

L 角钢挡板塔盘吸收性能的试验研究<sup>\*\*\*</sup>

林 新 波

(化工与生化工程系)

**摘要** 经氨空气水物系吸收性能试验表明, L角钢挡板塔盘具有结构新颖简单、加工安装方便、生产能力大、板压降小、效率高、传热传质效果好等特点, 是一推广应用的新塔型, 并提出冒夫里板效率  $E_{MV}$  和体积传质系数  $K_{YV}$  的关联式。

**关键词** 塔板, 挡板塔板, 吸收

## 0 前言

新挡板塔盘是一创新塔型,它由基板(较大开孔率筛板或角钢板)上某一高度放一 L 角钢挡板组成称为 L 角钢挡板(筛板)塔盘(LBST)或 L 角钢挡板角钢塔盘(LBAT)。我们已进行了流体力学性能试验<sup>(1,2)</sup>,凉水塔传热传质试验<sup>(3)</sup>,甲醇水、乙醇水、正庚烷环己烷物系的 LBST 塔盘精馏试验<sup>(4,5)</sup>研究。1991年2月在福建化纤化工厂建成新精馏二塔,新挡板塔盘在醋酸乙烯生产上应用一次试车成功,并投入工业生产,日产精 VAC 可达100—110 t,产品质量提高、节能经济效益显著,其结果表明该塔具有生产能力大、板压降小、效率高、结构新颖简单、加工安装方便的特点,是一很有推广应用前途的新塔型。

我们继续在塔径 $\phi 219 \times 8$ 的三块 LBST 塔盘内进行吸收性能试验。对难溶气体用氧—水脱吸系统进行试验确定传质分系数 $k_L$ ，对易溶气体用氨—水吸收系统试验确定传质分系数 $k_L$ 。

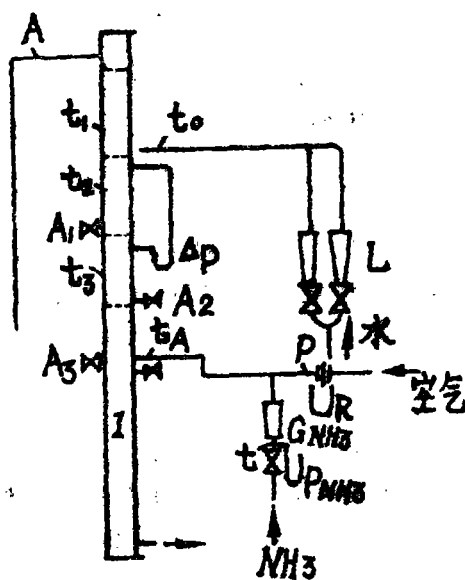


图1 吸收装置流程

$I$ —吸收塔;  $R$ —毕托管压差;

 $L$ —水流量;  $G_{NH_3}$ —氨流量

\* 本文1991-03-30收到.

•• 参加本实验工作的还有林恒之、林海等。

作为标准系统<sup>(6)</sup>。由于氨易购得且分析方法简便、准确,所以采用氨水物系。

## 1 试验装置流程与实验条件

LBST 塔盘吸收试验装置流程如图1。塔盘的结构尺寸与精馏试验相同。实验条件:常压室温,氨入塔浓度  $y_1 = 0.5 - 1.5\%$ , 水流量  $L_1 = 0.25 - 0.86 \text{ m}^3/\text{h}$ , 空塔气速  $u_0 = 0.8 - 2.5 \text{ m/s}$ 。

## 2 吸收过程的数字模型及传质机理

以相界面向任一相物质传递的研究是基于流体动力方程连续性方程和对流扩散方程。

$$\frac{\partial u}{\partial \theta} + (u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z}) = \nu (\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2}), \quad (1)$$

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0,$$

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} + (u \frac{\partial c}{\partial x} + v \frac{\partial c}{\partial y} + w \frac{\partial c}{\partial z}) = D (\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}) - R, \quad (2)$$

