

摘要

本次设计主要是设计年原油处理量能力为 265 万吨的常压塔，其次为塔板的设计。

常压塔的设计主要是依据所给的原油实沸点蒸馏数据及产品的恩氏蒸馏数据，计算产品的各物性数据确定切割方案，计算产品收率.参考同类装置确定塔板数，进料及侧线抽出位置，在假设各主要部位的操作温度及操作压力，进行全塔热平衡计算，采取塔顶二级冷凝冷却和两个中段回流，塔顶取热:第一中段回流取热:第二中段回流取热为 40：30：30，最后校核各主要部位温度都在允许的误差范围内。

本次设计结果表明，参数的校核结果与假设值间误差在允许范围内，其余均在经验值范围内，本次设计就此完成。

关键词：常压塔，浮阀塔板，流体力学。

1 常减压蒸馏

1、概述部分

1.1、我国原油的概况

由于原油中烃类和非烃类物质的组成因产地不同而异，因而不同产地的原油不论其外观和内在组成都存在一定差别，因为原油组成是决定其馏分性质的最基础的因素，所以概括了我国原油的特点：

(1) 汽油的组成 我国原油中汽油的组成不仅正构烷烃含量高，而且环烷烃含量也在 40%左右，国外相当一部分原油中汽油含环烷烃仅在 20%~22%。

(2) 煤柴油馏分的组成 我国原油的柴油馏分（除大港柴油）含烷烃很高，其中正构烷烃的含量占 23%~41%，但芳烃及环烷烃含量较少。

(3) 减压馏出油组成 我国原油（孤岛原油除外）350~500 馏分具有含蜡多、比重小、含硫低、芳烃少、饱和烃多等特点。

(4) 渣油的组成 其组成的含量与蒸馏深度有关，蒸馏深度越深，渣油中饱和烃越少，胶质和沥青质相对增加。但我国的渣油（孤岛油除外）的沥青质都极少，沥青质与胶质之比几乎为零。从碳含量、氢含量及 C/H 比看，主要渣油的含氢量比国外一般重质渣油高，C/H 及沥青质低，可能有利于原油的深度加工。

(5) 非碳氢元素的含量 我国大部分原油的硫含量较低，但氮含量偏高，大部分在 0.2%以上。我国原油中钒含量较低，但镍含量较高，镍/钒比值较国外原油高很多，因此，镍的影响比钒大。此外，大庆原油中砷含量较高。

1.2、常减压蒸馏的作用

石油是沸程极宽的复杂烃类混合物。要从石油中提炼出多种多样的燃料油、溶剂油、润滑油和其它石油化工产品，必须将石油分隔为不同沸程的馏分，然后按照油品的使用要求，脱除这些馏分中的非理想组分，或者是经由化学转化

形成所需要的组成，进而获得合格的石油产品。因此，炼油厂必须解决石油的分割和各种石油馏分在加工过程中的分离问题。

蒸馏技术是复杂石油体系特征化最适宜的手段，也是石油加工最经济、最容易实现的分离方法，炼油过程第一套加工装置就是常减压蒸馏。

按照所制定的原油加工方案，常减压蒸馏装置将原油分割成一次加工产品和二次加工原料。一次加工产品包括：直馏汽油、煤油、轻柴油或重柴油馏分及各种润滑油馏分等，这些馏分经过适当的精制和调配便成为合格的石油产品。二次加工原料包括：重整原料、催化裂化原料加氢裂化原料乙烯裂解料等，这些馏分油既可以经过二次加工提高轻质油的收率和产品质量，也可以作为石油化工装置的生产原料。因此常减压蒸馏决定着整个石油加工过程的物料平衡，被誉为石油加工的“龙头”。

1.3、常减压蒸馏的现状与发展趋势

我国蒸馏装置规模较小大部分装置处理能力为 2.5Mt/a，仅有几套加工能力超过 4.5Mt/a。我国蒸馏装置的总体技术水平与国外水平相比在处理能力产品质量和拔出率方面存在较大差距。新建较大炼油厂镇海、高桥 8Mt/a 及西太平洋 10Mt/a 等大型化的蒸馏装置，其中高桥为润滑油型大型蒸馏装置，拟建的大型蒸馏装置也基本为燃料型。

我国蒸馏装置侧线产品分离精度差别较大，如中石化有些炼厂常顶和常一线能够脱空，但尚有 40%的装置常顶与常一线恩氏蒸馏馏程重叠超过 10℃，最多重叠度达到 86℃，多数装置常二线与常三线恩氏蒸馏馏程重叠在 15℃以上，实沸点重叠则超出 25℃。润滑油馏分切割也同国外先进水平存在一定差距，主要表现在轻质润滑油馏分的挥发度及重质润滑油馏分的残炭和安定性等方面存在差距较大。

由于原油进入炼油厂后必须首先进入常减压装置进行一次加工，因此炼油厂的加工能力一般用原油常压蒸馏装置的加工能力来表示，因此世界原油加工的能力基本上就是世界常压蒸馏装置的加工能力。

炼油厂的大型化是提高劳动生产率和经济效益，降低能耗和物耗的一项重要措施。2004年1月底，全世界共有717座炼油厂，总加工能力4103Mt/a，其中加工能力在10Mt/a以上的炼厂126座，分散在34个国家和地区，其中美国30座，西欧33座，前苏联18座，亚洲地区32座。加工能力在20Mt/a以上的炼厂共有16座，目前世界上最大的炼厂是帕拉瓜纳炼油中心，加工能力为47Mt/a。在炼油技术发达国家单套蒸馏装置的规模一般在5Mt/a以上，不少装置达到10Mt/a以上。目前世界最大的常减压装置为印度贾拉加炼油厂单套加工能力为15Mt/a。

1.4、蒸馏的基本原理及其工艺特点

蒸馏塔是整个常减压装置工艺过程的核心。蒸馏是炼油工业中一种最基本、最常用的分离方法。它是分离（传质）过程中最重要的单元操作之一。不仅常减压装置有蒸馏过程，乎每种加工装置都要用到。例如催化裂化装置的分馏塔，气体分馏装置的分馏塔，重整装置的预分馏塔等等。它们的操作条件不同、介质不同、产品数目不同、分离目的不同，但其原理是一致的。

化工生产中经常要处理由若干组分所组成的混合物。为了满足储存、运输、加工和使用的要求，时常需要将这些混合物分离成为较纯净或几乎纯态的物质或组分。

蒸馏是分离液体混合物的典型单元操作。这种操作是将液体混合物加热使之部分气化，在蒸馏塔内利用混合物各组分的挥发度不同的特性以实现分离的目的，或者通俗地说是利用其中各组分沸点不同的特性来实现分离。

原油是不同沸点的复杂组分组成的混合物，我们所说的常减压蒸馏就是指在常压状态下和真空状态下，根据原油中各组分的沸点不同，将原油切割成不同馏出物的过程。不同沸点范围的馏出物称之为“馏分”

