

隔壁式空分精馏塔应用性能研究

马占华¹, 翟诚¹, 李军^{1,2}, 张慧¹, 孙兰义¹

(1. 中国石油大学 化学工程学院, 山东 青岛 266555; 2. 中国海洋大学 化学化工学院, 山东 青岛 266100)

摘要: 为了降低空气低温分离过程的设备投资和能耗, 在分析空分体系的热力学性质及流程特点的基础上, 提出了一种新型的隔壁式空分精馏塔流程。应用 Aspen Plus 模拟软件, 对空气分离的传统流程和隔壁塔流程进行了模拟对比, 考察了隔壁式空分精馏塔各结构参数与操作参数对其年总成本的影响, 并分析比较了空分传统流程和隔壁式空分精馏塔流程的热力学效率。结果表明, 隔壁式空分精馏塔的建模合理可行, 通过年总成本优化得到了该隔壁塔的最优结构参数与操作参数, 分别为: 液氧流量为 3 kmol/h, 气相分配比(体积比)为 0.05, 精馏段理论板数为 33, 侧线精馏段理论板数为 30, 公共提馏段理论板数为 22。与传统空分流程相比, 隔壁式空分精馏塔流程的有效能损失降低并且在热力学效率方面高出 4.7%。

关键词: 隔壁式精馏塔; 空气分离; 年总成本; 节能

中图分类号: TQ 028.31

文献标识码: A

文章编号: 1005-9954(2012)02-0001-06

Application of air separation dividing wall column

MA Zhan-hua¹, ZHAI Cheng¹, LI Jun^{1,2}, ZHANG Hui¹, SUN Lan-yi¹

(1. College of Chemical Engineering, China University of Petroleum, Qingdao 266555, Shandong Province, China; 2. College of Chemistry and Chemical Engineering, Ocean University of China, Qingdao 266100, Shandong Province, China)

Abstract: In order to reduce the equipment investment and energy consumption of cryogenic air separation, a novel process of air separation dividing wall column (DWC) was proposed by analyzing the thermodynamic property and the process characteristics of the system. The new and the conventional processes were simulated with Aspen Plus. The effects of the structure and operational parameters of the air separation dividing wall column on the total annual cost (TAC) were investigated, and the difference of thermodynamic efficiency between the conventional air separation process and the air separation dividing wall column process was analyzed. The results show that the new modeling is workable. The optimal values of DWC for air separation are as follows: liquefied oxygen flow rate is 3 kmol/h, vapor split ratio (volume ratio) is 0.05, the theoretical plate number of rectifying section is 33, the theoretical plate number of side rectifying section is 30 and the theoretical plate number of stripping section is 22. Compared with the conventional process, the loss of available energy of the new process is lower, and the thermodynamic efficiency is 4.7% higher.

Key words: dividing wall column; air separation; total annual cost; energy saving

空气低温分离过程是一个比较特殊的过程, 其原料为空气, 没有成本, 整个过程的经济性主要取决于设备投资及能耗。该过程的核心设备是 3—4 个互相耦合在一起的蒸馏塔。因此, 如果具有节能、投资优点的隔壁蒸馏塔应用于空气分离, 则可以提高空气分离的经济性^[1]。

隔壁精馏塔(DWC)是精馏过程集成强化的一个有效手段^[2-3]。在分离 3 组分混合物时, 传统的分

离方法采用二塔流程, 即必须要 2 个精馏塔才能完成所要求的分离任务, 而采用隔壁精馏塔, 只需 1 个塔就可完成相同的分离任务。相对于常规精馏塔, 隔壁精馏塔因其能耗低、投资成本少而被广泛关注。

1 低温空气分离的流程

低温空气分离的流程如图 1 所示, 其分离单元主要包括: 压缩单元、净化单元和分离单元。空气进料

收稿日期: 2011-05-13

基金项目: 中央高校基本科研业务费专项资金资助(27R0904075A); 山东省优秀中青年科学家科研奖励基金(BS2010NJ023)

