

柴油加氢裂化装置分馏系统模拟分析

张 然

中石化广州工程有限公司, 广东 广州

收稿日期: 2026年5月9日; 录用日期: 2026年7月15日; 发布日期: 2026年7月22日

摘 要

以柴油加氢裂化装置分馏系统为研究对象,以PROII模拟软件为平台,从物料平衡、能量平衡角度出发,考察分馏塔中段回流抽出位置、侧线重石脑油塔底油抽出量占比对分馏系统的影响以及采用分馏塔底油作为重沸器热源的投资成本优势。计算结果表明,随着分馏塔中段回流抽出位置的下移,分馏塔和侧线白油塔能耗会小幅增加,在满足温位匹配的情况下,抽出位置尽量靠近塔的上部可以节省能耗。增加侧线重石脑油塔底油流量占重石脑产品总量的比例,不会影响重石脑油产品指标和分馏系统总冷热负荷的大小,可以综合考虑设备投资大小和温位匹配来确定侧线重石脑油塔底油抽出量;若分馏塔顶为冷回流,重石脑油塔底油抽出量受分馏塔顶气出口温度的限制而不能无限增大。采用分馏塔底油作为重沸器热源的投资费用在装置投产的第一年内已小于采用过热蒸汽作为重沸器热源的投资费用,分馏塔底油作为重沸器热源在固定投资成本方面具有优势。

关键词

柴油加氢裂化, 分馏, PROII, 能耗

Simulation Analysis of Fractionation System in Diesel Hydrocracking Unit

Ran Zhang

Sinopec Guangzhou Engineering Co., Ltd., Guangzhou Guangdong

Received: May 9, 2026; accepted: July 15, 2026; published: July 22, 2026

Abstract

Taking the fractionation system of a diesel hydrocracking unit as the research object and PROII simulation software as the calculation platform, this paper investigates the influences of the draw-off position of the middle pumparound of the fractionator and the proportion of heavy naphtha column bottom draw-off flowrate on the fractionation system from the perspectives of material balance and

energy balance. It also analyzes the capital cost advantages of utilizing fractionator bottom oil as the heat source for reboilers. The calculation results show that moving the draw-off position of the fractionator's middle pumparound downward leads to a slight rise in the energy consumption of the fractionator and the side-stream white oil column. To reduce energy consumption under the premise of proper temperature level matching, the draw-off position should be arranged as close to the upper section of the column as possible. Increasing the ratio of heavy naphtha column bottom flowrate to the total heavy naphtha product output exerts no adverse impacts on heavy naphtha product specifications or the overall heating and cooling duty of the fractionation system. The draw-off flowrate of heavy naphtha column bottom can be determined by comprehensively balancing equipment capital investment and temperature level matching. When cold reflux is adopted at the fractionator overhead, the draw-off rate of heavy naphtha column bottom cannot be infinitely increased due to the limitation imposed by the outlet temperature of overhead vapor from the fractionator. The capital expenditure for adopting fractionator bottom oil as the reboiler heat source becomes lower than that of using superheated steam within the first year after unit startup, which demonstrates prominent advantages of fractionator bottom oil as reboiler heat source in terms of fixed capital investment.

Keywords

Diesel Hydrocracking, Fractionation, PROII, Energy Consumption

Copyright © 2026 by author(s) and Hans Publishers Inc.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY 4.0).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Open Access

1. 引言

炼油产业发展至今,我国成品油已经面临产能严重过剩的挑战,链条短、能耗高、产品相对单一的传统燃料型炼油厂压力剧增,许多炼油企业已从原有的燃料型向炼化一体化转型。特别在“碳达峰”“碳中和”[1][2]政策的驱动下,装置规模效益不足的小型化工产能将迎来生死之劫。随着炼油装置柴汽比的降低[3][4],针对柴油加氢裂化装置一方面提高轻馏分油如石脑油、白油、喷气燃料等的比例,另一方面增大单套装置规模、降低能耗将是应对上述挑战可行的方法。本文以一套年处理量 360 万吨柴油加氢裂化装置分馏部分为研究对象,该装置采用先汽提后分馏的流程,分馏塔采用塔底重沸炉提供热源,分馏塔设置重石脑油塔和白油塔两个侧线塔。主汽提塔顶液和分馏塔顶石脑油合并送至脱丁烷塔处理,保证轻石脑油中硫含量合格。在 PROII 软件中,以汽提塔顶和汽提塔底烃类产品为系统进料,着重分析分馏塔重点参数对该分馏系统的影响[5][6]。

