

# 煤气洗脱苯双吸收剂流程模拟优化

何绍佳,王安然,叶昊天,董宏光\*  
(大连理工大学化工学院,辽宁大连116000)

**摘要:**提出了煤气洗脱苯的新工艺,使用2种不同的吸收剂来回收粗苯和粗萘。采用遗传算法对简化模型中的吸收剂组成进行优化,基于遗传算法优化的结果,新工艺以二甲苯和洗油为吸收剂。通过对后续再生工艺流程和参数的优化,得到当二甲苯贫溶剂流量为715 kg/h,半贫溶剂流量为11 900 kg/h时再生能耗最小。该方案与仅使用洗油的传统工艺相比,减少了24%的吸收剂循环量,降低了25%的再生能耗,并实现了粗苯的初步BTX分离。

**关键词:**煤气;吸收;遗传算法;双吸收剂;流程模拟;能耗

**中图分类号:**TH3

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2025)05-0229-08

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.05.038

## Simulation and optimization of dual-absorbent eluting benzene from coal gas process

HE Shao-jia, WANG An-ran, YE Hao-tian, DONG Hong-guang\*  
(School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116000, China)

**Abstract:** A new process is proposed for eluting benzene from coal gas, which uses two different absorbents to recover crude benzene and crude naphthalene, respectively. The composition of the absorbent in the simplified model is optimized by means of genetic algorithm. Based on the results from genetic algorithm optimization, xylene and washing oil are selected as the absorbents in the new process. Through optimizing the subsequent regeneration process and parameters, it is concluded that the regeneration energy consumption is the smallest when the flow rate of xylene lean solvent is 715 kg·h<sup>-1</sup> and the flow rate of semi-lean solvent is 11 900 kg·h<sup>-1</sup>. Compared with the conventional process using washing oil alone, this new scheme reduces the cycling amount of absorbent by 24%, reduces the regeneration energy consumption by 25%, and achieves a preliminary BTX separation for crude benzene.

**Key words:** coal gas; absorb; genetic algorithms; dual-absorbent; process simulation; energy consumption

煤气是煤炭焦化过程的重要产品,由反应部分得到的荒煤气,经过氨洗、脱硫、脱氨等工段,得到干煤气<sup>[1-2]</sup>。干煤气中含有较多的粗苯(苯、甲苯、二甲苯等)以及粗萘(萘、甲基萘等)<sup>[3]</sup>,直接进入煤气管网,苯和萘会析出导致管道堵塞。传统生产过程中,一般采用焦油洗油洗脱苯的工艺,脱除并回收干煤气中的苯萘,焦油洗油一般自焦油常压塔或减压塔侧线,主要成分有甲基萘、二甲基萘等<sup>[4]</sup>,而这些物质的浓度随着洗油生命周期的时间而变化<sup>[5-6]</sup>。

从焦炉煤气中回收粗苯的方法还有溶液吸收法、吸附剂吸收法、压缩冷冻分离法<sup>[7-8]</sup>。溶液吸收法的操作温度在-15℃左右<sup>[9]</sup>,压缩冷冻分离法在-25℃左右<sup>[10]</sup>,制冷能耗较高且对设备要求较高;吸附剂吸收法脱苯效率较高,但同时要求预先将煤气中的焦油、萘等杂质彻底脱除,加之吸附剂价格昂贵,往往工业上应用较多的仍为洗油吸收法<sup>[11]</sup>。

目前对洗油吸收法的研究主要集中于脱苯工段,包括脱苯塔的压力<sup>[12]</sup>、脱苯过程是否有蒸

气<sup>[13]</sup>、脱苯塔段设计<sup>[14]</sup>及贫油再生<sup>[15-16]</sup>,对吸收工艺却鲜有研究。本文中提出了一种双吸收剂吸收工艺,先用二甲苯吸收煤气中绝大部分的苯,再用洗油吸收剩余的苯和夹带的二甲苯。与常规工艺相比,该工艺降低了吸收剂循环量和再生能耗。

为了对双吸收剂洗脱苯工艺进行详细分析和优化,本文中 Aspen Plus 软件对全流程模拟,通过灵敏度分析寻找需优化变量取值范围,以最小再生能耗为目标函数,建立数学模型,利用 MATLAB 和 Aspen Plus 交互平台寻找吸收剂的组成和流量,并对后续流程模拟优化。

## 1 工艺分析

### 1.1 洗油洗脱苯工艺

目前应用比较广泛的洗油洗脱苯工艺主要有常压直接蒸气脱苯工艺、无蒸气负压脱苯工艺及有蒸气半负压脱苯工艺。常压直接蒸气可降低苯的分压,增大苯与其他组分的分离系数并降低塔釜温度,

收稿日期:2024-07-16;修回日期:2025-03-22

基金项目:国家自然科学基金项目(21276039)

作者简介:何绍佳(1999-),男,硕士生;董宏光(1963-),男,博士,教授,研究方向为化工系统工程,通讯联系人,hgdong@dlut.edu.cn。

但该工艺消耗蒸气量大,粗苯分离产生大量废水,环境问题突出,运行成本高<sup>[17]</sup>。蒸气半负压脱苯工艺虽然在一定程度上减小蒸气量,但仍然存在含酚废水的问题<sup>[18]</sup>。无蒸气负压脱苯工艺不进行粗苯与水的分离,不产生工业废水,但需要用管式炉将贫油加热到 220~240℃,塔釜所需热源品质较高<sup>[18]</sup>。对于无蒸气负压脱苯工艺,目前有利利用焦炉上升管余热回收设备代替管式炉加热设备,使用导热油加热洗苯富贫油的研究,可大大降低运行费用<sup>[19]</sup>。因此,3 种方案中无蒸气负压脱苯工艺具有明显优势,极具推广价值<sup>[20]</sup>。

