

研究论文

非耦联吸附塔新变压吸附工艺的实验研究

周 理¹ 吕昌忠¹ 边守军¹ 周亚平²(天津大学化工学院高压吸附实验室¹、理学院化学系², 天津 300072)

摘 要 通过提氢实验研究一种新的变压吸附工艺。变压吸附流程的主要特征是通过中间均压罐打开吸附塔之间由均压步骤形成的耦联, 从而实现了各塔操作的独立性, 并提供了降低吸附压力的可能性。以 $H_2/N_2/CH_4$ (60/10/30) 混合气模拟石油炼厂干气, 进行低吸附压力 (≤ 1 MPa) 条件下的提氢操作。针对已有变压吸附工艺的不足和新流程特征, 确定了新流程的变压吸附循环时序。分别采用普通活性炭 (OAC) 和高比表面活性炭 (SAC) 与 5A 沸石分子筛 (ZMS-5A) 的组合吸附剂, 研究了不同吸附压力下的变压吸附分离效果, 证明此种变压吸附新工艺在 1 MPa 以下、甚至 0.4 MPa 的低吸附压力下运行, 亦可在较高的回收率下达到 99.99% 的高氢气纯度, 并且显示出更强的对偶然性故障的应变能力。

关键词 分离 吸附 PSA 制氢**中图分类号** TQ 028.15**文献标识码** A**文章编号** 0438-1157 (2003) 05-0639-07NEW PRESSURE SWING ADSORPTION PROCESS
WITH COLUMNS UNCOUPLED

ZHOU Li, LÜ Changzhong and BIAN Shoujun

(High Pressure Adsorption Laboratory, School of Chemical Engineering, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

ZHOU Yaping

(Department of Chemistry, School of Science, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

Abstract A pilot set-up was built to test a novel four-bed pressure swing adsorption (PSA) process with a hydrogen-separation operation. The new PSA process features intermediate surge tanks, through which depressurization and re-pressurization of columns are accomplished. As consequence, the coupling between columns via pressure-equalization is disconnected, and the possibility of operating the process at lower pressure is provided. A new cycle sequence was suggested for the new PSA process. Operations of separating hydrogen from a mixture of $H_2/N_2/CH_4$ of molar ratio 60/10/30, which simulated the dry gas of refineries, were performed on such process at pressures lower than 1.0 MPa. Process performance was studied with columns packed consecutively with adsorbents composed of ordinary activated carbon (OAC) with ZMS-5A, and that of superactivated carbon (SAC) with ZMS-5A for the pressure range 0.4—1.0 MPa. It was proven that a relatively high recovery and as high as 99.99% of purity of the product could be realized at low pressures with the new PSA technology.

Keywords separation, adsorption, pressure swing adsorption, hydrogen manufacture

2001-12-17 收到初稿, 2002-04-12 收到修改稿。

联系人及第一作者: 周理, 男, 61 岁, 教授。

Received date: 2001-12-17.**Corresponding author:** Prof. ZHOU Li, E-mail: zhouli@public.tpt.tj.cn

引 言

20 世纪 70 年代以来, 变压吸附 (PSA) 分离技术发展迅速, 成为完成气体干燥、气体提纯、正构烷烃的脱除, 以及中小规模空气分离等任务的主要技术^[1]. 从最初的 Skarstrom 循环^[2]到现在工业上的常用流程, 变压吸附技术经历了许多改进, 包括多床变压吸附工艺^[3]的出现, 顺向降压和压力均衡 (均压) 等步骤的采用, 以及同一吸附塔内多种吸附剂的联合使用^[4]等, 促进了变压吸附分离技术的发展. 多床变压吸附工艺有利于获得高产品纯度和回收率, 但吸附床数目的增加也增大了设备投资费用, 因此 4 塔变压吸附流程往往应用较广.

