0.4$  传统的精制情况

收率 = 57%

序号	1		2		3		4		5		6					
	液 态	kg/h	kg/h	% w	液 态	kg/h	% w	气 态	kg/h	% w	液 态	kg/h	% w	气 态	kg/h	% w
物理状态					气 态			气 态			液 态			液 态		
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	160		141		141			141			141			141		
T (°C)	40		100		183			180			170			160		
组 成																
尿 素																
NH <sub>3</sub>	23625		30555	100.00	43403	34.62	31617	38.11	41667	57.10	5181	7.10	1055	83.00		
CO <sub>2</sub>					24011	19.15	49133	59.22	6706	9.19	19418	26.61	183	14.40		
H <sub>2</sub> O					22158	17.67	2219	2.67	19418	26.61	33	2.60	33	2.60		
合 计	23625	100.00	30555	100.00	125386	100.00	82969	100.00	72972	100.00	1271	100.00				

表 1 (续)

序号	7		8		9		10		11		12	
	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
物理状态	气态		液态		气态		液态		液态		气态	
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	141				141		141		3.5		3.5	
T (°C)	183				167		167		135		135	
组成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿素												
NH <sub>3</sub>	5483	53.45	10619	36.64	13895	52.14	51966	47.71	41667	1.31	4388	34.59
CO <sub>2</sub>	4425	43.50	11131	38.41	11990	44.99	48274	44.32	313	0.52	6393	50.40
H <sub>2</sub> O	310	3.05	7228	24.95	765	2.87	8682	7.97	17514	29.05	1904	15.01
合计	10173	100.00	28978	100.00	26650	100.00	108922	100.00	60287	100.00	12685	100.00

表 1 (续)

序号	13		14		15		16		17		18			
	物理状态	液态	气态	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	
	P (Kg/cm <sup>2</sup> abs.)	1.0	1.0		0.3	0.3		0.3	0.05	0.05		0.05		
	T (°C)	92	100		125	125		125	140	140		140		
组成		kg/h	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿素		41667		73.08	41667	96.00		41667	41667	99.8				
NH <sub>3</sub>		336	457	13.97	336	2.47		336						
CO <sub>2</sub>		114	199	6.08	114	0.84		114						
H <sub>2</sub> O		14899	2615	79.95	1736	4.00		13163	83	0.2		1653	100.00	
合计		57016	3271	100.00	43403	100.00	13613	100.00	41750	100.00	1653	100.00		

表 1 (续)

序号	19		20		21		22		23	
	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
物理状态	液 态		液 态		液 态					
P(kg/cm <sup>2</sup> abs.)	3.5		3.5							
T (°C)	50		71							
组 成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿 素										
NH <sub>3</sub>	1848	25.00	6236	31.06						
CO <sub>2</sub>	496	6.71	6889	34.31						
H <sub>2</sub> O	5047	68.29	6951	34.63	12417	100.00				
合 计	7391	100.00	20076	100.00	12417	100.00				

生产能力—1000吨/日

$NH_3 / CO_2 = 2.8$

$H_2O / CO_2 = 0.5$

收率 = 57%

双效情况

表 2

初步结果

惰性气=0

损失=0

序号	1		2		3		4		5		6	
	物理状态	液态	气态	液态	气态	液态	气态	液态	气态	液态	气态	
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	160	141	141	141	141	141	141	141	141	141	141	
T (°C)	40	100	185	180	168	160						
组成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
	尿素					43403	34.00			41667	50.45	
NH <sub>3</sub>	23625	100.00			35814	28.05	28216	37.19	8672	10.50	1055	83.00
CO <sub>2</sub>				100.00	24011	18.81	44690	59.08	11149	13.50	183	14.40
H <sub>2</sub> O					24443	19.14	2822	3.73	21100	25.55	33	2.60
合计	23625	100.00	30555	100.00	127671	100.00	75638	100.00	82588	100.00	1271	100.00



表 2 (续)

