

中国工程热物理学会

# 传热传质学学术会议文集

下 册

一九八九年十月

# 过热液体在垂直管内向上流动时的汽化过程

沙庆云 刘春祥 刘云义 沈自求

(大连理工大学)

## 摘 要

本文研究了过热液体在垂直管内向上流动时的汽化过程。对其汽化的条件、起始汽化高度、汽化传热的速率等进行实验的研究和理论的分析,获得了液体压力、温度、汽含率、汽化速率等变化规律以及两相流流型对汽化传热的影响。

## 一、前 言

工程实际中常遇到温度较高的液体在垂直管内向上流动,随着压力的降低、相应的饱和温度减小,液体的温度将高于其相应压力下的饱和温度而变为过热。当液体上升到某一高度、具有一定的过热度时便开始汽化。从这点开始,液体在向上流动的过程中不断汽化,汽含率不断增大。这在汽-液两相环路系统中,必将影响其循环流速。对于这类问题的研究还比较少见。为此,本文以实验研究了垂直管内过热液体向上流动时的汽化过程。并作了理论上的分析。

## 二、实验装置

实验在一内径为37mm、长4米的不锈钢垂直管内进行,管外保温绝热。在垂直管一侧每隔200mm安一铜-康铜热电偶测定流过液体的温度。在另一侧每隔200mm有一测压接头。测温点与测压点各相距100mm,如图1所示。

## 三、过程分析

过热液体在垂直管中向上流动产生汽化是一个相当复杂的过程。液体要在过热度达到一定程度并有形成汽核的条件时才会产生汽泡进行汽化。一旦汽核形成,液体继续向上流动就会不断汽化,汽化所需潜热,由液体不断降温供给。随汽泡不断增大、从而使两相流的汽含率增大,以至发生流型的改变。同时,汽含率的变化又影响了汽-液两相流过时的压降,影响到流动时沿管的压力分布。而压力分布又关系到液体相应的饱和温度,从而影响过热液体的汽化传热。关于这一些问题,在下面先作一理论上的分析。

### 1. 汽泡形成和长大的条件

对于液体中存在的半径为 $r_b$ 的球形汽泡,根据力的衡算可得:

$$P'' - P' = \frac{2\sigma}{r_b}$$

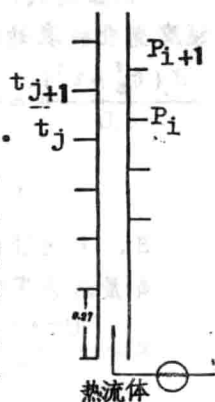


图1 实验段示意图

(1)

应用克-克方程，易于将汽泡内外的压差用温度差表示，即：

$$T''_S - T'_S = \frac{RT_S'^2}{h_{fv}P'} \frac{2\sigma}{r_b} = N \frac{2\sigma}{r_b} \quad (2)$$

由式可见，平衡状态下，汽泡内的温度必大于液相压力所相应的饱和温度。而汽泡要继续长大，必须从周围液体中吸收热量，因此汽泡周围的液体必须过热。

### 2. 液体在垂直管中上流时的温度变化

在离垂直管入口端任一距离  $L$  处，取微分距离  $dL$  进行分析，如图 2 所示。为简化起见，假定单位时间内流过  $dL$  段的汽泡为球形、汽泡半径相同，且汽泡数  $n$  不变。根据热量衡算和速率方程，即：

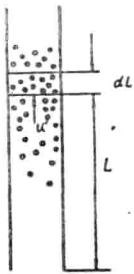


图 2 过热液体向上流动汽化时的热量衡算

$$\begin{aligned} -\frac{\pi D^2 u'}{4} (1-\alpha) \rho' C_P dt' &= n 4\pi r_b^2 dr_b \rho'' h_{fv} \\ &= n 4\pi r_b^2 h_e (t'_0 - t'_S) d\theta \end{aligned} \quad (3)$$

式中汽泡数  $n$  可根据  $n \frac{4}{3} \pi r_b^3 = \frac{\pi D^2 \alpha u''}{4}$  求得。将式(2)一并代入式(3)，并运用克-克方程，可得以下各式：

$$r_b = C_1 (t'_0 - t')^{\frac{1}{2}} \quad (4); \quad \frac{d(t'_0 - t')}{dr_b} = \frac{3}{C_1} (t'_0 - t')^{\frac{3}{2}} \quad (5)$$

$$\frac{dr_b}{d\theta} = \left\{ N \left( (P'_0 - P'_S) - \frac{2\sigma}{r_b} \right) - (t'_0 - t') \right\} \frac{h_e}{\rho'' h_{fv}} \quad (6)$$

$$\text{汽-液接触时间为: } d\theta = dL/u'' \quad (7)$$

根据链式定律，并将式(5)、式(6)、式(7)和式(4)一并代入，便可得到液体沿管高温度变化的表达式：

$$\begin{aligned} \frac{d(t'_0 - t')}{dL} &= \frac{3(t'_0 - t')^{\frac{3}{2}}}{C_1} \left\{ N \left( (P'_0 - P'_S) - \frac{2\sigma}{C_1(t'_0 - t')^{\frac{1}{2}}} \right) - \right. \\ &\quad \left. (t'_0 - t') \right\} \frac{h_e}{\rho'' h_{fv} u''} \end{aligned} \quad (8)$$

### 3. 垂直管内沿管高的汽含率变化

质量汽含率和容积汽含率由以下两式求得：

$$x = \frac{C_P(t'_0 - t')}{h_{fv}} \quad (9); \quad \beta = \frac{\rho'/\rho''}{1/x + \rho'/\rho'' - 1} \quad (10)$$

截面汽含率是较难确定的参数，其计算的模型很多。本文采用 L-M 关联式，即：

$$\alpha = 1 - X / (X^2 + 20X + 1)^{0.5} \quad (11)$$

式中： $X^2 = (dP'/dL) / (dP''/dL)$

### 4. 垂直管内沿管高的压力变化

若液体入口处压力  $P_0$  已知，沿管高的压力变化可分段由下式求得：

$$P_i = P_0 - \sum_{i=1}^i \Delta P_{i, i-1} \quad (12)$$

式中  $\Delta P_{i, i-1}$  ( $i$  由 1, 2, 3... 20) 表示任一测量段的压降。这里计算各段的压降时是分别对单相流段和两相流段作不同处理的。两相流段的压降包括静压降  $\Delta P_{TPS}$ 、加速压降  $\Delta P_{TPa}$  和摩擦压降  $\Delta P_{TPf}$  三部分, 即:

$$\Delta P_{TP} = \Delta P_{TPS} + \Delta P_{TPa} + \Delta P_{TPf} \quad (13); \text{其中: } \Delta P_{TPS} = (\rho'(1-\alpha) + \rho''\alpha)g\Delta L \quad (14)$$

$$\Delta P_{TPa} = G^2 \left\{ \left( \frac{x^2}{\rho'\alpha} + \frac{(1-x)^2}{\rho''(1-\alpha)} \right)_i - \left( \frac{x^2}{\rho'\alpha} + \frac{(1-x)^2}{\rho''(1-\alpha)} \right)_{i-1} \right\} \quad (15)$$

