

工业技术

低压含烃原料气低温甲醇洗工艺的设计

徐立圆^{1,2}, 李 燕¹, 管凤宝¹, 张述伟^{1*}

(1. 大连理工大学化工学院, 辽宁 大连 116024;

2. 大连理工大学精细化工国家重点实验室, 辽宁 大连 116024)

摘要:对某厂低压含烃特殊原料气进行低温甲醇洗工艺设计, 该原料气属于低压进料, 且含有苯等有机烃类。针对原料气具体特点, 设计了 2 套低温甲醇洗工艺, 工艺 I 是采用传统 11 塔低温甲醇洗方案, 工艺 II 采用 9 塔低温甲醇洗方案。借助 Aspen Plus 模拟分析表明, 2 套工艺均能达到净化要求, 工艺 II 较工艺 I 有较好的节能及净化效果。对以后低压含烃特殊原料气的净化提供了参考。

关键词:低温甲醇洗; 低压进料; 工艺设计; Aspen Plus; 模拟分析

中图分类号: TQ028.2

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2020)11-0200-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2020.11.042

Design of rectisol process for low-pressure feed gas containing hydrocarbon components

XU Li-yuan^{1,2}, LI Yan¹, GUAN Feng-bao¹, ZHANG Shu-wei^{1*}

(1. School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China;

2. State Key Laboratory of Fine Chemicals, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China)

Abstract: Rectisol processes are designed for special low-pressure feed gas containing hydrocarbon components, such as benzene and other organic hydrocarbons, for a factory. Given the specific characteristics of feed gas, two sets of Rectisol processes are designed as process I and process II. Process I adopts traditional Rectisol flowsheet with 11 towers. Process II adopts Rectisol flowsheet with 9 towers employed. According to the simulation analysis by Aspen plus, both processes can meet the purification requirements. Process II shows better energy saving and purification effect than process I. This work provides a reference for the purification of low-pressure special feed gas containing hydrocarbon components.

Key words: Rectisol; low-pressure feed gas; process design; Aspen Plus; simulation analysis

低温甲醇洗净化技术是由德国 Linde 公司和 Lurgi 公司^[1-2]在 20 世纪 50 年代共同开发的气体净化方法。该净化技术属于物理吸收法, 利用低温下 (-40℃ 左右) 甲醇溶剂对酸性气体溶解度极大的特性, 选择性地吸收原料气中的 H₂S、CO₂、有机硫化物和有机氰化物^[3]等杂质, 使原料气得到净化^[4], 该方法具有净化度高、选择性好等优点。

某工厂提供的原料气条件比较特殊, 一般工厂提供的原料气压力为 3 MPa 以上, 该工厂提供的原料气压力为 2.75 MPa, 属于低压进料^[5-7]。而且该原料气中还含有苯等有机烃类, 需要增加萃取装置将其脱除。本文中通过通用化工模拟软件, 结合低温甲醇洗工艺物料特点, 选择合适的物性方法, 模拟

设计出 2 套低温甲醇洗工艺, 且 2 套工艺均满足工艺要求。

1 工艺设计分析

1.1 原料气进料条件

该厂原料气流量为 17 552.47 kmol/h, 温度为 40.0℃, 压力为 2.75 MPa。具体组成见表 1。

表 1 原料气组成 %

组分	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆
摩尔分数	58.404	3.361	36.356	1.306	0.154	0.020	0.020
组分	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₈	H ₂ O	C ₆ H ₆	H ₂ S	
摩尔分数	0.010	0.010	0.005	0.268	0.010	0.076	

收稿日期: 2020-01-07; 修回日期: 2020-09-07

基金项目: 国家自然科学基金重点项目(81530100)

作者简介: 徐立圆(1995-), 男, 硕士生; 张述伟(1963-), 男, 硕士, 教授, 研究方向为化工过程模拟与优化, 通讯联系人, zswei@dlut.edu.cn。

