

蒸馏过程中旋转填料床的传质和流体力学特性

栗秀萍, 刘有智, 杨明

(中北大学化学工程系, 山西 太原 030051)

摘要: 建立了一套完整的精馏实验装置, 以甲醇-水溶液为物系, 在常压、全回流操作条件下, 研究了旋转填料床的传质和流体力学性能. 结果表明, 旋转填料床的理论塔板数随超重力因子和气相动能因子的增大出现峰值, 理论塔板高度最小为 0.0109 m; 气相压降随气相动能因子、超重力因子的增大而增大. 在实验基础上应用最小二乘法建立了旋转填料床的传质、压降实验关联式.

关键词: 旋转填料床; 精馏; 理论塔板数; 压降

中图分类号: TQ053.5

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2005)04-0375-04

1 前言

旋转填料床是 20 世纪 80 年代发展起来的一种应用超重力技术的新型过程强化传质设备, 作为一种新型的气液传质设备受到国内外化工界科技工作者的广泛关注^[1-9]. 目前, 超重力旋转填料床已研究开发的单元操作涉及气体选择性吸收^[10]、气体解吸^[11-13]、脱硫除尘^[14]等. 在精馏单元操作方面, Kelleher 等^[15]对环己烷-正庚烷体系进行了精馏实验, 并应用于小规模生产; 鲍铁虎等^[16]对转子直径为 500 mm 的折流式旋转床进行了精馏实验, 获得了每米 48.3 块理论塔板的传质效果.

2 实验

以甲醇-水溶液为物系, 在常压、全回流操作条件下, 研究超重力因子(β)、气相动能因子(F)对旋转填料床传质和流体力学特性的影响.

2.1 工艺流程

实验流程如图 1 所示, 由再沸器 1 出来的蒸汽从气体进口管 16 进入旋转床外腔 15, 在气体压力作用下自外向内强制性流过填料层 2, 汇集于填料床中心管 13, 然后从气体出口 11 进入冷凝器 9. 冷凝液体通过

转子流量计 8 计量后进入旋转填料床中央分布器 12, 经喷嘴 14 喷入旋转填料内, 受离心力作用向外甩出, 由旋转床的外壳 15 收集后, 从液体出口 16 流回再沸器 1 进行循环.

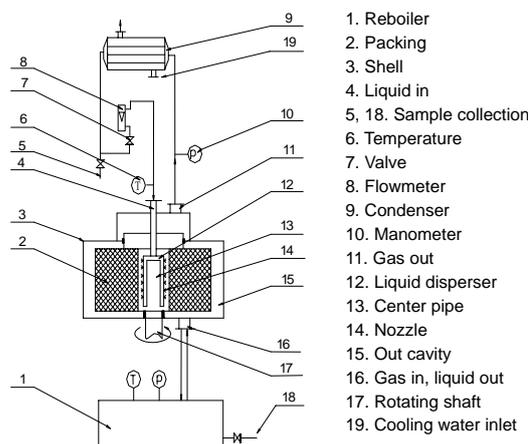


图 1 实验流程图
Fig.1 Flow diagram of experimental set-up

2.2 主要设备性能

实验采用立式逆流型旋转填料床. 旋转填料床主要部件、转子及填料的性能如表 1 所示.

表 1 旋转填料床主要部件、转子尺寸及填料性能
Table 1 The major part dimensions of rotating packed bed

RPB	Gas pipe (mm)		Liquid pipe (mm)		Nozzle		Outer shell diameter (mm)	Height (mm)	Material
	Entrance	Outcome	ϕ	ϕ	Diameter (mm)	Number			
	$\phi 56$	$\phi 56$	$\phi 6$	$\phi 48$	$\phi 1$	4	220	100	Iron
Rotor	Outer diameter (mm)		Inner diameter (mm)		Height (mm)	Thickness (mm)	Porosity		Material
	$\phi 180$		$\phi 60$		40	2	0.65		Stainless steel
Packing	Diameter of gauze corrugated packing (mm)			Packing density (kg/m ³)		Specific surface area (m ² /m ³)		Porosity	Material
	$\phi 0.285$			361.72		5 100		0.9542	Stainless steel

Note: Rotating packed bed and packing were made in North University of China. Diameter of gauze corrugated packing of stainless steel is 0.285 mm, wavelength 3~5 mm and amplitude 2~3 mm.

收稿日期: 2004-07-12, 修回日期: 2004-11-22

基金项目: 山西省自然科学基金资助项目(编号: 20011018)

作者简介: 栗秀萍(1972-), 女, 山西省繁峙县人, 博士, 讲师, 化学工程与工艺专业, Tel: 0351-3922271, E-mail: lixiuping@nuc.edu.cn; 刘有智, 通讯联系人.

