

dustry, Chengdu 610041)

The effects of various CO_2 contents in the feed gas on the fuel—methanol synthesis have been investigated in the present paper. Experiments show that the water content of the product fuel—methanol can be kept within

1% (mass) by fixing an appropriate content of carbon dioxide in the input gas under certain operation conditions.

Key words: fuel—methanol, synthesis, carbon dioxide, water content

技术开发

氨厂弛放气提氢吸附过程的平衡模型

朱大方

(化工部西南化工研究院变压吸附分离工程研究所 成都 610041)

摘要:在概要地介绍和评价了变压吸附数学模型的基础上,采用多组分主体分离的平衡模型对氨厂弛放气 PSA 提氢吸附过程进行了模拟,模拟结果与理论分析及实验测定流出曲线所反映的基本规律相符合,表明该简化模型是适用的。

关键词:变压吸附 数学模型 氨厂弛放气

1 前言

变压吸附(PSA)技术的工业应用进展非常迅速。相对而言,其理论研究工作还远跟不上应用的要求。近年来,在 PSA 理论研究方面发表的文章日渐增多,研究工作亦不断深入。已经提出了多种数学模型。在模型中考虑的因素逐步增多,使其逐渐接近真实的吸附过程。研究的系统从含有微量杂质的两元系统,到杂质含量较大的两元主体分离系统,进而扩展到多元体系的分离。然而至今理论研究成果离实际应用于工业装置的开发设计及最佳化还有一定距离,有待于进一步的研究完善。

化工部西南化工研究院是国内开展 PSA 技术研究工作最早的。80 年代初建成了第一套氨厂弛放气提氢 PSA 工业装置。10 多年来该院提供的 PSA 工业装置已超过 200 套,并涉及多种气源及多种气体组分的分离。在理论研究方面,早在 1980 年就提出了一个多组分体系 PSA 数学处理的简化模型^[1],应用于第一套工

业装置的设计取得了成功。近年来,又进一步开展了基础吸附数据的测定及理论研究工作,取得了一定的进展。

本文拟对近年来提出的几类变压吸附模型作简要介绍,对它们应用于工业装置设计的可行性作一些分析,并对近年来作者将多组分主体分离的平衡模型应用于氨厂弛放气提氢吸附过程的计算结果作简要介绍。

2 几种数学模型

PSA 工艺的机理是相当复杂的,因为在吸附器中进行的吸附过程虽然与固定床催化反应器中的气固相反应过程比较相似,但是由于吸附过程是间歇操作,并非稳定过程,因而吸附器内的状态不仅随位置不同而不同,又随时间而变化。对于多组分体系的吸附过程还会发生吸附竞争,因而机理相当复杂。为了建立数学模型必定要进行简化,在目前的理论研究中普遍应用下列假设:

(1)理想气体定律是适用的;(2)气体在吸

附器中的流动为活塞流模型,不考虑径向流速分布和轴向返混的存在;(3)吸附器的轴向压力降忽略不计;(4)忽略径向温度差和浓度差的存在。

在此基础上建立的数学模型均是一维模型。另外考虑到吸附热相对较小,在温度变化不大的情况下可以作为等温系统。按照对吸附速率的不同处理方法可以区分为平衡模型、线性推动力模型及孔扩散模型。

2.1 平衡模型

平衡模型认为吸附过程速度很快,气固相瞬时达到平衡,忽略传质阻力的存在。通常还假设系统等温,忽略轴向扩散。早期建立的平衡模型考虑含有微量杂质的两元体系⁽²⁾,进而扩展到较易吸附组分含量较大的两元主体分离过程^(3,4)。

基本方程包括物料衡算式和吸附等温线方程。在主体分离的情况下,需要计及吸附过程中床内流速的变化,并且吸附等温线可为非线性。

(1) 物料衡算式

$$\epsilon \frac{\partial c_i}{\partial t} + \epsilon \frac{\partial (uc_i)}{\partial z} + (1-\epsilon) \frac{\partial q_i}{\partial t} = 0 \quad (i=1,2) \quad (1)$$

式中 t 为吸附时间(s), z 为离床进口端距离(cm), ϵ 为床层孔隙率, u 为空隙中的流速(cm/s), c_i 为气相浓度(mol/cm³), 其下标 i 表示 i 组分(下同), q_i 为吸附相浓度(mol/cm³)。

