

# 双回流真空变压吸附空分模拟

鲁东东,张正旺,银醇彪,杨华伟,孙艳,张东辉\*

(天津大学化工学院联合国家重点实验室化学工程研究所,天津 300072)

**摘要:**双回流真空变压吸附(Duplex VPSA)是一种中间位置进料,塔顶和塔底分别采用轻、重组分回流的变压吸附过程,能够同时得到较高体积分数的轻、重组分产品。利用 Aspen Adsorption 模拟软件,以 Li-X 氧分子筛为吸附剂,对两塔 Duplex VPSA 空气分离进行了模拟研究。每个循环包含进料/轻组分回流、均压升、重组分产品升压、重组分回流/吸附、均压降、逆向降压 6 个步骤,在吸附压力 200 kPa 和解吸压力 57 kPa 下能够得到体积分数 98.08% 的氧气和体积分数 97.57% 的氮气,回收率分别为 90.32% 和 98.89%。研究了不同进料位置、进料流量和回流比对产品气的体积分数和回收率的影响。结果表明, Duplex VPSA 过程能够同时得到较高体积分数和回收率的氧气和氮气。

**关键词:**双回流真空变压吸附;空分;模拟

中图分类号:TQ028.1

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2014)04-0152-06

## Simulation of duplex vacuum pressure swing adsorption (duplex VPSA) process for air separation

LU Dong-dong, ZHANG Zheng-wang, YIN Chun-biao, YANG Hua-wei, SUN Yan, ZHANG Dong-hui\*

(Chemical Engineering Research Center, State Key Laboratory of Chemical Engineering, School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

**Abstract:** The Duplex reflux vacuum pressure swing adsorption process (Duplex VPSA) combines the light and heavy reflux with intermediate feed location, which can both obtain light and heavy product at the top and bottom of the bed, respectively. The two-bed Duplex VPSA for air separation is simulated by Aspen Adsorption software using Li-X zeolite. A six-step cycle is used with the feed/light reflux, pressurizing pressure equalization, heavy product pressurization, heavy reflux/adsorption, depressurizing equalization and countercurrent depressurization. The adsorption and desorption pressure are 200 kPa and 57 kPa, respectively. The purity and recovery of O<sub>2</sub> reach 98.08% and 90.32%, respectively. At the same time, the purity and recovery of N<sub>2</sub> are 97.57% and 98.89%, respectively. The influences of different feed locations, feed gas flowrates and reflux ratios are studied for the purity and recovery of O<sub>2</sub> and N<sub>2</sub>. The Duplex VPSA can get both O<sub>2</sub> and N<sub>2</sub> with high purity and high recovery.

**Key words:** duplex PSA; air separation; simulation

变压吸附是 20 世纪 60 年代兴起的一种新型分离技术,被广泛应用于空气分离、氢气提纯和碳氢化合物的分离等过程<sup>[1]</sup>。就变压吸附分离包含轻组分(吸附能力较弱或不吸附的组分)和重组分(吸附能力较强的组分)的二组分体系而言,基于 Skarstrom 循环的变压吸附过程被称为分离型变压吸附过程(Stripping PSA)<sup>[2]</sup>。该过程采用高压进料,低压轻组分回流冲洗,能够得到高纯度的轻组分但重组分浓度较低,Diagne 等<sup>[3]</sup>、Intyre 等<sup>[4]</sup>研究表明,分离重组分会受到吸附热力学的限制。为了获得高浓度的重组分,通常是增加吸附压力(PH)与解吸压力(PL)的比值或增加塔的数目亦或是采用较为复杂的循环。1982 年 Wilson<sup>[5]</sup>提出的与 Skarstrom 循环相反的变压吸附过程被称为富集型 PSA(Enriching PSA)。该过程通常是低压进料,重组分进行回流冲

洗,能够得到一种高纯度的重组分,但轻组分纯度依然受到 PL/PH 的限制。Enriching PSA 被 Reynolds 等<sup>[6]</sup>用于富集微量重组分。为了克服热力学的限制,Diagne 等<sup>[7-8]</sup>和 Leavitt<sup>[9]</sup>提出了 Enriching PSA 和 Stripping PSA 联合的新循环过程,该过程与精馏过程类似<sup>[10-11]</sup>,在塔中间某一位置进料,在较为适中的压力比(PH/PL)下得到 2 种高纯度的产品,Leavitt 称之为双回流 PSA(Duplex PSA)。Kearns 等<sup>[12-13]</sup>提出了不同类型的 Duplex PSA 过程,从理论上分析了不同类型 Duplex PSA 过程的优劣及其能耗,2011 年 Rao 提出了一种改进的 Duplex PSA 过程,对过程性能做了强化并与原 Duplex PSA 过程进行了对比,该研究大大提高了产率并降低了能耗<sup>[14-19]</sup>,但与传统的 PSA 相比能耗仍然很高。

