



[12] 发明专利申请公开说明书

[11] CN 86 1 00711 A

[43] 公开日 1987年6月10日

[21] 申请号 86 1 00711

[22] 申请日 86.1.29

[30] 优先权

[32] 85.12.5 [33] 美国 [31] 804871

[71] 申请人 恩格尔哈德公司

地址 美国新泽西州08830

[72] 发明人 戴维德·B·巴索利克

德维特·F·巴格

[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利
代理部

代理人 孙令华 罗英铭

[54] 发明名称 改进的烃转化方法

[57] 摘要

一种改进的烃类转化的方法,在该方法中,固体材料在反应器(接触器)和再生器(燃烧器)之间循环。整个过程都处于稀相中,其特点是所有的催化剂通过旋风分离器后,并不返回反应器或再生器中的密相床。

1.一种烃类转化的方法，其中烃类进料于高温下在反应器中和流化的固体物料接触并反应，生成较低沸点的产品，从反应产物中分出含焦炭的废固体材料，将其在汽提段汽提出挥发性的烃类，汽提过的固体物料，用含氧气体在再生，热的再生过的流化固体物料返回反应器，本方法的改进在于上述转化与再生均在稀相中进行，来自上述反应器与再生器的全部固体物料，经过旋风预分离器，固体与气体在其中迅速分离，固体返回到一个容器的密相床层，它是上述再生器或反应器之外的容器。

2.权利要求1 所述的方法，其中上述再生器和反应器的预分离器的压力保持在与含上述固体物料密相床层的容器基本上相等的水平。

3.权利要求1 所述的方法，其中所说的固体是催化剂。

4.权利要求3 所述的方法，其中所说的催化物包括晶态硅 铝酸盐沸石。

5.权利要求1 所述的方法，其中所说的预分离器的效率至少为80% 。

6.权利要求5 所述的方法，其中每一个预分离器分出的气体送到高效旋风分离器作进一步气体与固体粒子的分离，预分离和高效旋份分离系统的效率大于99.99 % 。

7.权利要求1 所述的方法，其中送至旋风预分离器系统的总流化固体负荷与蒸气负荷是要控制的。

8.权利要求6 所述的方法，其中进入旋风预分离器系统的液体、蒸气、固体的接触由一个或多个控制阀来控制的。

9.一个快速流化物料输送系统其特征在于其中包括：

A，一个反应器/ 接触器组合，包括：

(1),具有入口与出口端的反应器/ 接触器，

(2),与上述反应器/ 接触器出口端相联结且具有蒸气出口管线与固体物料出口管线的预分离器，

(3),与上述预分离器蒸气出口管线相联结,且具有蒸气出口管线与固体出口管线的高效旋风分离器,以及

(4),废催化剂汽提器,该汽提器装有平衡上述预分离器和汽提器压力的排放设备,该汽提器和上述预分离器及旋风分离器的固体排出管相联结,

B,再生器/燃烧器的组合,包括:

(1),装有进口端和出口端的再生器/燃烧器,

(2),与上述再生器/燃烧器相联结,并装有蒸气放出管线与固体放出管线的预分离器,

(3),与上述预分离器的蒸气出口管线相联结,且装有蒸气及固体放出管线的高效旋风分离器,及

(4),缓冲斗,它装有平衡上述预分离器和该缓冲斗压力的排放设备,并和上述预分离器及旋风分离器的固体排出管相联结。

10. 权利要求9所述的物料输送系统,其中水蒸气管线与上述汽提器相连,该汽提器中的固体由水蒸气流化。

11. 权利要求9所述的物料输送系统,其中压缩空气与上述缓冲斗相连,该缓冲斗中的固体由空气流化。

12. 快速流化物料输送系统,其中包括:

(a) 反应器/接触器组合,它包括反应器/接触器和预分离器,

(b) 再生器/燃烧器组合,它包括再生器/燃烧器和预分离器,其改进在于全部所述物料自再生器/燃烧器的底部至顶部输送的过程中采用稀相操作,在所述每一个组合中的辅助容器中形成所述材料的密相床,上述反应器/接触器和再生器/燃烧器组合具有相同的分离效率,因而形成一个完全平衡的系统,使上述两组合系统保持相同的粒径范围,上述改进包括处于每一组合系统的预分离器和辅助容器之间的排放装置。

