



200425502

473

目

录



00296649

第一篇 催化重整

第一章 概述

第一节 催化重整的作用及发展简史

第二节 我国的催化重整

第二章 催化重整的原料及予处理

第一节 催化重整的原料

第二节 重整原料的予处理

第三章 催化重整的化学原理

第一节 催化重整的化学反应

第二节 催化重整化学反应的热力学和反应速度

第三节 催化重整的主要操作因素

第四章 重整催化剂

第一节 关于催化作用的基本概念

第二节 重整催化剂的种类、制备及一般性能

第三节 重整催化剂的中毒及再生

第五章 固定床催化重整反应器

第一节 关于气-固反应的一些基本概念

第二节 环烷脱氢平衡转化率的计算

第三节 固定床催化重整反应器的结构和主要尺寸的决定

第四节 铂重整物料平衡及热平衡核环

第五节 催化重整的新发展

第二篇 催化裂化

第一章 概述

第二章 催化裂化化学反应

第一节 烃类的催化裂化反应

第二节 烃类催化裂化反应的热力学规律

第三节 烃类催化裂化反应的动力学规律

第四节 催化剂的再生反应

第三章 催化裂化催化剂

第一节 催化裂化催化剂的种类、组成和结构

- 第二章 裂化催化剂的使用性能
- 第三章 裂化催化剂的贵金属污染
- 第四章 催化裂化反应器
 - 第一节 流化床的形成及转化
 - 第二节 流化床的一些基本现象
 - 第三节 催化剂的循环
 - 第四节 正型流化催化裂化反应器的工艺设计计算
- 第五节 提升管型反应器工艺设计特点
- 第六节 几种有代表性的流化催化裂化反应器型式

- 第五章 催化裂化工艺流程
 - 附 I 燃料的种类、使用要求及规格
 - 附 II 燃料生产的流程图

13

第一篇 催化重整

第一章 概述

第一节 催化重整的作用及发展简史

一、催化重整在石油加工中的地位

“重整”是指烃类分子重新排列成新的分子结构。在有催化剂存在的条件下对轻汽油进行重整称催化重整。采用铂催化剂进行的重整叫铂重整，同样，采用铂铈催化剂或多金属催化剂进行的重整叫铂铈重整或多金属重整。

在催化重整过程中，汽油中的环烷烃脱氢芳构化、烷烃脱氢环化芳构化和烷烃异构化及加氢裂化生成小分子的烷烃，因而提高了汽油的辛烷值。重整汽油的研究法辛烷值一般达90以上，稀烃含量少，安全性好，不加铅即可用作车用汽油，是航空汽油的良好基础原料。近年来资本主义国家环境污染严重，对不加铅或少加铅汽油的需要量增加，从而促进了催化重整迅速发展。在过去的十年中，世界上催化重整处理量增加了一倍，平均年增长率10%左右。至1970年底某些资本主义国家的催化重整能力列于表I-1-1。

1970年某些国家的催化重整能力

表I-1-1

国别	重整处理量 万吨/年	占原油处理量 %
美国	14 500	24.2
加拿大	1. 300	10.9
法国	1. 800	13.3
英国	1. 500	13.2
日本	1. 900	9.7
西德	1. 600	7.8

催化重整过程中，最主要的化学反应是芳构化反应，因此重整生成油中苯、甲苯、二甲苯等含量很高。我们知道，苯、甲苯、二甲苯可用于生产塑料、橡胶、人造纤维、油漆、染料。

农药等。是化工合成的基础原料。甲苯还可用于制造炸药（TNT），在国防工业上亦有重要意义。因此催化重整过程问世以后，很快就被化工和国防工业所重视，现在这一过程已成为生产芳香烃的重要手段，并又扩展到加工馏分油以生产某种特定的芳烃有些国家90%以上的苯类产品是来自于催化重整，因而催化重整过程对化学工业的发展起着相当重要的作用。

催化重整除生产高辛烷值汽油和芳香烃以外，同时还产生纯度很高的氢气（含氢70~95%体），这是重整的副产品，一般每吨原料油可产氢气150~300标米。氢气是炼油工业中加氢裂化，加氢精制过程的原料。加工含硫原油时，加氢过程尤为重要，但氢气来源则是应首先考虑的问题。重整就是获得廉价氢气的重要手段，生产中如何最大限度地增加氢产量，往往是重整工艺的重要任务之一。重整和加氢联合工艺，是炼油加工的重要发展方向。

