

国外炼油装置生产技术水平



中国石油化工总公司生产管理部 编



中国石油化工总公司催化裂化情报站出版

北京)

31151



国外炼油装置生产技术水平

中国石油化工总公司生产管理部 编



中国石油化工总公司催化裂化情报站

1987年 2月

前 言

《国外炼油装置生产技术水平》一书是1986年6月出版的《炼油生产装置基础数据集》的姊妹篇。编写本书的目的是为了系统地、重点地反映当前国外主要炼油工艺装置的技术水平，以便与国内情况参照对比，明确差距，为我国炼油工业提高技术水平，走向世界提供讯息。在汇编过程中，除适当回顾该工艺发展历史外，尽量采用表格、数据和索引，以便作为有关专业人员分析国内外炼油工艺情况时可资参考的基础技术素材。

石蜡生产和原油电脱盐分别由李道和华贵等同志供稿，其余部分均由北京石油化工科学研究院九室负责组稿。参加编审工作的有吴惠锦、杨貽春、沈露莎、王淑珍、李永存等同志。

燃料油部分各装置的稿件由曹汉昌同志审校定稿。润滑油部分各装置的稿件由曾宪章、吕静媛、赵济裕同志审校定稿。

限于业务水平，出现错误或不妥之处，恳切希望读者提出批评指正。

燕山石油化工公司东方红炼油厂、镇海石油化工总厂、抚顺石油化工公司石油一厂、石油三厂、锦州石油化工公司锦西炼油厂、大连石油化工公司、兰州炼油厂、大庆石油化工总厂炼油厂、金陵石油化工公司南京炼油厂、荆门炼油厂、长岭炼油厂、上海高桥石油化工公司上海炼油厂、茂名石油工业公司炼油厂等有关单位和同志于1985年曾为此书提过部分素材，在此一并致谢！

中国石油化工总公司生产管理部

1987年2月

目 录

前言

第一部分 燃料油生产

常减压蒸馏

一 概述	(1)
二 生产工艺	(3)
1 工艺简介	(3)
2 物料平衡、热平衡	(4)
3 工艺关键与技术特点	(5)
三 技术经济指标	(9)

原油电脱盐

一 概述	(11)
二 生产工艺	(12)
1 资本主义世界各国电脱盐装置	(12)
2 苏联电脱盐装置	(13)
三 工艺关键与技术特点	(17)
1 电脱盐的级数	(17)
2 注水的流程	(17)
3 注水温度和排水换热	(17)
4 其它辅助设施和管线	(17)
5 极板间距	(18)
6 电场的自调功能	(18)
7 变压器容量的选择	(19)
8 绝缘吊挂和电极引线绝缘	(19)
9 脱盐罐尺寸和处理能力	(19)
10 脱盐温度和压力	(19)
四 技术经济指标和技术对比分析	(20)
1 国内目前电脱盐投资和操作费用指标	(20)
2 脱盐效益的经济价值估算	(21)
3 脱盐级数与费用的关系	(22)
4 国外电脱盐经济数据概况	(22)
5 国内外技术对比分析	(23)

催化裂化

一 概述	(26)
------	--------

二 生产工艺	(28)
1 海湾型和UOP型提升管反应器FCC装置	(30)
2 苏联Г43—107型提升管反应器FCC装置	(30)
3 苏联 KT—2A型提升管反应器FCC装置	(30)
4 超级提升管反应器FCC 装置	(30)
5 灵活型提升管反应器FCC 装置	(33)
6 超正流型提升管反应器FCC 装置	(34)
7 UOP高效再生型提升管反应器FCC装置	(35)
8 重油裂化(HOC) 装置	(35)
9 常压重油转化(RCC) 装置	(36)
10 渣油流化催化裂化(RFCC) 装置	(40)
11 沥青渣油处理(ART) 装置	(40)
三 FCC催化剂	(43)
四 可注意的发展动向	(45)
1 正在努力开发重油催化裂化新工 艺	(45)
2 重油催化裂化日益走向与其它工 艺 联 合	(45)
3 面临老装置的改造问题	(45)
4 千方百计的提高汽油辛烷值	(46)
5 ART加工高粘原油的方法值得重视	(46)
6 大力开发新的 催 化 剂	(47)
催化重整	
一 概述	(49)
二 生产工艺	(51)
1 麦格纳 重 整	(51)
2 法国石油研究院催化 重 整	(56)
3 强化 重 整	(57)
4 超重整	(58)
5 铈重整	(58)
6 铂重整	(60)
三 催化重整催化剂	(61)
1 R—62催 化 剂	(62)
2 F型催化剂	(63)
3 CR—201催化剂	(64)
4 其它催化剂	(67)
四 催化重整的进展	(68)
1 连续再生催化重整的再生流程	(68)
2 连续再生催化重整的操作数据	(72)