本文中选用空气 N<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>(0.79/0.21)为进料组

收稿日期:2013-11-27;修回日期:2014-02-17

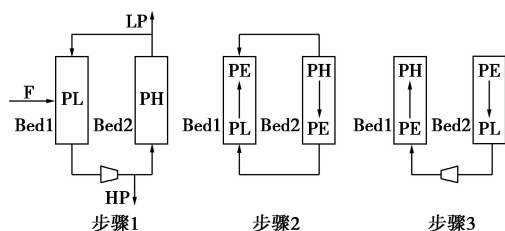
基金项目:天津市科技支撑项目(2009F3-0005)

作者简介:鲁东东(1987-),男,硕士生;张东辉(1971-),博士,副研究员,从事新型吸附剂开发和变压吸附工艺模拟、优化、设计工作,通讯联系人,022-27892097, donghuizhang@tju.edu.cn.

分, Li-X 型氧分子筛为吸附剂, 利用 Aspen Adsorption 模拟软件, 对低压进料的 Duplex VPSA 进行了模拟, 考察了不同进料的位置、均压方式和塔顶塔底回流比对产品浓度和回收率的影响, 同时得到了 2 种具有较高纯度、较高回收率的氧气和氮气。

## 1 Duplex VPSA 过程

图 1 是低压进料的 Duplex VPSA 过程的循环步骤原理图。



F—原料气 ( $N_2/O_2 = 0.79/0.21$ ); LP—轻组分产品 ( $O_2$ );  
HP—重组分产品 ( $N_2$ )

图 1 6 步骤的 Duplex VPSA 原理图

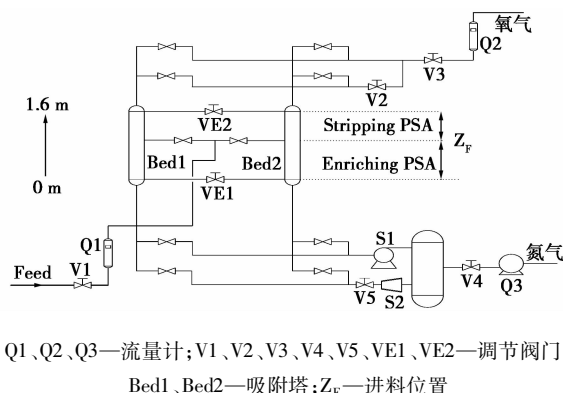
步骤 1: bed1 处于低压 (PL) 下, bed2 处于高压 (PH) 下, 进料气在塔某一位置处进入 bed1 (F), bed2 处于重组分回流/吸附状态 (HR/AD), 塔顶产生的轻组分气体 ( $O_2$ ) 一部分作为产品气, 一部分回流进入 bed1 (LR), 对 bed1 进行回吹, 而从 bed1 解吸出的气体一部分作为产品气, 一部分经压缩机压缩后回流至 bed2。

步骤 2: bed1 和 bed2 进行均压, 均压至中间压力 (PE), bed1 进行均压升 (ER), bed2 进行均压降

(ED)。

步骤 3: 对 bed2 进行抽空 (CoD), 抽出来的气体用压缩机进行压缩, 压缩后的气体对 bed1 进行升压 (HPP)。步骤 4、5、6 是步骤 1、2、3 的逆过程。

建立如图 2 所示的模拟流程图, 该 Duplex VPSA 过程包括 2 部分, 进料口上端为 Stripping PSA, 进料口下端为 Enriching PSA, 塔顶产生氧气, 塔底产生氮气。其中 V2、V3、V4、V5 分别控制塔顶  $O_2$  回流的量、塔顶  $O_2$  采出量、塔底  $N_2$  采出量、塔底  $N_2$  回流量, VE1 和 VE2 为线性流量控制阀, 其流量的大小与阀门的开度 ( $C_v$ ) 和阀门两端的压力差呈正比。原料气为空气, 忽略氩气, 进料压力为 100 kPa。Duplex VPSA 过程按照表 1 的时序进行, 每个吸附床依次进行进料/轻组分回流、均压升、重组分产品升压、重组分回流/吸附、均压降、逆向放压步骤。