作者简介: 马占华(1980—), 女, 博士, 讲师, 主要研究方向为轻烃分离与催化转化, E-mail: mzh@upc.edu.cn; 孙兰义(1972—), 男, 博士, 副教授, 通信联系人, 从事传质与分离工程研究, 电话: 13854208340, E-mail: sunlanyi@163.com。

后首先被压缩,利用吸附去除其中的水与 CO₂,通过换热器与产品以及废气之间换热进入精馏分离单元。空气进料经过净化、压缩后进入下塔(高压塔)底部,在下塔顶部得到高纯度液氮,塔釜得到富氧液空。高纯液氮与富氧液空经“液空液氮”过冷器节流后进入上塔(低压塔)的顶部,富氧液空进入中部。由于液氮与富氧液空同时进入上塔,导致上塔的回流过大,降低了精馏塔分离效率,拉赫曼将部分空气直接引进上塔参与分离^[4]。对于 3 个产品的工艺,在上塔的提馏段氩体积分数较高的位置抽出一股气相进入粗氩塔,在粗氩塔的塔顶得到纯度(体积分数)约为 95% 的液氮,同时塔底的富氧液体重新进入上塔内参与分离,粗氩进入精氩塔继续分离。

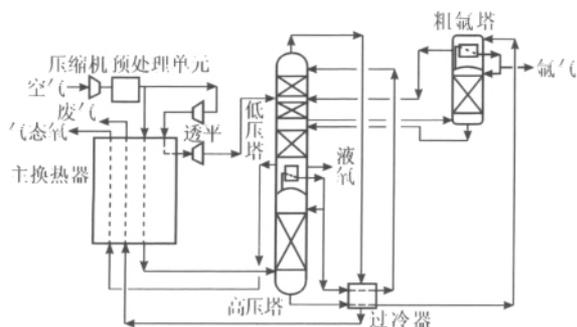


图 1 低温空气分离的流程

Fig. 1 Simplified process for cryogenic air separation

隔壁精馏塔模型如图 2 所示,图中的 A, B, C 代

表了 3 种不同的组分,它们的相对挥发度依次递减。该精馏技术不但由于节省了 1 个冷凝器和 1 个换热器而使设备投资减少,而且针对不同体系被证明可节能 30%—50% 不等。