2.3 实验条件

采用 SQ206 气相色谱测量回流液和再沸器中甲醇浓度,用调频电机调节旋转速度,用液体流量计测定回流流量,用 U 形差压计测定旋转填料床气相压降. 实验条件如表 2 所示.

表 2 操作条件

Table 2 The operating conditions

Concentration of raw stuff, C_{methanol} (mass ratio)	Rotational speed, n (r/min)	Reflux quantity, L (L/h)
0.10~0.15	0~2400	0~20

3 结果与讨论

3.1 传质性能

精馏为气液传质传热过程. 精馏设备的传质性能可以用理论塔板数来表示. 因此, 本实验以理论塔板数表示传质效果.

理论板数是通过测定塔顶冷凝液和塔底溶液的摩尔浓度,从塔顶出发交替使用相平衡和操作线方程逐板计算,所得塔板数减 1(再沸器相当于 1 层理论板)求得.

3.1.1 超重力因子对传质效率的影响

超重力因子^[17]是旋转填料床的平均超重力加速度与重力加速度之比,表达式为

$$\beta = \omega^2 \bar{r} / g, \quad (1)$$

式中 $\omega=2\pi n$, $\bar{r}=0.06$ m(转子内半径 $r_1=30$ mm 与外半径 $r_2=90$ mm 的平均值), $g=9.8$ m/s².

图 2 为在不同的回流量(L)下,理论塔板数(N)随超重力因子的变化曲线. 从图看出,在回流量不变的情况下, $\beta < 43$ 时,理论塔板数随 β 的增大而增加; $\beta > 67$ 时,理论塔板数随 β 的增大而减小;在 $\beta=43\sim 67$ 范围内旋转填料床传质效率较好. 主要是由于 β 增大导致流体在填料中的液膜逐渐变薄、填料润湿面积增大有利于传质进行与停留时间变短不利于传质进行相互竞争造成的.

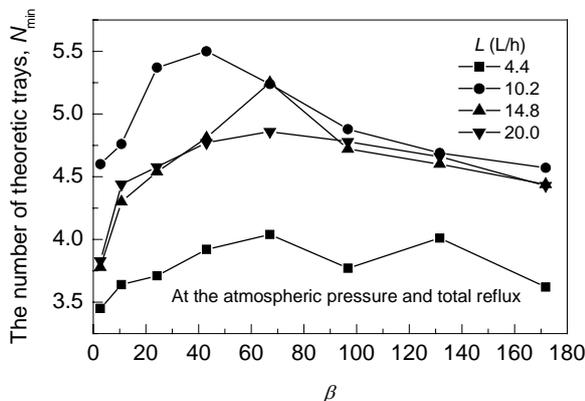


图 2 超重力因子和理论塔板数的关系
Fig.2 Correlation of β and the number of theoretic trays

从图 2 还可看出,其他条件不变时,旋转填料床的传质性能随回流量的变化而变化. 当回流量为 10.2 L/h 时,旋转填料床传质效果最好.

3.1.2 气相动能因子对传质效率的影响

气相动能因子又称 F 因子,是描述气液传质设备性能的参数, $F=u\rho^{0.5}$ [u 为气体流速(m/s), ρ 为气体密度(kg/m³)]. 在旋转填料床中,转子内缘的流通截面积最小,最易产生液泛. 因此,根据转子内缘截面积计算 F 因子,计算过程中忽略回流液体所占的流通面积.

图 3 为不同转速时,理论塔板数随气相动能因子的变化曲线. 从图看出,在同一旋转速度下, $F < 0.46$ kg^{0.5}/(m^{0.5}·s)时,理论塔板数随 F 因子的增大而增大. 当 $F > 0.46$ kg^{0.5}/(m^{0.5}·s)时,理论塔板数随 F 因子的增大而减小. 因 F 增大,气体流量增大,气液湍动程度加剧,有利于传质进行,但物料在填料中的停留时间却逐渐变短,不利于传质. 二者相互竞争,得最佳操作条件为 $F=0.46$ kg^{0.5}/(m^{0.5}·s).