Q1、Q2、Q3—流量计; V1、V2、V3、V4、V5、VE1、VE2—调节阀;  
Bed1、Bed2—吸附塔;  $Z_F$ —进料位置

图 2 Duplex VPSA 模拟流程图

(上接第 151 页)

- [5] 江大好, 宿亮虎, 陆殿乔, 等. 焦化粗苯的组成及其加氢精制工艺技术的开发[J]. 现代化工, 2009, 29(5): 72-75.
- [6] 李春利, 宋博, 方静, 等. 焦化粗苯加氢精制萃取精馏工艺的改进与模拟[J]. 现代化工, 2007, 27(s1): 437-442.
- [7] 杨劲松, 叶焯. 粗苯加氢与加氢油萃取蒸馏工艺剖析[J]. 燃料与化工, 2009, 40(1): 32-35.
- [8] 杜雄伟, 凌开成, 申峻. 焦化粗苯及其深加工的探讨[J]. 现代化工, 2007, 27(s1): 344-346.
- [9] 林恒生, 张侃, 李文怀. 焦化粗苯催化加氢精制粗苯的研究与开发[J]. 煤化工, 2004, (1): 33-36.
- [10] 徐风雷, 毕振清, 马克任, 等. 粗苯加氢工艺路线的分析与比较[J]. 燃料与化工, 2011, 42(1): 42-45.
- [11] Jürgen Gmehling, Jürgen Lohmann, Antje Jakob, et al. A Modified UNIFAC (Dortmund) Model. 3. Revision and Extension[J]. Ind Eng Chem Res, 1998, 37(12): 4876-4882.
- [12] Gmehling J, Li J D, Schiller M. A modified unifac mod-el; 2 present

parameter matrix and results for different thermodynamic properties [J]. Ind Eng Chem Res, 1993, 32(1): 178-193.

- [13] Yu J Choi, Ki W Cho, Byung W Cho, et al. Optimization of the Sulfolane Extraction Plant Based on Modeling and Simulation[J]. Ind Eng Chem Res, 2002, 41(22): 5504-5509.
- [14] Ashland Oil Company. Recovery and Purification of Benzene; US, 2951886[P]. 1960-09-06.
- [15] 曲宏亮, 王俊, 刘艳升, 等. N-甲酰基吗啉芳烃萃取精馏工艺的模拟及优化[J]. 石油炼制与化工, 2012, 43(4): 74-79.
- [16] 魏奇业, 高维平, 华贲. 环丁砜芳烃抽提过程的模拟及扩产研究[J]. 石油化工, 2002, 31(12): 1006-1010.
- [17] 朱慧, 史贤林, 周文勇. N-甲酰基吗啉萃取精馏分离芳烃和非芳烃的工艺模拟与过程参数优化[J]. 华东理工大学学报, 2008, 34(3): 309-314.
- [18] 霍月洋, 张树增. 环丁砜芳烃抽提蒸馏的计算机模拟[J]. 北京化工大学学报, 2012, 39(3): 19-23. ■

表 1 低压进料 Duplex PSA 时序控制表

吸附塔	时间					
	40 s	10 s	10 s	40 s	10 s	10 s
Bed1	F/LR	ER	HPP	HR/AD	ED	CoD
Bed2	HR/AD	ED	CoD	F/LR	ER	HPP

## 2 模型建立

本文中采用 Aspen Adsorption 模拟软件建立上述模型,采用向前差分法,将吸附床在空间上离散为 160 个节点;对模型进行了下列假设:①吸附动力学模型采用线性推动力法(LDF);②吸附等温线模型采用扩展的 Langmuir 方程;③忽略径向扩散和径向浓度分布;④气体的  $pvt$  关系采用理想气体状态方程,认为空气为  $N_2$  和  $O_2$  的二元理想气体混合物。

吸附动力学采用线性推动力法:

$$\partial q_i / \partial t = MTC_i (q_i^* - q_i) \quad (1)$$

式中,  $q_i$  为的吸附量, mol/g;  $q_i^*$  为组分  $i$  的饱和吸附量, mol/g;  $MTC_i$  为组分  $i$  的吸附速率常数,  $s^{-1}$ 。