无蒸气负压脱苯工艺如图 1 所示,自脱硫脱氨工段来的煤气经低温水冷却到常温后从塔底进入洗苯塔,与塔顶来的 30℃ 焦油洗油逆流接触,吸收煤气中的苯,在塔顶获得净煤气,主要成分为氢气、甲烷和一氧化碳,在塔底得到含苯富油。富油依次与脱苯塔塔顶苯蒸气、富油及导热油加热至 180℃ 后进入脱苯塔,在塔顶得到粗苯,侧线采出萘油,塔釜为解吸再生的循环洗油,并抽出 1.5%~2.0% 循环洗油去再生。

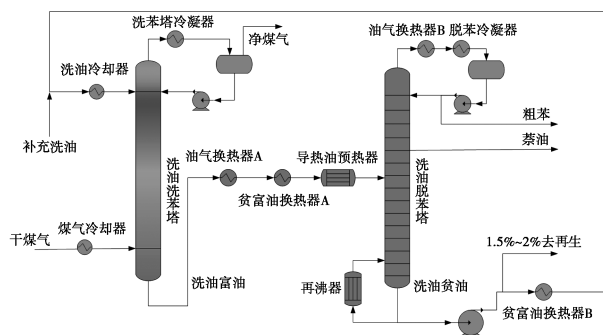


图 1 无蒸气负压脱苯工艺流程

### 1.2 吸收剂初步筛选

煤气与焦油洗油的主要成分如表 1、表 2<sup>[18]</sup> 所示。

表 1 原料煤气组成 %

煤气组分	质量分数	煤气组分	质量分数
氢气	7.20	乙苯	0.67
甲烷	53.26	正丙苯	0.04
一氧化碳	29.8	异丙苯	0.12
苯	4.77	苯乙烯	0.07
甲苯	1.01	二硫化碳	0.03
邻二甲苯	0.77	噻吩	0.03
间二甲苯	0.84	萘	0.37
对二甲苯	0.89	甲基萘及更重	0.13

表 2 焦油洗油组成 %

洗油组分	质量分数	洗油组分	质量分数
萘	7.23	萘	14.04
1-甲基萘	16.10	芴	6.17
2-甲基萘	15.00	氧芴	10.37
2,7-二甲基萘	14.75	蒽	5.89
联苯	4.45	菲	6.00

吸收剂应尽量保证是原有体系内的组分,不引入新的组成,候选吸收剂如表 3。

表 3 候选吸收剂

吸收剂	分子质量/(g·mol <sup>-1</sup> )	沸点/℃
甲苯	92.14	110
邻二甲苯	106.16	144
间二甲苯	106.16	139
对二甲苯	106.16	138
乙苯	106.16	136
正丙苯	120.19	159
异丙苯	120.19	153
萘	128.17	218
甲基萘	142.20	245
二甲基萘	156.22	262

选用以上吸收剂的原则是既要保证吸收剂对苯的吸收效果要好于焦油洗油,也要保证焦油洗油对吸收剂的吸收效果好于苯。

吸收剂吸收煤气中苯过程属于低浓度吸收,对于稀溶液总压不是很高和温度一定时,气液相平衡关系可以用亨利定律来表示:

$$P_e = H \cdot x \quad (1)$$

$$y_e = m_H \cdot x \quad (2)$$

式中, $P_e$  为溶质在气相中的平衡分压, kPa;  $H$  为亨利系数, kPa;  $x$  为溶质在液相中的摩尔分数;  $y_e$  为溶质在气相中的摩尔分数;  $m_H$  为溶解度系数, 也称相平衡系数。

低浓度吸收的传质过程如图 2, 相际间传质速率方程为:

$$N_A = K_y(y_A - y_A^*) \quad (3)$$

$$N_A = K_x(x_A^* - x_A) \quad (4)$$

式中,  $N_A$  为溶质的传质通量, kmol/(m<sup>2</sup>·s);  $K_y$  为摩尔分数为推动力的气相总传质系数, kmol/(m<sup>2</sup>·s);  $y_A$  为气相中溶质摩尔分数;  $y_A^*$  为与  $x_A$  呈平衡的平衡浓度;  $K_x$  为摩尔分数为推动力的液相总传质系数, kmol/(m<sup>2</sup>·s);  $x_A^*$  为与  $y_A$  呈平衡的平衡浓度;  $x_A$