2. 流程简述

加氢反应部分的低分油经主汽提塔蒸汽汽提后,主汽提塔底液为分馏塔的进料,主汽提塔顶油为脱丁烷塔的其中一股进料。

分馏塔顶气冷却至 55℃ 后进入分馏塔顶回流罐进行油、水分离。分馏塔顶石脑油一部分作为分馏塔顶回流,另一部分送至脱丁烷塔。

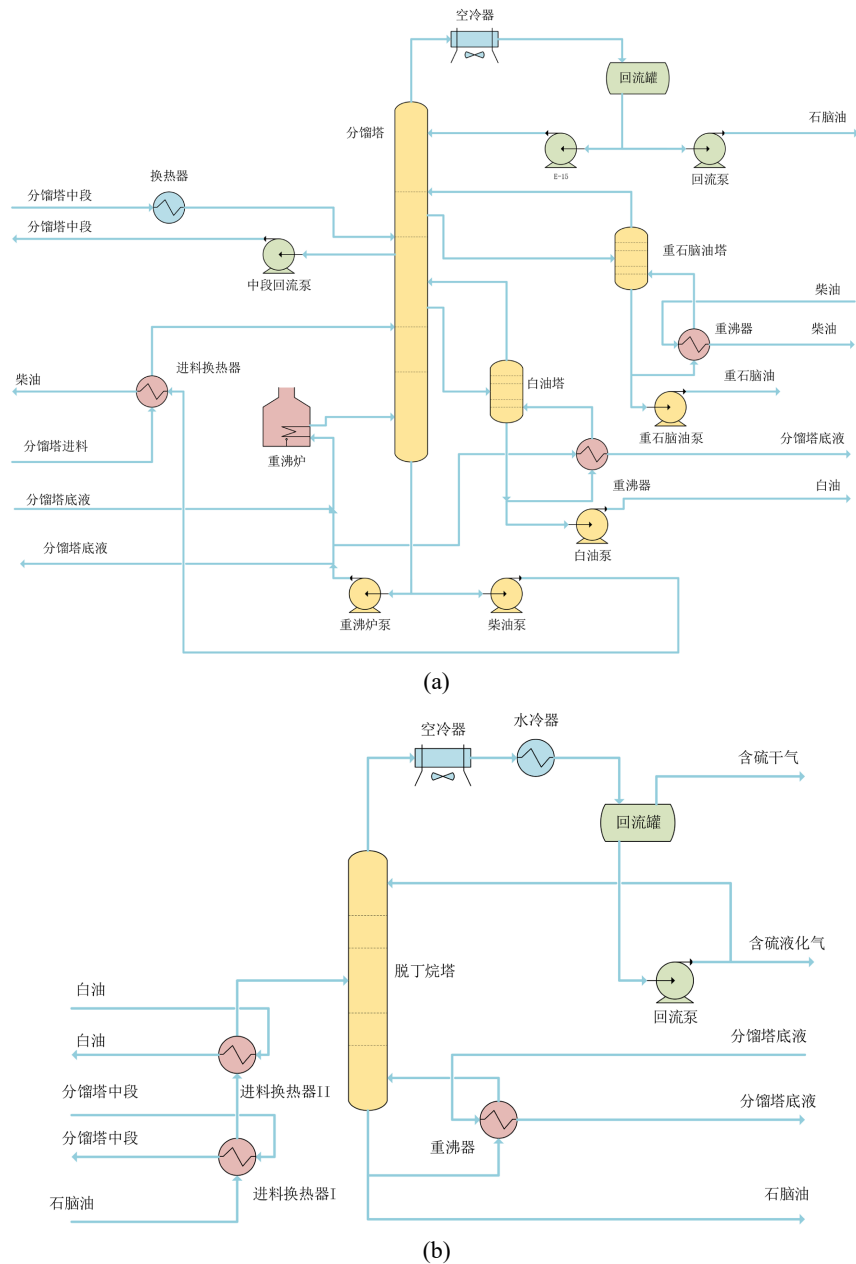
分馏塔设置两个侧线塔:上部设重石脑油塔,塔底重石脑油分成两路,一路经重石脑油塔底重沸器加热至 161℃ 作为重石脑油塔底重沸物流;另一路与来自石脑油分馏塔底的重石脑油混合。中部设有白油塔,塔底白油分成两路,一路经白油塔底重沸器加热至 246℃ 作为白油塔底重沸物流,另一路加热脱丁烷

塔进料后，送至系统外。在重石脑油塔和白油塔之间，设置分馏塔中段抽出物流，也作为脱丁烷塔进料的热源。

分馏塔底液一部分作为重石脑油塔、白油塔、脱丁烷塔、石脑油分馏塔底重沸器的热源，换热后经重沸炉加热至 347°C 返回分馏塔，一部分作为柴油产品外送。

脱丁烷塔顶气冷却至 40°C 后进入塔顶回流罐进行油、水、气三相分离。脱丁烷塔底石脑油分成两路，一路作为石脑油分馏塔进料；另一路作为塔底重沸物流。

石脑油分馏塔进料为分馏塔顶石脑油和脱丁烷塔底石脑油，石脑油分馏塔顶气冷却至 40°C 后进入石脑油分馏塔顶回流罐进行油、水分离。石脑油分馏塔底重石脑油分成两路，一路作为塔底重沸物流，另一路与重石脑油塔底油混合，作为产品送至系统外。该系统流程示意图如图 1 所示。



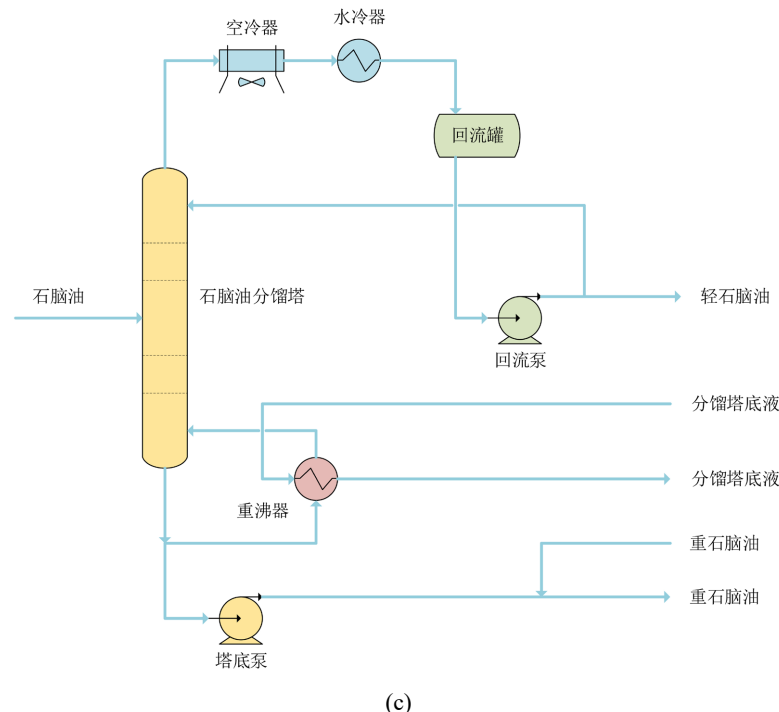


Figure 1. Schematic flow diagram of fractionation system for diesel hydrocracking unit. (a) fractionation tower section; (b) butane stripper section; (c) naphtha fractionator section
图 1. 柴油加氢裂化装置分馏系统流程示意图。(a) 分馏塔部分；(b) 脱丁烷塔部分；(c) 石脑油分馏塔部分