13. 权利要求12所述的物料输送系统的改进,其中反应器/接触器组合中的辅助容器是指废催化剂汽提器。

14. 权利要求12所述的物料输送系统, 其中再生器/ 燃烧器组合中的
辅助容器是指缓冲斗。

改进的烃转化方法

本发明涉及重质烃类油料转化为较轻馏分的方法，它包括将含有高浓度易结焦物质与重金属的重质烃转化成汽油及其它液体烃类的方法。本发明的最佳实施方案是直接涉及流化催化裂化，以获得马达燃料馏分产物。

随着高活性沸石催化剂的出现，流化催化裂化方法已发展成统一的标准化的作法。即烃蒸汽和分散得很细的催化剂在细长的反应器中基本上是并流上升，并发生反应，即工业上的提升管反应器。反应时间虽短，通常约为10秒或更短，但催化剂仍有碳沉淀发生，因而对活性不利，同时，当催化剂重复使用时，这将不利于产品产率分布。因此，一般采用的工艺规程是从提升管出口气中分离出催化剂，并经再生器将催化剂再循环返回反应过程。再生器起着双重作用，即将沉积物焦炭烧去并使催化剂加热，以便再用于反应过程。

根据先有技术，从裂化的烃中分离出催化剂是在一个所谓的分离室中进行的，该室具有一汽提段。分离室是一个容器，它或者是一个围绕在提升管末端体积相当大的隔层，或者是另外按装的一个同轴的装置。在后一种情况下，催化剂与已转化的烃从提升管通过侧孔或出口直接进入分离器，然而，在所述隔层型的装置中，通常较好的做法是将提升管出料从所谓的侧孔或出口先经过一个单级旋风分离器再进入分离室。由于以上两种操作方法都能使分离室中的空速大大降低，因此提升管出口气流中夹带的相当一部分催化剂就降沉下来，并收集在分离室的底部。然后，气流与汽提蒸汽一起由分离室经过装在该处的旋风分离器进入分馏塔，旋风分离器的作用是将夹带出的几乎全部催化剂收集下来。

鉴于现代沸石催化剂的粒度范围约为5 至100 微米，而其中主要部分

的粒度约为40至80微米。因此按照上述先有技术分离这部分催化剂，应该是很有效的。然而，对于裂化产物夹带出的相对少量的细粒催化剂却产生了问题，而这部分催化剂的累计总量却十分巨大，最严重的问题是随烃类气流带出的催化剂，将以回收油浆的形式从分馏塔循环回来，因而降低了裂化装置中可处理的原料量，这亦就降低了裂化器最佳的处理效率。

另外，在先技术中经常需要迅速地从反应产物中分离出催化剂，以减少不必要的反应发生，而这些反应的发生从总体来考虑将使过程的总效率降低。

本领域的技术人员都知道，流化催化剂裂化反应器的必不可少的部分应包括再生器，它使废催化剂的活性得到再生。通常当催化剂由反应产物中分离出来后，就进行再生，废催化剂由反应段取出。并在汽提段与汽提介质（一般为水蒸汽）接触，以便从催化剂上脱除可挥发的和夹带的和/或吸附的烃类。由汽提段出来的催化剂送到再生段，用空气等含氧气体进行再生，以烧去催化剂上沉积的焦炭，再生段出来的热的再生催化剂，送到反应段与加入的烃类原料反应。

本发明的新方法，是在反应器（接触器）和再生器（燃烧器）上采用了新型控制系统。因此，能完全控制循环固体物料。首先循环物料与燃烧产物（再生器/燃烧器）或烃蒸汽（反应器/接触器）为稀相接触。循环物料与烃蒸汽或燃烧产物分离后，则回到另一个不同容器。而在其它已采用的技术中，大多数是采用燃烧产物或烃类蒸汽与固体物料在密相床层中相接触，再用旋风分离器分离，使循环物料返回到原来的容器中。该容器往往包含循环物料的密相床。在本项发明的方法中，稀相体系是直接和一个预分离器相联结，然后再与高效旋风分离器例如与多级旋风分离器联结，因此循环物料通常是从蒸汽中进入另一容器中，该循环物料在这个容器中为密相床，而这个辅助容器既不是反应器又不是再生器。本发明的新方法的特点在于它是一个完全平衡的系统。因此，对于反应器/接触器与再生