序号	13		14		15		16		17		18	
	物理状态	液 态	气 态	液 态	气 态	液 态	气 态	液 态	气 态	液 态	气 态	
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	3.5	3.5	135	1	1	0.3	0.3	125	125	0.3	0.3	
T (°C)	135	135	135	92	92	125	125	125	125	125	125	
组 成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
	尿 素	41667	69.12			41667	73.08			41667	96.00	
NH <sub>3</sub>	793	1.31	4861	46.78	336	0.59	457	13.97			336	2.47
CO <sub>2</sub>	313	0.52	3574	34.40	114	0.20	199	6.08			114	0.84
H <sub>2</sub> O	17514	29.05	1956	18.82	14899	26.13	2615	79.95			13163	96.69
合 计	60287	100.00	10391	100.00	57016	100.00	3271	100.00	43403	100.00	13613	100.00

表 2 (续)

序号	19		20		21		22		23		24	
	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
物理状态	液 态		气 态		液 态		液 态		液 态		液 态	
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	0.05		0.05				3.5		3.5		141	
T (°C)	140		140				50		40		120	
组 成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿 素	41667	99.8										
NH <sub>3</sub>							793	12.96	5654	34.24	9727	32.76
CO <sub>2</sub>	83	0.2					313	5.11	3887	23.54	11332	38.17
H <sub>2</sub> O			1653	100.00	12417	100.00	5014	81.93	6970	42.22	8633	29.07
合 计	41750	100.00	1653	100.00	12417	100.00	6120	100.00	16511	100.00	29692	100.00

表 2 (续)

序号	25		26					
	kg/h	% w	kg/h	% w				
物理状态	液 态		液 态					
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	141		141					
T (°C)	120		120					
组 成	kg/h	% w	kg/h	% w				
尿 素								
NH <sub>3</sub>	8249	32.76	1478	32.75				
CO <sub>2</sub>	9611	38.17	1721	38.13				
H <sub>2</sub> O	7319	29.07	1314	29.12				
合 计	25179	100.00	4513	100.00				



表 3 (续)

序号	7		8		9		10		11		12	
	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
物理状态	液 态								液 态		气 态	
P(kg/cm <sup>2</sup> abs.)	141								141		141	
T (°C)	170								185		160	
组 成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿 素	41667	55.00							5438	53.45	1055	83.00
NH <sub>3</sub>	6060	8.00							4425	43.50	183	14.40
CO <sub>2</sub>	7576	10.00							310	3.05	33	2.60
H <sub>2</sub> O	20454	27.00										
合 计	75757	100.00							10173	100.00	1271	100.00

表 3 (续)

序号	13		14		15		16		17		18	
	物理状态	液态	气态	kg/h	% w	液态	kg/h	% w	气态	kg/h	% w	气态
P(kg/cm <sup>2</sup> abs.)		3.5	3.5		1.0	1		0.3		0.3		0.3
T (°C)		135	135		92	100		125		125		125
组成	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿素	41667	69.12			41667	73.08			41667	96.00		
NH <sub>3</sub>	793	1.31	5267	34.05	336	0.59	457	13.17			336	2.47
CO <sub>2</sub>	313	0.52	7263	46.95	114	0.20	199	6.08			114	0.84
H <sub>2</sub> O	17514	29.05	2940	19.00	14899	26.13	2615	79.95			1736	96.69
合计	60287	100.00	15470	100.00	57016	100.00	3271	100.00	43403	100.00	13613	100.00

表 3 (续)

序号	19		20		21		22		23		24		
	物理状态	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
P (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	液态	0.05	0.05	汽态	-	液态	3.5	液态	141	液态	71		
T (°C)		140	140		-		50						
组成		kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w	kg/h	% w
尿素		41667	99.8										
NH <sub>3</sub>							1848	25.00	7115	31.12			
CO <sub>2</sub>							496	6.71	7759	33.94			
H <sub>2</sub> O		83	0.2	1653	100.00	12417	100.00	5047	68.29	7987	34.94		
合计		41750	100.00	1653	100.00	12417	100.00	7391	100.00	22861	100.00		