现代重整另一个新的用途就是用它作为生产液化气。采用特定的重整催化剂，可使液化气产量达45%（体）左右，而且液体产品含有大量芳烃，可作高辛烷值汽油的调和油料。

由此可见，催化重整是生产优质发动机燃料的重要手段，是化工原料—芳香烃的重要来源，它在炼油工业中有重要地位。发展重整过程对提高炼油产品质量和发展石油化学工业起着重要作用。预计在今后相当长的时期内，世界的催化重整处理能力还将大幅度增长。

二、催化重整发展简史

1931年炼油工业中最早出现的重整是“热重整”或称“热裂质”过程。热重整是以直馏汽油为原料，通过高温（530~580℃），高压（30~70大气压），使原料裂化成较小分子的烷烃和烯烃以提高汽油的辛烷值。热重整的实质是高温裂化。在此过程中气体产率高，液体收率低（70%左右），汽油辛烷值不很高（约70），汽油安定性差，因此热重整过程在工业上没有得到广泛应用。

1940建成了第一套的氧化铝—氧化铝作催化剂的催化重整工业装置。这个过程以石脑油（石脑油是一种轻馏分油的泛称，一般指80~200℃的馏分）为原料，在480~530℃、

氢在 $10 \sim 20$ 公斤/厘米² 和氧化铜—氧化铝催化剂作用下，环烷脱氢和烷烃环化脱氢生成芳香烃以及烷烃异构化和加氢裂化生成小分子烷烃，汽油的辛烷值可提高到 80 左右，安全性较好。汽油收率亦比热重整为高。为了抑制催化剂积炭延长操作周期，反应在氢压下进行，因此该过程又称临氢重整。当时适逢第二次世界大战，对航空汽油和甲苯（制炸药的原料）的需要量大增加，因此促进了临氢重整过程发展，相继建立了一些大型工业装置。除使用氧化铜/氧化铝催化剂外，还有的采用氧化铬/氧化铝催化剂。在反应过程中由于催化剂表面积炭使催化活性不断下降，为了保持比较高的催化剂活性，通常在反应进料几小时就停止进料，用水蒸汽将系统内的油气和氢气吹扫干净，再用含氧气体对催化剂进行烧焦再生。因此在同一反应器内，反应—再生是周期性地轮换进行，称“循环再生”。为了解决反应—再生这对矛盾使生产连续化，将反应和再生分别在不同的设备内进行，因此临氢重整在工业上曾出现过流化床及移动床重整工艺。但是由于铂催化剂或铬催化剂的本质所决定，它们的催化活性低，操作中积炭快，反应周期短，处理量小，操作费用大，产品汽油收率和辛烷值并不很高。因此在第二次大战以后，由于对航空汽油和甲苯需要量减少，临氢重整工艺过程也就基本上停止发展。这时对催化重整着重进行了寻找高活性催化剂的研究，催化重整大发展并成为炼油工业中一个重要加工过程，主要还是在 50 年代以后。

1949 年建成了第一套采用贵金属——铂作催化剂的固定床铂重整工业装置，使催化重整工艺发展到一个新阶段。铂催化剂比铬催化剂有高得多的活性，可以在比较缓和的条件下得到辛烷值较高的汽油。由于反应条件缓和以及铂催化剂的加氢活性高，催化剂上的积炭增加得较慢，在固定床反应器一般可连续生产半年至一年而不需要再生。铂重整通常也是以石脑油为原料，在 $450 \sim 520^\circ\text{C}$ 、 $15 \sim 50$ 公斤/厘米² 氢压及铂/氧化铝催化剂的作用下，汽油收率达 90% 左右，辛烷值在 90 以上，安定性好，适应了对高辛烷值汽油的需要。随着原料组成和操作条件不同，铂重整生成油中的芳香烃含量达 30~70%。1952 年发展了以二乙二醇醚为溶剂从重整生成油中抽提芳香烃的工艺（

称尤德克斯法)过程,设备简单,操作可靠,直接可取得硝化级苯类产品,催化重整—芳烃抽提联合装置已成为目前在世界各国生产芳香烃的主要手段。由于铂重整效率高,因此发展很快。20年来,重整催化剂有很大改进,一直在铂—氧化铝—卤素的基^上进行改善,重整工业有90%以上是采用铂重整。为了得到更高辛烷值的汽油或更高的芳烃产率,有的铂重整装置也采用了较苛刻的反应条件,于是催化剂上积炭速度增加,催化剂活性也就下降较快。为了解决这个矛盾,工艺上出现了固定床再生式铂重整(一般用4~5年反应器轮流进行再生)和半再生式铂重整(操作比较长一段时间后再生)。表面看来又回到临氢重整的形式,但由于催化剂不同,实质上水平已提高了一大步。