3 低压连续再生催化重整	(76)
4 连续再生和半再生式催化重整的比较	(78)
5 节能	(80)
热加工	
一 概述	(83)
二 减粘裂化	(83)
1 概况	(83)
2 生产工艺	(85)
3 技术经济	(88)
三 延迟焦化	(90)
1 概况	(90)
2 生产工艺	(94)
3 技术经济	(109)
加氢裂化	
一 概述	(112)
二 生产工艺	(113)
1 氢—油法	(113)
2 谢夫隆公司加氢异构裂化工艺	(114)
3 联合加氢裂化工艺	(117)
4 埃克森公司加氢裂化工艺	(120)
5 环球油品公司尤尼帮法加氢裂化工艺	(122)
6 环球油品公司奥拉帮法加氢裂化工艺	(123)
7 LC—精制法	(126)
8 BASF—IFP加氢裂化工艺	(128)
9 H—G加氢裂化工艺	(129)
10 BP法加氢裂化	(130)
11 林德公司临氢转化工艺	(131)
12 渣油加氢裂化法	(132)
13 ABC法加氢裂化工艺	(132)
14 HDH 过程	(135)
15 HFC法加氢裂化工艺	(136)
16 M—Coke 加氢转化工艺	(138)
17 壳牌公司加氢裂化工艺	(138)
三 催化加氢裂化工艺特点及其技术改进	(140)
四 国内外馏分油催化加氢裂化过程的简单对比	(141)
重油和渣油加氢脱硫	
一 概述	(145)

二 生产工艺	(150)
1 谢夫隆公司常压重油和减压渣油加氢处理工艺	(150)
2 减压瓦斯油和脱沥青油加氢处理工艺	(155)
3 尤尼帮法常压渣油加氢脱硫工艺	(156)
4 黑色油料转化工艺	(159)
5 联合油加氢裂化/加氢脱硫工艺	(160)
6 埃克森公司渣油加氢精制工艺	(162)
7 氢—油法	(164)
8 壳牌公司渣油加氢脱硫工艺	(166)
9 LC—精制法	(167)
10 海湾渣油加氢脱硫工艺	(169)
11 阿尔科石油产品公司加氢脱硫工艺	(173)
12 Desus过程	(174)
三 渣油加氢脱硫技术经济分析	(175)
1 常压和减压渣油加氢脱硫技术经济对比	(175)
2 减压渣油直接法和间接法加氢脱硫和临氢转化技术经济对比	(177)
汽、煤、柴油加氢精制	
一 概述	(180)
1 汽油加氢精制	(180)
2 煤油加氢精制	(183)
3 柴油加氢精制	(183)
4 宽馏分加氢精制	(185)
5 工艺过程	(186)
二 生产工艺	(202)
1 热加工石脑油加氢处理	(202)
2 热解石脑油加氢	(203)
3 热解馏分油加氢	(204)
4 联合油芳烃饱和	(205)
5 芳烃饱和	(206)
6 馏分油加氢脱硫和改善烟点	(207)
7 联合油加氢精制	(209)
8 加氢精制(英油)	(210)
9 加氢精制(埃克森)	(211)
10 加氢处理	(212)
11 海湾加氢精制/馏分油加氢处理	(213)
12 超加氢精制	(214)

