

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

C10G 1/00

C08J 11/00

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 00120728.8

[43] 公开日 2001 年 2 月 21 日

[11] 公开号 CN 1284537A

[22] 申请日 2000.7.12 [21] 申请号 00120728.8
[71] 申请人 北京乐意环保技术有限公司
地址 100020 北京市朝外大街 10 号昆泰大厦 1506 室
[72] 发明人 姜 皓 马明德

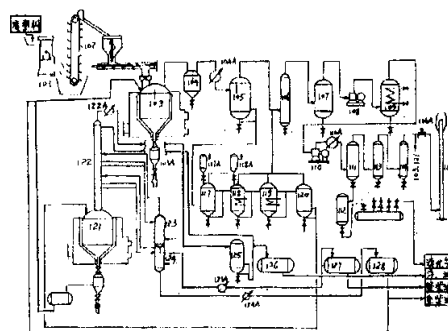
[74] 专利代理机构 北京市专利事务所
代理人 程凤儒

权利要求书 5 页 说明书 15 页 附图页数 6 页

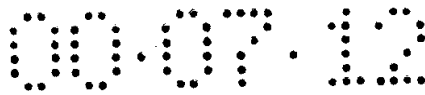
[54] 发明名称 利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法及设备

[57] 摘要

一种利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法和设备。该方法包括：熔化裂解、油气分离、萃取精制、混合油的蒸馏、分馏。其中在熔化裂解反应中，先加入矿物油，使废塑料在 280 - 380℃, 0.02Mpa - 0.1Mpa 的低温、低压、液相状态下进行。在熔化裂解反应釜上采用进料装置和排渣装置，使熔化裂解反应连续进行。本方法裂解馏出油可在 55 - 85%。(其中汽油约 60%，柴油约 40%) 汽化气 6 - 10%、干气 4 - 6%、焦炭 5 - 10% (均为重量百分比)。



ISSN 1008-4274



权 利 要 求 书

1、一种利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法，该方法包括下述步骤：

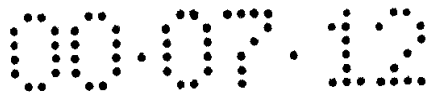
- (1) 将废塑料进行熔化裂解反应；
- (2) 将熔化裂解反应生成的油气进行冷凝冷却，成为液相油—气混合物；
- (3) 将经冷凝冷却后的油—气混合物进行油气分离，分离为裂解馏出混合油和裂化气；
- (4) 将油气分离后的裂化气经吸收塔、一级压缩分凝、二级压缩分凝后进行高压气液分离，分离为液化气和干气；
- (5) 将油气分离后的裂解馏出混合油进行萃取精制；
- (6) 将萃取精制后混合油进行蒸馏；
- (7) 将蒸馏后的呈汽相的混合油进行分馏，分馏出汽油、轻柴油和重柴油；

其特征在于：在所述的废塑料进行熔化裂解反应的步骤中，包括下述过程：

- (A) 将废塑料粉碎为碎片；
- (B) 先在熔化裂解釜内加入沸点高于 $300 - 450^{\circ}\text{C}$ 的矿物油，加入的体积量为熔化裂解釜容量的 $1/5 - 1/4$ ；
- (C) 再升温至 $250^{\circ}\text{C} - 300^{\circ}\text{C}$ ；
- (D) 分若干次加入碎废塑料，待前一次碎废塑料熔化后，再加入后一次，加入的总体积是为熔化裂解釜容量的 $2/3 - 3/4$ ；
- (E) 然后升温至反应温度 $280^{\circ}\text{C} - 380^{\circ}\text{C}$ ，熔化裂解釜内的压力保持在 $0.02\text{MPa} - 0.1\text{MPa}$ ，
- (F) 不间断地进行加入碎废塑料和排渣，使熔化裂解反应连续进行。

2、根据权利要求 1 所述的利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法，其特征在于：在所述的将裂解馏出混合油进行萃取精制的步骤中分为三步萃取：

先用混合油重量的 $0.8 - 1.2\%$ 的萃取剂进行萃取，萃取剂为 $4 - 6\%$ 重量百分比的高锰酸钾水溶液或 $9 - 11\%$ 重量百分比的高氯酸钾水溶液，萃取温度为 $30 - 50^{\circ}\text{C}$ ，萃取循环时间为 $2 - 3$ 小时，沉淀时间为 30 分钟— 40 分钟；



再用混合油体积的 8 — 12 % 的萃取剂进行萃取, 萃取剂为 14 — 16 % 重量百分比的碳酸钠水溶液或 7 — 9 % 重量百分比的氢氧化钾水溶液, 萃取温度为 50 — 60 °C, 萃取循环时间为 2 — 3 小时, 沉淀时间为 30 分钟 — 40 分钟;

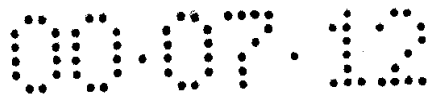
最后用混合油体积的 45 — 55 % 的水进行萃取, 萃取温度在春夏秋季为 30 — 50 °C, 在冬季为 50 — 80 °C, 萃取循环时间为 1 — 2 小时, 沉淀时间为 30 分钟 — 40 分钟。

3、根据权利要求 1 或 2 所述的利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法, 其特征在于: 在所述的将废塑料进行熔化裂解反应步骤中, 所述废塑料为废聚乙烯, 聚丙烯、聚苯乙烯、聚氯乙烯中的一种或几种。

4、权利要求 1 的方法所用的设备, 其特征在于: 该设备包括有塑料破碎机, 塑料破碎机的后面设有熔化裂解反应釜, 该熔化裂解反应釜的油气出口通过管线依次连接防冲罐、冷凝冷却器、低压油气分离塔; 该低压油气分离塔的裂化气出口通过管线依次连接低压塔油吸收塔、气体稳定罐、一级压缩机、一级压缩分凝液罐、二级压缩机、液化气冷凝冷却器、高压气液分离罐; 该高压气液分离罐的液态液化气出口通过管线与液化气产品储罐相接; 该高压气液分离罐的干气出口通过管线依次连接贮气罐, 水封贮罐; 前述的低压油气分离塔的裂解馏出混合油的出口通过泵和管线依次连接萃取塔、精油中间罐、蒸馏塔; 该蒸馏塔的顶部与分馏塔的底部相接, 该分馏塔的汽油蒸汽出口通过管线依次连接汽油冷凝冷却器、脱水罐, 脱水罐的汽油出口通过泵和管线分别连接汽油储罐和分馏塔的汽油回流口; 分馏塔的轻、重柴油出口分别通过管线与轻、重柴油汽提塔连接, 轻、重柴油汽提塔的各自轻、重柴油出口分别通过泵与管线依次连接冷却器, 轻、重柴油产品储罐。

5、根据权利要求 4 所述的设备, 其特征在于: 所述萃取塔为三个, 且前一个萃取塔的出口与后一个萃取塔的进口连接。

6、根据权利要求 5 所述的设备, 其特征在于: 所述熔化裂解反应釜包括:
一反应釜本体;
一电机连接的减速器, 其设置在所述反应釜本体顶部;
一设置在所述反应釜本体内的主搅拌器, 其通过一主轴与所述减速器的输出端连接;
一压料大螺旋, 其设置在所述主搅拌器上方的所述主轴上;
其特征在于, 它还包括:
一通过电机带动减速器驱动的进料装置, 其设置在所述反应釜本体的进料