(2) 吸附等温线方程

$$q_i^* = f_i(c_i) \quad (i=1,2) \quad (2)$$

若为线性方程,则

$$q_i^* = k_i c_i \text{ (或为 } q_i^* = k'_i P_i) \quad (3)$$

若为朗格缪尔式,则

$$q_i^* = \frac{q_m B_i P_i}{1 + B_i P_i} \quad (4)$$

式中 q_i^* 为吸附相平衡浓度(mol/cm³), k_i (或 k'_i) 为线性常数, q_m 和 B_i 为朗格缪尔参数, $P_i = P y_i$ 为 i 组分分压(MPa), P 为总压(MPa)和 y_i 为摩尔分数。

由于是平衡模型,所以有

$$q_i^* = q_i \quad (5)$$

采用理想气体定律:

$$C_i = \frac{P_i}{RT} = \frac{P y_i}{RT} \quad (6)$$

式(1)可改为下式:

$$\frac{\partial y_i}{\partial t} + \frac{\partial (u y_i)}{\partial z} + \frac{(1-\epsilon)RT}{\epsilon} \frac{\partial q_i^*}{\partial P_i} \frac{\partial y_i}{\partial t} = 0 \quad (7)$$

式中 $\partial q_i^* / \partial P_i$ 为 i 组分吸附等温线上分压 P_i 处的斜率。

对于主体分离过程,流速随床长度 z 的变化是不可忽略的,其计算式为:

$$\frac{\partial u}{\partial z} = - \frac{(1-\epsilon)RT}{\epsilon} \frac{\partial y_1}{\partial t} \left(\frac{\partial q_1^*}{\partial P_1} - \frac{\partial q_2^*}{\partial P_2} \right) \quad (8)$$

通常将较易吸附的杂质组分作为组分 1。

求解上述方程组可以得到吸附过程中杂质组分在床内的浓度分布。当吸附等温线为线性或非线性等温线具有较为简单的函数关系时,两元系统的平衡模型可以由特征法解析求解。得到的浓度分布示意图如图 1 所示。图中的实线表示时间 t 时杂质组分在床内的浓度分布, y_1^0 为杂质组分进口摩尔分数,该浓度分布为一阶跃函数。其浓度前沿的推进速度为:

$$\frac{\partial z}{\partial t} = \frac{u \beta_1}{1 - y_1(1-\beta)} \quad (9)$$

$$\text{式中 } \beta_i = \frac{\epsilon}{\epsilon + (1-\epsilon)RT \partial q_i^* / \partial P_i} \quad (i=1,2) \\ \beta = \beta_1 / \beta_2$$

这是完全理想化的结果,实际上是不可能的。因为当浓度前沿为突跃时,浓度梯度将为无穷大,此时轴向扩散就是不可忽略的。真实的浓度分布如图中虚线所示,表明吸附速度很快时,浓度前沿很陡,传质区很窄。

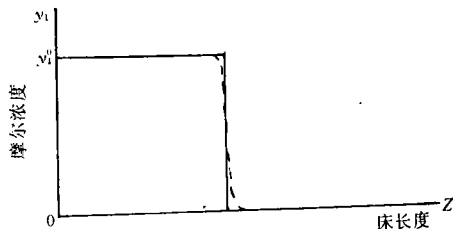


图 1 平衡模型浓度分布示意图

2.2 线性推动力模型(LDF 模型)

LDF 模型是简化处理的速率模型,它不考虑传质过程的机理,直接将吸附剂颗粒内的吸附量(即固相浓度)与气流主体浓度相关联。其实质是把吸附床看作一个均相,吸附质分子以恒定的扩散系数在床内进行“实体扩散”。LDF

模型应用于惰性气流中微量杂质的吸附,如空气干燥过程是成功的^[5,6]。进而应用于两元主体分离,其实例为 50/50 的 CH_4/CO_2 混合气在碳分子筛上的动力学分离^[7]。