式中,  $R$  为单位体积及单位时间内用于反应的组分耗量,如物理吸收过程  $R=0$ 。在界面处的传质速率  $N$  为

$$N = -D (\frac{\partial c}{\partial z})_{z=0} \quad (3)$$

$\theta=0$  时  $z=0, c=c_\infty$ ;  $\theta>0$  时  $z=0, c=c_i$ ;  $\theta>0$  时  $z=\infty, c=c_\infty$ 。在紧贴相界面处有一很薄的滞流层,其中滞流脉动将随着接近界面而衰减,涡流扩散系数减小在相界面处将减小到零。仅滞流内层为分子扩散,远离界面为湍流流动是涡流扩散传递。

$$N = -(D + \nu_p) \frac{\partial c}{\partial z} \quad (4)$$

吸收为单向扩散,其传质速率可表示为

$$N = -D \frac{C_T}{C_{BM}} \frac{\partial c}{\partial z} = k(c_i - c). \quad (5)$$

在传质理论上<sup>(6,7)</sup>,1924年 Lewis 和 Whitman 提出双膜模型。假定为稳定过程  $\frac{\partial c}{\partial \theta} = 0$ , 式(2)的对流项忽略,加边界条件式(3)和膜厚为  $z$ , 导得传质分系数

$$k = \frac{D}{z}, \quad (6)$$

1935年 Higbie 提出渗透模型,假设所有涡流在界面上保留同样的持续时间  $\theta_0$ , 略去式(2)的对流项加上边界条件,导出并求平均值

$$k = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi \theta_0}}. \quad (7)$$

1951年 Danckwerts 提出表面更新模型, 导得

$$k = \sqrt{DS}. \quad (8)$$

式中,  $S$  是某一年龄集团的基元被更新的分率。由于滞流膜厚  $z$ 、持续时间  $\theta$ 、表面更新率  $s$  等不

易测定,应用上还得靠实验确定  $k$ .

1958年 Toor 和 Marchello 提出膜一渗透模型,试图把膜模型和渗透模型统一成一个理论.

$$k \propto D^n, \quad (9)$$

式中  $n$  取决于物理状况 ( $n=0.5-1$ ), 通过有限液体元厚度或者是有限持续时间的涡流假定把两种方法联系起来.

1955年, Кишиневский 提出式(7)中  $D$  用有效扩散系数  $D_{ef}=D+\varepsilon_0$  来代替. 1958年, кафаров 提出界面动力状态理论<sup>[9]</sup>, 速度大时在相界面上造成强烈的扰动表面不断更新使传热传质扩散阻力减少, 主要是靠涡流扩散进行, 其传质速率取决于界面动力状态  $f$  如下

$$f = \frac{\Delta P_{L0} - \Delta P_0}{\Delta P_0} = B \left( \frac{L}{G} \right)^n \left( \frac{\rho_0}{\rho_L} \right)^n \left( \frac{\mu_L}{\mu_0} \right)^n, \\ sh = \text{Const } Re^m Sc^n (1+f). \quad (10)$$

边界层膜模型<sup>[7]</sup>假定稳态情况  $\frac{\partial c}{\partial \theta} = 0$ , 不能忽略式(2)的对流项, 加边界条件解得浓度分布曲线考虑到层流流动下流动边界层与传质边界层厚度的关系得到

$$k = 0.332 \frac{D_{AB}}{z} Re_z^{-1/2} Sc^{1/3}, \quad (11)$$

称为层流边界层方程的精确解, 即  $k \propto D^{2/3}$ .

质量热量动量传递存在三传类似, 如 Reynolds, chilton Colburn, Prandtl, Karman, Martainelli, Deissler, Wilke 等类似. 这个分析  $k$  可从流体阻力、传热数据求得.

1966年 King 认为可能存在二种机理: 一是靠近界面处涡流被衰减(小尺度旋涡); 二是大尺度的旋涡使表面更新.

湍流扩散可用1941年 Kolmogorov 的局部均匀各向同性湍流理论为基础<sup>[7,10,11]</sup>来进行研究. 阐述如下. 1945年周培源提出考虑雷诺应力张量所要满足的微分方程组, 1975年他在最简单的均匀各向同性湍流中引入涡流尺度——涡流雷诺数的关系和准相似假设. 得到了符合实验结果的整个衰变过程的衰减规律和湍流微尺度的扩散规律.