器/ 燃烧器来讲分离效率是一样的，这就使得这两系统能保持相同的固体粒径范围。在本项发明的新方法中，全部催化剂均以稀相进入反应器和再生器，并通过预分离器，即在反应器或再生器中无密相流化床层存在。本项发明的方法，对于烃类原料的组成，产品分布，处理能力均具有操作上的灵活性。本项新发明的方法能使系统中保持更多的细粒催化剂，它将使系统的平均固体粒径变得较低，催化剂表面积较大，保持较高的活性，以及流化性能更好。本项发明的方法进一步的特点与优点将在它用于烃类催化剂裂化时的最佳实施方案的详细描述中加以说明。

图1 为本发明各设备间较好组合的流程图，它能实现本发明的方法。

现结合图1 来说明本发明的催化裂化系统，该体系包含一个高速流化系统，它基本上处于稀相操作，使全部物料从再生器（ B ）底部输送至顶部。本系统与传统系统的差别在于（ 1 ）能完全控制进入系统的全部催化剂以及（ 2 ）进入系统的全部催化剂开始由空气后来由燃烧产物输送，经再生器进入旋风分离器（ E ）和（ F ）。这时，不仅要控制空气与燃烧产物的总流率，还要对旋风分离体系（ E ）和（ F ）的催化剂负荷进行控制。对催化剂的控制可以控制旋风分离器（ E ）和（ F ）每立方英尺入口气体中催化剂的量（磅），这样也就控制了旋风分离器的负荷，避免系统过载。因此，从鼓风机来的空气由管线（ A ）和装有需再生催化剂的再生器（ B ）底部加入系统，用控制空气流量来保持稀相，催化剂与气体在预分离器（ E ）中迅速分离，其分离效率大于80% ，分出的催化剂经预分离器（ E ）的底部和管线（ R ）进入再生器缓冲斗（ C ）。气体物料从（ E ）出来进入多级旋风分离器（ F ），其中烟道气经管线（ G ）排出，催化剂则通过管线（ R ）再返回再生器缓冲斗（ C ）。显然，再生器系统是用来将全部废催化剂上的焦炭烧掉，因此，该系统要设计成能满足一定的温度、压力和流量的要求，以便能在规定的时间内将炭燃烧。由再生器出来的燃烧产物经烟道气管线（ G ）放出时，主要为氮、 CO_2 ，并含有少量 CO，通常其含

量小于500ppm， SO_x 含量则和焦炭中硫含量有关，亦和原料中硫含量有关，水蒸汽则来自燃烧用空气和燃烧反应的产物。所产生的 NO_x 含量很少，它受再生器（B）的操作温度所严格控制，焦炭中所含的大部分氮与原料中的含氮量有关，它们或是以氨或是以氮的形态释出。本系统在限制再生器的空气量操作时亦可使再生后的催化剂上有碳残存，但这将导致烟道气中较高的CO含量。CO含量将取决于再生器的温度，催化剂再生后的炭含量，以及燃烧时所提供的氧量。

因为废催化剂的温度相对要低些，即在 800°F 至 1100°F 之间，所以在通常规定的3至15秒内，在稀相中将废催化剂上的碳烧掉是困难的。为此，采用了一个热循环阀（O）以便让热物料从再生器缓冲斗（C）循环返回再生器（B）的底部。该管道的目的在于控制再生器（B）的温度，使提升管再生器稀相输送时，在所需的时间内把废催化剂的碳或焦炭能烧掉。一般讲，通过阀（O）和废催化剂滑阀（JJ）的循环量比至少应为1：1，而在多数情况下，应为2：1或更高，使得该系统的温度提高到能使催化剂上的碳全部烧去而完全生成 CO_2 。尽管不是主要的，但图1亦体现了本项发明的另一较好的内容，即催化剂冷却器（N），其流量由滑阀（P）控制，该阀在再生器温度高到金属所能承受的最高极限温度时使用，以防设备受到过分损伤。换言之，如果再生系统设计的温度为 1600°F ，当系统的温度接近该温度时，物流将会通过滑阀（P）开始流动，再生器缓冲斗（C）中有更多的物料经过催化剂冷却器（N）和阀（P）流出。显然，它的作用与阀（O）相反，物料将在催化剂冷却器（N）中产生蒸汽而将热量除去，从而使整个再生器系统的温度降低。