对于等温系统在忽略轴向扩散的条件下, LDF 模型的基本方程包括物料衡算式(同式(1)),吸附等温线方程(同式(2))以及速率方程。速率方程具有线性推动力,表示为:

$$\partial q_i / \partial t = k_i (q_i^* - q_i) \quad (i=1, 2) \quad (10)$$

总传质系数 $k(1/s)$ 推荐由下式计算:

$$k = \Omega De / R_p^2 \quad (11)$$

式中 De 为有效扩散系数(cm^2/s), R_p 为颗粒半径(cm), 系数 Ω 值随循环时间增长而减少, 建议其值的范围为 40~15^[8]。在主体分离的情况下还需考虑床内流速变化, 其计算式同式(8)。

该模型必须由数值求解, 得到一定时间 t 时杂质组分在床内的浓度分布, 如图 2 所示。由于有限的传质阻力使浓度前沿趋于平坦, 传质区变宽。

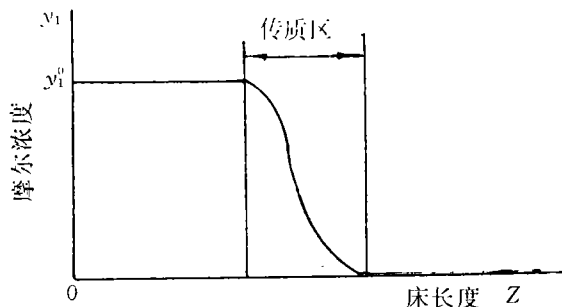


图2 速率模型浓度分布示意图

2.3 孔扩散模型

孔扩散模型是从吸附机理出发, 认为吸附过程的传质阻力主要存在于吸附剂微孔内的内扩散过程。然而吸附剂内的微孔结构是复杂的, 活性炭、硅胶等具有单分散孔, 而沸石分子筛具有双分散孔, 其吸附剂颗粒是由大小为 1000~9000nm 的晶粒粘结起来的, 因此内扩散过程包括大孔扩散和微孔扩散两部分。通常认为大孔阻力相对于微孔而言是很小的, 因此对双分散孔结构的数学处理也常采用类似于单孔结构的微孔扩散模型来描述。

基本方程包括床内物料衡算式, 粒内物料

衡算式, 颗粒表面上的连续性方程和吸附等温线方程。对于惰性气流中含有微量杂质的系统, 这些方程都只对杂质组分列出^[8], 且假设系统为等温及吸附过程中床内气速恒定。

(1) 床内物料衡算式

$$-D_L \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + \frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\partial(uc)}{\partial z} + \frac{1-\epsilon}{\epsilon} k_G a_v (c - c_F) = 0 \quad (12)$$

该式类似于式(1), 增加的第一项表示轴向扩散速率, 最后一项吸附速率由气膜扩散速率表示, c_F 表示杂质组分在吸附剂颗粒表面的浓度(mol/cm^3)。

(2) 粒内物料衡算式

$$\frac{\partial q}{\partial t} + \epsilon_p \frac{\partial c_p}{\partial t} = D_p \left(\frac{\partial^2 c_p}{\partial R^2} + \frac{1}{R} \frac{\partial c_p}{\partial R} \right) \quad (13)$$

式中 c_p 为杂质组分在颗粒内的浓度(mol/cm^3), ϵ_p 为粒内孔隙率, D_p 为粒内扩散系数(m^2/s), R 为颗粒的径向距离(cm)。

(3) 颗粒表面上的连续性方程

$$D_p \frac{\partial c_p}{\partial R} \Big|_{R=R_p} = k_G (c - c_F) \quad (14)$$

(4) 吸附等温线方程, 采用朗格缪尔式(同式(4))。

研究工作进而扩展到两元主体分离的孔扩散模型^[9,10]。孔扩散模型必须数值求解, 求解时认为孔内的吸附过程为瞬时平衡的, 通过求解吸附剂颗粒的孔内浓度分布, 进而得到床内气相主体的浓度分布。其结果类似于图 2 所示。有研究者^[9]建议采用粒内抛物线浓度分布的假设, 使模型的求解得到简化。