为液相中溶质摩尔分数;A 表示苯。

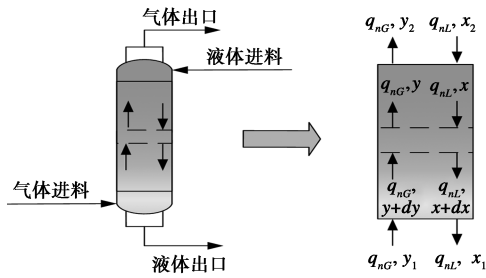


图 2 低浓度吸收传质过程

吸收过程的物料衡算为:

$$q_{nG}y_1 + q_{nL}x_2 = q_{nG}y_2 + q_{nL}x_1 \quad (5)$$

整理后为:

$$q_{nL}/q_{nG} = (y_1 - y_2)/(x_1 - x_2) \quad (6)$$

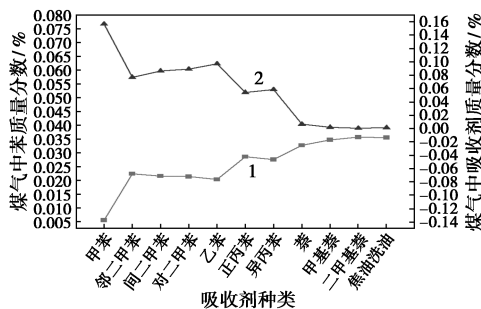
吸收过程的操作线方程为:

$$y = (q_{nL}/q_{nG})x + [y_2 - (q_{nL}/q_{nG})x_2] \quad (7)$$

式中,  $q_{nG}$  为入塔气体质量流量, kg/h;  $q_{nL}$  为入塔液体质量流量, kg/h;  $y_1$  为入塔气体中溶质质量分数;  $y_2$  为出塔气体中溶质质量分数;  $x_1$  为出塔液体中溶质质量分数;  $x_2$  为入塔液体中溶质质量分数;  $x$  为离开某理论级(或截面)的液体中溶质质量分数;  $y$  为离开某理论级(或截面)的气体中溶质质量分数。

使用 Aspen Plus 软件进行模拟分析,物性方法的选择对于模拟结果是否准确至关重要,因此必须选择合适的物性方法,根据煤气及洗油组分,该工段采用经典立方方程 SRK 模型,利用 RadFrac 模块对吸收过程进行初步分析。

其中,为了更准确计算气液两相间的质量传递过程, RadFrac 模块计算类型选用速率模式,塔段为 PALL 填料塔,填料高度 10 m,填料层压降 1 kPa。对于不同吸收剂吸收苯过程,  $q_{nG} = 10\ 000\ \text{kg/h}$ ,  $y_1 = 0.0477$ ,  $q_{nL} = 5\ 000\ \text{kg/h}$ ,  $x_2 = 0$ , 气体为上述煤气,吸收剂为纯组分。不同吸收剂对苯的吸收效果如图 3。



1—煤气中苯质量分数;2—煤气中吸收剂质量分数

图 3 吸收剂对苯吸收效果对比

同理,焦油洗油对不同吸收剂的吸收效果如

图 4。

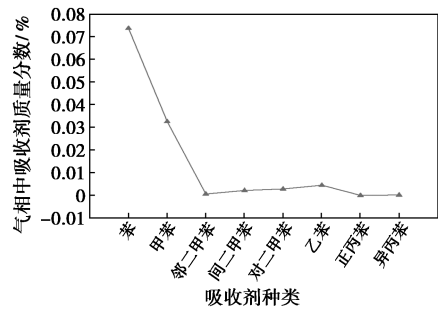
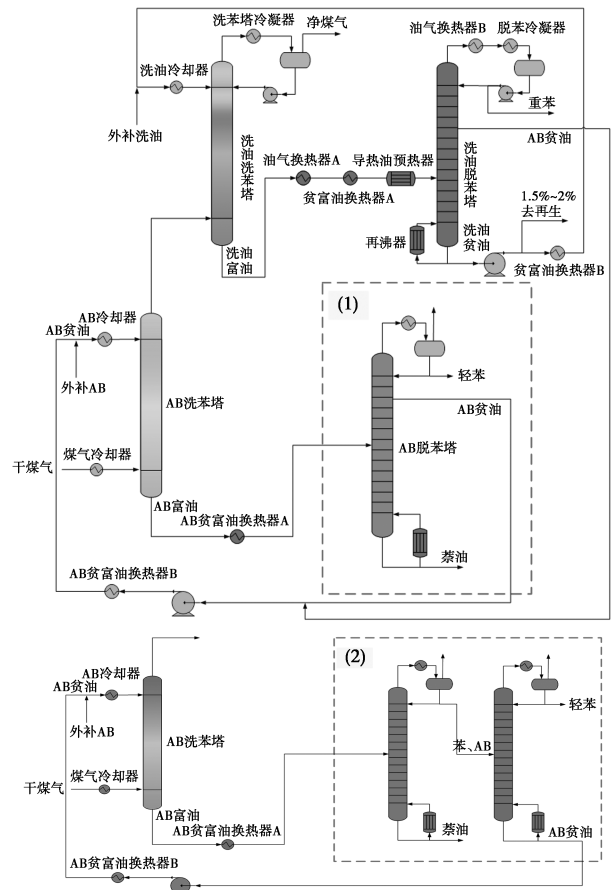


图 4 洗油对吸收剂吸收效果对比

由图 3 可知,吸收剂对苯的吸收效果为甲苯 > 二甲苯(乙苯) > 丙苯 > 萘 > 焦油洗油。由图 4 可知,洗油对吸收剂的吸收能力强弱顺序为丙苯 > 二甲苯(乙苯) > 甲苯。综上所述,尽管甲苯吸收苯能力最好,但甲苯进入气体含量较高,且洗油吸收甲苯能力相对较差。若将吸收剂组合,吸收剂主要组分为二甲苯(乙苯)和丙苯。

### 1.3 双吸收剂初级流程

双吸收剂洗脱苯工艺如图 5 所示,由于不知道吸收剂具体成分,以下吸收剂简称 AB。煤气首先在 AB 洗苯塔与吸收剂 AB 逆流接触,吸收大部分的苯,接着剩余煤气进入洗油吸收塔,由洗油吸收剩余