$N_2$  和  $O_2$  的 Extended Langmuir 吸附等温线:

$$q_i^* = IP_i P_i / (1 + \sum_k IP_{2k} P_k) \quad (2)$$

式中,  $P_i$  为组分  $i$  的分压, Pa;  $IP_i$  为组分  $i$  等温线参数。

轴向扩散系数:

$$E_{zk} = 0.73 D_{mk} + v_g r_p / \varepsilon_i [1 + 9.49 (\varepsilon_i D_{mk} / 2 v_g r_p)] \quad (3)$$

式中,  $D_{mk}$  为分子扩散系数,  $m^2/s$ ;  $E_{zk}$  为轴向扩散系数,  $m^2/s$ ;  $r_p$  为颗粒半径, m;  $v_g$  为气相空塔速度,  $m/s$ ;  $\varepsilon_i$  为床层空隙率。

质量平衡:

$$-\varepsilon_b D_{zk} (\partial^2 c_i / \partial z^2) + \partial (v_g c_i) / \partial z + \varepsilon_i (\partial c_i / \partial t) + \rho_b (\partial \bar{q}_i / \partial t) = 0 \quad (4)$$

式中,  $c_i$  为组分  $i$  的摩尔浓度, mol/L;  $\varepsilon_b$  为颗粒孔隙率。

吸附床层中的压降由欧根方程表示:

$$-(\partial P / \partial z) = [1.5 \times 10^{-3} (1 - \varepsilon_b)^2] / (2 r_p \psi)^2 \varepsilon_i^3 \cdot \mu v_g + 1.75 \times 10^{-5} M \rho_g [(1 - \varepsilon_b) / 2 r_p \psi \varepsilon_i^3] \cdot v_g^2 \quad (5)$$

式中,  $\psi$  为形状因子;  $\mu$  为动力学黏度,  $Ns/m$ ;  $M$  为分子质量,  $g/mol$ ;  $\rho_g$  为气相密度,  $kg/m^3$ 。

能耗方程:

$$W = \int_0^{n(PL)} \{ [\gamma RT_{avg} / (\gamma - 1)] [(PH/PL)^{\gamma-1/\gamma} - 1] \} dn(PL)$$

其中:

$$\gamma = C_p / C_v$$

吸附床、吸附剂及  $N_2$ 、 $O_2$  的一些性质见表 2 ~

表 4。

表 2 吸附床及吸附剂性质

参数	$H_b /$ m	$D_b /$ m	$\varepsilon_i$	$\varepsilon_p$	$\rho_s /$ ( $kg \cdot m^{-3}$ )	$R_p /$ m	$\psi$	$a_p /$ ( $m^2 \cdot g^{-1}$ )
数值	1.6	0.4	0.35	0.53	641.0	0.0016	1.0	534

表 3  $N_2$ 、 $O_2$  吸附等温线常数

参数	$N_2$	$O_2$
$IP1 / (mol \cdot g^{-1} \cdot kPa^{-1})$	$1.424 \times 10^{-5}$	$1.38 \times 10^{-6}$
$IP2 / kPa$	$6.385 \times 10^{-3}$	$4.985 \times 10^{-3}$

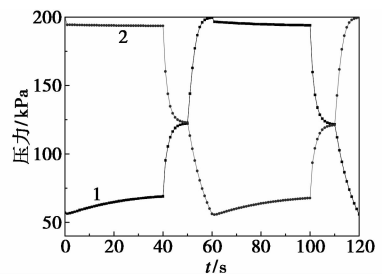
表 4  $N_2$ 、 $O_2$  的物理性质

参数	$N_2$	$O_2$
$Dm / (m^2 \cdot s^{-1})$	$2.02 \times 10^{-5}$	$1.78 \times 10^{-5}$
$MTC^{[15]} / s$	19.7	62
$DH / (J \cdot mol^{-1})$	-16.378	-5.508

## 3 结果与讨论

### 3.1 压力变化

图 3 是 Duplex VPSA 1 个循环内的压力变化。开始 bed2 处于高压回流冲洗/吸附状态, bed1 处于低压状态, 塔顶产生的  $O_2$  进入 bed1 对其进行回吹冲洗, 同时低压原料气进入 bed1, 然后 bed1 进行均压升, bed2 均压降, 均压至 120 kPa, 最后 bed2 抽空, 抽出气体压缩后进入 bed1 进行升压, 升至 200 kPa。