2.4 多组分体系的非等温模型

前面介绍了两元系统的几类数学模型, 对于多组分系统, 虽然模型方程的形式是与两元系统类似的, 但是方程都应对所有可吸附组分列出, 因此模型的求解即使是最简单的平衡模型也必须由数值求解。另外, 为了表示混合气体吸附时各个组分间的相互作用, 吸附等温线常采用扩展的朗格缪尔方程:

$$q_i^* = \frac{q_m B_i P_i}{H \sum B_i P_i} \quad (15)$$

式中的参数采用纯组分的朗格缪尔参数。

对于非等温系统, 模型中还需要包括能量

衡算式:

$$(\alpha \rho_g c_{pg} + \rho_b c_{ps}) \frac{\partial T}{\partial t} + \epsilon u \rho_g c_{pg} \frac{\partial T}{\partial z} + \frac{\partial h_0}{R_b} (T - T_0) + (1 - \epsilon) \sum Q_i \frac{\partial T_i}{\partial t} = 0 \quad (16)$$

式中 α 为包括粒内孔隙的总空隙率; ρ_g 和 c_{pg} 分别为气相密度 (kg/cm^3) 和定压热容 ($\text{J}/\text{kg} \cdot \text{K}$); ρ_b 为床层堆密度 (kg/cm^3); c_{ps} 为吸附剂定压热容 ($\text{J}/\text{kg} \cdot \text{K}$); T 和 T_0 分别为床层和环境温度 (K); h_0 为经过器壁的总传热系数 ($\text{J}/\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$); R_b 为床层半径 (cm) 和 Q_i 为 i 组分的吸附热 (J/mol)。

对于多组分体系变压吸附工艺的理论研究至今报道尚不多。文献[11]举例说明了稀吸附物的典型多组分吸附过程, 所举多组分体系包括 H_2O 、 H_2S 、 CO_2 和 CH_4 4 个组分, 其床层内浓度分布图示于图 3。由图表明随着各组分的吸附前沿向前推进, 发生强吸附组分对弱吸附组分的置换作用, 因而在较弱吸附组分的浓度分布曲线上出现驼峰, 其浓度超过进料值。这种现象也可在其他多元体系吸附流出曲线的实验测定结果中观察到^[11,12]。

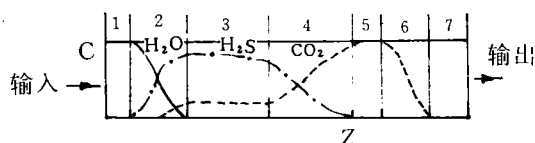


图 3 各组分在床层内的浓度分布图

3 模型实用性的简单分析

前面介绍了对吸附动力学不同处理方法的 3 类模型: 平衡模型、线性推动力模型和孔扩散模型。这些模型目前主要还停留在理论研究阶段。本文将对这些模型实际应用于开发变压吸附工艺及设计最佳化的实用性作简单分析。

平衡模型包括的基本方程数目最少, 涉及的物性参数也最少, 且求解容易。对于吸附分离主要取决于平衡吸附容量且吸附速度较快的情况, 采用平衡模型基本上可以得到满意的模拟结果。例如活性炭吸附剂对 H_2 - CH_4 系统的主

体分离, 由于活性炭颗粒较小, 孔径较大, 使孔扩散阻力较小, 在流量较低时, 采用平衡模型与采用孔扩散模型的模拟结果是很接近的^[9]。

对于传质阻力不可忽略的情况, 特别是吸附容量比较接近, 分离取决于扩散速率差异的系统, 例如碳分子筛分离空气, 必须采用速率模型。孔扩散模型从传质机理出发分别考虑外扩散和内扩散过程, 并研究了粒内浓度分布, 已向建立比较严格的机理模型的方向前进了一大步。随着计算机的出现及计算技术的进步, 求解复杂数学模型的能力不断提高。然而模型中考虑的因素越多, 涉及的物性及传递参数也越多, 它们的计算不仅费时且通常误差较大, 将影响模拟结果的准确性。实验还表明, 孔扩散系数随浓度不同而变化, 采用恒定扩散系数的孔扩散模型, 其模拟结果也有相当大的误差^[10]。

相对而言, LDF 模型是简化的动力学模型, 如把该模型速率方程中的总传质系数作为经验常数处理, 采用实验方法来决定其数值, 则实际上就是把简化模型所产生的全部误差都包括在内。研究表明, 适当选择总传质系数 (或 Ω) 之值, 可以使 LDF 模型的模拟结果接近于孔扩散模型, 而计算效率则可大大提高^[8,10]。