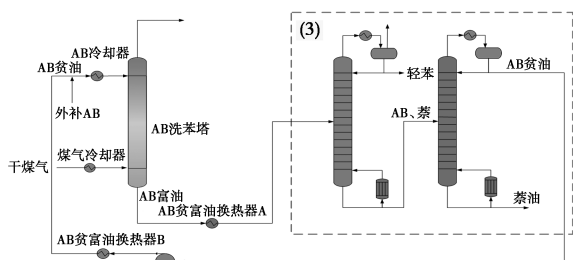


图 5 双吸收剂洗脱苯工艺流程

苯和夹带 AB。其中洗油脱苯塔与原方案基本一致，对于 AB 脱苯塔，组分主要有苯、AB 和萘，沸点分别为 80、138~159、218℃，有 3 种分离流程，分别为：单塔侧采 AB 流程、双塔前脱苯流程、双塔前脱萘流程。

## 2 流程模拟

流程模拟中，煤气进料流量为 10 000 kg/h，吸收塔压力均为微正压 10 kPa，洗油脱苯塔压力为绝压 50 kPa，二甲苯脱苯塔压力为常压。吸收剂入塔温度 30℃，净化煤气苯含量和萘含量分别为 2、0.5 g/m<sup>3</sup>。

### 2.1 洗油吸收流程模拟

洗油吸收工艺已存在大量研究，前人的研究表明该工艺通过单变量优化即可得到适宜的操作参数，采用 Aspen Plus 中的灵敏度分析，根据净煤气中粗苯含量计算回流比，以吸收剂循环量为变量，解吸塔能耗最小为目标函数，对过程进行优化，优化结果如表 4。

表 4 洗油吸收流程模拟结果

项目	洗油吸收塔	脱苯塔
塔压/kPa	10	-51
理论板数	24	50
进料位置	—	36
侧采位置	—	22
再沸器温度/℃	—	226
洗油循环量/(kg·h <sup>-1</sup> )	23700	
再沸器能耗/kW	1122	

### 2.2 双吸收剂流程模拟

#### 2.2.1 吸收剂筛选

双吸收剂流程目的在于减少贫溶剂循环量和再生能耗，当满足净煤气中苯族烃类含量指标时，可通过调整吸收剂 AB 的组成和流量，寻求最小的再生能耗，吸收剂筛选流程如图 6。

其中再生能耗以 AB 为甲苯为例，洗油脱甲苯塔的压力为绝压 50 kPa，甲苯脱苯塔为常压，规定甲

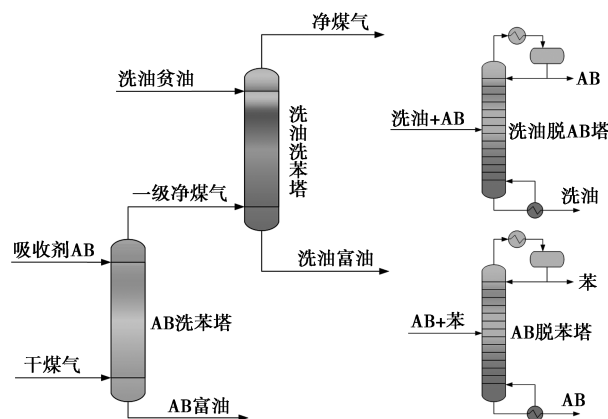


图 6 吸收剂筛选流程

苯脱苯塔塔顶苯质量分数为 0.99。不同甲苯流量下的再沸器负荷如图 7，直线斜率为每千克甲苯对应的再沸器负荷，结果为 0.11 kW/kg。同理，洗油脱甲苯塔的每一千克洗油对应的再沸器负荷为 0.065 kW/kg。定义甲苯的再生系数分别为 0.111 0、0.064 8。不同吸收剂的再生系数如表 5，对应的流程工艺参数如表 6 所示。

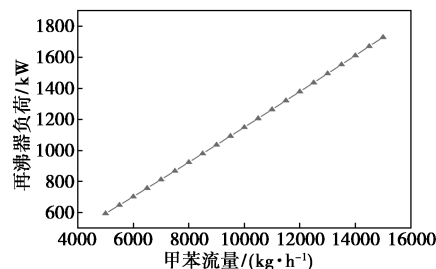


图 7 不同甲苯流量下的再沸器负荷

表 5 吸收剂的再生系数

吸收剂组成	再生系数 $r_1$	再生系数 $r_2$
甲苯	0.1110	0.0648
邻二甲苯	0.0423	0.0649
间二甲苯	0.0418	0.0649
对二甲苯	0.0417	0.0648
乙苯	0.0425	0.0648
正丙苯	0.0475	0.0650
异丙苯	0.0437	0.0649

表 6 流程工艺参数

吸收剂组成	质量分数/%	吸收剂流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	再生系数 $r_1$	洗油流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	再生系数 $r_2$
甲苯	$x_1$	$F_{AB}$	$r_{11}$	$F_{xy}$	$r_{21}$
邻二甲苯	$x_2$		$r_{12}$		$r_{22}$
间二甲苯	$x_3$		$r_{13}$		$r_{23}$
对二甲苯	$x_4$		$r_{14}$		$r_{24}$
乙苯	$x_5$		$r_{15}$		$r_{25}$
正丙苯	$x_6$		$r_{16}$		$r_{26}$
异丙苯	$x_7$		$r_{17}$		$r_{27}$

