

低温甲醇洗工艺的模拟 及扩产改造的研究

许东, 李燕, 管凤宝, 张述伟*
(大连理工大学化工学院, 辽宁大连 116024)

摘要:某工厂低温甲醇洗工艺原料气分为 2 股, 现有扩产的需求。为实现低温甲醇洗工艺扩产目的, 采用 Aspen Plus 软件基于 PSRK 物性方法对工艺的实际工况进行了模拟, 得到的模拟值与实际值较为符合, 从而确定了 PSRK 为低温甲醇洗工艺模拟的物性方法。在此基础上提出了一种改造方案: 新增 2 台换热器用来预冷原料气; 新增氮气汽提塔用来汽提吸收塔甲醇所溶解的酸性气体, 甲醇的温度和甲醇中 CO₂ 的摩尔分数得以降低, 因此甲醇的吸收能力有了明显提高; 新增 1 台进料泵用于输送汽提后的甲醇到吸收塔。同时通过灵敏度分析确定出了改造工艺的最优参数: N₂ 进料量为 300 kmol/h, 理论板数为 7, 分流比为 0.020。经过以上改造, 各产品流股均符合工艺要求, 达到扩产 20% 的目的。对改造后工艺的操作弹性做进一步分析表明最大扩产幅度可达 26%, 为实际扩产提供了一定裕度。

关键词:低温甲醇洗; 模拟; 氮气汽提塔; 扩产改造

中图分类号: TQ113.26

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2019)02-0215-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.02.049

Simulation and expansion of a revamped rectisol process

XU Dong, LI Yan, GUAN Feng-bao, ZHANG Shu-wei*

(School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China)

Abstract: There are two feed gas streams in the rectisol stage in a certain plant that plans to expand production. To achieve expansion in the rectisol stage, the actual working condition of this original rectisol process is simulated by using Aspen Plus on the basis of PSRK property method. Because the simulation values match well with the actual operation data, PSRK is determined as the optimal property method for rectisol simulation. Hence, a revamping scheme is proposed as follows: two additional heat exchangers are used to precool feed gas, a new nitrogen stripping tower is also added to strip the dissolved acid gas contained in the methanol in the absorbing tower and a new pump is added to transport stripped methanol into the absorbing tower. Therefore, both the temperature of methanol and the content of CO₂ in the methanol are reduced, which leads to an obviously increasing absorption capacity of methanol. Meanwhile, the optimal parameters are determined by sensitivity analysis as follows: feed flow of N₂ is 300 kmol·h⁻¹, number of theoretical plates is 7 and split ratio is 0.020. After these innovations, various product streams conform to process requirements and the 20% expansion target is achieved. Finally, the operation flexibility analysis on revamped process shows that the maximum capacity can be expanded by 26%, providing a margin for actual expansion.

Key words: rectisol; simulation; nitrogen stripping tower; revamping and expansion

低温甲醇洗工艺是 20 世纪 50 年代由德国林德公司和鲁奇公司共同开发的一种气体净化技术。基本原理是利用甲醇为吸收剂, 在低温高压下有选择性地对气体中的 CO₂、H₂S、COS 等酸性气体进行吸收脱除。之后从富甲醇中逐步解吸出 CO₂、H₂S 并用于其他工艺段, 甲醇再生循环使用。由于该工艺具有吸收能力强、选择性好、净化程度高等诸多优点^[1], 现已在煤制甲醇、煤制天然气、煤制合成氨等领域得到广泛的应用^[2]。据统计, 在脱硫脱碳多种气体净化方法中低温甲醇洗技术应用最为广泛, 工业上有 75% 的合成气装置采用该技术^[3]。

随着计算机技术的大力发展, 在化工工艺的开发和改造过程中, 计算机模拟计算得到广泛应用。Aspen Plus 软件为用户提供了完备的物性数据库和一套完整的单元操作模块, 可用于各种操作过程的模拟及从单个操作单元到整个工艺流程的模拟, 并从中得到较为合理的方案, 用于生产改造的指导。因此全世界各大化工、石化生产厂家及著名的工程公司都是 Aspen Plus 的用户^[4]。

某工厂采用鲁奇公司 (Lurgi) 的低温甲醇洗工艺, 进料分为 2 股: 经 BGL 气化炉变换而成的 BGL 原料气和经甲烷蒸气转化装置转化而成的 SMR 原

收稿日期: 2018-07-24; 修回日期: 2018-11-27

基金项目: 国家自然科学基金重点项目 (81530100, KZ0102)

作者简介: 许东 (1991-), 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, zsw@dlut.edu.cn。