3. 模拟及计算分析

该装置原料组成和预期产品主要性质见表 1 和表 2。

Table 1. Feedstock composition and properties
表 1. 原料组成及性质

原料油名称	常一线	常二线	常三线	减顶油	催化柴油	DCC 柴油	RDS 柴油	混合原料
年加工量, 万吨/年	78.4	77	85.3	0.95	24.7	22.16	38.16	326.67
加工比例, %	24	23.57	26.11	0.29	7.56	6.78	11.68	100
密度 20℃, g/cm ³	0.7901	0.8302	0.8544	0.8824	0.965	0.97	0.862	0.8472
S, %	0.179	1.072	1.802	2.232	0.44	0.46	0.01	0.8336
N, %	0.5	5.1	57.3	251.7	1250	1600	200	243.4
十六烷指数	48.7	53.8	58.6	60.3	20.9	19.3	41.5	44.6
馏程, ℃	ASTM D-86	ASTM D-86	ASTM D-86	ASTM D1160	ASTM D-86	ASTM D-86	ASTM D-86	ASTM D-86
初馏点	183.3	252.4	298.1	346.8	198	185	169	184
5%	184.3	252.9	298.6	347.4				
10%	184.8	253.1	298.9	348.2	226	211	204	204
30%	191.1	256.2	302.5	352.3	248	238	242	237
50%	200.1	261	307.8	356.4	272	265	274	264

续表

70%	210.9	266.6	314.2	361.8	306	302	295	288
90%	221.9	272	320.5	367.3	345	340	339	317
95%	228.6	276.8	325.6	368.6				
终馏点	232	279.3	328.3	370	360	361	362	360

Table 2. Main properties of expected products
表 2. 预期产品主要性质

产品性质	轻石脑油	重石脑油	白油馏分	柴油馏分	柴油馏分
馏程范围/℃	<65	65~165	165~230	>230	>165
密度(20℃)/(g/cm ³)	0.632	0.747	0.791	0.790	0.790
硫含量/(μg/g)	<0.5	<0.5	<5	<8	<8
氮含量/(μg/g)	<0.5	<0.5	<0.5	<1	<1
馏程/℃	D-86	D-86	D-86	D-86	D-86
初馏点	28	70	170	230	177
10%	35	95	195	251	205
30%	39	107	199	271	221
50%	48	119	204	283	247
70%	53	135	211	297	277
90%	57	149	219	312	306
终馏点	64	165	228	345	345

本文基于表 1 和表 2 中数据,使用 PROII 软件 10.1 版本进行分馏系统流程模拟。PROII 软件是 SIMSCI 公司开发的大型流程模拟软件,能用数学模型描述和模拟整个工艺流程及各单元操作模块[7]。模拟中所采用热力学模型为 SRK [8]-[10],其在计算纯烃和烃类混合物时精度较高;汽液平衡(VLE)物性方法为 Grayson-Streed,其适用于轻烃、石脑油及较宽沸程石油馏分的气液平衡计算;塔板效率类型设置为 Murphree Efficiency,在软件中对分馏系统初始主要设置参数如表 3 所示。

Table 3. Description of PROII parameter settings
表 3. PROII 参数设置说明

参数	分馏塔	重石脑油塔	白油塔	脱丁烷塔	石脑油分馏塔
理论板数	32	7	7	24	26
塔顶回流罐温度	55℃	/	/	40℃	40℃
塔顶回流罐压力	0.07 MPaG	/	/	1.2 MPaG	0.1 MPaG
塔底产品流量	90472 kg/h	/	60171 kg/h	/	/
抽出理论板位置	/	8	20	/	/
返回理论板位置	/	7	19	/	/
回流比	/	/	/	5 (质量比)	1.3 (摩尔比)

续表

初馏点	白油塔底油 = 170℃
98%馏出点	白油塔底油 = 230℃
物料流量	主汽提塔顶油流量 81688 kg/h，分馏塔进料流量 351800 kg/h
组分含量	脱丁烷塔底油 C4 组分摩尔分率 < 0.006

3.1. 分馏塔中段回流抽出位置对分馏系统的影响

分馏塔设置中段循环回流的作用是，在保证产品分离效果的前提下，取走分馏塔中多余的热量，降低塔顶冷凝负荷。这些热量因温位较高，是很好的可利用热源。同时在相同的处理量下可缩小塔径，或者在相同的塔径下可提高塔的处理能力。

在重石脑油侧线塔与白油侧线塔之间，分别设置在第 8、10、12、14、16、18、20 块理论板抽出中段回流，分别在第 7、9、11、13、15、17、19 块理论板返回分馏塔，规定抽出流量为 252651 kg/h，热负荷-10 MW，相关参数计算结果见表 4 至表 5：

Table 4. Comparison of main parameters of fractionator under different middle reflux extraction positions
表 4. 不同中段回流抽出位置下分馏塔主要参数对比

中段抽出位置	流量	温度	分馏塔顶冷负荷	分馏塔底热负荷	最大设计塔径
理论塔板层数	kg/h	℃	kW	kW	mm
8	252648	141	-31401	28685	5473
10	252630	168	-31567	28679	5019
12	252636	174	-31558	28671	4993
14	252737	176	-31607	28664	4962
16	252651	178	-31684	28644	4925
18	252660	182	-31939	28605	4882
20	252652	188	-33110	28550	4876

Table 5. Comparison of main parameters of fractionator side streams under different middle reflux extraction positions
表 5. 不同中段回流抽出位置下分馏塔侧线主要参数对比

