分类号	TB61+1;	0359	_

U D C <u>621.5</u>

密级_	
编号 <u></u>	

中国科学院研究生院

博士学位论文

TBAB 包络化合物浆潜热输送的固液两相流流动与传热模拟

宋 文 吉

指导教师	<u>冯自平 研究员 中国</u>	科学院广州能源	研究所
申请学位级别	博士	学科专业名称	热能工程
论文提交日期	<u>2009年5月</u>	论文答辩日期	2009年5月
培 养 单 位 <u>中国科学院广州能源研究所</u>			
学位授予单位 <u>中国科学院研究生院</u>			

答辩委员会主席 _ 樊栓狮 教授

二零零九年五月

Graduate University of the Chinese Academy of Sciences

A Dissertation Submitted for the Degree of Doctor of Philosophy in Thermal Engineering

Solid-liquid Two-phase Flow Simulation of TBAB Clathrate Hydrate Slurry using for Latent Heat Transportation

by

Wen-ji Song

Directed by

Prof. Zi-ping Feng

at

Guangzhou Institute of Energy Conversion

Chinese Academy of Sciences

May, 2009

摘要

TBAB包络化合物浆(CHS)被证明是一种具有广阔应用前景的潜热输送材料,在中央空调及区域供冷系统中替代冷水作为载冷介质,进行冷量的输送。因为 CHS 可以在 5-12℃发生固液相变,载冷密度远大于冷水,由此可以减小输送管道的尺寸,降低输送泵的能耗,从而达到节能的目的。

首先,建立了管内流动的 3-D 模型,实现对 CHS 固--液两相流特征的全面描述。模型包含重力对颗粒分层流动的影响,使用相间滑移速度描述相间作用力;给出了层流时固相黏度的计算公式,使控制方程组得以封闭。湍流流动基于 RNG *k-e* 模型理论,针对靠近壁面的层流底层区和远离壁面的旺盛湍流区分别建立 *k-e* 控制方程。在流动计算结果的基础上,将对流传热模型简化为 2-D 模型,模拟定热流密度条件下的水平管内对流换热情况。通过固--液相间的能量及质量传递进行相间耦合,模型计算范围涵盖层流及湍流流动。分别从层流及湍流能量方程出发,利用源强化概念及场协同理论,从理论上解释了 CHS 这类潜热型功能流体强化换热的物理机理。

随后,搭建了 CHS 流动与传热实验台,测得 CHS 在水平管内的流动阻力及 定热流密度下的平均对流换热系数,对所建模型的计算结果进行验证。结果显示, 在固相含量 \chi<30%范围内,3-D 流动模型可以较好地模拟流动阻力问题,相对误 差在±12%以内;2-D 传热模型可以较好地模拟对流换热问题,相对误差在±10% 以内。证明本文所建立的固--液两相流流动与换热模型可以实现对 CHS 真实情 况的模拟,且达到了精度要求。实验测定了 A 型和 B 型 CHS 的粒径分布。

深入剖析了 CHS 管内流动情况。截面速度分布规律显示,随着固相含量的 增大,层流流动表现出由剪切流发展为"塞状流"的趋势,由此判断 CHS 固--液两相混合流体整体上呈现出非牛顿流体特征。发现了定流速下的"再层流化现 象"。截面颗粒浓度分布表明,在较低流速的层流流动区,边界层内出现比较明 显的分层流动,随着流速的增大,分层流动逐渐消失,表现为非均匀流甚至均匀 流。通过对平均流速、固相含量及管径的正交分析结果得知,流速是影响流动阻 力的最主要因素,固相含量次之,管径最小。在实验得到的 CHS 实际粒径分布 范围内,颗粒直径大小对流动阻力的影响可以忽略。

详细分析了 CHS 在定热流密度条件下的管内对流换热特性。CHS 的换热能 力大约是纯溶液的 1.5~3.5 倍。通过截面温度分布,显示层流换热主要通过颗粒 及液体的导热作用传递热量,由于潜热的释放增大了径向的温度梯度;湍流换热 改善了速度场与温度梯度的协同程度,使得主要的换热热阻存在于热边界层内,

I

同时,由于潜热的释放延缓了壁面温度升高的速度。计算得到了 CHS 换热过程 中沿管长方向出现的未融化区、正在融化区和完全融化区的边界线。CHS 对流 换热能力的影响因素中,平均流速起决定性作用,固相含量和潜热通过改变混合 流体的等效比热容而影响换热性能。实际粒径分布范围内对层流换热的影响可以 忽略,较大颗粒对湍流换热起强化作用。热流密度大小对换热性能几乎没有影响。

最后,展示了所建立的固--液两相流动与换热模型在 CHS 潜热输送过程的应用。对 A 型和 B 型 CHS,计算求得了不同固相下的临界沉降速度,为 CHS 的安全输送提供了依据。从优化输送泵功角度,得到了 B 型 CHS 最佳的固相含量范围(χ=26%附近),输送该固相含量范围的 CHS,可以得到最佳的节能效果。

关键词: TBAB CHS; 潜热输送; 固--液两相流模拟; 流动; 对流传热

Solid-liquid Two-phase Flow Simulation of TBAB Clathrate Hydrate

Slurry using for Latent Heat Transportation

Wen-ji Song (Thermal Engineering)Directed by Prof. Zi-ping Feng

ABSTRACT

The Tetra-n-Butyl-Ammonium Bromide (TBAB) Clathrate Hydrate Slurry (CHS) is one of promising media for latent heat transportation. It can be used as substitute secondary coolant in centralized air-conditioning systems and district cooling systems. Because CHS releases its latent heat during phase change at atmosphere pressure in the temperature range of $5\sim12^{\circ}$ C, it can carry more cold energy per unit. Based on that, CHS latent heat transportation could cut energy consumption of pumps because of downsizing pipeline diameters, and then realize the aim of energy saving.

There are six main parts in this paper. Firstly, the related references about the latent heat transportation applications of TBAB CHS were summarized and analyzed comprehensively. And it shows that the fundamental researches about momentum transfer and heat transfer mechanism are still not exhaustive. One theoretical model for CHS flow and heat transfer, from the aspect of solid-liquid two-phase flow, will be significant supplement.

Secondly, based on above, one 3-D theoretical model for CHS flow in horizontal pipe was established, which could give better expression to the solid-liquid two-phase flow characteristics. In the model, the effect gravity forced on solid particles was included, and slip velocity between particles and liquid was used to describe interphase forces. Solid viscosity expression made control equations complete. Turbulent flow was based on RNG k- ε model, and two different expressions were used for laminar sublayer and vigorous turbulent region separately. One simplified 2-D theoretical model for CHS convective heat transfer with constant heat flux in horizontal pipe was established. Mass transfer and heat transfer between solid and liquid phase were coupled with source items in continuity equations and energy equation. Source enhancement and field coordination theory, deduced from energy equation, could give better explanation to heat transfer enhancement phenomenon for TBAB CHS.

Then, in order to verify our numerical calculation, one experiment stand was set up, and pressure drop and mean convective heat transfer characteristics of CHS in pipe flow were investigated experimentally. Comparison between experimental and numerical results in the range of χ <30%, show that 3-D model for CHS flow behaviors and 2-D model for CHS convective heat transfer characteristics present good agreement within a maximum error equal to ±12%.

After that, the flow behaviors of CHS were analyzed in detailed from the aspect of solid-liquid two-phase flow. The velocity profile shows a flow pattern transform tendency from shear flow to plug flow with the increasing of solid fraction in laminar flow region, which can owe to its non-Newtonian as single phase fluid. The solid concentration distribution profiles indicate that obvious stratified flow appears in sublayer at laminar flow region, and it disappears when flow velocity increases. Based on the results of orthogonal analysis, mean flow velocity is the most important factor for flow resistant of CHS, solid fraction is the second and pipe diameter is the last. In the range of CHS pipe flow, and it can be neglected.

Meanwhile, the convective heat transfer characteristics of CHS pipe flow were discussed comprehensively. Contrast to TBAB aqueous solution (χ =0), CHS could enhance heat transfer up to 1.5~3.5 times. The section temperature profiles express thermal transfer process from tube wall to fluids. In laminar region, conductivity is the main way for thermal transfer, and the releasing of latent heat of CHS particles increases temperature difference along radial direction. In turbulent region, turbulent kinetic enhances heat transfer in core flow region and its thermal resistant concentrates in sublays, and the releasing of latent heat decreases wall temperature. Along axis direction, there exist three regions—non-melting region, melting region and melted region, and boundaries among them were obtained. Among parametric variations effecting CHS convective heat transfer, the mean flow velocity is the most crucial factor, solid fraction and latent heat value are second class, and heat flux shows little effect on heat transfer coefficient. In the range of CHS particle size distribution, particle diameters show a bit better effect in turbulent region than that in laminar region.

Lastly, two main applications in latent heat transportation were introduced by use of the established solid-liquid two-phase model. Critical deposition velocities, which stand for transformation from moving bed flow to heterogeneous flow, were obtained for type A and type B CHS separately. These could ensure the safe transportation for CHS. Another application is optimizing pump power consumption by adjusting solid fraction in CHS and flow velocity. For type B CHS, contrast to cold water, there exists an optimum solid fraction range (around $\chi=26\%$), in which the power consumption for transportation could be minimum.

Keywords: TBAB Clathrate Hydrate Slurry; Latent heat transportation; Solid-liquid two-phase flow simulation; Flow; Heat transfer

符号表

拉丁符号:

а	加速度 m/s ²
$C_{\rm p}$	定压比热容 J/(kg·K)
D	管径,水力直径 m
d	固相颗粒粒径 m
$g_{0,ss}$	径向分布函数
h	对流换热系数 W/(m ² ·K)
k	湍动能 (m²/s²); 导热系数
	(W/m·K)
<i>k</i> _{app}	表观导热系数 (W/m·K)
L	管长 m
т	质量 kg
ΔP	压力差 Pa

希腊符号:

α	体积固相含量 m³/m³
β	粒子加载率
γ̈́	剪切速率 1/s
δ	厚度 m
З	湍流耗散率m²/s³
η	塑性粘度 kg/(m·s)
μ	动力粘度 kg/(m·s)
v	运动粘度 m²/s

脚标:

b	bulk	m	混合物
c	调和点;临界点	max	最大值
col	collision	out	出口
dr	drag	t	turbulent
f	流体	r	径向
in	入口	ref	参考点
kin	kinetic	S	固相
1	液相	W	壁面

Q	体积流量 m³/s
$Q_{ m H}$	加热功率 W
$Q_{ m L}$	相变潜热 J
q	热流密度 W/m²
$q_{ m L}$	单位质量相变潜热 J/kg
R	管壁半径 m; 电阻 Ω
r	半径 m
Т	温度 K
t	温度 ℃
v	流速 m/s
U	管内平均流速 m/s

C 质量浓度 kg/kg

ρ	密度 kg/m ³
τ	切应力 Pa; 响应时间 s
$ au_0$	屈服应力 Pa
Φ	体积固相含量 m³/m³
$\dot{\Phi}$	内热源 W/m³
χ	质量固相含量 kg/kg
ψ	体积液相含量 m³/m³
Θ_s	颗粒温度 m ² /s ²

无量纲准则数:

Nu Nusselt \mathfrak{Y} , $\frac{hD}{\lambda}$

*Re*_M Metzner-Reed Reynolds数,
$$\frac{\rho_m UD}{\mu_m}$$

$$Fr \qquad \text{Froud } \mathfrak{Y}, \quad \frac{U^2}{d_s g\left(\frac{\rho_s}{\rho_l} - 1\right)}$$

St Stock 数, $\frac{\tau_s}{\tau}$

目 录

摘	要	I
ABS	ТТАСТ	III
符	弓表	VII
目	录	IX
图	表目录	XII
1 \$	者论	1
	1.1 课题的背景及意义	1
	1.2 潜热输送材料的选择	3
	1.2.1 储能材料的分类	3
	1.2.2 适用于空调领域的潜热输送材料遴选	4
	1.3 TBAB包络化合物浆潜热输送技术研究进展	6
	1.3.1 TBAB CHS潜热输送技术的实用化研究	7
	1.3.2 TBAB包络化合物浆的流变特性和阻力特性研究	12
	1.3.3 TBAB包络化合物浆的对流换热基础研究	14
	1.4 本文的研究内容	15
	参考文献	16
2.	TBAB包络化合物浆两相流数学模型	
	2.1 固一液两相流体的分类及两相流数学模型	20
	2.1.1 固液两相流的分类	20
	2.1.2 固液两相流模型概述	21
	2.2 TBAB CHS两相流管内流动的数学模型	23
	2.2.1 层流控制方程	23
	2.2.2 湍流控制方程	25
	2.2.3 流动方程组的求解	
	2.3 TBAB CHS两相流管内对流传热的数学模型	30
	2.3.1 对流换热控制方程	
	2.3.2 对流换热方程组的求解	32
	2.4 TBAB CHS对流强化换热机理分析	34
	2.4.1 层流强化换热的物理机理	34
	2.4.2 湍流强化换热的物理机理	
	2.5本章小结	
	参考文献	

3	TBAB包络化合物浆流动与换热实验研究	
	3.1 管内流动阻力实验	
	3.1.1 实验装置	40
	3.1.2 实验参数	
	3.1.3 实验步骤	45
	3.2 对流传热实验	
	3.2.1 实验装置	46
	3.2.2 实验参数	47
	3.2.3 实验步骤	
	3.3系统校正及误差分析	51
	3.4 粒径分析	
	3.5本章小结	
	参考文献	
4	TBAB包络合物浆管内流动特性	55
	4.1 模型验证	
	4.1.1 A型CHS	55
	4.1.2 B型CHS	57
	4.2 管内流动特性分析	
	4.2.1 截面速度分布规律	
	4.2.2 截面颗粒浓度分布	61
	4.3 流动阻力影响因素分析	
	4.3.1 流动参数的正交分析	
	4.3.2 粒径分布对流动阻力的影响	
	4.4本章小结	
	参考文献	65
5	TBAB包络化合物浆管内对流换热特性	67
	5.1 模型验证	
	5.2 固−液相变强化传热效果	
	5.2.1 沿程局部换热系数的强化规律	
	5.2.2 平均对流换热的强化规律	70
	5.3 管内对流换热特性分析	71
	5.3.1 截面温度分布	71
	5.3.2 颗粒的融化过程	73
	5.4 对流换热影响因素分析	74
	5.4.1 热流密度对换热性能的影响	75

	5.4.2 粒径分布对换热性能的影响	76
	5.4.3 潜热值对换热性能的影响	
	5.5 流动与换热相关性分析	77
	5.6本章小结	
	参考文献	
6	TBAB包络化合物浆两相流模型应用	80
	6.1 CHS的潜热安全输送	80
	6.2 CHS的潜热优化输送	83
	6.3本章小结	
	参考文献	85
7	结论与展望	
	7.1 主要结论	
	7.2工作展望	
附	录	
	附录A: 流动计算程序	
	附录B: 传热计算程序	
攻	读博士学位期间发表的文章目录	
	期刊论文	93
	会议论文	93
致	谢	

