

空分精馏系统最佳氩馏分位置的确定

刘芙蓉 奚西峰

(西安交通大学化工系, 西安 710049)

指出在同时生产高纯度的氧、氮及粗氩产品, 并带粗氩塔的空气分离双级精馏系统中, 双级精馏塔的上塔存在最佳抽氩馏分位置, 并介绍其确定方法。

关键词: 粗氩 精馏计算 最佳位置 空分

在同时生产高纯度的氧、氮及粗氩产品, 并带粗氩塔的空气分离双级精馏系统中, 双级精馏塔的上塔(即低压塔, 以下简称主塔)存在最佳抽氩馏分位置。粗氩塔分离出粗氩产品后, 粗氩塔底部回流液体返回主塔, 经大量分析计算得出该液体返回主塔的最佳位置不是在抽氩馏分的同一塔板(至今国内外空分塔系统均返回同一塔板), 而是在抽氩馏分口以上的适当位置。

1 氩馏分抽口位置的影响及确定

图 1 是典型的带粗氩塔的空气分离精馏塔系统。

原料空气中氩的体积仅占 0.932%, 但由于氩的沸点介于氧、氮之间, 为了同时获得高纯度的氧、氮产品, 必须对氩进行适当的处理。图 2 和图 3 示出氧、氩、氮在上塔和粗氩塔中沿塔高的分布。由图 3 可见, 粗氩塔实际上进行的是氧、氩分离。为了保证氩的浓度和回收率, 氩馏分抽口似应在上塔氩组成最高处, 但由图 2 可见, 如果在最高氩组成部位抽氩馏分, 必然导致氩馏分中混入大量的氮气而影响氩浓度和氩提取率, 所

以一般应在氩组成最高处下某处抽氩馏分, 但抽口位置过低, 又会影响氧的纯度。可见

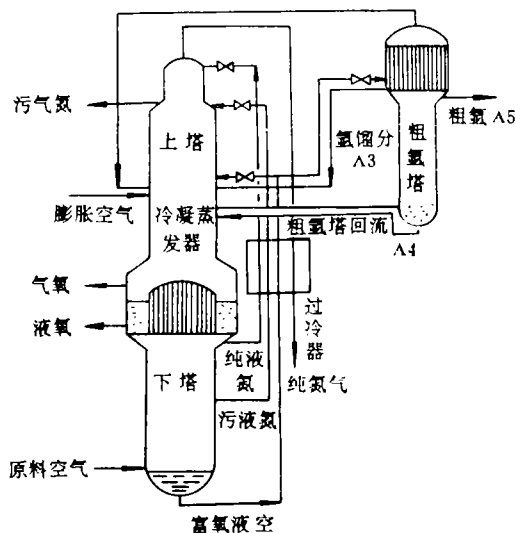


图 1 带粗氩塔空气分离精馏系统图

确定氩馏分抽口位置是精馏计算中十分关键的问题之一。在以往的精馏计算中, 氩馏分抽口位置的确定往往带有很大的盲目性, 须经多次试算方可确定, 分析大量的计算结果并根据必须限制氩馏分中含氮量以确保氩浓度和回收率的原则, 在保证主塔氧、氮纯度

的前提下, 氩馏分抽口位置可由馏分中的含氮量来决定, 一般氮的摩尔分率应控制在 0.0001~0.00001 之间, 这样可避免盲目试算, 迅速确定氩馏分的抽口位置。