口上；

一排渣装置，其设置在所述反应釜本体内；

一排渣罐，其通过一阀门设置在所述反应釜本体的出料口下部。

7、根据权利要求6所述的设备，其特征在于，所述进料装置包括：

一横向输料管，其一端顶部设置一进料口，另一端底部设置一出料口；

一进料斗，其底部与所述横向输料管的所述进料口连接；

所述电机带动的减速器为两套，其中一套位于所述进料斗上方，另一套位于所述横向输料管的一端；

一垂直推料螺旋，其与所述进料斗上方的所述减速器的输出端连接，且伸入所述进料斗；

一横向推料螺旋，其与另一所述减速器的输出端连接，且支承在所述横向输料管内，位于所述横向输料管的所述出料口两侧的所述推料螺旋的螺旋叶片旋向相反；

一垂向输料装置，其顶部连接所述横向输料管的出料口，底部连接所述反应釜本体。

8、如权利要求7所述的设备，其特征在于，所述垂向输料装置包括：

一斜向输料管，其顶部连接所述横向输料管的所述出料口；

一垂向输料管，其侧部与所述斜向输料管的底部连接；

一冷却水套，其围设在所述垂向输料管的周向；

一电机带动的减速器，其设置在所述反应釜本体顶部；

一垂直推料螺旋，其与所述减速器的输出端连接，且设置在所述垂向输料管内；

一进料阀门，其顶部连接所述垂向输料管，底部连接所述反应釜本体。

9、根据权利要求7所述的设备，其特征在于，所述垂向输料装置包括：

一星型回旋进料器，其顶部进料口与所述横向输料管的出料口连接；

一斜向输料管，其顶部连接所述星型回旋进料器底部的出料口，其底部连接所述反应釜本体；

一冷却水套，其围设在所述斜向输料管的周向。

10、根据权利要求9所述的设备，其特征在于，在所述星型回旋进料器与所述斜向输料管之间设置一事故处理阀门。

11、根据权利要求6或7或8或9或10所述的设备，其特征在于，所述排渣装置包括：一连接在所述主搅拌器底部的延长轴，所述延长轴上设置有排

渣搅拌器和排渣螺旋。

12、如权利要求6或7或8或9或10所述的设备，其特征在于，所述排渣罐包括：

一设置在所述排渣罐顶部和底部的进、出料口，所述进料口通过所述阀门与所述反应釜本体连接；

一排渣阀门，其设置在所述排渣罐底部的所述出料口上；

至少一混合油抽出口，其设置在所述排渣罐上；

一热电偶管套，其插设在所述排渣罐内；

一热电偶，其插设在所述热电偶管套内；

一油浴夹套，其围设在所述排渣罐的周向，所述油浴夹套上设置有放气孔和进、出油口；

若干电热管套，其插设在所述油浴夹套内；

若干电热棒，其分别插设在所述电热管套内。

13、根据权利要求11所述的设备，其特征在于，所述排渣罐包括：

一设置在所述排渣罐顶部和底部的进、出料口，所述进料口通过所述阀门与所述反应釜本体连接；

一排渣阀门，其设置在所述排渣罐底部的所述出料口上；

至少一混合油抽出口，其设置在所述排渣罐上；

一热电偶管套，其插设在所述排渣罐内；

一热电偶，其插设在所述热电偶管套内；

一油浴夹套，其围设在所述排渣罐的周向，所述油浴夹套上设置有放气孔和进、出油口；

若干电热管套，其插设在所述油浴夹套内；

若干电热棒，其分别插设在所述电热管套内。

14、根据权利要求6或7或8或9或10或13所述的设备，其特征在于，所述阀门包括：

一气缸，其内设置有一活塞；

一阀杆，其连接在所述活塞上；

一阀板，其连接在所述阀杆的顶部，所述阀板的头部呈楔形；

一密封盖式阀体，其套设在所述阀杆和阀板外部；

两法兰盘，其分别设置在所述阀板关闭位置的所述阀体的顶部和底部。

15、根据权利要求11所述的设备，其特征在于，所述阀门包括：

一气缸，其内设置有一活塞；

一阀杆，其连接在所述活塞上；

一阀板，其连接在所述阀杆的顶部，所述阀板的头部呈楔形；

一密封盖式阀体，其套设在所述阀杆和阀板外部；

两法兰盘，其分别设置在所述阀板关闭位置的所述阀体的顶部和底部。

16、根据权利要求 12 所述的设备，其特征在于，所述阀门包括：

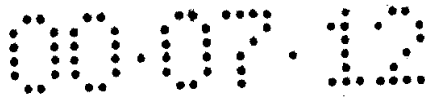
一气缸，其内设置有一活塞；

一阀杆，其连接在所述活塞上；

一阀板，其连接在所述阀杆的顶部，所述阀板的头部呈楔形；

一密封盖式阀体，其套设在所述阀杆和阀板外部；

两法兰盘，其分别设置在所述阀板关闭位置的所述阀体的顶部和底部。



说 明 书

利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法及设备

本发明涉及一种利用非催化液相裂解的方法将废旧塑料转化为高质汽油柴油和液化气的方法及其连续化生产设备。

二十世纪九十年代以来，利用废塑料裂解生产高质燃料油的方法已发表不少专利文献。据“科技导报”（1994.4）中的“回收废旧塑料制油”（刘光曙摘译，译自英国“New Scientists, Dec. 11th. 1993）中记载，英国BP公司与欧共体4家化学工业公司合作，拟在英国苏格兰格兰奇茅斯炼油厂建立一座处理量为每小时100公斤废塑料裂解生产乙烯丙烯的试验装置。其工艺过程是：将废塑料用水清洗，再粉碎为 1cm^2 以下的细粉，用压力喷嘴喷到灼热的流态化的砂子表面进行高温裂解，反应温度高达 $900\text{ }^\circ\text{C}$ ，系气相高温裂解，由于砂子密度很大，流态化技术难度大，不易控制，据报道，目前只是实验室小试。

本发明的目的是实现一种利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法和设备，是利用非催化、低温、低压、液相裂解的方法将废旧塑料转化为高质汽油柴油和液化气的方法，所采用的设备可实现连续的生产。

为了实现上述目的，本发明采取以下技术方案：这种利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法，该方法包括下述步骤：

- （1）将废塑料进行熔化裂解反应；
- （2）将熔化裂解反应生成的油气进行冷凝冷却，成为液相油—气混合物；
- （3）将经冷凝冷却后的油—气混合物进行油气分离，分离为裂解馏出混合油和裂化气；
- （4）将油气分离后的裂化气经吸收塔、一级压缩分凝、二级压缩分凝后进行高压气液分离，分离为液化气和干气；
- （5）将油气分离后的裂解馏出混合油进行萃取精制；
- （6）将萃取精制后混合油进行蒸馏；
- （7）将蒸馏后的呈汽相的混合油进行分馏，分馏出汽油、轻柴油和重柴油；

在所述的废塑料进行熔化裂解反应的步骤中，包括下述过程：

- （A）将废塑料粉碎为碎块；
- （B）先在熔化裂解釜内加入沸点高于 $300 - 450\text{ }^\circ\text{C}$ 的矿物油，加入的体积量为熔化裂解釜容量的 $1/5 - 1/4$ ；

(C) 再升温至 $250^{\circ}\text{C} - 300^{\circ}\text{C}$;

(D) 分若干次加入碎废塑料, 待前一次碎废塑料熔化后, 再加入后一次, 加入的总体积是为熔化裂解釜容量的 $2/3 - 3/4$;

(E) 然后升温至反应温度 $280^{\circ}\text{C} - 380^{\circ}\text{C}$, 熔化裂解釜内的压力保持在 $0.02-0.1\text{ MPa}$,

(F) 不间断地进行加入碎废塑料和排渣, 使熔化裂解反应连续进行。本发明只是在开始生产时, 或在停工后第一次开工时, 先加入矿物油, 以后就不需要加入矿物油, 这样可以使裂解反应在低温、低压、液相状态中进行。而其它步骤可以采用常规方法进行, 矿物油为废机油、重油等。

在本发明中, 在将混合油进行萃取的精制步骤中, 可以按常规的萃取工艺进行, 也可以采取本发明的萃取工艺, 可达到塑料裂解后的混合油的除臭、脱色, 安定的效果。本发明的萃取工艺为, 在所述的将裂解馏出混合油进行萃取精制的步骤中分为三步萃取:

先用混合油重量的 $0.8-1.2\%$ 的萃取剂进行萃取, 萃取剂为浓度为 $4 - 6\%$ 重量百分比的高锰酸钾水溶液或浓度为 $9 - 11\%$ 重量百分比的高氯酸钾水溶液, 萃取温度为 $30 - 50^{\circ}\text{C}$, 萃取循环时间为 $2 - 3$ 小时, 沉淀时间为 30 分钟 - 40 分钟;

再用混合油体积的 $8 - 12\%$ 的萃取剂进行萃取, 萃取剂为浓度为 $14 - 16\%$ 重量百分比的碳酸钠水溶液或 $7 - 9\%$ 重量百分比的氢氧化钾水溶液, 萃取温度为 $50 - 60^{\circ}\text{C}$, 萃取循环时间为 $2 - 3$ 小时, 沉淀时间为 30 分钟 - 40 分钟;

最后用混合油体积的 $45 - 55\%$ 的水进行萃取, 萃取温度在春夏秋季为 $30 - 50^{\circ}\text{C}$, 在冬季为 $50 - 80^{\circ}\text{C}$, 萃取循环时间为 $1 - 2$ 小时, 沉淀时间为 30 分钟 - 40 分钟。采用本发明的萃取工艺可以大量地处理有毒的聚氯乙烯废塑料, 使其产物不产生任何有毒有害物质。

在本发明中, 在所述的将废塑料进行熔化裂解反应步骤中, 所述废塑料为废聚乙烯, 聚丙烯、聚苯乙烯、聚氯乙烯中的一种或几种。

本发明的方法所用的设备包括有塑料破碎机, 塑料破碎机的后面设有熔化裂解反应釜, 该熔化裂解反应釜的油气出口通过管线依次连接防冲罐、冷凝冷却器、低压油气分离塔; 该低压油气分离塔的裂化气出口通过管线依次连接低压柴油吸收塔、气体稳定罐、一级压缩机、一级压缩分凝液罐、二级压缩机、液化气冷凝冷却器、高压气液分离罐; 该高压气液分离罐的液态液化气出口通

过管线与液化气产品储罐相接；该高压气液分离罐的干气出口通过管线依次连接贮气罐，水封贮罐；前述的低压油气分离塔的裂解馏出混合油的出口通过泵和管线依次连接萃取塔、精油中间罐、蒸馏塔；该蒸馏塔的顶部与分馏塔的底部相接，该分馏塔的汽油蒸汽出口通过管线依次连接汽油冷凝冷却器、回流脱水罐，回流脱水罐的汽油出口通过泵和管线分别连接汽油储罐和分馏塔的汽油回流口；分馏塔的轻、重柴油出口分别通过管线与轻、重柴油汽提塔连接，轻、重柴油汽提塔的各自轻、重柴油出口分别通过泵与管线依次连接冷却器，轻、重柴油产品储罐。