在实际工业应用中, 涉及的系统大量的的是多组分体系的主体分离。然而目前对这类系统的研究报道还甚少, 表明目前理论研究成果离工业应用尚有相当的距离。前文简单地提及了多组分系统的模型, 说明即使是平衡模型也是较为复杂的, 且需要数值求解。因此, 对于工艺设计开发的实际应用而言, 建议采用尽量简单和容易求解的模型, 只要模拟结果能反映过程的基本规律, 结果中的误差可以由适当的修正来解决。基于上述看法, 认为对取决于平衡分离的系统可以采用平衡模型, 而对取决于吸附速率的分离系统采用线性推动力模型较为适宜。

4 平衡模型在氨厂弛放气提 H_2 吸附过程中的应用

氨厂弛放气中含有 H_2 、 N_2 、 Ar 和 CH_4 4 个

组分,各组分按吸附强弱次序排列为 $\text{CH}_4 > \text{N}_2 > \text{Ar} > \text{H}_2$ 。难吸附的产品 H_2 组分含量约 60%。 H_2 的吸附容量相对于其他组分是很小的(为简化计算假设 H_2 为惰性,并假设系统等温)。由于 H_2 的分离主要取决于平衡吸附容量的差别,因此选用了多组分主体分离的平衡模型来模拟吸附过程。计算中采用的原始数据列于表 1。

表 1 计算所用原始数据表

吸附压力,MPa	2.1
吸附温度,K	298
吸附剂堆密度,kg/cm ³	720
床层空隙率	0.4
床进口处空塔流速,cm/s	5.1067
原料气组成	CH_4 N_2 Ar H_2
%	16.7 18.0 7.3 58.0
朗格缪尔参数	$q_{mi}B_i$ 16.5 12.3 3.8
	B_i 0.59 0.60 0.49

基本方程包括物料衡算式和吸附等温线方程,并需要考虑床内气速的变化。

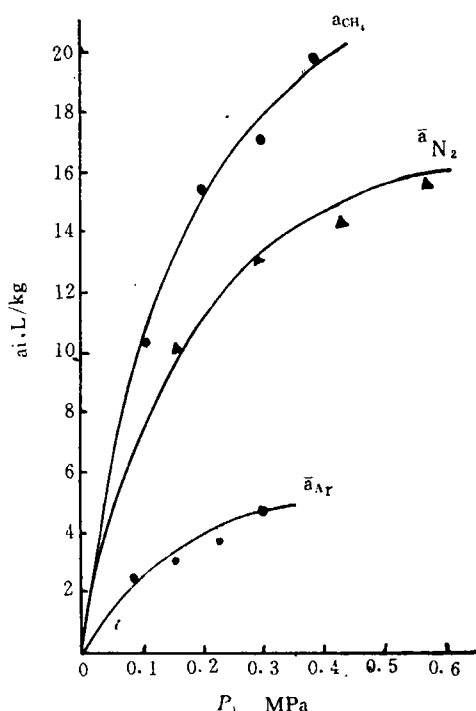
(1) 物料衡算式

物料衡算式同式(1)。这里应用理想气体定律变换后得到的式(7),式中 $i = \text{Ar}, \text{N}_2$ 和 CH_4 。 H_2 组分因假设为惰性,所以有:

$$\frac{\partial y_{\text{H}_2}}{\partial t} + \frac{\partial (u y_{\text{H}_2})}{\partial z} = 0 \quad (17)$$

(2) 吸附等温线方程

计算采用的吸附基础数据来源于文献[12]中实验测定的吸附容量数据, a_i (L/kg) 吸附剂,对 CH_4 选用平衡吸附容量,对 N_2 和 Ar 选用动吸附量。由于实验数据是对混合气体测定的,所以这些数据已包含多组分间的相互作用,则吸附等温线采用单组分朗格缪尔式 $a_i = q_{mi} B_i P_i / (1 + B_i P_i)$ 。各组分的朗格缪尔参数列于表 1。图 4 绘出了计算中所采用的 $\text{Ar}, \text{N}_2, \text{CH}_4$ 的吸附等温线,并标出了实验数据以供比较。还需要说明的是,这些吸附容量数据包括了床层死容积中存留的气体组分,因而与本模型中 q_i 的定义是有差别的。