图表目录

冬

图 1-1 典型中央空调系统能耗分布图	2
图 1-2 储能材料的分类	3
图 1-3 几类典型的潜热输送材料	4
图 1-4 TBAB包络化合物准笼状分子结构	7
图 1-5 TBAB 包络化合物晶体外形	7
图 1-6 JFE CHS 空调模拟系统图	8
图 1-7 JFE CHS 连续生成装置	9
图 1-8 CHS 供给及冷负荷分配控制系统	9
图 1-9 CHS 与冷水循环能耗对比(最优工况下)	10
图 1-10 CHS 空调与冷水空调系统电力消耗对比(制冷主机耗电除外)	10
图 1-11 变负荷下载冷剂输送能耗对比	11
图 1-12 输送泵功的平均节能效果	11
图 2-1 TBAB CHS 管内流动示意图	23
图 2-2 分离求解器的求解流程图	
图 2-3 对流传热模型示意图	
图 2-4 CHS 管内对流换热计算流程	
图 3-1 流动实验台系统图	41
图 3-2 CHS 降温过程中的融冰操作	42
图 3-3 流动实验管的结构和尺寸定义	42
图 3-4 CHS 固相含量计算值	45
图 3-5 传热实验系统图	47
图 3-6 传热实验管结构尺寸及热电偶布置	
图 3-7 实验制备的 CHS 外观	
图 3-8 CHS 在不同固相含量下的粒径分布(JFE 数据)	53
图 3-9 实验制备的 CHS 粒径分布规律	53
图 4-1 A 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(低固相含量)	
图 4-2 A 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(中等固相含量)	
图 4-3 B 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(低固相含量)	
图 4-4 B 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(中等固相含量)	
图 4-5 A 型 CHS 管内流动的截面速度分布	59
图 4-6 B 型 CHS 管内流动的截面速度分布	60
图 4-7 固相含量对 CHS 管内流动的截面速度分布的影响	60

图 4-8 固相含量对流动形态的影响	61
图 4-9 x = 2.1%时在不同流速下的颗粒浓度分布	62
图 4-10 x = 8.5%时在不同流速下的颗粒浓度分布	62
图 4-11 x =18.6%时在不同流速下的颗粒浓度分布	63
图 5-1 A 型 CHS 在低固相含量区的平均换热系数对比	68
图 5-2 A 型 CHS 在中等固相含量区的平均换热系数对比	69
图 5-3 沿流动方向相变强化传热规律	69
图 5-4 层流流动 CHS 的强化换热效果	70
图 5-5 湍流流动时 CHS 的强化换热效果	71
图 5-6 定热流密度边界下层流换热截面温度分布	72
图 5-7 定热流密度边界下湍流换热截面温度分布	72
图 5-8 层流时颗粒的融化过程	73
图 5-9 层流时颗粒的融化过程	74
图 5-10 层流时热流密度变化对温升的影响	75
图 5-11 湍流时热流密度变化对温升的影响	76
图 5-12 颗粒直径变化对 Nu 的影响	76
图 5-13 不同相变潜热值对换热的影响	77
图 5-14 层流状态下传热对流动的影响	78
图 5-15 层流状态下传热对流动的影响	78
图 6-1 固液两相流动形式示意图	80
图 6-2 静置沉积实验示意图	80
图 6-3 固液两相流的截面浓度分布及速度分布示意图	82
图 6-4 CHS 管内流动的沉降速度变化	82
图 6-5 CHS 与冷水的输送阻力比较	84

表

表 1-1 几类潜热输送材料的特点	4
表 1-2 四丁基铵盐包络化合物性质	5
表 1-3 A 型和 B 型 TBAB 包络化合物的化学式	8
表 1-4 管内流动下 CHS 的幂律指数(n和K值)	12
表 2-1 两相流基本模型分类	21
表 2-2 CHS 管内流动边界条件及初始条件设定	29
表 2-3 流动模型中 CHS 两相的物性参数	29
表 2-4 CHS 管内对流传热边界条件及初始条件设定	33
表 3-1 流动实验管尺寸(单位: mm)	42
表 3-2 各计量仪器规格参数	43

表 3-3 流动实验中的流量(流速)变化范围	43
表 3-4 相平衡曲线拟合方程式中的各项系数	44
表 3-5 流动实验中的固相含量变化范围	45
表 3-6 低压直流电源自带输出功率表规格参数	47
表 3-7 管材和保温材料物性参数	48
表 3-8 传热实验管尺寸(单位: mm)	49
表 3-9 传热实验中的流量(流速)变化范围	49
表 3-10 传热实验中加热量和定热流密度的变化范围	50
表 4-1 正交实验因素水平表	64
表 4-2 L16 (4 ³ ×2 ⁶) 混合水平正交实验及结果	64
表 4-3 不同颗粒直径对 A 型 CHS 管内压降的影响(χ=17.1)	65
表 4-4 不同颗粒直径对 B 型 CHS 管内压降的影响(χ=5.9)	65

1 绪论

改革开放三十年,我国取得了举世瞩目的成就。然而,目前我们的产业仍然 处于粗放增长阶段,单位 GDP 的能耗远高于发达国家。随着工业化进程的深入, 我国能源的供需矛盾将会日益加剧。因此,如何高效利用能源是我国在社会主义 现代化进程中不可回避的问题。2007 年,政府提出的节能减排,构建可持续发 展的环境友好型和谐社会理念,为我国的发展指明了方向。2008 年,美国引发 了全球金融危机,世界主要经济体均出现经济衰退现象,不利的外部环境严重削 弱了我国良好的经济发展势头。为能在这百年一遇的经济风暴中转危为机,我国 政府先后出台了一系列宏观经济政策,促进国内产业调整,加快技术装备升级, 为风暴过后的迅速发展打下坚实基础。在这种历史背景下,作为科技工作者,有 责任有义务做好本职工作,为节能减排、提高产业技术含量做出自己的贡献。

在能源利用过程中总是伴随着各种形式的能量转换、传递和输送。在日常生 活和工农业生产的各个环节中,各种形式的能量传递与输送现象无处不在,如中 央空调、区域供冷、工艺用冷等等。如何在能量输送环节实现更高的传输效率, 更低的输送能耗,更少的环境破坏,已经成为该领域的重要课题。

1.1 课题的背景及意义

大型建筑、居民社区、以及工业工艺环节等都存在对冷量进行空间上远距离 输送的需求。这些系统有共同的特点,即:所需要的冷量是在某一特定的空间集 中制取,然后通过一套循环输送系统,借助某种介质将冷量输送到用能现场。就 中央空调或区域供冷系统而言,现有的冷量输送介质通常为水、乙二醇溶液或者 其它液态水溶液。这些载冷工质的共同特点是在对冷量的吸收、输送和释放的整 个过程中始终没有相变发生,仅通过显热方式携带和输送冷量。

对于大中型集中供冷系统,如中央空调系统以及越来越受重视的区域供冷, 冷量需求非常大,以常规的冷水为载冷工质则所需要的循环流量也非常大,因此 对应的二次循环管道系统和循环泵容量也十分庞大,不但占地空间大,材料成本 高,而且更严重的是水泵功耗巨大^[1]。对于中央空调系统和区域集中供冷系统来 说,冷水循环所消耗的泵功耗在系统总能耗中占有相当大的比重,视系统装机容 量的不同,大约占据 20~65%的比例,如图 1-1所示。由此可见,冷量输送环节 的循环泵功耗在中央空调和区域集中供冷等系统中具有举足轻重的地位,在载冷 工质循环系统中实现任何明显的节能效果,都将对整个中央空调或区域集中供冷 系统产生明显的总体节能效果。

1



图 1-1 典型中央空调系统能耗分布图^[2]

工质的载冷密度,即单位质量的载冷工质所能携带的冷量大小,对于无相变 工质来说仅仅取决于载冷工质的比热容和换热温差。在特定的应用场合下,换热 温差往往是固定不变的。因此一旦选定某种载冷工质,如果没有相变发生,其载 冷密度就没有多大可提高的空间。以现有的冷水中央空调设计标准为例,7℃供 水,12℃回水,则冷水的载冷密度为21kJ/kg。如果冷量输送需求增大,则只能 通过提高载冷工质的循环流量才能满足。由此,有学者提出将相变材料用于冷量 或热量输送的想法。这些材料可以在特定的温度范围发生相变,利用其相变潜热 (远大于材料的比热容)实现高密度的能量输送之目的。这种技术被称为潜热输 送技术。其基本理念是:采用具有良好流动特性的新型相变材料替代传统的无相 变载冷工质,通过部分液-固相变,既大幅提高工质的载冷密度,又保持了载冷 工质良好的流动性,进而大幅减少载冷工质的循环流量,降低输送泵功耗,实现 节能目的。

目前,国内外众多的研究者已经将潜热输送技术应用到中央空调和区域供冷领域,并取得令人惊喜的节能效果。如日本的JFE 公司通过在中央空调中应用高密度潜热输送技术,实现了二次循环系统的循环能耗比原有的冷水循环降低了70%以上的节能效果^[2,3]。中国科学院广州能源研究所,在科技部863项目的资助下建设了一套潜热输送示范系统,运行数据显示,二次循环能耗降低了72%! 由此可见,新型潜热输送技术所带来的节能潜力是相当可观的。因此,先进可靠的潜热输送技术必将被广泛应用于未来的中央空调、区域集中供冷、以及其他冷量输送领域。在我国,各种不同规模的中央空调数量巨大,大型区域集中供冷系统也开始走向工程实用,潜热输送技术如能逐渐普及应用于这些领域,必将产生巨大的经济效益和社会效益。

1.2 潜热输送材料的选择

1.2.1 储能材料的分类

由上可知,高密度潜热输送技术的关键之一是寻找或研制理想的潜热输送相 变材料。潜热输送材料是储能材料(Thermal Energy Storage Materials)中的一类, 人们对储能材料的科学研究已经有几十年的历史。从广义上讲,储能材料大致可 以按图 1-2进行分类。为了满足各种场合下的冷、热能存储需要,已经发现或研 制出成千上万种储能材料^[4, 5],这些材料具有不同的适用温度范围,不同的储能 能力,以及千差万别的物理化学性质。



图 1-2 储能材料的分类^[6]

对于高密度潜热输送技术,所需的潜热输送相变材料必须满足以下基本条件:

- ◆ 潜热量大
- ◆ 相变温度符合应用对象要求
- ◆ 相变前后都必须保持良好的流动性,以便于管道输送
- ◆ 相变前后体积变化小
- ◆ 相变过程简单
- ◆ 环境友好

要满足以上条件,固-液相变是首选。在吸收冷量(或放出热量)前,材料 保持液体状态;当吸收冷量(或放出热量)后,材料发生液-固相变。固--液相变 材料与适当的液体(携流体)形成充分混合悬浊的可流动浆状流体(Slurry)。浆 状流体中的液相保证了材料的可流动性,而其中的固相则使材料的载冷(热)密 度大大提高。固相发生相变后可能与液相相容,也可能互不相容。这种既能流动 又具有较高载冷密度的流体被称为功能流体(Functionally Thermal Fluid)^[7]。基于以上理念,人们已经发现、研制、或设想出了多种类型的潜热输送材料,图 1-3列出了最具代表性的几大类型。



图 1-3 几类典型的潜热输送材料^[8]

1.2.2 适用于空调领域的潜热输送材料遴选

对于中央空调或区域集中供冷系统来说,潜热输送材料首先必须满足相变点 在 0~12 ℃的范围,这是所有空调系统从主机到末端之间输送冷量的温度范围。 在该温度范围内能够发生液-固相变的材料很多,但各方面特性都满足潜热输送 要求的材料并不多。表 1-1给出了几类可用于空调领域的潜热输送材料,并作了 简单对比。

种类	优 点	缺 点	应用领域
冰浆 (Ice slurry)	载冷密度高,对环 境友好,原材料低 廉	冰水易分层,影响 流动性,制浆温度 低,能耗较高	食品冷冻冷藏, 化工工艺,空调, 区域供冷
包络化合物浆 (Clathrate hydrate slurry)	载冷密度高,流动 性好,制浆温度可 高于0℃	对碳钢存在轻微腐 蚀性	空调
相变乳状液 (Micro-emulsion slurry)	不易分层	粒径分布随时间变 化	空调,太阳能热 利用
定型石蜡乳状液 (Shape-stabilized paraffins)	传热系数高	塑性结构易破坏	空调, 热水供给, 太阳能热利用
微胶囊乳液 (Micro-encapsulated PCM slurry)	相变点范围宽,循 环寿命长	胶囊破裂容易造成 分层和污染	空调,热水供给, 太阳能热利用, 电子设备冷却

表 1-1 几类潜热输送材料的特点^[9]

其中,包络化合物浆是一类含丁基(-C₄H₉),异戊基(iso-C₅H₁₁)等烃基的 铵盐与水形成的晶体状物质。它是在一定条件下由水(主体)和化学溶质(客体) 通过分子作用力形成的类冰的、非化学计量的准笼形包合物(Semi Clathrate Hydrate)。包络化合物的晶体则含有多种不规则多面体,结构比较复杂。最典型 的包络化合物客体物质如四烃基卤素化铵盐,分子式可写为R₄NX,其中R表示 烃基,X表示卤素离子。肖睿对几种常见的四丁基铵盐包络化合物的性质作了总 结,详见表1-2(其中仅给出了包络化合物的客体分子式和名称)。

包络化合物客体 分子式	包络化合物客体 分子名称	融点 (℃)	密度 (g/cm³)	融解热 (kJ/kg)
(C ₄ H ₉) ₄ NF	四丁基氟化铵	24.9	1.032	
(C ₄ H ₉) ₄ NCl	四丁基氯化铵	15.7	1.026	
(C ₄ H ₉) ₄ NBr	四丁基溴化铵	12.5	1.080	192
(C ₄ H ₉) ₄ NCH ₃ CO ₂	四丁基酢酸铵	15.1	1.040	209
(C ₄ H ₉) ₄ NHCO ₃	四丁基重碳酸铵	17.8	1.038	
$[(C_4H_9)_4N]_2CrO_4$	四丁基铬酸铵	13.6	1.059	
$[(C_4H_9)_4N]_2WO_4$	四丁基钨酸铵	15.1	1.131	
$[(C_4H_9)_4N]_2C_2O_4$	四丁基乙二酸铵	16.8	1.043	
$[(C_4H_9)_4N]_2HPO_4$	四丁基磷酸铵	17.2	1.059	
(C ₄ H ₉) ₄ NCHO ₂	四丁基甲酸铵	12.5		184

表 1-2 四丁基铵盐包络化合物性质[9]

在以上四类水合物中,需要特别关注的是第四类即包络化合物,这类以四丁 基铵盐为客体的包络化合物在很多方面都具有成为高密度潜热输送材料的优势:

- (1) 相变潜热较大。此类铵盐包络化合物的相变潜热一般都在 200 kJ/kg 左右, 虽然不及冰-水的相变潜热,但相对于无相变冷水的显热来说已经有极大的 提高。
- (2) 相平衡温度适中。此类铵盐包络化合物的相平衡温度一般都在0℃以上,室 温以下,与中央空调系统中广泛应用的载冷工质设计温度十分匹配,这样就 使得在不改变现有中央空调系统结构的情况下直接用包络化合物替代冷水 工质成为可能。
- (3) 生成动力学条件简单。现有的水合物储能技术多采用气体水合物,如各种氟 里昂制冷剂水合物。在储能应用上,气体水合物存在许多明显的缺点。比如,

气体水合物的生成速度比较缓慢^[10],而且一般需要较高的压力环境,输送 过程需要保持一定的过冷度,否则在输送管路中就会出现气液两相流动,使 系统的输送阻力大大增加。由于四丁基铵盐在水中的溶解性都很好,使得铵 盐包络化合物的生成速度远高于气体水合物。同时,四丁基铵盐包络化合物 的生成、储存、和分解等过程一般在常温常压下即可实现。

- (4) 便于管道输送。铵盐包络化合物与铵盐水溶液之间的密度差别一般很小,细小的晶体颗粒与盐溶液能够在较长时间下保持均匀的悬浊状态,这就为管道输送提供了便利。
- (5) 性质稳定。铵盐包络化合物浆在反复生成和融解的过程中相平衡温度迁移和 相变潜热衰减都很小,比许多共晶盐性质优越。比如,芒硝(Na₂SO₄·10H₂O) 是一种使用得较早的相变储能材料,但是芒硝的相变潜热随着相变次数的增 加而迅速衰减^[4]。
- (6) 对环境友好。铵盐包络化合物客体物质对大气臭氧层几乎没有破坏作用,也 无温室效应。