在本发明的设备中，所述萃取塔为三个，且前一个萃取塔的出口与后一个萃取塔的进口连接。

在本发明的设备中，熔化裂解反应釜可以采用普通的反应釜，也可以采用本发明的带有进料装置及排渣装置的反应釜，使熔化裂解反应连续进行，该熔化裂解反应釜包括：

一反应釜本体；一电机连接的减速器，其设置在所述反应釜本体顶部；一设置在所述反应釜本体内的主搅拌器，其通过一主轴与所述减速器的输出端连接；一压料大螺旋，其设置在所述主搅拌器上方的所述主轴上；其特征在于，它还包括：一通过电机带动减速器驱动的进料装置，所述进料装置设置在所述反应釜本体的进料口上；一排渣装置，其设置在所述反应釜本体内部；一排渣罐，其通过一阀门设置在所述反应釜本体的出料口上。

所述进料装置可以包括：一横向输料管，其一端顶部设置一进料口，另一端底部设置一出料口；一进料斗，其底部与所述横向输料管的所述进料口连接；所述电机带动的减速器为两套，其中一套位于所述进料斗上方，另一套位于所述横向输料管的一端；一垂直推料螺旋，其与所述进料斗上方的所述减速器的输出端连接，且伸入所述进料斗；一横向推料螺旋，其与另一所述减速器的输出端连接，且支承在所述横向输料管内，位于所述横向输料管的所述出料口两侧的所述推料螺旋的螺旋叶片旋向相反；一垂向输料装置，其顶部连接所述横向输料管的出料口，底部连接所述反应釜本体。

所述进料装置的所述垂向输料装置包括：一斜向输料管，其顶部连接所述横向输料管的所述出料口；一垂向输料管，其侧部与所述斜向输料管的底部连接；一冷却水套，其围设在所述垂向输料管的周向；一电机带动的减速器，其设置在所述反应釜本体顶部；一垂直推料螺旋，其与所述减速器的输出端连接，且设置在所述垂向输料管内；一进料阀门，其顶部连接所述垂向输料管，底部

连接所述反应釜本体。

所述进料装置的所述垂向输料装置还可以是包括：一星型回旋进料器，其顶部进料口与所述横向输料管的出料口连接；一斜向输料管，其顶部连接所述星型回旋进料器底部的出料口，其底部连接所述反应釜本体；一冷却水套，其围设在所述斜向输料管的周向。

在所述星型回旋进料器与所述斜向输料管之间设置一事故处理阀门。

所述排渣装置包括：一连接在所述主搅拌器底部的延长轴，所述延长轴上设置有排渣搅拌器和排渣螺旋。

所述排渣罐包括：一设置在所述排渣罐顶部和底部的进、出料口，所述进料口通过所述阀门与所述反应釜本体连接；一排渣阀门，其设置在所述排渣罐底部的所述出料口上；至少一混合油抽出口，其设置在所述排渣罐上；一热电偶管套，其插设在所述排渣罐内；一热电偶，其插设在所述热电偶管套内；一油浴夹套，其围设在所述排渣罐的周向，所述油浴夹套上设置有放气孔和进、出油口；若干电热管套，其插设在所述油浴夹套内；若干电热棒，其分别插设在所述电热管套内。

所述阀门包括：一气缸，其内设置有一活塞；一阀杆，其连接在所述活塞上；一阀板，其连接在所述阀杆的顶部，所述阀板的头部呈楔形；一密封盖式阀体，其套设在所述阀杆和阀板外部；两法兰盘，其分别设置在所述阀板关闭位置的所述阀体的顶部和底部。

在熔化裂解反应釜中，由于在反应釜本体的进、出料口，分别设置了高温进料、排渣装置及排渣罐，因此，可以通过连续性或间隔性进料、排渣，达到保证反应釜本体内的塑料裂解炼油反应连续不断进行的目的，使本发明在用于大规模工业化生产废塑料炼油过程中，提高生产效率，提高炼油品质。

下面结合附图对本发明进行详细的描述。

图 1 是本发明的工艺流程图

图 2 是本发明反应釜结构示意图

图 3 是本发明进料装置的一种结构示意图

图 4 是图 3 局部俯视示意图

图 5 是本发明进料装置的另一种结构示意图

图 6 是图 5 中进料斗俯视示意图

图 7 是图 5 中星型回旋进料器侧视示意图

图 8 是本发明排渣罐结构示意图

图 9 是本发明阀门结构示意图

图 10 是图 9 的俯视剖视示意图

如图 1 所示，本发明的设备包括有塑料破碎机 101，塑料破碎机 101 的后面设有熔化裂解反应釜 103，在塑料破碎机 101 和熔化裂解反应釜之间设有提升机 102，该熔化裂解反应釜 103 的油气出口通过管线依次连接防冲罐 104、冷凝冷却器 104A、低压油气分离塔 105；该低压油气分离塔 105 的裂化气出口通过管线依次连接低压柴油吸收塔 106、气体稳定罐 107、一级压缩机 108、一级压缩分凝液罐 109、二级压缩机 110、液化气冷凝冷却器 110A、高压气液分离罐 111；该高压气液分离罐 111 的液态液化气出口通过管线与液化气产品储罐 112 相接；该高压气液分离罐 111 的干气出口通过管线依次连接贮气罐 113，水封贮罐 114；水封贮罐 114 的干气出口分两路，一路通过管线分别连接熔化裂解反应釜 103 的燃料进口、蒸馏塔 121 的燃料进口，以作为燃料之用。另一路通过管线、压力控制阀 114A 连接火炬 115，进行烧掉，以维持系统的压力平衡。前述的低压油气分离塔 105 的裂解馏出混合油的出口通过泵和管线依次连接萃取塔 117、118、119、精油中间罐 120、蒸馏釜 121；该蒸馏釜 121 的顶部与分馏塔 122 的底部相接，该分馏塔 122 的汽油蒸汽出口通过管线依次连接汽油冷凝冷却器 122A、回流脱水罐 125，回流脱水罐 125 的汽油出口通过泵和管线分别连接汽油储罐 126 和分馏塔 122 的汽油回流口；分馏塔 122 的轻、重柴油出口分别通过管线与轻、重柴油汽提塔 123、124 连接，轻、重柴油汽提塔的各自轻、重柴油出口分别通过泵与管线依次连接冷却器 123A、124A，轻、重柴油产品储罐 127、128。在萃取塔 117，118 的上方分别连接计量罐 117A、118A。

如图 2 所示，本发明的熔化裂解反应釜与现有技术相同的部分包括一反应釜本体 1，反应釜本体的顶部和底部分别设置有进、出料口，反应釜本体 1 的顶部中央支承有通过电机 2 带动的减速器 3，减速器 3 的输出端连接一支承在反应釜本体 1 内的主轴 4，主轴 4 的上部连接一压料大螺旋 5，中部连接一主搅拌器 6。本发明的特征是：在反应釜本体 1 的进料口上连接一进料装置 20，在反应釜本体 1 底部的出料口上通过一阀门 10 连接一排渣罐 30，将反应釜本体 1 的下部制作成逐渐收缩状，并在其内设置一排渣装置 40。排渣装置 40 包括：连接在主搅拌器 6 下部的一延长轴 41，连接在延长轴 41 上的一排渣搅拌器 42 和一排渣螺旋 43。

如图 6、图 7 所示，进料装置 20 包括：一横向输料管 21，在靠近横向输

料管 21 一端的顶部设置一进料口，在靠近横向输料管 21 另一端的底部设置一出料口，在横向输料管 21 的进料口上设置一进料斗 22。一电机 23 带动的一减速器 24 支承在进料斗 22 的上方，减速器 24 的输出端连接一垂直推料螺旋 25，垂直推料螺旋 25 伸入进料斗 22。另一电机 26 带动一减速器 27 设置在横向输料管 21 的一端，减速器 27 的输出端连接一支承在横向输料管 21 内的横向推料螺旋 28。控制横向推料螺旋 28 的电机 26 采用调频电机，转速可调，由熔化裂解反应装置的料位指示控制器提供信号，控制进料速度。横向推料螺旋 28，在位于横向输料管 21 出料口两侧的螺旋叶片的螺旋旋向相反，以使正向螺旋叶片推过来的塑料不会在末端压死。在横向输料管 21 的出料口与反应釜本体 1 之间设置一垂向输料装置 50。

如图 3、图 4 所示，垂向输料装置 50 可以采取以下结构：一斜向输料管 51 的顶部连接横向输料管 21 的出料口，将一垂直输料管 52 的侧部与斜向输料管 51 的底部连接。一电机 53 带动一减速器 54 支承在反应釜本体 1 顶部，一垂直推料螺旋 55 与减速器 54 的输出端连接，且设置在垂直输料管 52 内。一进料阀门 56 的顶部连接在垂直输料管 52 的底部，进料阀门 56 的底部连接反应釜本体 1 的进料口，在垂向输料管 52 的周向围设有冷却水套 57，以避免热塑料粘结在垂直输料管 52 上。在斜向输料管 51 上可以设置检修手孔等，另外为了保证斜向输料管 51 输料顺畅，需保证其与垂线夹角不大于 38 度。