加氢脱金属

一	概述	(218)
二	生产工艺	(218)
1	凯洛格公司的加氢脱金属过程	(220)
2	壳牌公司加氢脱金属过程	(221)
3	ABC过程	(221)
4	Aurabonj过程	(224)
5	Canmet工艺	(225)
6	催化加氢脱金属预处理过程	(227)
三	加氢脱金属催化剂	(227)
四	加氢脱金属反应器	(228)
五	加氢脱金属技术的中型试验和工业应用经验	(230)
1	加氢脱金属催化剂的对比研究与工业应用的经验	(230)
2	加氢脱金属反应器系统工业应用实例	(233)
3	加氢脱金属及其联合过程的工业装置	(233)
烷基化		
一	概述	(236)
二	生产工艺	(240)
1	斯特拉科自冷式硫酸法烷基化	(242)
2	硫酸法烷基化的废酸回收工艺	(244)
3	硫酸法烷基化添加剂	(246)
4	菲利普斯氢氟酸法烷基化	(246)
5	环球油品公司 (UOP) 氢氟酸法烷基化	(247)
三	硫酸法与氢氟酸法烷基化技术经济比较	(249)
1	投资	(249)
2	操作费用	(249)
3	产品质量	(250)
4	进料组分的影响	(251)
5	维修	(251)
四	国内外硫酸法烷基化装置技术对比	(252)
1	烷基化油收率	(252)
2	消耗定额	(252)
3	反应器结构	(253)
4	废酸回收	(253)

第二部分 润滑油生产

尿素脱蜡

一	概述	(255)
---	----	---------

二 生产工艺	(256)
1 原理与特点	(256)
2 西德埃德里亚努公司尿素溶液—过滤型装置	(257)
3 苏联阿塞拜疆科学院的溶液—沉降型尿素脱蜡	(259)
4 日本矿业公司纽莱克斯法固体尿素—过滤型尿素脱蜡	(260)
三 国内外尿素脱蜡生产工艺的比较	(262)
分子筛脱蜡	
一 概述	(266)
二 生产工艺	(267)
1 莫来克斯法	(267)
2 艾梭吸附法	(271)
3 变压法	(274)
4 氨脱附法	(276)
5 格罗兹宁法	(278)
6 埃尔夫法	(278)
三 技术经济指标及分析比较	(280)
溶剂脱蜡	
一 概述	(285)
二 生产工艺	(286)
1 德士古溶剂脱蜡工艺	(286)
2 高级酮脱蜡工艺	(292)
3 稀冷脱蜡工艺	(293)
4 笛—麦法溶剂脱蜡工艺	(294)
5 丙烷脱蜡	(296)
6 丙酮丙烯脱蜡	(296)
三 技术经济指标与技术对比分析	(298)
润滑油催化脱蜡	
一 概述	(303)
二 生产工艺	(306)
1 英国石油公司催化脱蜡工艺——BP法	(306)
2 美国飞马公司催化脱蜡工艺——MLDW法	(308)
3 经济比较	(311)
三 润滑油催化脱蜡技术的进展	(314)
1 催化剂	(314)
2 加氢蒸馏塔	(314)
四 建议	(316)
润滑油糠醛精制	
一 概述	(317)

二 生产工艺	(318)
三 糠醛萃取设备	(322)
四 技术经济分析	(325)
1 糠醛精制装置能耗	(325)
2 溶剂回收系统改进	(326)
3 与国外对比国内糠醛精制在技术上的差距	(328)
润滑油酚精制	
一 概述	(331)
二 生产工艺	(335)
1 发展简况	(335)
2 操作条件	(335)
3 工艺流程、物料平衡和产品质量	(336)
4 装置设备腐蚀	(339)
5 能耗	(340)
三 国外酚精制装置的一些技术改进	(340)
1 提高萃取塔效率,发展新的萃取器	(340)
2 改进装置操作工艺	(344)
3 改进溶剂回收方法	(347)
4 装置的计算机控制	(350)
5 加工流程改进	(350)
四 国内外差距	(352)
润滑油加氢精制	
一 概述	(354)
二 生产工艺	(354)
1 海湾加氢补充精制	(359)
2 英国石油国际公司铁剂精制	(361)
3 道达尔—法国石油研究院润滑油加氢补充精制	(362)
三 润滑油加氢精制催化剂	(363)
四 加氢精制在润滑油生产流程中的位置	(365)
润滑油白土精制	
一 概述	(369)
1 活性白土的生产及其性能	(369)
2 白土精制原理	(370)
二 生产工艺	(370)
1 接触精制	(370)
2 固定床渗滤法	(372)
3 移动床渗滤法	(373)
4 白土精制工艺对比	(375)

三 白土精制的发展动向	(376)
1 采用移动床渗滤法	(376)
2 改进接触法白土精制工艺	(376)
3 改善白土性能,提高白土活性	(376)
4 采用新吸附剂	(376)