通入液体的气体能量被传递到液体并为它的湍流流动所耗散, 即湍流运动的动能在惯性力作用下不断地从大旋涡传给尺度较小的旋涡直到它消失在最小的旋涡中. 单位质量单位时间的能量耗散  $\epsilon$  是用大尺度旋涡运动的性质来确定的, 其关系可由下式表示

$$\epsilon \propto \frac{U_l^3}{l}, \quad (12)$$

它不受粘度的影响, 大旋涡尺度  $l$  可以与流动系统的最大尺寸即气液混合物的高度或液体溶器的直径相比拟. 强烈鼓泡时克服表面张力所作的功很小可忽略. 对此气体通过流体所作的功为

$$E = \rho_L Q_L g h \frac{\phi}{1-\phi},$$

当用塔板上的气体体积  $Q_L \frac{\phi}{1-\phi}$  去除时, 其数值等于塔板压降  $\Delta p$ , 所以大尺度旋涡速度  $U_T$  为

$$U_T = \text{Const} \left( \frac{\Delta p}{\rho_L} \right)^{1/2} = \text{Const} (gh)^{1/2}, \quad (13)$$

它可与系统中的平均速度相比拟, 取空塔气速  $U_0$ . 1975年 Hinze 提出能量耗散率  $\epsilon$

$$\epsilon = 15\nu_L \frac{U_L^3}{\lambda^2}, \quad (14)$$

式中,  $\lambda$  称 Taylor 微尺度, 与式(12)解得

$$\frac{\lambda}{l} = \left(\frac{15}{A}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{U_L l}{\nu_L}\right)^{-\frac{1}{2}}, \quad (15)$$

因  $R_\epsilon = \frac{U_L l}{\nu_L}$  远大于1, 所以  $\lambda$  比  $l$  小得多. 由此看出能量耗散是在小旋涡中发生.

Kolmogorov 微尺度即湍流的耗散微尺度  $\eta$ , 它是由运动粘度  $\nu_L$  和能量耗散率  $\epsilon$  决定的,  $\eta$  受粘性力显著的影响. 当  $R_\epsilon = u\eta/\nu_L = 1$ , 由因次分析得

$$\eta = \left(\frac{\nu_L^3}{\epsilon}\right)^{1/4} \text{ 和 } U = (\nu_L \epsilon)^{1/4}, \quad (16)$$

将式(16)与式(14)、(15)联解得

$$\frac{\lambda}{\eta} = \left(\frac{225}{A}\right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{U_L l}{\nu_L}\right)^{\frac{1}{4}}, \quad (17)$$

三个主要旋涡尺度有下列关系:  $\eta < \lambda < l$ .

湍流导致了周期递减着各尺度旋涡运动的叠加, 波数 ( $k = 2\pi n/u$ ) 大脉动次数多. 对每个波数赋予一定的总能量. 根据 Kolmogorov 的第一定律在足够高  $R_\epsilon$  数时存在一高波数区域, 在该区域内湍流处于静态平衡, 并且可由  $\epsilon$  和  $\nu_L$  加以明确定义. 在  $k$  和  $k+dk$  之间的涡流中每单位质量的能谱密度  $E(k)$  由下式给出

$$E(k) = \left(\frac{8}{3.6}\epsilon\right)^{2/3} k^{-5/3} \left(1 + \frac{8\nu_L^2 k^4}{0.48\epsilon}\right)^{-1/3}. \quad (18)$$

如波数等于最小旋涡尺度的倒数  $k = 1/\eta$ ,  $E(k)$  为  $(\epsilon, \nu_L)$  的函数. 如  $k$  在  $1/l$  和  $1/\eta$  之间,  $E(k)$  仅由  $\epsilon$  决定而与  $\nu_L$  无关, 上式粘滞项可略去, 能谱密度方程为

$$E(k) = 1.7 \epsilon^{2/3} k^{-5/3}, \quad (19)$$

可见  $E(k)$  是按旋涡波数的  $5/3$  次方迅速减少的. 如  $N(k)$  表示单位质量液体和单位波数  $k$  区间的涡流数而单个涡流能量  $e'$

$$e' = \rho_L \frac{1}{3} \pi r^3 \frac{Ue^2}{2} = \rho_L \frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{k}\right)^3 \frac{Ue^2}{2}, \quad (20)$$

其涡流速度  $Ue^2 = \beta \left(\frac{\epsilon}{k}\right)^{2/3}$ ,  $\beta$  常数取 8.2. 对应的运动周期  $\tau = \left(\frac{\lambda^2}{\epsilon}\right)^{1/3}$ . 其能谱密度为

$$E(k) = N(k)e' = N(k) \frac{2\pi\rho_L}{3k^3} 8.2 \left(\frac{\epsilon}{k}\right)^{2/3} \quad (21)$$

与式(20)解得涡流数

$$N(k) = 0.1k^2/\rho_L, \quad (22)$$

如气体能使旋涡升举, 则液体将被雾化并被带走, 如液体旋涡尺度大, 则不能被气流升举带走.