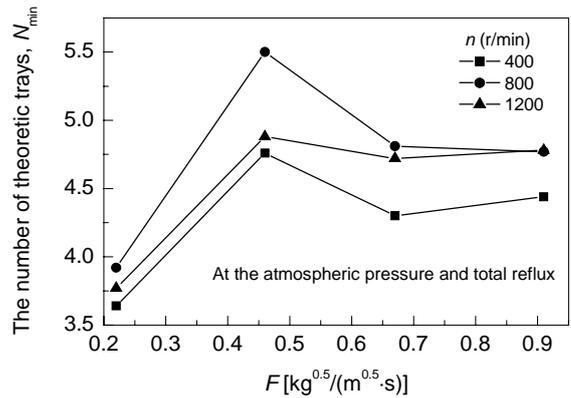


图 3 气相动能因子对理论板数的影响
Fig.3 Effect of F on the number of theoretic trays

3.1.3 旋转填料床的等板高度

旋转填料床的气液平衡等板高度为

$$h_e = (r_2 - r_1) / N_{\text{min}} = 60 / N_{\text{min}}, \quad (2)$$

式中 r_1, r_2 为转子外径和内径, N_{min} 为理论塔板数(实验结果). 根据式(2)得到不同条件下的等板高度数据(图 4). 从图看出,一个转子内径 60 mm, 外径 180 mm, 宽 40 mm, 转速 100~2400 r/min, 液体流量 4.4~20 L/h, 填料比表面积 5100 m²/m³, 空隙率为 0.9542 时,等板高度在 0.0109~0.0176 m 之间. 而传统填料塔的等板高度一般为 0.2~1.5 m. 等板高度缩小了 1~2 个数量级,设备体积可大大缩小.

3.1.4 传质模型

实验结果表明,旋转填料床的理论板数与超重力因子、气相动能因子、回流量和塔顶塔底溶液甲醇的摩尔

浓度差(Δx)呈幂指数关系. 因此可将超重力旋转床的理论板数表达为

$$N_{\min}=A\beta^a F^b L^c \Delta x^d, \quad (3)$$

其中 A, a, b, c, d 为待定参数.

应用最小二乘法, 对式(3)进行多元线性回归, 可化为

$$\lg A+a\lg \beta+b\lg F+c\lg L+d\lg \Delta x-\lg N_{\min}=0, \quad (4)$$

应使 $\sum_n (\lg A+a\lg \beta+b\lg F+c\lg L+d\lg \Delta x-\lg N_{\min})^2$ 的值最小.

据所测数据, 求解得待定系数 $A=0.0001963, a=0.0316, b=-3.2796, c=3.1849, d=-0.1839$, 得到实验关联式:

$$N_{\min}=0.0001963\beta^{0.0316}F^{-3.2796}L^{3.1849}\Delta x^{-0.1839}. \quad (5)$$

将回归结果与实验结果进行对比, 平均偏差为 4.33%. 说明该关联式与实验数据能很好地吻合, 为旋转填料床用于精馏的工业化提供了基础数据.

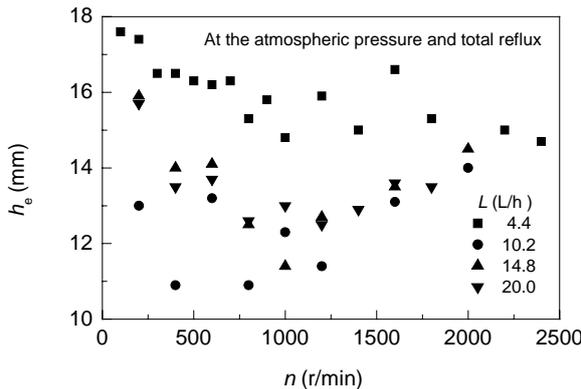


图 4 等板高度与回流量和转速的关系
Fig.4 Correlation of h_e and n

3.2 流体力学性能

3.2.1 气相动能因子对气相压降的影响

图 5 为旋转填料床的气相压降(Δp)与气相动能因子的关系. 从图可看出, 旋转速度不变时, Δp 随 F 因子的增大而增大. 由范宁公式可知, 蒸汽在转子中沿弯曲通道所造成的摩擦阻力、形体阻力和所受的曳力都随 F 因子的增大而增大, 从而导致了整个旋转床压降的增大.

3.2.2 超重力因子对气相压降的影响

图 6 为旋转填料床的气相压降与超重力因子的关系. 从图看出, 回流量不变时, Δp 随 β 因子的增大而增大. 原因是 β 增大, 虽然液体在转子中形成空心, 压降减小, 但 β 增大引起的离心力压降增大; 同时 β 增大, 液体与丝网填料急剧碰撞, 液滴不断聚并和分散, 雾化程度

提高, 气液逆流接触的湍动程度加剧, 气体通过转子时所受的曳力和形体阻力增大, 损失的机械能增大, 导致气相压降增大. 后者比前者引起的变化量大, 因此 Δp 随 β 的增大而增大.