，在一定温度下蒸馏出来的馏分也是混合物，例如小于 200°C 的柴油馏分、200 至 350°C 的柴油馏分等等。在实验室里将馏分油加热，将馏分油开始气化的温度称为“初馏点”，蒸出总体积的 10% 时的温度称之为“10% 点”，同样确定 30%、50%、70%、90%、95% 点，直至混合物全部蒸干，只剩下不气化的物质，此时温度称为“干点”或“终馏点”。从初馏点到干点这一温度范围我们叫它“馏程”。

1.5、初馏塔的工艺特点

原油经过电脱盐脱水脱盐后，继续换热，一般加热到 220 至 240°C 进入初馏塔。在这样低的温度下设置初馏塔目的是：

① 以提高装置处理量。尤其是加工轻质原油时，将 220 至 240°C 的原油送入初馏塔，这样部分气化的轻组分可以分离出来，降低了原油换热系统和常压炉的压降，降低了常压炉的负荷。

② 转移塔顶低温腐蚀。设置初馏塔可以将一部分“HCL-H₂O-H₂S”腐蚀转移到初馏塔顶，减轻常压塔顶的腐蚀，这样做在经济上较为合理。

③ 增加产品品种。可以将较轻的石脑油组分从初馏塔顶分离出来，作为乙烯裂解原料、重整原料等产品。也可以从初馏塔的侧线生产溶剂油。

在实际生产装置中有时使用闪蒸塔代替初馏塔。但使用闪蒸塔的缺点是闪蒸塔不出产品，不会提高处理量，同时它的油气返回常压塔中部，会随着原油轻重变化影响常压塔侧线馏出温度的平稳。

由于进料温度比较低，初馏塔塔内的气相并不是很大，绝大部分是液相。根据原油轻重的不同，初馏塔的产品量（不考虑侧线抽出）大约占原油的 3% 至 7%，大部分原油是以液体状态流到塔底，这部分油称之为“拔头油”，或“初底油”。由于原油气化会造成温降，初底油温度会低于进料温度 4 至 5°C，初底油经泵加压后再和高温重油换热至 260 至 320°C，经加热炉加热后进入常压塔。由于初底油的量较大，提馏段的液相超负荷，汽提效果几乎没有，而且易超出冲塔，故初馏塔底不设置汽提蒸汽。

原油中的大部分轻烃会在初馏塔塔顶蒸出，约占原油的 0.3%至 0.8%。这些轻烃含有大量的液化气组分，原来都是将其作为加热炉的燃料，十分浪费。现在基本上都是通过各种方式进行回收其中的液化气，回收方式主要有三种：

1.初馏塔增压操作回收轻烃。这种方法应用较多，具体做法是提高初顶的压力至 0.35 至 0.4MPa，轻烃全部溶解到石脑油馏分中，再通过分离装置将轻烃从石脑油馏分中分离出来。这种方法的优点是流程简单，投资少，操作维护费用低，缺点是提高了原油系统的压力，减少了初馏塔的拔出率，增加了常压炉、常压塔的负荷，为此有些装置在拔头油进料前又增加了一套闪蒸系统。

2.增加压缩机组和吸收稳定单元进行分离。

3. 直接送到专门回收轻烃的装置等。

虽然初馏塔吸收了部分本属于常压塔的低温腐蚀，但由于原油温度低，盐类水解较少，腐蚀产物 H 不多，所以，初馏塔顶的腐蚀并不严重，很容易控制好。

1.6、常压塔的工艺特点

初底油用泵加压后与高温位的中段回流、产品、减渣进行换热，一般换后温度能达到 260℃以上，如果换热流程优化的好，换后温度可达到 310℃左右。初底油再进入常压炉进一步加热至 365℃（各装置设定的炉出口温度随所炼不同原油的组成性质而差异，一般都在 360℃至 370℃之间）。最后初底油进入常压塔进行分离。

常压塔是常减压装置的核心设备，蒸馏产品主要是从常压塔获得的。常压塔塔顶可分离出较轻的石脑油组分，塔底生产重质油品，侧线生产介乎这两者之间的柴油或蜡油组分。常压塔一般设 3 至 5 个侧线，侧线数的多少主要是根据产品种类的多少来确定的，等于常压塔的产品种类 N 减去塔顶和塔底这两种产品，即 N-2。不仅常压塔遵循这种规律，一般减压塔也遵循这种规律。实际上，为了尽可能地均匀分布全塔气液相负荷，需将一种产品从 2 个或 3

个侧线中抽出，以减小塔径。为有利于优化整个装置的换热网络，燃料形的减压塔的产品虽只有一种，即为催化裂化装置和加氢裂化装置提供的原料——蜡油。

初馏塔、常压塔一般都采用板式塔。这是因为压力变化对常压蒸馏的分离效果影响不大，而常压蒸馏追求的是较大的分离效率、较高的处理能力。这些都是板式塔所擅长的。

1.7、减压塔的工艺特点

常压渣油自常压塔底抽出，经泵加压后进入减压炉加热，一般加热到 390°C 进入减压塔。减压塔顾名思义是在负压下操作，目的就是降低油品的沸点。常渣的初馏点一般是 260°C 以上 5% 点应该超过 350°C 以上，而要得到的蜡油组分的切割点应在 520°C 以上，现在减压深拔更是 >650°C，要想常压下分离出蜡油组分，加热炉出口温度必须超过 520°C（还得保持一定的过气化量）。如果这样，常渣会很快在炉管内结焦、裂化，造成炉管堵塞。从表中可以看出，随着压力（绝对压力）的下降，油品的沸点大幅降低，根据油品的这种特性，诞生了减压蒸馏。

减压塔塔顶油气被抽真空系统不断地抽走冷却，使塔内形成负压，常渣大量气化，分离成蜡油组分或润滑油组分和减压渣油。蜡油可以作催化裂化、加氢裂化装置的原料，润滑油基础油经过其他加工工艺精制成润滑油，减压渣油是氧化沥青、延迟焦化的好原料，也可送到重油催化裂化、溶剂脱沥青装置，还可以作为商品燃料油外销。

与初馏塔、常压塔相比，减压塔在结构和工艺上有明显的不同。

1.减压塔对分馏精度的要求要比常压塔粗略。

2.减压塔的结构和工艺要求尽量提高收率同时还要避免发生裂化反应。减压塔进料段真空度是提高收率和避免裂化的关键。为了提高进料段的真空度，

减压塔顶需使用高效稳定的抽真空设备，提高塔顶真空度。另一方面，塔内都使用压降较小的塔板或者填料，尽量减少进料段到塔顶的压降。

3.在减压下，油气、水蒸气、不凝气的比体积大，比常压塔中油气的比体积要高出十余倍，尽管减压蒸馏时允许采用比常压塔高得多（通常约2倍）的空塔线速，但为了降低气速防止气相夹带液相，减压塔的直径和板间距要比常压塔大。因此，在设计减压塔时需要更多地考虑如何使沿塔高的气相负荷均匀以减小塔径。为此，减压塔一般采用多个中段循环回流，常常是在每两个侧线之间都设中段循环回流。这样做也有利于回收利用回流热。