气泡的变形和破裂是由相当小的旋涡引起的, 被气流破碎的旋涡尺度接近等于临界气泡直径  $\lambda \approx dc$ . 它可由湍流引起的切向应力与表面力的应方关系确定

$$\text{Const} \rho_L (\epsilon/dc)^{2/3} = \sigma/dc,$$

与式(13)、(12)解得

$$dc = \text{Const} [(\sigma/\rho_L g)^3 / h(1 - \phi)^2]^{1/5} \quad (23)$$

考虑壁效应聚并和粘性影响引入  $\phi^*$  和  $(\mu_0/\mu_L)^*$ , 结合实验密集鼓泡操作中的气泡平均直径  $d_{av}$

即可求得,其比表面  $a=6\phi_{\infty}/d_{\infty}$ . 单个气泡(或液滴)的传质,向球面或从球面扩散,将式(2)以球坐标表述

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = D \frac{\partial^2 c}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial c}{\partial r} \quad (24)$$

加边界条件其解为

$$\frac{c_{\infty} - c}{c_{\infty} - c_i} = 1 - \frac{6}{\pi} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp(-4n^2\pi^2 \frac{D\theta}{d^2}) \quad (25)$$

取级数的第一项( $n=1$ )可以得到传质系数

$$k = \frac{d}{6\theta} (1 - \frac{6}{\pi} \exp(-4\pi^2 \frac{D\theta}{d^2})) = \text{Const} P_e \quad (26)$$

式中,  $c_{\infty}$  为初始浓度( $\theta=0$ 时),  $c_i$  为界面浓度, 取为常数;  $\theta$  为接触时间, 它等于气体流经与气泡直径相等距离所需时间  $\theta=d/U_s$ ,  $D\theta/d^2=1/P_e$ ,  $P_e$  为彼克列数.

David Azbel 研究并进一步求得气泡群传质<sup>(5)</sup>

$$k = \text{Const} \frac{D^{\frac{1}{2}}}{(lv_L)^{\frac{1}{4}}} (\frac{\Delta p}{\rho_L})^{3/8} \frac{(1-\phi)^{\frac{1}{4}}}{(1-\phi^{5/3})^{1/4}} \quad (27)$$

L 角钢挡板塔盘筛板上足够高的气体和液体流量下产生了气泡的密集运动, 反过来促成液体的强烈混合为泡沫状态, 再通过斜放的 L 角钢挡板作用使气流具有垂直上升力和斜吹力使液体雾化形成 300—350mm 高的许多细小液滴密集区, 呈喷射状态表面不断更新. 根据气液量而有不同的流体力学状态, 而导致混合体结构上的变化可用它的板压降来表征. 其阻力大小取决于塔板上的液体高度及接触面积, 故可用气泡或液滴大小  $d$ 、气含率  $\phi$  和液柱高度  $h$  来表示, 对一定物系塔盘结构, 其传质系数  $K_p$  可表示  $\Delta p$  和  $U_0$  的关系

$$K_p = f(\Delta p \cdot U_0) \quad (28)$$

总之, 传质理论同湍流理论研究结合, 使我们对流体力学状况、物系性质与传质之间的关系有进一步的了解与掌握. 并利用近代测量技术测定气泡(液滴)直径大小和分布、相对密度或气含率<sup>(12,13)</sup>将使我们更深入研究吸收传质过程的实质.