以上优点使得铵盐包络化合物非常适合成为空调领域中的高密度潜热输送 材料。综合相变温度范围和相变潜热大小,从表 1-2中可以看出,四丁基溴化铵 包络化合物最有条件作为高密度潜热输送材料,被用于现有的中央空调或区域集 中供冷中。四丁基溴化铵的英文名称为Tetra-n-Butyl Ammonium Bromide,简称 TBAB,其水溶液相变时生成浆状固--液混合物——包络化合物浆Clathrate Hydrate Slurry,简称CHS。目前,日本、法国、中国等的学者都已展开对基于TBAB 包络化合物浆的高密度潜热输送应用技术和基础理论的研究。TBAB CHS已经成 为中央空调和区域供冷领域中最有前景的高密度潜热输送材料之一。

1.3 TBAB 包络化合物浆潜热输送技术研究进展

任何一项成熟技术的广泛应用必然要包含三个层面的内容,即材料的筛选 或研发、相关机理的研究以及应用集成研究。这三个方面的内容相互交叉,互为 基础。高密度潜热输送技术从研发到产业化推广同样要需要经历这三个层面的发 展。第一是对新型潜热输送介质材料的研发和基础物理化学性质的研究,第二是 对潜热输送材料的流动与传热等传输机理进行研究,第三是对应用新型潜热输送 材料的热量传输系统(如潜热输送中央空调系统等)的集成应用开发。采用 TBAB CHS 作为潜热输送材料的新型潜热输送技术,是一项直接针对中央空调和区域 供冷系统等工程领域而提出的节能新技术。一些示范系统的运行结果充分证明该 技术具有广阔的应用前景,但当前的现状距离产业化应用还有一定的距离,其中 很重要的原因是尚缺乏足够的理论研究成果的支撑,使该技术的设计达到稳定、 优化运行的要求。以上所列的前两个阶段是基础研究层面,第三个阶段是工程应 用层面。目前,国内外的研究工作主要集中在基础研究层面上,产业化示范也崭 露头角。

文献来源分析发现,在TBAB包络化合物及CHS潜热输送技术应用领域, 日本处于领先地位,中国大陆紧随其后,法国及中国台湾地区也有相关研究报道。

1.3.1 TBAB CHS 潜热输送技术的实用化研究

TBAB是化工行业中经常使用的一种催化剂,在水合物领域经常被用于改善 气体水合物的生成条件^[11,12]。1997年日本NKK公司(日本钢管株式会社,现已 同日本川崎制铁合并称为JFE)在一个"水和物节能空调技术"研究项目中首先 把TBAB CHS作为一种新型载冷介质用于中央空调系统中^[13-16]。从此TBAB便开 始逐渐受到全球越来越多的研究者对其作为空调潜热输送材料这一新的用途的 密切关注,并由此展开了一系列的相关应用基础研究工作。

JFE 首先开展的是对 TBAB 包络化合物的基础热物理性质的研究,并取得了 许多重要的实验数据和研究成果。随后,于上世纪 90 年代末期即开始实用化研 究,先后包括包络化合物浆的连续生成技术、管内流动阻力、对流换热性能、以 及 CHS 中央空调中试系统的建设和连续实负荷调试运行研究。与此同时,日本 学术机构 AIST 和世界一些大学及科研机构的研究成果也丰富了 TBAB 包络化合 物的相关热物理性质研究。到目前为止,TBAB 包络化合物浆在中央空调系统的 应用研究和开发进展情况如下:

(1) CHS基础热物理性质

主要包括对CHS的分子结构^[13, 17-20]、相平衡^[3, 17, 19, 21]、密度、粘度^[22]、热焓、 比热^[2, 17, 23, 24]、导热系数^[9, 14]、腐蚀性^[25]、电导性、粒径分布^[17, 26, 27]等一系列基 础热物理性质的测量和分析,获得了许多重要的物性参数,为技术应用奠定了坚 实的基础。



图 1-4 TBAB包络化合物准笼状分子结构^[18]



图 1-5 TBAB包络化合物晶体外形^[17]

TBAB包络化合物的形成和分解过程与冰的形成和分解过程十分相似,在常 压以及 0~12 ℃的温度条件下进行,同时伴随大量的相变潜热。可以用(1.1)表 示这一可逆过程,当生成包络化合物时,释放出潜热*Q*_L,当包络化合物融化分解 时,吸收潜热*Q*_L,其中*n*为包络化合物的水合数。

$$(C_4H_9)_A \operatorname{NBr} + nH_2O \leftrightarrow (C_4H_9)_A \operatorname{NBr} \cdot nH_2O + Q_L$$
(1.1)

表 1-3 A 型和 B 型 TBAB 包络化合物的化学式

包络化合物类型	A 型	B 型
化学式[17]	$(C_4H_9)_4NBr\cdot 26H_2O$	$(C_4H_9)_4NBr\cdot 38H_2O$
TBAB 质量含量	40.8%	32.0%

根据水分子数和晶体结构的不同,TBAB 包络化合物存在两种类型,即 A 型和 B 型,图 1-5 是两种类型包络化合物晶体的显微照片。

(2) CHS潜热空调模拟系统

JFE在一个制冷容量为 100 kW的模拟空调系统中对CHS的连续制造工艺和 系统控制等进行了实验研究^[27]。图 1-6是实验系统。其中的负荷侧以热水循环模 拟用户端热负荷。在该实验系统中CHS的载冷密度达到-70 kJ·kg⁻¹, CHS供给温 度为 4~6 ℃。



图 1-6 JFE CHS空调模拟系统图^[27]

该系统的核心在于CHS的连续生成装置。根据TBAB包络化合物的生成规律,CHS连续制造系统装置包括三个部分,即过冷却热交换器、过冷却解除装置、以及CHS浓缩热交换器。其中的热交换器都是板式换热器,装置如图1-7所示。由于固相的包络化合物会随着时间的延长逐渐附着在换热器的冷壁面上,影响换

热效果,因此CHS制造系统必须定时进行融冰操作,以融掉换热器壁面上附着的 包络化合物。JFE的数据表明,当换热器不冻液侧的温度为-2℃时融冰周期约为 10分钟,若要提高到20分钟则不冻液温度不能低于1℃。



图 1-7 JFE CHS 连续生成装置

在系统控制中,末端冷负荷的分配及CHS流量分配是个重要问题,因为末端 负荷不仅决定于CHS的流量,还决定于CHS的热焓,而热焓与固相含量有直接关 系。为此,JFE开发了一个固相含量在线测量装置,该装置利用TBAB水溶液的 电导特性来间接计算固相含量,测量精度达到±5%^[25]。结合该装置,末端冷负荷 的分配控制系统如图 1-8所示。



图 1-8 CHS 供给及冷负荷分配控制系统

(3) 中试工程

在前期研究基础上,1999年JFE建设了第一个CHS空调的中试系统^[28]。该系 统以京浜制铁所能源中心大楼的两层建筑为供冷对象,供冷面积约1700m²。通 过与常规的冷水循环的对比,测试数据显示CHS循环系统表现出非常显著的节能 效果。 如图 1-9所示为二次循环系统循环流量和循环泵能耗在系统最优运行工况下的对比^[3]。由于载冷密度的提高,CHS的流量可降至冷水的 45%,从而导致循环 泵能耗最低降至冷水的 23%。图 1-10则是除制冷主机以外的系统耗电量对比^[25]。 耗电量为空调在一个运行日内的累计。其中的CHS循环泵耗电量还包括了CHS 制造过程的循环泵耗。结果显示二次循环的全日累计耗电量由 154 kWh降为 82 kWh,降幅达 47%,对于除主机以外的整个系统累计耗电量的降幅则达到 21%。 由此可见,JFE的CHS空调中试系统已经获得了显著的节能效益,并且随着系统 的进一步优化,未来还将存在进一步提高节能率的可能性。



图 1-9 CHS 与冷水循环能耗对比(最优工况下)



图 1-10 CHS 空调与冷水空调系统电力消耗对比(制冷主机耗电除外)

此外,2008年中国科学院广州能源所建设了一套TBAB CHS潜热空调的示范 系统。该示范工程以广州能源所行政办公综合楼的两层建筑为供冷对象,制冷面 积 600 m²,制冷量 50HP。通过一个多月的连续稳定运行,测试结果令人满意, 节能效果与JFE的中试系统相当。输送泵功对比效果及平均节能效果如图 1-11 和图 1-12 所示。



图 1-11 变负荷下载冷剂输送能耗对比



图 1-12 输送泵功的平均节能效果

(4) 产业化应用

2005年位于横滨的JFE鹤见事业部综合大楼完成改造和施工,建设成为世界 上第一个CHS中央空调系统。该系统同时还考虑了利用CHS进行夜间蓄冷。冷负 荷面积 17308 m²,制冷主机为 1 台 633 kW离心式,蓄冷槽 350 m³。通过实际运 行,该系统的二次循环冷量输送密度达到水的 3 倍,循环流量降低到冷水的 1/3, 循环能耗实现最大降幅 80%的效果。此外,原有冷水中央空调系统的二次循环管 道、风机盘管等末端设备全部保留适用,这表明可以直接应用CHS潜热输送技术 对传统中央空调系统进行改造,而且原有系统的大部分设备无须改动。

目前,在日本已建成多项潜热输送示范工程,包括川崎地下街、东京湾区域 供冷项目、THINK 大楼等,并已开始出口到东南亚国家。

截至目前,仅日本的 JFE 实现了 CHS 潜热输送技术的产业化应用,中国科 学院广州能源研究所紧跟其后,进行了中试系统的建设和运行。除此之外尚未发 现世界上有其他的研究机构或企业进行 CHS 潜热输送的产业化应用研究和开 发。

1.3.2 TBAB 包络化合物浆的流变特性和阻力特性研究

对 TBAB CHS 的流变特性和阻力特性的关注起始于其美好的应用前景及应 用推广的需要。1997年,日本 NKK 公司开始对 CHS 高密度潜热输送中央空调 系统的应用技术进行开发, JFE 的工程技术人员在开发 CHS 空调技术的同时展 开了对 CHS 的流变特性和阻力特性的实验研究。随后法国 Saint Etienne 大学和 中国科学院广州能源研究所的研究者也相继进入该领域。

从 1997 年开始, JFE的福嶋信一郎等^[29]、K. Hayashi et al.^[14]、S. Takao和H. Ogoshi等^[2, 25],在同一个研究项目中对CHS的管内流动特性进行了初步实验研 究。实验管材为硬质PVC,两种管内径,分别为 27.6 mm和 52.9 mm。CHS固相 含量为 0~36%。通过测量管壁切应力((DΔP)/(4L))与管内平均剪切速率(8V/D) 之间的对应关系,得到表观粘度(apparent viscosity)与固相含量呈单调递增的 关系,但随着 8V/D的增加而减小。如果采用Metzner-Reed通用雷诺数(Re_M)定 义,则充分发展层流区的阻力系数符合f = 16/Rem的经典关系。研究者认为在层 流区CHS的流变特性符合非牛顿流体中的幂律模型,并由此得到了幂律流体模型 中的一致性系数K和幂律指数n在不同焓值(即不同固相含量)下的实验拟合值, 如表 1-4 所示。

我 1-4 自时机约 [CHOH) 称 [] 自致 (II 和 K 匠)				
比焓(kJ·kg ⁻¹)	-47.0	-48.5	-71.1	-119.3
п	0.5425	0.7047	0.3629	0.5991
K	0.2876	0.3688	7.560	11.17

表 1-4 管内流动下CHS的幂律指数 (n和K值)^[9]

H. Ogoshi和S. Takao^[2]还对CHS在管内循环流动时与冷水的泵能耗之间进行 了实验对比。其中流动管径为 52.9 mm,输送冷负荷为 115 kW, CHS循环中供 给温度 5~8 ℃,回水温度 12 ℃,冷水循环中供给温度 5 ℃,回水温度 12 ℃。

结果表明,在满足一定的冷量输送目标前提下,CHS的体积固相含量在 25%时循 环泵能耗达到最低,此时大约为相同条件下冷水循环的 1/10。为了考察流动过程 中固-液两相之间是否存在分层或非均相流动现象,同时还实验了CHS通过T型三 通管时的比焓分配。其中的T型三通管直管段内径 52.9 mm,支管段内径有 52.9 mm和 27.2 mm两种。三通水平放置,在实验流量范围内,两种T型三通管的比焓 分配都比较均匀。

2005 年, 法国Saint Etienne大学的Darbouret et al.研究了TBAB包络化合物浆 在圆管内的层流流变特性^[19,22,30]。实验管内径为 0.016 m, 长 1 m。TBAB溶液初 始浓度分别为 35%和 20%, 对应两种不同的生成的CHS, 其中 35%初始溶液浓 度能够保证生成A型包络化合物,20%初始溶液浓度则能保证生成B型包络化合 物。固相含量根据CHS相平衡曲线通过测量温度的方法间接确定,其中A型CHS 的固相含量最高达 55%,而B型CHS的最高达 43%。通过分析压差($(D\Delta P)/(4L)$) 与流量(8V/D)之间的对应关系,研究者认为TBAB包络化合物浆符合Bingham 流变模型,与 JFE得到的幂律模型相悖。给出了表观粘度u_a和屈服应力t₀都随固 相含量增加而快速上升的定量关系,其中屈服应力的存在被解释为晶体粒子之间 的Van der Waals力的相互作用。同时作者指出,在较低固相含量下CHS表现出牛 顿流体的特性,此时屈服应力 $\tau_0 = 0$,并猜想存在一个大致位于 12~25%之间的 临界固相含量,把CHS区分为牛顿流体和非牛顿流体两个不同的流变区。对A型 和B型CHS的表观粘性系数进行了对比,在相同的固相含量下,B型高于A型,且 随着固相含量的增大而逐渐增大。作者认为因为水合水分子数的不同从而造成包 络化合物晶体形状的差异。A、B型CHS的表观粘性系数存在一定的差异,但两 者都十分吻合Graham et al.提出的一般性固-液两相流体的表观粘性系数计算模 型^[31]。作者还对考虑固液两相存在密度差而可能出现的分层流动问题进行了数 值模拟计算,认为CHS中固相粒子的分布对管内流动压降存在一定的影响。

从 2003 年开始,中国科学院广州能源所的空调与蓄能团队在冯自平研究员的带领下开始进行TBAB CHS传输机理等方面的全面研究,先后对CHS的流变特性、管内流动阻力特性进行了系统的实验研究^[32-38]。实验选用 30.0wt%和 17.3wt% 两种初始浓度的TBAB溶液,分别对应生成A型和B型CHS。流动阻力测试管内径分别为 16mm、21mm和 27mm,管长 2.8m。根据不同管径下的层流流动数据,确定了在固相含量小于 30%时A型和B型CHS都属于Bingham流体的结论,而当固相含量大于 30%后则表现出比较明显的Herschel-Bulkley流体特性。由实验数据确定了A型和B型CHS的重要流变参数—塑性黏度和屈服应力—与固相含量之间的变化关系。首次将实验范围拓展到湍流流动,根据流动阻力数据发现了"再层流化现象",作者解释为固相颗粒的存在导致流体物性变化,使原本应该处于湍流的流动重新回到层流状态;层流—湍流转变临界雷诺数*Re_{Mc}*与固相含量之间大

13

体成单调递增关系; 层流时的阻力系数f与通用雷诺数Re_M满足f=16/Re_M关系,并 拟合出湍流阻力系数关联式。最后,针对CHS管内流动特性建立了基于Bingham 流体的单流体计算模型,与实验对比发现模型的结果偏高。作者将误差原因归结 为模型精度和实验关联式拟合误差。

除了以上所述,在国内外公开的文献中尚未发现其他研究者进行相关研究。

1.3.3 TBAB 包络化合物浆的对流换热基础研究

与流变和阻力特性研究一样,对 TBAB CHS 对流换热特性的研究也是最早始于日本 JFE 公司对 CHS 高密度潜热输送中央空调系统的应用技术开发。换热能力测试首先从板式换热器展开,随后进行圆管内对流换热特性的基础规律性研究。