如图 5、图 6、图 7 所示，进料装置 20 的垂向输料装置 50 还可以采取以下结构：将一现成产品星型回旋进料器 58 的顶部与横向输料管 21 的出料口连接，将一事故处理阀门 59 连接在星型回旋进料器 58 的底部，将一斜向输料管 60 的顶部连接事故处理阀门 59，将斜向输料管 60 的底部连接在反应釜本体 1 的进料口上。在斜向输料管 60 的周向围设一冷却水套 61，以避免塑料粘结在斜向输料管 60 上。

如图 8 所示，排渣罐 30 包括：设置在排渣罐 30 周向的油浴夹套 31，在油浴夹套 31 内插设有 4—8 支电热管套 32，在电热管套 32 中插设电热棒，以加热油浴夹套 31 中的油，以防止焦渣凝固结垢在排渣罐 30 上。在油浴夹套 31 上设置有进、出油口 33、34，还设置有放气孔 35。放气孔 35 在加油时用于放气，另外油被加热后会产生气体，也要按规定隔一段时间放一下气。在排渣罐 30 的上部设置有混合油抽出口 36，以将进入排渣罐 30 内的裂解油抽出，还可以在排渣罐 30 的下部也设置一个混合油抽出口 37。在排渣罐 30 的上部设置有一热电偶管套 38，以插入热电偶测量温度。在排渣罐 30 的顶部进口处，设

置有与反应釜本体 1 出料口连接的进料阀门 10，阀门 10 一般处于常开状态。此时阀门 10 相对于排渣罐 30 是进料阀门 10，相对于反应釜本体 1 是出料阀门 10。在排渣罐 30 的底部出口处设置一出料阀门 39，出料阀门 39 亦称排渣阀门 39，一般处于常闭状态。排渣罐 30 还可以根据需要设置油渣探测孔等。

如图 9、图 10 所示，本发明的各进、出料阀门 10、39、56、59，应采用现有的耐高温浆料阀门，如薄型无积渣浆料式进料阀等。也可以全部或部分采用本发明设计的高温气动进料—排渣阀门 10（以阀门 10 为例加以说明）。阀门 10 包括：一气缸 11，气缸 11 的活塞 12 上连接一阀杆 13，阀杆 13 的端部连接一阀板 14，阀杆 13 和阀板 14 设置在两相对固定的密封盖式阀体 15 内。阀体 15 在阀板 14 关闭位置的上下分别设置有法兰盘 16、17，以连接在进料口与出料口之间控制进、出料。阀体 15 的另一端可以与气缸固定连接在一起，或用其它方法固定不动。阀板 14 的头部呈楔形 18，可以减少阀板 14 在上部浆料压力作用下的运动阻力。使用时，如果从气缸 11 的左部进气，活塞 12 通过阀杆 13 带动阀板 14 在阀体 15 内向右运动将进料口关闭。如果从气缸 11 的右部进气，活塞 12 便通过阀杆 13 带动阀板 14 在阀体 15 内向左运动，将进料口打开。本发明的进、出料阀门 10、39、56、59 的控制可以采用手动控制，也可以与整体反应釜配合采用自动控制，各阀门可以根据需要设置成常开或常闭状态。

上述实施例中，减速器 3、24、27、54 可以采用行星摆线针轮减速器，也可以采用其它减速器。反应器压料螺旋 5 及其所在的主轴 4 与反应釜体 1 之间的转动密封，可以采用现成产品带冷却水套的盘根箱 29，也可以采用其它密封形式。另外，本发明的阀门 10、进料装置 20、排渣罐 30、排渣装置 40 还可以采用其它结构形式。

本发明的熔化裂解反应釜进料操作如下：当裂解反应在高温下进行，废塑料垃圾预先经过除去泥沙砖石杂质和铁质等金属杂质，并经破碎机撕碎成碎片，由提升机提升至送料斗 22（如图 5 所示），被垂直进料螺旋 25 推入横向输料管 21，废塑料碎片继续被横向推料螺旋 28 强力由后向前推动，由于叶片的强力前推，使每道叶片与管壁之间的软塑料压紧致密，形成一道道密封圈，阻止反应器内的油气反窜，这就保证了反应器与外界大气隔绝。由横向推料螺旋 28 出料口处的正反向螺旋的作用，使塑料被强力推入垂直安装的星型回旋进料器 58 内，而不会被压死在横向输料管 21 的末端。塑料经过星型回旋进料器 58 和进料阀 59 被迅速推入反应釜本体 1 内。星型回旋进料器 58 内的叶片与筒

体壁之间紧压的塑料同样具有密封作用。回旋进料器 58 的速度应大于横向推料螺旋 28 的进料速度，横向推料螺旋 28 的速度应大于垂直推料螺旋的进料速度，以保证塑料不会在任一环节积累堵塞。斜向输料管 60 外围设置的冷却水套 61，可以防止高温油气使塑料熔化粘在管壁而堵塞。这就完成了在裂解反应过程中自动密封进料运作。本发明另一实施例与上述实施例不同之处仅在于（如图 3 所示）：从横向输料管 21 出口出来的塑料沿斜向输料管 51 进入垂直输料管 52，被垂直推料螺旋 55 推送，经阀门 56 进入反应釜本体 1。

本发明的熔化裂解反应釜排渣操作如下：排渣装置 40 的排渣搅拌器 42 不停地进行搅拌（如图 2 所示），以防止焦渣集结在反应釜本体 1 下部的壁面上，并通过推料螺旋 43 不断地将泥沙焦渣从常开的出料阀门 10 排入排渣罐 30 内。排渣罐 30（如图 8 所示）外围的保温油浴夹套 31 中的电热棒提供热源，使泥沙焦渣在油浴油的加热状态下，不析出凝结在排渣罐壁上。混合油可以不断地从抽出口 36、37 抽出，排渣罐 30 内固体渣滓与油的比例状况可以由探测孔探测，这对开工初期确定排渣周期有指导作用。排渣温度可由热电偶管套 38 内的热电偶指示和控制。等罐体内渣滓较多时，可关闭排渣罐 30 顶部常开的进料阀门 10，打开排渣罐 30 底部常闭的排渣阀门 39，排渣罐 30 内的泥沙焦渣即可排出罐外。然后关闭排渣阀门 39，打开进渣阀门 10。如此周期循环操作，就可在高温反应状态下将泥沙焦渣间断性地排出，而反应釜本体 1 内的裂解反应却连续不断地进行。

本发明的工艺步骤及条件如下，并参看图 1，

1、废塑料破碎除杂质与提升送料

废塑料进熔化裂解反应釜 103 前予先除去金属杂质、铁丝、铁块、玻璃、陶瓷碎渣、破布、废纸、石头、砖块等杂物，再进破碎机 101 破碎为碎片。

已破碎的废塑料由提升机 102 或大倾角带护栏输送带送入加料斗，进入特殊的密封加料系统。

操作条件：废塑料被破碎为 $<10\text{cm}^2$ 的碎块。

2、低温低压液相裂解反应，步骤和操作条件如下：

（1）加入助熔剂与低温加料

当第一次开工启动熔化裂解反应釜 103 时，必需加入沸点高于 $300 - 450^\circ\text{C}$ 的矿物油，如废机油、重油等。加入的体积量为熔化裂解釜容量的 $1/5 - 1/4$ 。然后升温至 $250 - 300^\circ\text{C}$ ，再分次加入破碎塑料为熔化裂解釜容量的三分之二。后一次加入量须待前一次加入的废塑料基本熔化成液相后再加入。

(2) 初次升温裂解反应

当低温加料完成后，接着升温至反应温度 $280\text{ }^{\circ}\text{C} - 380\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，反应压力为 $0.02\text{MPa} - 0.1\text{MPa}$ ，裂解反应立即发生，反应时间 $1 - 4$ 小时。

(3) 高温加料与连续正常裂解反应

在反应进行过程中，利用本发明的特殊密封加料系统，在反应温度 $280\text{ }^{\circ}\text{C} - 380\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，反应压力 $0.02-0.1\text{MPa}$ 条件下，以 $100 - 200\text{kg/m}^3\text{h}$ 的反应空速连续不断加入废塑料。刚加入的废塑料迅速被高温反应的混合物熔化，并以相同的反应空速进行裂解反应。裂解产生的油气混合物从熔化裂解反应釜 103 顶部首先经过防冲罐 104，防冲罐 104 的作用是：当油气混合物中含有大量的水而冲釜或反应釜的压力波动很大造成冲釜时，可以避免后路堵塞。然后引入冷凝冷却器 104A，被冷却到 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ 以下。

(4) 反应油气分离与裂化气的吸收

被冷凝冷却到 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ 以下的裂解反应混合油与裂化气在低压油气分离塔 105 内被分离为液相反应混合油与气相裂化气（包含 LPG 与干气）。裂化气呈气相进入低压柴油吸收塔 106，吸收裂化气所含的部分汽油。饱和柴油送回萃取系统回收利用。

油气分离操作条件：温度 $\gt 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

压力为 $0.02-0.06\text{MPa}$

柴油吸收操作条件：温度 $\gt 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

压力为 $0.02-0.06\text{MPa}$

介质为鲍尔环填料

3、高温排渣

由于废塑料垃圾中含有相当量的泥砂杂质，裂解反应会生成少量焦炭，以及塑料本身的填充料等，在反应过程中必须及时排出，否则过程无法连续进行。高温密封隔离式排渣可以由本发明设计的特殊排渣设备 103A 完成。