近年来,重整催化剂的研究工作出现了新的成就,1968年铂铈双金属催化剂工业化,开辟了重整技术的新时期。此后,许多新的双金属催化剂和多金属催化剂接踵而来。这些新型催化剂与全铂型催化剂比较,其突出的优点是具有较高的稳定性。它们可以在较高的温度、较低的压力(8~20公斤/厘米²)和低氢油比的苛刻条件下操作,而长期保持良好的催化活性,因而可提高汽油的辛烷值和汽油、芳烃及氢气的产率。当操作条件与铂催化剂相同时,新型催化剂的操作周期和寿命可大大延长。铂铈催化剂问世以来,充分显示了它的优越性,在不到五年的时间内,在世界上许多已有的铂重整装置都改为采用双金属或多金属催化剂,新建的重整过程采用新型催化剂的则更多。

随着新型重整催化剂的出现,为了适应新型催化剂的特点,充分发挥其优点,在催化重整的工艺流程及设备上也都有了新发展,从而使催化重整技术进入一个新阶段。

第二章 我国的催化重整

一、自力更生发展催化重整

解放前,旧中国的石油工业十分落后,催化加工过程更是一个空白。解放后,在党的领导下,我国人民坚持走自力更生的道路,对催化重整工作一切从零开始,自己研究、设计、制造,直至工业化,大长了我国无产阶级的志气。

铂重整技术的关键是催化剂。国外各石油公司对催化剂的组成和制造方法严加保密。我国炼油工人和科研工作者，在大跃进的鼓舞下，发扬敢想敢干精神，於1958年研究成功了586型铂催化剂，其性能赶上甚至超过国外的铂催化剂水平。在革命路线指引下，进一步发挥了领导、工人和技术人员三结合的作用，在短短的几年内，胜利完成586催化剂的工业放大，生产出3651和1226高效能的铂催化剂，与此同时，还对重整的工艺流程和操作以及重整生成油的芳烃抽提和芳烃分离等方面进行了大量的研究和试验。我国自己设计，自己建造的第一套铂重整工业装置，於1965年在大庆炼油厂一次开工成功，走上了我国自己的催化重整工业道路。此后在各炼油厂铂重整装置相继建立，至1970年，我国铂重整处理能力已达100万吨/年左右，予计在第四个五年计划期间还将增长一倍以上，至目前为止，铂重整处理能力已超过130万吨/年。

我国的情况同资本主义国家不同，在目前阶段，对高辛烷值汽油的需要量不大，因此，铂重整装置的主要生产目的是生产苯、甲苯、二甲苯等轻芳烃以满足迅速发展的化学工业的需要，目前国内已建立的铂重整装置都有芳烃抽提和芳烃精馏部分，能够生产出纯度很高的硝化级苯和甲苯。对混合二甲苯的分离研究工作也取得了一定的成绩。

几年来，在工艺流程、生产操作等方面也积累和创造了不少先进经验。例如用氮气开工代替氢气开工以及节约设备投资、简化工艺流程、扩大原料来源、缩短再生停工时间、使用效能更好的芳烃抽提溶剂等方面都取得了显著成果。

史无前例的无产阶级文化大革命，狠批了刘少奇、林彪所鼓吹的“爬行主义”“洋奴哲学”等修正主义路线，我国炼油工作者更加斗志昂扬，催化重整方面出现了新的成就。至今铂铈双金属催化剂研究和工业制备工作已经完成，小型工艺试验芳烃转化率达120%左右，中型工业放大试验取得了良好的成果，相信工业化不久将获得成功。多金属重整催化剂的研究工作正在进行，出现了好几种高活性的不同组元的多金属催化剂。计划今后将大量兴建双金属或多金属催化重整工业装置，在一定的原料油来源基础上以提高芳烃产率。以宽馏分油为原料进