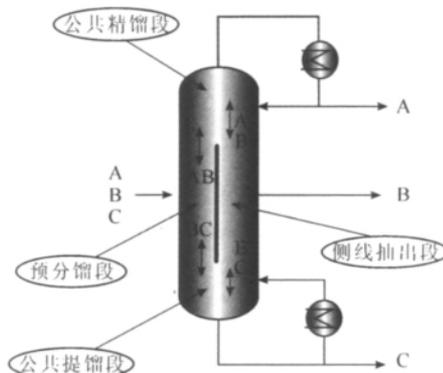


图 2 隔壁精馏塔

Fig. 2 Dividing wall distillation column

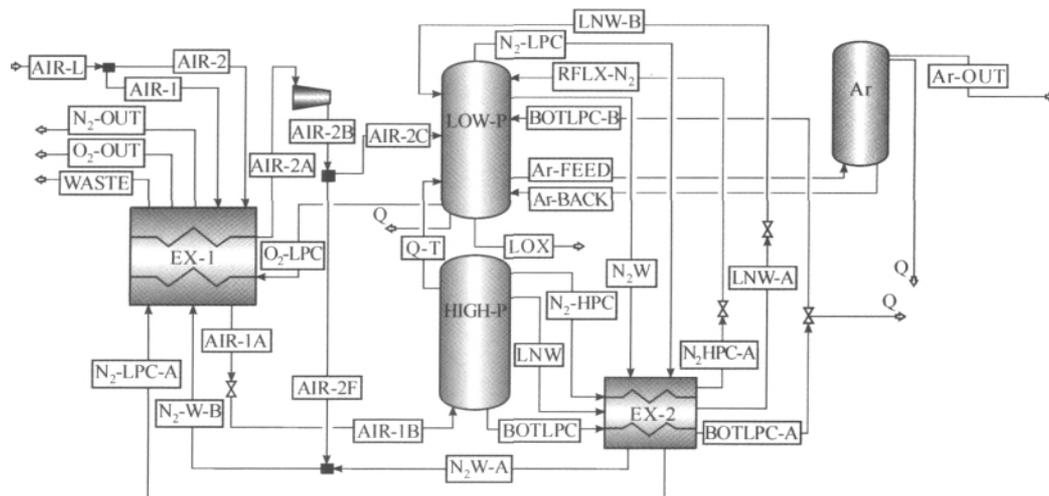
2 低温空分精馏的建模

2.1 热力学模型选择

针对低温空气分离流程,应用 Aspen Plus 软件中空分模拟的模板进行建模,热力学方法采用修正了的二元参数 PENG-ROB 方程^[5]。

2.2 常规低温空气分离流程建模

低温精馏生产氮气、氧气和氩气流程如图 3 所示。



AIR-L-液态空气进料; Ar-粗氩塔; Ar-FEED-粗氩塔氩进料; Ar-BACK-粗氩塔塔釜抽出; Ar-OUT-氩气产品; BOTLPC-低压塔富氧液空抽出; HIGH-P-高压塔; LNW-低压塔液相污气氮抽出; LOW-P-低压塔; EX-换热器; LOX-液氧; N₂-W-污气氮; N₂-OUT-氮气产品; N₂-HPC-高压塔顶部氮气抽出; O₂-LPC-低压塔氧气抽出; N₂-LPC-低压塔氮气抽出; O₂-OUT-氧气产品; Q-T-热量传递; RFLX-N₂-低压塔氮气回流; WASTE-废气; 1A-与 AIR-1 换热后物流; 1B-1A 节流后物流; 2B-2A 压缩后物流

图 3 低温精馏生产氮气、氧气和氩气流程

Fig. 3 Process for cryogenic production of nitrogen, oxygen and argon

进料空气经过多次压缩降温及提纯后,进入气相分离器,其中比例较小的一股经过换热网络,部分再进入膨胀机中膨胀,膨胀温度下降至 $-183\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右进入上塔,即拉赫曼气;另一部分与污气氮混合返回主换热器作为冷却剂回收冷量后放空。另一密度较大进料在被冷却至接近饱和状态时,经过节流膨胀后,进入下塔。下塔的顶部得到高纯度的液氮,在塔的中部抽出一股污气氮的液相组分,在塔底得到含氧体积分数 $30\%—40\%$ 的富氧液空。下塔顶部的气体氮在冷凝器中被上塔底部液氧冷凝,部分作为塔顶回流,部分送到过冷器中过冷,冷却后的液体经节流至上塔压力后作为塔顶回流液。Aspen Plus模拟时,可以通过调节主换热后空气的温度从而确保上塔冷凝器与上塔再沸器之间平衡。目前许多工业装置下塔不抽出污气氮,但本研究模拟时发现此举可以提高上塔回流液的纯度,而且降低了下塔的液相负荷,从而有助于提高上塔塔顶的氮气纯度。产氩系统的3个精馏塔的操作参数如表1所示。

表1 产氩系统的3个精馏塔的操作参数

Table 1 Operating parameters of three-column system

参数	上塔	下塔	粗氩塔
理论级数	55	35	40
进料位置	1/12/18/30/41	35	40
产品抽出位置	1/12/41/55	1/22/35	1/40
塔顶温度/ $^{\circ}\text{C}$	-193.5	-177.1	-183.5
塔底温度/ $^{\circ}\text{C}$	-179.3	-172.9	-180.7
操作压力/kPa	130	580	130