图 4 $\text{Ar}, \text{N}_2, \text{CH}_4$ 的吸附等温线

床内气速变化的计算式可由总物料衡算式推导出来:

$$\frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{(1-\epsilon)RT}{\epsilon} \sum \frac{\partial q_i}{\partial P_i} \frac{\partial y_i}{\partial t} \quad (18)$$

模型求解时采用的初始条件为:

$$y_i(z=0, t) = y_i^0 \quad (19)$$

($i = \text{H}_2, \text{Ar}, \text{N}_2$ 和 CH_4)

$$y_{\text{H}_2}(z, t=0) = 1 \quad (20)$$

模型求解的结果得到不同吸附时间时,床内各组分的浓度分布。这里列举一组吸附时间 100s 时的浓度分布数据,见表 2。图 5 绘出了相应的浓度分布图。

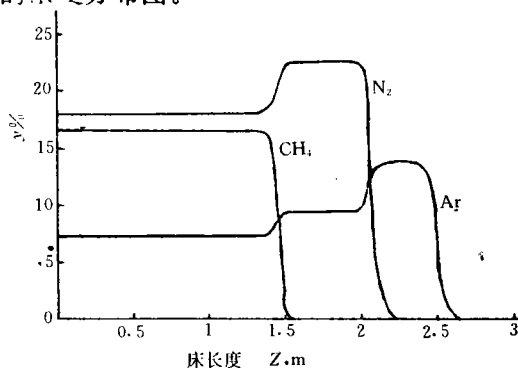
图 5 $\text{Ar}, \text{N}_2, \text{CH}_4$ 相应的浓度分布图

表 2 吸附 100s 后的各种气体的浓度分布数据($t=100s$)

$z(\text{cm})$	Ar(%)	N ₂ (%)	CH ₄ (%)	H ₂ (%)	$u(\text{cm/s})$
120	7.3000	18.0000	16.7000	58.0000	5.1067
130	7.3001	18.0001	16.6982	58.0016	5.1066
140	7.3767	18.1655	16.2596	18.1981	5.0944
150	9.1865	22.4049	0.4657	67.9429	4.4473
160	9.2298	22.5095	0.0000	68.2607	4.4276
170	9.2297	22.5094	0.0000	68.2609	4.4276
180	9.2298	22.5093	0.0000	68.2609	4.4276
190	9.2331	22.5072	0.0000	68.2597	4.4276
200	9.4132	22.2527	0.0000	68.3340	4.4255
210	13.2441	4.0423	0.0000	82.7136	3.8246
220	13.8403	0.0002	0.0000	86.1595	3.6808
230	13.8192	0.0000	0.0000	86.1809	3.6803
240	13.2526	0.0000	0.0000	86.7474	3.6676
250	4.4624	0.0000	0.0000	95.5376	3.4386
260	0.337	0.0000	0.0000	99.9663	3.3110
270	0.0001	0.0000	0.0000	99.9999	3.3100

* 床进口至 1.2m 间,各组分浓度均为进料组成,2.7m 以后为纯 H₂。

计算结果表明,吸附性最强的 CH₄ 其传质区很窄,在传质区里它的浓度迅速由进口浓度下降为 0。而吸附性较弱的 N₂ 和 Ar 的浓度曲线均具有先上升后下降的形式,它们的最高浓度都超过进口浓度。N₂ 的浓度曲线上有一个驼峰,发生在 CH₄ 浓度下降时。Ar 浓度曲线的上升段呈两级台阶的形式,第一台阶发生在 CH₄ 浓度下降时,而第二台阶发生在 N₂ 浓度下降时。该计算结果与理论分析以及实验测定吸附流出曲线所反映的吸附规律都是符合的。从定量数据看,按 Ar 进口浓度计算使床层全部达到饱和所需要的吸附床长度为 2.9m,计算值为 2.7m,这是由于吸附床内某个区域中 Ar 浓度超过进口浓度所致。因此可以说明,采用该简化模型能反映氨厂弛放气提氢吸附过程的基本规律,计算结果可提供工业装置设计参考。