行催化重整生产高辛烷值汽油的研究工作，亦取得了好的结果。

我国的石油化学工业正在迅速发展，对轻芳烃的需要量增长很快，预计1975年的需要量将是1970年的三倍，其中尤其是对苯的需要量更为迫切。目前，炼焦工业供应的轻芳烃还占较大的比例，但是它的供应能力不能满足对轻芳烃的需要。因此大力发展催化重整是当前石油炼制中的一个重要任务。另外，我国的催化重整工业还很年轻，发展的时间较短，尚有许多工作需要我们炼油工作者继续努力，例如重整装置能力较小，操作水平有待提高，新型高效催化剂需进一步研究，理论方面研究较少等。但是，我们“中国人民有志气，有能力，一定要在不远的将来赶上和超过世界先进水平。”

二、铂重整一般工艺流程简介

我国现有的铂重整装置都是以生产芳烃为主要目的，对产品氢气用于二次加工油品加氢精制。一个重整装置包括原料预处理、重整、芳烃抽提和芳烃精馏四个部分，这里只介绍前面两个部分，原则流程见图 I-1-1。

原料的预处理包括原料的予脱砷、予分馏和予加氢精制等部分，目的是为重整部分准备馏分范围、和苯质含量都合乎要求的原料。具体流程如下。

初馏——130°C 直馏汽油在常温常压条件下通过硫酸铜—硅胶铝小球脱砷，要求砷含量小于100 PPb 方可作为予分馏原料。若直馏汽油中砷含量原来就 < 100 PPb，则无需进行予脱砷。

予脱砷后的直馏汽油用泵 101 打入予分馏塔。予分馏塔的作用是切除 < 60°C 的轻馏分 and 脱除原料油中部分水分，取 60~130°C 馏分作为重整原料。随常减压装置生产方案不同，直馏汽油中 < 60°C 馏分约占 15~25% 可作汽油组分或化工原料，有的装置则作为水装置的燃料。予分馏塔的操作压力一般在 3~4 kg/cm² (表)。60~130°C 馏分油的水含量可降至 30 ppm 以下，恩氏蒸馏初馏点控制在 75 ± 2°C。

予分馏塔底油用泵 201 抽出后进入予加氢系统。予加氢的目的是除去原料油中的微量金属和非金属毒物，如砷、铅、铜、汞、铁和氧、氮、硫等，以满足铂催化剂对原料油中允许毒物

含量的要求，並可使烯烃饱和，保证铂催化剂不致中毒或迅速积炭，延长铂催化剂寿命。予加氢催化剂为铂酸钴或铂酸镍。60~130°C 馏分油经泵 201 打出与吹氢塔顶出来的氢气混合后进入换热器（换 201）和加热炉（炉 201），加热至 320~370°C 再进入予加氢反应器反 201，反应生成物与原料在换 201 换热并冷却后进入高压分离器（容 201），分离出的含氢气体供加氢精制装置（例如焦化柴油或焦化汽油加氢精制）使用。高压分离器出来的油溶解有少量 H₂O、NH₃、H₂S 等，因此再进入吹氢塔上部，塔的下部吸入重整氢气，被汽提出来的轻质气体与氢气从塔顶出来至换 201 前与予加氢原料油混合。由于予加氢系统的氢气来自重整系统，它的吹氢量由重整生成氢量决定，压力也受重整操作压力和系统压降限制，一般吹氢塔压力在 20~25 Kg/cm²，塔内温度 70°C 左右，吹氢比 100~200 标米³/标油。予加氢反应器的压力和氢油比与此数值基本相同，空速 3~4 小时⁻¹（体）。空速的定义是：每小时对单位体积（或重量）催化剂通过的原料体积（或重量）。

$$\text{体积空速} = \frac{\text{进料体积 (20}^\circ\text{C), 米}^3\text{/时}}{\text{催化剂量, 米}^3} \quad \text{单位: 时}^{-1} \text{ (体)}$$

$$\text{重量空速} = \frac{\text{进料量, 吨/时}}{\text{催化剂量, 吨}} \quad \text{单位: 时}^{-1} \text{ (重)}$$

吹氢塔底的精制油由泵 203 抽出，与循环压缩机出口的循环氢混合，先与后加氢反应生成物换热（换 202/1, 2, 202/3, 4），再与重整反应生成物换热（换 202/5, 6），进入重整第一加热炉加热至 480~520°C 后进入重整第一反应器。由于重整是吸热反应，因此通常设三个反应器串联，它们之间都有加热炉。反应物经第二加热炉后进入第二反应器，依次再进第三加热炉和第三反应器。在用新鲜催化剂时，第一反应器入口温度一般用 490°C，随着催化剂活性降低，反应温度可逐渐提高，国产铂催化剂通常最高提到 520°C，至于三个反应器的入口温度各厂操作情况不完全一样，有的装置的三个反应器都采用一样的入