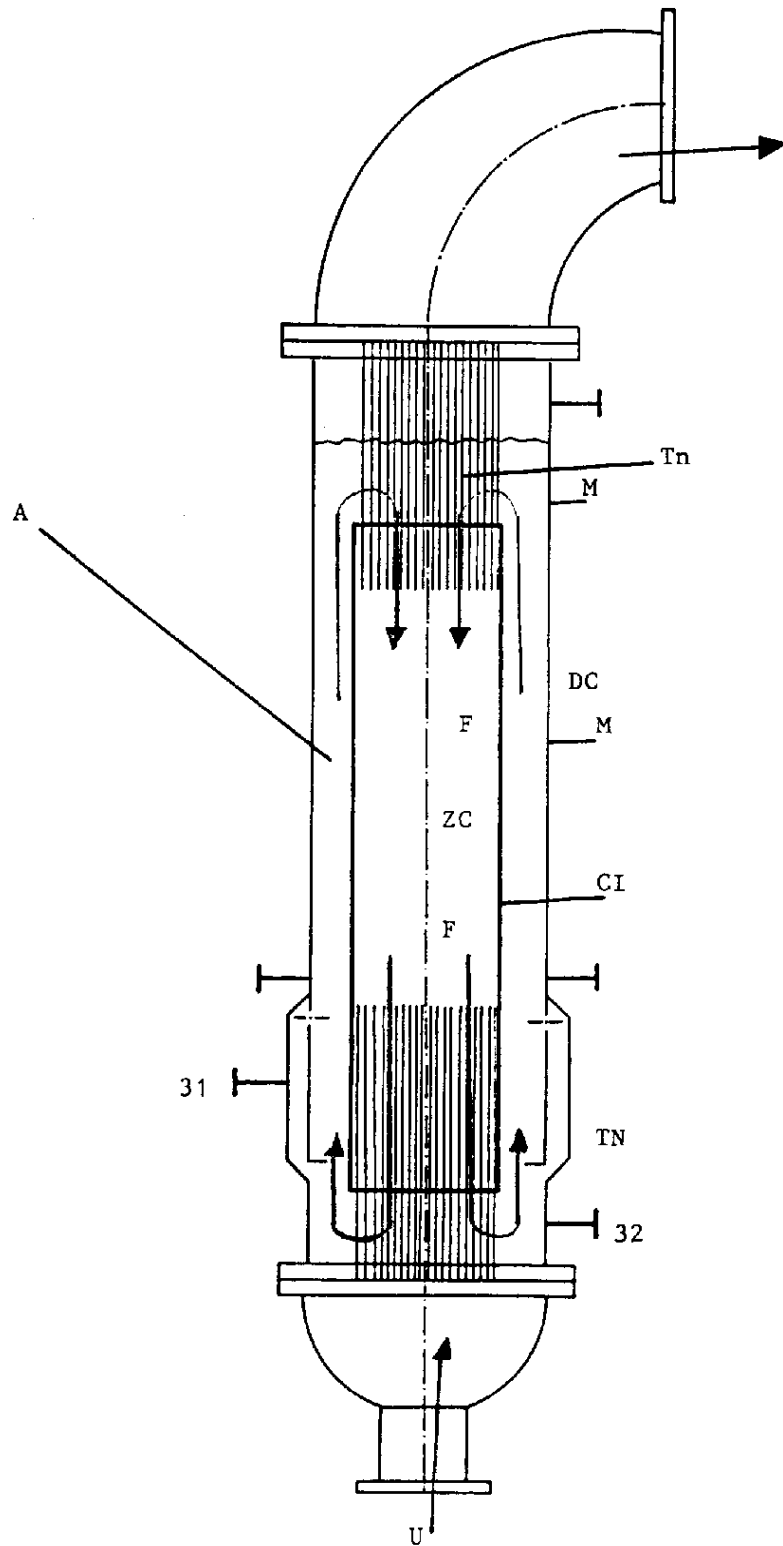


图3