排渣操作条件：反应温度 $280\text{ }^{\circ}\text{C} - 380\text{ }^{\circ}\text{C}$

排渣罐温度： $200 - 280\text{ }^{\circ}\text{C}$

排渣周期： $2 - 4$ 小时

4、裂化气压缩分离与 LPG 的回收

(1) 一级压缩一分凝液

经过吸收后的裂化气进入低压气稳定塔 107 然后引入一级压缩机 108，一级压缩机 108 操作条件：

入口压力 $0.02-0.05\text{Mpa}$

入口温度 $20 - 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

出口压力 0.2-0.3MPa

出口温度 60 — 100 °C

一级压缩气体引入一级分凝液罐 109，经冷凝后将有少量冷凝轻汽油从气体中分离出。一级分凝液罐 109 的作用是避免冷凝液相轻汽油进入二级压缩机而会打坏气缸，同时也避免进入液化石油气中，降低 LPG 的质量。

(2) 二级压缩—冷凝

分凝液后的一级压缩裂化气进入二级压缩机 110，被进一步压缩到 0.5 — 1.0MPa 然后进入二级压缩冷凝冷却器 110A，操作条件如下

一级压缩分凝液罐 109：

气体入罐温度 60 — 100 °C

气体出罐温度 40 — 60 °C

冷却水温度 20 — 40 °C

气体压力 0.2-0.3MPa

二级压缩机 110：

气体入口压力 0.2-0.3MPa

气体入口温度 20 — 40 °C

气体出口压力 0.5-1.0 MPa

气体出口温度 100 — 160 °C

二级压缩冷凝冷却器 110A：

入口压力 0.5-1.0 MPa

入口温度 100 — 160 °C

出口压力 0.5-1.0 MPa

出口温度 20 — 40 °C

(3) 高压气液分离与高压柴油吸收

经过二级压缩冷凝冷却后的混合气分为气液两相，液相为液化石油气（LPG），气相为干气（甲烷、乙烷、乙稀）从冷凝冷却器出来即进入高压气液分离塔 111，被分为液化石油气 LPG 呈液相，从底塔用高压泵抽出打到 LPG 贮罐 112，然后直接去 LPG 瓶装罐分装出厂供民用；气相为干气从塔顶引出。进入干气高压柴油吸收塔 113，将干气中所含的 LPG 组分吸收下来，饱和的柴油送回萃取系统重新回收利用。不含 LPG 的干气进入水封罐 114，然后从顶部送至各炉子作为自用燃料。由于系统压力平衡的需要，尚有一部分干气从塔顶经压力控制阀 114A 放火炬 115 燃烧排空，这是全装置唯一的通大气孔。燃烧的产物为水蒸汽、二氧化碳，另无任何有害物质产生。水封罐 114 的功能是将炉子和火炬 115 的火源完全与装置隔绝，杜绝回火现象。

5、裂解混合油的萃取精制

(1) A—萃取:从低压油气分离塔 105 底部引出的裂解混合油进入 A—萃取塔 117,然后从 A—萃取计量罐 117A 中向塔 117 加入 1% 的 A—萃取剂,然后通过塔底泵打回塔顶在 A—萃取塔内自循环 2—3 小时。泵出口装有静态混合器,以提高萃取效果。然后沉降 0.5 小时,切除塔 A—萃取物沉渣后进入下道工序。

(2) B—萃取:完成 A—萃取后的混合油从塔 117 泵入 B—萃取塔 118。然后经由 B—萃取剂计量罐 118A,向塔 118 加入 10—15% 的 B—萃取剂溶液。通过塔底泵打回塔顶在塔 118 内自循环 2—3 小时。泵出口装有静态混合器,以提高萃取效果。然后沉降 0.5 小时,切除 B—萃取物沉渣后进入一下道工序。

(3) C—萃取:完成 A、B—萃取后的混合油从塔 118 泵入 C—萃取塔 119。然后加入油量体积的 50% 水,通过塔底泵打回塔顶在塔 119 内自循环进行水洗,直到洗出的水 PH 值达到 7—8 为止。

通过 A、B、C 三步萃取后的混合油将达到除臭、脱色、安定的很好的萃取效果,产品经下步分馏后即可满足国标要求。三步萃取操作条件归纳如下:

A—萃取:

温度: 30—50 °C

压力: 0.02-0.05 MPa

萃取循环时间: 2—3h

沉降时间: 0.5h

A—萃取剂加入量 1% (重量百分比)

A—萃取剂配方:高锰酸钾 5% 水溶液或高氯酸钾 10% 水溶液(均为重量百分比)

B—萃取:

温度: 50—60 °C

压力: 0.02-0.05 MPa

萃取循环时间: 2—3h

沉降时间: 0.5h

B—萃取剂加入量 10% (体积百分比)

B—萃取剂配方:纯碱 (Na_2CO_3) 15% 水溶液或火碱 (KOH) 8% 水溶液(均为重量百分比)

C—萃取:

温度: 30—50 °C (春、夏、秋); 50—80 °C (冬)

压力: 0.02-0.05 MPa

萃取循环时间: 1—2h

沉降时间：0.5h

C—萃取剂加入量：为油量的50%（体积百分比）

C—萃取剂：新鲜水

如上经过三步萃取后的裂解混合油即为精油，送至精油罐120，然后送往下道工序进行分馏操作。

6、精制后裂解混合油的分馏过程

精制裂解混合油从精油罐120泵入分馏系统的蒸馏塔121，它外围有满足热负荷要求的加热炉提供充足的热量，具体操作步骤如下：

（1）全塔热平衡的建立与全回流操作，步骤如下：

（i）启动蒸馏加热炉：点炉升温，蒸馏塔底温由常温逐渐升至如下温度：

200 °C	维持	0.5h
250 °C	维持	0.5h
300 °C	维持	1.0h
350 °C	初次恒定	正常操作温度

此时全塔热平衡的建立已具备条件。

（ii）汽油馏出与全回液操作

当塔底（蒸馏塔121）温度200 °C时，分馏塔122塔顶将有少量汽油呈气相馏出，经冷凝冷却器122A后进汽油回流脱水罐125。到300 °C时，塔顶温度在不回流情况下将可能达到200—250 °C，大量汽油及少量柴油将从塔顶馏出。当脱水罐125汽油量达到1/2液位时，开始向分馏塔122顶打汽油回流，回流比为无穷大，即汽油全回流，在塔底温度不变条件（350 °C左右）下，逐渐加大回流量，使塔顶温度逐渐下降到合格汽油（初馏约38—205 °C）的塔顶油气分压下的露点温度附近约110—150 °C，何种塔顶温度能满足汽油质量要求，需由即时采集油馏出口样品经恩氏馏程测定，使其干点< 205 °C为标准来调节塔顶回流量从而控制塔顶温度。如此就可以保证汽油在汽车气缸内的启动，加速性能和燃烧排烟量附合国标要求。这一调节塔顶温度过程是在全回流下操作的，故称为全回流操作。

（iii）抽出合格汽油

在全分馏塔处于全回流操作条件下，汽油质量已基本调节合格后，即可从汽油回流脱水罐25底部回流泵出口支线抽出合格汽油送至汽油成品罐126，再泵出装置出售，汽油产品可达90—97号国标要求，其它所有性能全部合格。

（iv）抽出轻、重柴油

当分馏塔顶温度达到使汽油产品合格时，即开启轻柴油侧线，抽出温度为220—250 °C，此温度不能调节控制，受制塔底和塔顶温度。轻柴油流出至汽

提塔 123，当闭口闪点到不到要求（中国国标 $\leq 65\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，美国、日本、韩国等为 $\leq 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ ）时，从汽提塔 23 底部吹入水蒸汽 1—3% 的油量（重量百分比），进行汽提操作，汽提出的轻组分和水蒸汽返回分馏塔 122 进入汽油馏分中。此时闪点即可达到要求。闪点的高低可以通过吹水蒸汽的大小来调节，吹蒸汽呈愈大，则闪点愈高。经汽提合格的轻柴油由汽提塔 123 底泵送到冷却器 123A 冷却至 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ 以下，安全地送入一轻柴油成品罐 127，再泵送出厂市售。

当轻柴油合格后，即可抽出重柴油到它的汽提塔 124，底部吹入水蒸汽，操作步骤同轻柴油塔。但是由于重柴油对闪点并无严格要求（因为其闪点很高，均在安全温度以上），所以汽提目的只是收回其中混合的轻柴油而已，故通常可不汽提，经冷却器 124A 后泵送到成品罐 128，再泵送出厂或回反应釜回炼。

（v）塔内液汽液冷处理

值得注意的是在汽油全回流调整全塔操作时，由于轻柴油全处于汽液两相在分馏塔 122 的轻柴油抽出侧线口的塔段呈内回流状分布，这可能会导致该处液流和局部压力增高及液冷现象，当蒸馏塔 122 压力明显增高时，即可开启轻柴油侧阀，减少该塔段内回流，平衡操作。