2.3 隔壁精馏塔分离空气流程的建模

通过分析传统双塔流程氩摩尔分数剖面图,如图4所示,发现在上塔的第16块与第50块理论级上存在2个峰值。若在2个位置同时抽出氩气送入粗氩塔,即完全热耦合模型,但无论怎样调整上下2个耦合位置及流量之比,也无法实现侧线的分离,导致上塔在2个抽出口之间有一段很长的无分离效率的理论板。因此,将完全热耦合精馏塔(上下都不封顶的隔壁精馏塔)应用于低温空分精馏是不可行的^[6]。本文提出了带侧线精馏段的隔壁塔模型,即在氩组分提馏段的高摩尔分数处抽取氩气并进入粗氩精馏塔,将粗氩塔置于上塔内部,通过一个隔壁和一个封顶使上塔同时发挥传统工序中上塔与粗氩塔2塔的分馏作用,图5为低温空气分离的隔壁精馏塔模型,即带侧线精馏段的热耦合模型。

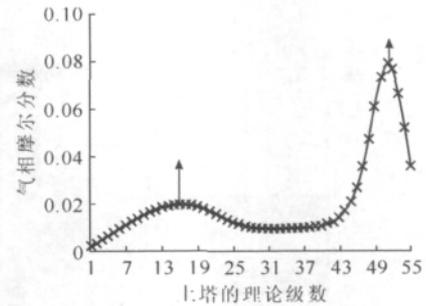


图4 双塔流程氩摩尔分数剖面图

Fig. 4 Argon composition profiles of double-column process

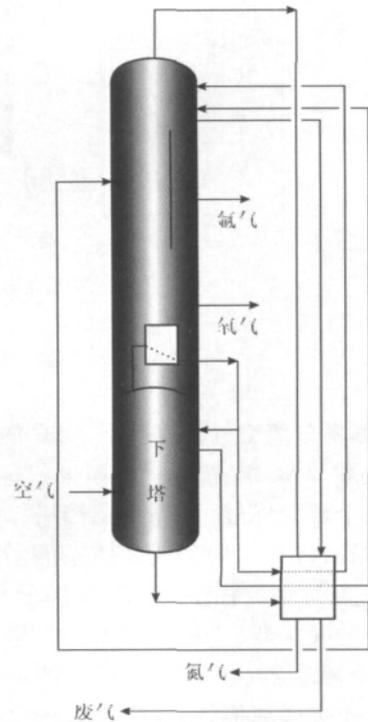
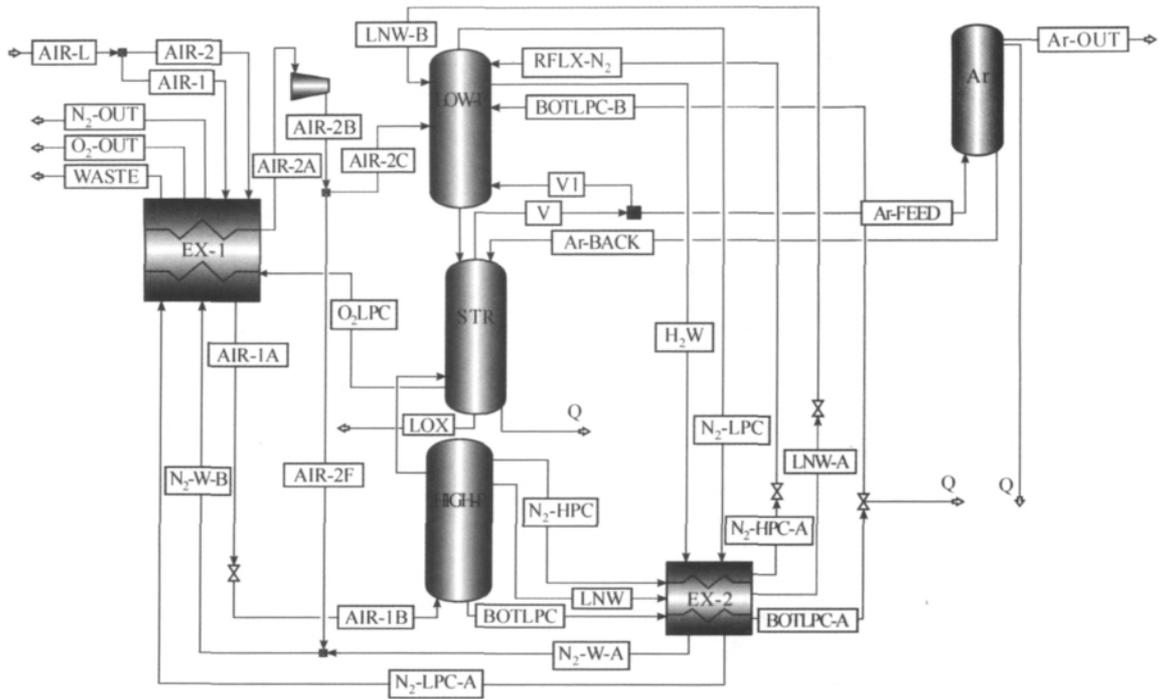