正如已充分认识到的那样，控制阀（P）和（O）均可使用。如果想生产水蒸汽来为某一炼厂提供能量，可采用将阀（P）一直开启的方式操作，以产生固定流量的水蒸汽。可能因为反应器或接触器（K）中催化剂与油的比例有某种要求，或者由于所要求的反应动力学的原因，而要使再

生器处于较低的温度下操作。正如前面所指出的，在输送提升管再生器（B）的上部，全部催化剂和用于燃烧的空气进入预分离器（E），预分离器（E）的设计要求为固体的分离效率至少应大于80%，最好大于90%。从预分离器（E）中分离出的固体，通过再生固体管线（R）排放至再生器缓冲斗（C）。从预分离器（E）返回到缓冲斗（C）的物料的入口应低于缓冲斗床层的料面高度，因此，入口管线应浸没至一个有效的深度，以防止气体返窜而进入预分离器（E），从而造成预分离器（E）的故障。从预分离器（E）出来的烟道气只含有由它带入预分离器（E）的催化剂的20%或更少，在高效旋风分离系统（F）内作最后的净化处理。在该系统中，总的净化效率大于99.0%。最好时可大于99.99%，由高效旋风分离器（F）出来的基本上不含催化剂气体，经管道（G）送去作烟道气处理和/或放入大气。在高效旋风分离器（F）分离出来的催化剂送回至再生器缓冲斗（C），这时入口要求低于正常的催化剂料面，以便能将料腿封住。

再生器缓冲斗（C）是通过控制来自空气鼓风机的少量空气来流化的，该空气来自鼓风机并经空气分配器而进入系统，因此，在容器中物料的速度至少应维持在0.5英尺/秒，但不大于3.3英尺/秒。挟带一些催化剂的气体由再生器缓冲斗（C）出来后，经连结管（L）返回至再生器（B）。缓冲斗放空管（L），亦是一根平衡管线，它是本方法的一个十分关键的特点，该管线保证预分离器（E）进口的压力和缓冲斗（C）上的压力相等，因此，缓冲斗（C）的压力在任何时候都不会大大高于预分离器（E）。如果缓冲斗（C）较预分离器（E）处于较高的压力，就有可能发生预分离器（E）中分离出来的物料，不能从下料管（R）进入缓冲斗，其结果将导致预分离器（E）失效。高效旋风分离器（F）与缓冲斗（C）的压差要求类似或压力相等。只要回流管线（R）中的料面不要太高而引起预分离器（E）和高效旋风分离器（F）发生故障，缓冲斗（C）可在

稍高于(E)或(F)的压力下操作。图中放空管线(L)是与稀相再生器(B)相联结的,然而,由再生器缓冲斗(C)引出的放空管(L)亦可按装在(E)和(F)之间。这种选择则取决于再生器缓冲斗(C)中的速度,在任何情况下,放空管(L)都是为了保证预分离器(E)的进口压力与缓冲斗(C)的压力要相等。

对于反应器/接触器(K)亦作了类似的考虑,经管线(J)引入提升蒸汽,经滑阀(Q)引入热的再生后的催化剂,经管线(H H)送入原料,而产物与催化剂亦都进入预分离器(E)再进入(F)。这与上述有关再生器(B)的情况是一样的。值得注意的是,从催化剂汽提器(D)返回至旋风分离器(E)和(F)间的一根平衡管线(M)亦是十分重要的。这与再生器缓冲斗(C)与再生器(B)之间的平衡管线完全一样。因此,图中的管线(M)与管线(L)起着相同的作用。操作参数为:再生器(B)的温度处于 1100°F 至 2000°F 之间,而对于流化催化裂化的温度则小于 1400°F 。为保证稀相操作,气速必须大于3.5英尺/秒,且要小于100英尺/秒,而通常则保持在5~15英尺/秒之间。再生器的压力一般在与5至50磅/平方英寸(表),以10至30磅/平方英寸(表)较好,气体停留时间一般为3至15秒。

反应器系统的设计和图1中的再生器十分相似,它亦是由两个分离器(E)和(F)一个缓冲斗(D)以及一个提升管/接触反应器(K)所组成。再生后的催化剂由再生器缓冲斗(C)经阀(Q)进入提升管反应器(K)。它可与某种稀释物质相接触,如提升气体、水蒸汽、循环烃、水或经管线(J)送入的原料。提升管上亦有几个附加装置(H H)用来选择进料位置,以便控制接触反应器中的停留时间。再生后的催化剂和某种稀释剂及某种循环物料和原料,在接触反应器中反应一定时间,以获得要求的产率。它可用于流化催化裂化、重油流化催化裂化、流化焦化或用于A R T法,这在美国专利4,263,128中已公布,在此引述以供参考。