中段抽出位置	流量	温度	白油塔底热负荷	最大设计塔径	重石脑油塔底热负荷	最大设计塔径
理论塔板层数	kg/h	℃	kW	mm	kW	mm
8	252648	141	5284	2134	4303	2259
10	252630	168	5291	2215	4458	2284
12	252636	174	5301	2216	4458	2284
14	252737	176	5330	2220	4457	2284
16	252651	178	5409	2232	4456	2283
18	252660	182	5673	2275	4451	2282
20	252652	188	6888	2480	4422	2277

如图 2~4 所示, 通过上述模拟计算结果对比可以看出, 在中段回流抽出位置由第 8 块理论板移至第 20 块理论板过程中, 热负荷分布及塔径有如下变化:

(1) 中段回流抽出温度逐渐升高, 分馏塔塔顶冷负荷由 -31401 kW 增加至 -33110 kW , 增加 -1709 kW ; 分馏塔塔底热负荷无明显变化; 最大设计塔径由 5473 mm 减小至 4876 mm , 减小 10.91% 。

(2) 白油塔底热负荷由 5284 kW 增加至 6888 kW , 增加 1604 kW ; 最大设计塔径由 2134 mm 增加至 2480 mm , 增加 16.21% 。这是由于抽出口及其下方几块板的过冷度显著增加, 成为塔内一个“冷点”, 需要增大白油塔底的热负荷来维持热量平衡。

(3) 重石脑油塔底热负荷基本不变; 最大设计塔径基本不变。

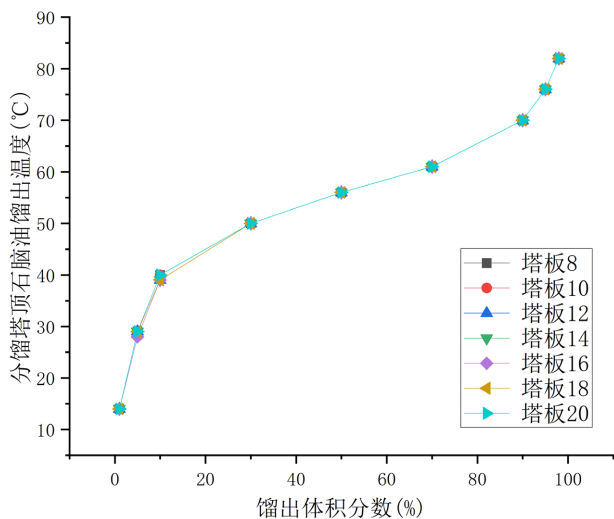


Figure 2. Comparison of distillation ranges of overhead naphtha from fractionator at different middle reflux withdrawal positions

图 2. 不同中段回流抽出位置下分馏塔顶石脑油馏程对比

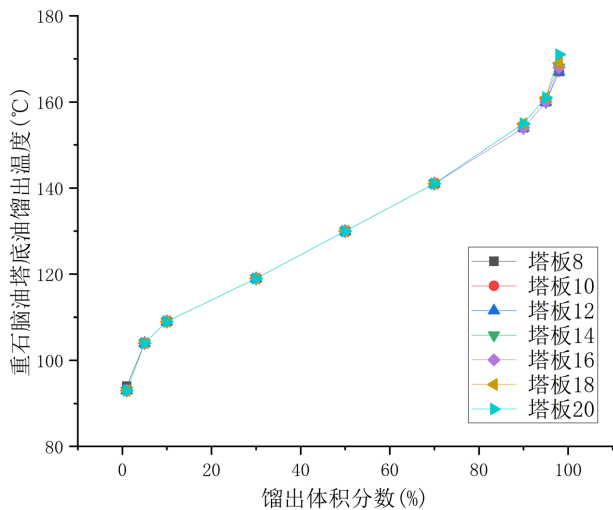


Figure 3. Comparison of distillation ranges of heavy naphtha side draw and tower bottom oil of fractionator under different middle reflux extraction positions

图 3. 不同中段回流抽出位置下分馏塔侧线重石脑油塔底油馏程对比

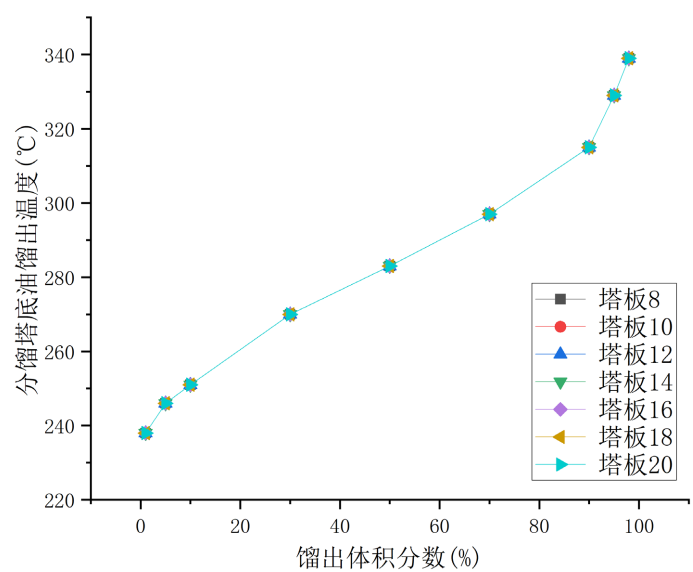


Figure 4. Comparison of distillation ranges of fractionator bottom residue at different middle reflux withdrawal positions
图 4. 不同中段抽出位置下分馏塔底油馏程对比

同时，在规定侧线白油塔底白油初馏点为 170℃，98%馏出点为 230℃不变的前提下，在中段回流抽出位置由第 8 块理论板移至第 20 块理论板过程中，分馏塔顶石脑油和分馏塔底油的初馏点、98%馏出点均无明显变化；重石脑油塔底油初馏点无明显变化，98%馏出点由 167℃提高至 171℃。这是由于中段取热后回流属于冷回流，中段回流抽出位置下移过程中，由于抽出口以上的回流比降低，塔分离效果变差，重石脑油中夹带重组分的可能性增加，导致侧线重石脑油组分变重，表现为 98%馏出点升高。