从 1998 年开始,福嶋信一郎、高雄信吾和生越英雅等^[29]测试了板式换热器中的CHS与水之间的换热系数。CHS的固相含量分别为 0%、15%、28%和 32% 四种,流量 1~5 l/min之间。文献中没有对换热器参数和水侧流动参数做出说明。结果显示,在相同流量下,四种CHS的单侧对流换热系数差别很小,随着流量从小到大的变化由 2100 W/(m²·K)逐渐增加到 4300 W/(m²·K)。

1999 年,高雄信吾等^[27]在CHS实负荷空调系统中测试了CHS制造板式换热器的换热系数,在该系统中用于制造CHS的板式换热器一共5个,其中2个的换热面积各为71.625 m²,另外3个的换热面积各为76.4 m²。测试的方法为:首先用TBAB水溶液与水之间换热,通过改变两侧流速,确定水侧对流换热系数与流速之间的关系,然后在CHS与水之间换热的测试中,通过测量总换热系数,利用前面获得的水侧换热系数即可计算出CHS侧的对流换热系数。但文献中没有给出实验结果。随后高雄信吾等^[27]在100 kW的CHS空调模拟负荷系统中测量了TBAB水溶液和CHS在CHS制造换热器中的对流换热系数。测试方法同文献^[25]。换热器中不冻液侧流量保持不变,CHS(固相含量为0时即TBAB水溶液)侧流量在0.05~0.26 m/s之间变化。结果表明随着流速由小到大的变化,TBAB水溶液在CHS制造热交换器中的单侧对流换热系数从700逐渐增加到1300W/(m²·K),而CHS的单侧对流换热系数从100逐渐增加到700 W/(m²·K)。

2001年,高雄信吾等^[3,28]在一个CHS实负荷空调运行实验系统中测试了CHS 流经风机盘管的总换热系数,其中CHS的入口焓值为-64~-95 kJ/kg,流量为1~11 kg/min。结果表明在额定流量 5 kg/min下使用CHS的风机盘管的总传热系数略 高于使用水的情况,约为 250~300 W/(m²·K)之间,但与水不同的是随着流量的 变化,CHS的对应的总换热系数变化很小。

此后,H. Ogoshi(生越英雅)和S. Takao(高雄信吾)^[2]继续研究了CHS在

空调中常用的风机盘管换热器中的传热特性,并在相同条件下与水进行了对比。 风机盘管的额定换热量为 3.66 kW, CHS初始水溶液TBAB浓度 15% (确保生成B 型包络化合物),热焓为-50~-70 kJ/kg,风量恒定为 2.0×10⁻⁴ m³/s,CHS流量范 围为 1.5×10⁻⁵~2.0×10⁻⁴ m³/s。实验发现在相同流量下,CHS的冷量输出是水的 2.3~3.5 倍。当流量为 1.75×10⁻⁴ m³/s(额定流量)时的水所能达到的冷量输出, CHS只需 0.8×10⁻⁴ m³/s的流量即可满足。

中科院广州能源所较早地开展了CHS管内对流换热实验研究。肖睿^[39,40]、宋 文吉^[41]先后进行过相关实验。其中,肖睿对A型和B型CHS的管内对流传热特性 进行了较为全面的实验研究。实验在定热流密度边界条件下进行,流态涵盖层流 和湍流区域。发现在定固相含量下存在"换热系数降低区",认为是流态(层流、 湍流,与"再层流化现象"对应)不同导致,除此区域以外,固相颗粒的存在起 到了强化传热的效果;在定流速条件下,除过渡区外,CHS的对流换热系数基本 上随固相含量的增加而增加;得到了层流和湍流下的Nu数关联式,与实验结果 的相对偏差为±20%。最后,针对CHS管内对流传热特点,通过引入用以描述相 变对对流换热特性影响的"焓-多孔介质法"(Enthalpy--Porosity)建立了计算模 型。计算结果与实验对比发现模型的结果偏低。作者将误差原因归结为模型精度。

除上述 JFE 公司和中国科学院广州能源研究所对 CHS 对流传热的相关研究 现状外,在国内外公开发表的文献中没有发现其他机构或个人开展过相关研究。

1.4 本文的研究内容

由前所述可知,TBAB CHS 潜热输送技术是近十几年新发现的研究课题, 产业化示范的成功运行向人们展示了该技术在中央空调和区域供冷节能领域的 广阔应用前景。截至目前,对TBAB CHS 的基础热物理性质、流变性和阻力、 对流换热等应用基础进行了一定的研究,获得了许多一手实验数据。然而,该技 术还需要经过螺旋上升发展的成熟期。纵观该技术发展的全局不难发现,与冰浆、 相变微胶囊等潜热材料相比,对TBAB CHS 潜热输送技术的基础研究还很不完 善,在理论模型、固--液相间的流动与传热特性等方面还有很多工作要进行。

理论模型方面,前期的研究者把目光集中在 TBAB CHS 这种混合流体的整体宏观表现上(流变性研究),从牛顿流体或非牛顿流体角度(或 Bingham 流体或幂律流体或 Herschel-Bulkley 流体)研究其流动与换热特性。这样做的好处是简单,便于数据处理,只需通过实验得到表征其流变特性的几个主要参数即可;得到的经验公式可直接用于指导工程设计。同时也存在弊端,如无法真实反映CHS 的本质——一种固-液两相流。理论上,CHS 表现出的种种非牛顿流体特征实际上是颗粒与液体之间、颗粒与颗粒之间的种种相互作用力的宏观体现。通过

对固—液两相流这一复杂问题建立数学模型,并进行数值求解,可以弥补实验研究的不足,使优化设计成为可能。

流动与传热特性方面,目前的大多数工作集中在实验研究方面,将 CHS 看 作一种单相流体,研究其流动阻力和对流换热特性。这更多体现的是一种工程思 路——注重宏观表现,忽略微观因素。通过计算模拟的方法,对 CHS 管内流动 与传热的微观特性进行研究,无疑将有助于对其流动和传热等传输机理的理解。 然而,CHS 在热量传递的同时伴随着质量的传递,相变过程需要考虑相间的传 质,这无疑增加了对流传热模拟的难度。

综上所述,本文确定以下主要研究内容:

- 1) 建立 CHS 管内流动与传热的固—液两相流数学模型, 描述 CHS 的流动特性 和对流换热规律。
- 2) 搭建流动与传热实验台,通过实验结果验证两相流模型的模拟精度。
- 对管内流动特性进行数值求解,从微观角度研究管内流动情况;分析影响流 动阻力的各种因素。
- 对定热流边界下的管内对流换热特性进行数值模拟,从微观角度研究对流换 热过程,并进行影响因素分析。
- 5) 应用所建立的两相流模型,对 TBAB CHS 的实际工程应用进行初步分析。

参考文献

- Mccabe, R. E., District heating & cooling systems of the future: Strategies for global change. Energy Engineering, 1996. 93(6): p. 6-26.
- [2] Ogoshi, H. and Takao, S., Air-conditioning system using clathrate hydrate slurry, JFE Technical Report, 2004: p. 1-5.
- [3] Obata, Y., Masuda, N., Joo, K., et al., Hydrate slurry air conditioning system, NKK Technical Review, 2003: p. 109-113.
- [4] Zalba, B., Marin, J. M., Cabeza, L. F., et al., Review on thermal energy storage with phase change: materials, heat transfer analysis and applications. Applied Thermal Engineering, 2003. 23: p. 251-283.
- [5] 张寅平,相变储能——理论和应用.1996,合肥:中国科技大学出版社.
- [6] Abhat, A., Low temperature latent heat thermal energy storage: heat storage materials. Solar Energy, 1983. 30: p. 313-332.
- [7] Inaba, H., New challenge in advanced thermal energy transportation using functionally

thermal fluids. International Journal of Thermal Science, 2000. 39: p. 991-1003.

- [8] 藤原,秋谷,化学蓄熱とケミカルヒートポンプ.化学工業資料,1983.18(1): p. 13-27.
- [9] 肖睿, TBAB 包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研 究所, 2008
- [10] 赵永利, 郭开华 等, HCFC-141b 制冷剂气体水合物生长过程的形态. 化工学报, 2002. 53(9): p. 907-911.
- [11] Li, D. L., Du, J. W., Fan, S. S., et al., Clathrate dissociation conditions for methane plus tetra-n-butyl ammonium bromide (TBAB) plus water. Journal of Chemical and Engineering Data, 2007. 52(5): p. 1916-1918.
- [12] Li, S. F., Fan, S. S., Wang, J. Q., et al., CO2 capture from binary mixture via forming hydrate with the help of tetra-n-butyl ammonium bromide. Journal of Natural Gas Chemistry, 2009. 18(1): p. 15-20.
- [13] Fukushima, S., Takao, S., Ogoshi, H., et al., Development of High-density Cold Latent Heat with Clathrate Hydrate, NKK Technical Report, No. 166, 1999: p. 65-70.
- [14] Hayashi, K., Takao, S., Ogoshi, H., et al. Research and Development on High-Density Cold Latent-Heat Medium Transportation Technology. in IEA Annex 10, Phase Change Materials and Chemical Reactions for Thermal Energy Storage, the Fifth Workshop. 2000. Tsu, Japan.
- [15] Ogoshi, H., Takao, S., and Fukushima, S., Method for transporting cold latent heat and system therefor, US. Patent, US6237346 B1, 2001
- [16] Takao, S., Ogoshi, H., and Matsumoto, S., Air conditioning and thermal storage systems using clathrate hydrate slurry, US. Patent, US0083720 A1, 2002
- [17] Oyama, H., Shimada, W., Ebinuma, T., et al., Phase diagram, latent heat, and specific heat of TBAB semiclathrate hydrate crystals. Fluid Phase Equilibria, 2005. 234: p. 131-135.
- [18] Aladko, L. S., Dyadin, Y. A., Rodionova, T. V., et al., Clathrate hydrates of tetrabutylammonium and tetraisoamylammonium halides. Journal of Structural Chemistry, 2002. 43(6): p. 990-994.
- [19] Darbouret, M., Cournil, M., and Herri, J.-M., Rheological study of TBAB hydrate slurries as secondary two-phase refrigerants. International Journal of Refrigeration 2005. 28(5): p. 663-671.
- [20] Shimada, W., Ebinuma, T., Oyama, H., et al., Separation of gas molecule using Tetra-n-Butyl Ammonium Bromide semi-clathrate hydrate crystals. Jpn. J. Appl. Phys, 2003. 42: p. 129-131.
- [21] Sun, Z. G., Jiang, C. M., and Xie, N. L., Hydrate equilibrium conditions for TBAB. J. Chem. Eng. Date, 2008. 53: p. 2375-2377.
- [22] Darbouret, M., Etude rhéologique d'une suspension d'hydrates en tant que fluide frigoporteur

diphasique. Résultats expérimentaux et modélisation, Docteur, Thèse de doctorat. Université Jean Monnet de Saint-Etienne, 2005

- [23] 高雄信吾, 生越英雅, 高密度潜熱輸送技術の研究開発, 新エネルギー・産業技術総合 開発機構, 1998.
- [24] 张曼, 方贵银, 吴双茂, et al., 四丁基溴化铵相变蓄冷材料热物性实验研究 制冷学报, 2008. 29(5): p. 8-11.
- [25] 高雄信吾 et al., 高密度潜熱輸送技術の研究開発, 新エネルギー・産業技術総合開発機構, 2001.
- [26] Tanasawa, I. and Takao, S. Clathrate hydrate slurry of tetra-n-butylammonium bromide as a cold-storage material. in the Fourth International Conference on Gas Hydrates. 2002. Yokohama, Japan.
- [27] 高雄信吾 et al., 水和物スラリ空調システムの研究開発, 新エネルギー・産業技術総合 開発機構, 2002.
- [28] 高雄信吾, 生越英雅, 松本繁則, et al., 水和物スラリー新空調システム, NKK 技報, No.174, 2001.
- [29] 福嶋信一郎, 高雄信吾, and 生越英雅, 広域エネルギー利用ネットワークシステム技術開発(エコ・エネルギー都市システム)——高密度潜熱輸送技術の研究開発, 新エネルギー・産業技術総合開発機構, 1998.
- [30] Darbouret, M., Cournil, M., and Herri, J.-M. Rheological study of a hydrate slurry for air conditioning application. in the Fifth International Conference on Gas Hydrates. 2005. Trondheim, Norway.
- [31] Graham, A. L., Steele, R. D., and Bird, R. B., Particle Clusters in Concentrated Suspensions.
 3. Prediction of Suspension VIscosity. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 1984. 23(4): p. 420-425.
- [32] 肖睿, TBAB 包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研 究所, 2006
- [33] Xiao, R., He, S. H., Huang, C., et al. Pressure-drop and energy-saving analysis of TBAB clathrate hydrate slurry as a letent heat transportation media. in The 2nd Palenc Conference and 28th AIVC Conference. 2007. Crete island, Greece.
- [34] Xiao, R., Wu, S. S., Tang, L. G., et al. Experimental investigation of the pressure-drop of clathrate slurry flow of TBAB in straight pipe. in The 10th International Conference on Thermal Energy Storage. 2006. Atlantic City, USA.
- [35] 宋文吉,肖睿,何世辉, et al. 包络化合物浆管内流阻特性的初步研究. in 中国工程热物 理学会多相流学术年会论文集. 2007. 大庆.
- [36] 巫术胜, 肖睿, 黄冲, et al., 四丁基溴化铵水合物在空调蓄冷中的应用研究. 制冷学报,
2006. 27(6): p. 48-51.

- [37] 巫术胜,肖睿,黄冲, et al.,四丁基溴化铵水合物浆在水平直圆管内流动的压降研究, 2006
- [38]肖睿,何世辉,黄冲, et al.,四丁基溴化铵水合物浆在水平圆管内的流动特性.化工学报,2006.57((增刊)): p. 166-171.
- [39] Xiao, R., He, S. H., Huang, C., et al. Experimental study on convectional heat transfer of TBAB slurry in horizental copper tube. in The 7th IIR Conference on Phase Change Materials and Slurries for Refrigeration and Air Conditioning. 2006. Dinan, France.
- [40] 肖睿,何世辉,黄冲, et al.,四丁基溴化铵包络化合物浆在铜管内的对流传热特性. 化工 学报, 2007. 58(9): p. 2205-2210.
- [41] 宋文吉,肖睿,董凯军, et al. TBAB 包络化合物浆水平管内的传热特性研究. in 中国工程热物理学会多相流学术年会论文集. 2008. 青岛.