口温度，有的则依次递减 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 。三个反应器内装的催化剂量一般为 $1:2:2$ ，反应空速 $2\sim 5$ 时(体)，氢油体积比 $1200\sim 1500:1$ ，压力 $28\sim 30\text{ kg/cm}^2$ 。

由于重整过程中存在加氢裂化反应，生成少量烯烃和部分气体，也会影响后面芳烃抽提操作和使分离后的芳烃质量降低，因此重整产物需进行后处理方可进入抽提系统。重整产物后处理过程包括后加氢和脱戊烷。后加氢的目的是使重整产物中的烯烃饱和，保证分离后的苯、甲苯质量达到硝化级要求。其流程是重整第三反应器出来的产物与重整原料换热，使温度降至 $500\sim 370^{\circ}\text{C}$ 进入后加氢反应器，反应产物再与重整原料换热并冷却进入高压分离器塔203。分离出的氢气一般含氢 $85\sim 95\%$ (体)，大部分进压缩机升压后再与重整原料混合，这部分称循环氢，少部分去吹氢塔，这部分称重整(生成)氢。后加氢反应器通常用铂酸钴催化剂，一般反应器入口温度 $320^{\circ}\sim 370^{\circ}\text{C}$ ，由于烯烃加氢放热，反应器内常有温升 $3\sim 10^{\circ}\text{C}$ ，反应空速 4 时 $^{-1}$ (体)左右。氢油比及压力与重整反应器内基本相同。

高压分离器(塔203)分出的重整生成油中溶解有少量 H_2S 、 CH_4 、 C_2H_6 、 C_3H_8 、 C_4H_{10} 等气体和部分戊烷。为了保证抽提在液相操作，生成油经换热后进入脱戊烷塔使脱除 $< \text{C}_5$ 组分。脱戊烷塔的操作压力约 10 kg/cm^2 ，塔底脱戊烷油作为芳烃抽提原料至抽提系统，塔顶产品为燃料气及液化气(包括戊烷油)。