料气。现今,该工厂提出一个扩产改造计划,在不改变 SMR 气体量、尽可能利用原装置的前提下,使原料气 BGL 气体量提高 20%。由于目前 2 股进料的低温甲醇洗工艺扩产改造的实例并不多见,为了实现目标,应用 Aspen Plus 软件首先对该厂原低温甲醇洗工艺实际工况进行了全流程模拟,以确定合适的物性方法和单元操作模块;在该模拟流程的基础上结合工艺做进一步分析后,提出了一个合理的改造方案,并对改造后的方案进行了模拟优化。该扩产方案在合理利用原有装置的基础上,增加较少的设备,使得改造能在较短的时间内完成,为工厂的实际扩产改造提供了指导意见。

1 原低温甲醇洗工艺

1.1 原料气进料条件

该厂原料气有 2 股进料,即 BGL 气体和 SMR 气体,进料条件如表 1 所示。BGL 原料气与 SMR 原料气相比含有的气体种类更多,并且包含有 C_6H_6 、HCN 等特殊组分,整个工艺流程较为复杂。

表 1 BGL 气体和 SMR 气体进料条件

物流参数	组分	原料气	
		BGL 气体	SMR 气体
摩尔组成/%	CO ₂	38.7211	23.9128
	CO	1.4690	1.5991
	H ₂	50.7517	70.6318
	N ₂	2.9683	31.0060
	AR	0.0353	—
	CH ₄	5.4335	0.5021
	C ₂ H ₆	0.0877	—
	C ₃ H ₈	0.0242	—
	C ₄ H ₁₀	0.0181	—
	C ₆ H ₆	0.1059	—
	H ₂ S	0.0958	—
	COS	0.0001	—
	HCN	0.0262	—
	H ₂ O	0.2621	0.2535
温度/°C		40.0	40.0
压力/MPa		3.45	3.39
流量/(kmol·h ⁻¹)		9918.1	2051.2