氢不仅应用于航天、电子、冶金等领域, 也是一种十分重要的基本化工原料. 进入 20 世纪 80 年代, 发展经济必须考虑保护环境, 因此促进了清洁能源的研究与开发. 氢作为零排放车辆 (zev) 的惟一燃料^[5]得到广泛重视, 使得市场对氢气的需求呈现急剧增长的趋势^[6~9]. 许多行业在生产过程中产生大量的含氢废气^[10]. 许多含氢废气的压力低于 1 MPa, 但氢气的含量却有 30%~60%^[7]. 这些含氢废气中的杂质成分在活性炭、分子筛等各种常用吸附剂上的吸附能力都大于氢, 因此, 使用变压吸附工艺可方便地将氢分离出来. 但是当含氢废气的压力较低而且其中的氢含量较小时, 利用常规变压吸附技术进行氢气的分离提纯变得很不经济^[7,9]. 目前从各种含氢废气中提氢的变压吸附工艺的吸附压力都在 1.5 MPa 以上^[11]. 将低压废气中的氢气加以分离提纯不仅可为工厂提供所需的氢气, 同时还能降低其生产成本, 提高企业的经济效益. 因此, 无论从氢气的回收利用还是从环境保护方面考虑, 研究如何利用变压吸附直接分离提纯这些低压弛放气中的氢气都具有十分重要的意义.

为克服传统变压吸附工艺中各吸附塔的相互依赖性以及为降低操作压力, 提出了一种新变压吸附工艺^[12]. 本文以模拟炼厂催化干气组成的原料气在低操作压力 (吸附压力不大于 1.0 MPa) 下对此工艺的性能进行了实验研究. 结果表明, 此工艺在保证氢气纯度为 99.99% 的条件下, 即使操作 (吸附) 压力降到 0.4~0.6 MPa 产品回收率也超过了 60%, 而在 0.8~1.0 MPa 的操作压力下产品气回收率大于 80%, 并且对于某一吸附塔意外事故的应变性大大增强.

1 新变压吸附流程及实验条件

4 塔变压吸附新流程如图 1 所示. 其结构特征是有 2 个处于不同压力水平的均压罐 HPB 和 LPB. 除 A、B、C、D 4 个吸附塔外, 还有原料气缓冲罐 FB 和产品气缓冲罐 PB. 吸附塔和所用吸附剂的主要参数列于表 1. 实验数据由计算机采集, 实验过程由计算机程序控制. 气体流量信号的采集与控制是通过 12 位多功能数据采集卡 (PCL-812PG, 台湾 Advantech 制造, 下同) 完成的; 压力传感器输出模拟信号先经过多路传输信号放大板 (PCL-789D) 放大, 然后传输到 PCL-812PG; 电磁阀的开关控制是由继电器输出端子板 (PCLD-785B) 和 24 位并行数字输入输出卡 (PCL-724) 实现的.

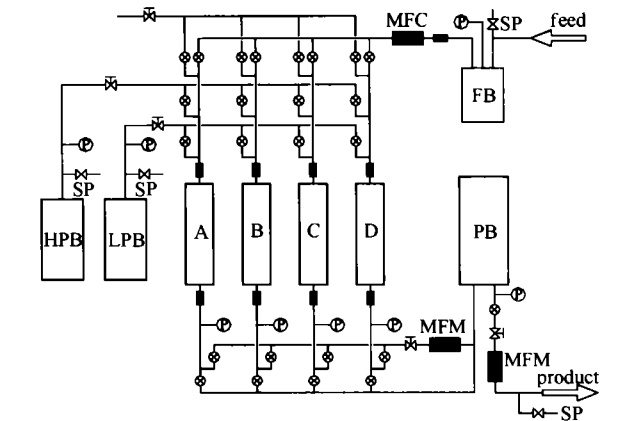


Fig. 1 Schematic diagram of new 4-bed PSA process
— needle valve; — solenoid valve; — filter; — manual valve;
LPB—low pressure buffer; FB—feed buffer; P—pressure sensor;
HPB—high pressure buffer; SP—sample port; MFM—mass flow meter;
MFC—mass flow controller; PB—product buffer

Table 1 Description of adsorbents and adsorption columns

Column I. D/cm	5.2
Column length/cm	47.0
Volume ratio ^① , HPB	3
Volume ratio, LPB	3
Volume ratio, PB	3.5
Void space of the column OAC & ZMS	0.75
Void space of the column SAC & ZMS	0.78
Volume ratio of adsorbents, ZMS : OAC	2.5 : 1
Volume ratio of adsorbents, ZMS : SAC	2.5 : 1
Bulk density of ZMS/g · cm ⁻³	0.72
Bulk density of OAC/g · cm ⁻³	0.432
Bulk density of SAC/g · cm ⁻³	0.327
Particle size of ZMS/mm	0.5~1
Particle size of OAC/mm	0.3~0.7
Particle size of SAC/mm	0.3~0.7

① Volume ratio; the ratio of a container volume over the volume of an empty column.