4.减压塔的外型一般都是两头细中间粗，这是因为塔顶的气相负荷较小，只剩下不凝气、汽提蒸汽（湿式）和携带上来的少量油气，故塔径较小。为降低塔顶气相流量和减轻塔顶抽真空系统的负荷，减压塔顶一般不出产品，塔顶管线只供抽真空设备抽出不凝气之用，以减少通过塔顶馏出管线的气体量。因为减压塔顶没有产品馏出，故只采用塔顶循环回流而不采用塔顶冷回流。

塔底减压渣油是最重的物料，如果在高温下停留时间过长，则其分解、缩合等反应会进行得比较显著。其结果，一方面生成较多的不凝气使减压塔的真空度下降；另一方面会造成塔内结焦。因此，减压塔底部的直径常常缩小以缩短渣油在塔内的停留时间。此外，有的减压塔还在塔底打入急冷油以降低塔底温度，减少渣油分解、结焦的倾向。

5.由于塔内是负压，为保证减底泵入口有足够的灌注压头，避免减底泵抽空，故减压塔底离地面较高。

6.填料型减压塔的内回流不是从塔顶流到进料段，是分段的。在每个填料段上部，中段回流通过喷嘴均匀地喷淋到填料上，与气相进行传质传热。进行完传质传热的液相被集油箱收集抽出，换完热后再打回来。

7.减压塔处理的油料比较重、粘度比较高，而且还可能含有一些表面活性物质。加之塔内的蒸气速度又相当高，因此蒸气穿过塔板上的液层时形成泡沫

的倾向比较严重。为了减少携带泡沫，减压塔内的板间距比常压塔大，加大板间距同时也是为了减少塔板数。此外，在塔的进料段和塔顶都设计了很大的气相破沫空间，并常设有破沫网等设施。

8.在生产裂化原料时不超过减压塔气化段温度并不是常压重油在减压蒸馏系统中所经受的最高温度，此最高温的部位是在减压炉出口。为了避免油品分解，对减压炉出口温度要加以限制，在生产润滑油时不得超过 398°C，在生产裂化原料时不得超过 400 至 420°C，同时高温炉管内采用较高的油气流速以减少停留时间。如果减压炉到减压塔的转油线压降过大，则炉出口压力高，使该处的气化率降低而造成重油在减压塔气化段中由于热量不足而不能充分气化，从而降低了减压塔的拔出率。降低转油线压降的办法是降低转油线中的油气流速。以往采用的转油线中流速为 300m/s，近年来转油线多采用低流速。在减压炉出口之后，油气先经一段不长的转油线过渡段后进入低速段，在低速段采用的流速约为 35 至 50m/s，国内则多采用较低值。

9.为了降低馏出油的残炭值和重金属含量，在气化段上面设有洗涤段。所用的回流油可以是最下一个侧线馏出油，也可以设循环回流。循环回流的流程比较复杂，而且目前多倾向于认为：在这里气相内存在的杂质主要并不是被气流夹带上去的雾沫或液滴，而是从闪蒸段气化上去的馏分。因此，使用上一层的液相回流通过蒸馏作用除去杂质的效果比使用冷循环回流的效果要更好一些。为了保证最低侧线抽出板下有一定的回流量，通常应有 1%至 2%的过气化度。对裂化原料要求严格时，过气化度可高达 4%。一般来说，过气化度不要过高。

1.8、常减压装置的用能分析

1.8.1、节能降耗的措施

1.降低水耗

(1) 减少循环水用量。常减压蒸馏装置循环水主要用于水冷器冷却油品，单耗设计值为 723m³/h，除了 E- 1027/1.2 减压塔顶油气冷凝冷却器和 E- 1024 渣油冷却器外，

均采用了二次循环水。为进一步降低循环水单耗，使单位加工费用降低到最小，经仔细研究，采取的措施为：夏季用空冷器代替水冷器，冬季利用装置的侧线余热加热采暖水输出热量。在调节侧线油品离开装置温度时，采取将侧线油品尽量与原油换热的方式，使其达到离开装置时的温度，可节约大量循环水。取消 E-1025 含盐污水冷却器。经过以上措施的实施，循环水的单耗平均控制在 500m³/h 左右。另外对水冷器进行定期化学清洗，提高其冷却效果，减少了循环水用量。

(2) 减少软化水的用量。常减压蒸馏装置软化水的消耗主要用于塔顶注水、机泵冷却水、电脱盐罐注水及配剂用水等。因此采用了回收两塔顶油水分离罐的排水，注入电脱盐罐内，可节约软化水 3t/h。另外，对机泵冷却用的软化水量做适宜调整。建议机泵冷却水尽可能回收至系统，做到零排放。

2.降低电耗

(1) 机泵、风机采用变频器。对机泵电机采用变频技术，以满足当原油性质变化时，侧线及回流油量变化情况下的节能。对常压塔顶油气空冷器的 4 台风机采用变频技术，以适应不同工况条件。

(2) 风机调角。根据油品的冷后温度及时调整风机扇叶角度或停用风机。

(3) 电脱盐系统。本次改造，对电脱盐采用了交直流电脱盐技术，该技术的主要特点是在电脱盐罐内产生了直流强电场和交流弱电场，具有交流电脱盐和直流电脱盐的优点，同时克服了各自的不足。在达到同等脱盐、脱水水平的条件下，可节电约 30%。

3.降低蒸汽用量

常减压蒸馏装置所用蒸汽压力分别为 1.0MPa 和 0.35MPa。通过细心调整操作可提高它们的自产量。1.0MPa 蒸汽的消耗主要在减压抽真空系统、加热炉雾化蒸汽及冬季伴热系统等。投用机械抽真空泵，可节约蒸汽 0.6t/h；加热炉可采

用高效火嘴，调整其合适的雾化蒸汽量；对蒸汽伴热系统及蒸汽放空尾部安装疏水阀，减少“小白龙”现象。建议对汽包排污水也可作为水伴热

热源，可减少蒸汽用量。0.35MPa 蒸汽的消耗主要在侧线汽提及塔底吹汽，合理调整其侧线汽提蒸汽用量及常减压塔底吹汽量。

4.降低燃料油的用量

(1) 提高换热终温。换热终温是衡量常减压装置原油换热回收情况的重要标志（换热终温每提高 3℃，可降低炉子燃料 0.1kg/t）。尽管在改造设计时采用了窄点技术对换热网络进行优化，但运行中，由于换热器本身泥沙沉积、积垢较严重，大大影响了传热效率，使换热终温大幅下降。提高换热终温措施如下：①进一步优化换热流程，由于装置运行中，渣油出装置时的温度达 180℃，为了回收这部分热量，在脱盐前加了一组渣油—原油换热器，以提高电脱盐温度，进而提高换热终温。②采用高效换热器并进行定期清洗，装置在改造设计时，就采用了高效的波节管、螺纹管及折流杆式换热器。但由于原油中泥沙含量较多，在装置运行 22 个月时，原油换热终温大幅降低。对 15 台脱盐前及脱盐后换热器进行了单台切除清洗后，换热效果明显提高，原油换热终温提高了近 10℃。另外，弓型折流板换热器容易出现死角堵塞，建议采用螺旋式折流板换热器。