1.2 原料气工艺要求

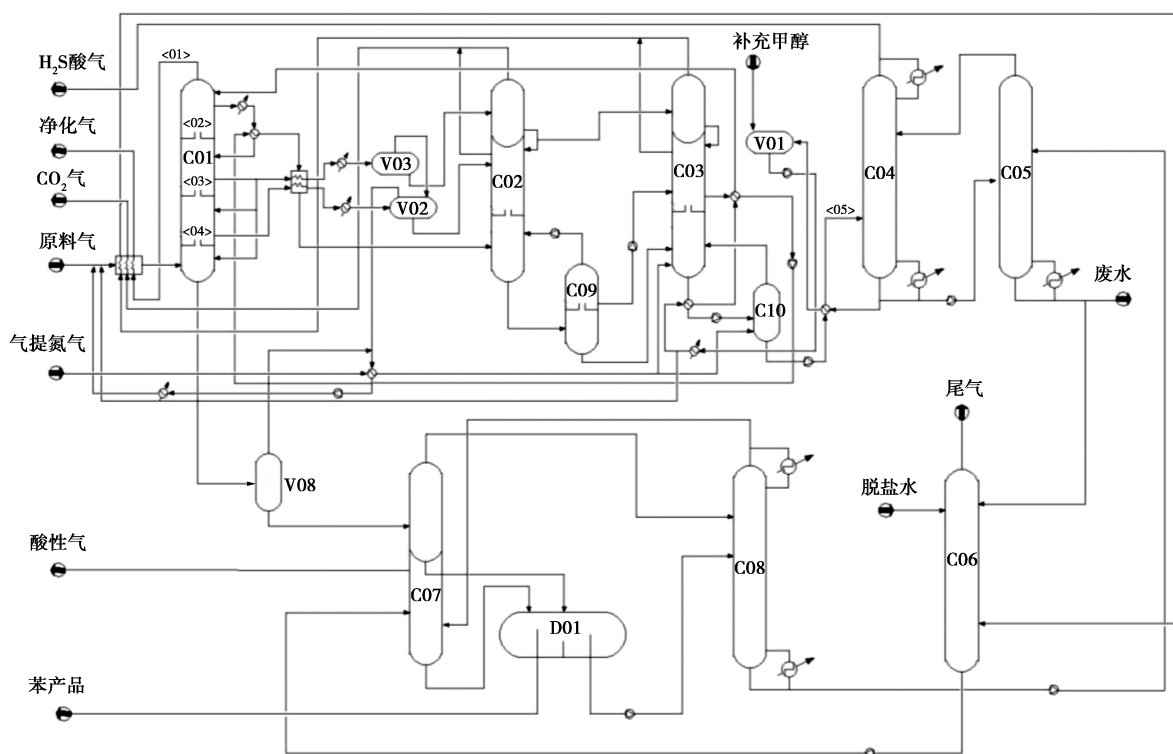
该厂对本流程设计提出的具体工艺指标如下。

- ①净化气杂质摩尔分数: $\text{CO}_2 \leq 10 \times 10^{-6}$, $\text{H}_2\text{S} \leq 0.1 \times 10^{-6}$;
- ②富含 H_2S 酸性气体: $\text{H}_2\text{S} \geq 25\%$;
- ③ CO_2 产品气: $\text{CO}_2 \geq 98.5\%$;
- ④甲醇水洗塔排放废水: $\text{CH}_3\text{OH} \leq 100 \times 10^{-6}$;
- ⑤尾气: $\text{CH}_3\text{OH} \leq 50 \times 10^{-6}$, $\text{H}_2\text{S} \leq 10 \times 10^{-6}$ 。

2 工艺流程模拟

2.1 低温甲醇洗工艺 I 模拟

因原料气为变换气,不需要经过变换步骤,故该原料气应用传统一步法流程^[8]方案 I 进行设计。一步法低温甲醇洗工艺流程简图如图 1 所示。



C01—吸收塔;C02— CO_2 解吸塔;C03— H_2S 浓缩塔;C04— H_2S 热解吸塔;C05—甲醇水分离塔;C06—水洗塔;
C07—预洗甲醇闪蒸塔;D01—萃取塔;C08—共沸塔;V01—贫甲醇罐;V02—含硫中压闪蒸罐;V03—无硫中压闪蒸罐;
V08—预洗甲醇闪蒸罐;C09— CO_2 辅助解吸塔;C10—辅助 N_2 汽提塔

图 1 低温甲醇洗工艺 I 流程简图

2.1.1 工艺流程简述

吸收塔 C01 分为 4 段,分别为预洗段、脱硫段、粗脱碳段、精脱碳段。进入系统的原料气预先喷射少量防结冰甲醇,经过换热器换热进入预洗段,用少量富甲醇洗涤,预洗段底部得到含有苯等有机杂质的污甲醇,需要进入萃取工段处理。在吸收塔塔顶得到满足净化要求的净化气,经与原料气换热后送出界区。

从 C01 塔出来的含硫与不含硫甲醇液经过换热降温后分别进入 V02、V03 中压闪蒸罐,闪蒸出溶解的 H_2 、 CO 等有效气体,2 部分闪蒸气体与汽提氮气换热后经循环压缩机返回原料气中。 CO_2 解吸塔 C02 分为 3 段,来自 V03 塔底的不含硫甲醇液送往上段进行闪蒸分离出 CO_2 ,上段塔顶出料为高纯度