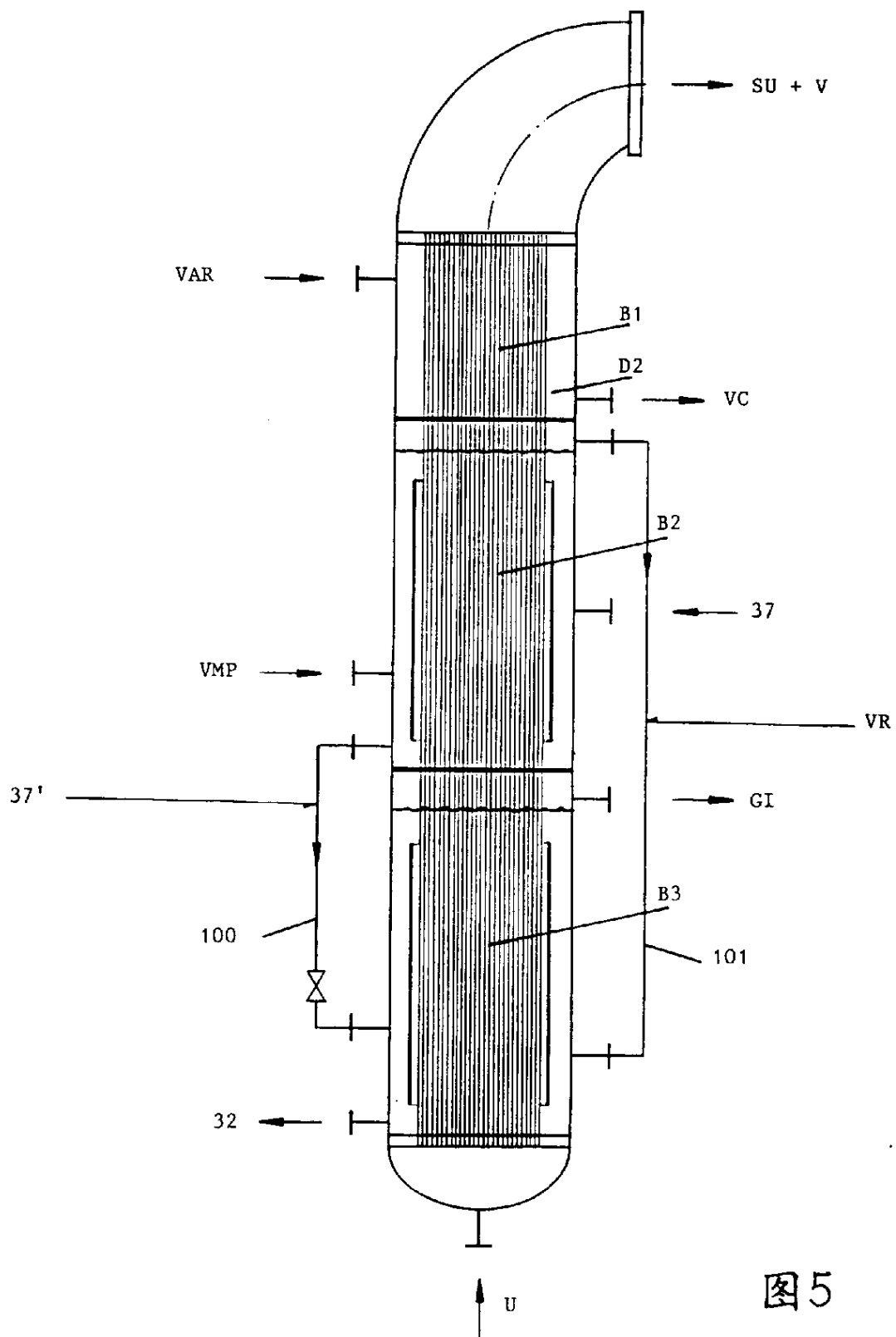


图5