(2) 管理好燃烧系统。火嘴燃烧不好就会影响加热炉热效率。严格工艺纪律，控制好燃料油的压力及温度，加热炉参数不作大幅度调整，保证加热炉的燃烧状态良好，作到火苗齐、火焰短、炉膛明亮、火焰不直扑炉管。

(3) 采用保温材料降低炉壁热损失。对炉壁表面采用优质隔热材料，并对炉衬表面喷涂反辐射涂料，减少炉壁散热损失，可提高加热炉效率 1%~1.5%。

(4) 多烧系统干气。由于催化干气量较大，不能得到很好平衡而白白烧掉，浪费大量的能源，加热炉采用多烧系统干气的措施，可节约燃料油 0.7t/h，使燃料油单耗降至 0.6kg/t。既降低大量的燃料油量又平衡全公司干气系统。

(5) 高效燃烧器。高效燃烧器可以在很低的过剩空气系数下充分的完全燃烧，能够保证良好的燃烧状态。定期清洗更换加热炉火嘴，可以提高其燃烧效率。

(6) 烟气回收系统。加热炉排烟温度高，损失大量热量，正压严重影响装置操作，计划对余热回收系统进行改造，改造成功后回收热量折合燃料全年可节约 170 余万元。

(7) 吹灰器。装置改造时采用的是声波吹灰器，由于车间一直用原油作为燃料油，原油中的盐类物质及泥沙较多，炉管和空气预热器积垢较严重，其吹灰效果不太理想。计划在加热炉改造时上一套激波吹灰器，提高吹灰效果。

5.其他节能降耗措施

(1) 机泵采用集中油雾润滑。对热油泵房机泵采用集中油雾润滑技术，每年可节约 40%润滑油、软化水 10000t，油雾润滑使轴承的故障率降低 90%。机泵因轴承原因检修的频次明显减少，每年可节省机泵检修费、备件损耗费近 20 万元。

(2) 塔顶瓦斯回收利用。将瓦斯引至罐内，进行脱水后引入加热炉作为燃料。塔顶瓦斯含量 0.24%，每年可回收近 2400t，可节约成本近 300 万元。

(3) 污油回收系统改造。为更好地降低装置炼油损失，利用原有设备进行改造将隔油池中的污油定期回收至罐内，再用机泵打入电脱盐罐内，进行炼制，每年可节约近 5 万元。

(4) 常减压装置塔顶热源回收。常减压装置塔顶有 2t 蒸汽、5t 油气相变热，在冬季可利用其采暖，并可节电和循环水用量，每年可节约 30~40 万元。

1.9、常减压装置的主要污染及治理

1.9.1. 废气

常减压装置的废气主要是加热炉烟气。烟气中包含二氧化硫、氮氧化物、一氧化碳、二氧化碳及烟尘等对人体有害的污染物。

(1) 二氧化硫

二氧化硫是有恶臭和强刺激性气体。主要是对呼吸系统的损害。SO₂浓度为1至10微升每升时会对人有刺激性；浓度为10至100微升每升时会使人流泪、胸痛；浓度超过100微升每升后会导致死亡。二氧化硫来源于燃料油中的各种硫化物和燃料气中的H₂S燃烧产生的。现在燃料气一般都经过脱硫处理，H₂S含量下降，但是富含大量H₂S的减顶不凝气由于没有去处不得不引入加热炉内燃烧，导致烟气中的二氧化硫大幅上升。据不完全统计，只用脱硫后的瓦斯作燃料的加热炉的烟气中二氧化硫的含量约为1000微升每升左右，而掺入减顶不凝气后二氧化硫的含量会高达3000微升每升以上。

(2) 氮氧化物

氮氧化物对植物的危害较大，高浓度下植物不能生存，在低浓度长期作用下，使农作物减产。氮氧化物在大气中的浓度高时会形成酸雨。氮氧化物还能使人体血液输氧能力下降，使中枢神经及肺部受损。空气中氮氧化物的浓度达到2.5微升每升时会危害植物的生长；达到100至200微升每升时人类会发生肺水肿，甚至急性中毒死亡。通常烟气中氮氧化物的含量为100微升每升左右。

(3) 一氧化碳

一氧化碳能和血液中的血红蛋白结合，使血红蛋白不能携带氧气，造成全身组织缺氧中毒，就是俗称的“煤气中毒”。空气中一氧化碳的浓度达到1000微升每升时人体会出现头痛、恶心；达到10000微升每升后会使人立即死亡。

(4) 二氧化碳

二氧化碳对人体没什么危害，它主要是对地球整个环境的危害。

(5) 烟尘

烟尘中大部分为含碳粒子，其吸附性很强，能吸附各种有害物体和液体，给人体带来危害。

1.9.2、废水

常减压装置的废水主要包括以下几种来源：

- (1) 电脱盐罐的切水：属于含油污水，流量约为原油量的 10%。
- (2) 塔顶切水：属于含硫污水，包括塔底吹汽、汽提蒸汽、抽真空蒸汽。
- (3) 机泵冷却水。
- (4) 其他临时用水：如冷却器反冲洗水、地面冲洗水、机泵冲洗水等。

这些废水中主要含油、硫化物、挥发酚、氨、盐等有害物质，它们对土壤、植物和鱼类造成极大的伤害。

1.9.3、噪声

噪声就是人们不需要的声音。它不仅包括杂乱无章不协调的声音，而且也包括影响旁人工作、休息、睡眠的各种音乐声，甚至于谈话声、脚步声以及一切飞行、行驶中发出的马达声和机械的撞击声等。

在生产装置，噪声的主要来源是：

- 1.流体振动所产生的噪声。如流体被节流后发出的噪声（尤其是调节阀节流造成的）、火焰燃烧所造成的气体振动等。
- 2.机械噪声。指各种运转设备所产生的噪声。
- 3.电磁噪声。指由电机、脱盐变压器等因磁场作用引起振动所产生的噪声。

1.9.4、其他环境危害

(1) 碳氢化合物

碳氢化合物中的甲烷、乙烷等气体，虽基本无毒，但是，若空气中此类气体的含量较大时，就会因缺氧而引起窒息。例如空气中含有 15%的碳氢化合物气体时，空气中的氧气就会从正常含量的 21%减少至 18%，而人体所需空气中的氧气浓度最低值为 16%。