目标函数:  $\min \text{obj } f(x_i, F_{AB}, F_{xy}, r_1 i, r_2 i) = F_{AB} * \sum (x_i * r_1 i) + F_{xy} * \sum (x_i * r_2 i)$

约束条件:  $M_{BTX} \leq 37 \text{ kg/h}; 0 \leq x_i \leq 1 (i = 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7); \sum x_i = 1 (i = 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7); r_1 1 = 0.111, r_1 2 = 0.042 3, r_1 3 = 0.041 8, r_1 4 = 0.041 7, r_1 5 = 0.042 5, r_1 6 = 0.047 5, r_1 7 = 0.043 7; r_2 1 = 0.064 8, r_2 2 = 0.064 9, r_2 3 = 0.064 9, r_2 4 = 0.064 8, r_2 5 = 0.064 8, r_2 6 = 0.065 0, r_2 7 = 0.064 9。$

决策变量:  $F_{AB}, x_i (i = 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7), F_{xy}。$

$M_{BTX}$  为净化煤气中苯系物的质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  $x_i$  为甲苯等的质量分数;  $f(x_i, F_{AB}, F_{xy}, r_1 i, r_2 i)$  为再生塔的再沸器负荷,  $\text{kW}$ 。

以最小再生负荷为目标函数, 用遗传算法对吸收剂的组成、流量和洗油流量进行优化, 遗传算法流程如图 8。

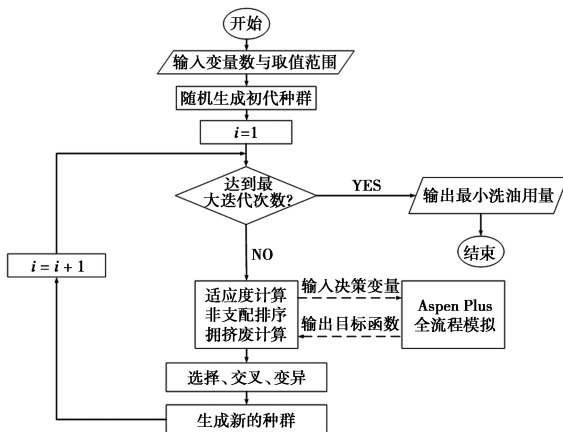


图 8 遗传算法流程

根据遗传算法优化的结果如表 7 所示。

表 7 吸收剂组成

吸收剂	质量分数/ %	吸收剂流量/ ( $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ )	洗油流量/ ( $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ )
甲苯	—		
邻二甲苯	0.444		
间二甲苯	0.225		
对二甲苯	0.212	9589	7525
乙苯	0.119		
正丙苯	—		
异丙苯	—		

### 2.2.2 再生流程模拟

由图 5 知, 吸收了大部分苯的二甲苯富油与解吸后的二甲苯贫油换热后进入二甲苯脱苯塔, 脱出轻组分苯和重组分萘, 实现二甲苯的循环再生。吸收了苯和二甲苯的洗油富油依次经油气换热器、贫富油换热器和管式炉加热后进入洗油脱苯塔, 在塔顶产

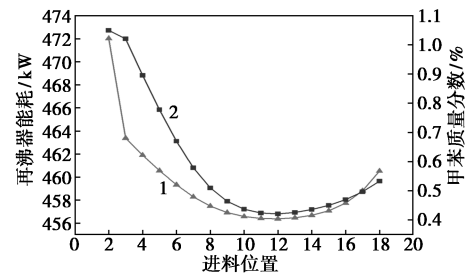
生粗苯, 侧线采出二甲苯, 塔釜为洗油贫油, 并抽出 1.5%~2.0% 去再生, 二甲苯脱苯塔进料如表 8 所示。

表 8 二甲苯脱苯塔进料组成

组分	质量流量/ $(\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$	质量分数/%
苯	434	4.57
甲苯	101	1.06
二甲苯	7848	82.48
乙苯	1052	11.05
丙苯	16	0.17
苯乙烯	7	0.07
噻吩	3	0.03
萘及更重	50	0.52

为了实现二甲苯溶剂的循环再生, 需要通过调整再生塔的进料位置和回流比, 在轻组分中实现乙苯与甲苯的分离, 重组分中实现邻二甲苯与丙苯的分离。以前脱苯流程为例分析。

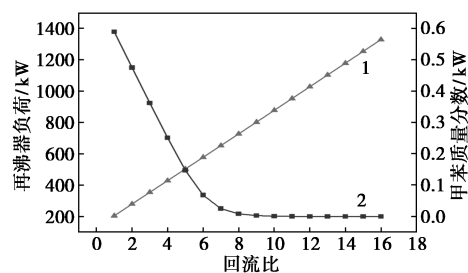
进料位置对脱苯塔分离效果及能耗影响如图 9, 随着进料位置增加, 脱苯塔塔釜甲苯含量与再沸器能耗均为先增大后减小, 在第 12 块塔板进料位置上达到最小。



1—再沸器能耗; 2—甲苯质量分数

图 9 进料位置对脱苯塔分离效果及能耗影响

回流比对分离效果及能耗的影响如图 10, 随着回流比的增大, 脱苯塔塔釜甲苯质量分数减小, 再沸器负荷不断升高, 分离效果变好。当回流比处于 7~9 时, 甲苯质量分数变化幅度趋于平缓, 但是再沸器负荷还在不断升高, 为保证分离效果及低能耗, 回流比为 8 时最优。