实验中所用普通活性炭 (OAC) 是唐山活性炭厂生产的椰壳活性炭 JX101, 其比表面积为 $1500\text{ m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$ (利用二氧化碳吸附法测定, 下同); 高比表面活性炭 (SAC) 是本实验室生产的, 其比表面积为 $2300\text{ m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$; 5A 沸石分子筛 (ZMS-5A) 是由上海锦中分子筛有限公司提供的 VP800-II 变压吸附专用富氧分子筛. 原料气为 $\text{H}_2/\text{N}_2/\text{CH}_4$ 混合气 (体积比 60/10/30), 用以模拟炼厂干气组成 (假定其中的 C_2^+ 已由预处理装置除去). 采用 GC102 气相色谱仪 (上海分析仪器总厂) 分析气体组成. 分别利用普通活性炭和高比表面活性炭与 5A 沸石分子筛的组合吸附剂, 通过模拟干气提氢实验研究了新变压吸附工艺的操作特性.

2 关于新变压吸附循环时序的研究

表 2 列出了工业上常用的 4 塔不连续二均流程的循环时序^[13,14]. 从表 2 可知, 在传统的循环时序中, 逆向冲洗 (PG) 阶段的冲洗气是由顺向放压 (PP) 塔提供的. 当原料气的压力较低时, 将因各中间步骤的压差较小而使得在顺向清洗步骤无法提供足够的冲洗用气; 若要保证足够的冲洗用气, 则会导致均压步骤的压差减小而使得均压步骤失去均衡压力的意义. 因此, 采用传统的 4 塔不连续二均工艺, 若原料气压力较低, 则必须在进入变压吸附工序之前将原料气增压. 此外, 因冲洗气由

顺向放压 (PP) 塔提供, 大约 30%~40% 的吸附床在吸附步骤中不能利用, 以保证在随后的降压过程中杂质前沿不穿透吸附床, 这在一定程度上降低了装置的处理能力.

本文提出的变压吸附循环包括以下 8 个步骤: 吸附 (A); 一次放压 (1D); 二次放压 (2D); 逆向放压 (BD); 冲洗 (P); 一次充压 (1R); 二次充压 (2R); 终充压 (FR). 其操作时序列表 3, 主要特征是避免了吸附塔之间的均压.

新流程打开了吸附塔之间的耦联, 因此, 循环中每个步骤延续时间的确定^[15]便有了较大的自由度, 并且在各循环步骤的延续时间及顺序确定之后, 各塔对应步骤起始的时间亦有最大的自由度. 现以吸附步骤为基准, 研究各塔对应步骤在时间坐标上的相对位置对过程性能的影响. 总括性的操作模式是: 各吸附塔依次开始吸附步骤, 但彼此有一个时间重叠. 定义量纲 1 时间 τ 表征塔间对应步骤的时间重叠度

$$\tau = t_s / t_a \tag{1}$$

式中 t_s 是两塔之间吸附步骤开始的时间差, t_a 是吸附步骤的延续时间. 实验中对比了 $\tau = 0, 0.25, 0.50, 0.75$ 和 1.0 这 5 种情况. $\tau = 0$ 表示各塔在同一时刻开始吸附步骤, 其他对应步骤的起始时间自然也完全相同. $\tau = 1$ 则表示各塔的吸附步骤彼此衔接, 完全没有重叠. 这两个 τ 值代表两种极端时序.