1—bed1; 2—bed2

图 3 吸附床 bed1 和 bed2 压力变化图

### 3.2 进料位置 ( $Z_F/H_b$ ) 影响

图 4 和图 5 是塔底塔顶同时均压下不同进料位置 ( $Z_F/H_b$ ) 下的轻重组分的体积分数和回收率, 其中重组分的体积分数和回收率用杂质  $O_2$  的体积分数和回收率来表示。可以看出进料位置 ( $Z_F/H_b$ ) 0.50 ~ 0.75 处, 轻重组分的体积分数和回收率均保持在较高水平, 在 0.75 处最佳。在 Step1 时, bed1 塔顶有轻组分回流, 并且此时在中间进料口还有原料气进料, 这样轻组分从塔顶向下回流和从进料口

向上的原料气会发生类似于精馏过程中出现的“返混”现象而降低处理性能。如果进料位置处的体积分数与原料气( $N_2$  0.79)的体积分数相差很大就会发生“返混”,使塔内浓度分布不均匀<sup>[9]</sup>。最佳进料位置应为与原料气体积分数相接近之处<sup>[3,7-8,18]</sup>,下面在进料位置为0.75处考察各变量的影响。

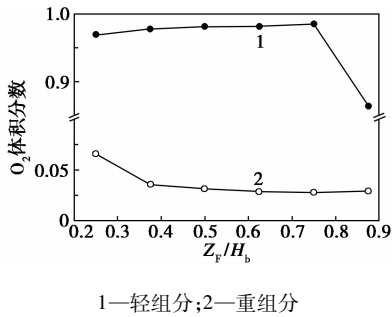


图4 不同进料位置下轻、重组分产品的体积分数

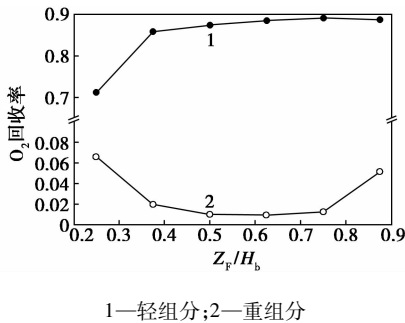


图5 不同进料位置下轻、重组分产品的回收率

### 3.3 进口流量的影响

图6和图7是不同进口流量下所得到的轻重组分的体积分数和回收率。在进口流量为12.0~17.0 mol/min的情况下,虽然 $N_2$ 、 $O_2$ 的体积分数基本保持不变,但 $O_2$ 的回收率逐渐降低。随着进口流量的进一步增加,虽然轻组分 $O_2$ 浓度基本不变但回收率急剧下降,此时重组分杂质 $O_2$ 体积分数有所增加。原因是进口流量的增加会使塔内的体积分数分布不均匀,同时进口流量增加可能使气体在bed1抽空的过程中随之抽出,导致重分杂质 $O_2$ 体积分数增加。

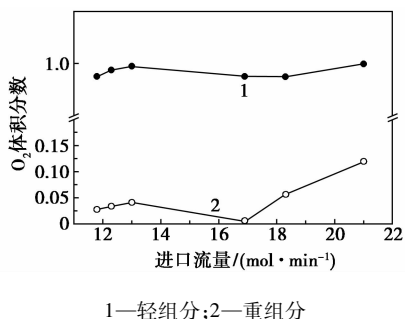


图6 不同进口流量下轻重组分产品的体积分数

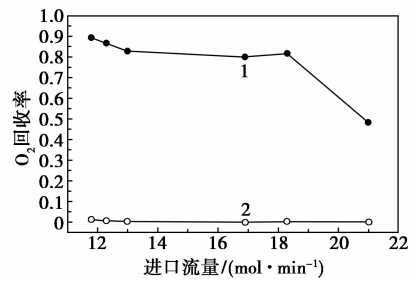


图7 不同进料口流量下轻重组分产品的回收率

### 3.4 轴向 $N_2$ 体积分数分布及吸附量分布

图8和图9分别为塔顶塔底同时均压的情况下,bed1半个循环内的各步骤的轴向体积分数变化及固体吸附剂的吸附量变化。进料位置在0.75处,此处由于原料气的进入,氮气体积分数波动较大。0 s时,塔底富含氮气,塔顶富含氧气,随着原料气进入,塔底 $N_2$ 体积分数逐渐降低,塔顶由于bed2富氧进入而致使 $N_2$ 体积分数降低。图9中,由于bed1处于低压状态整体吸附量均较低,塔顶处由于bed2回流的氧气的冲洗,氮气吸附量逐渐降低,这与图8中随时间的延长,塔顶氮气体积分数逐渐降低的结果相一致。40~50 s内bed1处于均压升状态,由于bed2塔顶预留有一部分氧气,这部分氧气进入bed1,致使bed1塔顶 $N_2$ 体积分数降低;同时上步回流的氮气进入bed2塔底,致使bed2塔底 $N_2$ 吸附量较大,此时bed2压力降低, $N_2$ 解吸出来进入bed1