氨水物系为易溶气体吸收, 通常认为气膜控制, 一些研究者表明其液相阻力占总阻力 5—40%, 采用 Kowalke 提出的平衡关系<sup>(10)</sup>

$$\log(p_i/z_i) = 6.442 - 1922/(273.15 + t) \quad (29)$$

### 3 数据处理与讨论

当泡沫高度达挡板高度即  $h_f \geq H$  时, 为适宜的流体力学工况也是适宜的传热传质操作工况——基板上呈泡沫状态挡板上呈喷射状态. 此时汽液接触面积不易测定一般常用塔板面积、传质系数  $K_p$  或塔板体积传质系数  $K_v$  来计算:

$$\begin{aligned} G(y_1 - y_2) &= K_p A \Delta y_m = K_p V \Delta y_m \\ K_p &= G(y_1 - y_2) / V \left[ \frac{y_1 - y_{1c} - y_2 + y_{2c}}{\ln \frac{y_1 - y_{1c}}{y_2 - y_{2c}}} \right] \end{aligned} \quad (30)$$

它与吸收的气液操作条件、物系性质、塔盘结构尺寸有关, 可表示为

$$K_r = f(U_o, L, p, t, \rho_L, \rho_G, D_o, D_L, \mu_o, \mu_L, \sigma, d_o, \alpha, h_w, H, s, l_B, l_r),$$

对该 LBST 塔盘氨水物系用因次分析其准数式为

$$sh = \text{Const } Re_o^m Re'_L \cdot Sc_o^i,$$

式中,舍伍德数  $sh = K_r H_T RT d_o / PD_o$ ; 气体雷诺数  $Re'_o = U_o \rho_o d_o / \alpha \mu_o$ ; 液体雷诺数  $Re'_L = L \rho_L / l_B \mu_L$ ; 气体施米得数  $Sc_o = \nu_o / D_o$ ; 筛板开孔率  $\alpha$ ; 筛孔直径  $d_o$ ; 溢流堰高  $h_w$ ; 挡板高度  $H$ ; 分离高度  $S = H_T - \delta - H$ ; 板间距  $H_T$ ; 挡板厚  $\delta$ ; 平均流道宽  $l_B$ ; 塔板流道长  $l_r$ . 举一些 LBST 塔盘吸收情况于表1.

表1  $U_o = 1.42\text{m/s}$  时 LBST 塔盘的氨水吸收

序号	水量 $L, \text{m}^3/\text{h}$	空塔气速 $U_o, \text{m/s}$	入塔浓度 $y_1, \text{NH}_3\%$	出塔浓度 $y_2, \text{NH}_3\%$	回收率 $\eta, \%$	第一块板 吸收占总 量百分数%	第二块板 吸收占总 量百分数%	板效率 $E_{MV}$	体积传质 质系数 $K_r$ $\text{kg mol/m}^2\text{s}$
1	0.25	1.44	0.97	0.09	90.7	87	11	0.82	0.151
2	0.4	1.42	1.31	0.055	95.8	90.3	7.6	0.72	0.157
3	0.6	1.41	1.3	0.035	97.3	87.2	9.96	0.75	0.163
4	0.8	1.4	1.26	0.008	99.3	91.4	6.4	0.88	0.221

将实验数据用多元回归,得到第一、二块塔盘分别为式(31)、(32)

$$sh_1 = 0.14 K_{o1} R'_{oL1}{}^{0.09} Sc_o^{1/3}, \tag{31}$$

$$sh_2 = 0.0126 K_{o2} R'_{oL2}{}^{0.843} R'_{oL2}{}^{0.483} Sc_o^{1/3}, \tag{32}$$

$sh$  与  $K_{o1}, K_{oL}$  的关系表示于图2、3.  $K_{o1}, K_{o2}$  计算值与实验值的比较表示于图4、图5. 其计算误差分别为  $\pm 20\%$ 、 $\pm 25\%$  以内.