2. TBAB 包络化合物浆两相流数学模型

根据前章所述,目前对TBAB CHS管内流动与换热的固--液两相流模型研究 是空白,由此引出本文的研究内容。同时,其它潜热型功能流体的数值研究方法 仍可为本文提供有益的参考。例如,冰浆管内流动采用固--液两相流模型,考虑 分层流动对流动阻力的影响^[1];采用"焓-多孔介质法"(Enthalpy-Porosity)模拟 相变过程^[2,3]。相变微胶囊悬浮液管内层流对流换热采用等效比热容模型^[4,5]、移 动内热源模型^[6]及焓法^[7]等。

2.1 固一液两相流体的分类及两相流数学模型

2.1.1 固--液两相流的分类

由于固--液两相混合物的组成、内部结构及状态的复杂性,至今尚没有统一的 分类标准。目前采用较广的一种分类方法是按混合物的组成进行分类^[8],可分为 四大类:

 牛顿型均匀混合物: 该混合物中的颗粒尺寸很小,其体积浓度很低且均匀地 分布在液相中,形成一种具有牛顿流变性的稀悬浮体。早在二十世纪初, Einstein就开拓性地研究了这类细颗粒稀悬浮体的有关问题^[9]。他应用统计物 理理论与平衡系的统计性质,从理论上推导出了颗粒布朗扩散系数的计算公 式。随后,Einstein和Kazamskij又研究了少量颗粒的存在对混合物有效粘度 n e的影响,导出了混合物有效粘度的表达式:

$$\eta_e = \eta \left(1 + 2.5\alpha + O(\alpha^2) \right) \tag{2.1}$$

这些成果为后来的细颗粒低浓度(α≤1%)悬浮体的研究奠定了理论基础。

- 2)非牛顿悬浮体:这类悬浮体的特点是其固相颗粒尺寸很小,浓度较高,颗粒 与液相一般不发生相对运动,如泥浆、染料、纸浆等均属于此类。从力学角 度,这类混合物完全可以视为一种单相连续介质—非牛顿液体。
- 3)牛顿液—固两相混合物:这类混合物中的固相颗粒尺寸较大,其浓度呈非均 匀分布且存在相间滑移。颗粒间的相互碰撞、颗粒与壁面之间的作用力、绕 流阻力及外力等等都对混合物的流动规律具有很大影响,不容忽视。
- 4)非牛顿液—固两相混合物:在水中加入一定数量的细颗粒后形成的非牛顿浆体,可以在较低的流速下正常地输运浓度较高的粗颗粒物料而不会发生淤积。
 按照上述分类标准,TBAB CHS 属于第三类,即牛顿液—固两相混合物。

TBAB 水溶液为牛顿流体,TBAB 包络化合物晶体颗粒比较均匀地分散在液相之中,两相之间存在密度差,导致相间相对滑移的存在。

2.1.2 固--液两相流模型概述

对固—液两相流理论模型的研究大致起始于上世纪40年代。几十年来,研究者们根据不同的观点及假设建立了不同的两相流模型,基本上可以归为两大类五种理论模型,如表2-所示。

类别	颗粒相模型	特 点	适用范围
离散	单颗粒 动力学模型	不考虑颗粒对流体流动的影响。	极低浓度 χ<<1%
模型	颗粒轨迹模型	考虑颗粒对流动的影响,考虑了相间耦合作 用,粗略地考虑了紊流扩散。	低浓度 χ<1%的 气—液或气—固
	扩散模型	不考虑颗粒对流体流动的影响,相间相对运 动等价于流体的扩散漂移。	低浓度, 细颗粒
连续介质	单流体模型	部分地考虑了颗粒对流体流动的影响,不考 虑相间相对运动。	燃烧多相流问题
模型	双流体模型	全面考虑颗粒对流体流动的影响、相间相对 运动及相间作用。	中等浓度以内的气 —液、气—固及液 —固两相流问题

表 2-1 两相流基本模型分类^[8]

为细致研究 CHS 两相流动与传热的特点,是否需要全面考虑颗粒相与液相 之间、颗粒与颗粒之间(较高固相含量情况下)的相互作用是重要的前期准备工 作。下面通过两个参数----粒子加载率和斯托克斯数来判断相间作用力的重要程 度,并由此选择合适的计算模型。

粒子加载率β是判断相间作用力的重要参数,定义为颗粒相的质量密度与流体相的质量密度之比,即

$$\beta = \frac{\alpha \cdot \rho_s}{(1 - \alpha) \cdot \rho_l} \tag{2.2}$$

以 A 型 CHS 参数,固相含量 χ≤30%为例,0.01<β<0.45,属于中等粒子加载 率系统。这说明在潜热输送的应用范围内,固体颗粒之间发生碰撞的机率是比较 大的,需要考虑颗粒间的碰撞作用。

对于中等粒子加载率的系统,通常适用斯托克斯数判断固体颗粒相对于流体

的跟随性。

$$St = \frac{\tau_s}{\tau}, \quad \tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_e}, \quad \tau = \frac{D}{U}$$
(2.3)

其中, τ_s是粒子响应时间,由颗粒物性和流体的有效粘度决定; τ是系统响应时间,根据系统的特征长度和特征速度确定。以*d_s=0.1mm*,*D=0.027m*,*U=0.2m/s*为例,计算结果*St*<<1,说明CHS系统中粒子具有良好的跟随性,液相对粒子的携带作用成为不可忽略的部分,在相间相互作用中占主导地位。综合加载率和斯托克斯数的结果,双流体模型是计算CHS流动与传热的首选模型。

双流体模型假设颗粒相为拟连续介质。在数学处理上,颗粒相的所有动力学、 热力学参数均与流体相一样,为空间的连续分布函数。因此,连续介质理论及数 学处理方法同样适用于颗粒相。在动力学规律上,双流体模型不仅承认各相的湍 流扩散,而且更详细地考虑了颗粒相之间以及颗粒与液体之间存在的时均相对运 动;各相内部具有各自的动力学性质,如液相中的粘度、涡粘度,固相中的粒间 碰撞、摩擦等。同时各相之间还具有耦合作用,例如阻力、升力等等。作为不同 的连续介质,各相具有自己的守恒方程,而作为一个多相混合物体系,各相的守 恒方程通过相间作用项来耦合。

根据不同的方法,可以得到各种形式的双流体模型及其基本方程组。目前常 用的有以下两种:

1) 混合理论基本方程

混合理论假设固—液两相是重叠存在于同一空间中,即在空间的所有点上可 以同时为流体和固相质点所占据;而且这些质点在空间上是连续的,这样就可以 应用推导单相流体基本方程的方法直接写出两相流基本方程,而不必考虑各相在 空间实际存在的离散性与随机性。混合物理论的基本思想首先是Bowen^[10]提出 的,在二十世纪 80 年代被进一步完善并广泛引入两相流研究。Passman等^[11]及 Nunziato^[12]在他们的文章中均对混合物理论及其应用作过系统的论述。

2) 时—空平均方程

上述混合物方程只强调了固相的拟流体假设,却忽略了实际上流体与固相介 质在空间分布上的离散性与在时间分布上的随机性。如果考虑这一点,拟流体假 设只能在某种统计平均概念下才有意义。这就是时间—空间平均方程的基本思 想。时空平均的概念是Saffman^[13]针对多孔介质流动问题而提出的。Drew^[14]曾详 细评述有关方面的研究工作,并推导了固—液两相混合物的时—空平均方程。 综上,可将 TBAB 溶液和包络化合物晶体颗粒分别视为两种连续的"相", 使用双流体模型的基本方法进行数学描述。同时,结合实际情况,考虑相间的相 互作用以及两相在空间上的变化,忽略时间尺度上的变化,采用基于混合理论的 固--液两相流控制方程组描述 TBAB CHS 的流动与传热特性。

2.2 TBAB CHS 两相流管内流动的数学模型

考虑重力对充分发展条件下的流动分层的影响,建立了三维模型。其物理模型如图 2-1 所示。



图 2-1 TBAB CHS 管内流动示意图

流动模型基于以下假设:

- ▶ 流动充分发展;
- ▶ 不可压缩;
- ▶ 壁面无滑移。

2.2.1 层流控制方程

混合模型使用滑移速度的概念,允许不同的相以不同的速度运动。稳态条件下,混合模型求解混合相的连续性方程(2.4),混合动量方程(2.5),第二相的连续方程(2.6),还有相对速度的代数表达(2.7)。

$$\nabla \cdot \left(\rho_m \overline{v_m} \right) = \dot{m} \tag{2.4}$$

$$\nabla \cdot \left(\rho_m \vec{v}_m \vec{v}_m\right) = -\nabla p + \nabla \left[\mu_m \left(\nabla \vec{v}_m + \nabla \vec{v}_m^T\right)\right] + \rho_m \vec{g} + \nabla \left(\alpha \rho_s \vec{v}_{dr,s} \vec{v}_{dr,s} + (1-\alpha)\rho_l \vec{v}_{dr,l} \vec{v}_{dr,l}\right) \quad (2.5)$$

$$\nabla \left(\alpha \rho_s \vec{v}_m \right) = -\nabla \left(\alpha \rho_s \vec{v}_{dr,s} \right) \tag{2.6}$$

$$\vec{v}_{dr,s} = \vec{v}_{s} - \vec{v}_{m} = \frac{(1-\alpha)\rho_{l}}{\rho_{m}}\vec{v}_{ls}$$

$$\vec{v}_{dr,l} = \vec{v}_{l} - \vec{v}_{m}$$
(2.7)

其中, *p* 是两相共享压力, ρ_m , \vec{v}_m , μ_m 和 $\vec{v}_{dr,s}$, $\vec{v}_{dr,l}$ 分别为混合物的密度、速度、粘度和固相颗粒及液相的漂移速度。

$$\vec{v}_m = \frac{\alpha \rho_s \vec{v}_s + (1 - \alpha) \rho_l \vec{v}_l}{\rho_m}$$
(2.8)

$$\rho_m = \alpha \rho_s + (1 - \alpha) \rho_l$$

$$\mu_m = \alpha \mu_s + (1 - \alpha) \mu_l$$
(2.9)

漂移速度和相对速度v_i。(固相相对于液相的速度,也指滑流速度)之间的关系通过代数关系求得,而v_i。通常使用代数滑移公式。代数滑移混合模型的基本 假设是规定相对速度的代数关系,两相之间的局部平衡应在短的空间尺度上达 到。相对速度的形式如下:

$$\vec{v}_{ls} = \tau_s \vec{a}_s \tag{2.10}$$

其中, \vec{a} 是粒子的加速度, τ_s 是粒子的弛豫时间。本文采用Manninen et al.^[15]的 公式

$$\tau_s = \frac{(\rho_m - \rho_s)d_s^2}{18\mu_l f_{drag}}$$
(2.11)

其中,曳力函数 f_{drag} 采用Schiller and Naumann^[16]给出的经验公式

$$f_{drag} = \begin{cases} 1 + 0.15 \,\mathrm{Re}^{0.687} & \mathrm{Re} \le 1000 \\ 0.0183 \,\mathrm{Re} & \mathrm{Re} > 1000 \end{cases}$$
(2.12.)

最简单的代数滑移公式是漂移流量模型,其中粒子的加速度由重力或离心力 给出粒子的弛豫时间,并考虑其它粒子的存在进而修正。

$$\vec{a}_s = \vec{g} - (\vec{v}_m \cdot \nabla) \vec{v}_m - \frac{\partial \vec{v}_m}{\partial t}$$
(2.13)

两相的粘度是流阻计算的重要参数,为了能准确预测管内流动情况,本文详

细分析了固相颗粒的粘度。根据拟流体假设,颗粒相粘度可认为是因相内粒子的 平移和相互碰撞而产生的固体剪切粘度与其体积粘性之和。因为实际输送应用中 的固相含量远小于颗粒的极限堆积浓度(约为 0.63),所以忽略颗粒间的摩擦粘 性。颗粒粘度的表达式为

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,b} \tag{2.14}$$

其中,剪切粘度的碰撞部分可表达为[17]

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5\pi} \alpha \rho_s d_s g_{0,ss} \left(1 + e_{ss}\right) \sqrt{\pi \Theta_s}$$
(2.15)

动力粘度采用文献[18]中的表达式

$$\mu_{t,m} = \frac{10\rho_s d_s \sqrt{\pi \Theta_s}}{96\alpha (1+e_{ss})g_{0,ss}} \left[1 + \frac{4}{5}g_{0,ss} \alpha (1+e_{ss}) \right]^2$$
(2.16)

颗粒的体积粘度解释为颗粒压缩和扩张的抵抗力,有如下形式

$$\mu_{s,b} = \frac{4}{3} \alpha \rho_s d_s g_{0,ss} \left(1 + e_{ss} \right) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{0.5}$$
(2.17)

上述计算固相颗粒的剪切粘度公式中, e_{ss}是颗粒碰撞还原系数, 一般为 0.9; g_{0,ss}是径向分布函数, 是一个当颗粒相变密时用于修改颗粒之间碰撞概率的修正 因子, 也可以解释为颗粒小球之间的无量纲距离; *Θs*是固体相的颗粒温度, 与 颗粒的随机运动的动能成比例。

径向分布函数*g*_{0,ss}涵盖了颗粒体积浓度从*α*<*α*_{s,max}的可压缩条件到*α*=*α*_{s,max}的不可压缩条件,文中采用文献中的推荐公式。其中,极限堆积浓度*α*_{s,max}=0.63。

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha}{\alpha_{s,\text{max}}}\right)^{1/3}\right]^{-1}$$
(2.18)

颗粒温度 $\Theta_s = \frac{1}{3} \vec{v}_s \vec{v}_s$,具有颗粒相脉动能的意义^[19, 20]。计算过程中对固相粘度的定义需要编写程序,详细参见附录A。

2.2.2 湍流控制方程

TBAB CHS 固--液两相的密度比接近 1, 混合物系统在流动中表现较弱的分层现象,因此可以使用混合湍流模型。混合湍流模型是单相 *k*—*ε* 模型的第一扩展,使用混合属性和混合速度来捕捉混合物系统的湍流特征。因 **TBAB CHS** 管

内流动在大多数情况下属于"小雷诺数"范围,重整化群(Re-normalization Group---RNG)*k*— ε 模型更适合于计算 CHS 的湍流问题。RNG *k*— ε 模型的湍流 动能方程(*k*方程)和耗散率方程(ε 方程)的通用形式如下:

$$\nabla \left(\rho_m \vec{v}_m k \right) = \nabla \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} + G_b - Y_M - \rho_m \varepsilon + R_k$$
(2.19)

$$\nabla \left(\rho_{m} \vec{v}_{m} \varepsilon\right) = \nabla \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_{\varepsilon}} \nabla \varepsilon\right) + \frac{\varepsilon}{k} \left(C_{1\varepsilon} G_{k,m} + C_{1\varepsilon} C_{3\varepsilon} G_{b} - C_{2\varepsilon} \rho_{m} \varepsilon\right) - R_{\varepsilon} + S_{\varepsilon}$$
(2.20)

由于速度梯度引起的湍流动能Gkm由下式计算:

$$G_{k,m} = \mu_{t,m} \left(\nabla \vec{v}_m + \left(\nabla \vec{v}_m \right)^T \right) : \nabla \vec{v}_m$$
(2.21)

由于浮力引起的湍动能 G_b 、高马赫湍流流动中的脉动膨胀量 Y_M ,以及源项 S_k 、 S_{ε} ,在本文中都被忽略。

RNG *k-*ε模型与标准*k-*ε模型的最大区别在于ε方程中的*R*_ε项,在本文模型中其 定义为:

$$R_{\varepsilon} = \frac{C_{\mu}\rho\zeta^{3}(1-\zeta/\zeta_{0})}{1+\beta\zeta^{3}}\frac{\varepsilon^{2}}{k}$$
(2.22)

式中 $\zeta = Sk/\varepsilon$, S为流体变形率张量的模, $\zeta_0 = 4.38$, $\beta = 0.015$ 。

把式 (2.22) 代入式 (2.20) 重新整理得:

$$\nabla(\rho \varepsilon v_i) = \nabla\left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_{\varepsilon}} \nabla \varepsilon\right) + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} G_k - C_{2\varepsilon}^* \rho \frac{\varepsilon^2}{k}$$
(2.23)

其中:

$$C_{2\varepsilon}^{*} = C_{2\varepsilon} + \frac{C_{\mu}\rho\zeta^{3}(1-\zeta/\zeta_{0})}{1+\beta\zeta^{3}}$$
(2.24)

为了消除尺度影响, RNG k-ε 模型采用下式处理湍流粘度:

$$d\left(\frac{\rho^2 k}{\sqrt{\varepsilon\mu}}\right) = 1.72 \frac{\hat{v}}{\sqrt{\hat{v}^3 - 1 + C_v}} d\hat{v}$$
(2.25)

式中, $\hat{v} = \mu_{t,m} / \mu_m$, $C_V = 100$ 。通过对上式的积分可以合理的描述湍流动量传递

与雷诺数之间的关系,使RNG *k-ε*模型能有效处理低雷诺数及近壁面处的湍流问题。在较高雷诺数区,由式(2.25)可得:

$$\mu_{t,m} = \rho C_{\mu} \frac{k^2}{\varepsilon} \tag{2.26}$$

式中 C_{μ} = 0.0845。根据重整化群原理的分析, RNG *k*-*ε*模型中的几个常数定义为: C_{1ε} = 1.42, C_{2ε} = 1.68, σ_k =0.7179, $\sigma_ε$ =0.7179。