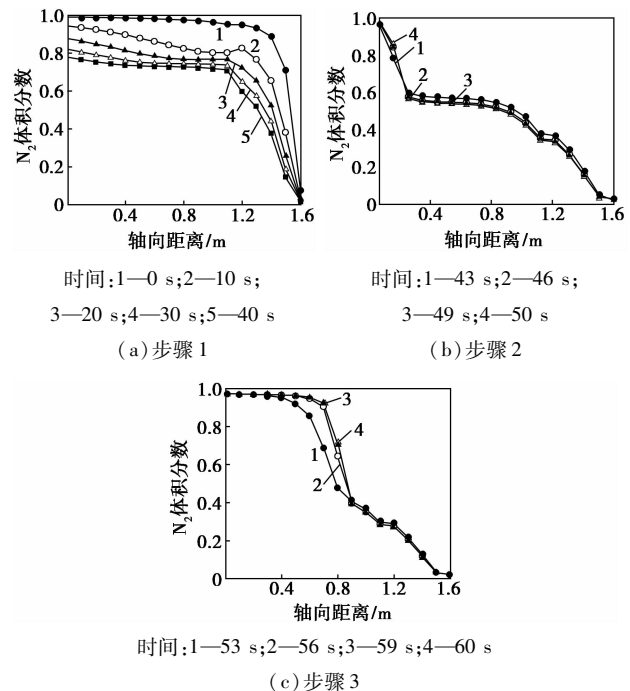


图8 Bed1 在半个循环周期内每个步骤的轴向浓度变化图

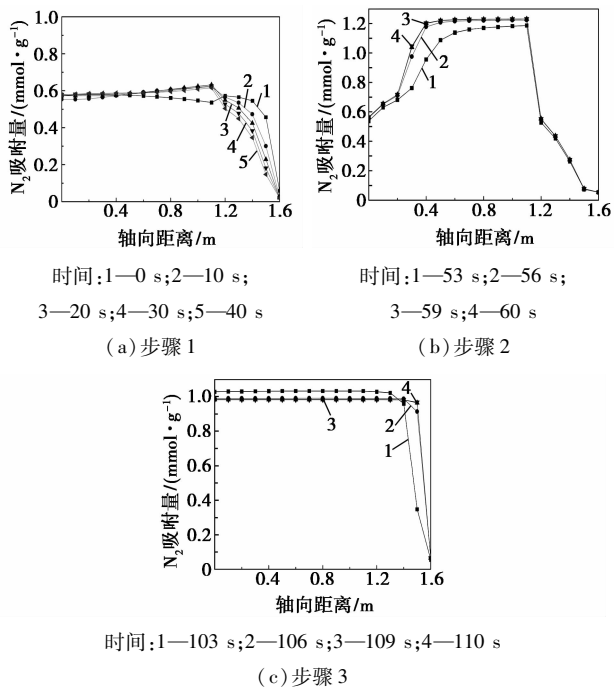


图 9 Bed1 在半个循环周期内每个步骤的  $N_2$  吸附量浓度变化图

塔底,使塔底吸附剂氮气吸附量较大并且塔底  $N_2$  体积分数有所提高。整个均压的过程很快达到稳定,浓度和  $N_2$  吸附量基本没有太大波动。50~60 s 时,对 bed2 进行抽真空解吸,解吸出来的重组分产品  $N_2$  经压缩机压缩后对 bed1 进行升压,可以看出在 0~0.5 m 处  $N_2$  体积分数保持较高纯度且基本不变, $N_2$  吸附量有所降低主要是因为 bed2 在抽真空解吸时,一部分氧气也会解吸进入 bed1。步骤 4、5、6 与步骤 1、2、3 道理相似。

### 3.5 塔顶塔底回流比的影响

图 10 为塔底回流比一定下,不同塔顶回流比下轻组分  $O_2$  的体积分数和回收率,其中塔顶的回流比 ( $R_T$ ) 为塔顶的回流量与塔顶产品的采出量的比值,塔底的回流比 ( $R_B$ ) 为塔底的回流量与塔底产品的