第三部分 其他生产工艺

石蜡生产

一 概述	(379)
二 粗蜡脱油	(380)
1 粗蜡脱油的发展概况	(380)
2 发汗脱油过程和溶剂脱油过程	(381)
三 石蜡精制	(384)
1 石蜡精制工艺的发展概况	(384)
2 几种主要石蜡精制方法	(385)
3 各种类型加氢精制工艺	(385)
4 石蜡加氢精制的工艺参数和原料要求	(389)
5 石蜡加氢精制催化剂	(391)
6 石蜡加氢精制的技术经济数据	(392)
四 石蜡成型	(392)
1 间歇式板框成型	(392)
2 滴流颗粒蜡成型	(392)
3 挤压切割造粒	(392)
4 石蜡喷雾造粒	(394)
5 链盘式连续成型	(394)
五 石蜡的质量规格和应用	(395)
1 石蜡的质量规格	(395)
2 石蜡的应用	(395)
六 国内外石蜡生产技术经济比较	(402)
1 粗蜡脱油技术比较	(402)
2 石蜡加氢精制技术比较	(403)
3 石蜡成型技术比较	(406)
4 国内外石蜡质量规格和应用比较	(406)

氧化沥青

一 概述	(408)
二 生产工艺	(409)
1 氧化沥青的典型生产工艺流程及能耗	(409)

2	主要的氧化设备类型.....	(413)
三	氧化沥青生产工艺上的技术改进	(416)
1	提高沥青氧化空气流速及温度.....	(416)
2	提高沥青氧化塔的压力.....	(417)
3	提高沥青氧化塔的界面.....	(417)
4	沥青氧化塔带有骤冷段.....	(418)
5	沥青催化氧化工业生产及试验情况.....	(419)
6	采用重油氧化——蒸馏的加工流程.....	(419)
7	氧化沥青的其他技术改进.....	(419)
四	消除环境污染的措施.....	(420)
五	对改进我国氧化沥青工艺技术的意见.....	(422)

常 减 压 蒸 馏

一 概 述

原油蒸馏在炼油厂是原油首先要通过的加工装置。一般包括常压和减压两部分。常压蒸馏就是在常压下对原油进行加热、汽化、分馏和冷凝。减压蒸馏是加热后，在一定的真空度下使更高沸点的烃类汽化、分馏，再冷凝。如此得到各种不同沸点范围的石油馏分。

每一个炼油厂都有常压蒸馏装置，若有配套减压蒸馏的称为常减压蒸馏。但也有许多炼厂只有常压蒸馏或几套常压蒸馏配置一、二套减压蒸馏。如何配置决定于该炼油厂对原油进一步加工的要求。

原油经过常压蒸馏可分馏出汽油、煤油、柴油馏分。因原油性质不同，这些馏分有的可直接作为产品，有的需要进行精制或加工。将常压塔底油进行减压蒸馏，得到的馏分视其原油性质或加工方案不同，可以作裂化（热裂化、催化裂化、加氢裂化等）原料或润滑油原料。减压塔底油可作为燃料油、沥青、焦化或其它渣油加工（溶剂脱沥青、渣油催化裂化、渣油加氢裂化等）的原料。

原油蒸馏已有几百年的历史，初始为单独釜式间断蒸馏，以后发展为连续釜式蒸馏，最后发展为复合塔式蒸馏。这种方法至今已有近百年，过程的原理是相同的，只是在流程的细节上不断的改进。

改进的核心就是在保证产品质量要求的前提下力争节能。因为原油蒸馏的处理量很大，全世界加工能力已经达到36.1亿吨/年。如果每加工1吨原油节约419兆焦，约相当于每年节约3600万吨原油，因此是非常值得重视的问题。目前国外先进的常减压蒸馏装置的能耗已从七十年代的1130兆焦/吨降到接近419兆焦/吨^[1]。