Table 2 Cycle sequence of the conventional four-bed PSA process

Bed	Cycle sequence											
A	A ↑			EQ1 ↑	PP ↑	EQ2 ↑	BD ↓	PG ↓	EQ2 ↓	EQ1 ↓	FR ↓	
B	EQ1 ↓	FR ↓		A ↑			EQ1 ↑	PP ↑	EQ2 ↑	BD ↓	PG ↓	EQ2 ↓
C	BD ↓	PG ↓	EQ2 ↓	EQ1 ↓	FR ↓		A ↑			EQ1 ↑	PP ↑	EQ2 ↑
D	EQ1 ↑	PP ↑	EQ2 ↑	BD ↓	PG ↓	EQ2 ↓	EQ1 ↓	FR ↓		A ↑		

Note: A—adsorption; EQ1—first pressure-equalization; PP—co-current pressure release; EQ2—second pressure-equalization; BD—countercurrent pressure release; PG—countercurrent purge; FR—final pressurization; ↑—co-current; ↓—countercurrent.

Table 3 Cycle sequence of new four-bed PSA process

Bed	Cycle sequence													
A	A ↑				1D ↓	2D ↓	BD ↓	PG ↓				1R ↑	2R ↑	FR ↓
B	PG ↓	1R ↑	2R ↑	FR ↓	A ↑				1D ↓	2D ↓	BD ↓	PG ↓		
C	PG ↓				1R ↑	2R ↑	FR ↓	A ↑				1D ↓	2D ↓	BD ↓
D	A ↑	1D ↓	2D ↓	BD ↓	PG ↓				1R ↑	2R ↑	FR ↓	A ↑		

Note: 1D—adsorption column releases pressure to HPB; 2D—adsorption column releases pressure to LPB; 1R—pressurization of column from LPB; 2R—pressurization of column from HPB.

图 2 为冲洗气量恒定、不同 τ 值条件下，产品氢的纯度与回收率随原料处理量的变化情况。此图表明，在产品氢纯度保持 99.99% 前提下，在 $\tau=0.75$ 时，氢的回收率和原料处理量最高，因此是最佳的。这并非出于偶然，而是因为满足了以下条件

$$\tau = t_c / (N t_a) \quad (2)$$

式中 N 是流程中吸附塔个数，本实验中 $N=4$ ； t_c 是一个循环周期的延续时间，本实验中 $t_c=360\text{ s}$ ， $t_a=120\text{ s}^{[15]}$ ，故 $\tau=0.75$ 恰好满足方程式 (2)。

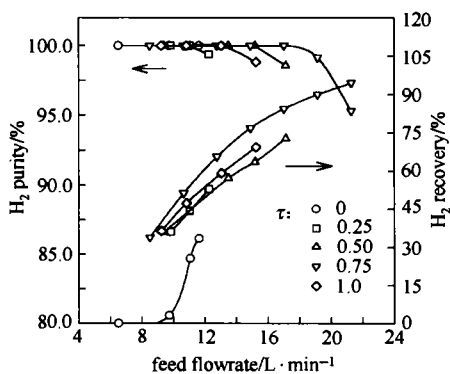


Fig. 2 Effect of time-overlap on process performance

进一步的研究^[16]表明，满足方程式 (2) 仅是此变压吸附流程达到最佳状态的必要条件，但不是充分条件。除此之外，必须满足各塔动作的谐时性，即任何一塔某一步骤的起始或终结必须与至少另外一塔某一步骤的起始或终结相对应。于是，确定了表 3 所示的变压吸附循环时序。与传统的变压吸附循环时序相比，新循环时序的特点是：①吸附步骤后的降压步骤由传统的顺向放压改为逆向放压。和传统工艺相比，本工艺在吸附阶段可以有较长的吸附时间，从而提高装置的处理能力。②传统流程中两塔的 1D-2R 和 2D-1R 步骤同步的限制条件使得一个循环中不可避免地存在怠惰时间^[17,18]，降低装置的生产能力。本流程中的高压均压罐 (HPB) 和低压均压罐 (LPB) 成为吸附塔放压和充压的媒介，使此限制条件不复存在，时序排布约束条件得到最大限度的松弛，增大了各时间参数的调节裕度。③采用产品气缓冲罐，为逆向放压 (BD) 后的吸附塔提供冲洗气，因此，在可比条件下需要的解吸时间缩短。