由此可知，在设定条件下，分馏塔中段取热位置越靠近侧线白油塔，侧线白油塔需要更多的外部热负荷作为重沸热源，将白油中的石脑油馏分汽提出来，分馏塔顶需要更多的冷却负荷来抵消这部分增加的热负荷。

3.2. 重石脑油塔底油抽出量占比对比

该装置分馏系统从分馏塔侧线第 8 块理论板抽出部分重石脑油，重石脑油塔顶气返回分馏塔第 7 块理论板。规定分馏塔侧线重石脑油抽出位置不变，分别设置侧线重石脑油塔底油流量，使其占重石脑产品总量的比例分别为 90%、80%、70%、60%、50%、40%，各参数对比结果见表 6~8、图 5~11：

Table 6. Comparison of main loads of fractionator under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil
表 6. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏塔主要负荷对比

重石脑油塔底油流量比例	分馏塔顶冷负荷	分馏塔底热负荷	重石脑油塔底热负荷	白油塔底热负荷
%	kW	kW	kW	kW
90	-31035	28650	5252	5408
80	-31686	28654	4456	5409
70	-31620	28651	3913	5407
60	-32005	28653	3417	5408
50	-32649	28653	2909	5406
40	-33487	28652	2371	5407

Table 7. Comparison of maximum required tower diameters of fractionator under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

表 7. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏塔所需最大塔径对比

重石脑油塔底油 流量比例	分馏塔最大设计 塔径	分馏塔最大设计 塔径位置	重石脑油塔最大 设计塔径	重石脑油塔最大 设计塔径位置	白油塔最大设计 塔径	白油塔最大设计 塔径位置
%	mm	塔板位置	mm	塔板位置	mm	塔板位置
90	5049	3	2405	6	2232	6
80	4925	16	2283	6	2232	6
70	4925	16	2149	6	2231	6
60	4925	16	1998	6	2232	6
50	4925	16	1827	6	2231	6
40	4925	16	1739	6	2232	6

Table 8. Comparison of maximum required tower diameters of fractionation system under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

表 8. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏系统所需最大塔径对比

重石脑油塔底油流量 比例	脱丁烷塔最大设计塔径	脱丁烷塔最大设计 塔径位置	石脑油分馏塔最大 设计塔径	石脑油分馏塔最大 设计塔径位置
%	mm	塔板位置	mm	塔板位置
90	2733	22	3257	3
80	2978	23	3265	3
70	3165	23	3266	3
60	3337	21	3265	3
50	3315	23	3263	3
40	3453	23	3261	3

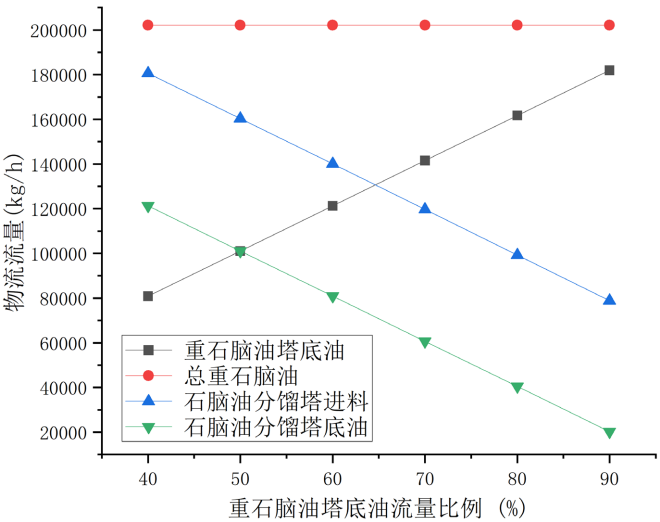


Figure 5. Comparison of main stream flows in fractionation system under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

图 5. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏系统主要物流流量对比

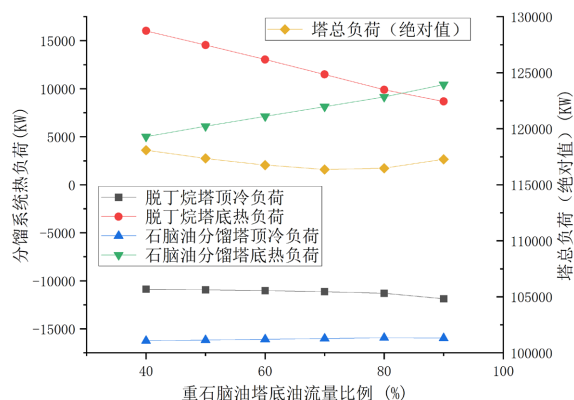


Figure 6. Comparison of heat loads of fractionation system under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

图 6. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏系统热负荷对比

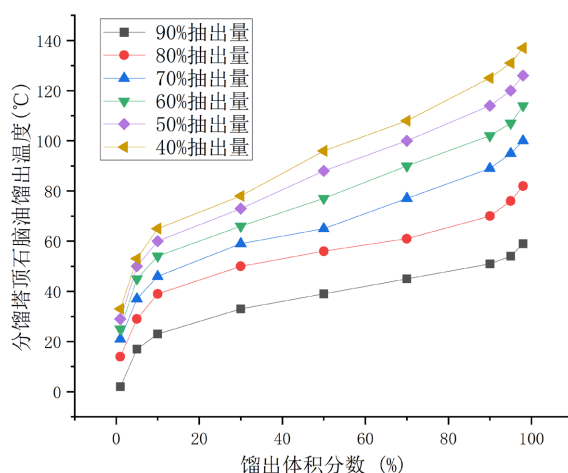


Figure 7. Comparison of distillation ranges of overhead naphtha from fractionator under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