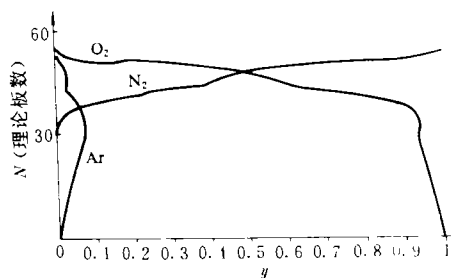


图2 上塔氧、氮、氩组分分布图

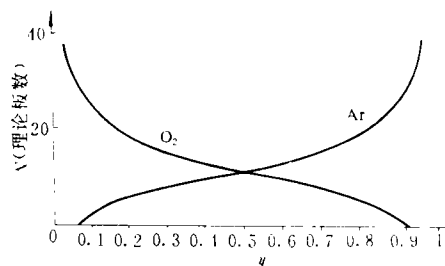


图3 粗氩塔氧、氮组分分布图

氩塔底部回流返主塔的位置均与抽氩馏分位置相同, 即在同一塔板上。但经理论分析与计算结果表明, 粗氩塔回流返主塔位置应高于抽氩馏分位置, 如图4所示。

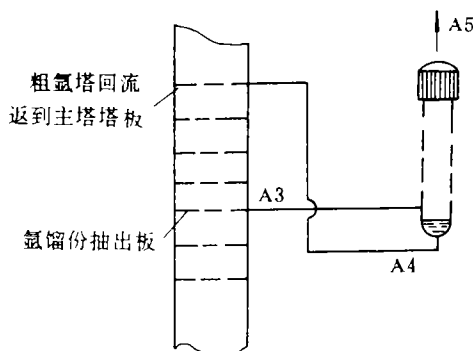


图4 粗氩塔回流至氩馏分抽口以上塔板处

当氧、氮浓度及粗氩塔回流比一定时, 粗氩塔的氩组分的物料平衡应满足:

$$A_3 Y_{A_3}^* = A_5 Y_{A_5}^* + A_4 X_{A_4}^* \quad (2)$$

所以
$$Y_{A_5}^* = \frac{A_3 Y_{A_3}^* - A_4 X_{A_4}^*}{A_5} \quad (3)$$

由于粗氩塔底部类似吸收状态, 氧、氩组成基本不变化, 可见当氩馏分量 A_3 和粗氩产量 A_5 一定时, 粗氩浓度 $Y_{A_5}^*$ 将随氩馏分浓度 $Y_{A_3}^*$ 的提高而增加, 这与氩馏分抽口应在主塔氩组成较高部位的结论一致。

另一方面, 由于粗氩塔进行的是氧、氩分离, 要求氩馏分中含氮量不能高, 所以提高氩馏分抽口附近的氩、氮分离效果至关重要。设按传统方法靠近抽氩馏分口上面一段的液气比为 L/V , 则将粗氩塔回流 A_4 返主塔的位置提至氩馏分抽口以上某位置时, 该段的液气比就应等于 $(L + A_4)/V$, 很明显, 由于靠近氩馏分抽口上面这段液气比变大, 结果必然导致分离效果的提高。

表1与表2示出当固定主塔抽氩馏分位置, 改变粗氩塔回流主塔的位置时, 多次计算空分精馏塔系统得到的氩、氮分离效果及粗氩浓度的改变结果。

2 粗氩塔回流返主塔位置的确定

2.1 数学模型与计算方法

根据精馏通用模型塔建立 MESH 方程组, 并用三对角矩阵法求解。

气液平衡常数计算采用 Harmens^[1] 及 Latimer^[2] 的经验公式, 用最小二乘法拟合 O_2 -Ar- N_2 实验数据得到的经验方程^[3]进行焓值计算, 并用下式迭代求级温:

$$T_{i+1} = T_i [1 + (1 - \sum K_i X_i) / C] \quad (1)$$

式中

K_i 组分 i 的气液平衡常数

T 温度, K

C 经验常数^[3]。下塔取 $C = 5.0 \sim 6.0$; 上塔取 $C = 5.5 \sim 6.5$; 粗氩塔取 $C = 8.5 \sim 9.5$ 。

2.2 计算结果及分析

迄今为止, 国内外所有的空分装置中粗

表 1 粗氩塔回流返到抽氩馏分同一塔板时计算结果

(N = 30 为抽氩馏分塔板, 回流返到 N = 30)

塔 板 序号 N	Ar, N ₂ 摩尔分率计算值		Ar, N ₂ 分离效果(令 $Y_{A1}^* + Y_{A2}^* = 1$)		液 气 比 L/V
	Y_{Ar}^*	$Y_{N_2}^*$	Y_{Ar}	Y_{N_2}	
25	0.1593384	0.0003828	0.997578	0.002422	1.60799
26	0.1662643	0.0002735	0.9983577	0.0016432	1.60741
27	0.0684873	0.0002113	0.998747	0.001253	1.607004
28	0.1638056	0.0001688	0.99897	0.00103	1.60688
29	0.1509291	0.0001335	0.9991	0.00089	1.60715
30	0.1305999	0.0001017	0.99922	0.00078	2.07424
31	0.1231637	0.0000402	0.999674	0.000326	1.40146
32	0.1155808	0.0000159	0.9998624	0.0001376	1.40130
33	0.1079034	0.0000063	0.9999416	0.0000584	1.40108