3 关于新变压吸附工艺在低吸附压力条件下分离性能的研究

3.1 普通活性炭与 5A 沸石分子筛组合吸附剂

采用普通活性炭与 5A 沸石分子筛组合吸附剂，按表 3 所列操作时序，分别在吸附压力 0.4、0.6、0.8 和 1.0 MPa 条件下进行变压吸附循环操作，产品氢的纯度和回收率分别示于图 3。该图表明，在保证产品氢纯度 99.99% 的前提下，在吸附压力 0.4 MPa 和 0.6 MPa 条件下，都可以找到使氢回收率在 60% 以上的适宜的操作（气速）范围，而在吸附压力 0.8 MPa 和 1.0 MPa 条件操作时，回收率可超过 80%，这些性能是传统 4 塔不连续二均和一均工艺所达不到的。诚然，本实验所用吸附剂颗粒 (<1 mm) 小于工业装置中的吸附剂 (2~5 mm)，亦在一定程度上改善了吸附动力学。

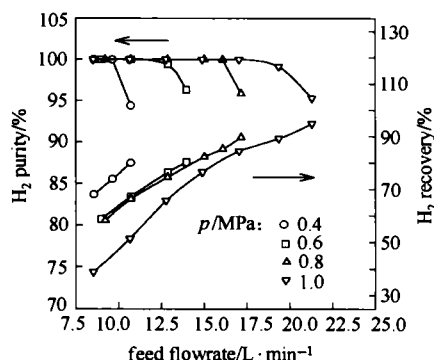


Fig. 3 Separation performance of combination of OAC and ZMC-5A at low pressures

3.2 高比表面活性炭与 5A 沸石分子筛组合吸附剂

对于高比表面活性炭和 5A 沸石分子筛的吸附剂组合，也采用表 3 的操作时序，在吸附压力 0.4、0.6、0.8 和 1.0 MPa 条件下的实验结果示于图 4。该图表明，使用这种组合吸附剂在保证产品纯度为 99.99% 的前提下，吸附压力为 0.4 MPa 时可达 65% 的氢回收率，在 0.6 MPa 时的氢回收率大于 75%，而在 0.8 和 1.0 MPa 条件下进行操作，则可使回收率超过 80%。

3.3 两种组合吸附剂在低压条件下的性能比较

从图 3 和图 4 的对比中可以看出，在吸附压力为 0.8 和 1.0 MPa 条件下，若保证产品氢气的纯度为 99.99%，则在相同的进料流量下，使用 OAC 和 SAC 吸附剂有着相近的产品回收率。但在

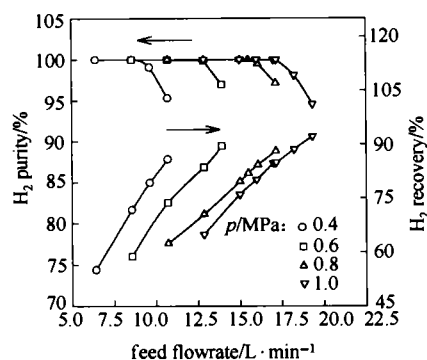


Fig. 4 Separation performance of the combination of SAC and ZMC-5A at low pressures

吸附压力 0.6 MPa 条件下，在相同的原料气流量和产品纯度情况下，SAC 组合吸附剂的回收率要明显高于 OAC 组合。在相同的进料流量下，使用 SAC 回收率高，而且随着进料流量的增大 SAC 比 OAC 更好地保持了产品纯度。在吸附压力 0.4 MPa 条件下，在相同的进料流量下，使用 SAC 得到的产品回收率要高于 OAC 的组合吸附剂，而且，随着进料流量的增大 SAC 的产品纯度明显好于 OAC。低压下的实验（0.4~0.6 MPa）表明，高比表面活性炭在相对较低的压力下具有比普通活性炭更好的分离性能。