CO_2 ,塔底液相出料一部分作为中段回流甲醇,另一部分送往 H_2S 浓缩塔 C03 上段。来自 V02 塔底的含硫甲醇液进入解吸塔 C02 中段,经过中段解吸,中段塔顶纯度较高的 CO_2 和上段塔顶 CO_2 一块作为 CO_2 产品气采出。 CO_2 解吸塔中段和下段底部料液进入辅助解吸塔 C09 进一步解吸 CO_2 ,C09 上段和下段的底部料液进入 H_2S 浓缩塔 C03 进一步进行 CO_2 的汽提解吸。

H_2S 浓缩塔分为 3 段,分别在浓缩塔塔底通入汽提氮气,并设置气体辅助塔通入氮气进一步汽提。上段与中段的塔顶气体含有甲醇,送往尾气水洗塔 C06 洗涤后作为废气排出,浓缩塔上段的塔底甲醇液作为中段的喷淋甲醇,中段的塔底出料为系统的最低冷源^[6-8],利用该冷源与循环甲醇液换热,也是

吸收塔中间换热器的冷源,浓缩塔下段的塔底出料进入气体辅助塔 C10 进一步汽提 CO₂, C10 塔底得到含有几乎全部硫化物和 CO₂ 含量很少的甲醇液送往甲醇热再生塔 C04。

在甲醇热再生塔 C04 中完成甲醇和硫化物的分离,塔顶气体经过换热,闪蒸操作后得到符合要求的硫化氢酸气,送往克劳斯硫回收工段^[9]。塔底得到含少量水的贫甲醇,为防止水在系统富集,一部分送往甲醇分离塔 C05 完成甲醇与水的分离,其余贫甲醇经由换热器送往贫甲醇罐,补充甲醇后完成甲醇循环。

对低碳烃类, C₂ 组分随净化气、CO₂ 气、尾气排出, C₃ 组分随尾气、H₂S 酸气从系统排出,未在此系统内富集。

考虑到低温甲醇洗需要的冷量过多,系统中加入 20 多台换热器组成的换热网络用以回收热量,完成对系统能量回收利用。

2.1.2 物性方法确定

应用通用化工过程模拟软件 Aspen Plus 对该低温甲醇洗流程进行模拟。该厂原料气主要包含 CO₂、CO、H₂、CH₄、C₂H₄、C₃H₆、水、苯等物质,在物性方法选择中,体系属于极性物质,不含电解质,并且二元交互作用参数缺乏。以通用软件提供的物性方法为基础,结合 Aspen Plus 中提供的物性方法选择树,选择 PSRK 方法^[9-11]进行模拟计算。

2.1.3 单元操作参数确定

(1) 吸收塔塔板数确定

吸收塔 C01 是一个主要的塔设备。塔板数是一个非常重要参数,关系到塔的分离效果与投资费用,在一定程度上,塔板数越多分离效果越好,但是设备投资费用会增加,因此在满足技术要求基础上塔板数越少越好。图 2 中吸收塔分为 4 段,