1—再沸器能耗; 2—甲苯质量分数

图 10 回流比对分离效果及能耗的影响

3 种方案模拟结果如表 9 所示。

表 9 3 种方案工艺参数

方案	再生塔	塔釜温度/°C	再沸器负荷/kW
(1)	二甲苯脱苯塔	166	1395
(2)	二甲苯前脱苯塔	140	621
	二甲苯脱苯塔	191	1035
(3)	二甲苯前脱苯塔	191	1178
	二甲苯脱苯塔	140	602

由表 9 可知,由于二甲苯与甲苯和丙苯的分离非常困难,3 种方案均需要很高的分离能耗来实现二甲苯的再生。对于单塔侧采方案,由于中间组分含量过高,很难得到纯的二甲苯。

基于此,提出半贫溶剂循环方案,流程如图 11。由前述知,甲苯与丙苯对苯也有很好的吸收效果,将含有少量甲苯与丙苯的二甲苯溶剂作为半贫溶剂返回吸收塔的中上部,可大幅度减少贫溶剂再生能耗。

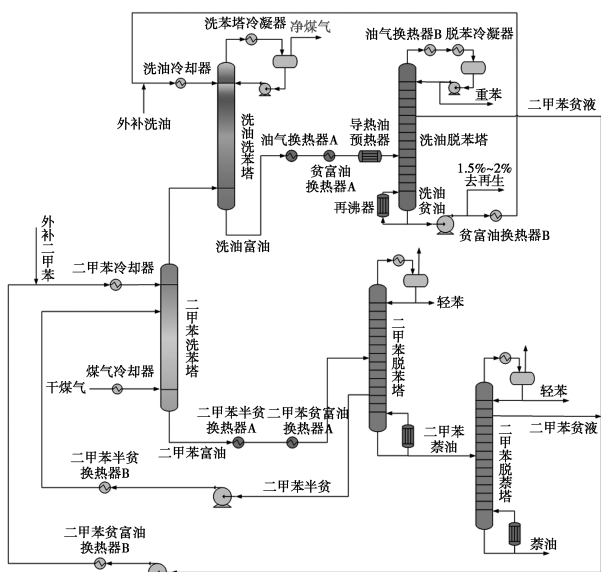
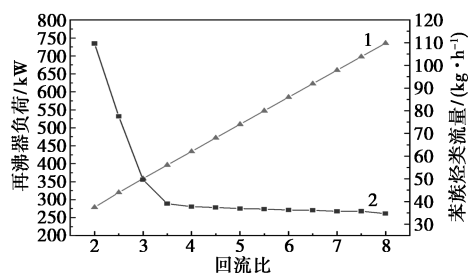


图 11 半贫溶剂循环流程

在此流程中,可通过调整二甲苯脱苯塔回流比、半贫溶剂采出位置、半贫溶剂进料位置、洗油脱苯塔回流比、半贫溶剂流量、贫溶剂流量和洗油流量在相同的净化煤气指标下寻找最小的再沸器负荷。

(1) 二甲苯脱苯塔回流比

为了探究二甲苯脱苯塔回流比对二甲苯脱苯塔再沸器负荷和净化煤气苯族烃类含量的影响,固定其他条件保持不变,见图 12。由图 12 可知,随着回流比的增大,净化煤气中的苯族烃类质量流量逐渐减小,再沸器负荷增大,回流比达到 3.5~5.0 时,苯族烃类质量流量变化幅度趋于缓慢,因此认为回流比为 4 时最优。

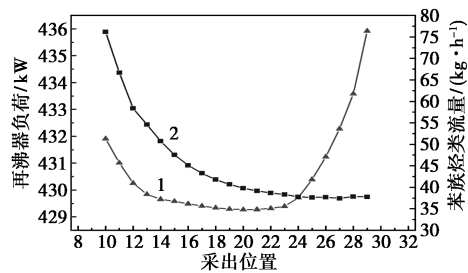


1—再沸器负荷;2—苯族烃类流量

图 12 回流比对再沸器负荷和苯族烃类流量的影响

(2) 半贫溶剂采出位置

固定二甲苯脱苯塔回流比为 4,探究半贫溶剂采出位置对二甲苯脱苯塔再沸器负荷和净化煤气苯族烃类含量的影响,见图 13。由图 13 可知,随着采出位置的增加,苯族烃类质量流量先减少后趋于平缓,再沸器负荷先减小后增加。综合吸收效果和能耗,采出位置为 24 时效果最优。

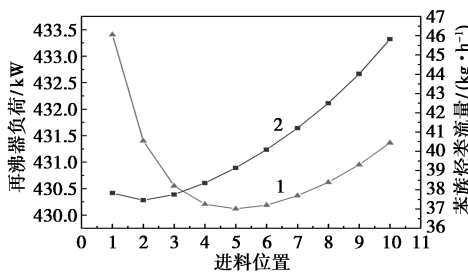


1—再沸器负荷;2—苯族烃类流量

图 13 采出位置对再沸器负荷和苯族烃类流量的影响

(3) 半贫溶剂进料位置

固定回流比为 4,采出位置为 24,探究半贫溶剂进料位置对二甲苯脱苯塔再沸器负荷和净化煤气苯族烃类含量的影响,见图 14。由图 14 可知,随着进料位置的增加,苯族烃类质量流量先减少后增加,再沸器负荷先减小后增加。综合吸收效果和能耗,进