图 7. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏塔顶石脑油馏程对比

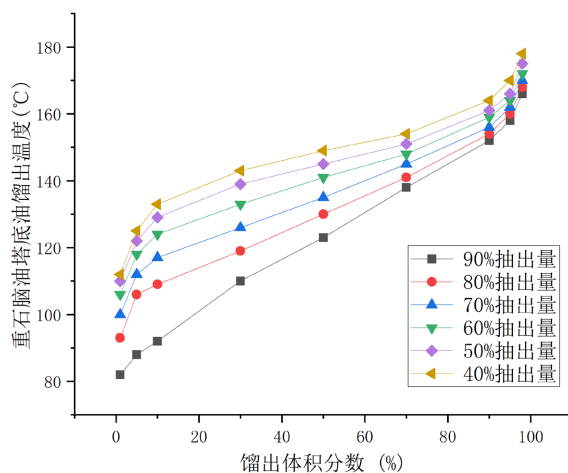


Figure 8. Comparison of distillation ranges of heavy naphtha bottom oil under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil

图 8. 不同重石脑油塔底油流量比例下重石脑油塔底油馏程对比

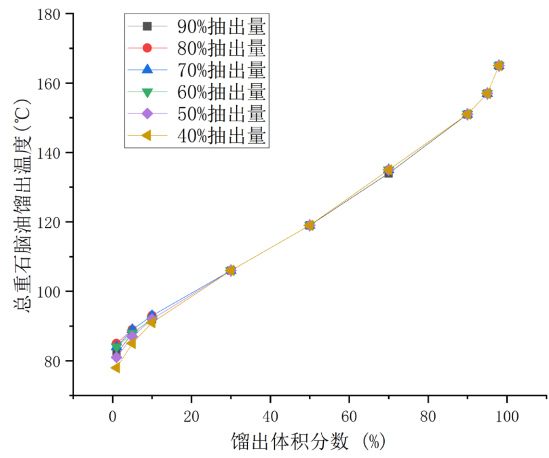


Figure 9. Comparison of distillation ranges of total heavy naphtha under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil
图 9. 不同重石脑油塔底油流量比例下总重石脑油馏程对比

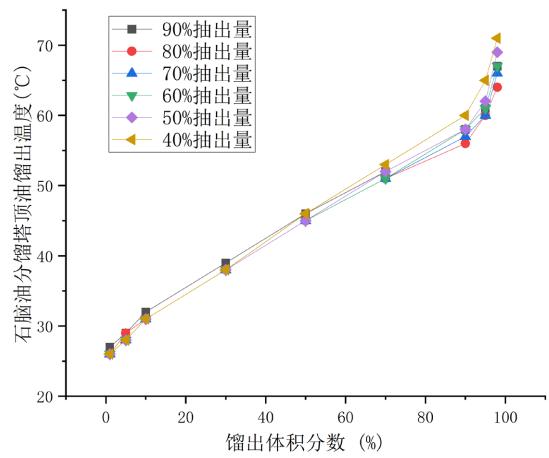


Figure 10. Comparison of distillation ranges of overhead oil from naphtha fractionator under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil
图 10. 不同重石脑油塔底油流量比例下石脑油分馏塔顶油馏程对比

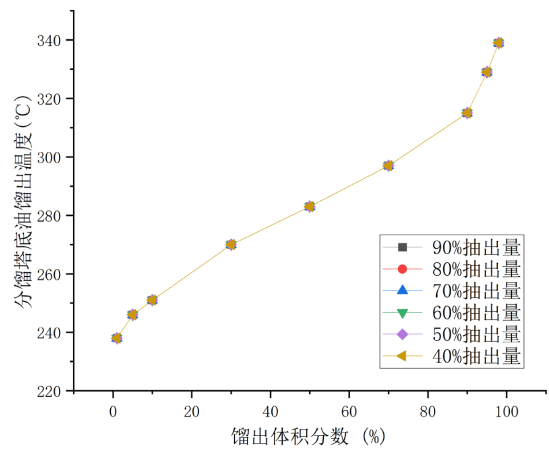


Figure 11. Comparison of distillation ranges of fractionator bottom oil under different flow ratios of heavy naphtha bottom oil
图 11. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏塔底油馏程对比

由上述模拟计算结果对比可以看出，在重石脑油产品总量不变的情况下，重石脑油塔底油流量占重石脑产品总量的比例由 40%增加至 90%的过程中，所有塔的能耗总和无明显变化，各塔热负荷主要变化情况见表 9。

Table 9. Main variations of heat load of fractionation system with different flow ratios of heavy naphtha bottom oil
表 9. 不同重石脑油塔底油流量比例下分馏系统热负荷主要变化情况

分馏系统位置	热负荷	变化情况
石脑油分馏塔	进料量 kg/h	-56.35%
	塔底油流量 kg/h	-83.33%
	塔顶冷负荷 KW	-1.75%
	塔底热负荷 KW	+51.97%
分馏塔	塔顶冷负荷 KW	-7.32%
	塔底热负荷 KW	无明显变化
重石脑油塔	塔底热负荷 KW	+54.86%
白油塔	塔底热负荷 KW	无明显变化
脱丁烷塔	塔顶冷负荷 KW	+8.29%
	塔底热负荷 KW	-45.88%

重石脑油塔最大设计塔径由 1739 mm 增加至 2405 mm，增加 27.69%，最大设计塔径所在塔板位置位于塔底最下方一块理论板；脱丁烷塔最大设计塔径由 3453 mm 减少至 2799 mm，减少 20.85%，最大设计塔径所在塔板位置位于塔底最下方一块理论板附近；分馏塔、侧线白油塔、石脑油分馏塔最大设计塔径均无明显变化，其最大设计塔径位置分别位于第 16 块理论板、塔底最下方一块理论板、第 3 块理论板。