当目的产品为高辛烷值汽油时，则重整产物不必进行后加氢和脱戊烷。为了使汽油饱和蒸汽压合格，重整生成油只需经稳定塔，脱除 $< \text{C}_4$ 的气体组分。

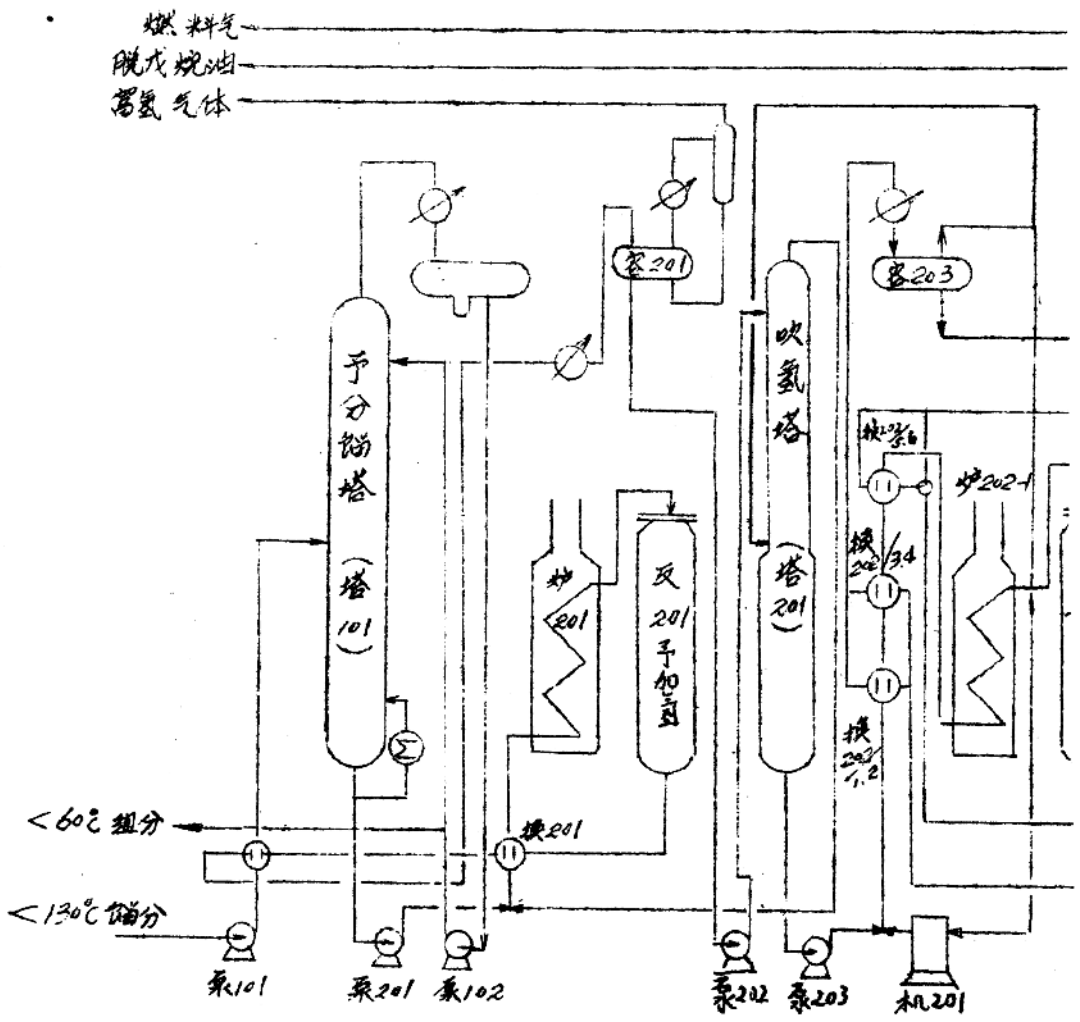
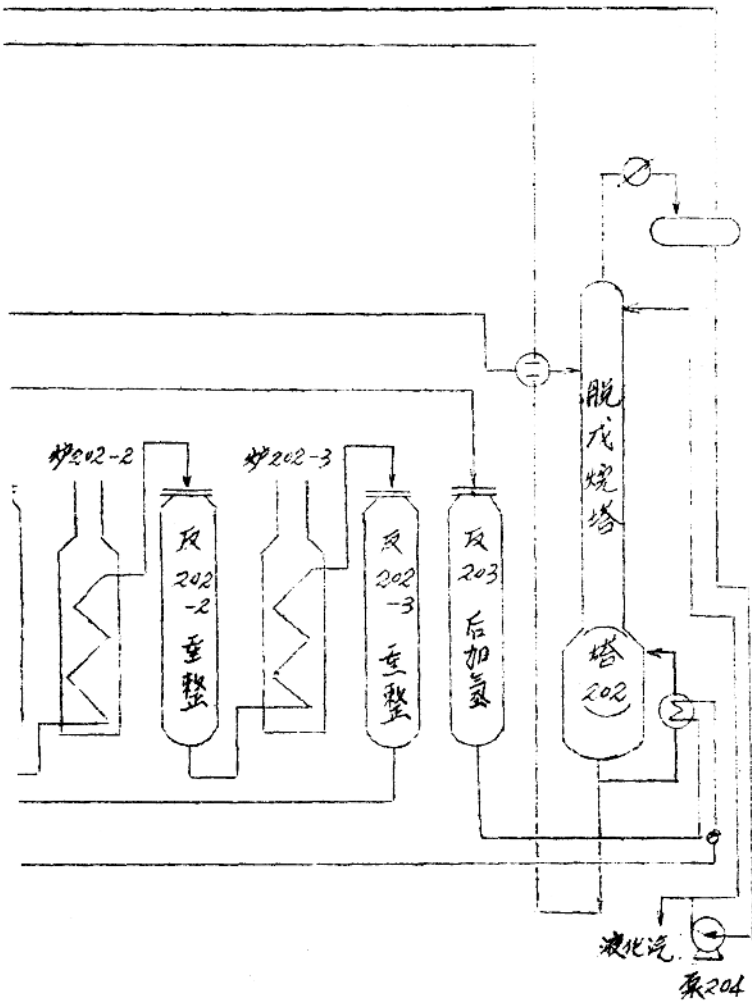