上述湍流方程适用于离开壁面一定距离的湍流区域,在该区域(高Re数区域),混合流体的粘度µm相对于其湍流粘度µbm可以忽略不计。然而,由于近壁面 区域(低Re数区域)存在粘性力占主导的层流底层和缓冲层,湍动能受到流体粘 性的强烈阻尼,这里必须考虑分子粘性的影响。此时,µm将与湍流Re数有关,k-e 方程也要作相应的修改。通常有两种方法可以以解决此问题,一种是在近壁面区 域不用求解湍流控制方程,而是用半经验"壁面函数"来连接壁面与湍流核心区 ^[21];另一种方法是在整个流场区域进行连续求解,但在近壁面区域需要修改湍 流模型以适应粘性力主导区,这种方法叫"近壁模型法"^[22-24]。前者适合于高雷诺 数流动条件,节约计算资源,对于精度要求较低的工程应用场合比较适合,但是 在低雷诺数条件下壁面函数法则显得太粗糙,此时近壁模型法能够提供较高的计 算精度。本文选用近壁模型法处理近壁面区域的边界问题。该方法把整个流场划 分为两个区域,即粘性力主导区和湍流核心区,两区的界限用一个基于远离壁面 的距离y的湍流Rev数来表示:

$$Re_{y} = \frac{\rho y \sqrt{k}}{\mu_{m}} \tag{2.27}$$

当Rey>150时, RNG k-ε模型适用, 当Rey<150时, 需要作以下修正^[25,26]。

$$\nabla \left(\rho_m \vec{v}_m k \right) = \nabla \left(\frac{\mu_m + \mu_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + \mu_m G_{k,m} - \rho_m \varepsilon$$
(2.28)

$$\nabla \left(\rho_{m} \vec{v}_{m} \varepsilon \right) = \nabla \left(\frac{\mu_{m} + \mu_{t,m}}{\sigma_{\varepsilon}} \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} C_{1} \left| f_{2} \left| \mu_{t,m} G_{k,m} - C_{2} \rho_{m} \frac{\varepsilon^{2}}{k} \right|$$
(2.29)

$$\begin{cases} \mu_{t,m} = c_{\mu}\rho \frac{k^{2}}{\varepsilon} |f_{\mu}| \\ f_{\mu} = 1 - \exp(-0.0198 \operatorname{Re}_{y}) \\ f_{2} = f_{\mu} \left\{ 1 - 0.3 \exp\left[-\left(\frac{\operatorname{Re}_{t}}{6}\right)^{2}\right] \right\} \end{cases}$$

$$(2.30)$$

$$\operatorname{Re}_{t} = \frac{\rho k^{2}}{\varepsilon \mu_{m}}$$

其中,系数 c_{μ} =0.084, c_1 =1.0, c_2 =1.83, σ_k =1.69, σ_{ϵ} =1.3。

2.2.3 流动方程组的求解

方程式 (2.4) ~ (2.6), (2.19)、(2.23) 以及 (2.28) ~ (2.29) 构成了CHS 管内层流流动至湍流流动完整的控制方程组。求解计算在CFD软件中进行,部分 经验公式及物性设置需要通过编写对应的程序来实现,如固相粘度等。现有的通 用CFD软件 (如Fluent)可以实现大多数情况下的固---液两相流流动与传热问题 的模拟,经过大量的实验及工程检验,精度可以满足要求。充分利用这些通用模 型,经过用户编程接口 (User Define File---UDF),可以实现更有针对性的模拟 需求。顺利完成CHS管内流动计算需要经过几个必要的步骤,即物理模型建立, 网格划分,计算模型选择,参数设置,边界条件及初始条件,计算及后处理等环 节^[27]。

◆ 物理模型及网格划分

由于考虑重力场下的水平管内流动,可以在计算时简化为中心对称问题,以 经过轴线的垂直平面为对称面将水平管分为左右对称的两部分,取右半部分为计 算域,如图 2-11 所示。管长 1 m,管径 0.027 m。

规则的四面体网格可以有效解决圆柱体的网格划分问题,而且可以节省计算 资源。为了提高模拟精度,需要对边界层区域的网格进行加密。

◆ 计算模型、边界条件及初始条件

TBAB CHS管内流动采用混合物两相流理论模型,控制方程组及相应的代数 封闭方程已在上节详细论述。计算边界条件及初始条件如表 2-22 所示。

边界	层流条件	湍流条件
入口 (<i>x=</i> 0)	$U_s = U_l = U$	$U_s = U_l = U$
出口 (<i>x=L</i>)	$P_{out}=0$	$P_{out}=0$
中心对称面 (0 =0°or 180°)	$-\frac{dv_x}{dr}=0$	$-\frac{dv_x}{dr} = 0$
管壁 (<i>r=R</i>)	$v_x=0$	双层近壁模型
固相含量 Kg/Kg	x	<25%
流速 m/s	0.	1~3.0
粒径 10 ⁻³ m	0.1, (0.01, 0.5

表 2-2 CHS 管内流动边界条件及初始条件设定

其中,质量含量与体积含量之间换算关系: $\chi = \rho_m \alpha$, ρ_m 见方程(2.9)

◆ 物性参数设置

CHS管内流动的计算中,两相的物性参数在很大程度上决定了计算的精度。 本文参照文献^[28, 29]中对TBAB水溶液及CHS物性的归类整理及补充数据,详见表 2-3。

	Ту	pe A	Ty	pe B
物性参数	固相	TBAB 溶液	固相	TBAB 溶液
密度 kg/m ³	1080	1025	1030	1010
粘度 kg/(ms)	(2.14)UDF	0.0059	(2.14)UDF	0.0032

表 2-3 流动模型中 CHS 两相的物性参数

◆ 控制方程的离散和求解

为了可以用数值方法求解,需要将控制方程转换为代数方程^[22],本文中使用 基于控制体的离散方法(Finite Volume Method--FVM)。该方法在每一个控制体 内积分控制方程,从而产生基于控制体的每一个变量都守恒的离散方程。对于动 量守恒方程、连续性方程及湍流方程等标量方程中的对流项采用QUICK格式, 扩散项采用二阶中心差分格式;压力与速度的耦合,采用SIMPLER算法^[30]。

求解器选择 3D 双精度,对控制方程组进行分离求解。在分离求解器中,每

29

一个离散控制方程都是该方程的相关变量的隐式线化。从而区域内每一个单元只 有一个方程,这些方程组成一个方程组。因为每一个单元只有一个方程,所以常 常会被称为标量系统方程。点隐式(Gauss-Seidel)线化方程求解器和代数多重 网格方法(Algebraic Multi-Grid Method----AMG)一起被用于求解单元内相关变量 的标量系统方程。简言之,分离解方法同时考虑所有单元来解出单个变量的场 (如:压力 *p*),然后再同时考虑所有单元来解出下一个变量的场,直至全部解 出。其基本的求解流程如图 2-2 所示。



图 2-2 分离求解器的求解流程图

2.3 TBAB CHS 两相流管内对流传热的数学模型

通过对 CHS 管内流动较为全面的分析,得知重力对于流动的影响有限(详 细分析见本文第四章),为简化传热计算模型,将重力忽略不计。由此,CHS 的 管内对流换热可简化为二维轴对称问题。除了上节关于流动的基本假设外,对流 换热模型还基于以下假设:

- ➢ Bi 数很小,即固相颗粒内部温度处处相等,始终处于相平衡温度,忽略 固相显热和颗粒内部的温度梯度;
- 融化后得到的溶液(调和浓度溶液)与携流体之间的传质速率无限大, 忽略溶液浓度变化对传热的影响;
- ▶ 忽略固液相间传热热阻;
- ▶ 将颗粒视为球体,忽略形状对相变换热的影响;
- ▶ 紧贴壁面存在一层无颗粒层。

从两相流动与传热角度可以解释 CHS 相变传热过程。外部热量通过液体与 壁面之间的对流换热,由边界(管壁)传入管内流体,使液体的温度升高(或降 低);热量通过导热及对流作用在固体颗粒与周围流体之间进行传递,使颗粒发 生相变,释放(或吸收)相变潜热。

2.3.1 对流换热控制方程

采用混合理论模型, CHS 管内层流或湍流对流换热的能量方程可以写成统一的形式:

$$\nabla \left[\alpha \vec{v}_s \rho_s c_{p,s} T_s + (1 - \alpha) \vec{v}_l \rho_l c_{p,l} T_l \right] = \nabla \left(k_{app} \nabla T \right) + S$$
(2.31)

方程右边第一项代表了由于热传导而产生的能量传递,第二项包含了所有的体积 热源。下面分别对能量方程中的参数详细叙述。

◆ 混合物表观导热系数kapp

混合物表观导热系数采用如下表达式

$$k_{app} = k_{eff} + k_t \tag{2.32}$$

其中, *k*_{eff}为层流时的有效导热系数, 包含了颗粒与周围流体之间存在相对运动而引起的微对流强化导热作用, 按文献^[31, 32]给出的公式计算:

$$k_{eff} = f \frac{2 + k_s / k_l + 2\alpha (k_s / k_l - 1)}{2 + k_s / k_l - \alpha (k_s / k_l - 1)} k_m$$
(2.33)

$$\begin{cases} f = 1 + B\alpha P e_p^m = 1 + B\alpha \left[8P e_l \left(\frac{d_s}{D} \right) r \right]^m \\ B = 3.0, \ m = 1.5, \ P e_p < 0.67; \\ B = 1.8, \ m = 0.18, \ 0.67 \le P e_p \le 250 \\ B = 3.0, \ m = 1/11, \ P e_p > 250 \end{cases}$$
(2.34)

*k*_t是湍流时的导热系数,根据流体流动时热量传递与动量传递的类似性,可以写出流体的湍流普朗特数*Pr*_t表达式

$$Pr_t = \frac{v_t}{a_t} = \frac{c_p \mu_t}{k_t}$$
(2.35)

经过变换可得k_t表达式

$$k_t = \frac{1}{\Pr_t} c_p \mu_t \tag{2.36}$$

在某一温度下Pr_t为常数,可根据流场计算的湍流粘度µ_t得到湍流导热系数。

◆ 传热传质源项

为了体现固--液相间的相变传热传质作用,需要分别在连续性方程和能量方程中添加源项。质量在两相之间传递,且固相质量减少等于液相质量增加,因此质量方程的源项需要对固相和液相连续性方程分别编;而流体获得的热量是通过壁面传递的,因此能量方程的源项可仅对混合物编写。部分程序见附录B。

2.3.2 对流换热方程组的求解

流动控制方程加上能量守恒方程(2.31)构成了求解 CHS 管内对流换热的控制方程组。针对流动状态(层流或湍流),选择对应的控制方程,将方程离散后进行数值求解,可以得到 TBAB CHS 固--液两相的管内对流换热特性。

◆ 物理模型及网格划分

前文已述, CHS 管内对流换热的物理模型采用轴对称二维模型,考虑实际换 热器管径范围,选取换热管径为 0.014 m,管长 1.5 m。因为形状规则,网格划分 时采用四边形规则网格,并对壁面附近进行网格加密,总网格数为 8400 个。模 型示意图见图 2-3。



◆ 计算模型、边界条件及初始条件

TBAB CHS管内对流换热采用混合物两相流理论模型,控制方程组及相应的 代数封闭方程已在上节详细论述。计算边界条件及初始条件如表 2-所示。

边界	层流条件	湍流条件
入口 (x=0)	$U_s = U_l, T_s = T_l$	$U_s = U_l, T_s = T_l$
出口 (x=L)	P _{out} =0	$P_{out}=0$
管中心对称轴 (<i>r=</i> 0)	$\partial T/\partial r = 0$	$\partial T / \partial r = 0$
管壁 (r=R)	$V_x=0, \ \lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r}\right) = \dot{q}$	双层近壁模型, $\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right) = \dot{q}$
固相含量 kg/kg	χ<	25%
流速 m/s	0.1	~7.0
粒径 10 ⁻³ m	0.1, 0	.01, 0.5

表 2-4 CHS 管内对流传热边界条件及初始条件设定

其中,质量含量与体积含量之间换算关系:χ=ρ_mα,ρ_m见方程(2.9)

◆ 物性参数设置

伴随着相变的发生,两相温度、固相含量、颗粒尺寸都在变化,由此导致两 相物性的变化。需要通过设定或编写程序实现物性参数随温度的变化,以期达到 较高的计算精度。因为相变潜热的存在,计算温度区间较小,可认为在该温度区 间内液相物性保持不变,按表 2-所列。然而,在融化温度温度区间,颗粒尺寸逐 渐减小,相应地固相含量逐渐降低,由此而产生的固相剪切粘度将会明显下降, 将会通过对流动形态的影响间接影响对流换热效果。本文中,通过对颗粒直径、 固相含量的实时更新,实现固相剪切粘度的变化。部分程序见附录B。

◆ 控制方程的离散和求解

求解器选择 2D 双精度,对控制方程组进行分离求解。管内对流换热控制方程组的计算过程如图 2-4 所示。



图 2-4 CHS 管内对流换热计算流程

2.4 TBAB CHS 对流强化换热机理分析

文献表明,对于TBAB CHS这类在特定温度区间内发生固—液相变的潜热型 功能流体(Functionally Thermal Fluid),可以不同程度的强化换热。如相变微胶 囊悬浮液在理想情况下,其换热能力是单相流体的 1.5~4 倍^[31-35];TBAB CHS在 定热流密度条件下的换热系数也高于纯溶液。然而,对于潜热型功能流体强化换 热的物理机制的认识还不全面。本文将TBAB CHS固--液两相混合流体当作一种 单相流体,将固相的相变潜热等价为单流体的等效比热容,利用源强化的概念,分别分析了CHS管内层流和湍流状态下的强化传热机理。

2.4.1 层流强化换热的物理机理

变物性的稳态无内热源的 2D 圆管内的对流换热能量方程与有内热源的导热

方程为:

$$\begin{cases} \rho_m c_{p,m} \left(u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial r} \right) = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r k_{eff} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \\ -\dot{q} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r k_{eff} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \end{cases}$$
(2.37)

对比两式可以发现,对流换热能量方程中的对流项可看作导热问题的热源强度项,此时内热源为流场的函数。于是,对流换热能量方程中的对流项可转变为有热源强度的导热问题^[36,37]。对层流方程在整个热边界层内进行积分得:

$$\int_{0}^{\delta} \rho c_{p} r \left(u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial r} \right) dr = \int_{0}^{\delta} \frac{\partial}{\partial r} \left(rk \frac{\partial T}{\partial r} \right) dr$$
(2.38)

热源项在积分域内的总和(即总源强度)等于壁面处的热流密度。换言之,提高 总源强度可以强化换热,反之则削弱换热,这称之为源强化。

令
$$r_1 = \frac{r}{R}, x_1 = \frac{x}{R}, u_1 = \frac{u}{u_m}, v_1 = \frac{v}{u_m}, \theta = \frac{T - T_i}{T_w - T_i}$$
,则上式可无量纲化为
Re $_m \operatorname{Pr}_m \int_0^\delta r_1 \cdot c_{p,m}^* \cdot (U_1 \cdot \nabla \theta) dr_1 = Nu_x^*$ (2.39)

其中, *c_{p.m}*是相变过程中混合物的等效比热,是将固相的相变潜热在相变温度区间内平均求得; *c_{p.m0}*是无相变时混合物的比热,由固--液两相加权平均求得; T₁是相变起始温度, T₂是相变结束温度。

$$c_{p,m}^{*} = \frac{c_{p,m}}{c_{p,m0}} = \begin{cases} 1, & \theta < ML \text{ or } \theta > ML + MR \\ \frac{c_{p,m}}{c_{p,m0}}, & ML \le \theta \le ML + MR \end{cases} \qquad ML = \frac{T_1 - T_i}{T_w - T_i}, MR = \frac{T_2 - T_1}{T_w - T_i} \end{cases}$$

$$\operatorname{Re}_{m} = \frac{\rho_{m}u_{m}D}{\mu_{m}}, \operatorname{Pr}_{m} = \frac{\nu_{m}}{a_{m}} = \frac{\rho_{m}c_{p,m}\nu_{m}}{k_{app}}, Nu_{x}^{*} = \frac{D\left(k_{app}\frac{\partial T}{\partial r}\right)\Big|_{r=R}}{k_{app}\left(T_{w}-T_{i}\right)}$$