1.2 产品规格和技术要求

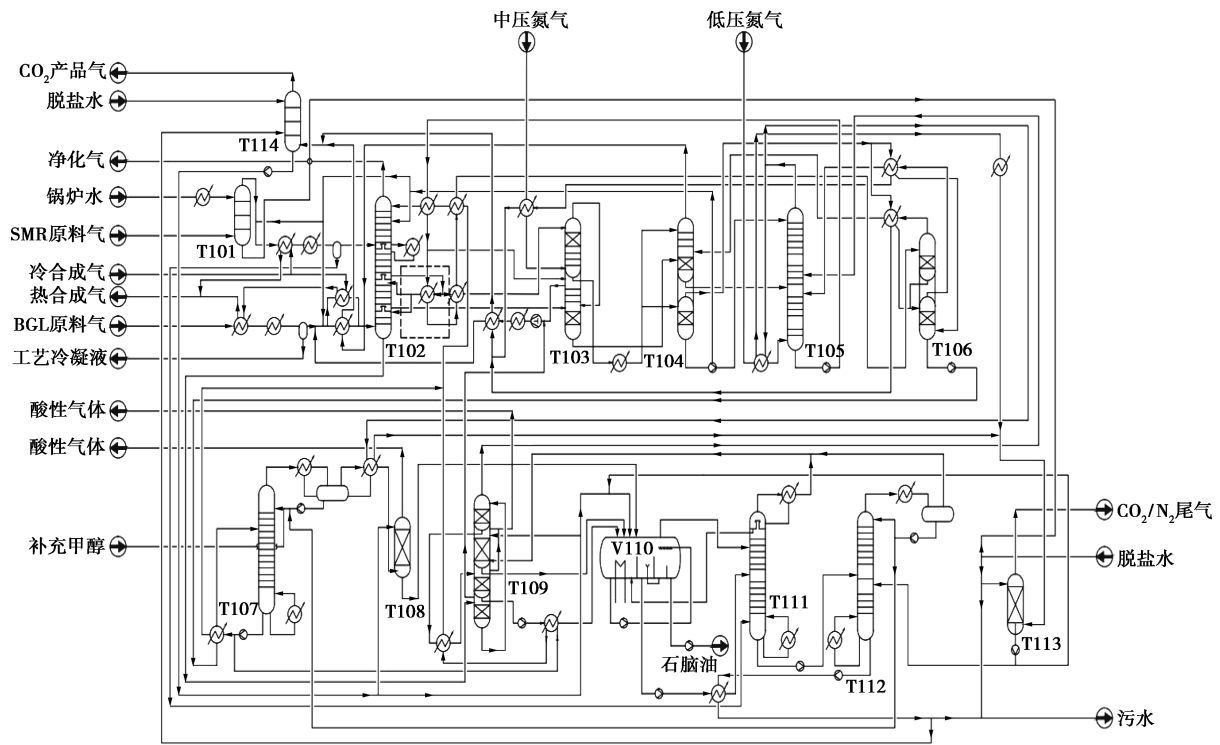
该厂低温甲醇洗工艺产品规格和技术要求如下

(均以摩尔为计量单位)。①净化气: $CO_2 \leq 10 \times 10^{-6}$, $H_2S + COS \leq 0.1 \times 10^{-6}$; ②干 CO₂ 产品气: $CO_2 \geq 98.5\%$; ③富含 H₂S 酸性气体: $H_2S \geq 25\%$; ④尾气: $H_2S + COS \leq 20 \times 10^{-6}$, $CH_3OH \leq 35 \times 10^{-6}$; ⑤污水: $CH_3OH \leq 100 \times 10^{-6}$; ⑥处理量: BGL 气体流量由 9 918.1 kmol/h 提高到 11 901.7 kmol/h, SMR 气体流量为 2 051.2 kmol/h。

1.3 原低温甲醇洗工艺流程简介

低温甲醇洗工艺流程一般分为一步法流程和两步法流程 2 种^[5]。所谓一步法流程就是脱硫脱碳在同一个塔内进行,塔上段脱碳下段脱硫;而两步法流程是指脱硫脱碳在不同塔中进行,先在一个塔内脱硫,再进入变换工序,之后在另一个塔中脱碳。原低温甲醇洗流程如图 1 所示,脱硫脱碳在同一塔吸收塔(主洗塔)T102 中进行,属于一步法流程。

2 股原料气经预冷、除水之后分别进入吸收塔 T102。吸收塔 T102 分为 4 段,分别为预洗段、脱硫段、粗脱碳段和精脱碳段。由于 SMR 该股中不含 C_6H_6 、 H_2S 、COS 等组分,所以直接进入脱碳段;而 BGL 该股则先在预洗段脱去 C_6H_6 、HCN 等组分,再进入脱硫段由富 CO₂ 甲醇液吸收脱去 H₂S,最后在脱碳段脱去 CO₂,塔顶引出合格的净化气。由于 CO₂ 溶于甲醇时放出大量的热量,使得液体温度上升,因此中间要设置冷凝器进行降温换热。从吸收塔 T102 出来的含硫甲醇和不含硫甲醇分别在中压闪蒸塔 T103 上部和下部闪蒸出大部分 H₂、CO 和部分 CO₂,并由压缩机压缩回 BGL 原料气中进行回收,釜液进入解吸阶段。CO₂ 解吸为逐步解吸过程:在 CO₂ 解吸塔 T104 中采用减压闪蒸原理解吸出部分 CO₂,该部分气体为 CO₂ 产品气,用于后续生产;从 CO₂ 解吸塔 T104 塔底出来的釜残液进入 H₂S 浓缩塔 T105 并用 N₂ 汽提出其中绝大部分 CO₂,CO₂/N₂ 尾气经换热至 CO₂/N₂ 洗涤塔 T113;H₂S 浓缩塔 T113 釜残液为重要的冷源,经换热收回冷量之后进入热闪蒸塔进一步闪蒸出 CO₂。之后,在热再生塔 T107 塔釜彻底热再生甲醇,在塔顶生成 H₂S 酸性气体。吸收塔 T102 预洗段富甲醇液进预洗甲醇闪蒸塔 T109 中闪蒸出 CO₂、H₂S、CH₄ 等气体,之后在甲醇/石脑油萃取槽 V110 中以水作为萃取剂萃取其中 C_6H_6 、HCN 等组分,得到石脑油。在石脑油分离塔 T111 中对来自甲醇/石脑油萃取槽 V110 中的萃取液进行分离,塔顶为少量石脑油气体,并在预闪蒸塔 T109 进行回收,塔釜为甲醇和水的混合液,进入



T101—NH₃吸收塔;T107—热再生器;T114—CO₂洗涤塔;T102—吸收塔;T108—酸性气体洗涤塔;T109—预洗甲醇闪蒸塔;
T103—中压闪蒸塔;V110—甲醇/石脑油萃取槽;T104—CO₂解吸塔;T111—石脑油分离器;T105—H₂S浓缩塔;
T112—甲醇水分离塔;T106—热闪蒸塔;T113—尾气洗涤塔

图1 原低温甲醇洗工艺流程

甲醇水分离塔 T112 进行进一步分离。从甲醇水分离塔 T112 分离得到的污水一部分进入 CO₂/N₂ 洗涤塔 T113 用于洗涤来自 H₂S 浓缩塔塔顶的尾气, 尾气随后放空。

1.4 原流程的模拟计算

Aspen Plus 中提供了多种可供选择的物性方法和模型, 物性方法的选择是决定模拟结果准确性的关键步骤, 不同的物性方法可能导致模拟结果相差很大^[6]。验证物性方法的选择是否合理可以通过对比模拟结果和实际结果来确定, 若两者相差不大, 就说明所选物性方法是合理的。