(2) 汽油的危害

蒸馏装置生产直馏汽油。汽油为神经麻醉性毒物，急性吸入以后，大部分可由呼吸道排出，小部分在肝脏被氧化，与葡萄糖醛酸结合可经肾脏排出。毒性主要表现在使中枢神经系统机能紊乱，低浓度可引起条件反射改变，高浓度能造成呼吸中枢麻痹。汽油对脂肪代谢有特殊影响作用。能引起细胞内类脂质平衡失调，血中脂肪含量波动、胆固醇和磷脂量改变。

(3) 氨气

氨气是无色有强烈刺激性的气体，分子量为 17.03。气体对空气的相对密度为 0.5791。沸点-33.6°C。它可以以任何浓度溶于水而形成氨水（氢氧化胺）。在常减压蒸馏装置中氨用来注入到塔顶挥发线上以中和 HCL。氨气在空气中最高允许浓度为 30mg/m³。氨气的中毒性危害表现为：轻度中毒时，对眼及上呼吸道粘膜有刺激作用，患者眼及口有辛辣感、流泪、流涕、咳嗽、声嘶、吞咽困难、胸闷、气急。重度中毒，是吸入高浓度氨气所致，可引起肺充血，肺水肿及肺出血；皮肤粘膜接触氨水或高浓度氨气可引起化学性烧伤，甚至角膜混浊引起失明。少数患者可因反射性喉头痉挛或呼吸停止，造成“闪电式”中毒死亡。

(4) 电流伤害

电流伤害事故即触电事故。在高压触电事故中，往往不是人体触及带电体，而是接近到一定程度时，就会发生其间击穿放电而造成的。电流通过人体内部的触电叫电击；电流的热效应和机械效应对人体的局部伤害叫电伤。电伤也属于触电事故，但与电击比较起来，严重程度要低一些。

为了避免电流伤害事故的发生，操作人员必须加强电气设备安全技术知识的普及，自觉地按章办事；在危险高压区应设置醒目的安全警告标志；严格执行中国石化总公司人身安全十大禁令的有关规定。

1.10、常减压装置的腐蚀及防护

1.10.1、腐蚀的问题

常减压装置的腐蚀介质主要有三类：盐类腐蚀、环烷酸腐蚀、硫腐蚀。腐蚀区域主要是低温塔顶部位——盐类腐蚀；高温重油腐蚀——环烷酸腐蚀和硫腐蚀。三种腐蚀类型的机理不同，腐蚀区域不同，防护方法亦不同。

1.盐类腐蚀

盐类腐蚀主要是水解出来的氯离子与金属反应而造成的管线减薄。主要表现为“HCl—HS—HO”腐蚀。这种腐蚀主要发生在初馏塔、常压塔和减压塔<150℃的顶循环以上的塔板塔壁、塔顶油气线和冷却系统中的低温部位。

(1) HCl 来源

在大多数生产油井中都含氯盐，它们溶于水，以乳化状态或悬浮固体颗粒状态存在于原油中，盐也来源于注入二次采油盐水。典型的成分是 75%氯化钠、15%氯化镁、10%氯化钙当原油换热到 120℃以上时，从氯化镁和氯化钙中水解出氯化氢，而氯化钠一直到 760℃以下基本上是稳定的。但是在环烷酸存在的条件下，原油中的氯化钠在 300℃以下也发生水解。



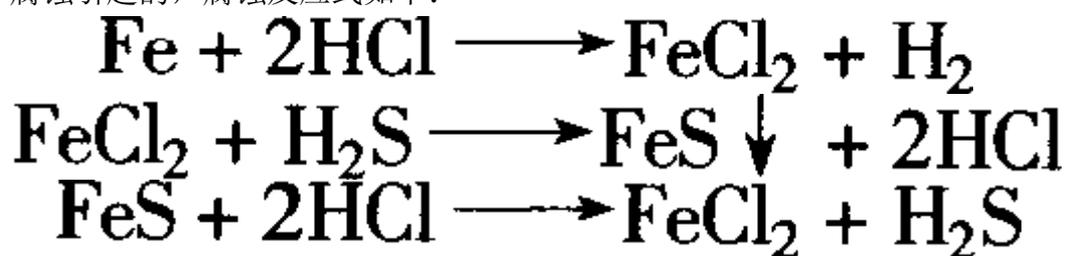
(2) HS 的来源

原油中含硫化物的种类较多，主要有硫化氢、硫酸根、硫醚、二硫化物、多硫化物、噻吩和游离的硫。在原油加工时硫化氢的产生量主要由硫化物的含量、热稳定性和油品温度决定。在一定程度上也与加工工艺和操作条件有关，硫化氢随温度的升高而增加，超过 250℃以后，随着温度的提高，硫化氢产生量迅速提高。硫化氢及硫醇。而环状硫化物（如各种硫化物的分解温度不同。硫醚及二硫化物热稳定性很低，从 130~160℃即可分解成硫化氢及硫醇。而环状硫化物（如噻吩）在高温下也很稳定。

(3) HCl—HS—HO 腐蚀过程

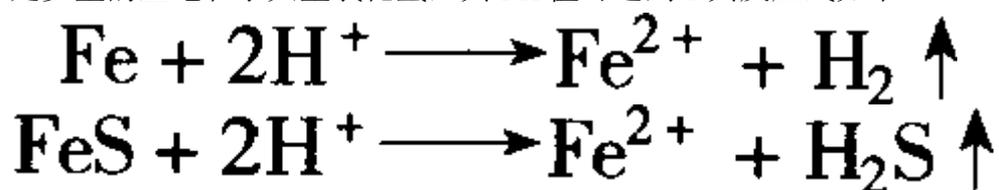
原油加热后，在水蒸气辅助作用下进行蒸馏，加热过程中生成的腐蚀介质氯化氢和硫化氢随同原油中轻组分一同挥发。当它们都以气体状态存在时是没有腐蚀性的，或者说腐蚀性很轻。但是，在冷凝区域出现液体水以后，便形成腐蚀性很强的HCl—HS—HO环境。在空冷—水冷的油气冷却流程中，可以很明显地看出腐蚀点均在空冷管束的前端，每片空冷的泄漏点基本都在一条线上。

现在一般认为，严重的腐蚀破坏是由于硫化氢和氯化氢相互促进构成的循环腐蚀引起的，腐蚀反应式如下：



塔顶脱水中携带的黑色颗粒就是硫化铁。

冷凝系统不同部位腐蚀机理是有区别的，在最先冷凝的区域，尤其是气液两相转变的“露点”部位，剧烈的腐蚀是由于低PH值的盐酸引起的。因为最初凝结水是少量的且饱和了大量氯化氢，其PH值可达到1其反应式如下：