此外，全部催化剂以及在反应器/接触器（K）中产生的全部蒸气进入预分离器（E）。与再生器（B）的情况相似，进入预分离器（E）的催化剂与蒸气是加以控制的，因此装置不会过载，分离器（E）和（F）的效率与在再生器系统中讨论的情况相同，而且从蒸气中分离出的催化剂经管线（R）在低于密相床料面的位置返回废催化剂汽提器（D）。废催化剂汽提器（D）是用水蒸汽来流化汽提的，由汽提器（D）引出的放空管（M）与分离器（E）和（F）相连，由于夹带出的物料量十分少，和再生器的情况相类似，它亦可进入（E）的入口。

然后，在对料面作控制的情况下，使废催化剂经阀（JJ）排出，蒸气在基本上除去了催化剂的情况下经管线（H）送分馏与分离。当采用ART装置时，可能要进行淬冷，而在流化焦化、流化催化裂化或重油流化催化裂化时，蒸气在进入分馏系统前亦可淬冷亦可不加淬冷。

从上述可见，图1中列出的系统与先有技术的一个主要不同点是再生系统（B）或接触器（K）中不存在蒸气与密相催化剂床层处于平衡或相互接触，密相床层只存在于容器（C）或（D）中。而多数以前的系统均采用蒸汽从容器分出前一直与密相床层相接触的做法。

接触器（K）的基本操作条件为，出口线速度为10至100英尺/秒，以70英尺/秒较好，停留时间则根据不同装置而异，对于ART装置，其停留时间通常小于3秒，但以小于1秒较好，对于流化催化裂化，通常蒸汽停留时间在1秒和5秒之间，接触器的反应温度在800至1000°F之间，预分离器（E）的操作条件并非十分苛刻，而唯一要求的是循环固体与蒸气能达到很快分离，在美国专利4,285,706，4,348,215及4,398,932中公布了这类预分离器的资料，上述公布的全部材料在此引用以供参考。高效旋风分离器（F）是一个常用类型的旋风分离器，它可理解为一个或一组旋风分离器，以多级旋风分离器较好，在美国专利4,285,706中作了论述，本说明书中亦在此加以引述。

固体流化技术领域的专家，将会很快认识到本系统的潜力在于降低与此有关的设备按装投资，以及在不作重大改变的情况下，提高(翻番)现有流化催化裂化，重油流化催化裂化，流化焦化或 A R T 方法的生产能力，因为本系统消除了现有的密相床层再生器受空塔速度的限制，而且，本流化设备设计的概念亦可应用于那些至今仍受到床层空塔速度限制的固体流化系统。

我们知道，所用的流化固体与所用具体工艺过程密切相关。

用于裂化的一般的固体粒子包括那些具有孔结构的物质，原料的分子进入这些孔结构而被吸附，以及 / 或与孔隙中或其附近的催化活性中心接触反应。在此类型中，可采用不同类型的催化剂，例如其中包括层状硅酸盐如蒙皂石，虽然在这一类中，最广为采用的催化剂是著名的含沸石的催化剂，但对非沸石型催化剂亦应加以考虑。

在此推荐的沸石催化剂，应包括任意一种沸石，只要最后所得的催化剂具有上述的活性与孔结构，它们无论是天然的，半合成或合成的，单独使用或是和其它物质混合使用都可以，但和其混合使用的物质不能较大损害催化剂的适用性。例如，若新鲜的催化剂是一个混合物，含有沸石成分，沸石可经分散或与多孔的耐高温的无机氧化物载体相结合，这时，催化剂有可能含有以重量计大约 1 % 到 60 % ，或较好约为 15 % 至 50 % 的沸石，最好的约 20 % 至 45 % (无水基) 的沸石。而催化剂的其余部分可能只是多孔的耐高温的无机氧化物，或者是该无机氧化物配合某种已知助剂，来促进或抑制各种需要和不需要的反应。关于本发明中所采用的沸石及分子筛催化剂的类别的总的说明，请查阅以下两篇文章“炼厂催化剂的易变性”(*Refinery Catalysts Are a Fluid Business*)-5 “让催化裂化装置采用不同原料操作”(*Making Cat. Crackers Work on Varied Diet*), 它们分别发表在化学周报杂志 1978 年 7 月 26 日，以及 1978 年 9 月 13 日，上述文章中的论述在此引述作为参考。