PSRK^[7-8] 全称为 Predictive-Redlich-Kwong-Soave, 是具有预测性的改进的 SRK 热力学状态方程, 该模型可用于计算高温、高压、接近临界点等操作条件下的极性和非极性混合物。许多实验表明, PSRK 状态方程在预测高压下的气液平衡时精度较高, 对于低温高压的低温甲醇洗工艺计算来说, PSRK 更适合^[9-11]。具体的表达形式^[12]为:

$$p = RT/(V - b) - [a(T)]/[V(V - b)]$$

式中, p 为压强, kPa; R 为摩尔气体常量; T 表示温

度, $K; V$ 为体积, m^3 ; $a(T)$ 为能量参数, 与温度有关; b 为体积参数。

在低温甲醇洗工艺中, 原料气在吸收塔中进行脱硫脱碳, 之后得到净化气, 从很大意义上来说吸收塔是整个工艺的核心设备, 因此对其进行精确的模拟计算是全流程模拟计算精确的先决条件^[13]。本文中通过对吸收塔的模拟来验证所选的物性方法是否正确。采用 Aspen Plus 中的 RadFrac 严格计算模块进行吸收塔的模拟, 该模块不仅能够模拟普通精馏、萃取精馏、共沸精馏、反应精馏等精馏过程, 而且还可以模拟吸收和汽提等过程^[4]。模拟吸收过程

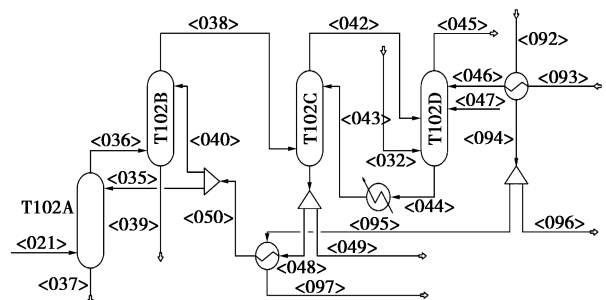
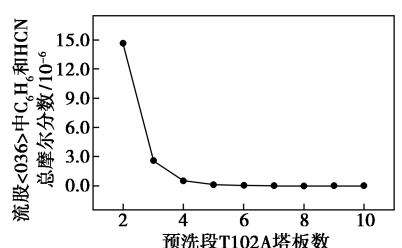


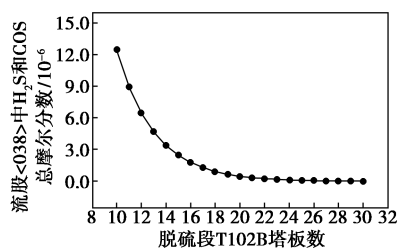
图2 吸收塔模拟流程

时把该模块设置选项中的 condenser 和 reboiler 设置成 none。上文提到吸收塔分为 4 段,自下而上分别为预洗段 T102A、脱硫段 T102B、粗脱碳段 T102C 和精脱碳段 T102D,具体模拟流程如图 2 所示。

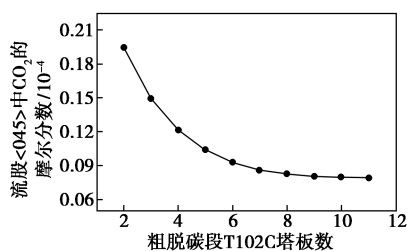
原料气首先进入预洗段 T102A 用少量甲醇除去其中的 C₆H₆ 和 HCN 气体,之后进入脱硫段 T102B 脱除几乎全部的 H₂S 和一部分 CO₂,最后在粗脱碳段 T102C 和精脱碳段 T102D 脱除几乎全部的 CO₂,净化气由塔顶排出。为了确定各段的塔板数和流股合理的进料位置,分别对各塔段做灵敏度分析,如图 3 所示。



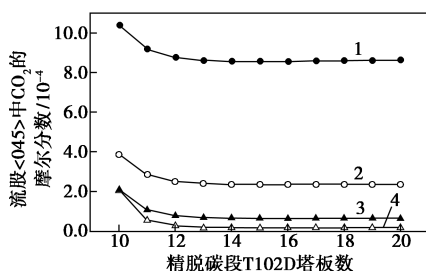
(a)



(b)



(c)



1—第 8 块板;2—第 9 块板;3—第 10 块板;4—第 11 块板

(d)