至此分馏系统操作完成，可进入全装置的平稳操作，产品全部合格出厂。分馏系统操作条件归纳如下：

蒸馏釜 121

温度： $350\text{ }^{\circ}\text{C}$

压力： $0.05\text{--}0.1\text{MPa}$

液位：1/3-2/3

分馏塔 122：

塔顶温度： $110\text{--}150\text{ }^{\circ}\text{C}$

塔顶压力： $0.02\text{--}0.08\text{MPa}$

塔顶回流比：1—3.5（全回流时为 ∞ ）

轻柴油侧线温度 $220\text{--}250\text{ }^{\circ}\text{C}$

重柴油侧线温度 $280\text{--}320\text{ }^{\circ}\text{C}$

产品质量

按照上述工艺生产的汽油，轻柴油质量如表 1、2 所示，液化石油气（LPG）质量如表 3 所示。

（1）汽油质量完全符合国标 GB489 或专标 SH—0112 质量要求

表 1 非催化法由废塑料炼制的汽油质量水平

No.	项 目	国标质量标准 SH-0112 或 GB-489	质量水平	试验方法
1	辛烷值（研究法）	≤ 90	90—97	GB/T503

2	四乙基铅 g/kg	0.1	0	GB/T577	
3	馏程	10 %, °C	≧ 70	65-72	GB/T255
		50 %, °C	≧ 120	115-120	
		90 %, °C	≧ 190	165-190	
		干点, °C	≧ 205	190-205	
		残留及损失, ml	≧ 4.5	1.5-2.5	
		残留, ml	≧ 1.5	0.5-1.5	
4	饱和蒸汽压, Kpa	≧ 80	20-50	GB/T257	
5	实际胶质, mg/100ml	≧ 5.0	0.2-0.5	GB/T509	
6	诱导期, 分钟	≦ 480	500-700	GB/T256	
7	硫含量, m%	≧ 0.15	0.01-0.03	GB/T380	
8	铜片腐蚀,级(50 °C,3h)	合格	合格(1级)	GB/T378	
9	水溶性酸碱	无	无	GB/T378	
10	酸度,mgKOH/100ml	≧ 3	0.3-2.0	GB/T258	
11	机械杂质, m %	无	无	GB/T511	
12	水份, m %	无	无	GB/T260	
13	相对密度, d_4^{20}	实测	0.70-0.77	GB/T1884	

(2) 轻柴油质量, 完全符合国标 GB - 252 的质量要求

表 2 非催化法由废塑料炼制的轻柴油质量水平

No.	项 目	国标质量标准 GB-252	质量水平	试验方法	
1	十六烷值	≦ 45	50 - 65	GB/T11139	
2	馏程	50 %, °C	≧ 300	220-300	GB/T6536
		90 %, °C	≧ 355	275-350	
		95 %, °C	≧ 365	320-365	
3	实际胶质, mg/100ml	≧ 70	1.5-20	GB/T509	
4	硫含量, m%	≦ 1.0	0.05-1.0	GB/T380	
5	铜片腐蚀,级(50 °C,3h)	≧ 1	1a-1	GB/T378	
6	水溶性酸碱	无	无	GB/T259	
7	酸度,mgKOH/100ml	≧ 10	1.2-8	GB/T258	
8	机械杂质, m %	无	无	GB/T511	
9	水份, m %	无	无	GB/T260	
10	相对密度, d_4^{20}	实测	0.800-0.85	GB/T1884	
11	凝点, °C	≧ - 10 °C	-10 - -20	GB/T510	

12	冷滤点, °C	≥ -5	-5 - -18	GB/T2413
13	闭口闪点, °C	≤ 65	60 - 68	GB/T281

表3 液化石油气 (LPG) 质量

No.	项 目	LPG, GB11174-1997 质量指标	产品质量 水平	试验方法
1	密度 (15 °C), kg/m ³	报告	300-400	SH/T0221
2	蒸汽压 (37.8 °C), KPa	≥ 1380	1200-1380	GB/T6602
3	C ₅ 及 C ₆ 以上组分 含量% (V/V)	≥ 3.0	2.0-3.0	SH/T0230
4	残留物 蒸发残留物, ml/100ml 油渍观察	≥ 0.05 通过	0.01-0.05 通过	SY/T7509

综上所述, 在本发明的利用废塑料生产汽油、柴油和液化气的工艺方法中, 在开始生产时, 或在停工后第一次开工时, 先加入矿物油, 可以使裂解反应在低温、低压、液相状态中进行, 不需使用催化剂, 就能在低温、低压下进行裂解反应, 生产技术难度小, 容易控制生产。并采用萃取精制工艺, 可以大量处理有毒的聚氯乙烯废塑料, 可将有毒产物除去。在熔化裂解反应釜上, 还采用进料装置和排渣装置, 使熔化裂解反应连续进行, 提高生产效率。本发明生产裂解馏出油可达 55 - 85 % (重量百分比) (其中汽油约 60 %, 柴油约 40 %), 液化气 6 - 10 % (重量百分比), 干气 4 - 6 % (重量百分比), 焦炭 5 - 10 % (重量百分比), 汽油无铅辛烷值 90 - 95, 柴油十六烷值 55 - 65、凝点 - 10 °C 以下。