从国内外炼油厂腐蚀情况也可以看出，不论原油含硫高低，只要含盐，一样引起这些部位的严重腐蚀。但是，硫化氢的存在促进了腐蚀反应。随着冷凝过程的进行，冷凝水量不断增加，HCL水溶液逐渐被稀释，PH值提高，腐蚀理应有缓和，但在这一过程中由于H2S溶解度迅速增加，提供了更多的氢离子因而又促进了去氢极化腐蚀反应。



可见，HCL—HS—HO体系的腐蚀性，对PH值的依赖性很强，可把划分为四个区间：

PH<4.5 由于氢离子很多发生严重的酸腐蚀。

4.5<PH<6.5 由于氢离子浓度很低，腐蚀速度为最小。

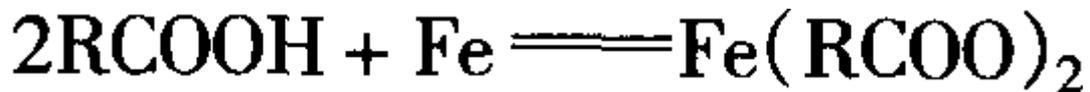
6.5<PH<7.5 HS⁻浓度增加，形式不牢固的硫化物膜，腐蚀速度回升。

PH>7.5 化物膜强韧性增加，腐蚀速度再度下降。

所以，塔顶 PH 值是一个应该受到密切连续监控的参量，它关系到装置运行的合理性和稳定性，但受到各种因素的影响变化规律很复杂，其中汇集了装置运行状况的丰富信息。“HCl—HS—HO”低温腐蚀也会发生在塔内部，表现为上部塔盘结盐，顶循泵密封经常泄漏等。要注意的是如果塔顶温度过低，低于这个温度、压力下塔上部的水蒸气的露点温度，水会在塔内冷凝，造成塔顶内壁、塔板的腐蚀。另外，盐酸还会造成金属发生应力开裂，特别是不锈钢材质。

2.环烷酸腐蚀

环烷酸：环烷酸是存在于石油中的含饱和环状结构的有机酸。在石油加工过程中，环烷酸随石油一起被加热、蒸馏，并随之与沸点相同的油品冷凝，且溶于其中，从而造成馏分对设备材料的腐蚀。多数学者认为，反应机理如下：

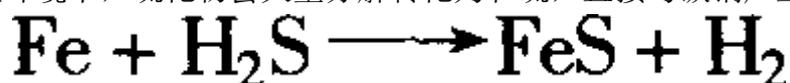


现场经验表明，环烷酸腐蚀通常发生在酸值>0.5MgKOH/g，温度在250~280℃ 350~400℃之间高流速的工艺介质之中，环烷酸腐蚀无需水相存在，它与金属表面或硫化铁保护膜可直接发生反应生成环烷酸铁，并在工艺物流中立刻溶解，使金属表面不断暴露并受到腐蚀，所以腐蚀后形成边缘轮廓清晰的蚀坑，表面无腐蚀产物或积垢，内部保留流线状的槽纹。环烷酸腐蚀主要发生在塔盘、塔壁、塔板的下部泡帽和转油线弯头等部位；阀门的闸板、阀杆也是极易遭受环烷酸腐蚀的部位，造成穿孔、泄漏。环烷酸腐蚀集中在常压柴油到减压蜡油部位，当260~400℃馏分油的酸值高于原油酸值时腐蚀尤为严重。影响环烷酸的因素有酸值、活性、温度、汽化、冷凝、硫含量、流速、流态等。

3.硫腐蚀

原油中很少有游离的硫，石油馏分中的硫和硫化氢多是其他硫化化合物的分解产物，常温下硫不活泼，无腐蚀性，但是当温度在 350~400°C 时硫很活泼，很容易和普通钢反应生成硫化亚铁，形成一种金属表面的保护膜，但其结构较松散，受高速流体冲击之后，腐蚀层状破坏脱落，新的金属表面又暴露在腐蚀介质中继续腐蚀，这些腐蚀多发生于常压塔底、减压塔底、加热炉管、转油线、重油管线、重油机泵的叶轮等部位。

在高温环境下，硫化物会大量分解转化为和硫，直接与碳钢产生腐蚀：



硫化氢在时能按下式分解



分解出来的硫，比硫化氢有更强的活性，因此腐蚀也就更为激烈。

1.10.2、腐蚀的监测和防护方法

1. 监测方法

(1) 对于塔顶低温腐蚀，一般是分析塔顶脱水的 PH 值来判断腐蚀状况。

指标是：PH 值在七到九之内。近两年新推出一种新的塔顶腐蚀在线监测方法—电阻探针在线腐蚀监测系统。它的原理就是利用探针上的电阻片受腐蚀而减薄产生的电阻变化来在线监测探针安装点处的腐蚀速度。

(2) 检修时在蒸馏塔里从上到下容易发生腐蚀的区域，挂上与该区域材质相同厚度的金属挂片，到下次检修时测量挂片剩余厚度以检查塔内壁的腐蚀速度。

(3) 正常生产时，可进行定期定点测厚。在各种低温油气管线、含硫管线、高温管线的直管段、重点是弯头部位做出活动保温以方便测厚。如果加工含硫较高的原油可以每进行一次定点测厚，并作好记录以进行对比。这种方法有一个缺点，就是高温部位的测厚数据有时候不太准确，经常会比原始厚度还厚，可能与测厚仪器或测厚手法有关系。最好是利用停工检修时进行大面积测厚。

2. 防护措施

防护措施可分为两种：工艺防腐和设备防腐。

(1) 设备防腐

设备防腐主要指的是对设备的材质进行适当的选择，以抵抗腐蚀。

① 顶低温腐蚀的设备防护。在塔顶腐蚀环境下，碳钢会产生严重的均匀腐蚀，表现为点腐蚀，奥氏体不锈钢则会发生应力腐蚀破裂。所以，我们必须在材质方面采取一定措施。现在加工高硫原油的常压塔，常一中以上塔体一般都采用内部衬不锈钢初馏塔、常压塔顶空冷器部位，冲蚀和露点腐蚀严重。为了避免氯离子造成的不锈钢材质应力开裂，可以使用管束材质为钛合金或双相不锈钢的空冷，也可以在空冷入口处用钛板做衬板。

在塔顶水冷器的管束上可采用新型涂料进行内外防腐。需要注意的是有一些防腐涂料的耐热温度很低，在停工吹扫、蒸塔时，要避免长时间超过 200℃，否则会出现起皮、脱落现象，进而结垢严重，需要进行高压清洗，但高压清洗同样会冲坏其涂层。为节约成本，各装置基本未对油气管线的材质进行升级，仍然还是采用碳钢管，只是增加了在线测厚的频次。机泵密封的材质也要进行选择，以抵抗腐蚀。

② 温腐蚀的设备防护。针对高温腐蚀的特点，处于腐蚀严重的高温部位，减压塔整个塔体，减压转油线均应采用 360L 内衬钢板。常压炉、减压炉的辐射室，介质温度高于 250℃的工艺管道。弯头、三通、热电偶套管插入处、倒淋，这些地方的环烷酸腐蚀特别严重，也需要对这些区域进行定期定点测厚。高温换热器的材质也应提高档次，以减少腐蚀。