粗氩浓度 $Y_{Ar}^* = 0.9757$

表 2 粗氩塔回流返到抽氩馏分口以上塔板计算结果

(N = 30 为抽氩馏分塔板, 回流返到 N = 28)

塔 板 序号 N	Ar, N ₂ 摩尔分率计算值		Ar, N ₂ 分离效果(令 $Y_{A1}^* + Y_{A2}^* = 1$)		液 气 比 L/V
	Y_{Ar}^*	$Y_{N_2}^*$	Y_{Ar}	Y_{N_2}	
25	0.1651189	0.0003486	0.997893	0.002107	1.60879
26	0.1452199	0.0002215	0.998477	0.001523	2.07741
27	0.1432143	0.0001241	0.999134	0.000866	2.07773
28	0.140121	0.0000668	0.999523	0.000477	2.07666
29	0.1353749	0.000033	0.9997563	0.0002437	2.07559
30	0.1281282	0.0000131	0.999898	0.000102	2.07458
31	0.12093	0.0000052	0.9999569	0.0000431	1.40146
32	0.1131326	0.000002	0.9999823	0.0000177	1.40126
33	0.1055064	0.0000008	0.9999924	0.0000076	1.4009

粗氩浓度 $Y_{Ar}^* = 0.97742$

由计算结果可见, 随着粗氩塔回流返主塔位置的不断上移, 氩、氮分离效果明显提高, 同时, 粗氩浓度也不断增加, 当上移 4 块理论板时, 粗氩浓度最高。继续提高回流返回主塔位置, 氩浓度不再增加。这是因为减少氩馏分中含氮量到一定程度时, 对提高粗氩纯度是有益的, 但由于粗氩浓度受到粗氩塔氩成分物料平衡的制约, 再继续减少氩馏分中的含氮量, 氩浓度不再增加, 即在一定条件下, 氩浓度有“饱和现象”。可见粗氩塔回流返主塔位置有最佳值, 应进行多次计算

仔细分析比较加以确定。

提高粗氩塔回流返主塔位置不仅可使粗氩浓度及回收率提高, 而且可提高氧的回收率, 降低单位氧产品的能耗。

以 10000Nm³/h 制氧机为例, 只要将原空分装置粗氩塔回流返主塔的位置适当提高, 不仅可得到较纯的粗氩, 而且每年可多产粗氩 7644Nm³。

【下转第 23 页】

H_1 壳体入气切口高度, m
 H_2 气流分布板高度, m
 L 传热管长度, m
 N_i 传热管根数
 Nu_i 局部传热准数 ($\frac{h_i D_o}{\lambda}$)
 Nu_m 平均传热准数 ($\frac{h_m D_o}{\lambda}$)
 ΔP_{A-B} A, B 点压差, kg/m²
 Pr 普朗特准数 ($\frac{C_p \mu}{\lambda}$)
 Re 雷诺准数 ($\frac{u_B D_o \rho}{\mu}$)
 R_i 传热测点半径, m
 S_B 管束流道截面积, m²
 $S_{B,X}$ 壳隙流道截面积, m²
 t 管心距, m
 u_B 管隙间流速, m/s
 u_S 壳程平均流速, m/s
 V_B 管束流道流量, m³/h
 V_S 壳程总流量, m³/h

λ 流体导热系数, W/(m·℃)
 μ 流体粘度, Pa·s
 ξ 流体阻力系数
 ρ 流体密度, kg/m³
下标:
 B 管隙间
 i 传热测点编号
 S 壳体
 α 管束进气角

参 考 文 献

1 Gentry C C. Chemical Engineering Progress, July 1990, 48.
2 邓先和、邓颂九. 中国专利, 89-2-18385. 3. 1990.
3 尾花英朗. 热交换器设计手册 (下册). 北京: 石油工业出版社, 1982.
4 邓先和, 罗运禄, 邓颂九. 化工学报, 1991, (2): 178.