图 3 吸收塔各段塔板数与各关键组分摩尔分数的关系图

由图 3 确定吸收塔各塔段参数如表 2 所示。

表 2 吸收塔各塔段操作参数

塔段名称	塔板数	进料位置		出料位置		塔顶压力/MPa	塔压降/MPa
		流股号	进料塔板	流股号	出料塔板		
T102A	4	035	1	036	1	3.37	0.01
		021	4	037	4		
T102B	20	040	1	038	1	3.36	0.01
		036	20	039	20		
T102C	8	043	1	042	1	3.35	0.01
		038	8	041	8		
T102D	12	046	1			3.255	0.075
		047	10	045	1		
		042	12	044	12		
		032	12				

通过上述吸收塔参数的设定模拟计算得到净化气的模拟值,并与实际值做比较,结果如表 3 所示。

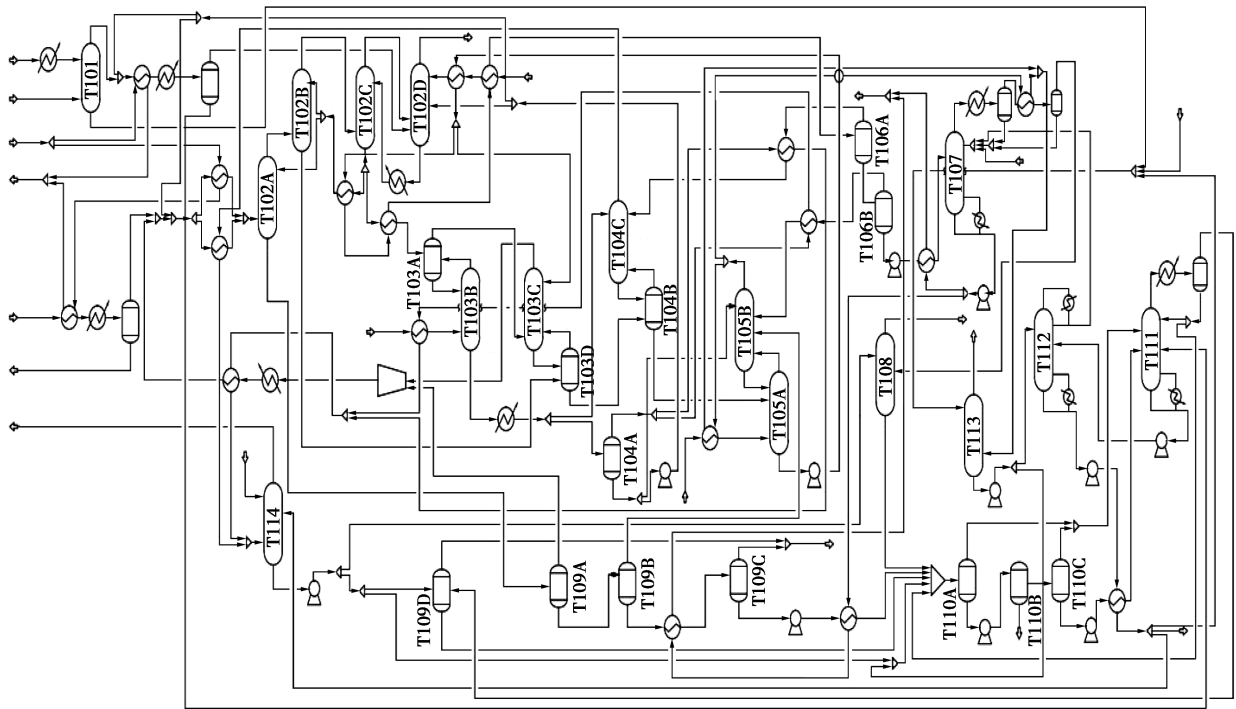
表 3 净化气模拟值与实际值对比表

	温度/℃	压强/MPa	摩尔流量/(kmol·h ⁻¹)			
模拟值	-59.4	3.255	7575.3			
实际值	-59.4	3.255	7575.9			
摩尔分数/%						
	CO ₂	H ₂	H ₂ S+COS	CH ₃ OH	H ₂ O	其他
模拟值	8.9533×10 ⁻⁸	85.5635	0.0000	0.0013	0.0000	14.4362
实际值	0.0000	85.4424	0.0000	0.0029	0.0000	14.5547

通过表 3 可以看出,由 PSRK 物性方法模拟计算的净化气模拟值与实际值非常接近。净化气流股中几乎不含 CO₂、H₂S、COS,满足净化气技术指标要求;温度和压强的模拟值与实际值无偏差。

之后用 PSRK 物性方法对全流程进行模拟,模拟流程见图 4。汇总主要流股组分的实际值与模拟值如表 4 所示。

由表 4 可以看出,干 CO₂ 产品气中 CO₂ 的摩尔分数不仅满足设计要求,并且只与实际值偏差 0.044;温度和压强的模拟值也与实际值高度吻合;虽然总流量模拟值要比实际值高出 47 kmol/h 左右,但是相对误差为 1.7%,在误差范围之内。其余各流股物流参数均在较小的误差范围内。通过上述分析可以得出结论:用 PSRK 物性方法对现有物系的模拟计算是可靠的,Aspen Plus 模拟流程与实际流程相符合。接下来可以在该模拟流程的基础上进行扩产改造。