$\Delta P_{TPf}$  可根据式(13)将实测的  $\Delta P_{TP}$  减去  $\Delta P_{TPS}$  和  $\Delta P_{TPa}$  得出, 亦可由经验关联式求得。本文选用 L-M 关联式 <4>:

$$\Delta P_{TPf} = \phi_{L0}^2 \Delta P_f' \quad (16); \text{其中: } \phi_{L0}^2 = 1 + C/\sqrt{X} + 1/X^2$$

式中常数  $C$  视汽-液的流动类型而异。本文汽、液相均为湍流,  $C=20$ 。

### 5. 汽化传热

自汽化点开始, 液体不断汽化而本身温度逐渐下降。两测温点(相距 0.2 米)之间在单位时间内的传热量可用下式表达, 即:

$$Q_{j, j-1} = \frac{\pi}{4} D^2 G (1-x) C_p' (t'_{j-1} - t'_j) = h_e \left( a \frac{\pi D^2 \Delta L}{4} \right) (t' - t''_s) \ln \quad (17)$$

## 四、实验结果与讨论

### 1. 垂直管内沿管高的温度、压力变化以及起始汽化高度

将不同液体入口流速下测得的温度和压力分布分别绘于图 3。图中还作出了相应压力下的饱和温度曲线。

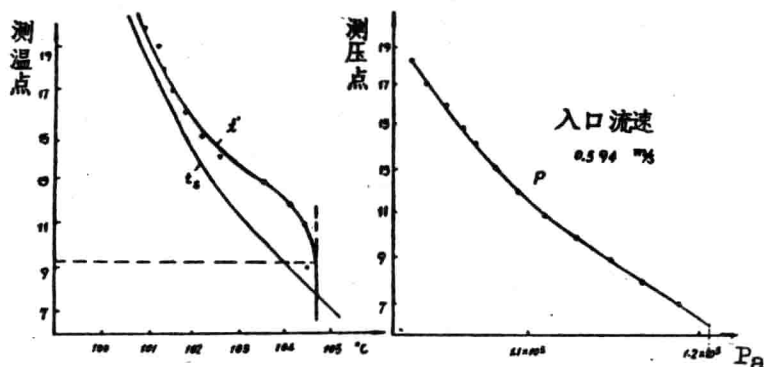


图 3 沿管高的温度和压力变化

如图所示, 液体刚进入垂直管时, 其温度  $t'$  低于相应压力下的饱和温度  $t'_s$ , 不能汽化, 故  $t'$  不变。随液体向上流动, 压力及其相应的饱和温度逐渐减小, 液体的温度逐渐变为过热。自上升管下端未汽化段引向上垂直线与温度分布线相切, 自切点向上液体温度即开始下降, 产生汽化。切点处液体温度与相应压力下的饱和温度之差即为开始汽化时的过热度。如图 3 所示, 开始汽化时的过热度约为  $0.7 \sim 0.8^\circ\text{C}$ 。刚开始汽化时由于生成的汽化核心数较少、且汽核的半径较小, 故液体放出的热量较少。液体本身温度下降比较缓慢。随着上流时过热度加大, 汽化核心数增加, 且由下上升的汽泡半径亦

逐渐加大，汽-液间接触面积加大，汽-液扰动加剧，促进汽-液间传热，故液体温度急剧下降；当汽含率进一步加大，气泡碰撞加剧，合并为大气泡，汽-液接触面积减小，汽-液间传热速率减小，液体温度下降的幅度即逐渐变小。温度沿高度的变化也可从式(8)进行分析。由式可见，温度的变化除物性外还受到压降、对流传热系数以及流速等的影响。压降和传热系数除均取决于流速、物性等因素外，均受到截面汽含率的强烈影响。而截面汽含率（见图6）自汽化点开始先是急剧增加，然后增大的趋势渐趋缓慢。所以，液体温度变化的规律可用式(8)很好地进行说明。

液体温度开始下降处离上升管入口端的垂直距离  $L_e$  称起始汽化高度，如图3所示。从垂直管各测压段的读数也可观察到起始汽化高度，如图4所示，在未汽化前的单相流段，各压差计读数不变；一旦汽化，形成两相流，压差计读数变大，故压差计读数开始变化的一点即为实验所得的起始汽化高度。

起始汽化高度亦可根据图5通过计算求得。根据液体入口温度、并取初始过热度为  $0.7^\circ\text{C}$ ，得开始汽化时的饱和温度  $t_{es}$ ，由克-克方程求得相应的压力  $P_e$ ，即可按下式

$$P_e = P_0 - \rho' g L_e - 4f \frac{L_e}{D} \frac{\rho' u^2}{2}$$

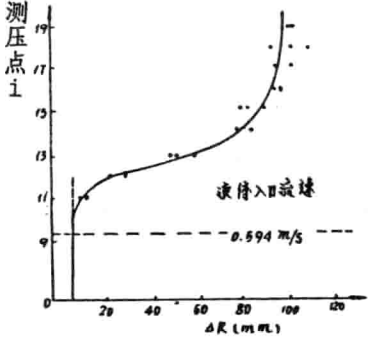


图4 实际得出的起始汽化高度

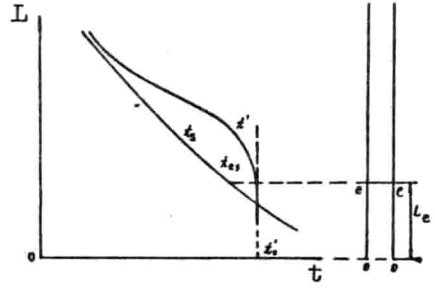


图5 开始汽化时的过热度与起始汽化高度。

将实验观察到的起始汽化高度和按上式计算所得对照列表于下：

| 入口处液体流速 $\text{m/s}$ |               | 0.594 | 0.682 | 0.735 |
|----------------------|---------------|-------|-------|-------|
| 起始汽化高度               | 实测 $\text{m}$ | 2.27  | 1.77  | 1.37  |
|                      | 计算 $\text{m}$ | 2.10  | 1.5   | 1.09  |

由表可见，两者是符合的。且可看出加大液体入口速度，可使起始汽化高度显著降低。

2. 垂直管内沿管高的汽含率变化和压降变化。

图6和图7分别为入口液体流速  $0.682\text{m/s}$  下的汽含率变化和压降变化。图7中直线部分为单相流压降，曲线部分为两相流压降。由图可见，两相流摩擦压降的实测值与计算值较为一致。