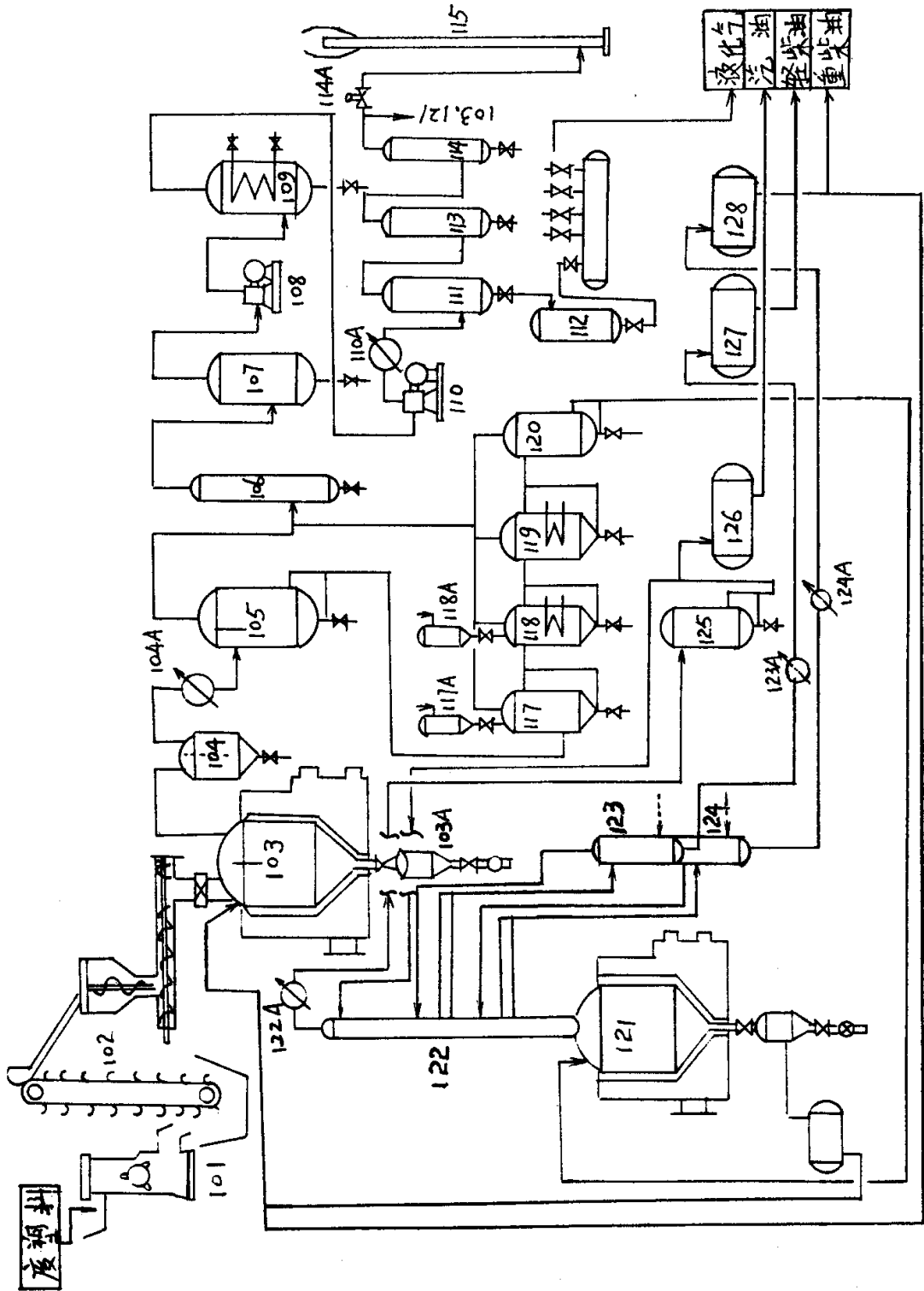


图 1

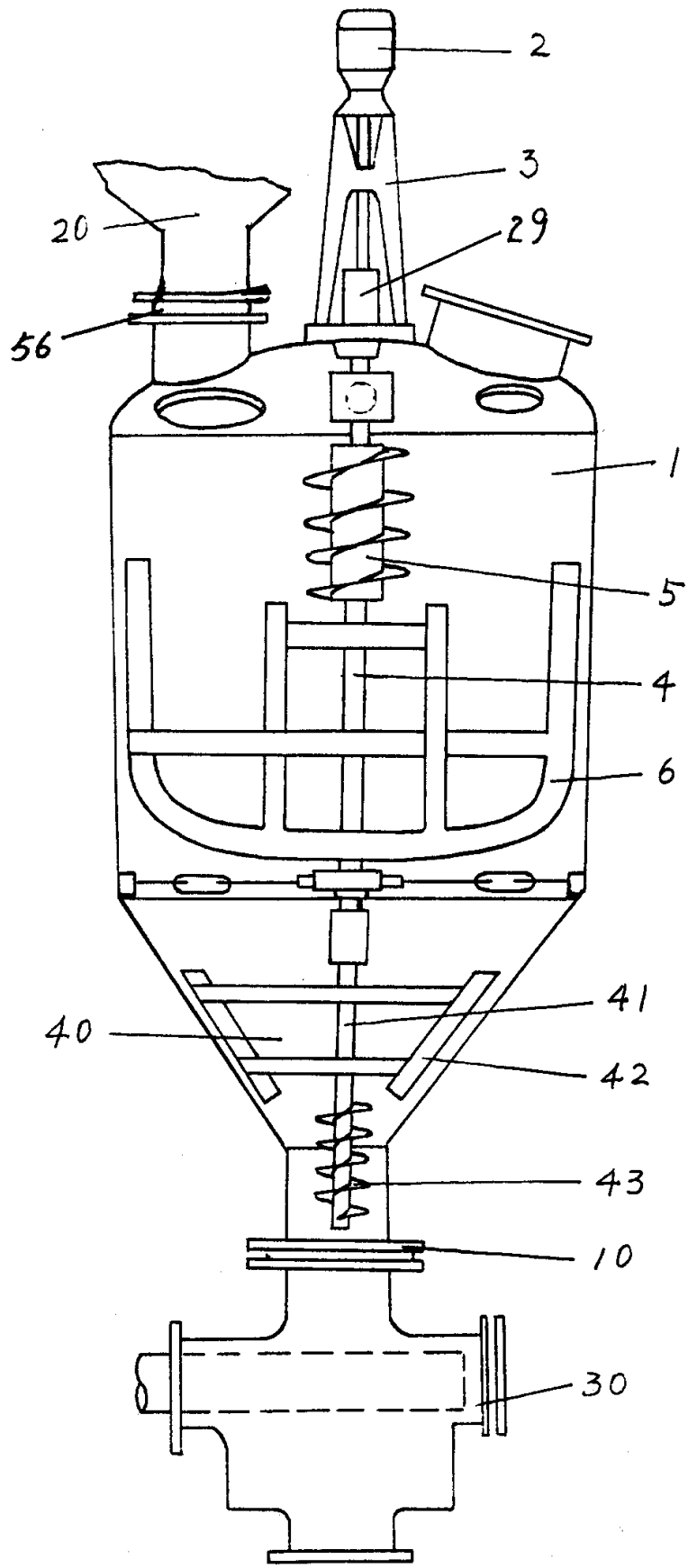


图 2

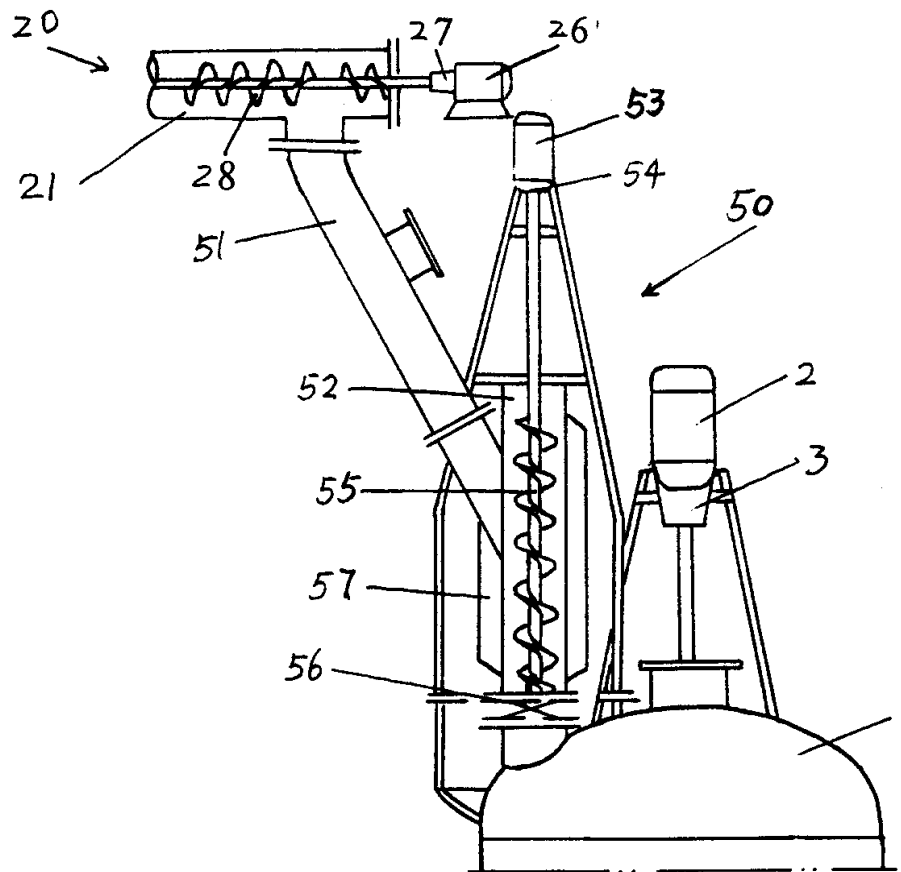


图 3

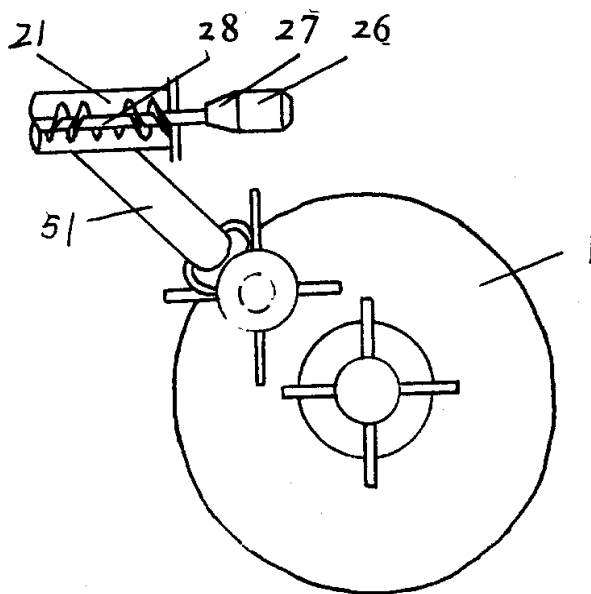


图 4