T101—NH₃吸收塔;T114—CO₂洗涤塔;T102A—D—吸收塔;T103A—D—中压闪蒸塔;T109A—D—预洗甲醇闪蒸塔;
T104A—C—CO₂解吸塔;T105A—B—热再生塔;T106A—B—热闪蒸塔;T108—酸性气体洗涤塔;T107—热再生器;
V110A—C—甲醇/石脑油萃取槽;T113—尾气洗涤塔;T112—甲醇水分离塔;T111—石脑油分离器

图4 全流程模拟流程

表4 原低温甲醇洗流程主要流股组分的实际值与模拟值对比表

物流参数	干CO ₂ 产品气		CO ₂ /N ₂ 尾气		循环甲醇		污水	
	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值
摩尔分数/%								
CO ₂	98.8061	98.8501	63.2204	61.8380	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂	0.0302	0.0247	0.0016	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ S+COS	0.0000	7.534e-04	0.0023	0.0024	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.0296	0.0283	0.0011	0.0009	100.0000	100.0000	0.0060	0.0000
H ₂ O	0.0000	2.1715e-8	0.9485	0.9362	0.0000	0.0000	99.9940	100.0000
其他	1.1309	1.0972	35.8262	37.2225	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
总流量/(kmol·h ⁻¹)	2762.2	2809.3	2190.8	2112.0	11600.0	11601.7	959.0	958.8
绝压/MPa	0.135	0.135	0.110	0.110	4.450	4.670	1.205	1.210
温度/℃	11.1	12.1	7.5	7.2	100.3	102.4	32.2	30.2

2 原低温甲醇洗工艺的扩产改造

2.1 新增原料气

根据该厂扩产20%的要求,需增加1股BGL原料气,原料气温度为40℃,压强为3.45 MPa,流量为原来BGL气体的20%,为1983.6 kmol/h。

2.2 扩产方案的分析

要提高生产能力可以从设备和工艺2个方面考虑。从设备角度上考虑,例如可以对塔内件改造,采

用更加高效的塔盘来提高传质效率^[14],进而来达到扩产的目的。但是这种方式对原装置的改动较大,投资大,不利于短期内改造完成。从工艺的角度上,依据吸收原理要提高吸收能力可以增大甲醇的用量,但是在低温甲醇洗工艺中,甲醇循环直接、间接的能耗占整个工艺过程耗能的50%以上^[15-16],增大甲醇用量,甲醇循环再生等所需能耗也必定增加,该方法并非理想。也可以降低甲醇贫液以及中间冷却器出口温度,但是要受到制冷系统温度的限制。此

外,减少甲醇液中 CO₂ 的含量也是一种方法。在原流程中由脱碳段到脱硫段的甲醇中 CO₂ 含量较高,可以试图降低该部分甲醇液中 CO₂ 的含量,再次提高甲醇的吸收能力。本文中采用降低甲醇液中 CO₂ 含量的方法来达到扩产的目的。具体改造方案如图 5 所示,该图是扩产改造方案局部流程,是图 1 虚线所在区域的放大。

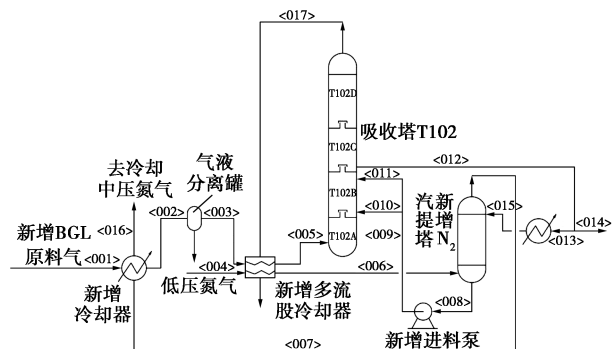


图 5 扩产改造方案局部流程

具体改造方案分析:新增 BGL 原料气经预冷器把气体中的水分冷凝成液体,并在原流程的气液分离罐中除去液相水分,之后气体进入新增的多流股冷却器。在多流股冷却器中,由来自吸收塔的净化气把原料气和低压氮气一同被冷却至 -26℃ 左右。原料气进入吸收塔塔底,氮气进入新增的氮气汽提塔中,用于汽提甲醇中的 CO₂。经汽提解吸后的甲醇所含 CO₂ 较少,而且温度较低,这使得甲醇又重新具备了吸收 CO₂ 的能力。再生的甲醇大部分进入脱硫段,少量进入预洗段,这样原来流程中脱硫段部分也具备了更高的吸收 CO₂ 的能力。汽提塔塔顶尾气温度较低,该部分冷量先用于预冷原料气,之后再冷却中压氮气,最后在尾气洗涤塔中排出。