在规定侧线白油塔底白油初馏点为 170℃，98%馏出点为 230℃不变的前提下，在重石脑油塔底油流量占重石脑产品总量的比例由 40%增加至 90%的过程中，分馏塔顶石脑油初馏点由 33℃降低至 2℃，98%馏出点由 137℃降低至 59℃；分馏塔底油的初馏点、98%馏出点均无明显变化；侧线重石脑油塔底油初馏点由 112℃降低至 82℃，98%馏出点由 178℃降低至 166℃；石脑油分馏塔顶油初馏点、98%馏出点无明显变化；重石脑油产品初馏点和 98%馏出点无明显变化。

以上结果是基于在分馏塔底柴油、侧线白油收率及馏程不变的情况下，侧线重石脑油抽出越多，分馏塔顶石脑油的组分越轻，同时侧线组分也趋于变轻。侧线重石脑油抽出越多，更多的轻石脑油组分进入重石脑油塔，则需要更多的塔底热负荷将轻组分汽提，气相负荷增大。而当进入脱丁烷塔的总流量减少时，重石脑油组分减少，塔底负荷相应减小，而入塔的轻组分比例增加，塔顶负荷会略微增大。在石脑油分馏塔中，轻石脑油总量不变，在回流比一定的条件下，石脑油分馏塔顶冷负荷无明显变化。因为规定了重石脑油产品总量，而随着重石脑油塔进料量减少，从而携带热量也减少，塔底需要更多热负荷将轻石脑油汽提，造成塔底热负荷明显增加。由于系统外部负荷的输入输出没有变化，5 个塔总的冷热负荷保持不变。

另外，当在模拟计算中设置重石脑油塔底油抽出量为重石脑油产品总量的 95%时，分馏塔顶气的温度为 45℃，此时已不满足系统规定进分馏塔顶回流罐的温度 55℃。因此，若分馏塔顶为冷回流，重石脑油塔底油抽出量受分馏塔顶气出口温度的限制而不能无限增大。

3.3. 分馏塔底油作为重沸器热源投资成本优势

与传统分馏系统不同，该分馏系统采用分馏塔底油作为白油塔、脱丁烷塔和石脑油分馏塔塔底重沸器的热源，此部分的热负荷由分馏塔底重沸炉补充。若各塔底重沸器不采用分馏塔底油而用过热蒸汽作为重沸热源，则可以减少分馏塔底重沸炉的设计负荷即成本投资，但是过热蒸汽相对于燃料气使用成本较高。本小节对采用两种介质做热源的投资成本进行了简单比较。

系统内蒸汽重沸器使用的过热蒸汽条件为 1.3 MPa，260℃，在此压力下其饱和温度为 191℃。因白油塔底重沸器冷侧所需出口温度为 246℃，高于 191℃，因此无法采用此过热蒸汽作为其热源。使用 HTRI 软件分别对采用两种不同热源时的石脑油分馏塔底重沸器和脱丁烷塔底重沸器进行计算，计算结果见表 10：

Table 10. Comparison of calculation results for reboilers with different heat sources
表 10. 采用不同热源的重沸器计算结果对比

热源	脱丁烷塔底重沸器				石脑油分馏塔底重沸器			
	分馏塔底油		1.3 MPa 蒸汽		分馏塔底油		1.3 MPa 蒸汽	
热负荷/kW	10169				9275			
冷侧流量/kg/h	536015		536013		406251		406251	
冷侧温度/℃	入口	出口	入口	出口	入口	出口	入口	出口
	159	163	159	163	116	119	116	119
热侧流量/kg/h	105000		17039		80000		15541	
热侧温度/℃	入口	出口	入口	出口	入口	出口	入口	出口
	322	194	260	191	322	166	260	191

根据两台重沸器的热负荷分别计算燃料气和 1.3 MPa 蒸汽的使用成本。所使用燃料气低热值为 28339 kJ/Nm³，标准密度 0.735 kg/Nm³，装置年开工数 8400 h，标油价格按 5 元/kg，根据能耗计算标准[11]，计算得出热源的年成本费用见表 11：

Table 11. Comparison of annual operating costs of fuel gas and superheated steam
表 11. 燃料气和过热蒸汽年使用成本对比

热源名称	年用量	折合标油	折合年标油耗量	折合每年标油费用
	t	kg/t	kg	万元
燃料气	15250	921	14045262	7023
1.3 MPa 蒸汽	273672	80	21893760	10947
蒸汽凝结水	273672	-6	-1642032	-83

当使用过热蒸汽作为重沸热源时，分馏塔底重沸炉泵流量减少，功率则相应减少。泵年工作小时数 8400 h，计算泵的用电成本见表 12。

分别计算采用两种不同热源时分馏塔底重沸炉的设计负荷，根据某厂装置实际建设成本数据，其固定资产投资费用为 40 万元/MW，分馏塔底重沸炉的设备投资费用见表 13：

Table 12. Comparison of annual power consumption costs for fractionator bottom reboiler furnace pumps
表 12. 分馏塔底重沸炉泵年用电成本对比

重沸器采用热源	分馏塔底重沸炉泵 流量	分馏塔底重沸炉泵 功率	折合标油	折合年标油耗量	折合每年标油费用
	m ³ /h	kW	kg/kWh	kg	万元
分馏塔底油	1338	466	0.22	861168	431
1.3 MPa 蒸汽	968	270	0.22	498960	249

Table 13. Comparison of equipment investment costs of fractionator bottom reboiler furnace
表 13. 分馏塔底重沸炉的设备投资成本对比