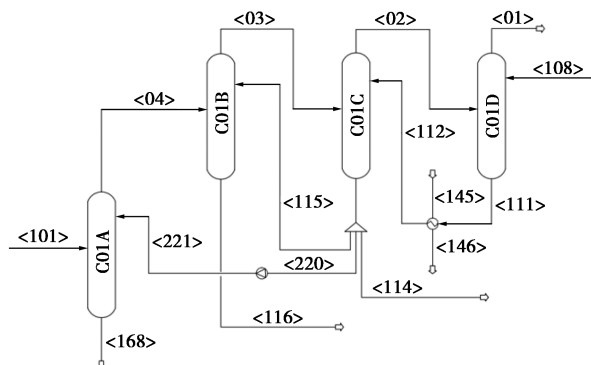


图 2 吸收塔模拟流程

由下往上依次为预洗段 C01A、脱硫段 C01B、粗脱碳段 C01C、精脱碳段 C01D。

以 Aspen Plus 软件模拟结果为依据,结合实际生产需求,由图 3 确定的吸收塔各塔段操作参数见表 2。

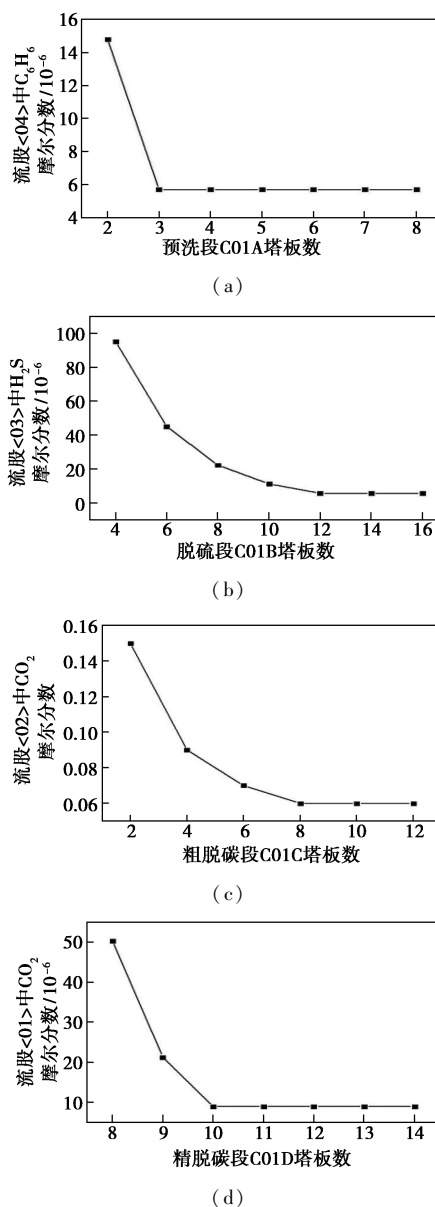


图 3 吸收塔各塔段塔板灵敏度分析

表 2 吸收塔各塔段操作参数

操作参数	C01A	C01B	C01C	C01D
塔顶压力/MPa	2.740	2.700	2.645	2.630
塔压降/MPa	0.010	0.040	0.055	0.015
理论板数	3	12	8	10

(2) 贫甲醇用量确定

由图 2 所示,对于吸收塔而言,一般情况下,贫

甲醇喷洒量越多,对气体的净化效果越好,本工艺原料气属于低压进料,对贫甲醇喷洒量^[12-13]要求更高,但是当贫甲醇喷洒量过多时,会使塔设备产生负荷,因此利用灵敏度分析工具,在理论塔板数等参数确定的情况下,以贫甲醇喷洒量为操控变量,以净化气 CO₂ 纯度为目标变量进行分析。

由图 4 可知,当甲醇喷淋量达到 35 000 kmol/h 时,塔顶净化气中 CO₂ 摩尔分数小于 10×10^{-6} ,达到净化要求,因此贫甲醇喷淋量为 35 000 kmol/h。

2.1.4 流程模拟结果

模拟完成后的低温甲醇洗工艺 I 关键物流数据

表 3 全流程主要流股模拟数据

物流号	净化气	CO ₂ 产品气	尾气	废水	H ₂ S 酸气
摩尔分数					
H ₂	0.924	6.082×10^{-3}	1.390×10^{-5}	0.000	0.000
CO	0.053	1.206×10^{-3}	6.200×10^{-6}	0.000	0.000
CO ₂	8.981×10^{-6}	0.985	0.709	0.000	0.205
CH ₄	0.020	3.856×10^{-3}	9.200×10^{-5}	0.000	0.000
N ₂	0.002	2.502×10^{-3}	0.272	0.000	0.399
C ₂ H ₄	1.514×10^{-4}	4.614×10^{-4}	1.038×10^{-4}	0.000	9.641×10^{-11}
C ₂ H ₆	1.553×10^{-4}	4.470×10^{-4}	1.034×10^{-4}	0.000	1.933×10^{-10}
C ₃ H ₆	5.275×10^{-16}	3.266×10^{-5}	6.303×10^{-5}	0.000	0.034
C ₃ H ₈	2.338×10^{-14}	7.978×10^{-5}	1.234×10^{-4}	0.000	0.022
C ₄ H ₈	0.000	1.783×10^{-11}	1.614×10^{-11}	0.000	0.011
H ₂ O	5.018×10^{-7}	1.610×10^{-6}	0.019	1.000	7.317×10^{-7}
C ₆ H ₆	0.000	9.309×10^{-35}	0.000	0.000	1.876×10^{-7}
H ₂ S	1.256×10^{-20}	5.364×10^{-6}	7.511×10^{-6}	0.000	0.327
CH ₃ OH	1.215×10^{-4}	4.970×10^{-4}	3.686×10^{-5}	191ppb	1.172×10^{-3}
总流量/(kmol·h ⁻¹)	11054.3	2829.6	5064.5	638.3	39.7
压力/MPa	2.63	0.29	0.11	0.38	0.24
温度/℃	30.0	30.0	17.7	45.0	30.0