图 1-1-1 铂重整工艺原



流程图

第二章 催化重整的原料及预处理

重整催化剂比较昂贵和“娇嫩”，易受多种金属及非金属杂质中毒而失去催化活性。为了保证重整装置能够运转周期长、处理量大、目的产品收率高。则必须选择适当的重整原料予以精制处理。如何选择原料油、为什么要精制及怎样精制，就是本章要说明的问题。

第一节 催化重整的原料

一、重整原料的选择。

对重整原料的要求包括两个方面：即馏程范围和族组成。

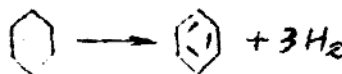
1. 馏程的要求：

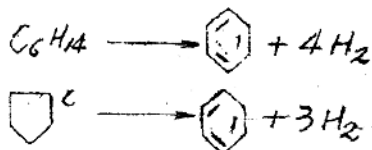
催化重整原料的馏程范围根据不同目的产品来确定。当生产高辛烷值汽油时，一般采用 $90^{\circ}\sim 180^{\circ}\text{C}$ 馏分；生产不同种类的芳烃时，选用的馏程范围见表 I-2-1。我国目前的重整装置均以生产混合芳烃为目的。因此采用的馏程为 $60\sim 145^{\circ}\text{C}$ 。但由于 $130\sim 145^{\circ}\text{C}$ 馏分又是航空煤油组分，从炼厂总生产方案考虑，当生产航空煤油时，则重整原料选用 $60\sim 130^{\circ}\text{C}$ 馏分。

重整原料油馏程与目的产品的关系 表 I-2-1

目的产品	应切取的原料油馏程, $^{\circ}\text{C}$
1. 苯	$60\sim 85^{\circ}\text{C}$
2. 甲苯	$85\sim 110^{\circ}\text{C}$
3. 二甲苯	$110\sim 145^{\circ}\text{C}$
4. 苯—甲苯—二甲苯	$60\sim 145^{\circ}\text{C}$
5. 高辛烷值汽油	$90\sim 180^{\circ}\text{C}$
6. 轻芳烃—汽油	$60\sim 180^{\circ}\text{C}$

不同的目的产品为什么需要不同馏程的原料，这是由重整的化学反应所决定的。在催化重整过程中，人们最关心的芳构化反应是在相同碳原子数的烃类中进行，例如，



















六碳、七碳、八碳的环烷和烷烃，在重整条件下相应地脱氢生成苯、甲苯、二甲苯。小于六碳原子的环烷及烷烃，则不能芳构化成苯。由表 I-2-2 可见 C_6 烃类沸点在 $60 \sim 80^\circ\text{C}$ ， C_7 沸点在 $90 \sim 110^\circ\text{C}$ ， C_8 沸点大部分在 $120 \sim 140^\circ\text{C}$ 。60°C 馏分的烃分子中碳原子数小于六，如也作重整原料进入反应系统，它不能生成芳烃，而只能降低装置的有效能力。

对生产高辛烷值汽油来说，C_6 的小分子烷烃本身已具有较高的辛烷值，而 C_6 环烷通过重整转化为苯，不仅不能使辛烷值提高，相反会下降（见表 I-2-3）。例如六碳的甲基环戊烷调和辛烷值为 107，环己烷为 110，转化生成苯的调和辛烷值为 99。若该轻馏分进行重整，不但降低了装置的处理能力，而且影响产品汽油的辛烷值。所以当生产高辛烷值汽油时，原料油一般切取等于或大于七碳的汽油馏分，即初馏点在 90°C 左右。 C_7 以上的环烷及烷烃转化为芳烃则可使辛烷值提高到很高的程度。由于环烷烃重整生成的芳烃的沸点较环烷高，为了保证重整汽油的干点不至超过汽油规格标准，原料终馏点不能太高，一般控制在 180°C 左右，重整后干点约升高 $6 \sim 14^\circ\text{C}$ 。此外重馏分过多，则多环化合物含量增加，将会导致重整催化剂和炭速度增加，则降低了催化剂活性，缩短装置运转周期。

还有一些炼厂，为了充分利用重整装置的生产能力，同时生产芳香烃和高辛烷值汽油两个目的产品，采用 $60 \sim 180^\circ\text{C}$ 宽馏分作为重整原料，在重整反应系统以后设一分馏塔，从生成油中切出 $C_6 \sim C_8$ 馏分再去抽提装置以取得芳烃，其余馏分作为高辛烷值汽油调和组分。这一生产方案，对重整原料来源不足的炼厂较为有利。