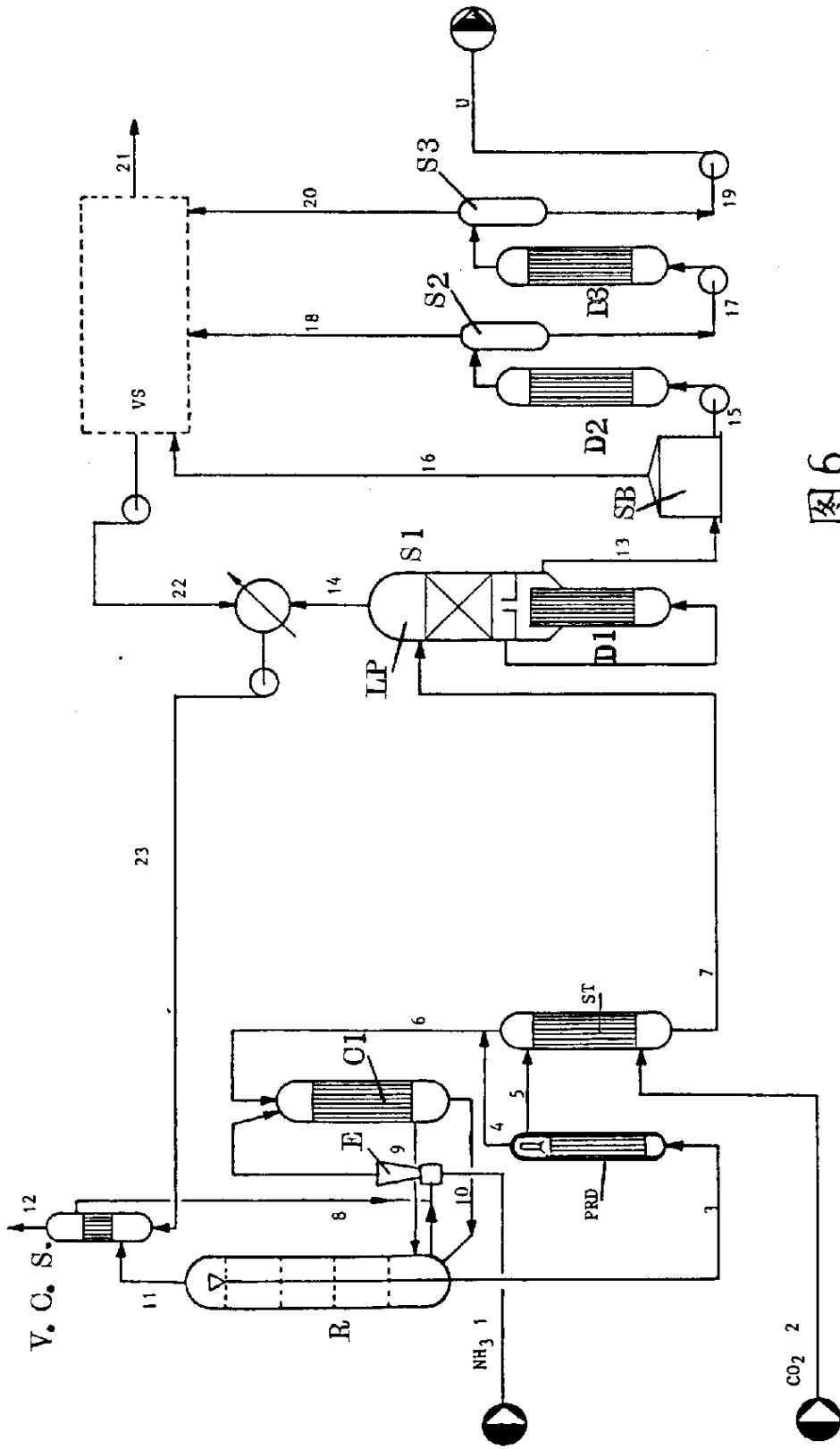


图6