这种装置几乎各石油工程公司都能设计，但福斯特惠勒公司设计的最多。他们已经设计建成的常减压蒸馏装置总能力超过4.5亿吨/年^[2]。

炼油厂的加工能力一般都用原油常压蒸馏的能力来表示，因此世界原油加工的能力基本上就是世界常压蒸馏的能力。表1^[3]为世界主要国家加工能力及炼厂数。各国炼厂平均能力不同。但只有少数炼厂是一套蒸馏，多数都是两套以上，有的达十套以上。蒸馏装置规模差别非常大，小的一年不到1万吨，大的有的每年超过1500万吨。表2为一些国家较大规模常减压装置的能力。国外大炼厂常压蒸馏装置规模以400~700万吨/年较多，减压蒸馏以200~400万吨/年为多。苏联成套ПK—6Y型联合装置中的常减压蒸馏为600万吨/年^[4]。

自第二次石油危机以后，许多发达国家的炼量减少，因此新建的原油蒸馏装置不

表1 世界主要国家炼油能力

(1985年12月31日统计)

国 别	炼厂数	原油加工, 万吨/年	占世界能力, %	炼厂平均能力, 万吨/年
美 国	189	77033	21.31	408
苏 联	38	61590	17.04	1621
日 本	44	22322	6.18	507
意 大 利	21	13816	3.82	658
联 邦 德 国	22	9752	2.70	443
中 国	20	10849	3.00	542
(台湾省)	2	2713	0.75	1357
英 国	15	9041	2.48	603
加 拿 大	28	9364	2.59	334
荷 兰	7	7408	2.05	1058
西 班 牙	10	6898	1.91	690
法 国	16	9829	2.72	614
世 界 合 计	710	361368		509

表2 国外较大的原油蒸馏装置

国 别	炼厂名称	地 址	所 属 公 司	能力, 万吨/年	备 注
美 国	朱丽叶	芝加哥西南	飞马石油公司	960	常减压
	贝 汤	休斯敦	埃克森石油公司	1250	全厂能力3250万吨/年
	阿米恩斯	新奥尔良市	海湾石油公司	1000	常减压
	加里维尔	新奥尔良市	马拉松石油公司	1275	减压600万吨/年
法 国	弗赞—罗纳	里昂南	埃尔夫集团	650	
	柏地—顾劳纳	鲁昂市西南	壳牌石油公司	960	联合装置
	诺曼底	诺曼底半岛	道达尔公司	990	1972年投产
	栋 日		(埃尔夫阿奎坦设计)	850	
日 本	千 叶	千叶县	出光兴产公司	1050	
	根 岸	根 岸	日本石油精制	1551	减压701万吨/年
西 班 牙	索莫罗斯罗特		(凯洛格公司技术)	1200	450万吨/年减压
新 加 坡	新加坡岛	新加坡岛	飞马新加坡公司	1000	397.5万吨/年减压
墨 西 哥	图 拉	图拉市	墨西哥石油公司	800	360万吨/年减压
巴 西	阿劳卡利亚	圣卡塔林纳州	巴西石油公司	724	337万吨/年减压
英 国	舍尔—哈文	泰晤士河北岸	壳牌石油公司	495	全厂能力1000万吨/年
联 邦 德 国	威廉港	雅德河畔	德国飞马石油公司	800	
比 利 时	安特卫普	安特卫普市	比利时菲纳集团和英国石油公司	650×2	减压460万吨/年
荷 兰	道达尔	须德湾北岸波尔塞尔	道达尔公司	700	

多。所发展的新技术多用于原有装置的改造上,其目的是增加装置的灵活性(以适应不

同原油和炼量的要求),改善节能效果和提高装置的自动化水平。

在流程方面虽然有一级、二级、三级甚至四级蒸馏之分,但各公司并没有定型,都是根据实际的需要或用户的要求。但主要设备:塔、炉、换热器的构造都各有自己的特点。国外加热炉效率较高,一般可达92%。换热器的传热系数较高,采用在线清扫可达到518瓦/(米²·℃)。至于在防腐技术、换热器的防垢剂、电子计算机的控制程序等则各有不同。

在回收热量方面:由于合理利用分馏塔热源,美国帕斯卡哥拉炼厂的原油换热已达338℃;法国栋日炼厂为300~310℃,热回收率达79%。

此外,使用在线仪表控制过汽化率和汽提蒸汽量都显著起到节能作用。而采用干式减压蒸馏不仅可以降低蒸发段压力,而且可以不吹汽提蒸汽和少用或不用抽空蒸汽。多数流程的改进,都是为了配合塔的热利用而进行的。