C₅ ~ C₈ 烃类的沸点 °C (760mmHg) 表 I-2-2

C ₅	C ₆	C ₇	C ₈
iC ₅ H ₁₂ 27.85	iC ₆ H ₁₄ 60.27	iC ₇ H ₁₆ 90.05	iC ₈ H ₁₈ 99.24
nC ₅ H ₁₂ 36.07	nC ₆ H ₁₄ 68.74	nC ₇ H ₁₆ 98.43	nC ₈ H ₁₈ 125.67
	 71.81	 100.93	 126.8
	 80.74	 103.47	 131.78
	 80.10	 110.63	 130.04
			 136.9
			 139.10
			 138.35
			 144.42

环烷及芳烃的调和辛烷值(研究法) 表I-2-3

化合物	调和辛烷值	化合物	调和辛烷值
<chem>C1=CCCC1</chem>	107	<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	99
<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	110	—	—
<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	75	<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	124
<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	95	—	—
<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	104	—	—
二甲基环己烷	67~95	<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	146
三甲基环戊烷	94	<chem>C1=CC=CC=C1</chem>	120

2. 原料的族组成。

催化重整过程中，芳烃的主要来源是环烷烃脱氢，采用铂催化剂时更是这样。在较理想的条件下，绝大部分环烷可以转化成芳烃，而由烷烃转化生成的芳烃则可忽略不计。因此，人们通常就把原料中 $\geq C_6$ 的环烷烃看作为潜在的芳烃。把 $\geq C_6$ 的环烷全部转化为芳烃后所得的芳烃百分含量与原料油中原有芳烃百分含量之和称为原料的芳烃潜含量。重整后生成油中实际的芳烃含量(相对原料百分数)与芳烃潜含量之比称芳烃转化率或重整转化率。

芳烃潜含量和芳烃转化率，计算方法如下：

$$\text{芳烃潜含量}\%(\text{重}) = \text{苯潜含量}\% + \text{甲苯潜含量}\% + \text{八碳芳烃潜含量}\%$$

$$\text{苯潜含量}\%(\text{重}) = \text{六碳环烷烃}\% \times \frac{78}{84} + \text{苯}\%$$

$$\text{甲苯潜含量}\%(\text{重}) = \text{七碳环烷烃}\% \times \frac{92}{98} + \text{甲苯}\%$$

$$\text{八碳芳烃潜含量}\%(\text{重}) = \text{八碳环烷烃}\% \times \frac{106}{112} + \text{八碳芳烃}\%$$

式中的78, 84, 92, 98, 106及112分别是苯、六碳环烷烃、

甲苯、七碳环烷烃、八碳芳烃、及八碳环烷烃分子量。

$$\text{重整转化率}(\%) = \frac{\text{芳烃产率}(\% \text{重})}{\text{芳烃潜含量}(\% \text{重})}$$

$$\text{苯转化率}(\%) = \frac{\text{苯产率}(\% \text{重})}{\text{苯潜含量}(\% \text{重})}$$

同理类推甲苯、二甲苯转化率。

但是，芳烃潜含量较高的原料，重整后的芳烃转化率不一定高，这与原料中环烷烃的结构有关。环烷中的六员环反分子较大的五员环烷在重整过程中，脱氢速度快，转化率高，而分子较小的甲基环戊烷脱氢速度慢得多，相对地脱甲基速度较大，对芳烃的转化率低。

例如：胜利原油的重整原料，在某操作条件下，各环烷烃的转化情况如下：

环烷烃	甲基环戊烷	环己烷	二甲基环戊烷	甲基环己烷
转化率%	39.2	89.0	89.4	93.4
	八碳环烷	平均		
	93.5	84.1		

由此可见，由于小分子的环戊烷较难转化，因此使总转化率也降低。

因此，理想的重整原料的族组成应该是芳烃潜含量较高，即环烷含量较高，但不希望五元环烷多，特别是甲基环戊烷。芳烃潜含量高时芳烃产率和氢气产率较高，可以采用较大空速，催化剂积炭少，运转周期长。

使用双金属及多金属等新型催化剂时，不仅环烷烃几乎全部转化生成芳烃，同时还有相当一部分烷烃也能转化成芳烃；按照原有芳烃潜含量的定义，则重整后的芳烃转化率超过300%。新型催化剂重整时，环烷仍是理想的原料组成，但芳烃产率已不完全受环烷含量的局限。