图5 带侧线精馏段的热耦合模型

Fig. 5 Thermally coupled model with side rectifying section

因在上塔中引入了隔壁,使得上塔的设计变得复杂。此时上塔的设计变量有:塔底液氧流量 $q_L(\text{O}_2)$,污气氮的抽出量 $q_w(\text{N}_2)$,氧气的抽出量 $q_v(\text{O}_2)$,粗液氩流量 q_{Ar} ,隔板下一块板进入隔板二侧的气相分配比 R_{sp} ,富氧液空的进料位置 N_{BOT} ,拉赫曼气的进料位置 N_{AIR} ,公共提馏段理论板数 N_S ,精馏段理论板数 N_R ,侧线精馏段理论板数 N_{SR} 以及来自下塔的液氮与富氧液空的进料比例 $[q_R = q(\text{N}_2)/q(\text{O}_2)]$ 。可见设计变量有11个之多,且相互影响,因此将原来的3塔模型改造为如图6所示的4塔模型,即将上塔的自隔壁精馏塔下端分开,这样就将隔壁上塔分为公共提馏段、精馏段以及侧线精馏段3个部分。



STR-低压塔提馏段; V-下塔塔顶采出; V1-上塔气相进料

图 6 低温精馏 4 塔模型

Fig. 6 Four-column model for cryogenic distillation

3 隔壁精馏塔分离空气流程基于 TAC 的优化

年总成本 (TAC) 是衡量一个新工艺是否具有投资价值的一个重要标准,而隔壁精馏塔作为一种新型的工艺过程,将其应用于任何体系的尝试都必须对其 TAC 进行评估。在整个空分精馏单元里,只存在一个耦合的换热器(上塔再沸器与下塔冷凝器的耦合)和一个冷凝器(粗氩塔),耦合的换热器已通过相互耦合实现内部换热,在粗氩塔的冷凝器的冷剂为富氧液空,所以整个精馏部分没有能耗,即没有操作成本。因此整个精馏过程的年总成本主要为设备投资成本。

优化过程的目标函数是年总成本 TAC 最小,需要保障氧气体积分数为 99.6%,氮气中氧气体积分数小于 0.001%,粗氩体积分数为 95%。在指定各个区域理论板数、确定进料位置以及进料量以后,整个系统还剩下 5 个设计自由度,分别为:塔底液氧流量 $q_L(O_2)$ 、污氮气的抽出量 $q_W(N_2)$ 、氧气的抽出量 $q_V(O_2)$ 、粗液氩流量 q_{Ar} 、隔板下一块板进入隔板二侧的气相分配比 R_{spt} 。3 个产品纯度需要指定。优化过程中,利用 q_{Ar} 来控制粗氩的纯度,利用氧气的抽出量控制氧气的纯度,利用污氮气的抽出量控制氮气的纯度,该控制在 Aspen Plus 中利用 design 与 vary 模块来实现,剩下的 2 个自由度用来控制 TAC