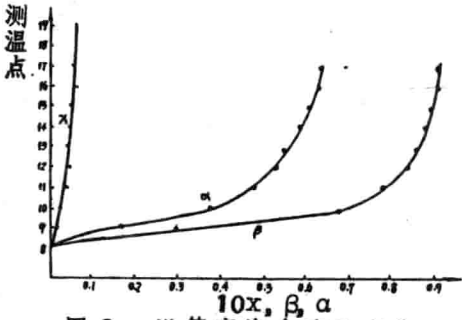


图6 沿管高汽含率的变化

3. 汽化传热

由图8可见，不同流速下、单位时间内各段传热量均先是迅速加大，达某一最大值，然后逐渐减小。现联系两相流流型和式(17)进行分析。

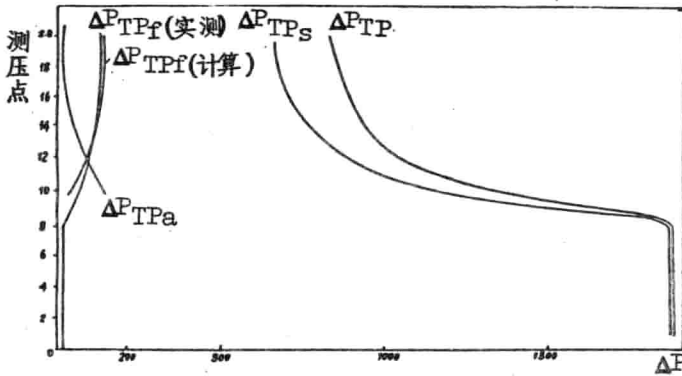


图7 沿管高各种压降的变化

首先来分析垂直管内出现最大传热量处在流型列线图上的位置及本实验范围内的两相流型。将不同质量流速  $G$  和相应的最大传热量处的参数  $1/X_{tt}$  ( $= (\frac{x}{1-x})^{0.9} (\frac{\rho_l}{\rho_g})^{0.5} (\frac{\mu_l}{\mu_g})^{0.1}$ ) 以及垂直管出口处的  $1/X_{tt}$  对照列表, 并示于流型列线图 9 <3> 中。

|      | $G \times 10^{-6}$<br>kg/m <sup>2</sup> ·h | $\Delta$ | $\circ$ | $\times$ |
|------|--|----------|---------|----------|
| 传热量  | $x \times 10^3$                            | 2.70     | 2.91    | 3.35     |
| 最大之处 | $1/X_{tt}$                                 | 0.13     | 0.14    | 0.16     |
| 垂直管  | $x \times 10^3$                            | 6.70     | 7.60    | 7.75     |
| 出口之处 | $1/X_{tt}$                                 | 0.31     | 0.35    | 0.36     |

由图可见, 不同质量流速下, 传热量最大之处  $G$  和  $1/X_{tt}$  所作的点均落在流型列线图中泡状流与弹状流转变之处; 垂直管出口处  $G$  和  $1/X_{tt}$  所作的点均落在弹状流区域内。表明最大传热量出现在流型转变处, 且本实验范围内的流型为泡状流和弹状流。于是可以将汽化传热的规律分为泡状流和弹状流两个阶段进行分析。

在泡状流阶段, 气泡半径较小, 质量汽含率较小, 随汽-液不断自下而上流动,  $x$  增加,  $\beta$ 、 $\alpha$  迅速增大 (如图 6 所示), 汽-液接触面积迅速加大, 体积传热系数亦迅速加大; 又液体温度与其相应压力下的饱和温度之差较大, 即传热推动力较大; 故传热量沿管高迅速加大。

进入弹状流阶段之初, 沿管高随汽含率加大, 逐渐形成汽弹, 汽液接触面积减小; 且液体温度与其相应压力下的饱和温度之差不断减小; 传热量不断减小。随汽-液向上流动,  $x$  进一步增大, 仍如图 6 所示,  $\beta$ 、 $\alpha$  增大的趋势甚慢, 汽-液接触面积变化不大, 液体与汽泡的温度之差几乎不再改变。因此各段传热量减小的幅度甚微, 甚至几乎不再改变。

各段体积传热系数的变化趋势和各段传热量的变化趋势类同。只是出现最大体积传热系数处的位置比出现最大传热量处的位置略为高些。

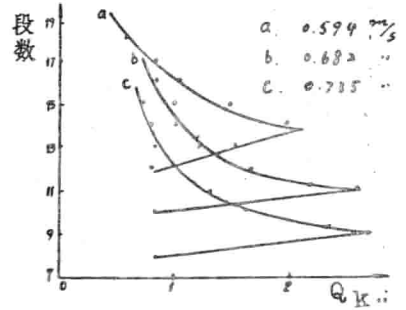


图8 沿管高传热量的变化

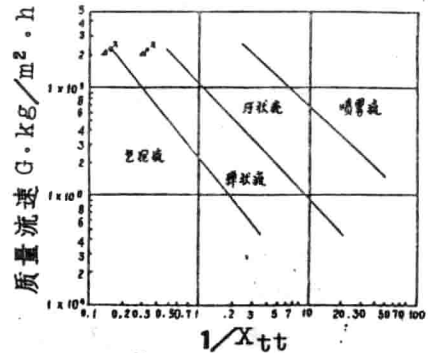


图9 传热量最大处和垂直管出口之处的两相流型

## 五、结 论

1. 对过热液体在垂直管内向上流动时的汽化过程进行了实验研究与理论分析, 得出了过热液体在垂直管内汽化的条件。本实验范围内, 过热度达 $0.7\sim 0.8^{\circ}\text{C}$ 即开始汽化。沿管高过热度增大到 $1^{\circ}\text{C}$ 左右, 其后即迅速减小。

2. 实验中获得了起始汽化高度。并提出了起始汽化高度的计算式。实验与计算结果相符。加大垂直管入口的液体流速、增大阻力, 可使起始汽化高度下降。

3. 通过实验得出了液体向上流动时沿管高的温度分布和压力分布。温度变化的规律与本文导出的温度分布表达式相符。压力变化和本文引用的模型一致。

4. 通过实验研究, 得出了沿管高汽化传热的规律及其影响因素。汽化传热的速率尚与两相流的流型密切相关。在泡状流阶段, 各测量段单位时间内的传热量沿管高迅速加大, 至弹状流阶段即逐渐减小, 且减小的幅度渐趋缓慢。传热量最大之处恰为泡状流至弹状流转变之处。

## 六、符号说明

|  |  |
|--|--|
| a - 单位体积内的汽-液接触面积, $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;                 | R - 气体常数, $\text{N}\cdot\text{m}/\text{kmol}\cdot\text{K}$ ; |
| $C_P$ -比热, $\text{kJ}/\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ ;      | $r_b$ -汽泡半径, m;  |
| D - 管内径, m;  | t - 温度, $^{\circ}\text{C}$ ;                                 |
| $D_H$ -热扩散系数, $\text{m}^2/\text{s}$ ;                        | T - 绝对温度, K;   |
| f - 摩擦因子;  | u - 真实速度, $\text{m}/\text{s}$ ;                              |
| G - 质量流速, $\text{kg}/\text{m}^2\text{h}$ ;                   | $\sigma$ - 表面张力, $\text{N}/\text{m}$ ;                       |
| $h_e$ -对流传热系数, $\text{kW}/\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ ; | $\theta$ - 时间, s;  |
| $h_{fv}$ -汽化潜热, $\text{kJ}/\text{kmol}$ ;                    | 上标: ' - 液相; " - 汽相;  |
| k - 导热系数, $\text{kW}/\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}$ ;        | 下标: TP-两相; S - 饱和;   |
|  | e - 起始汽化处。   |