重沸器采用热源	分馏塔底重沸炉设计负荷/MW	分馏塔底重沸炉投资费用/万元
分馏塔底油	69.2	2768
1.3 MPa 蒸汽	44.8	1792

根据分馏塔底重沸炉的固定投资和采用两种不同热源的能耗投资，计算得到投资成本随投产年数变化的曲线，如图 12 所示：

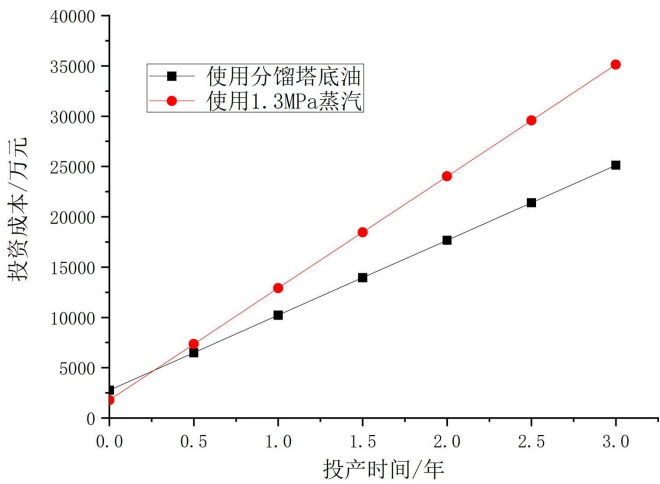


Figure 12. Comparison of investment costs for two types of reboiler heat sources

图 12. 采用两种不同重沸器热源的投资成本对比

由上图对比可以看出，在装置开工的第一年内，采用分馏塔底油作为重沸器热源的重沸炉设备成本和能耗投资已经小于采用 1.3 MPa 蒸汽作为重沸器热源的重沸炉成本和能耗投资费用，至第一年年末，二者相差 2683 万元，因此采用分馏塔底油作为重沸器热源在投资成本方面具有优势。

在操作可靠性和维护成本方面，采用分馏塔底油热源方案适应性强、操作灵活，但整个系统管路复杂，管理难度相对更高，对操作人员的技能要求较高，一旦炉管结焦等问题发生，会导致非计划停工。且核心设备在高温下运行，维护复杂度和成本更高。采用 1.3 MPa 蒸汽热源方案虽然设备管理维护相对简单，但蒸汽品质和压力易受全厂蒸汽平衡影响，一旦全厂蒸汽波动，将直接影响塔的操作稳定性。

4. 结论

本文以柴油加氢裂化装置分馏系统为研究对象，以 PROII 模拟软件为平台，从物料平衡、能量平衡

角度出发,考察了分馏塔中段回流抽出位置、重石脑油塔底油抽出量对分馏系统的影响以及采用分馏塔底油作为重沸器热源的投资成本优势。根据模拟和计算结果,得出以下结论:

(1) 随着分馏塔中段回流抽出位置的下移,分馏塔中段取热位置越靠近侧线白油塔,侧线白油塔需要更多的外部热负荷作为重沸热源,分馏塔和侧线白油塔能耗增加,且侧线重石脑油塔底油组分变重。因此,装置的工程设计过程中,应在满足温位匹配的前提下,分馏塔中段取热位置尽量靠近塔的上部以节省能耗。

(2) 分馏塔侧线重石脑油塔底油抽出量占重石脑产品总量的比例不会影响重石脑油产品指标和分馏系统总冷热负荷的大小。

分馏塔侧线重石脑油抽出量可以综合考虑设备投资大小和温位匹配来确定最优方案。

若分馏塔顶为冷回流,侧线重石脑油抽出量受分馏塔顶气出口温度的限制而不能无限增大。

(3) 采用分馏塔底油作为重沸器热源的重沸炉设备成本和能耗投资在装置开工第一年内已小于采用 1.3 MPa 过热蒸汽作为重沸器热源的重沸炉设备成本和能耗投资,因此采用分馏塔底油作为重沸器热源在固定投资成本方面具有优势。

上述模拟计算内容或可作为今后柴油加氢裂化或类似装置分馏系统工程设计的参考依据,为设计优化及实际装置的操作提供一定指导意义。但是本研究也存在一定局限性,如稳态模型对中段循环取热影响产品收率的模拟不够精准,未来可考虑用动态模拟的方法更精准地进行分馏系统分析,同时联合反应部分对系统换热网络进行优化。

参考文献

- [1] 韩文科. 面向“十五五”,积极稳妥推进碳达峰碳中和[R]. 北京: 国家发展和改革委员会能源研究所, 2025.
- [2] Sun, C. and Zhan, Y. (2022) Carbon Neutrality: International Development Trajectories and China's Development Potentials. *Social Sciences Abroad*, No. 1, 120-132.
- [3] 王树利, 李林, 孙丽琳. 降低柴汽比的技术措施在某炼油厂的实践与认识[J]. 石油与天然气化工, 2021, 50(1): 15-19.
- [4] 张富安, 杨瑞, 杨静云, 等. 探讨降低柴汽比的技术措施在炼油厂的实践与应用[J]. 科技创新导报, 2022, 19(10): 1-3.
- [5] 李征容. 加氢裂化装置汽提塔流程与脱丁烷塔流程比较[J]. 石油化工设计, 2019, 36(4): 20-23.
- [6] 王春花, 华贲, 陈梓剑. 通过热进料对加氢装置用能优化的研究[J]. 炼油技术与工程, 2010, 40(6): 54-58.
- [7] 张杰家, 李悦原, 窦春光. PROII 流程模拟软件在裂解碳五分离装置中的应用[J]. 石油化工设计, 2014, 31(2), 22-23, 25+6.
- [8] 彭新文. 基于 SRK 系列状态方程的组元逸度系数计算方法[J]. 计算机与应用化学, 2016, 33(1): 107-110.
- [9] 马明学. 基于 SRK 状态方程的页岩气密度计算新方法[J]. 石油钻探技术, 2016, 44(6): 99-103.
- [10] 于志家, 杨筱恬. 用 SRK 方程与 PR 方程求算双组分混合气体热力学性质[J]. 化工高等教育, 2013(1): 59-62.
- [11] 中华人民共和国住房和城乡建设部. 石油化工设计能耗计算标准: GB/T 50441-2016 [S]. 北京: 中国计划出版社, 2016.