最小。

3.1 $q_L(O_2)$ R_{spt} 对装置 TAC 的影响

当公共提馏段理论板数 N_S 、精馏段理论板数 N_R 、侧线精馏段理论板数 N_{SR} 分别为 22, 33, 30 时,考察 $q_L(O_2)$ R_{spt} 对装置 TAC 的影响,结果如图 7 所示。由图 7 可以看出,当 R_{spt} 过大时,年总成本也较大,随着 R_{spt} 的减小,年总成本也相应减少,当 R_{spt} 减小到 0.05 左右时,年总成本处于最小范围。这是因为 R_{spt} 影响着侧线精馏段的塔径;同样液氧量的大小也影响整个上塔中气液负荷,当液氧的采出量为 3 kmol/h 时,年总成本达到最小值。即在此给定的塔体结构下,液氧流量为 3 kmol/h, R_{spt} 为 0.05 时为最优操作点。

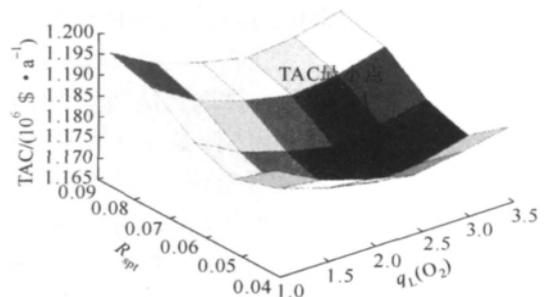


图 7 $q_L(O_2)$ 与 R_{spt} 对年总成本的影响

Fig. 7 Effect of $q_L(O_2)$ and R_{spt} on TAC

3.2 N_R 、 N_{SR} 对装置 TAC 的影响

在不同的精馏段理论板数 N_R 、侧线精馏段理论板数 N_{SR} 下,固定公共提馏段理论板数 N_S 、进料位置与进料量,在保证 3 个产品纯度的情况下,将对应的不同 N_R 、 N_{SR} 下的最优点连接,得到如图 8 所示的 TAC 变化趋势。从图 8 中可以看出,当精馏段理论板数 N_R 为 33、侧线精馏段理论板数 N_{SR} 为 30,整个装置的 TAC 为最小。当精馏段理论板数与侧线精馏段理论板数都最小时,整个装置的年总成本最小,因为低温精馏的换热系统都是内部供给,操作成本价格可以忽略。但是,若耦合换热器负荷增大,同样会提高换热器的投资成本,显然这个增幅相对塔板的增幅要小得多,因此只有减少相应区域的理论板数,才能减少年总成本。

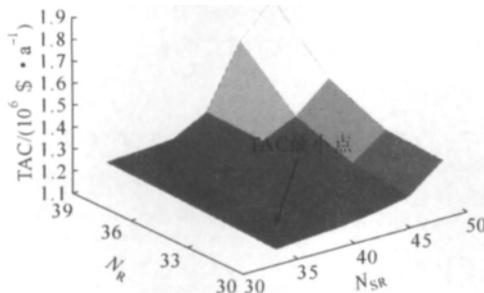


图 8 N_R 与 N_{SR} 对年总成本的影响
Fig. 8 Effect of N_R and N_{SR} on TAC

3.3 N_S 对装置 TAC 的影响

在保证 3 个产品纯度的情况下,且进料位置与进料量确定时,通过改变 N_S 将对应的不同 N_S 下的最优点连接,得到如图 9 所示的 TAC 变化趋势。从图 9 可以看出,随着 N_S 的增加,年总成本也相应增大,当 N_S 为 22 时,年总成本最小,同样为了保证产品纯度,其理论板数不可再减少,所以采用 N_S 为 22。

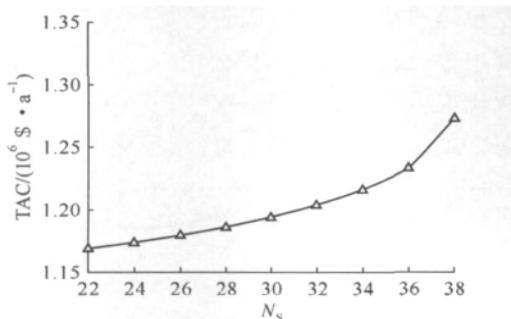


图 9 N_S 对年总成本的影响
Fig. 9 Effect of N_S on TAC

3.4 基于 TAC 优化的最终结果

通过上述 3 个优化步骤得到整个装置的最优化

结果,其空气分离隔壁精馏塔各操作参数与结构参数如表 2 所示。

表 2 空气分离隔壁精馏塔经济最优化结果分析
Table 2 Final parameters of DWC at optimal economic condition