2.2 低温甲醇洗工艺 II 模拟

低温甲醇洗工艺流程 II 简图如图 5 所示。

2.2.1 工艺 II 流程简述

根据某厂实际工况及原料气低压、含苯、有低烃类、对 CO₂ 产品气回收率^[14-15]无要求等实际情况,新工艺流程方案 II 提出改进措施如下。

(1) 该原料气进料压力低,仅为 2.75 MPa,影响低温甲醇对 CO₂ 的吸收效果,应当适当增加贫甲醇用量,同时将 H₂S 浓缩塔塔顶闪蒸罐的部分半贫甲醇液循环回吸收塔,不仅有利于对 CO₂ 的吸收,还能降低贫甲醇用量,减少热再生塔的能耗。

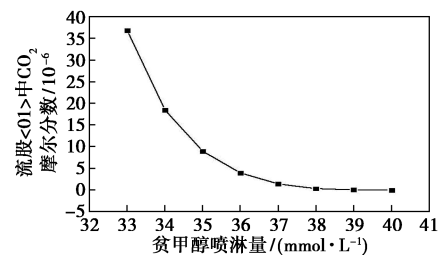


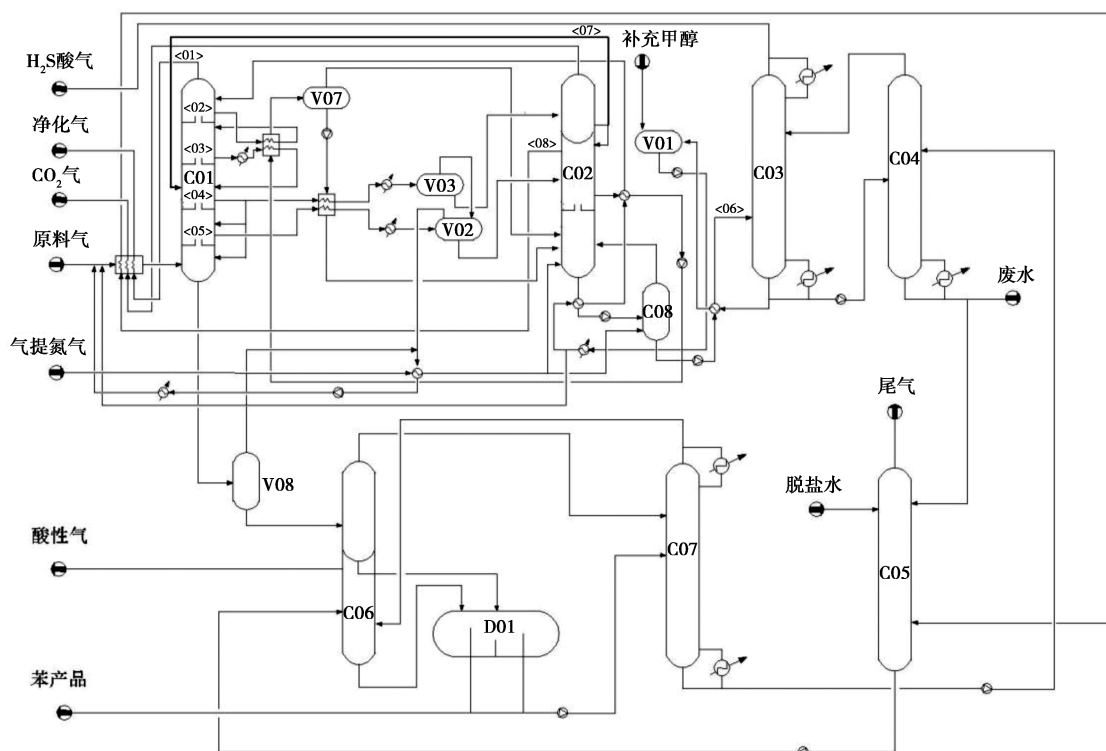
图 4 甲醇喷淋量对<01>号流股中 CO₂ 含量的影响

见表 3。由表 3 数据可知,通过低温甲醇洗工艺流程 I,净化气的 H₂S 与 CO₂ 含量达标,尾气与废水的排放也达到了要求。

(2) 由于吸收塔对 CO₂ 与 H₂S 的吸收会造成放热,温度升高不利于甲醇对酸性气体吸收,脱碳段分为 3 段,吸收塔级间换热由原来的单级换热变为两级换热,加大冷量利用,级间换热器由原来的双流股换热器变为多流股换热器。

(3) 由于通过级间换热后冷流股温度升高,可以加一个闪蒸罐 V07 闪蒸出部分溶解的 CO₂ 气,可以降低冷流股温度,回收冷量,由于闪蒸出一部分 CO₂ 可以降低后续汽提氮气的用量。