## 参 考 文 献

1. K. W. McQuillan and P. B. Whalley "Flow Patterns in Vertical two-phase flow" Int. J. multi-phase flow, Vol. 11, NO.2, (1985)
2. 陈之航、曹柏林、赵在三 "气液双相流动和传热", 机械工业出版社, (1983).
3. Fair, J. R., "What you need to design thermosiphon reboilers", Petro. Ref. 39. (2), (1960).
4. R. W. Lockhart, "Proposed Correlation of data for isothermal two-Phase two-component flow in pipes" Chem. Eng. Prog. Vol. 45, No1. (1949).
5. John G. Collier "Convective boiling and Condensation", McGraw-Hill International book Company", (1981).

# 《网状波纹流道中低压水蒸汽冷凝特性》

赵镇南 王中铮

(天津大学)

## · 摘 要 ·

本文报告了在一种菱形交叉网格波纹流道中低压水蒸汽的完全凝结放热实验结果及阻力降测试结果。根据实验数据得出的关联式能够相当准确地预报一般工业实同条件下的冷凝换热系数值。本文还对影响这种特殊几何形状流道中的凝结放热的几个关键因素作了分析和讨论,指出提高其传热性能的方向。

## 一、前言

网状波纹流道对单相流体热交换有良好的强化效果,从七十年代开始,这种特殊形状流道也进入了相变换热领域。国外最早的尝试是把按传统习惯只能用于液-液热交换的人字波纹板式热交换器原封不动地作为冷凝器使用,发现传热效果相当好之后陆续出现过几种专门设计的板式冷凝器,变得更适宜用在冷凝场合。〔1,2,5〕但迄今为止,国内在这方面的研究开展得很少,国内不少生产厂家和用户在没有计算公式的情况下,仅凭经验估计来组合板片及选择运行参数,这就难免不会带来材料浪费和运行状态不佳的问题。

本文针对目前这种状况,就低压水蒸汽在网状波纹流道中的冷凝进行了大量的实验研究和初步的冷凝机理分析。在此基础上,整理出了全凝时凝结放热系数的计算关系式。从而较好地解决了这种高效冷凝换热设备的热性能设计、计算问题。同时,本文还对设计专用板式冷凝器的必要性以及改进方向作了初步探讨。

## 二、实验设备与实验参数范围

本文报告的是本项工作的第一批实验数据,即全凝工况运行时的



热性能试验及阻力降测试结果。实验在一台国产小型人字波纹板式换热器上进行。实验系统参见图1。水蒸汽侧单通道，冷却水在两侧，双通道。实验用板片的波纹几何参数及其在水—水运用时的换热性能已在文献〔3〕中作过详细介绍。本轮实验共78个点，其中顺流工况26点，逆流工况52点。为了保证参数稳定及消除由于偶然因素引起的波动，我们采取了累计读数平均的方法。这一批数据的热平衡误差最大为7.24%，其中绝大部分在4%以下。

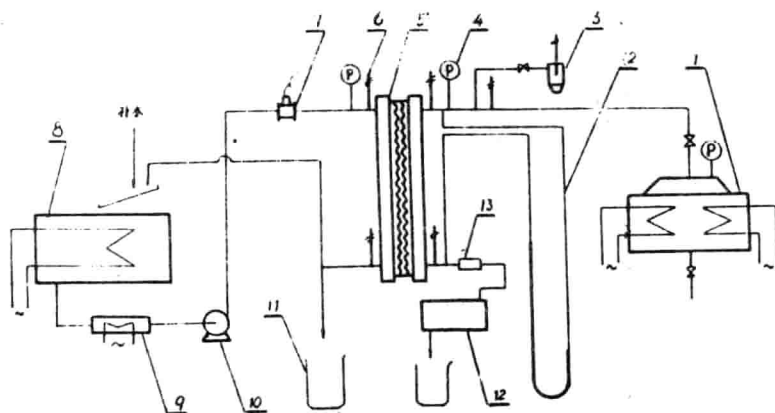


图1. 测试系统原理.

- 1 电锅炉 2 压力表 3 入口蒸汽流量计 4 压力表 5 换热器 6 温度计 7 涡轮流量计  
8 积水槽 9 旁通加热器 10 水泵 11 量杯 12 后冷却器 13 观察窗

主要的实验参数范围如下:水蒸汽入口压力(绝对)  $1.3 \sim 2.0 \text{ atm}$  (饱和状态)。水蒸汽入口流量  $20 \sim 55 \text{ kg/hr}$ 。冷却水入口温度  $23 \sim 56^\circ \text{C}$ 。平均壁面热流密度  $13.3 \times 10^4 \sim 37.8 \times 10^4 \text{ w/m}^2$ 。

### 三、实验结果

为了确保蒸汽在通道中能完全凝结，出口略有过冷度，但应该看到，凝液这一小过冷度是伴随冷凝过程同时发生的，只要未超出某个限度，就不应视为全凝之后的独立过冷段。

全部实验点整理成如下计算平均凝结Nu数的关联式:

$$\text{Nu}_L = 0.00116 \left( \frac{\text{Re}_L}{H} \right)^{0.983} \cdot \text{Pr}_L^{0.33} \cdot \left( \frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{0.248}$$

参见图2，式中  $Re = G_s \cdot De / \mu_L$ ； $Nu_L = h_s \cdot De / \lambda_L$ ； $H = c_p \Delta T / L'$ 。该式定性温度除  $L$  与  $\rho_v$  取水蒸汽平均温度  $T_s$ ，其余物性均取为：

$T_m = 0.5(T_s + T_w)$ 。定型尺寸为板间距的两倍。

与蒸汽流量相对应的汽侧阻力降在 26~350 mmHg 之间。参见图4。

#### 四、分析与讨论

蒸汽在狭窄的网状波纹流道中的凝结放热是一个新的课题。它与普通园管内的强迫对流凝结有些相似，但又有明显区别，至今园管内的高速流动凝结放热研究报告很多，但得出的关联式各不相同，误差从  $\pm 10\%$  直至  $50\%$  以上，有的计算方法相当烦琐。〔7〕对于交叉网状波纹流道中的水蒸汽凝结，文献〔4〕与〔6〕分别推荐了通过实验获得的关联式。但与本文的关系式都不相同。下面就本文关系式所反映出来的影响水蒸汽在此类流道中凝结放热强弱的几个主要因素作一些分析。