重油的阀门丝杠会被腐蚀变细或腐蚀出凹坑，出现压盖处泄漏、阀门关不严的问题，因此重油、高温阀门应保持全开、全关，避免阀杆遭受腐蚀。生产中开关重油阀门时要注意安全，以免烫伤或发生火灾。对装置所有的重油管线

及其管件要进行材质的确认，尤其是新安装的管线。国内已有多起材质用错，造成泄漏着火，甚至伤及生命的事故发生。

(2) 工艺防腐

设备防腐是在装置初建或检修中进行的。日常生产中，为了控制蒸馏装置的塔顶低温电化学腐蚀，最有效的手段就是工艺防腐，一般都采用“一脱三注”——原油深度电脱盐，塔顶挥发线注氨、注缓蚀剂、注水。

① 油电脱盐。原油电脱盐是控制腐蚀的关键一步，充分脱除水解后产生氯化氢的盐类是防止腐蚀的治本办法，通过有效的脱盐，实现脱后原油含盐 3 毫克每升以下，即可对低温部位腐蚀进行有效的控制。但是要注意，完全脱盐会加重高温部位的硫腐蚀，因为氯化物对高温硫腐蚀有抑制作用，因此脱后含盐控制在 5 毫克每升，是比较合理的。

② 发线注氨。为使常减压塔顶冷凝冷却系统的腐蚀进一步降低，需在塔顶挥发线系统中注中和剂以中和氯化氢，因氨价格低廉来源充足，多数炼厂都使用氨作为中和剂。氨除了中和作用还可以起调节 PH 值的作用。

从上面可以看出，弱酸、弱碱的环境下，腐蚀速度最小。因此有不少人认为可以保持弱酸环境不要注氨，以控制腐蚀速度。理由还有减少化工原材料的用量，而且长期注氨，生成的氯化铵盐会在冷却器中沉积，造成塔顶各水冷器结垢严重，严重影响传热效果。但由于缓蚀剂的适宜工作环境是弱碱性，所以需要注氨，将 PH 值调到碱性，发挥缓蚀剂的作用。氨水的来源是污水汽提装置的产物或将液氨与软化水配成氨水。如果用液氨配置溶液，要小心液氨对呼吸道的刺激。氨水的浓度可大可小，日常生产中要勤检查塔顶脱水的值在 7~9 之间。

③ 发线注缓蚀剂。缓蚀剂是一种表面活性剂，其分子内部有硫、氮、氧等强极性因子及烃类的结构因子。缓蚀剂可以以单分子状态吸附在金属表面，形

成一层致密的膜，其极性因子吸附在金属设备表面，另一端烃类因子则在设备与介质之间组成一道屏障，隔断了腐蚀介质和金属的接触，因此具有保护作用。

一般常用的缓蚀剂是中和缓蚀剂，即其中含有大量的起中和作用的有机胺。缓蚀剂的配制和破乳剂相同。效果好的缓蚀剂的注入量仅是塔顶馏出物的 10 毫克每升。现场一般控制一个定量，根据塔顶腐蚀数据来调节。

缓蚀剂分油溶性和水溶性两大类，其中油溶性缓蚀剂经过顶回流可循环使用，所以损失较小，而水溶性缓蚀剂随冷凝水排掉，因此使用油溶性缓蚀剂较经济。

在开工初期，要尽快将缓蚀剂注入到塔顶，而且量要大。目的是使缓蚀剂尽快成膜，发挥保护作用。一般需要两个星期，然后可以根据腐蚀速度调节注入量。

④ 发线注水。在挥发线上注水，可使冷凝冷却器的露点部位外移以保护冷凝设备。同时，注氨后塔顶馏出系统会出现氯化铵沉积，即影响冷凝冷却器传热效果，又引起设备的垢下腐蚀，故需用注水洗涤加以解决。注水量不要长时间固定一个量，每隔一段时间调整一次。注水量要尽量大些，提高露点处的 PH 值。一般，三注按流程走向的顺序是注氨、注缓蚀剂、注水。

⑤ 温腐蚀的工艺防腐。根据高温腐蚀机理分析，目前控制高温腐蚀环境的对策有如下几种：

a.混炼：原油的酸值易于通过稀释加以降低，对许多炼油厂而言混炼不失为一种较好的防止高温腐蚀的方法，即不需要额外支出或投资，只需在计划和运行上作些额外的努力。

b.注高温缓蚀剂：使用油溶性缓蚀剂；原油脱酸等方法属于新技术，国内尚处于研究阶段，我们应密切注意其动态，了解专业前沿内容，以便尽快服务于生产。

1.10.3、其他部位防腐蚀

加热炉如果烧瓦斯，空气预热器腐蚀较轻，因为瓦斯一般经过脱硫，硫含量较低。如果烧燃料油，因为常减压加热炉的燃料油基本都是选用减渣，而硫大部分集中在渣油中，再加上高含硫的减顶瓦斯，势必造成预热器的露点腐蚀。

渣油中的硫经过燃烧，这些硫化物被烟气携带到空气预热器里，在与冷介质换热后，烟气温度下降。在烟气中的水蒸气冷凝时（露点），SO₂和SO₃溶于水，形成强酸，开始腐蚀金属，这就是露点腐蚀。

在加热炉上可以看到，对流室以后烟气经过的地方，从缝隙里流出黄色的印迹，这就是硫被冷凝下了的表现。如果对流室、烟道、烟囱里的衬里脱落后，由于外界就是大气温度，烟气渗到金属炉壁被冷却，同样形成露点腐蚀。10mm的碳钢钢板在露点腐蚀的环境下，两个月就会腐蚀透。

解决露点腐蚀的措施：

- ① 控制好排烟温度，使之在露点以上好排烟温度，使之在露点以上。
- ② 加强吹灰效果。
- ③ 平稳加热炉操作，避免炉膛压力大幅波动造成衬里脱落。
- ④ 检修时加强炉内衬里的检查和修补。
- ⑤ 用抗露点腐蚀的材质。

2 基础数据

根据国内某原油的原油评价数据，按照油品实际要求，确定原油的加工方案。并对原油初馏塔、常压塔进行相应的工艺计算及模拟计算，原油及产品的基础数据见下表，年开工按 330 天、8400h 计算，侧线产品及塔底重油都使用过热水蒸气汽提，过热水蒸气的温度为 420°C、压力为 0.3Mpa。