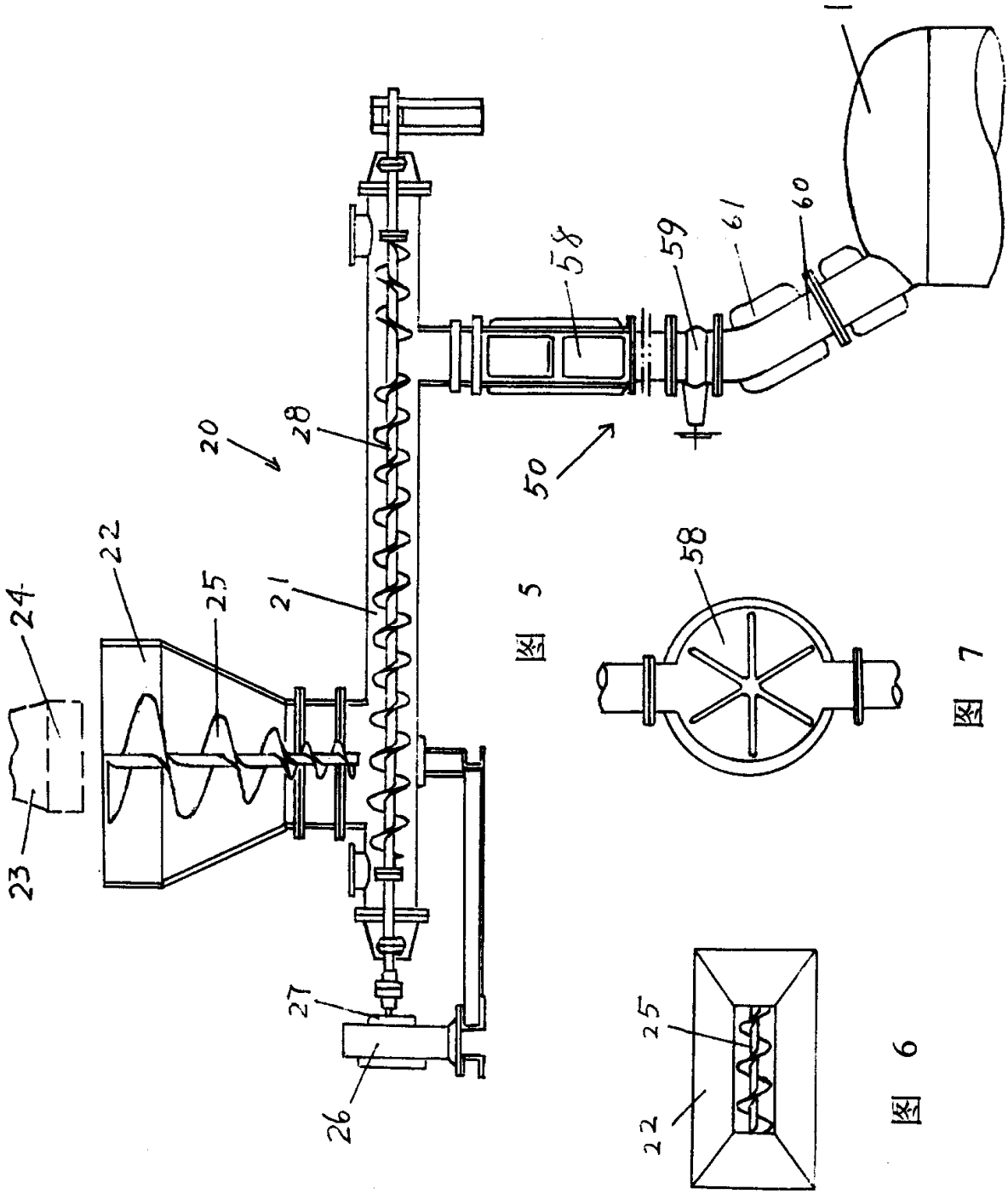


图 5

图 7

图 6

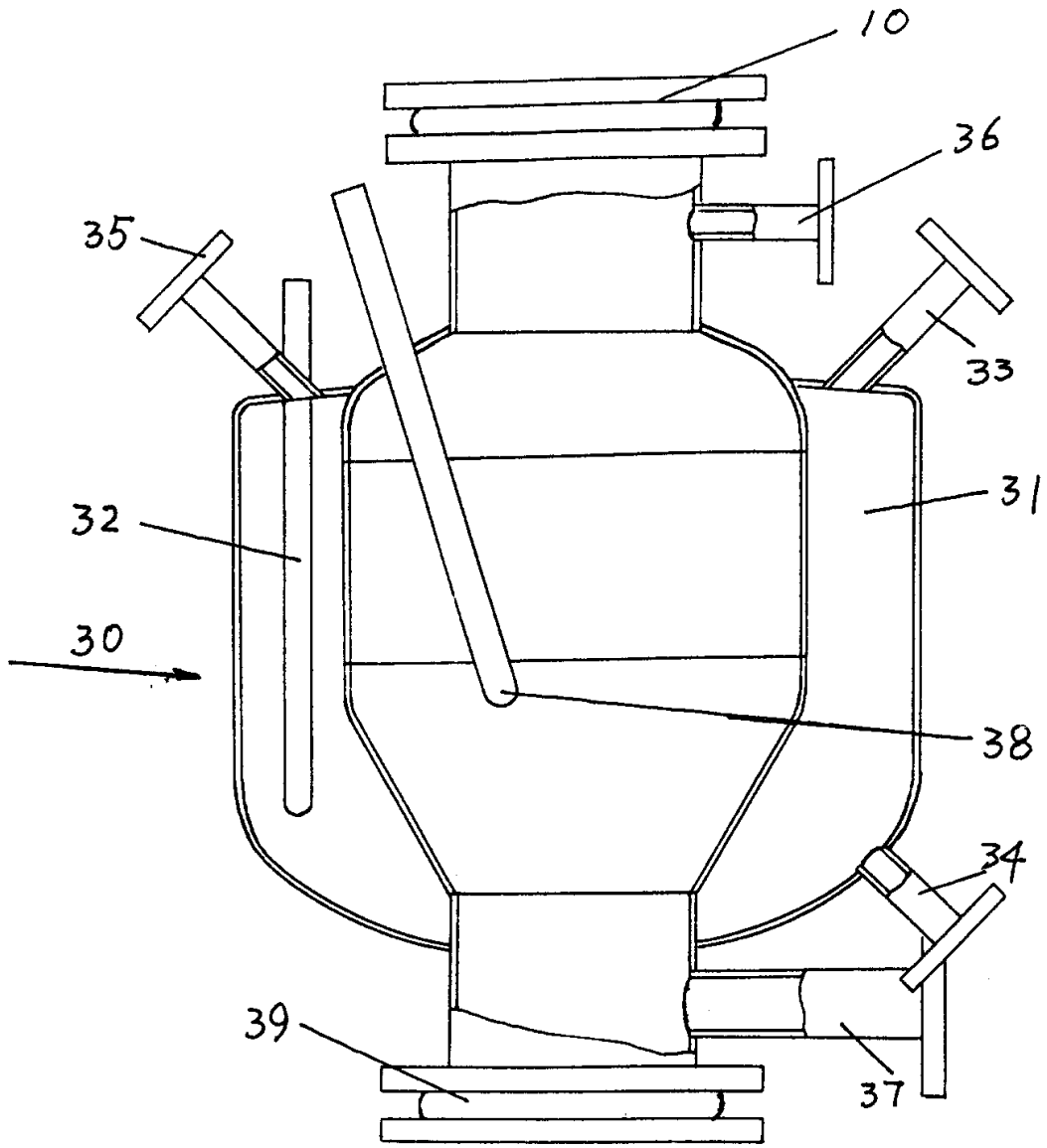


图 8

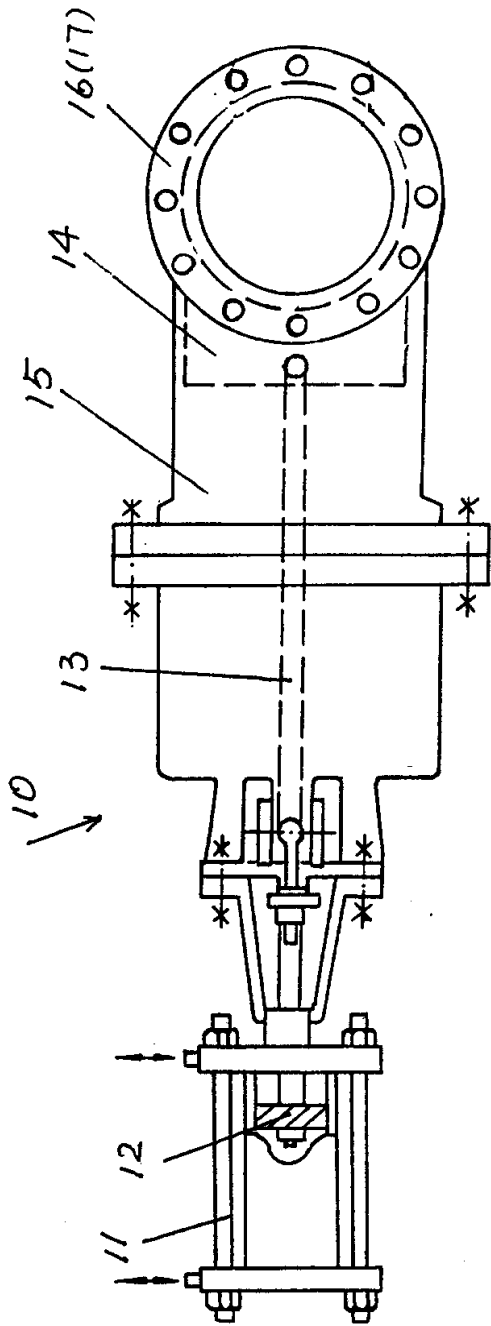


图 9

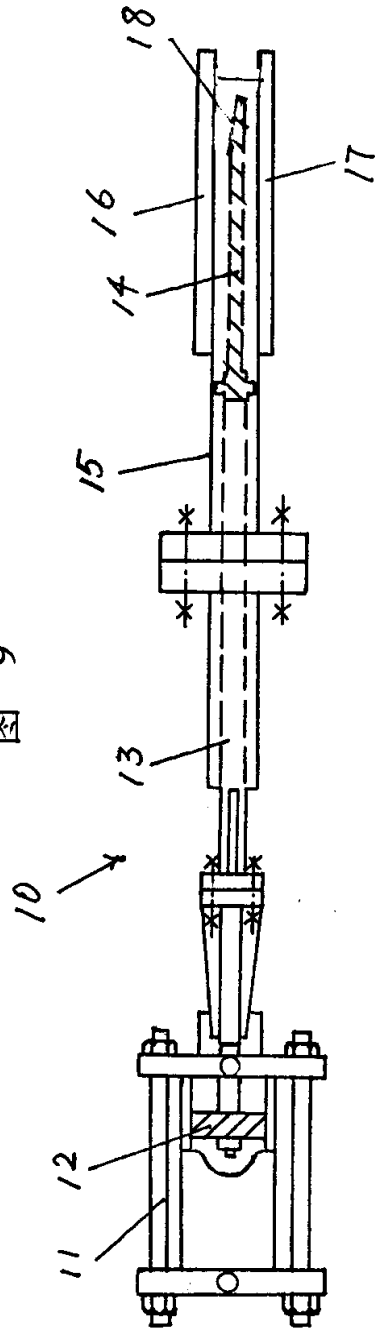


图 10