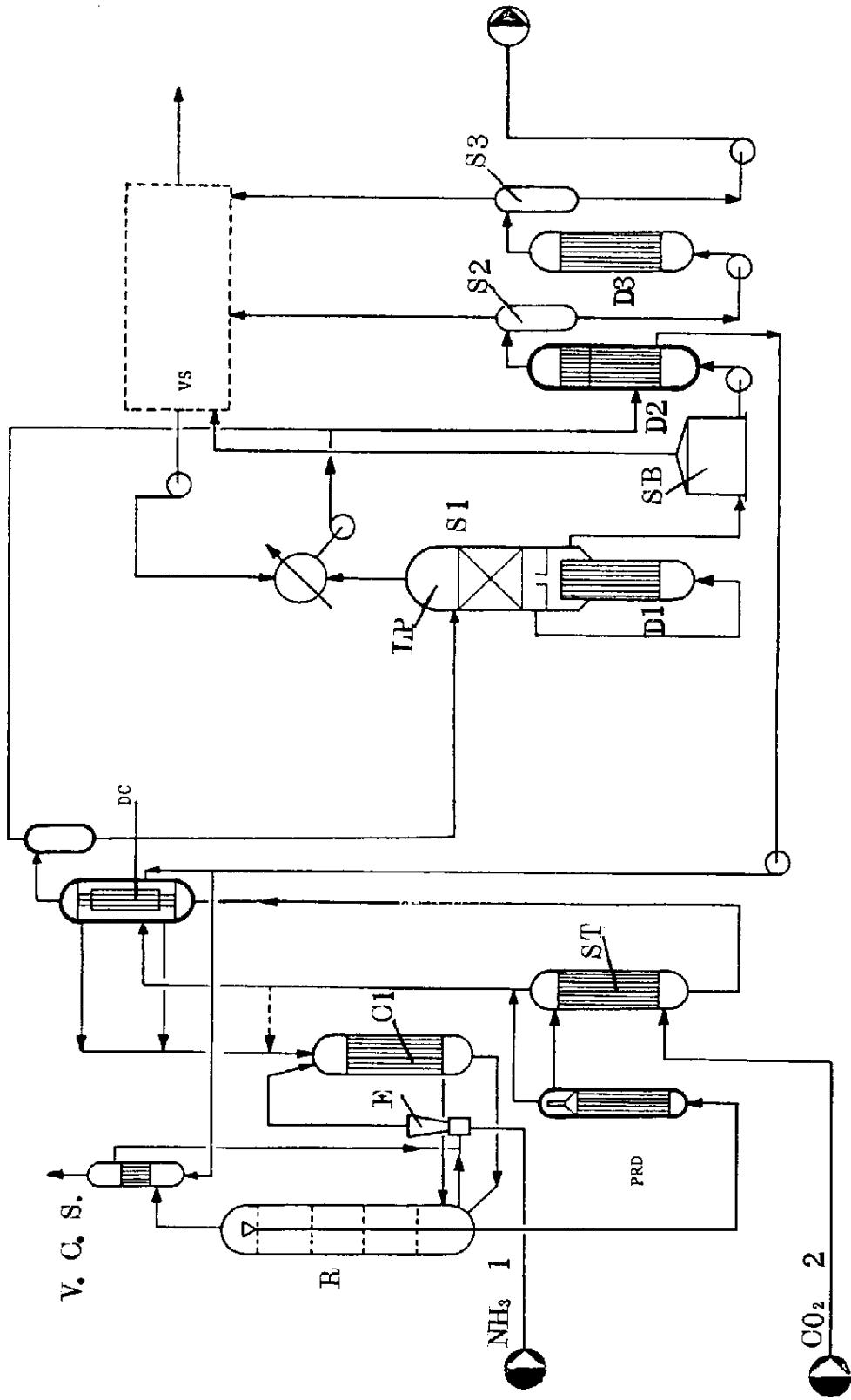


图7