3.4 冲洗比对产品纯度和回收率的影响

冲洗比（ P/F ）定义为每次循环中冲洗气中的氢气的量与循环中所处理的原料气中的氢气的量之比。冲洗对变压吸附循环中吸附剂的再生是十分重要的步骤。冲洗气量不足，无法使吸附床层达到适宜的解吸深度，进而影响产品纯度；若冲洗气量过大，将使产品气的回收率下降，因此，冲洗比是变压吸附分离重要的工艺参数。本文采用 SAC 和 ZMS-5A 组合吸附剂，分别在吸附压力 0.4、0.6、0.8 和 1.0 MPa 条件下研究了 P/F 比对产品气的纯度和回收率的影响。

在吸附压力为 0.4 MPa、原料气流量为 6.42 L·min⁻¹ 时， P/F 对产品纯度和回收率的影响示于图 5。此图表明，只要 P/F 比 $\geq 15\%$ 即可保证氢气纯度 $\geq 99.99\%$ ，但氢气回收率随着 P/F 比的增大而降低，因此，该条件下的最佳冲洗比是 15%。在吸附压力为 0.6、0.8 和 1.0 MPa、不同进料流量下， P/F 比对产品纯度和回收率的影响分别示于图 6、图 7 和图 8。图 6 表明，综合考虑氢气纯度、回收率和操作弹性，即恒定纯度与收率条件下的原

料气流量范围， $P/F=12\%$ 优于 10% 和 15%。图 7 表明，当 P/F 从 0.12 下降后，操作弹性范围很快减小。图 8 说明在不同的原料气量下应有不同的冲洗比。随着处理量的增加，冲洗比应当适当增加，尽管如此，恒定产品纯度条件下的收率还是比低处理量条件下为高。总之，最佳 P/F 比的选择应综合考虑产品的回收率、产品纯度和所要求的原料气处理量。

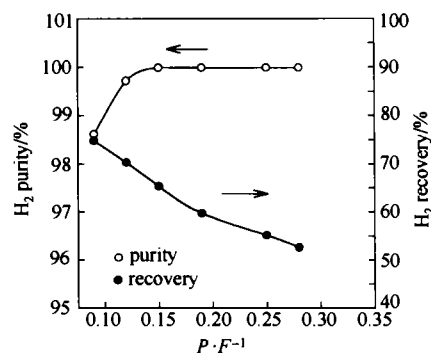


Fig. 5 Effect of purging ratio on process performance (at constant feed rate and adsorption pressure 0.4 MPa)

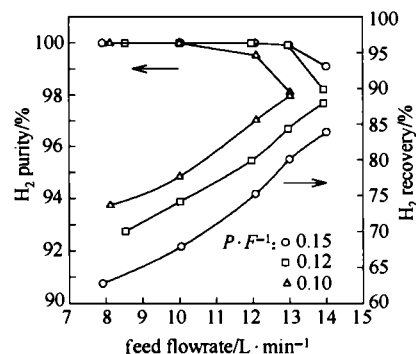


Fig. 6 Effect of purging ratio (adsorption pressure 0.6 MPa and varying feed rate)

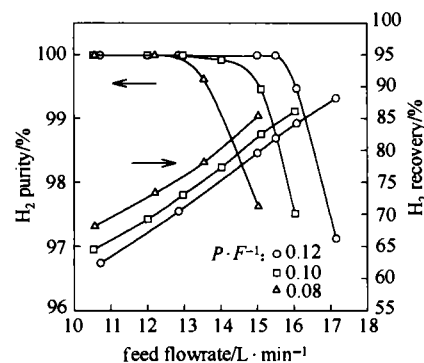


Fig. 7 Effect of purging ratio (adsorption pressure 0.8 MPa and varying feed rate)

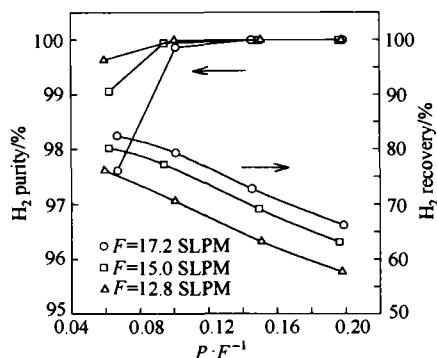


Fig. 8 Effect of purging ratio (adsorption pressure 1.0 MPa and varying feed rate)