二 生产工艺

1 工艺简介

原油蒸馏分为常压蒸馏、减压蒸馏及常减压蒸馏,也有的前面冠以级数,例如三级蒸馏、二级减压蒸馏等。其命名的原则就是根据分馏塔的操作压力或分馏塔的数目(确切的应是蒸发汽化的次数,因为也有并联的分馏塔)。选择几级蒸馏主要决定于所加工原油的性质和需要产品的情况。最常见的三级常减压蒸馏的原则流程见图1,有初馏塔(预闪蒸塔)系统,虽然流程略为复杂,但有以下的好处:

- ①减少因原油含水量的波动而影响常压塔操作;
- ②对轻质原油由于分出去一部分汽油馏分,可以减少常压炉和常压塔负荷;
- ③降低原油系统的总压降;
- ④对于含砷量高的原油,由于初馏塔的蒸发段温度低,可以得到含砷低的馏分。但对于不含水的和重质原油也可以不设初馏塔。

常压塔系统是蒸馏原油必要的系统,用以生产直馏产品。常压塔除顶线外,侧线的数量大多为四个,也有五个的,其操作温度随切割方案的不同而异。塔底油有的厂直接

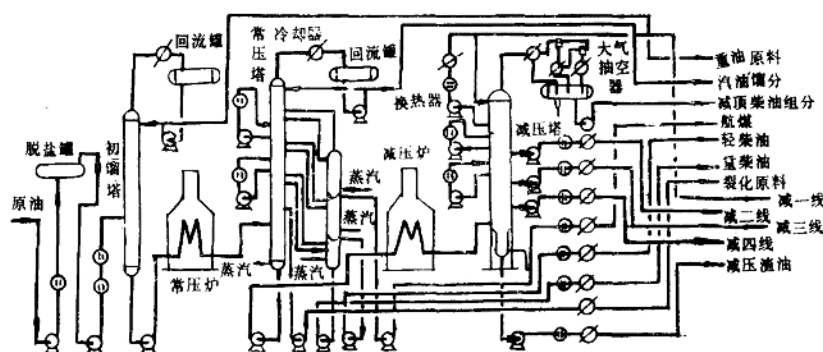


图1 常减压蒸馏装置流程示意图

作为燃料油，多数厂作为减压塔的进料。

过去为降低抽空器的负荷达到更高的真空度，有的进行二级减压蒸馏，但这种方式近年来由于减压塔的操作的改进而被淘汰。减压塔系统因生产裂化原料和润滑油原料而有所不同。

原油蒸馏装置是以加热炉、分馏塔、换热器和冷凝、冷却器为主的设备所组成。原油的脱盐设备经常附设在此装置中。

原油换热到 $120\sim 130^{\circ}\text{C}$ 进行脱盐脱水后，再继续换热到 $210\sim 220^{\circ}\text{C}$ 进入初馏塔。初馏塔顶作为汽油组分或重整原料，初馏塔底油换热后（一般为 300°C ，高的达 338°C ），进入常压炉，加热到 $365\sim 375^{\circ}\text{C}$ 进入常压分馏塔。从塔顶馏出重整原料或汽油馏分，由塔侧引出煤油和轻、重柴油等馏分。为了保证各侧线馏分的闪点，各侧线都设汽提塔吹入水蒸汽，使少量轻质物返回分馏塔。常压塔底一般为沸点高于 350°C 的重油，由减压炉加热，炉出口温度一般为 $405\sim 415^{\circ}\text{C}$ ，生产润滑油原料的减压炉出口温度有时低于 400°C 。加热后的常压重油进入减压塔。塔内蒸发段的真空度一般在 93.3 千帕。塔顶抽真空。若生产润滑油料的则侧线较多，经常是四、五个，而且需要汽提；若作为裂化原料一般只有两个侧线，也不需要汽提。减压塔底油集中绝大部分的胶质、沥青质和很高沸点（ 500°C 以上）的油分，可以作为燃料或生产沥青的原料，也可作为焦化、脱沥青或其它渣油加工的原料。

离开各分馏塔的馏出物都具有不同的温度，可先与原油换热，再冷却后去贮罐。

2 物料平衡、热平衡

随处理原油和切割方案的不同，各馏出线的收率不同。分馏的精确度不好，也会影响收率。但一般的收率可与原油实沸点蒸馏收率相一致。

原油经过换热和加热炉加热达到预定汽化率的温度进入分馏塔。除塔底油以近似于进塔温度离开分馏塔外，塔顶和侧线的温度都低于进料，且侧线油是以液相抽出分馏塔，这些多出来的热量都是以回流形式被带走。最早只有塔顶冷回流，现在已被顶循环回流和中段回流所代替。表3为国内外炼油厂常压塔回流热的分配表。