采出量的比值,两者之间的关系为<sup>[3]</sup>:

$$R_B = (1 + R_T)(Q_L/Q_H)$$

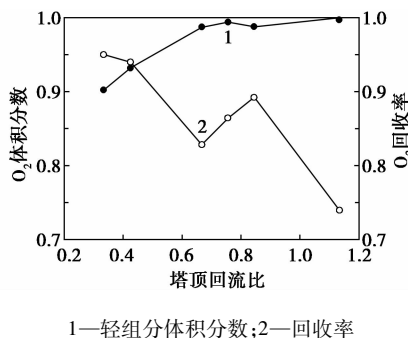


图 10 不同塔顶回流比下的  $O_2$  的体积分数和回收率

从图 10 中可以看出,当塔底回流量不变时,随着塔顶回流量逐渐增加,塔顶  $O_2$  体积分数逐渐升高,但  $O_2$  的回收率先降低后出现一个较高值,主要原因是当塔顶回流量小时,冲洗不充分,氧气体积分数较低,但回流量过大会导致回收率降低。当塔顶回流量保持不变时,随着塔底回流量的增加, $N_2$  的体积分数也是逐渐增加的,但回流量的增加意味着能耗的增加和回收率的降低。

### 3.6 过程能耗

表 5 列出了不同类型的 PSA 分离  $N_2-O_2$  的性能表现,可以看出 duplex PSA (model-R) 单位能耗比 duplex PSA (model-E) 低,这也是本文中采用 duplex VPSA (model-R) 的原因。本文中 duplex VPSA (model-R) 虽然比文献中的 duplex PSA (model-R) 的能耗大,但  $N_2$  和  $O_2$  体积分数均有很大提高,这主要有以下几种原因:①文献中为高压进料,本文中为常压进料;②文献中采用的进料气组成为  $N_2:O_2=0.5:0.5$ ,本文中  $N_2:O_2=0.79:0.21$ 。虽然本文中的能耗较常规 VPSA 制氧能耗高,却为同时完全分离 2 种组分提供一种途径,怎样降低能耗是今后要做的工作。

表 5 不同 PSA 过程分离  $N_2-O_2$  的性能表现

	半循环进料量/ mmol	压力比 PH/PL (PH-PL MPa)	体积分数/%		产率/(mol·kg <sup>-1</sup> ·h <sup>-1</sup> )		能耗/ (kWh·t <sup>-1</sup> )
			$N_2$	$O_2$	$N_2$	$O_2$	
duplex PSA(model-E) <sup>[15]</sup>	10	20.0(0.1~0.0005)	92.3	92.4	—	1.01	2577.3
duplex PSA(model-E) <sup>[15]</sup>	60	2.67(0.4~0.15)	78.74	78.75	5.15	5.17	939.6
duplex PSA(model-R) <sup>[15]</sup>	60	2.67(0.4~0.15)	72.15	72.24	4.7	4.7	640
conventional PSA for air <sup>[15,19]</sup>	—	21.2(0.1~0.0004)	98.9	99.2	—	0.535	118.8
VPSA for $O_2$	—	(0.14~0.03)	—	95	—	—	245
duplex VPSA	1.16e <sup>4</sup>	3.51(0.2~0.057)	97.57	98.08	4.55	1.27	839.48

注:文献[15]原料气  $N_2:O_2=0.5:0.5$ ;duplex PSA (model-E);塔顶均压 duplex PSA (model-E)塔底均压 duplex VPSA。

## 4 结论

通过对中间进料的两塔 Duplex VPSA 模拟能够得到以下结论:

(1) Duplex VPSA 能够分离空气,同时得到较高纯度的  $N_2$  和  $O_2$ ,在进料位置 ( $Z_r/H_b$ ) 0.50 ~ 0.75 处,能够同时得到体积分数为 96.83% ~ 97.21% 的  $N_2$  和 98.09% ~ 98.47% 的  $O_2$ ,其中氮气的回收率为 98.77% ~ 99.07%,氧气的回收率为 88.75% ~ 89.54%。