3.5 过程稳定性与适应性实验

在最大原料气处理量 $17.15 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (每分钟标准升) 和 $P/F=15\%$ 条件下, 以产品氢纯度 99.99% 为目标, 连续运行 15 个循环, 过程的运行效果示于图 9. 操作起始于循环 0, 此时的原料气量为 $8.65 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$, 从循环 1 开始, 原料气量即增至 $17.15 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$. 从循环 4 开始, 氢的收率稳定在 78%, 直至运行结束. 传统的变压吸附工艺达到类似分离性能, 吸附压力一般在 $1.6 \sim 2.4 \text{ MPa}$ [6].

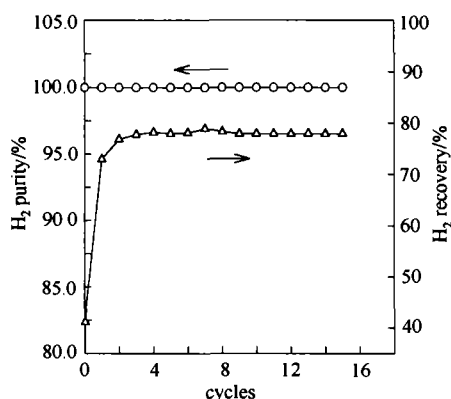


Fig. 9 Process performance of 15 cycles

新流程及其操作时序对某一塔偶然事故具有良好的适应性, 因为按照方程式 (2), 在 4 塔中若有一个塔停车, 则可立即转入 $\tau=1$ 时序运行而无须让整个流程停车. 在该塔修理期间, 只是过程的原料气处理量下降 1/4, 产品气纯度和收率均无改变. 待故障处理完毕后, 可立即恢复 $\tau=0.75$ 运行时序.

4 结 论

(1) 提出一种具有中间均压罐的变压吸附流程和相应的新变压吸附循环顺序, 通过模拟干气提氢实验研究了新工艺的分离性能.

(2) 实验证明此种变压吸附新工艺, 即使在低吸附操作压力下亦具有优良的分选性能.

(3) 普通活性炭和 5A 沸石分子筛的吸附剂组合, 在产品氢纯度达到 99.99% 的前提下, 即使在 $0.4 \sim 0.6 \text{ MPa}$ 压力下操作, 亦可达到 60% 以上的产品收率, 在 0.8 MPa 压力下收率大于 70%.

(4) 使用高比表面活性炭和 5A 沸石分子筛的吸附剂组合, 在 0.6 MPa 压力下操作, 可使氢纯度保持 99.99% 而氢回收率大于 75%, 在 0.4 MPa 则可达到 65% 的收率. 若吸附压力提至 $0.8 \sim 1.0 \text{ MPa}$, 两种吸附剂组合均可使收率提高到 80% 左右.

(5) 冲洗比是变压吸附重要的操作参数. 其最佳值取决于额定的产品气纯度、需要的产品收率以及原料气流量. 当然, 吸附剂的选择以及复合吸附剂的配比亦影响操作参数的选择. 在工业实践中, 通过调优操作 (Evolutionary operation) 应能不断改善变压吸附的操作条件.

符 号 说 明

- N ——PSA 流程中吸附塔的数目
- t_a ——吸附步骤的延续时间, s
- t_c ——一个 PSA 周期的延续时间, s
- t_s ——邻塔吸附步骤起始时间差, s
- τ ——邻塔操作时序重叠度

References

- 1 Yang R T. Gas Separation by Adsorption Processes. London: Butterworths, 1987
- 2 Skarstrom C W. US 2944627. 1960
- 3 Fuderer A, Rudelstorfer E. US 3986849. 1976
- 4 Malek A, Farooq S. Study of a Six-bed Pressure Swing Adsorption Process. *AIChE J.*, 1997, **43** (10): 2509—2523
- 5 Cannon J S. Hydrogen Vehicles Programs in the USA. *Int. J. Hydrogen Energy*, 1994, **19** (11): 905—909
- 6 Ruthven D M, Farooq S, Knaebel K S. Pressure Swing Adsorption. New York: VCH Publishers, 1994. 235
- 7 Ruthven D M. Report of PSA Discussion, Proceedings FOA4. In: The 4th International Conference on Fundamentals of Adsorption, Kyoto, 1992. 787—793
- 8 King D L, Bochow Jr, C E. What Should an Owner/Operator Know when Choosing an SMR/PSA Plant? *Hydrocarbon*