(4) 由于该工况对 CO₂ 产品气回收率不做要求,为了节省投资费用,可将 CO₂ 解吸塔和 H₂S 浓



C01—吸收塔; C02—H₂S 浓缩塔; C03—H₂S 热解吸塔; C04—甲醇水分离塔; C05—水洗塔; C06—预洗甲醇闪蒸塔; D01—萃取塔; C07—共沸塔; V01—贫甲醇罐; V02—含硫中压闪蒸罐; V03—无硫中压闪蒸罐; V07—甲醇闪蒸罐; V08—预洗甲醇闪蒸罐; C08—辅助 N₂ 汽提塔

图 5 低温甲醇洗工艺流程 II 简图

缩塔合并为 H₂S 浓缩塔, 省略 CO₂ 解吸塔。

2.2.2 工艺参数确定

(1) 吸收塔塔板数确定

与工艺 I 塔板数分析方法相同, 得到工艺 II 吸收塔各塔段操作参数如表 4。

表 4 吸收塔各塔段操作参数

操作参数	C01A	C01B	C01C	C01D	C01E
塔顶压力/MPa	2.740	2.700	2.645	2.630	2.590
塔压降/MPa	0.010	0.040	0.055	0.015	0.040
理论板数	3	12	6	8	9

(2) 半贫甲醇循环量

如图 5 所示, 在 H₂S 浓缩塔上段会出现半贫甲醇, 该股<07>可以循环回吸收塔作为半贫甲醇循环, 这样可以减少贫甲醇用量, 同时降低再沸器塔底热负荷。但是半贫甲醇循环量过多会造成 H₂S 浓缩塔 C02 中段<08>号该股中 H₂S 含量过多, 导致尾气中的 H₂S 含量超标。因此通过灵敏度分析工具, 以半贫甲醇回流量为自变量, <08>该股中 H₂S 摩尔

分数为因变量进行灵敏度分析, 确定最佳的半贫甲醇回流量。

由图 6 可知, 当该股<07>中半贫甲醇回流量达到 3 369.7 kmol/h 时, <08>该股中 H₂S 摩尔分数小于 10×10⁻⁶, 继续增大半贫甲醇回流量, 会导致<08>该股中 H₂S 摩尔分数超过 10×10⁻⁶, 从而使尾气中 H₂S 摩尔分数不达标, 因此确定半贫甲醇回流量为 3 369.7 kmol/h。

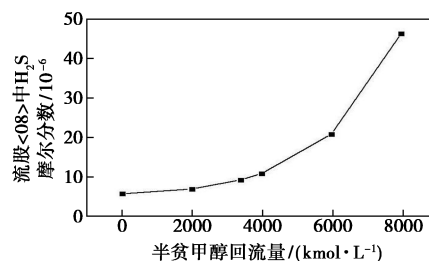


图 6 半贫甲醇回流量对<08>号该股中 H₂S 含量的影响

2.2.3 流程模拟结果

模拟完成后的新工艺流程工艺关键物流数据见表 5。

表5 全流程主要流股模拟数据

物流号	净化气	CO ₂ 产品气	尾气	废水	H ₂ S 酸气
摩尔分数					
H ₂	0.924	4.606×10 ⁻³	1.092×10 ⁻³	0.000	0.000
CO	0.053	1.019×10 ⁻³	2.395×10 ⁻⁴	0.000	0.000
CO ₂	9.509×10 ⁻⁶	0.990	0.810	1.517×10 ⁻³⁴	0.268
CH ₄	0.020	3.236×10 ⁻³	7.996×10 ⁻⁴	0.000	0.000
N ₂	0.002	2.487×10 ⁻⁵	0.170	0.000	0.230
C ₂ H ₄	1.582×10 ⁻⁴	4.266×10 ⁻⁴	1.694×10 ⁻⁴	0.000	2.477×10 ⁻¹⁰
C ₂ H ₆	1.653×10 ⁻⁴	4.029×10 ⁻⁴	1.633×10 ⁻⁴	0.000	4.679×10 ⁻¹⁰
C ₃ H ₆	8.867×10 ⁻¹⁷	2.563×10 ⁻⁵	6.366×10 ⁻⁵	1.641×10 ⁻³⁵	0.042
C ₃ H ₈	5.297×10 ⁻¹⁵	8.165×10 ⁻⁵	1.386×10 ⁻⁴	1.200×10 ⁻³⁶	0.026
C ₄ H ₈	0.000	1.373×10 ⁻¹³	1.536×10 ⁻¹²	2.388×10 ⁻³⁴	0.026
H ₂ O	5.085×10 ⁻⁷	8.499×10 ⁻⁷	0.017	0.999	7.122×10 ⁻⁷
C ₆ H ₆	0.000	0.000	0.000	4.488×10 ⁻²⁸	1.947×10 ⁻⁷
H ₂ S	4.574×10 ⁻²²	1.498×10 ⁻⁶	9.136×10 ⁻⁶	2.003×10 ⁻³⁰	0.408
CH ₃ OH	1.236×10 ⁻⁴	3.120×10 ⁻⁴	4.689×10 ⁻⁵	1.553×10 ⁻⁵	1.068×10 ⁻³
总流量/(kmol·h ⁻¹)	11074.0	1883.1	5540.2	579.3	32.0
压力/MPa	2.59	0.17	0.11	0.38	0.24
温度/℃	30.0	30.0	18.0	45.0	30.0