1、由图2可以看出，以冷凝过程的平均参数来计算，顺流与逆

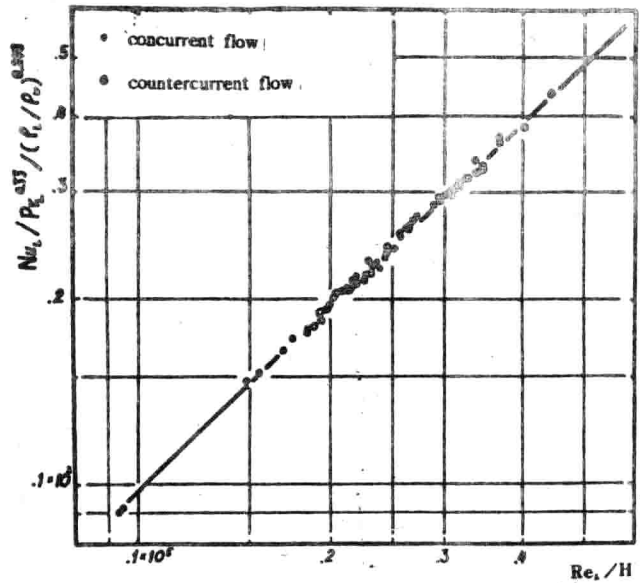


图2. 实验结果  $Re_s/H \sim Nu_L / \rho_v^{0.33} / (\rho_l / \rho_v)^{0.248}$

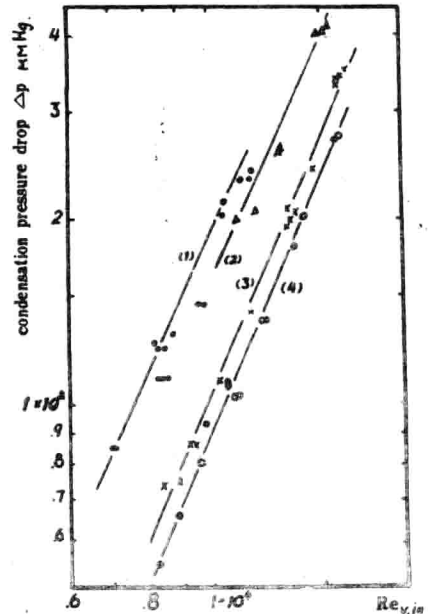


图4. 阻力降特性，蒸汽入口  $Re \sim \Delta P$

(1) 1.3 at 逆流 (2) 1.6 at 逆流  
(3) 2.0 at 逆流 (4) 2.0 at 顺流

流完全遵循相同的放热规律。但是，在相同的蒸汽流量、入口压力和凝结度下，顺流和逆流时的阻力降却明显不一样，这是因为顺流时板片上半部分温差大、局部热流密度高、蒸汽干度下降快，因而在同等情况下，顺流时平均蒸汽速度较低，阻力降就比逆流时小（参见图5）。

实验数据表明，全凝时，在入口汽压为2 at；蒸汽流量 $53.4 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$ 情况下，顺流阻力降比逆流时要

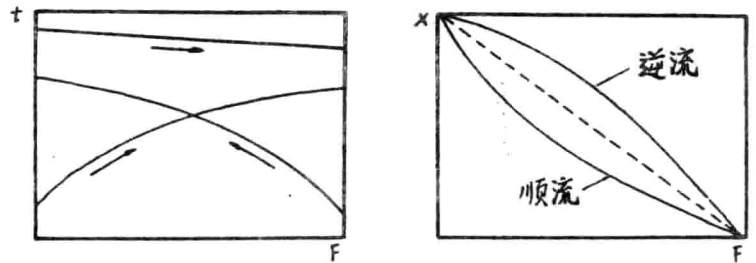


图5. 换热器沿程温度变化及干度变化。

低20%。充分认识到板式冷凝器阻力降的这一特点对性能设计是十分重要的。

2、波纹网状通道中的凝结Nu数随凝液雷诺数增大而增大。Re数大，凝液的紊流程度高；同时蒸汽流量大，平均汽速高，汽相对凝液界面的剪切力作用也愈强。

本文所得关联式区别于其它文献中给出的计算式的主要特点之一是过冷参数项 $H$ ，对全部实验数据进行反复整理，分析后发现，冷凝放热系数强烈地与过冷参数有关。由于比热和汽化潜热变化均很有限，故实际上主要是与冷凝放热温差 $\Delta T$ 有关。这反映出波纹通道内凝结放热的平均状态在一定程度上仍具有受重力控制的膜态冷凝的特点。或者说，它是兼有高速强迫流动凝结与重力作用下竖壁凝两者特点的一种混合形态。在入口段，局部汽速高，蒸汽对液膜的剪切作用相对很强，使液膜非常薄。随着冷凝过程的进行，蒸汽干度变小，汽速越来越低，剪切力逐步减小，直至终了时等于零。此时，重力作用下由于流道形状造成的液膜强紊流起了主导作用。

3、式中 $(\rho_v/\rho_l)^{0.248}$ 项，主要反映平均冷凝压力对放热的影响，虽然实验中平均蒸汽压力变化幅度不算大，但造成的差别已十分

明显。密度比最大与最小值相差达40%左右。冷凝压力对放热系数的影响，在平均压力1.2 at ~ 2.0 at的范围内，就达到约10%，如忽略这一影响因素，无疑会带来可观的误差。（参见图6）。

4、具有网状波纹流道的板式冷凝器传热系数很高，是因为它对液侧、冷凝侧都是一种良好的强化换热流道形式。一般来讲，冷却水侧的对流换热系数达到 $1.5 \times 10^4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$ 并不很困难。而根据本实验结果，在适当的冷凝温差下，凝结放热系数多半在 $1.5 \sim 3.0 \times 10^4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$ 之间。由于两侧同时得到了

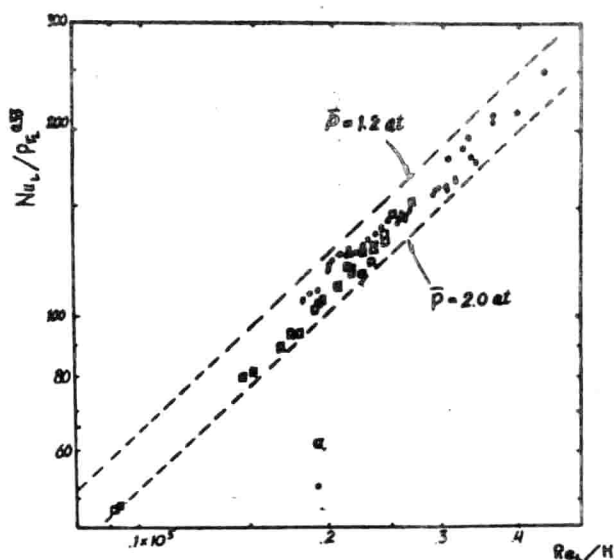


图6.  $Re_s/H \sim Nu_s/P_c^{0.55}$

有效强化，所以，板式冷凝器的传热系数非常高。普遍在 $5 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{C}$ 以上，最高达 $7 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{C}$ 。根据现已掌握的两侧放热规律，如能恰当地选择、安排运行参数，传热系数完全能超过 $8 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{C}$ 。这比传统的管壳式冷凝器至少高出2 ~ 3倍。