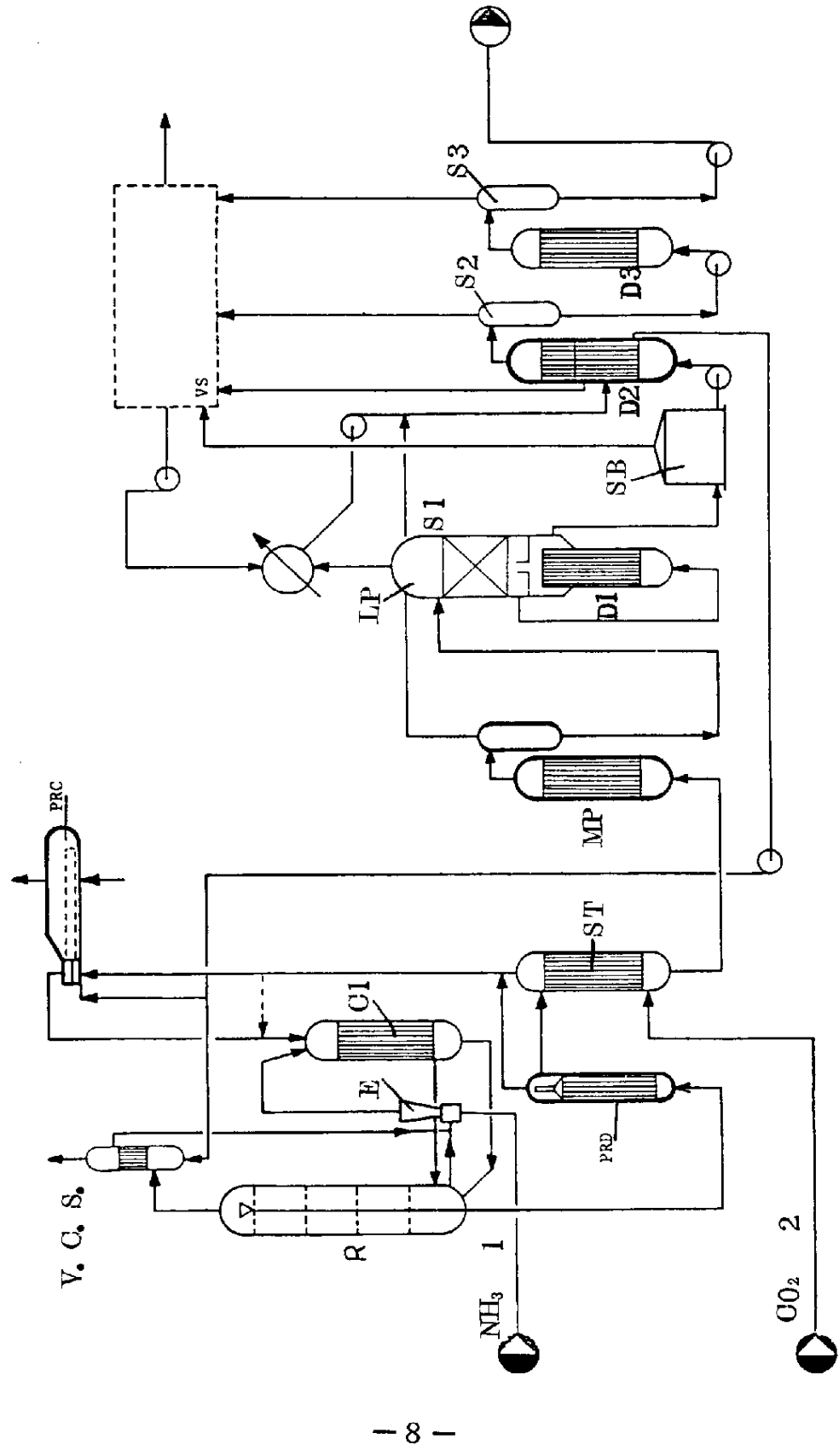


图 8