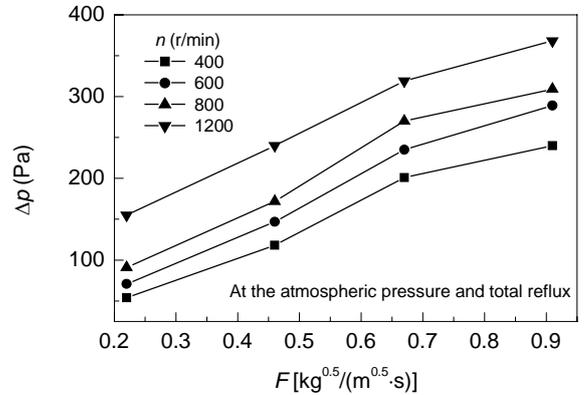


图 5 F 因子与气相压降的关系
Fig.5 Correlation of F and gas pressure drop

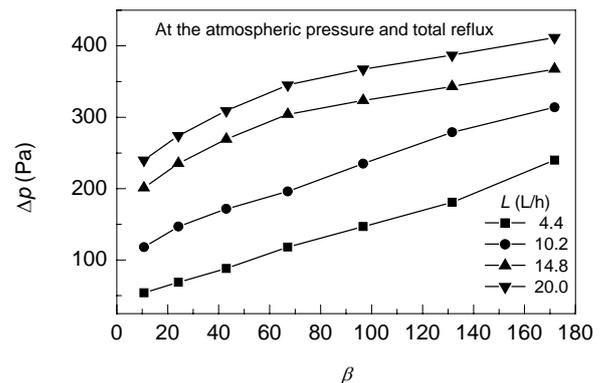


图 6 超重力因子与气相压降的关系
Fig.6 Correlation of β and gas pressure drop

从图 6 还可看出, 在其他条件不变时, 旋转填料床的气相压降随回流量的增大而增大. 由于回流量增大, 液体在填料中的润湿率增大, 气液接触面积增大, 气体受到液体的表面曳力增大; 同时, 在全回流量操作中, 回流量增大, 蒸汽量相应增大, 气液通过转子的流速增大, 气液湍动程度加剧, 气体受到液体的表面曳力增大, 从而导致整个旋转床的压降增大.

3.2.3 旋转填料床的每米压降

气相压降是衡量设备性能的重要指标. 表 3 为本实验所用旋转填料床在不同超重力因子和气相动能因子下的每米压降. 得到在本实验操作范围内, 旋转填料床的压降为 900~6867 Pa/m.

表3 旋转填料床每米压降与气相动能因子、超重力因子的关系

Table 3 Correlation of pressure drop of RPB with F and β (Pa/m)

β	F [$\text{kg}^{0.5}/(\text{m}^{0.5}\cdot\text{s})$]			
	0.22	0.46	0.67	0.91
10.74	900	1966	3350	4001
24.16	1150	2450	3920	4573
42.95	1470	2858	4492	5148
67.11	1967	3267	5067	5750
96.65	2450	3917	5390	6125
131.55	3017	4650	5717	6452
171.8	4000	5233	6125	6867

3.2.4 压降模型

实验结果表明, 旋转填料床精馏全回流操作的气相总压降与超重力因子、气相动能因子和回流量呈幂指数关系, 因此, 可将其表示为

$$\Delta p = A' \beta^{a'} F^{b'} L^{c'}, \quad (6)$$

其中 A' , a' , b' , c' 为待定参数。

应用最小二乘法, 对式(6)进行多元线性回归。依据所测数据, 求解得待定系数 $A'=39.25$, $a'=0.3251$, $b'=0.4535$, $c'=0.2961$, 得到关联式为

$$\Delta p = 39.25 \beta^{0.3251} F^{0.4535} L^{0.2961}. \quad (7)$$

将回归结果与实验结果进行对比, 平均偏差为 5.64%。说明该关联式与实验数据能很好地吻合。可用其计算旋转填料床的气相压降, 考察其流体力学性能。

超重力旋转填料床与普通填料塔主要特性对比见表 4。

表4 超重力旋转填料床与普通填料塔主要特性对比
Table 4 Comparison between the conventional columns and RPB