## 五、结 论

1、人字波纹网状流道中低压水蒸汽的凝结放热系数主要取决于凝液Re数，过冷参数及平均冷凝压力。实验证明，在给定蒸汽参数和平均冷凝温差下，Re 是关键因素。

2、在本文给出的各有关参数范围内，按所得关联式计算出的平均凝结放热系数与实验值误差不超过 $\pm 5\%$ 。

3、就平均换热性能而言，顺流与逆流遵循相同的凝结放热规律。由于顺流时蒸汽侧阻力降小，所以一般考虑按顺流布置。

4、该种流道用于冷凝时，传热系数相当高。这说明它作为冷凝

器是一种很有潜力的高效换热设备，它在化工、供热工程、动力、空调、制冷等领域有良好的应用前景。为了更好地发挥其性能优势，有必要设计针对不同冷凝场合的专用板型冷凝器产品。

• 主要符号表（文中未予说明的）

|                              |                        |
|------------------------------|------------------------|
| $G_s$ : 蒸汽侧凝液质量速度            | $L$ : 蒸汽的汽化潜热          |
| $De$ : 定型尺寸（ $2 \times$ 板间距） | $L'$ : 考虑到凝结液膜具有过冷时的焓差 |
| $\mu_L$ : 凝液的动力粘度            |                        |
| $Pr_L$ : 凝液普朗特数              | $\rho_L$ : 凝液密度        |
| $\lambda_L$ : 凝液导热系数         | $\rho_v$ : 蒸汽密度        |
| $Cp$ : 凝液比热                  | $T_w$ : 蒸汽侧壁面温度        |

• 主要参考文献

- 1、H.Uehara et al "Plate Type Evaporator and Condenser for OTEC Plant" Proc.of 5th OTEC Conf. 1978
- 2、H.Uehara et al. "Shell-and-Plate-Type Heat Exchangers for OTEC Plants" Trans. ASME, J.Solar Energy vol. 106, 1984
- 3、赵镇南、王中铮 "低 $Re$ 数网状流道中的换热特性研究"，中国工程热物理学会第六届年会，1988.上海
- 4、A.Cooper "Condensation of Steam in Plate Heat Exchangers", AIChE Sym.Ser. No 138 1974
- 5、R.M.Gray "The Design and Use of PHE in Boiling and Condensing Applications" ICHE Sym.Ser.86, 1984
- 6、L.L.TOVAZHNYANSKY, et al "Heat Transfer from Steam Condensing in a Extended Surface Slot Channel", HTSR.vol.12. No.4. 1980
- 7、W.M.Rohsenow, "Handbook of Heat Transfer" McGraw-Hill, 1973

# 流化床分布板孔内流量的随机波动 及气泡生成频率的研究

东南大学： 范 铭  
江苏化工学院： 邱海平

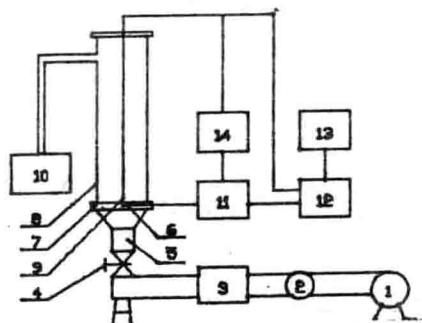
## 一. 摘要:

本文通过对流化床多孔分布板孔内流量的随机波动进行研究, 得到了分布板孔上方初始气泡的频率特性; 本文还提出了一个气泡生成模型, 其结果与实验值符合很好; 另外, 本文还对文献中研究气泡生成频率的方法作了评价。

## 二. 引言:

在气固两相流化床内, 气泡的频率和大小对床层的特性有很大的影响, 气泡是在分布板上形成的, 而不同的分布板特性, 对应有不同的气泡生成规律, 因此, 研究分布板上气泡生成的规律以及不同分布板特性的影响, 这对流化床设计, 特别是分布板的设计具有很大的实用意义。

有关这方面的研究, 文献(2.3.4.5.)已作了报导, 所有这些研究所采用的方法皆为稳态单一气流源的模拟研究方法, 即在一个已经流化起来的床层中引入一根注射管来模拟多孔分布板某一孔上的气泡生成情况, 射流的流量是人为控制不变的。但是, 在实际的流化床中, 随着孔上方物料层高度的随机变化以及孔口处气泡的生成和脱离运动, 孔口处的压力也将发生随机的波动, 从而导致孔内流量的波动变化, 实验证明, 情况正是如此, 如图二所示。本文的目的就是在孔内流量波动情况下, 探讨气泡生成的规律。



图一. 实验系统示意图

1. 风机 2. 转子流量计 3. 加热器 4. 三通  
5. 窥视孔 6. 热丝探头 7. 多孔分布板 8. 床体  
9. 热电偶 10. 气体流量计 11. 1053A 热线风速仪  
12. 数据采集器 13. 微机 14. X-Y记录仪

## 三. 实验装置:

本文的实验是在一个内径100mm, 长800mm 的圆柱床层上进行的, 分布板采用了五种不同孔径或孔间距的平面多孔型板(分布板尺寸见表一), 流化颗粒为 $\phi 0.18\sim 0.45\text{mm}$ 的砂子, 静止床高90mm。实验系统如图一所示。

孔内气体流量由动态特性较好的热线风速仪测量, 热丝探头就放置在分布板的孔内, 实验数据由 HP-85 3479A 自动采集装置进行采样, 并输送到微机上进行实时数据处理。

表一. 分布板特征尺寸

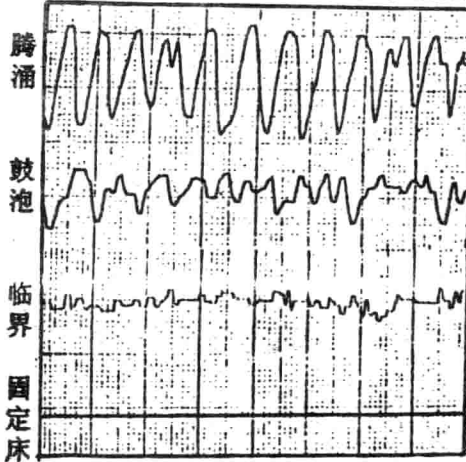
| 分布板代号   | A    | B    | C    | D    | E    |
|---------|------|------|------|------|------|
| 孔径(mm)  | 3.0  | 4.0  | 5.0  | 3.0  | 3.0  |
| 孔间距(mm) | 15.0 | 15.0 | 15.0 | 12.5 | 10.0 |