(1) 原油密度：20°C密度为 820.1kg/m³，实沸点蒸馏数据如表 1 所示。

表 1 原油实沸点蒸馏数据

沸点范围 °C	收率 ω %		密度 (20°C) kg/m ³
	每馏分	总收 率	
40.5	0	0	-
65	4.60	4.60	653.9
75	2.50	7.10	707.8
90	5.36	12.46	729.4
110	6.32	18.78	748.8
130	4.21	22.99	762.3
152	4.72	27.71	776.5
172	2.81	30.52	786.8
190	3.87	34.39	796.1
210	2.08	36.47	817.0
230	3.28	39.74	825.3
245	1.52	41.27	829.2
265	8.39	49.66	835.6
285	10.85	60.51	847.1
310	5.55	66.06	856.9
335	5.31	71.38	866.1
375	2.40	73.78	881.7
415	4.24	78.01	887.8
435	5.62	83.64	900.1
460	3.38	87.02	914.1
488	3.08	90.10	928.3
510	0.90	91.00	942.8
>520	6.92	97.92	

(2) 产品方案及性质如下所示。

常顶		
密度 (20°C)	Kg/m ³	731.4

馏程°C	IBP	40.5
	10%	68.3
	30%	94.1
	50%	110.1
	70%	125.7
	90%	145.8
	95%	154.9
	EP	171

常一		
密度 (20°C)	Kg/m ³	805.2
馏程°C	IBP	151.3
	10%	180.3
	30%	192.4
	50%	202.0
	70%	213.1
	90%	232.7
	95%	245.6
	EP	259.1
重油		
密度 (20°C)	Kg/m ³	904.9
馏程°C	10%	339.2

		常二	常三
密度 (20°C)	Kg/m ³	830.2	849.8
馏程°C	IBP	235.8	286
	10%	258.7	312.8
	30%	269.2	326.1
	50%	276.8	335.2
	70%	286.1	344.8
	90%	295.8	353.6
	EP	316	382.9

*注：初顶汽油出 15%-18%

实沸点温度取汽油 141°C，煤油 228°C，轻柴油 284°C，重柴油 347°C

根据这个温度，在原油实沸点蒸馏曲线中，就可以得到收率。

大致结果：汽油 25%，煤油 39%，轻柴油 60%，重柴油 72.5%

3 常压塔工艺计算部分

一、基础数据处理

油品的性质参数

1、比重指数

$d_{15..6} = d_4 + \text{校正}$ 值，校正查《石油炼制设计数据图表集》上册（以后简称《图表集》）P24 表 I -2-28

常顶（汽油） $d_{15..6} = 0.7301 + 0.0049 = 0.7350$

常一线（煤油） $d_{15..6} = 0.7752 + 0.0047 = 0.7799$

常二线（轻柴油） $d_{15..6} = 0.7972 + 0.0046 = 0.8018$

常三线（重柴油） $d_{15..6} = 0.8119 + 0.0045 = 0.8164$

常底（重油） $d_{15..6} = 0.9120 + 0.0039 = 0.9159$

2、API° 指数 根据公式 $API^\circ = 141.5 / d_{15..6} - 131.5$ 计算得到

常顶（汽油） $API^\circ = 141.5 / 0.7350 - 131.5 = 61.02$

常一线（煤油） $API^\circ = 141.5 / 0.7799 - 131.5 = 49.93$

常二线（轻柴油） $API^\circ = 141.5 / 0.8018 - 131.5 = 44.98$

常三线（重柴油） $API^\circ = 141.5 / 0.8164 - 131.5 = 41.82$

常底（重油） $API^\circ = 141.5 / 0.9159 - 131.5 = 22.99$

3、体积平均沸点

由公式 $t_v = (t_{10} + t_{30} + t_{50} + t_{70} + t_{90}) / 5$ 得：

常顶（汽油） $t_v = (100 + 120 + 135 + 149 + 168) / 5 = 134.4$

常一线（煤油） $t_v = (196 + 206 + 215 + 224 + 238) / 5 = 215.8$

常二线（轻柴油） $t_v = (267 + 275 + 278 + 285 + 294) / 5 = 279.8$

常三线（重柴油） $t_v = (319 + 322 + 326 + 331 + 338) / 5 = 327.2$

4、恩氏蒸馏曲线斜率

由公式：斜率 = $(t_{90} - t_{10}) / (90 - 10) ^\circ C / \%$

常顶 = $(168 - 100) / (90 - 10) = 0.85$ 常一 = $(238 - 196) / (90 - 10) = 0.53$

常二 = $(294 - 267) / (90 - 10) = 0.34$ 常三 = $(338 - 319) / (90 - 10) = 0.24$

5、中平均沸点

根据《石油炼制工程》P57 式 I -2-10 P59 式 I -2-14

常顶（汽油）

$$\ln \Delta 4 = -1.53181 - 0.012800 \times 134.4^{0.6667} + 3.64678 \times 0.85^{0.3333} = 1.587$$

$$\Delta 4 = 4.89$$

$$t_{me} = 134.4 - 4.89 = 129.51^\circ\text{C} = 402.66\text{K}$$

常一线（煤油）

$$\ln \Delta 4 = -1.53181 - 0.012800 \times 215.8^{0.6667} + 3.64678 \times 0.53^{0.3333} = 0.959$$

$$\Delta 4 = 2.61$$

$$t_{me} = 215.8 - 2.61 = 213.19^\circ\text{C} = 486.34\text{K}$$

常二线（轻柴油）

$$\ln \Delta 4 = -1.53181 - 0.012800 \times 279.8^{0.6667} + 3.64678 \times 0.34^{0.3333} = 0.466$$

$$\Delta 4 = 1.59$$

$$t_{me} = 279.8 - 1.59 = 278.21^\circ\text{C} = 551.36\text{K}$$

常三线（重柴油）

$$\ln \Delta 4 = -1.53181 - 0.012800 \times 327.2^{0.6667} + 3.64678 \times 0.24^{0.3333} = 0.127$$

$$\Delta 4 = 1.14$$

$$t_{me} = 327.2 - 1.14 = 326.06^\circ\text{C} = 599.21\text{K}$$

6、特性因数 K

根据《石油炼制工程》P64 式 I -2-18

$$K = 1.216 \times (\text{TK})^{1/3} / d_{15..6}$$

$$\text{常顶 } K = 1.216 \times 402.66^{1/3} / 0.7350 = 12.21$$

$$\text{常一 } K = 1.216 \times 486.34^{1/3} / 0.7799 = 12.26$$

$$\text{常二 } K = 1.216 \times 551.36^{1/3} / 0.8018 = 12.43$$

$$\text{常三 } K = 1.216 \times 599.21^{1/3} / 0.8164 = 12.55$$

7、分子量

根据 K、 $d_{15..6}$ 查《石油炼制工程》P66 图 I -2-10 得：

$$\text{常顶 } M = 118 \quad \text{常一 } M = 176 \quad \text{常二 } M = 244 \quad \text{常三 } M = 300$$

8、平衡汽化温度

首先校正恩氏蒸馏温度高于 246°C 的温度，考虑到裂化，用下式校正：

$$\log D = 0.00852t - 1.691$$

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。
。如要下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/915040203222011310>