(2) 增加塔顶塔底回流比能够使  $O_2$  和  $N_2$  的体积分数提高,但回收率会降低。

### 参考文献

- [1] Ruthven D M, Farooq S, Knaebel K S. Pressure swing adsorption [M]. New York: VCH Publishers, 1994.
- [2] Yoshida, Ritter, Kodama, *et al.* Enriching reflux and parallel equalization PSA process for concentrating Trace components in air[J]. Ind Eng Chem Res, 2003, 42(8): 1795 - 1803.
- [3] Diagne D, Goto M, Hirose T. New PSA process with intermediate feed inlet position operated with dual refluxes; Application to carbon dioxide removal and enrichment[J]. Chem Eng Jpn, 1994, 27(1): 85 - 89.
- [4] Intyre J A Mc, Holland C E, Ritter J A. High enrichment and recovery of dilute hydrocarbons by dual-reflux pressure swing adsorption [J]. Ind Eng Chem Res, 2002, 41(14): 3499 - 3504.
- [5] Wilson P H. Inverted pressure swing adsorption process: US, 4359328[P]. 1982 - 10 - 16.
- [6] Reynolds S P, Ebner A D, Ritter J A. Enriching PSA cycle for the production of nitrogen from air[J]. Ind Eng Chem Res, 2006, 45(9): 3256 - 3264.
- [7] Diagne D, Goto M, Hirose T. Numerical analysis of a dual refluxed PSA process during simultaneous removal and concentration of carbon dioxide dilute gases from air[J]. J Chem Technol Biotechnol,

- 1996, 65(1): 29 - 38.
- [8] Diagne D, Goto M, Hirose T. Parametric studies on  $CO_2$  separation and recovery by a dual reflux PSA process consisting of both rectifying and stripping sections[J]. Ind Eng Chem Res, 1995, 34(9): 3083 - 3089.
- [9] Leavitt F W. Duplex adsorption process: US, 5085674[P]. 1992 - 02 - 04.
- [10] Carlos A, Grand, Richard Blom. Dual pressure swing units for gas separation and purification[J]. Ind Eng Chem Res, 2012, 51(25): 8695 - 8699.
- [11] Carlos A, Grand, Richard Blom. Utilization of dual-PSA technology for natural gas upgrading and intergrated  $CO_2$  capture[J]. Energy Procedia, 2012, 26: 2 - 14.
- [12] Kearns D T, Webley P A. Modeling and evaluation of dual reflux pressure swing adsorption cycles; Part I. Mathematical models[J]. Chem Eng Sci, 2006, 61(22): 7223 - 7233.
- [13] Kearns D T, Webley P A. Modeling and evaluation of dual reflux pressure swing adsorption cycles; Part II. Productivity and energy onsumption[J]. Chem Eng Sci, 2006, 61(22): 7234 - 7239.
- [14] Sivakumar, Rao D P. Modified Duplex PSA. 1. sharp separation and process intensification for  $CO_2$ - $N_2$ -13X zeolite system[J]. Ind Eng Chem Res, 2011, 50(6): 3426 - 3436.
- [15] Sivakumar, Rao D P. Modified Duplex PSA. 2. sharp separation and process intensification for  $N_2$ - $O_2$ -5A zeolite system[J]. Ind Eng Chem Res, 2011, 50(6): 3437 - 3445.
- [16] Spoorhi G, Thakur R S, Rao D P. Process intensification in PSA process for upgrading synthetic landfill and lean natural gases[J]. Adsorption, 2011, 17(1): 121 - 133.
- [17] Thakur R S, Nitin Kaistha, Rao D P. Process intensification in Duplex pressure swing adsorption[J]. Computers and Chemical Engineering, 2011, 35(5): 973 - 983.
- [18] Takuya Nakamura, Akio Kodama, Tsutomu Hirose. An algebraic modeling of dual reflux PSA process for high enrichment and recovery of dilute adsorbate[C]. The 2006 Annual Meeting, 2006.
- [19] Knaebel K S. Pressure swing adsorption: US, 5032150[P]. 1991 - 07 - 16. ■

### 壳牌在上海开设全球第 3 个研发中心

2014年3月25日,壳牌集团宣布其位于中国上海、致力于润滑剂和油品研发的技术中心正式启用。该技术中心被命名为壳牌(上海)科技有限公司。这一技术中心将为中国以及亚洲地区提供润滑剂产品的研发和应用服务,范围覆盖印度、印尼、韩国、泰国和越南等国家。

目前中国是全球仅次于美国的第二大润滑油市场,而中国市场的增速是美国的几倍。壳牌相信,中国很快就会超过美国成为全球最大的润滑油市场。而壳牌已

经连续7年成为中国市场份额排名第一的国际润滑剂品牌。在中国设立研发中心,将有利于壳牌更加贴近客户的需求。上海研发中心将与位于德国汉堡和美国休斯敦的另外2个润滑剂研发中心紧密合作,并成为壳牌润滑剂实验室全球网络的一部分。将研发中心设在上海,壳牌可以把研发团队和整车厂商的距离拉到最小。目前壳牌在中国有7座润滑油厂和1座全球最大的润滑脂厂。(张力)