## 四. 孔内流量的随机波动及其与气泡的对应关系:

在不同的流化阶段, 分布板孔内流量随时间变化的记录曲线呈现出不同的特性(见图二), 而且相邻孔的流量波动不同步(见图三), 因此, 首先可以认为: 孔内流量的波动并非表观流量的波动所致。

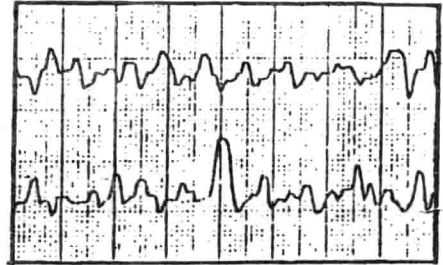
对这种随机波动过程作频谱分析, 得到如图四所示的频谱图, 它描述了该随机过程中对应于各种频率成分的波动能量或波动幅度。我们把对应于最大波

动能的那个峰值频率称为主频率，对应于另一峰值的频率称为次主频率。在实验中发现，孔内流量波动的主频率一般为 1~3Hz，这与 L.T. Fan 等在研究流化床内压力、密度的随机波动时所得到的主频率刚好相同，因此，我们认为：孔内流量的波动和床层内压力、密度的波动源于同一起因。

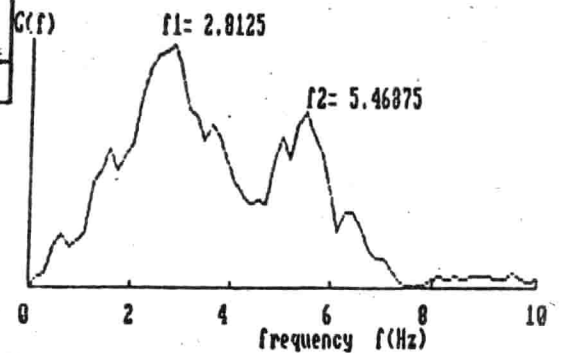


图二. 不同流化阶段的孔内流量记录

文献(6.7.8)对床层内压力、密度波动的研究得出结论：压力、密度的波动是由气泡的运动引起的，且大幅度的波动对应于大气泡，其频率就等于谱分析中的主频率。同理，孔内流量谱分析中的主频率也就对应于大气泡的生成频率，次主频率则对应于小气泡的生成频率，不过，在分布板附近，大气泡不是一下子就形成的，它是由几个小气泡合并而成的，故确切地说，主频率和次主频率分别代表了合并气泡的频率和单个小气泡的生成频率。在此基础上，本文通过对孔内流量的随机波动进行频谱分析，得到了孔上方气泡生成的频率特性。有关频谱分析的计算方法参见文献(10)。



图三. 相邻孔的流量记录



图四. 孔内流量波动的频谱图

### 五. 气泡生成模型：

#### 1. 单个气泡的生成条件：

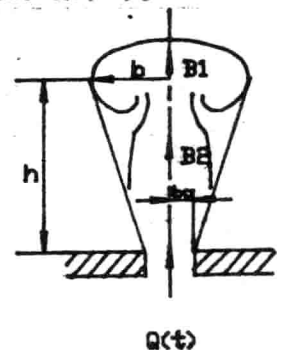
流化气体从分布板孔内射入床层一段距离后，射流顶部开始形成气泡状，但不脱离（见图五），随着射流向床层内部的不断扩展，气泡体积越来越大，在浮力的作用下，当气泡的动量变化率 $M_1$ 超过下部射流体的动量变化率 $M_2$ 时，气泡才脱离射流体而进入床层，否则，气泡仍作为射流体的一部分继续向床层内部扩展。

$$M_1 = B_1 - \rho_s U_m \pi b^2(t) / \varepsilon \quad \text{-----(1)}$$

$$M_2 = B_2 + \rho_s Q^2(t) / \pi b^2 \quad \text{-----(2)}$$

即气泡脱离条件为： $M_1 \geq M_2$  -----(3)

式中， $B_1$ 、 $B_2$ 分别为气泡和残存射流体的浮力， $Q(t)$ 为分布板某一孔内的流量。 $\varepsilon$ 为床层的空隙率。



图五. 气泡生成示意图



## 2. 气泡合并条件：

本文提出了两种合并形式：第一种形式是指在某一时刻，一个气泡脱离后，残存的射流体仍然满足气泡生成和脱离的条件，紧接着又生成了一个较小的气泡，由于前方气泡的尾涡的负压作用，使得这个较小的气泡加速而与前方的气泡相连或合并；第二种形式是指，如果气泡脱离后，残存射流体向上扩展的速度大于所产生气泡的上升速度的话，那么，射流体有可能赶上气泡而发生合并，并生成一个更大的气泡。由于 $Q(t)$ 的随机变化，这种情形是可能的。

## 六. 结果分析：

### 1. 模型计算结果与实验值的比较：

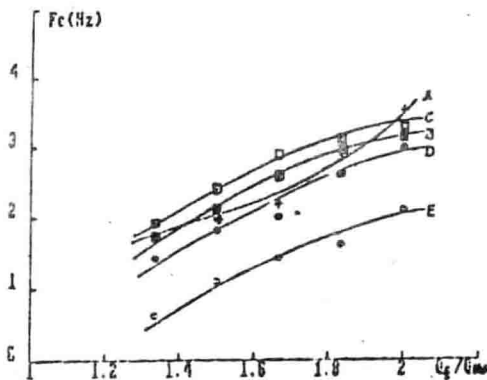
对所有的实验工况，通过对孔内流量的波动进行频谱分析得到的气泡频率列于表二，表中还列出了用本文气泡生成模型计算得到的气泡频率，比较结果表明，模型计算值和谱分析值基本一致，这说明本文的模型是合理的。