大部分情况下，含沸石催化剂的沸石组分应是在流化催化裂化法中非常有效的物质，通常是晶态硅铝酸盐，以四配位铝原子在晶体结构中通过氧原子与相邻的硅原子相联系而构成的。然而“沸石”这一词使用在本处时，并不仅指硅铝酸盐，而亦包括其中的铝原子已部分或全部被某些原子所取代的物质。例如，被镓、磷、硼、铁和/或其它金属原子，进而亦包括硅原子被锗、磷、钛和锆这样一些元素部分或全部取代的物质。

大多数人工合成或自然生成的沸石为钠型，因此，阳离子钠在晶体结构中 与负电中心相联结，钠阳离子当处于烃类转化的条件下，特别在高温时，会引起沸石的失活和很不稳定。因此，可将沸石进行离子交换，当沸石用作催化剂的一个组分时，离子交换可在催化剂制成之前或制成之后进行。在沸石晶体结构中取代钠的适宜阳离子有铵（可分解为氢）、氢、稀土金属、碱土金属等等，各种适宜的离子交换方法以及可经离子交换而进入沸石结构的阳离子，对于技术专家们是周知的。

可用作本发明的催化剂或作为催化剂组分的天然结晶硅铝酸盐沸石的例子有八面沸石、丝光沸石、斜发沸石(chinoptilote)、菱沸石、方沸石crionite、以及插晶菱沸石、环晶沸石、鲍林沸石、黝方石、镁碱沸石(ferritorite)、片沸石、钙沸石(scolccite)、黄锆华、交沸石、钙十字石、锆沸石、萤石(flarite)、硅钙硼石、钠菱沸石、caumnite、白榴石、天青石、方柱石(scaphite)、中沸石、ptolite、霞石(nepheline)、matrolite、钾沸石和钠沸石。

本发明中作为催化剂或作为催化剂组分的合成晶态硅铝酸盐沸石的例子有美国专利2,882,244号沸石X；美国专利3,130,007号沸石Y；美国专利2,882,243号沸石A；以及美国专利3,008,803号沸石B；加拿大专利661,981号沸石D；加拿大专利614,495号沸石E；美国专利号2,996,358号沸石F；美国专利3,010,789号沸石H；美国专利3,011,869号沸石J；比利时专利575,177号沸石L；美国专利2,995,423号沸石M；美

国专利3,140,252 号沸石 O；美国专利2,991,151 号沸石 Q；美国专利3,054,657 号沸石 S；美国专利2,950,952 号沸石 T；美国专利3,012,853 号沸石 W；加拿大专利614,495 号沸石 Z 以及加拿大专利817,915 号沸石 ω 。亦可采用 ZK-4HJ, α β 以及 ZSM 型沸石。而且在美国专利号3,140,249；3,140,253；3,944,482 以及4,137,151 中所论述的沸石亦可采用。上述专利中所公布的材料在此引述以供参考。

含有八面沸石型晶体结构的晶态硅铝酸盐沸石特别适用于本发明，其中特别是天然的八面沸石及沸石 X 与沸石 Y。

对于 ART 法的典型催化剂在美国专利号4,263,128 中已有说明。

图1 的符号说明

A, 空气鼓风机的出口管—空气进入再生器系统

B, 再生器/ 燃烧器/ 燃烧窑

C, 再生器/ 缓冲斗

D, 废催化剂/ ARTCAT 汽提器

E, 预分离器

F, 高效旋风分离器

G, 烟道气(去烟道/ 处理)

H, 油蒸气(至分离器)

I, 水蒸汽(至汽提器)

J, 提升水蒸汽/ 气体(湿或干)/ H_2O (至提升管反应器)或进料。

K, 提升管反应器

L, 缓冲斗放空

M, 汽提器放空

N, 催化剂冷却器/ ARTCAT 冷却器

O, 热循环物料滑阀

P, 冷物料滑阀

Q, 再生物料滑阀

R, 由分离器分出的物料

J J, 废催化剂滑阀

H H, 进料一选用进料点以控制接触器中的停留时间