由表5数据可知,新工艺流程中净化气的H₂S与CO₂含量达标,尾气与废水的排放也达到了要求。

2.3 两工艺对比

以 Aspen 模拟为依据,通过换热网络综合,确定两工艺过程中热负荷及冷热公用工程用量以及甲醇消耗量如表6所示。

表6 两工艺流程参数对比

指标	方案 I	方案 II	变化率/%
甲醇消耗量/(kmol·h ⁻¹)	39600	26600	-32.8
热公用工程/kW	41046.1	39113.6	-4.7
冷公用工程/kW	42157.7	36969.4	-12.3
塔设备数量	11	9	-18.0
汽提氮气量/(kmol·h ⁻¹)	1300	1000	-23.1

注:变化率=(II-I)/I×100%。

在满足工艺要求的前提下,根据表6提供的数据可知,采用方案II新流程优于低温甲醇洗方案I。方案II在能耗方面用能更少,热公用工程用量较方案I降低4.7%,冷公用工程较方案I降低12.3%。

甲醇消耗量方案II比方案I减少了32.8%,气体氮含量减少了23.1%,有效减少了设备负荷,提高经济效益。塔设备方面方案II只用了9个塔设备,较方案I减少了2个塔,大大降低了投资费用。综合理论论证及模拟分析可得,方案II节能降耗效果更佳,设备投资较少,因此确定方案II为最优方案。

3 结论

针对低温甲醇洗原料气低压含苯特殊工况,设计了2套低温甲醇洗工艺,完成了在2.75 MPa压力下,利用低温甲醇对含烃原料气的净化,实现了预期目标,达到了工艺废水废气排放标准,通过设计优化及数据分析得到以下结论。

(1)传统低温甲醇洗工艺流程I采用11个塔设备,为了达到工艺要求指标,工艺流程需要增加贫甲醇用量以及萃取段,借助 Aspen Plus 流程模拟分析,该工艺达到净化要求和工艺指标。

(2)工艺流程II是在经典低温甲醇洗工艺流程的基础上,通过在吸收塔脱碳段增加二级换热,增加闪蒸罐V07闪蒸CO₂,充分利用冷量。将H₂S浓缩

塔上段半贫甲醇循环吸收塔,减少贫甲醇用量,降低再沸器塔底热负荷。借助流程模拟分析,工艺流程 II 达到净化要求以及净化指标。

(3) 工艺 II 比工艺 I 有更好的净化能力以及节能效果,工艺 II 中 CO_2 产品气中 CO_2 摩尔分数达到 99%, H_2S 产品气中 H_2S 摩尔分数达 40.8%。甲醇用量降低 32.8%,热公用工程降低 4.7%,冷公用工程降低 12.3%。

(4) 针对原料气在 2.75 MPa 压力下,还含有苯等有机烃类,设计 2 套工艺流程,在较低压力下脱除原料气中的酸性气体。虽然与常压下相比,甲醇循环量偏大,但是方案 II 通过改进,在模拟工艺过程中,再沸器、冷凝器负荷仍保持在较低水平,并且减少了设备投资,简化了工艺流程。