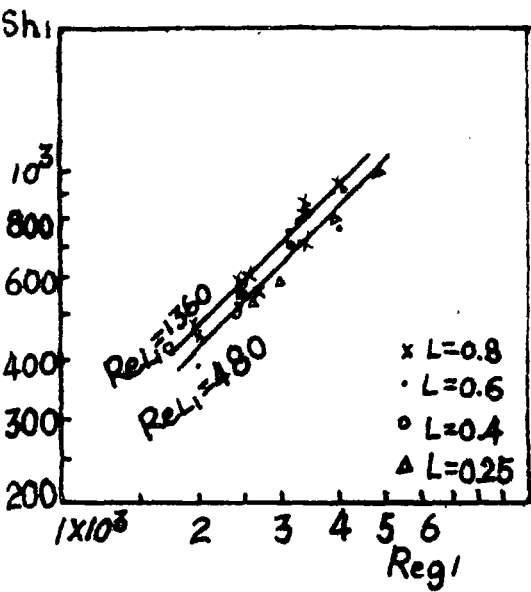


图2  $sh_1$  与  $K_{o1} R'_{oL1}$  的关系

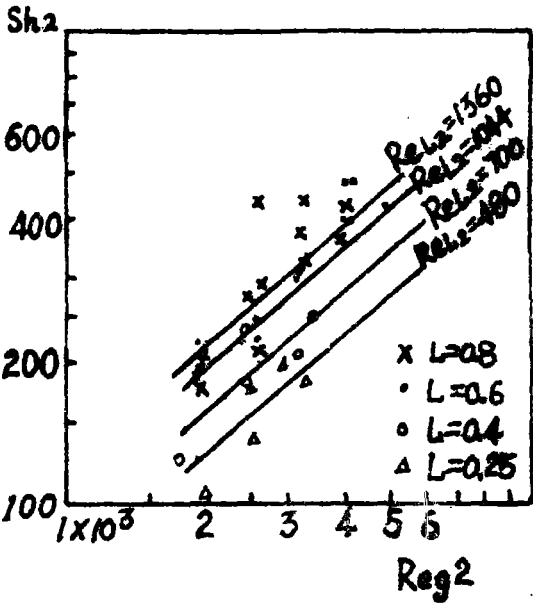


图3  $sh_2$  与  $K_{o2} R'_{oL2}$  的关系

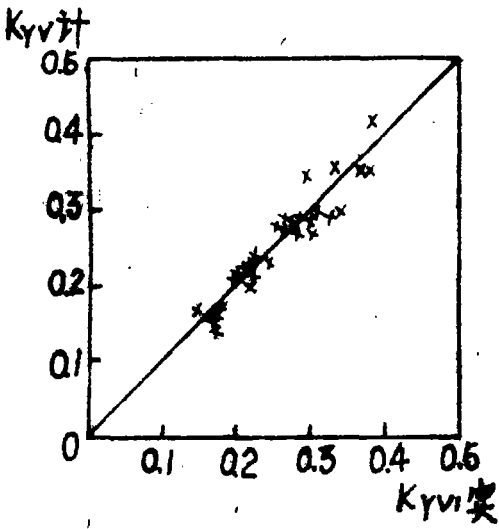


图4  $K_{y1}$  计算值与实验值比较

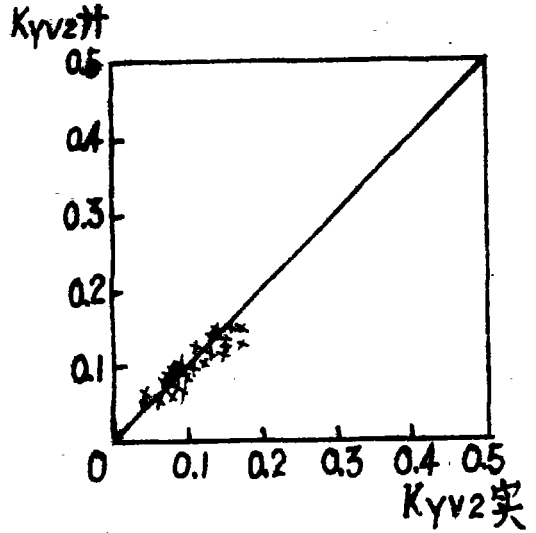


图5  $K_{y2}$  计算值与实验值比较

吸收的冒夫里板效率  $E_{MV}$  等于通过该板气相浓度的变化除以入口的气相推动力如下式

$$E_{MV} = \frac{y_{s-1} - y_s}{y_{s-1} - y_{se}}$$

影响冒夫里板效率的因素有物系的物理性质及相平衡常数、气液负荷、压力、温度操作条件、塔盘的结构尺寸有关,可表示为

$$E_{MV} = f(\rho_L, \rho_G, \mu_L, \mu_G, \sigma, D_G, D_L, m, U_G, L, d_G, H, s, l_D, l_r).$$