2.3 扩产方案的模拟优化

(1) 新增 N₂ 量的确定

氮气量对 CO₂ 的解吸有重要的影响。氮气量越大,CO₂ 解吸程度就越大,但是太大不仅会造成公用工程的浪费而且也会加重低压氮气管网的负担;氮气量过少,CO₂ 解吸程度不足,甲醇吸收能力增幅不大。以流股<008>中 CO₂ 的摩尔分数为目标变量,以氮气量为操纵变量进行灵敏度分析如图 6 所示。

从图 6 可以看到随着氮气量的增加,塔釜 CO₂ 的摩尔分数逐渐减少,但是减少的变化率逐渐变小,综合考虑 N₂ 量选为 300 kmol/h。

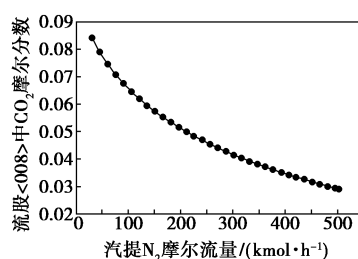


图 6 N₂ 进料量与 CO₂ 摩尔分数关系图

(2) 汽提塔理论板数的确定

同样以新增汽提塔塔釜 CO₂ 的摩尔分数为目标变量,以汽提塔理论板为操纵变量进行灵敏度分析如图 7 所示。

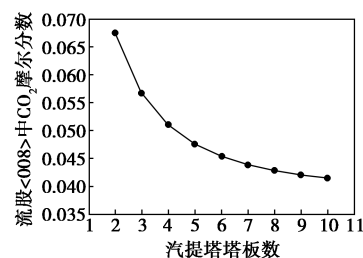


图 7 汽提塔塔板数与 CO₂ 摩尔分数关系图

从图 7 可以看出,随着理论板数的增加,塔釜中 CO₂ 摩尔分数逐渐降低,但是当增大到 7 块板时,塔板数继续增加 CO₂ 的摩尔分数趋近于不变,所以汽提塔的塔板数设定为 7 块。

(3) 分流比的确定

吸收塔预洗段主要用来脱除 C₆H₆、HCN 等气体,这部分气体量少,并且低温高压下也相对容易被吸,所以所用的甲醇量较少。若甲醇量过多除了吸收 C₆H₆ 和 HCN 外还会吸收较多的 H₂S 和 CO₂,这不仅加重了预洗闪蒸塔分离的负担,而且还会造成 H₂S 的回收率降低。为了确定合理的分流比做灵敏度分析如图 8 所示。

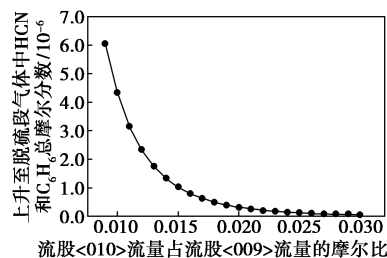


图 8 分流比与 HCN 和 C₆H₆ 总摩尔分数关系图

从图 8 可以看出,随着分流比的增加,上升至脱硫段气体中的 H₂S 和 C₆H₆ 总摩尔分数显著降低,直到 0.020 之后再增大分流比摩尔分数几乎不再发生变化,所以分流比选为 0.020。

2.4 改造后流程模拟结果

表5提供了改造后低温甲醇洗流程中主要流股的模拟结果,从表5中可以看出,净化气流股中 CO_2 摩尔分数小于 10×10^{-6} , H_2S 和 COS 总摩尔分数小于 0.1×10^{-6} ,均满足工艺标准。干 CO_2 产品气中 CO_2 摩尔分数大于规定的98.5%。尾气中 H_2S 的摩尔分数也低于规定值 20×10^{-6} 。循环甲醇量未发生变化。这说明该方案在充分利用原有装置的基础上,增设较少的设备,可以达到扩产20%的目的。

表5 改造后低温甲醇洗流程主要流股组分的模拟结果

物流参数	净化气	干 CO_2 产品气	CO_2 / N_2 尾气	循环 甲醇	污水
摩尔分数/%					
CO_2	6.5367×10^{-7}	98.6467	68.8419	0.0000	0.0000
H_2	85.4306	0.0337	0.7760	0.0000	0.0000
$\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$	0.0000	1.2762×10^{-3}	8.4143×10^{-4}	0.0000	0.0000
CH_3OH	1.2707×10^{-3}	0.0279	5.8098×10^{-4}	100.000	0.0000
H_2O	0.0000	2.2199×10^{-8}	0.7631	0.0000	100.000
其他	14.5691	1.2954	29.6134	0.0000	0.0000
总流量/ ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	8731.1	2285.0	3771.0	11602.0	958.1
绝压/MPa	3.255	0.135	0.110	4.670	1.210
温度/ $^{\circ}\text{C}$	-59.4	9.4	4.2	102.0	30.1