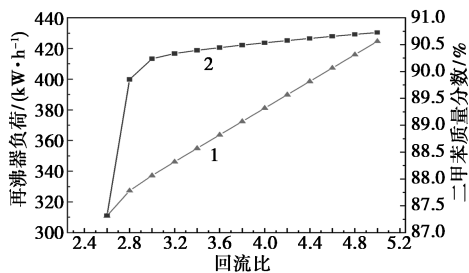
1—再沸器负荷;2—苯族烃类流量

图 14 进料位置对再沸器负荷和苯族烃类流量的影响

料位置为 3 时效果最优。

(4) 洗油脱苯塔回流比

固定上述条件,探究洗油脱苯塔回流比对洗油脱苯塔再沸器负荷和二甲苯质量分数的影响,见图 15。由图 15 可知,随着回流比的增大,贫溶剂中的二甲苯质量分数逐渐增大,再沸器负荷增大,回流比达到 3~4 时,二甲苯质量分数变化幅度趋于缓慢,因此认为回流比为 3.5 时最优。

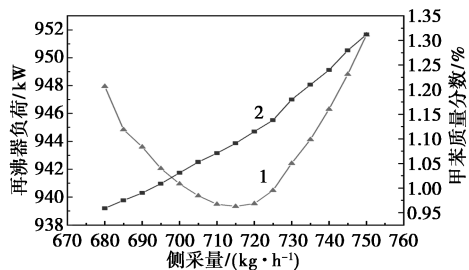


1—再沸器负荷;2—二甲苯质量分数

图 15 回流比对洗油脱苯塔再沸器负荷和二甲苯质量分数的影响

(5) 半贫溶剂与贫溶剂流量

固定上述条件,通过调节洗油流量来保证净化煤气中苯族烃类含量指标,探究半贫溶剂与贫溶剂的流量对总再生负荷的影响。其中对于洗油脱苯塔的贫溶剂采出量对再生负荷的影响见图 16,随着采出量的增加,再生负荷先减小后增大,当采出量为 715 kg/h 时负荷最小。对此解释为,洗油脱苯塔塔顶为甲苯、二甲苯与丙苯的混合物,当持续增大采出量时,会导致更多的丙苯进入萘油中,重苯采出量减少,贫溶剂中甲苯增多,最终导致洗油量增加,总负荷增加。



1—再沸器负荷;2—二甲苯质量分数

图 16 侧采量对再沸器负荷和甲苯质量分数的影响

流程中半贫溶剂的循环量影响二甲苯脱苯塔的能耗,贫溶剂的循环量影响二甲苯脱萘塔的能耗,洗油流量影响洗油脱苯塔的能耗。通过调整各溶剂流量寻找最小再生负荷,结果如图 17 所示。随着半贫

溶剂的增加,再生负荷先减小后增大,在质量流量为 10 500~11 000 kg/h 时达到最大,随着贫溶剂的减小,再生负荷持续减小。由此可知,将循环溶剂提纯虽然可以增加吸收效果,但分离负荷增加幅度较大,因此可将二甲苯脱萘塔去掉,流程如图 18 所示。

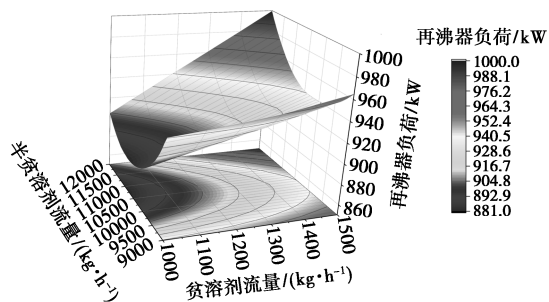


图 17 半贫溶剂与贫溶剂流量对再生能耗的影响

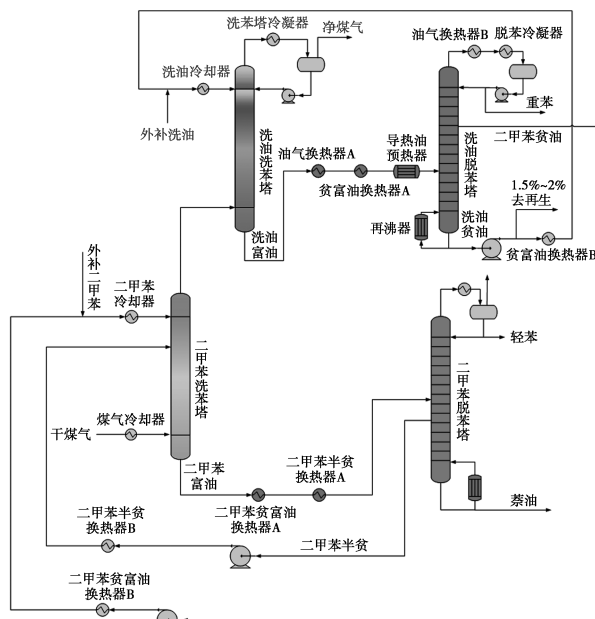
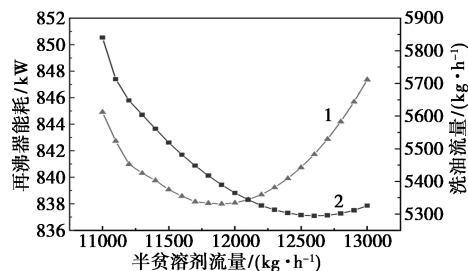