对该 LBST 塔盘氨水物系用因次分析其准数式为

$$E_{MV} = \text{Const} R_{G1}^{0.022} R_{GL1}^{-0.21}.$$

将实验数据  $E_{MV1}$ 、 $E_{MV2}$  与气相负荷因子  $F_r = U_G \sqrt{\rho_G}$  的关系表示于图6.由图看出气相速度过高或过低产生的雾沫夹带、漏液引起轴向返混都将影响  $E_{MV}$  的降低.  $E_{MV1}$  为 0.95—1.2,  $E_{MV2}$  为 0.4—0.7. 用多元回归得第一、二块塔盘分别为式(33)、(34)

$$E_{MV1} = 3.81 R_{G1}^{0.022} R_{GL1}^{-0.21}, \tag{33}$$

$$E_{MV2} = 0.178 R_{G2}^{-0.0537} R_{GL2}^{0.245}. \tag{34}$$

其计算值与实验值的比较表示于图7、8,误差分别为  $\pm 15\%$ 、 $\pm 25\%$  以内.

## 4 结束语

(1)氨水物系其  $20^\circ\text{C}$  时  $\sigma_{NH_3} = 20.99 \times 10^{-3}$ 、 $\sigma_{H_2O} = 72.7 \times 10^{-3}$ ,在吸收时表面张力降低为负系统,宜采用喷射工况操作.

(2)在实验时测得 L 角钢挡板塔盘  $E_{MV} = 0.67—0.88$ ,较一般板式塔为高,每块板压降  $\Delta p = 300—1000\text{pa}$ ,由表1看出氨回收率(用三块 LBST 塔盘)  $\eta_a = 0.90—0.99$ ,吸收效果好.

(3)在 50mm 拉西环填料塔用水吸收低浓度氨其气速 0.83m/s,液体量  $L' = 7200\text{kg/m}^2\text{h}$  相

当 $\phi 200$ 塔径的水量  $L=0.23\text{m}^3/\text{h}$ 按照 Fellingner 实测数据<sup>[15]</sup>  $K_{\text{La}}=0.057\text{kgmol}/\text{m}^3\cdot\text{s}$ . 比较 LBST 塔盘的  $K_{\text{La}}$ 比填料塔大,且它的空塔速度大、生产能力大、效率高、传质效果好,因此它可以在石油化工工业吸收操作上推广应用.

(4)进一步进行气泡液滴直径大小分布、相对密度、气含率和传质机理的研究.