5 结果与讨论

(1)概述了近年来变压吸附工艺数学模型,即平衡模型、线性推动力模型和孔扩散模型的基本方程及求解方法。

(2)目前对多组分体系的理论研究较少,而在工业实际应用中大量涉及的是多组分体系的主体分离过程,今后应加强这类系统的理论研究工作。

(3)为了实现理论与实际应用的结合,建议选用能反映工艺过程基本规律而又尽量简化的模型,通过适当的修正而得到有实用意义的结果。

(4)对氨厂弛放气提氢的吸附过程建立了多组分主体分离的平衡模型。模拟结果符合该吸附过程的基本规律,表明该简化模型适用,计算结果可提供工业装置设计参考。

(本文收到时间 1994—03—23)

本文作者:女,1941 年生,高级工程师

参考文献

- 1 朱大方. 天然气化工,1980,5(4):35—44
- 2 Yan Nam I Chan, Frank B H, Yin Wah Wong, Chem. Eng. Sci., 1981, 36: 243
- 3 Kayser J C, Knaebel K S. Chem. Eng. Sci., 1989, 44: 1
- 4 Bassy A, Tondeur D. Chem. Eng., 1992, 48: 173
- 5 Raghavan N S, Hassan M M, Ruthven D M, AIChEJ, 1985, 31(3): 385
- 6 Carter J W, Wyszynski M L, Chem. Eng. Sci., 1983, 38(7): 1093
- 7 Kapoor A, Yang R T, Chem. Eng. Sci., 1989, 44(8): 1723
- 8 Raghavan N S, Chem. Eng. Sci., 1986, 41(11):

2787

- 9 Yang R T, Doong S T, AIChEJ, 1985, 31 (11): 1829
- 10 Fanroog S, Ruthven D M, Chem, Eng. Sci., 1991, 46(9):2213
- 11 R T Yang 著. 吸附法气体分离. 王树森等译. 北京:化学工业出版社, 1987. 179 页
- 12 四川化工研究院四室. 天然气化工, 1977, (1):24

An equilibrium model of adsorption for concentrating hydrogen from ammonia plant purge gas

Zhu Dafang

(PSA Business Group of the Southwest Research Institute of Chemical Industry, Cheng-

du 610041)

A brief account and evaluation is given of mathematic models of pressure swing adsorption. Using an equilibrium model for the bulk separation of multiple components, an adsorption process is simulated for concentrating hydrogen from ammonia plant purge gas by PSA method. The results are in agreement with the basic law expressed by theoretically analyzed and experimentally determined outflow curves, showing that the simplified model is applicable.

Key words: pressure swing adsorption, mathematic model, ammonia plant purge gas

CN-16 号催化剂工业应用的技术经济初步评价

陈式荣

(云南天然气化工厂 云南水富 657800)

摘要:云南天然气化工厂使用 CN-16 号催化剂一年多来,明显节省了原料天然气,并使系统阻力下降,炉管和管壁温度下降,它还具有一定的抗硫能力,取得明显的经济效益。

关键词:一段转化催化剂 合成氨 技术经济评价

1 前言

CN-16 号催化剂是西南化工研究院 1984 年开始研制的多孔花板型一段转化催化剂。1992 年 4 月在云天化厂大修中整炉(薄壁管型号 HP-50)装填 CN-16 号催化剂,于 5 月 17 日升温还原正式投运,率先在全国大化肥装置中使用。至今运行已一年半,由于运转正常,至 1993 年 4 月 24 日停车大修,年运转日为 340 天。至 1993 年 12 月底止 CN-16 号催化剂在该厂已运转 20 个月,平均日负荷 92%,转化后工序停车 3 次,一段炉仅停车两次,始终运转正常,累计一年多来工厂取得利税近亿元,生产合成氨 500kt 以上。综观云天化厂 1992 年到 1993

年经济效益的取得与 CN-16 号催化剂的使用有直接关系。

2 CN-16 号催化剂与 HP-50 薄壁管的综合效益

由于同时采用了 Lake and Ellioj Paramounj Tube LD 公司的薄壁管和西南化工研究院的 CN-16 催化剂,故观测的效果为综合效果。CN-16 号催化剂具有比表面大、表观活性大、空隙率高、强度好等优点;而 HP-50 薄壁管因热阻小、传热快、管径粗、传热面积大,辐射传热迅速。一年多来,取得的综合效益如下。

2.1 系统阻力下降

使用 CN-16 号催化剂和 HP-50 薄壁管后,炉管阻力由 0.3MPa 下降至 0.18MPa,下降了