图 18 双吸收剂洗脱苯流程

此流程中,半贫溶剂流量对洗油流量和再生负荷的影响如图 19,当半贫溶剂的质量流量为 11 900 kg/h



1—再沸器能耗;2—洗油流量

图 19 半贫溶剂流量与洗油流量对再生负荷的影响

时,再沸器能耗最小为 838 kW,此时洗油流量为 5 389 kg/h。

### 2.3 结果比较

由表 10 可知,与原流程相比,双吸收剂流程可减少 24%的吸收剂循环量和 25%的再生能耗。

表 10 方案结果对比

方案	吸收剂循环量/(kg·h <sup>-1</sup> )			再生能耗/ kW
	二甲苯半贫	二甲苯	洗油	
原洗油方案	0	0	23700	1122
双吸收剂方案	11900	715	5389	838

### 3 结论

(1)提出一种双吸收剂洗脱煤气中苯的工艺流程,并利用 Aspen Plus 和 Matlab 软件确定吸收剂组成为二甲苯,并对后续再生流程模拟优化。双吸收剂吸收工艺可在二甲苯脱苯塔塔顶获得较纯的苯,并在洗油脱苯塔塔顶获得较纯的二甲苯,实现了粗苯的初步 BTX 分离。

(2)在双吸收剂洗脱苯的工艺基础上,提出了半贫溶剂循环洗脱苯工艺,并对流程中可调变量对再生能耗的影响进行探讨分析,则有当贫溶剂流量为 715 kg/h,半贫溶剂流量为 11 900 kg/h 时再生能耗最小。与常规流程相比,减少了 24%的吸收剂循环量和 25%的再生能耗。

#### 参考文献

- [1] 王欢,范飞,李鹏飞,等.现代煤气化技术进展及产业现状分析[J].煤化工,2021,49(4):52-56.
- [2] Tiwari H P, Sharma R, Kumar R, et al. A review of coke making by-products[J]. Coke Chem: Germany, 2014, 57(12): 477-484.
- [3] 李欢,何锋,王海涛,等.车用焦炉气脱苯、脱萘技术初步研究[J].煤化工,2013,41(5):35-37.
- [4] 赵丽丽.煤焦油、萘油和洗油水分测定方法的研究[J].石化技术,2020,27(9):3-5,133.
- [5] Vecer M, Koutník I, Wichterle K. Life cycle of wash oil for benzol absorption from coke oven gas[J]. Chemical Engineering & Technology, 2019, 42(4): 728-734.
- [6] Mathias H. Effect of properties of petroleum wash oil in removal of light oil from coke-oven gas [J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1931, 23(7): 804-807.
- [7] 贺永德.现代煤化工技术手册[M].北京:化学工业出版社,2017.
- [8] Sorokin A P, Savchenko I F, Noskova L P, et al. Multi-purpose use of causticoliths of carbonic series based on innovative coal chemistry technologies in the far east of Russia[J]. Journal of Mining Science, 2018, 54(1): 147-157.
- [9] 李湘凌,林岗,周元祥,等.复方液吸收法处理低浓度苯类废气[J].合肥工业大学学报:自然科学版,2002,(5):794-796.
- [10] 李馨馨.关于焦炉煤气粗苯回收工艺的探讨[J].同煤科技,2013,(1):34-36,39.
- [11] 倪献智.洗油成分与苯族烃的回收[J].煤炭分析及利用,1995,10(3):30-31.
- [12] 毕成,郭振东,赵虎,等.蒸气法负压粗苯蒸馏工艺在首钢的应用[J].燃料与化工,2021,52(2):37-39.
- [13] 罗时政,汤志刚,王登富,等.焦炉荒煤气富油脱苯工艺的比较研究[J].冶金能源,2021,40(3):11-16,21.
- [14] 尚秀芳.浅析脱苯塔径向侧向喷射塔板技术:“河北省炼铁技术暨学术年会”论文集[C].邯郸:河北省冶金学会,2013:484-486.
- [15] 张锐,许刚,梁春燕.提高焦炉煤气中苯族烃回收率的研究[J].煤炭科学技术,2020,48(S2):65-70.
- [16] Nguyen M T, Nguyen D L T, Xia C L, et al. Recent advances in asphaltene transformation in heavy oil hydroprocessing: Progress, challenges, and future perspectives [J]. Fuel Processing Technology, 2021, 213: 93-95.
- [17] 钟继生,杜文明,杨建军,等.洗苯和脱苯工艺的改进[J].燃料与化工,2013,44(3):52-54.
- [18] 邢秉茂.基于 Aspen Plus 的直接蒸气负压脱苯工艺模拟与优化[J].化学工程与装备,2024,(4):41-44,51.
- [19] 李超.富油加热器脱苯工艺改造[J].燃料与化工,2022,53(3):49-50.
- [20] 温燕明,汤志刚,王登富,等.焦炉荒煤气三种富油脱苯工艺的比较研究[J].山东冶金,2020,42(6):34-38. ■

### 巴斯夫 Cellasto® 业务扩大在华产能

近日,巴斯夫 Cellasto® 业务宣布在上海投资约 5 亿元建设第二套装置,进一步扩大工厂规模。作为降噪、减振与舒适性(NVH)解决方案领域的行业领导者,Cellasto 此次扩产旨在把握中国电动汽车市场快速发展的机遇。新设施将

配备现代化模具生产线,计划于 2027 年建成投产,总产能预计提升近 70%。以“扎根中国制胜 WE 来”为主题,Cellasto 工厂扩建启动仪式今日在巴斯夫上海浦东科技创园举行。(巴斯夫)