- Processing, 2000, **79** (5): 39—44
- 9 Annual Refining Report, Hydrogen Recovery from Fuel Gas Can Help Meet Refinery Demand. *Oil & Gas Journal, OGJ Special*, 1993, **91** (12): 60—63
- 10 Pacalowska B, Whysall M, Narasimhan M V. Improve Hydrogen Recovery from Refinery Offgases. *Hydrocarbon Processing*, 1996, **75** (11): 55—59
- 11 Qiu Changchun (邱长春), Wang Ruisheng (王瑞升), Li Chuanhe (李传和), Liu Jingkai (刘景开), Fu Qigui (付启贵). Manufacture of High-purity Hydrogen from Hydrogen-containing Industrial Flue Gases. *Cryogenics and Special Gases* (低温与特气), 1999, **4**: 37—39
- 12 Zhou Li (周理), Zhou Yaping (周亚平). CN 99106859.9, 1999
- 13 Teng Yancheng (滕燕程). Recovery of Hydrogen from Methanol Flue Gas by PSA and Its Cost Efficiency for Industrial Application. *Petrochemical Technology* (石油化工), 1987, **16** (7): 502—507
- 14 Ye Zhenhua (叶振华). Separation Processes by Adsorption in Chemical Industry (化工吸附分离过程). Beijing: Petrochemical Press, 1992
- 15 Lü Ch, Bian Sh, Zhou L, Guo W, Zhou Y. Experimental Study on the Performance of a Novel Pressure Swing Adsorption Process. Proceedings. In: The 3rd China-Korea Conference on Separation Science and Technology, Hangzhou, 2001. 385—389
- 16 Bian Shoujun (边守军). Studies on a New 4-Bed PSA Process for the Manufacture of Pure Hydrogen: [thesis] (学位论文). Tianjin: Tianjin University, 2000
- 17 Waldron W E, Sircar S. Parametric Study of a Pressure Swing Adsorption Process. *Adsorption*, 2000, **6**: 179—188
- 18 Gong Zhaoyuan (龚肇元), Wang Baolin (王宝林). CN 1069708A. 1993

信息与交流

“国外优秀科技著作出版专项基金”设立

为适应世界科技发展的潮流, 有效地学习和借鉴发达国家的先进技术, 提高石油和化工行业的科技创新能力, 中国石油和化学工业协会联合国内外知名企事业单位和化学工业出版社共同设立了“国外优秀科技著作出版专项基金”, 以资助国外优秀科技著作的出版。

据悉, 基金委由中国石化协会、科技专家、出资单位、捐资个人和化学工业出版社代表组成, 名誉主任由全国人大常委会副委员长成思危担任, 主任由中国石化协会会长谭竹洲担任。基金委自 2003 年 2 月起正式运行, 并在 2003 年 3 月 28 日结束的石油和化工行业协会一届三次理事会上进行了推介活动。

会 讯

2003 年世界制药原料中国展将举办

由中国医药保健品进出口商会和欧洲博闻有限公司 (CMP Information) 共同主办、上海博华国际展览有限公司协办的“2003 年 (第三届) 世界制药原料中国展” (CPhI China2003) 将于 2003 年 6 月 17~21 日在上海光大会展中心隆重举行。

本届展会面积比 2002 年展会又增加了 30%, 达 16000 平方米。现已有来自美国、法国、英国、德国、日本、西班牙、意大利、瑞典、俄罗斯、新加坡、中国香港等 20 多个国家和地区的 100 余家国外参展商和 360 多家国内参展商报名参展。

与前几届展会相比, 本届展会增设了 10 场专业研讨会和新产品发布会, 邀请国内著名专家和企业人士, 围绕“世界制药原料行业创新和发展”主题展开, 以让业内人士充分把握国内外制药原料行业的最新动态。

(摘自“中国化工信息网”)