由方程(2.38)可知, $Nu_x^* = f(\text{Re}_m, \text{Pr}_m, U_1, \nabla \theta, c_{p,m}^*)$, 因此提高CHS的对流换 热能力的途径有: 1)提高 Re_m , Pr_m ; 2)增大速度分布的充满率; 3)增大无量 纲温度梯度; 4)改变速度分布与温度梯度之间的夹角(夹角小于 90°时减小二 者夹角,反之增大夹角); 5)增大比热容。第三点为场协同理论,即可以通过改 善速度场与温度梯度的协同关系可以增强换热。第五点可用来解释CHS这类潜热 型功能流体层流时的强化换热机理:在有限的相变温度区间内,相变潜热的释放 相当于增加了混合流体的等效比热容。显然,CHS层流时的强化效果主要来自于 混合流体的表观比热容增大。

2.4.2 湍流强化换热的物理机理

由于湍流脉动的作用,使得描述湍流流动和换热的瞬时物理量(如速度、压 力及温度)随时间和空间随机变化,其瞬时物理场是时间的随机函数,因此湍流 换热比层流换热复杂得多。同时,湍流换热在实际应用中更为广泛,且湍流换热 的效果优于层流,因此了解湍流状态下的强化换热机理具有实际意义。

对于稳定无内热源的湍流对流换热,如不计粘性耗散的影响,其能量方程可 写为^[38, 39]:

$$\rho_m c_{p,m} U \bullet \nabla T = \nabla \left[\left(\lambda + \rho_m c_{p,m} a_i \right) \nabla T \right]$$
(2.40)

由于在壁面处湍流热扩散率为 0,因此与层流换热相类似。根据高斯积分可 导出壁面S导入或导出的总热量为^[38, 39]:

$$q_{s} = T \int_{S} dS \left[\nabla \right] \lambda + \int_{S} \rho c_{p} \left(a \nabla T \right) dS = \int_{W} \left(\rho c_{p} U \bullet \nabla T \right) dV$$
(2.41)

采用类似的无量纲方法,可以得到在体积分区域W内的平均Nu:

$$Nu = \frac{1}{4} \operatorname{Re} \cdot \Pr \int_{W} c_{p,m}^{*} \left(\overline{U} \cdot \nabla \overline{T} \right) d\overline{V}$$
(2.42)

其中,U、T和 dV 分别为无量纲时均速度、无量纲时均温度梯度和无量纲微元体积,由下式确定

$$\overline{U} = \frac{U}{U_s}, \nabla \overline{T} = \frac{\nabla T}{\left(T_w - T_\infty\right)/D}, d\overline{V} = \frac{dV}{V_s}$$
(2.43)

其中,D为特征尺度: $D = \frac{4V_s}{S}$ 。

湍流时的强化效果主要来自两方面,一是混合流体的表观比热容增大,二是 湍流改善了速度场与温度梯度的协同程度,而后者是湍流换热好于层流换热的主 要原因。

2.5 本章小结

1、建立了适合 TBAB CHS 管内流动与对流传热的固--液两相流模型,涵盖了层 流流动至湍流流动区域。

- 2、流动考虑重力对流动分层的作用,采用 3-D 模型。采用相间滑移速度描述相间相互作用力;为颗粒相定义了固相剪切粘度,实现了两相模型控制方程组的封闭。
- 3、对流传热简化为 2-D 轴对称模型。充分考虑固体颗粒相变时的传热传质现象, 分别在两相的连续性方程和混合物的能量方程中添加源项;同时,将颗粒粘 度设置为固相含量和颗粒粒径的函数,提高了相变过中模拟的准确度。
- 4、基于等效比热容法,从源强化换热及场协同理论出发,揭示了 CHS 这类潜热型功能流体强化换热的物理机理。

参考文献

- Niezgoda-Zelasko, B. and Zalewski, W., Momentum transfer of ice slurry flows in tubes, modeling. International Journal of Refrigeration, 2006. 29: p. 429-436.
- [2] Niezgoda-Zelasko, B., Heat transfer of ice slurry flows in tubes. International Journal of Refrigeration, 2006. 29: p. 437-450.
- [3] Voller, V. R. and Prakash, C., A fixed-grid numerical modeling methodology for convection-diffusion mushy region phase-change problems. Int. J. of Heat Mass Transfer, 1987. 30: p. 1709-1720.
- [4] Zhao, Z. N., R.Hao, and Shi, Y. Q., Parametric analysis of enhanced heat transfer for laminar flow of microencapsulated phase change suspengsion in a circular tube with constant wall temperature. Heat Transfer Engineering, 2008. 29(1): p. 97-106.
- [5] Hu, X. X. and Zhang, Y. P., Novel ingight and numerical analysis of convective heat transfer enhancement with microencapsulated phase change material slurries: laminar flow in a circular tube with constant heat flux. Int. J. of Heat Mass Transfer, 2002. 45(15): p. 3163-3172.
- [6] 卢文强, 白凤武, 潜热型功能热流体层流强化传热分析新模型. 科学通报, 2004. 49(13):
 p. 1234-1240.
- [7] 李震,张寅平,江亿,非理想相变特性材料热性能简化分析方法及适用条件.太阳能学报,2002.23(1): p. 27-31.
- [8] 岳湘安, 液--固两相流基础. Vol. 第1版. 1996, 北京:石油工业出版社. 2-4.
- [9] Einstein, A., Investigations on the theory of Brownian motion. Ann. Phys. 1906: Leipzig. 19-289.
- [10] Bowen, R. M., Continuum Physics. Vol. II . 1971, New York: Academic Press.
- [11] Passman, S. L., Nunziato, J. W., and Walsh, E. K., A theory for multiphase mixture: rational thermodynamics. 1984, New York: Splinger.

- [12] Nunziato, J. W., Passman, S., Givler, C., et al., Continuum theories for suspensions--advancement in aerodynamics. Fluid Mechanics and Hydraulics, 1986. Proc. ASCE Special Conf. Minneapolis, Minn.
- [13] Saffman, P. G., On the boundary condition at the surface of a porous medium. Stud. Appl. Math, 1971. 93.
- [14] Drew, D. A., Mathematical modeling of two-phase flow. A Rev. Fluid Mech, 1983. 15.
- [15] Manninen, M., Tivassalo, V., and Kallio, S., On the mixture model for multiphase flow, Technical Research Center of Finland, 1996.
- [16 Schiller, L. and Naumann, Z., Z Ver Deutsch Ing. 1935.
- [17] Syamlal, M., Rogers, W., and O'Brien, T. J., MFIX documentation, Theory guide, National Technical Information Service. Vol. vol. 1. 1993, VA: Springfield.
- [18] Gidaspow, D., Bezburuah, R., and Ding, J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds, kinetic theory approch. in Fluidization VII, proceedings of the 7th engineering foundation conference on fluidization. 1992.
- [19] 傅旭东, 王光谦, 低浓度固液两相流颗粒相本构关系的动理学分析. 清华大学学报(自然科学版), 2002. 42(4): p. 560-563.
- [20] Gidaspow, D., Multiphase flow and fluidization: continum and kinetic theory descriptions. 1994, San Diego: Academic Press.
- [21] Launder, B. E. and Spalding, D. B., The numerical computational of turbulent flows. Comput Methods Appl Mech Eng., 1974. 3(269-289).
- [22] 陶文铨, 数值传热学. 2001, 西安: 西安交通大学出版社. 1-6,351.
- [23] Jones, W. P. and Launder, B. E., The calculation of low-Reynolds-number phenomena with a two-equation model of turbulence. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1973. 16: p. 1119-1130.
- [24] Jones, W. P. and Launder, B. E., The prediction of laminarization with a two-equation model of turbulence. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1972. 15: p. 301-311.
- [25] Lam, C. K. G. and Bremhost, K. A., Modeified form of the k-e model for predicting wall turbulence. ASME J Fluids Engineering., 1981. 103(456-460).
- [26] Reynolds, W. C., Computation of turbulent flows. Ann Rev Fluid Mech., 1976. 8: p. 183-208.
- [27] Fluent 6.1 User's guide--general multiphase models. 2003: Fluent Inc.
- [28] 肖睿, TBAB 包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研究所, 2006
- [29] Darbouret, M., Etude rheologioue d'une suspension d'hydrates en tant fluide frigoporteur diphasioue resultats experimentaux et modelisation, Docteur, I'Universite Jean Monnet de Saint-Etienne, 2005
- [30] Patankar, S. V., A calculation procedure for two-dimensional elliptic situations. Numer HEat

Transfer., 1981. 4: p. 409-425.

- [31] Charunyakorn, P., Sengupta, S., and Roy, S. K., Forced convection heat transfer in microencapsulated phase change material slurries: flow in circular ducts. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1991. 34(3): p. 819-833.
- [32] Colvin, D. P., Mulligan, J. C., and Bryant, Y. G., Enhanced heat transportation in environmental systems using microencapsulated phase change materials. S. A. E. transactions, 1992. 101: p. 717-725.
- [33] Alisetti, E. L. and Roy, S. K., Forced convection heat transfer to phase change material slurries in circular ducts. Journal of Thermophysics and Heat Transfer, 2000. 14(1): p. 115-118.
- [34] Eunsoo, C., I, C. Y., and G, L. H., Forced convection heat transfer with phase-change-material slurries: turbulent flow in a cirvular tube. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1994. 37(2): p. 207-215.
- [35] Goel, M., Roy, S. K., and Sengupta, S., Laminar forced convection heat transfer in microencapsulated phase change material suspensions. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1994. 37(4): p. 593-604.
- [36] Guo, Z. Y. and Wang, S. Novel concept and approaches of heat transfer enhancement. in Proceedings of Symposium on Energy Engineering in ther 21st Century (SEE2000). 2000.
- [37] Guo, Z. Y., Li, D. Y., and Wang, B. X., A novel concept for convective heat transfer enhancement. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1998. 41(14): p. 2221-2225.
- [38] 夏再忠, 导热和对流换热过程的强化与优化, 博士, 清华大学, 2001
- [39] 孟继安, 基于场协同理论的纵向涡强化换热技术及其应用, 博士, 清华大学, 2003

3 TBAB 包络化合物浆流动与换热实验研究

为了检验本文建立的两相流数学模型的精度,作者进行了 CHS 管内流动与 传热的实验验证。根据本文的研究内容,实验主要分为流动和传热两部分。其中 的 CHS 制造、储存、循环、以及部分参数测试系统都为两个系统所共用。流动 和传热的实验管分别具有不同的规格和材质,传热系统增加了可对实验管直接通 电的直流低压高频开关电源加热器,以及一个 CHS 回收槽。最后,对实验制得 的 CHS 进行了粒径分布分析。

3.1 管内流动阻力实验

流动阻力实验主要研究 CHS 在水平直管内随相关物理量的阻力变化特性。 压差 Δ*P*、流速 *U* 以及固相含量 χ 等参数是流动实验中需要测量的关键物理量, 其中固相含量采用测量 CHS 混合溶液的相平衡温度的方法间接测量,流速由测 量的质量流量和管径参数及流体密度求出,流动时的压降则由压差计直接测得。

3.1.1 实验装置

管内流动实验台主要由四大部分组成,即 CHS 制造系统、CHS 储存系统、测试管、以及测量系统等。循环管道统一采用 De32 规格的 PVC 管连接,并包裹厚度为 10 mm 的橡塑发泡保温材料。实验台系统组成如图 3-1 所示。

CHS 制造系统用来制备实验所需的 CHS,固相含量的高低直接影响着实验效果。在否定了螺旋刮刀式换热器、管壳式换热器及套管式换热器之后,最终采用板式换热器直接对 TBAB 溶液降温从而生成规定固相含量 CHS 的方法。主要设备包括 10 匹制冷主机、定频泵和板式换热器等。板换法制取 CHS 的过程包含两个阶段。第一阶段为显热降温,在包络化合物生成之前,单相的 TBAB 溶液降温过程平稳连续,当温度达到其初始浓度对应的相平衡温度时,包络化合物不能立即生成,还需要经过一定的过冷,然后在机械外力(搅拌叶片)或超声波等的促晶作用下,在储存槽中完成过冷解除,突然迅速生成 CHS,溶液温度回升到该固相含量下的固液相平衡温度附近。但此时的 CHS 固相含量较低,一般不超过 10%,还需要继续降温浓缩,即第二阶段的潜热降温。用板式换热器对储存槽中的低固相含量 CHS 进一步降温浓缩,在这个过程中,包络化合物很容易附着在温度较低的换热壁面上,而且越积越厚,最终导致换热器完全堵死,无法进一步降温。为了解决这一问题,除了要对载冷剂的温度进行精确控制外,本实验中采用定时对板式换热器进行加热融冰操作的方法使 CHS 实现阶梯式的持续降温过程。融冰操作的时间根据换热器的 CHS 流量衰减程度来确定,当衰减到一

定程度时,关闭制冷机,通往板式换热器的低温不冻液被切换成高温不冻液。当 粘附在换热器内的固体包络化合物被完全融化后,再次切换回正常的制冷降温模 式。采用这样的方法使得储存槽中的 CHS 可以被提高到实验所需要的固相含量。 图 3-2 是有融冰操作的 CHS 降温过程中的温度曲线,从每一个波谷到波峰的过 程就是对换热器的加热融冰操作过程。通过显热、潜热降温两个阶段,可以得到 最高为 30%左右固相含量的 CHS,这为实验的顺利进行提供了有利保障。



1.CHS 制造装置 2.定频泵 3.带搅拌装置的储存槽 4.变频泵 5. 差压计 6.科里奥利流量计 7.水平实验管 8.交流电加热器 V1~V4 阀

图 3-1 流动实验台系统图

CHS储存系统用来储存达到规定固相含量的CHS,该系统主要包括带搅拌装置的储存槽、电加热器、变频泵等设备。储存槽是容积为 0.8 m³且具有保温措施的不锈钢圆筒形容器。搅拌器的作用是保持CHS固-液两相均匀一致,防止分层,采用直流电机驱动搅拌器,搅拌速度在 0~60 rpm之间连续可调。电加热器用来调节槽内CHS的固相含量,由 3 组交流绝缘电阻丝组成,每组加热功率 2000 W,可单独开启,也可组合开启。变频泵用来输送实验过程中的CHS,选用WILO牌MHI系列不锈钢变频泵,变频器选用日立L100,可在 0~50 Hz之间连续调节水泵电源频率。变频泵出口的旁通回路可以辅助变频器实现测试范围内流量的连续、稳定变化。



图 3-2 CHS 降温过程中的融冰操作

循环测试系统包括可拆卸的测试管段和循环管路。循环管道统一采用PVC 塑料管,外壁包裹橡塑发泡保温层。压差测试只考虑充分发展段,因此在差压计 取压口的上游留有一定长度的入口发展段。为了便于导压管排气和合理取压,将 差压计置于流动管道的正下方,并将取压口开在管道的侧面。测试管的结构尺寸 如图 3-3 和表 3-1 所示。



图 3-3 流动实验管的结构和尺寸定义

表 3-1	流动实验管尺寸	(单位:	mm)
-------	---------	------	-----

管规格	De	D	L	L _D	δ
De32	32	27	2800	2200	10

测量系统包括实验中的各物理量的测量设备以及数据采集。主要的测试设备 包括差压计、流量计、以及各处的热电偶和铂电阻。差压计的取压口设置在实验 管的充分发展段,考虑到实验中的压差变化范围比较大,采用一大一小两个不同 量程的差压计并联使用,在小量程差压计的量程范围内以小量程差压计为准,超 出之后则以大量程差压计为准。流量计选用精度较高的科里奥利质量流量计,能 同时读出质量流量和密度。关于温度测量,在储存槽等精度要求较低的位置采用 K型热电偶,在测试管的进、出口等精度要求高的位置采用Pt100 铂电阻。以上 所有测试设备的输出结果都采用Agilent HP34970A数据采集仪采集并传送至电 脑进行处理。系统中各主要计量仪器的规格参数见表 3-所示。