	Packings	Specific surface area (m^2/m^3)	Number of theoretic trays per meter (m^{-1})	Pressure drop per meter (Pa/m)	Minimum pressure drop per theoretic tray (Pa)
Traditional columns ^[17]	Orifice plate corrugated packing	250~450	2.5~3.5	133~267	38.1
	Mesh corrugated packing	650	6~9	267~400	29.6
	Ceramic corrugated packing	470	4~6	600~933	100
RPB	Baffle	100	36.7~48.3	444~4000	9.2
	Gauze corrugated packing	7100	56.8~91.7	900~6867	14.8

4 结论

(1) 在 $F=0.46 \text{ kg}^{0.5}/(\text{m}^{0.5}\cdot\text{s})$, $\beta=42.95$, $L=10.2 \text{ L/h}$ 时, 旋转填料床的传质效果最好, 理论板数为 5.5, 等板高度为 0.0109 m, 相当于每米 91.7 块理论塔板的分离能力。

(2) 与传统塔相比, 旋转填料床的每米压降虽然较高, 但每块板的气相压降降低了 1/3~1/2, 动力消耗大大降低; 传质效率高 1~2 个数量级, 设备体积小, 能耗小, 且无液泛现象。说明其有着巨大的应用前景。

参考文献:

- [1] Richard B. New Mass-transfer Find is a Matter of Gravity [J]. Chem. Eng., 1983, 21(2): 23-29.
- [2] Liu H S, Lin C C, Wu S C, et al. Characteristics of a Rotating Packed Bed [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1996, 35: 3590-3596.
- [3] Basic A, Dudukovic M P. Liquid Holdup in Rotating Packed Beds—Examination of the Film Flow Assumption [J]. AIChE J., 1995, 41(2): 301-316.
- [4] Majid K, Nelson C G. Operating Characteristics of Rotating Packed Beds [J]. Chem. Eng. Prog., 1989, 9: 48-52.
- [5] 刘有智, 祁贵生, 杨利锐. 撞击流旋转填料床萃取器传质性能研究 [J]. 化工进展, 2003, 22(10): 1108-1111.

- [6] 欧阳朝斌, 刘有智, 祁贵生. 一种新型反应设备—旋转填料床技术及其应用 [J]. 化工科技, 2002, 10(4): 50-53.
- [7] 李裕, 刘有智, 祁贵生. 旋转填料床制备超细 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 碳化时间的研究 [J]. 华北工学院学报, 2002, 23(5): 334-337.
- [8] 王玉红, 郭锴, 陈建峰. 超重力技术及应用 [J]. 金属矿山, 1999, (4): 25-29.
- [9] 陈建峰. 超重力技术及应用—新一代反应与分离技术 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2002. 1-275.
- [10] 孙震, 朱兆友, 王晓红. 旋转填料床用于易溶气体吸收的传质性能研究 [J]. 青岛化工学院学报, 1998, 19(4): 343-346.
- [11] 柳来栓, 谢国勇, 刘有智. 旋转填料床处理含氨废水实验研究 [J]. 华北工学院学报, 2002, 23(3): 144-147.
- [12] 周绪美, 郭锴, 王玉红, 等. 超重力场技术用于油田注水脱氧的工业研究 [J]. 石油化工, 1994, 12: 807-811.
- [13] 陈建铭, 宋云华. 用超重力技术进行锅炉给水脱氧 [J]. 化工进展, 2002, 21(6): 414-416.
- [14] 陈昭琼, 熊双喜, 伍极光. 螺旋型旋转吸收器—II. 烟气脱硫传质系数 [J]. 化工学报, 1996, 47(6): 758-761.
- [15] Kelleher T, Fair J R. Distillation Studies in a High-gravity Contactor [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1996, 35: 4646-4655.
- [16] 鲍铁虎, 徐之超, 计建炳, 等. 新型旋转床性能研究 [J]. 石油化工设备, 2002, 31(2): 16-18.
- [17] 栗秀萍. 旋转填料床精馏性能研究 [D]. 太原: 华北工学院, 2004. 48.

Mass Transfer and Hydrodynamics of Rotating Packed Bed in Distillation

LI Xiu-ping, LIU You-zhi, YANG Ming

(Department of Chemical Engineering, North University of China, Taiyuan, Shanxi 030051, China)

Abstract: An experimental system of rotating packed bed for distillation operation was set up for studying mass transfer efficiency and hydrodynamics with methanol/water solution at the atmospheric pressure and total reflux. The results showed that the number of theoretical trays of rotating packed bed attained the maximum value corresponding to the increase of F and β . The least height equivalent to a theoretical plate was 0.0109 m. Two correlations for the number of theoretical plate (N_{min}) and gas pressure drop (Δp) were established with least square method based on the experimental data.

Key words: rotating packed bed; distillation; theoretical trays; pressure drop