参数	数值
N_S	22
N_R	33
N_{SR}	30
N_{BOT}	17
N_{AIR}	19
R_{spt}	0.05
$q_L(O_2)$	2.55
隔壁塔塔径/m	0.8
TAC/($10^6 \$ \cdot a^{-1}$)	1.17

4 空分精馏过程的热力学效率分析与比较

将空分过程的上塔、下塔、粗氩塔以及其中的换热器作为一个系统,研究其进料与出料之间的最小分离功。根据空分过程冷凝器与再沸器的温度,以及进出物料的焓和焓值,最后确定空分精馏过程的热力学效率。由于优化前与优化后 2 个工艺的各组分提取率不同,使得该工艺过程出料的热力学性质发生很大变化。表 3 为该过程 2 种工艺下热力学计算的比较。

表 3 空气分离传统流程与隔壁式上塔流程的热力学计算结果

Table 3 Thermodynamics results of traditional and dividing-wall air separation

参数	传统流程		隔壁式上塔流程			
	上塔	下塔	粗氩塔	上塔	下塔	粗氩塔
冷凝器负荷/kW	-357.9	-52.4	-367.9	-55.4		
冷凝器温度/°C	-177.1	-183.5	-177.1	-183.5		
再沸器负荷/kW		269.8		277.7		
再沸器温度/°C		-180.7		-180.7		
最小分离功/kW		222.0		243.6		
热有效能/kW		274.3		284.6		
有效能损失/kW		52.3		41.0		
热力学效率/%		80.9		85.6		

从表 3 可以看出,因将原流程的上塔以及粗氩塔 2 个塔合并成一个隔壁式上塔,耦合后上塔与下塔比原有的 3 塔(上塔、下塔、粗氩塔)热力学效率高出 4.7%。因此,隔壁塔精馏在分离该体系时,不

仅可以降低过程投资成本,热力学效率也可进一步提高。

5 结论

(1) 采用 Aspen Plus 软件对空分隔壁塔精馏流程进行了模拟,以 PENG-ROB 为热力学模型,计算得出了该空分精馏系统的操作参数。研究发现,下塔污气氮的抽出,可以提高上塔回流液的纯度,且可降低下塔的液相负荷,有助于提高上塔塔顶的氮气纯度。

(2) 基于年总成本最低的原则,对隔壁精馏塔空分流程进行了优化,在保证氧气、氮气和粗氩分离任务的条件下,得出了最优的操作条件和设备参数:液氧流量为 3 kmol/h,气相分配比为 0.05,精馏段理论板数为 33,侧线精馏段理论板数为 30,公共提馏段理论板数为 22。

(3) 将传统空分精馏流程和隔壁塔流程的热力学效率进行了对比分析,发现隔壁塔流程要优于传统的空分精馏流程,热力学效率高出 4.7%。

参考文献:

- [1] 费维扬. 过程强化的若干新进展[J]. 世界科技研究与发展, 2004, 26(5): 1-5.
- [2] 孙兰义, 李军, 李青松. 隔壁塔进展[J]. 现代化工, 2008, 28(9): 38-41.
- [3] 孙兰义, 扎·奥鲁铁驰. 内部热耦合精馏塔构型研究[J]. 化学工程, 2006, 34(11): 4-7.
- [4] 胡明德. 化工用大型空分设备新流程介绍[J]. 深冷技术, 1995(6): 12-15.
- [5] 马金亮. Aspen Plus 软件模拟计算空分设备流程的修正[J]. 深冷技术, 2005(3): 19-21.
- [6] 陈桂珍. 隔板蒸馏塔技术及其在空气分离中的潜在应用[J]. 深冷技术, 2005(6): 11-14.