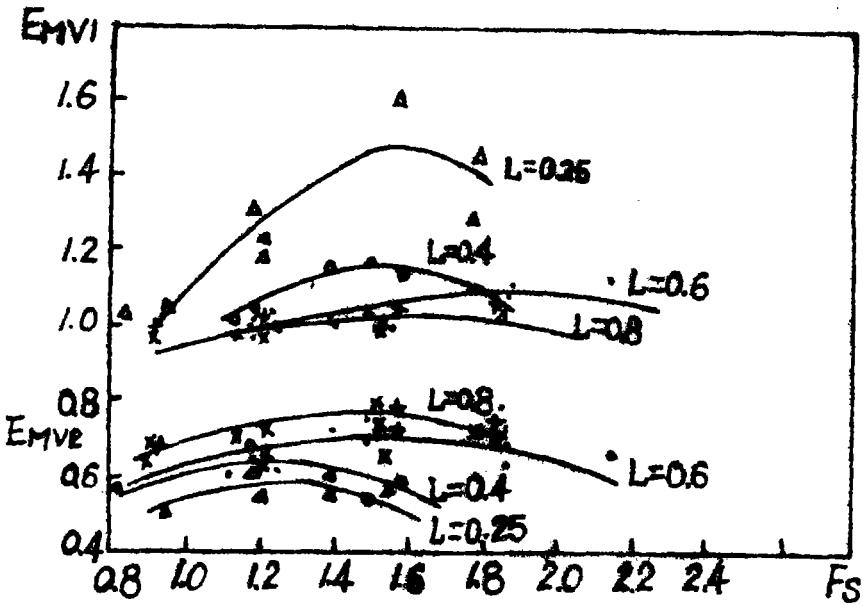


图6  $E_{MV1}$ 、 $E_{MV2}$ 与  $F_s$  的关系

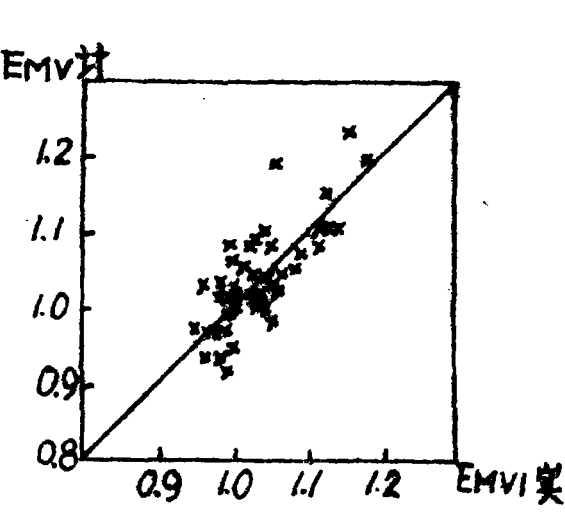


图7  $E_{MV1}$ 计算值与实验值比较

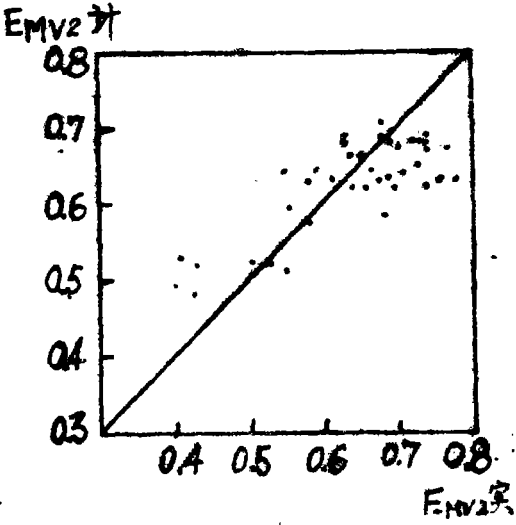


图8  $E_{MV2}$ 计算值与实验值比较

## 参 考 文 献

- [1] 林新波, 安徽化工, 37, 4(1984), 19—31.
- [2] 林新波, 华侨大学学报, (自然科学版), 7, 2(1986), 171—175.
- [3] 林新波, 华侨大学学报, (自然科学版), 11, 4(1990), 395—402.
- [4] 林新波, 安徽化工, 38, 2(1985), 29—32.
- [5] 林新波, 福建化工, 1(1987), 29—34.
- [6] Pamm, M. B., 气体吸收, 化学工业出版社, (1985).
- [7] Azbel, D., 化学工程中两相流, 化学工业出版社, (1987).
- [8] Kadasos, B. B., 传质原理, 化学工业出版社, (1960).
- [9] 天津大学等, 化工传递过程, 化学工业出版社, (1980).
- [10] 许维德, 湍流边界层理论, 哈尔滨船舶工程学院出版社, (1986).
- [11] 陈子章, 粘性流体动力学理论及紊流工程计算, 北京航空学院出版社, (1986).
- [12] Burgess, J. M., *Chem. Eng. Sci.*, 30, (1975), 743—745.
- [13] 蔡建民, 北京化工学院学报, 3(1986), 1—7.
- [14] 藤田重文, 化学工学Ⅱ, 东京化学同人版, (1963).
- [15] 化学工程手册编委会, 化学工程手册第12篇, 化学工业出版社, (1982).

## Study on the Absorption Performance of L Bar Baffle Sieve Tray

Lin Xinbo

*(Department of Chemical and Biochemical Engineering)*

**Abstract** With the purpose of examining the absorption performance of L bar baffle sieve tray, the absorption of ammonia from ammonia air and water system was carefully tested. This tray was proved to be simple in structure, convenient in fabrication and installation, large in productivity, small in plate pressure drop, high in efficiency, and good in the effects of mass transfer and heat transfer. Some incidence formulas of Murphree's plate efficiency  $E_m$ , and mass transfer coefficient  $K_v$  was put forward. This tray is a new type of baffle tray worthy of popularizing.

**Key words** tower plate, baffle tray, absorption