综上,本文中研究了针对特殊原料气的 2 套工艺流程,为解决原料气压力偏低,含有苯杂质等问题提供了理论指导,具有良好的工业前景。

参考文献

- [1] 夏珍,王全伟,郭涛.煤化工中低温甲醇洗技术的运用研究[J].科技经济导刊,2019,27(18):53.
- [2] 崔永兵.低温甲醇洗技术在煤化工中的应用[J].化工设计通讯,2019,45(4):17-18.
- [3] 郝传松,张述伟,李燕,等.低温甲醇洗富硫气深冷回收硫化氢工艺[J].现代化工,2018,38(7):199-203.
- [4] 李环宇,张述伟,李燕,等.未变换气低温甲醇洗净化工艺开发探讨[J].大氮肥,2017,40(6):361-365.
- [5] 齐峰,王永胜,郭靖,等.低压不含硫低温甲醇洗工艺的初步设计研究[J].现代化工,2015,35(10):139-142.
- [6] 谢东,张述伟,庄会同,等.原料气调整后低温甲醇洗工艺改造方案研究[J].大氮肥,2013,36(3):168-171.
- [7] 刘华群,李春刚,张东亚,等.低温甲醇洗 H_2S 吸收塔和 CO_2 吸收塔流程模拟[J].山东化工,2019,48(8):161-162.
- [8] 许东,李燕,管凤宝,等.低温甲醇洗工艺的模拟及扩产改造的研究[J].现代化工,2019,39(2):215-221.
- [9] Li S, Robin S. Rectisol wash process simulation and analysis[J]. Journal of Cleaner Production, 2013, 39: 321-328.
- [10] 于清野,于金贵,刘延来,等.低温甲醇洗甲醇/水分离系统的模拟与改造[J].大氮肥,2011,34(1):1-4.
- [11] 李国栋,张述伟,李燕,等.低温甲烷洗工艺中制冷循环的设计与节能研究[J].化工设计通讯,2013,39(6):40-43.
- [12] 武戎良.探讨低温甲醇洗工艺甲醇消耗高的问题[J].山东化工,2019,48(5):129-130.
- [13] 文焕.低温甲醇洗系统冷量优化研究及应用[J].石油石化绿色低碳,2018,3(6):62-66.
- [14] Koysoumpa E, Atsonios K, Panopoulos K D, et al. Modelling and assessment of acid gas removal processes in coal-derived SNG production[J]. Applied Thermal Engineering, 2015, 74: 128-135.
- [15] Sharma I, Hoadley A F A, Mahajani S M, et al. Multi-objective optimisation of a Rectisol (TM) process for carbon capture[J]. Journal of Cleaner Production, 2016, 119: 196-206. ■

诺力昂发布全球新战略,将持续加码中国市场

近日,诺力昂庆祝作为独立公司两周年。这两年间,公司在提高效率和增加盈利能力方面取得了重大进展,同时还持续进行投资、支持客户的发展。诺力昂宣布将采取新的全球战略进一步加速发展,旨在超越客户期望、赢得竞争,并提升特种化学品在产品组合中的份额。

新战略把重点放在以下 4 个领域:农业、建筑与基础设施、清洗产品、个人护理。新战略将加强发展包括中国、东南亚和印度在内的新兴市场;计划通过并购和合作增加新的业务区域和产品应用,进一步扩大可持续产品的范围,并最大程度地提高生产基地的产能利用率和灵活性。

诺力昂董事长兼首席执行官 Charlie Shaver 表示:“在过去两年中,我们取得了显著的成就。我们建立了新的组织架构,使得业务、运营和职能部门专注于他们最擅长的领域。这种新架构和不断提高效率的努力,让我们即使在当今充满挑战的商业环境中,也能够提高自身的盈利能力。新的公司战略将关注最具吸引力的增长领域,我们也将致力于从原料供应商转型为解决方案供应商,为迈向下一阶段的增长之旅奠定基石。”

过去两年,诺力昂在全球范围内宣布了 20 多个产能扩展项目。在中国,诺力昂在宁波生产基地进行了多次

产能扩建,如 2019 年宣布完成过氧化二异丙苯(DCP)产能翻番,该 DCP 工厂是世界同类型工厂中规模最大的工厂,目前年产量高达 38 000 t;同年宁波基地二烷基过氧化物(品牌 Perkadox 14)的产能提高 25%;2019 年诺力昂还宣布在山东博兴生产基地增加注册资本,引入全球最先进的表面化学品技术。诺力昂在天津投资 9 000 万欧元建造的有机过氧化物工厂,以及在宁波基地建造的产能达 35 000 t 的 TBHP/TBA(叔丁基过氧化氢/叔丁醇)生产装置都将于 2021 年竣工。

诺力昂还采取措施进一步优化产品组合,这包括在中国收购领先的烷基金属生产商浙江福瑞德化工,在全球范围收购邱博集团(J.M. Huber Corporation)的羧甲基纤维素(CMC)业务,以及剥离可再分散聚合物粉末产品易来泰(Elotex)业务等。同时,公司还推出了 20 多种具有明显可持续性优势的新产品。

“中国是公认的强大市场,我们相信中国市场的发展潜力。”诺力昂负责中国及新兴市场的高级副总裁 Sobers Sethi 补充道,“在诺力昂新战略的指引下,我们会继续巩固在中国的坚实基础。我们的重点将放在根据客户需求量身定制的战略资本投资和卓越运营上,并进一步推动行业创新、本地化和可持续发展。”(葛周晶)