2.5 操作弹性分析

对改造后的工艺做进一步操作弹性分析。图9提供了随着新增BGL气体进料量的变化吸收塔塔顶净化气流股中 CO_2 、 H_2S 2种关键气体摩尔分数的变化情况。可以发现随着新增流量的增加, H_2S 的摩尔分数几乎不变,始终小于所规定的 0.1×10^{-6} 。但是 CO_2 的摩尔分数却呈现出上升的趋势,当新增流量大于2600 kmol/h 时, CO_2 的摩尔分数就大于所规定的 10×10^{-6} ,净化气组分含量不再满足技术要求。由于甲醇和水的用量不变,其余的各塔也有较大的操作裕度,并且新增气体中 H_2S 、 C_6H_6 、

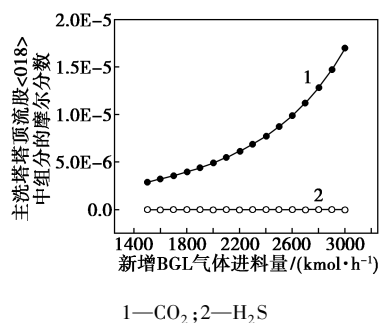


图9 吸收塔操作弹性灵敏度分析

等气体量也较少,其他技术指标也满足要求。经改造后的流程,最大扩产幅度为原来的26%。

3 结论

通过模拟值与实际值的对比,选用PSRK物性方法对原流程进行了正确的模拟。在此基础上提出了一种低温甲醇洗扩产改造的方案。在该扩产方案中需新增2台换热器,1个进料泵,1个 N_2 汽提塔,增设设备较少,投资少。该方案对原流程的设备和管线没有做较大改动,保证了原系统的完整性,改造过程变得简单易行。同时甲醇的循环量没有改变,没有过多的能量消耗。在确保满足技术指标的前提下,该扩产方案可以允许新增BGL原料气在26%之内变动。

参考文献

- [1] 唐宏青.低温甲醇洗净化技术[J].中氮肥,2008,(1):1-7.
- [2] 赵鹏飞.低温甲醇洗技术及其在煤化工中的应用[J].石化技术,2017,24(5):4.
- [3] 石晓林,李东风.低温甲醇洗技术净化工艺及研究进展[J].煤炭与化工,2016,39(11):21-25.
- [4] 孙兰义.化工流程模拟实训——Aspen Plus 教程[M].北京:化学工业出版社,2012.
- [5] 杨声.低温甲醇洗的模拟与热力学优化[D].大连:大连理工大学,2014.
- [6] 钱华光,张述伟,管凤宝,等.低温甲醇洗装置工艺模拟及改造研究[J].大氮肥,2012,35(4):222-224.
- [7] Mathias P M, Copeman T W. Extension of the Peng-Robinson equation of state to complex mixtures: Evaluation of the various forms of the local composition concept[J]. Fluid Phase Equilibria, 1983, 13(10):91-108.
- [8] Itagaki H, Hagino S, Kato S, et al. PSRK group contribution equation of state: Comprehensive revision and extension IV, including critical constants and α -function parameters for 1 000 components[J]. Fluid Phase Equilibria, 2005, 227(2):157-164.
- [9] 蒋燕,马炯.低温甲醇洗吸收塔模拟及内件优化设计[J].山东化工,2015,44(11):122-124,127.
- [10] 陈晓峰,张述伟,曲平.低温甲醇洗系统模拟软件界面开发[J].计算机与应用化学,2004,(4):547-551.
- [11] 顾卫忠.低温甲醇洗吸收流程的仿真研究[D].杭州:浙江大学,2006.
- [12] 何杰,沈益,李美玲,等.低温甲醇洗 PSRK 热力学方程改进与全流程模拟[J].化学工程,2017,45(3):69-74.
- [13] 谢东升.基于修正 PSRK 和 RKSWS 状态方程的低温甲醇洗吸收塔模拟研究[J].广东化工,2017,44(14):86-87,89.
- [14] 张正军.低温甲醇洗装置扩产改造总结[J].化肥工业,2011,38(2):48-52.
- [15] 崔静思.低温甲醇洗工艺节能改进探讨[J].神华科技,2015,13(1):93-96.
- [16] Li Sun, Robin Smith. Rectisol wash process simulation and analysis [J]. Journal of Cleaner Production, 2013, 39:321-328. ■