表二. 气泡频率的模型计算值和谱分析值

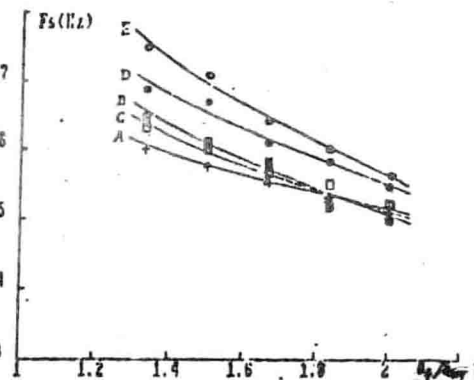
颗粒物料：0.18~0.45mm砂子；临界表观流量：6000l/h

| 工况<br>编号 | 工况参数           |             |          | 合并气泡频率(Hz) |           |           | 单个气泡频率 (Hz) |           |           |
|----------|----------------|-------------|----------|------------|-----------|-----------|-------------|-----------|-----------|
|          | 孔<br>径<br>(mm) | 孔间距<br>(mm) | 流化<br>系数 | 模型计<br>算结果 | 谱分析<br>结果 | 误差<br>(%) | 模型计<br>算结果  | 谱分析<br>结果 | 误差<br>(%) |
| 1        | 3.0            | 15.0        | 1.33     | 1.80       | 1.88      | -4.26     | 6.00        | 5.78      | 3.81      |
| 2        | 3.0            | 15.0        | 1.50     | 2.10       | 2.19      | -4.11     | 6.10        | 5.94      | 2.69      |
| 3        | 3.0            | 15.0        | 1.67     | 2.20       | 2.19      | .46       | 5.60        | 5.16      | 8.53      |
| 4        | 3.0            | 15.0        | 1.83     | 2.70       | 2.81      | -3.91     | 5.30        | 5.47      | -3.11     |
| 5        | 3.0            | 15.0        | 2.00     | 3.50       | 3.75      | -6.67     | 5.20        | 5.16      | .78       |
| 6        | 4.0            | 15.0        | 1.33     | 1.80       | 1.72      | 4.65      | 6.40        | 6.41      | -.16      |
| 7        | 4.0            | 15.0        | 1.50     | 2.10       | 2.03      | 3.45      | 5.90        | 6.25      | -5.60     |
| 8        | 4.0            | 15.0        | 1.67     | 2.70       | 2.66      | 1.50      | 5.70        | 5.78      | -1.38     |
| 9        | 4.0            | 15.0        | 1.83     | 2.70       | 2.97      | -9.09     | 5.10        | 5.31      | -3.95     |
| 10       | 4.0            | 15.0        | 2.00     | 3.00       | 3.13      | -4.15     | 5.00        | 4.84      | 3.31      |
| 11       | 5.0            | 15.0        | 1.33     | 1.90       | 1.88      | 1.06      | 6.30        | 6.88      | -8.43     |
| 12       | 5.0            | 15.0        | 1.50     | 2.30       | 2.50      | -8.00     | 6.00        | 6.09      | -1.48     |
| 13       | 5.0            | 15.0        | 1.67     | 2.80       | 2.96      | -5.41     | 5.80        | 5.78      | .35       |
| 14       | 5.0            | 15.0        | 1.83     | 3.10       | 3.13      | -.96      | 5.60        | 5.63      | -.53      |
| 15       | 5.0            | 15.0        | 2.00     | 3.40       | 3.28      | 3.66      | 5.10        | 5.16      | -1.16     |
| 16       | 3.0            | 12.5        | 1.33     | 1.50       | 1.41      | 6.38      | 6.60        | 6.88      | -4.07     |
| 17       | 3.0            | 12.5        | 1.50     | 1.80       | 1.72      | 4.65      | 6.70        | 6.41      | 4.52      |
| 18       | 3.0            | 12.5        | 1.67     | 2.00       | 2.03      | -1.48     | 6.10        | 6.41      | -4.84     |
| 19       | 3.0            | 12.5        | 1.83     | 2.30       | 2.66      | -13.53    | 5.80        | 5.94      | -2.36     |
| 20       | 3.0            | 12.5        | 2.00     | 2.80       | 2.97      | -5.72     | 5.10        | 5.47      | -6.76     |
| 21       | 3.0            | 10.0        | 1.33     | .60        | .63       | -4.76     | 7.50        | 7.50      | .00       |
| 22       | 3.0            | 10.0        | 1.50     | 1.10       | 1.25      | -12.00    | 7.30        | 6.88      | 6.10      |
| 23       | 3.0            | 10.0        | 1.67     | 1.40       | 1.41      | -.71      | 6.30        | 6.41      | -1.72     |
| 24       | 3.0            | 10.0        | 1.83     | 1.60       | 1.56      | 2.56      | 6.00        | 5.94      | 1.01      |
| 25       | 3.0            | 10.0        | 2.00     | 2.10       | 2.19      | -4.11     | 5.40        | 5.63      | -4.09     |





图六. 表观流量对合并气泡频率 $F_c$ 的影响



图七. 表观流量对单个气泡频率 $F_s$ 的影响

## 2. 合并气泡频率:

图六表示了表观流量对合并气泡的影响, 图中的A.B.C.D.E 分别表示五块不同的分布板。在以往的文献研究中, 采用单一气流源研究方法所得到的研究结果表明(文献2~5), 随着孔内流量的增大, 孔上方气泡合并的可能性也越大, 很显然, 随着表观流量的增大, 分布板每个孔内的平均流量也增大, 因此, 气泡合并频率也随着表观流量的增大而增大。

孔间距对合并气泡频率的影响可表现为两个方面: 第一是随着孔间距的减小, 分布板的开孔数增加, 则每个孔内的平均流量降低, 所以, 合并气泡频率也减小; 其二, 孔间距的减小又使相邻两孔之间的气泡合并的机会增大, 故合并气泡频率会有所增加。这两方面的作用是相反的。由于第二种形式的气泡合并也会引起孔内流量的大幅度波动, 因此, 图六中用潜分析得到的数据是这两种影响的综合结果; 可以看出, 在相同的表观流量下, 分布板孔间距越小, 则合并气泡频率也小(曲线A.D.E), 可见, 孔内流量方面的影响要更大些。

从图中还可看出, 孔径对合并气泡频率的影响不明显(曲线A.B.C)。

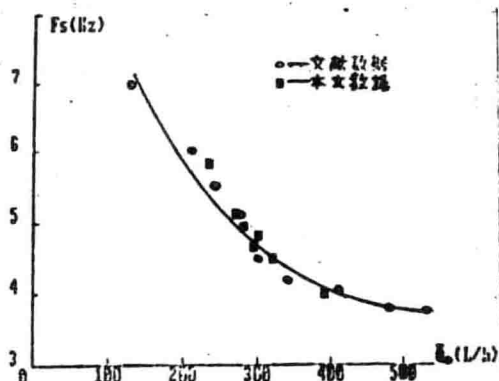
## 3. 单个气泡生成频率:

表观流量对单个小气泡生成频率 $F_c$ 的影响如图七所示, 图中的A.B.C.D.E 分别表示五块不同的分布板, 图中结果表明,  $F_s$ 随着表观流量的增大呈下降趋势, 但随着孔间距的减小而增大(曲线A.D.E), 孔径对 $F_s$ 的影响没有很明显的规律(曲线A.B.C)。

同样, 以上这些影响关系都可以归纳为平均孔内流量的影响, 表观流量的增大和孔间距的减小都使平均孔内流量变大, 亦即,  $F_s$ 随着孔内流量的增大而减小, 这个趋势与文献中采用稳态单一气流源研究所得到的结果是一致的。

## 4. 对单一气流源研究方法的评述:

本文的实验测试结果表明: 流化床多孔分布板每一孔内的气体流量是随机波动的, 而不是稳定不变的, 因此, 如果采用稳态单一气流源的模拟方法来研究孔上方的气泡生成规律, 那么, 其结果的适用性是值得讨论的。



图八. 稳态单一气流源的研究结果与本文单个气泡生成频率的比较