表3 某些炼油厂常压塔回流热分配表^[1]

装 置 项 目	日 本 日辉公司 设 计	苏 联 新普洛茨克 炼 厂	石油二厂 标 定	南京炼油厂 第二套蒸馏 设 计	南京炼油厂 第二套蒸馏 改造后
冷回流，%	0	0	39.8	5.32	3.71
顶循环回流，%	21.1	37.07	—	25.08	29.56
一中段回流，%	30.1	18.99	46.1	32.48	14.84
二中段回流，%	48.8	43.94	14.1	37.12	51.89

可见冷回流被逐渐取消。

各分馏塔的操作条件举例见表4^[6]。出塔温度随原油性质和切割馏分的不同而变化。

3 工艺关键与技术特点

(1) 流程的改进

国外原油蒸馏装置的流程是根据需要选定的，灵活多样。例如加拿大埃蒙顿炼厂的常压——加氢联合装置，常压部分采取闪蒸方式，馏出油不分割直接送加氢^[6]。也有的厂同时生产裂化原料和润滑油原料。为了操作合理，设计一个常压塔、两个不同目的的减压塔。但总的来讲，一般流程的改进还是为了改善分割精度和节省热能。例如：

①美国阿莫科设计的“节能”预闪蒸流程^[7]中预闪蒸塔顶每4—5立方米的产品只需要1立方米回流油。这是因为该塔顶液体产品进入常压塔是在重石脑油抽出层上面几层塔盘的位置。还可以得到有效的再蒸馏（见图2）

②匈牙利多脑河炼油厂建立了一个“交叉回流”流程，使常压炉负荷减少了10—15%，并改善了轻重石脑油的分割精度^[8]（见图3）。

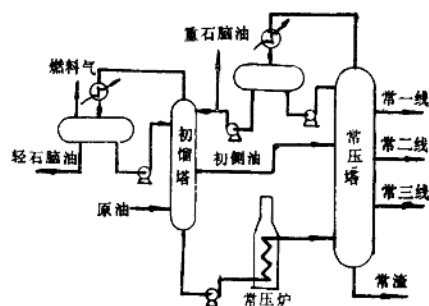


图2 “节能”的预闪蒸流程

③美国凯洛格公司设计的常压塔双罐冷凝系统比通常的单罐冷凝不仅可多回收75%的热量，温位也有所提高^[9]。

④壳牌公司德克萨斯州的迪尔帕克炼油厂在常压塔顶采用了两级冷凝流程。入装置的冷原油和塔顶油气分二级换热（见图4）共回收热量213905兆焦/时，而相应的一级冷凝换热系统只能回收热量128510兆焦/时，可多回收66%^[10]。

表4 常减压蒸馏分馏塔的操作条件

	初馏塔	常压塔	减压塔
塔顶压力，千帕（绝）		—	7.99
入口温度，℃		370	410
塔顶温度，℃	93	100	80
回流温度，℃		40	—
侧一线温度，℃		150	180
侧二线温度，℃		230	240
侧三线温度，℃		300	310
侧四线温度，℃		330	360
一中段出口温度，℃		200	—
二中段出口温度，℃		260	—
塔底温度，℃	230	350	380

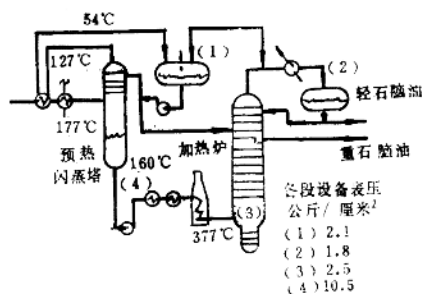


图3 交叉回流流程

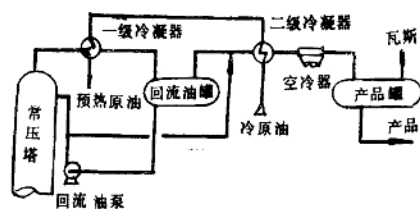


图4 两段冷凝换热流程示意图