【上接第 16 页】

3 结 论

(1) 在带粗氩塔的空气分离精馏系统中, 粗氩塔回流液体返主塔的位置应高于抽氩馏分位置, 并且存在最佳位置。
(2) 抽氩馏分位置应在氩组成最高处下面适当位置。在保证氧、氮浓度的前提下, 氩馏分抽口位置主要取决于馏分中的含氮量。为了迅速确定抽氩馏分的最佳位置, 应控制馏分中的含氮量在适当范围内。
(3) 粗氩塔回流返主塔位置确定后, 对

抽馏分口以上至回流返主塔位置应进行水力学校核计算, 这对现有空分装置的改造尤为重要。

参 考 文 献

1 A Harmens. Cryogenics, 1970, 10 (5): 406.
2 R E Latimer AIChE J, 1957, 3 (1).
3 刘芙蓉等. 见: 电子计算机在空分技术上应用. 杭州: 杭州制氧机厂, 1985. 46~55.

ABSTRACT

Hydrocone type liquid distributor
with high turndown ratio

Zhang Pengfei, Lan Renshui, He Jie, Chi Hongwei & Wang Shuying
(Chemical Engineering Research Centre, Tianjin University)

The turndown ratio of liquid distributor can be considerably increased by using syphonage. And the relation between limiting turndown ratio and the height of liquid distributor is derived in this paper.

Keywords: syphonage, liquid distributor, turndown ratio, uniform distribution

Study on baota cover tray

Zheng Xueming, He Hongye
(Hebei Institute of Chemical Technology and Light Industry)

A Baota cover tray has been developed. This tray is provided with some Baota cover units made up of plate holes, gas riser, cover and liquid inlet holes. The gas and liquid are contacted in spray state in the units to realize two phase heat and mass transfer. The study on fluid mechanics and mass transfer proves that the pressure drop, oxygen desorption efficiency, liquid leakage, etc. of this tray are equivalent to those of the new type of vertical sieve tray, but the entrainment is lower than that of the new type of vertical sieve tray. Therefore, this tray has greater production processing capability and wider stable operation range.

Keywords: Baota cover tray, gas-liquid mass transfer equipment, plate column, columns

Determination of the best position of the argon
fraction in the air separation distillation system

Liu Furong, Xi Xifeng
(Department of Chemical Engineering, Xi'an Jiaotong University)

This paper states that in the air separation two-stage distillation system with crude argon column for producing oxygen and nitrogen of high purity and crude argon at same time, there is best position for withdrawing argon fraction in the upper column of two-stage distillation columns, and presents the method for determining it.

Keywords: distillation, air separation distillation, argon

Investigations on heat transfer and flow resistance in the entrance section of shell side of shell and tube heat exchangers with longitudinal flow within tube bundles

Deng Xianhe, Huang Siming, Deng Songjiu

(South China University of Technology)

Results of experimental research of heat transfer and flow resistance in the entrance section of shell of tubular heat exchangers with longitudinal flow within tube bundles are reported, including the coefficient of flow resistance in entrance section and the distribution of heat transfer membrane coefficient. And the behaviors of Heat transfer and flow resistance in the entrance section have been analyzed and compared with those within tube bundles.

Keywords: heat transfer, heat exchanger, flow resistance, tubular heat exchanger with longitudinal flow

Design method of multishell heat exchangers

Cui Xinghua, Chen Zhihang

(Energy Resource Engineering Institute, East China Polytechnical University)

This paper gives an analysis of the design rule for 1-2 multishell heat exchangers; makes some corrections to the coefficient; introduces a new rule for optimum design and gives three new methods for the optimum design of this type of heat exchanger.

Keywords: heat exchanger, 1-2 multishell heat exchanger, optimum design

Research on the synthesis of polymethyl-methacrylate with high molecular weight

Guo Qiang, Zhu Guichun, Zhang Shuqing

(Jinzhou Research Institute of Petro-Chemical Industry)