名 称	型号 (规格)	量 程	精 度	备 注
科里奥利流量计	ZLJC7	0~7000 kg·h ⁻¹	±0.25%	西安东风机电 有限公司
关口计	3351	0~2 kPa	0.2 级	
左応り	3351	0~60 kPa	0.2 级	
热电偶	K型(I级)	-40~+375 °C	±1.5 °C	-
热电阻	Pt100 (A级)	-200~+500 °C	±0.15 °C	四线制
数据采集仪	HP34970A	-	-	Agilent

表 3-2 各计量仪器规格参数

3.1.2 实验参数

(1) 流速

流量的选择要确保能够涵盖层流和湍流区,临界流速由TBAB溶液的管内流 动临界雷诺数确定,并做适当放大。具体实验参数如表 3-3所示。

	表 3-3 涉	和实验中的消	流量(流速)	变化范围	
管规格	内径	最小流量	最大流量	最小流速	最大流速
	(mm)	$(kg \cdot s^{-1})$	$(kg \cdot s^{-1})$	$(\mathbf{m} \cdot \mathbf{s}^{-1})$	$(\mathbf{m} \cdot \mathbf{s}^{-1})$
De32	27	0.022	1.806	0.04	3.06
· · · · · ·					

注:表中流速根据流量和流体密度计算而得,其中的流体密度取 1030 kg·m-3。

(2) 固相含量

由于TBAB包络化合物晶体分为A型和B型两种,为了研究二者对应的CHS 的不同特性,分别对两者进行了单独的实验研究。根据TBAB水溶液的相图可知 ^[1-3], 当溶液初始浓度高于 25%并且温度高于 10 ℃时, 一般只有A型包络化合物 单独稳定存在; 而B型包络化合物一般在低于8 ℃之后才能生成, 当溶液初始浓 度低于 20%并且温度低于B型的调和融点 9.9 ℃时, 生成的包络化合物一般以B 型的形式稳定存在。因此研究A型CHS时应使初始溶液浓度高于 25%并且相平衡 温度控制在 10 ℃以上,研究B型CHS时则应使初始溶液浓度低于 20%并且相平

衡温度控制在 9.9 ℃以下。根据以上分析,本文在TBAB相图的单调区间(浓度低于 40%)内选取了质量浓度分别为 30.0%和 17.3%的两种TBAB溶液,以确保能够分别获得A型和B型CHS。

固相含量的确定是通过测量 CHS 混合流体的相平衡温度间接测量的,是实验中的重要环节。间接测量法的精度和可靠性都比较高,可实现同步测量,适合对数据精度要求较高的场合。下面简单介绍一下固相的测量原理。

根据 CHS 相平衡特性,平衡状态下 CHS 中剩余溶液的浓度与其平衡温度之间是一一对应的关系,该对应关系可以被拟合成多项式方程式。如式(3-1)为 A 型拟合式,式(3-2)为 B 型拟合式,两式中的各项系数如表 3-4 所示。

$$x(T) = A_2 e^{\frac{T-T_0}{a_2}} + A_1 e^{\frac{T-T_0}{a_1}} + A_0$$
(3.1)

$$x(T) = A_2 T^2 + A_1 T + A_0$$
(3.2)

表 3-4 相平衡曲线拟合方程式中的各项系数[6]

类型	A_2	a_2	A_1	a_1	A_0	t_0	R^2
A型(式3-1)	0.28883	3.48918	0.03451	0.00711	0.07418	12.39	0.995
B型(式3-2)	0.01144	-	-0.14610	-	0.55484	-	1
注 A 副 会 昭 A I O	中半年日もしく	[3] ×± III -	步田가 이	117 - 77 - 7	3 04 75 W		

注: A型参照AIST数据拟合^[5],适用范围为: 281.15≤*T≤*284.75 K;

B型参照Darbouret et al.数据拟合^[1],适用范围为: 280.65≤ T ≤ 282.75 K。

假设某一TBAB水溶液体系的总质量为*M*,初始质量浓度为*x*(*T*₀),*T*₀为该浓度对应的相平衡温度。当温度降低到*T*并达到固-液相平衡时,生成固体包络化合物质量*m*,剩余水溶液质量浓度变为*x*(*T*)。若调和浓度为*x*_c,根据调和浓度的定义,固体包络化合物中TBAB的质量百分比含量也等于*x*_c。根据以上参数,由质量守恒可得:

$$Mx(t_0) = mx_c + (M - m)x(T)$$
(3.3)

整理即得质量固相含量的计算式:

$$\chi(T_0, T) = \frac{m}{M} = \frac{x(T_0) - x(T)}{x_c - x(T)}$$
(3.4)

已知质量固相含量 γ 之后就可以计算 CHS 的体积固相含量和密度等参数:

$$\boldsymbol{\Phi} = \left[\frac{\rho_{\rm s}}{\rho_{\rm l}} \left(\frac{1-\chi}{\chi}\right) + 1\right]^{-1} \tag{3.5}$$

$$\rho = \left(\frac{\chi}{\rho_{\rm s}} + \frac{1-\chi}{\rho_{\rm l}}\right)^{-1}$$

(3.6)

其中ρ_s和ρ_l分别是包络化合物和TBAB水溶液的密度。

由式(3.4)可知,只要知道CHS的初始溶液浓度和当前平衡温度下的剩余溶液 浓度就可以计算出固相含量。由此可知,式(3.4)和式(3.1)或(3.2)之间建立起了 CHS平衡温度T与其固相含量χ之间确定的数学关系,因而通过测量CHS的平衡温 度来间接测量固相含量的方法得以实现。只要相变过程为静态或准静态过程,间 接测量固相的方法完全可以保证精度要求。图 3-4 就是根据式(3.4)计算的 30.0% 和 17.3%两种不同初始溶液浓度的CHS固相含量与温度之间的关系。



图 3-4 CHS 固相含量计算值

每种溶液在流动实验中的温度、固相含量等参数的变化范围见表 3-5。

	衣 5-5 机切头验中的回相音重变化泡回						
溶液初始浓度	相平衡温度	温度变化范围	固相含量范围	CHS 类型			
(%)	(°C)	(°C)	(%)				
30.0	11.5	10.9~12.0	0~22.2	A 型			
17.3	9.1	7.9~11.0	0~22.4	B 型			

表 3-5 流动实验中的固相含量变化范围

注: 1. 溶液初始浓度指质量浓度,固相含量指质量固相含量;

2. 温度变化范围为实验测试值, 固相含量范围为根据温度变化范围而得的计算值。

3.1.3 实验步骤

按照系统图 3-1, 流动实验的基本流程按以下程序操作:

(1) 配制一定初始浓度的 TBAB 溶液,并储存于储存槽内待用。

- (2) 关闭阀 V1, 打开阀 V2, 启动变频泵, 通过阀 V3 使循环系统排空。
- (3) 停止变频泵,关闭阀 V2,打开阀 V1,启动搅拌装置,启动定频泵,启动制冷机系统,使储存槽中的 TBAB 溶液通过换热器不断降温并生成达到预期固相含量的 CHS。
- (4) 停止制冷机系统,停止定频泵,关闭阀 V1,打开阀 V2;启动变频泵, CHS 从储存槽中被输送到实验管,流经质量流量计后又回到储存槽实现 连续循环。
- (5) 在循环过程中,通过调节变频泵频率及旁通阀 V4 开度来调节 CHS 的循环流量,此过程中数据采集系统自动记录压差、流量、实验管入口和出口温度(用以计算固相含量)。当 CHS 的循环流量按实验设计的要求从最高逐渐调节到最低时,完成一个固相含量值下的测试。
- (6) 开启电加热器,对储存槽内的 CHS 加热,以使其固相含量降低一个差值,然后关闭电加热器。搅拌 5 分钟后,重复步骤(5)。直到 CHS 固相含量降至 0,结束一种初始溶液浓度下的实验。
- (7) 更换其他初始浓度的 TBAB 溶液, 重复步骤(2)~(6), 结束全部流动实验。

3.2 对流传热实验

在实际的潜热输送系统中, CHS 的换热通常是在近似等热流密度条件下进 行的,因此传热实验主要研究 CHS 在定热流密度条件下的水平直管强制对流换 热特性。热流密度*q*、流速 *U*、固相含量 χ、管壁和流体的温度分布等参数是传 热实验中必须测量的关键物理量,其中热流密度*q*通过测量电加热功率而获得, 其余参数的测量方法与流动实验相同。

3.2.1 实验装置

传热实验台是在流动实验台基础上改造而成,将测试管道更换为不锈钢管, 增加了定热流电加热系统。另外增加了一个回收槽 9,用来回收经实验管加热之 后的 CHS。为了尽量减少接触式测量装置对流动与传热的影响,传热实验中并 没有同时测量压力降特性。电加热测试管包裹厚度为 30 mm 的玻璃棉耐热保温 材料;循环管道统一采用 De32 规格的 PVC 管连接,并包裹厚度为 10 mm 的橡 塑发泡保温材料。系统组成如图 3-5 所示。



1.CHS 制造装置 2.定频泵 3.带搅拌装置的储存槽 4.变频泵 5.低压直流电加热器 6.科里奥利流量计 7.实验金属管 8.交流电加热器 9.CHS 回收槽 V1~V9 阀

图 3-5 传热实验系统图

定热流边界条件通过直接对实验管通低压直流电加热的方法实现。电源为定制的高频开关电源,由扬州鼎华电子有限公司生产,型号为DSP50-250A。直流稳压稳流输出,输出直流电压 0~50 V连续可调,最大额定电流 250 A,最大额定输出功率 12.5 kW。电源自带LED电压表和功率表,并提供 0~5 V标准信号(输出功率信号)输出端子,功率表规格参数如表 3-所示。

名称	型号 (规格)	量程	精度	生产厂家
有功功率表	ZW1403	0~75 kW	±(0.4%示值 +0.1%量程)	青岛青智仪 器有限公司

表 3-6 低压直流电源自带输出功率表规格参数

3.2.2 实验参数

(1) 实验管参数

传热实验管采用不锈钢 304#(SS304)材质圆管,管外包裹玻璃棉耐热保温 层以阻止热流向环境中散失。各材料的物性参数如表 3-所示。

	222			
材料	密度	导热系数	比热容	电阻率
	$(kg \cdot m^{-3})$	$(W \cdot m^{-1}K^{-1})$	$(J \cdot kg^{-1}K^{-1})$	$(\Omega \cdot m)$
SS304 [*]	7930	15	502	1.12×10 ⁻⁶
玻璃棉	135	0.044	-	-

表 3-7 管材和保温材料物性参数

*20℃条件下数据。

为了测量流体及管壁温度分布,实验管上一共均匀布置 16 个K型热电偶, 其中 8 个为铠装热电偶,用来测量管内流体温度,其余 8 个为普通热电偶,紧贴 于实验管外壁面以测量壁温。不锈钢管上游安装有长 1300 mm、规格为De20 的 PVC直管作为入口段。实验管的尺寸及热电偶的布置如图 3-6 及表 3-所示。

用于测量流体温度和管壁温度的热电偶采用不同的安装方法。测量管内流体 温度的铠装 K 型热电偶的铠装外径为 1 mm。首先在实验管上打孔并焊接固定套 管,然后把铠装热电偶插入固定套管中,确保热电偶感温点处于管中心位置,最 后在固定套管和热电偶之间的空隙内填塞绝热胶合材料,既防止流体外漏,又能 减小套管温度变化对热电偶感温点可能产生的不利影响。另一种用于测量管壁温 度的普通 K 型热电偶则直接用铝箔纸压贴在实验管的外壁面,其间空隙填充导 热硅油。



图 3-6 传热实验管结构尺寸及热电偶布置

表 3-8 传热实验管尺寸(单位: mm)

管规格	D	δ_2	L	l	Δx	δ_1	
\$\$\varphi\$16\times\$1	14	1	2770	75	370	30	

管内壁温度可以由测得的外壁面温度计算求出。假设传热管外壁面处于理想的绝热状态,即在外壁面上有*dt/dr=*0,对圆管材料的电加热功率为*Q*_H,且电流发热在管壁材料内均匀分布,忽略轴向导热,则稳态条件下传热管壁材料内的温度场由下列一维圆柱坐标微分方程描述:

$$\frac{1}{r}\frac{d}{dr}\left(\lambda r\frac{dt}{dr}\right) + \dot{\Phi} = 0 \tag{3.7}$$

$$\dot{\Phi} = \frac{Q_{\rm H}}{\frac{1}{4}\pi L \left[\left(D + 2\delta_2 \right)^2 - D^2 \right]}$$
(3.8)

在上述假设条件下求解式(3.7)即可得到传热管内壁面的温度:

$$t_{\rm w} = t_{\rm w}' + \frac{Q_{\rm H}}{4\pi\lambda L} \left[1 + \frac{2}{1 - \left(\frac{D}{D + 2\delta_2}\right)^2} \cdot \ln\frac{D}{D + 2\delta_2} \right]$$
(3.9)

(2) 流量(流速)

同流动实验一样,流量选择的主要原则是确保能够涵盖层流和湍流区,具体 实验参数如表 3-4所示。

农57 我然天孤平的沉重飞沉迷,又怕花田							
CHS 类型	管内径	最小流量	最大流量	最小流速	最大流速		
	(mm)	$(kg \cdot s^{-1})$	$(kg \cdot s^{-1})$	$(\mathbf{m} \cdot \mathbf{s}^{-1})$	$(\mathbf{m} \cdot \mathbf{s}^{-1})$		
А	14	0.111	1.111	0.70	7.00		
В	14	0.056	1.061	0.36	6.79		

表 3-4 传热实验中的流量(流速)变化范围

注: 表中流速根据流量和流体密度计算而得,其中的流体密度取 1030 kg·m-3。

(3) 固相含量

为了分别研究A型和B型CHS的对流传热特性,同流动实验一样,选取了质量浓度分别为 30%和 17.3%的两种TBAB溶液以确保能够分别获得A型和B型CHS。每种溶液在流动实验中的温度、固相含量等参数的变化范围也与流动实验相同,见表 3-所示。

(4) 加热功率

CHS 类型	管内径	最小加热量	最大加热量	最小热流密	最大热流密		
	(mm)	(W)	(W)	度 [*] (W·m ⁻²)	度 [*] (W·m ⁻²)		
А	14	2570	2720	21116	22328		
В	14	1715	1872	14073	15366		

表 3-5 传热实验中加热量和定热流密度的变化范围

* 以加热管内表面积为准。最大、最小热流密度之间的变化原因是电加热管因温度变化引 起电阻变化,从而小范围引起发热功率的变化。

本实验中把不锈钢实验管看作纯电阻,根据前文给出的尺寸和物性参数可以 计算出其电阻*R* = 0.065 Ω,由此并根据前面给出的低压直流电源最大额定输出功 率和电压即可计算出最大可能加热量为 12 kW,电压最大调节范围为 0~16 V。 实验中的实际运行参数如表 3-5所示。

3.2.3 实验步骤

按照图 3-5 的系统图, 传热实验的基本流程按以下程序操作:

- (1) 配制一定初始浓度的 TBAB 溶液,并储存于储存槽 5 中待用。
- (2) 关闭阀 V1 和 V5, 打开阀 V2 和 V4, 启动变频泵,通过阀 V3 使循环系统排空。
- (3) 停止变频泵,关闭阀 V2、V7 和 V8,打开阀 V1 和 V6,启动搅拌装置, 启动定频泵,启动制冷机系统,使储存槽中的 TBAB 溶液通过换热器不 断降温并生成达到预期固相含量的 CHS。
- (4) 停止制冷机系统,停止泵 2,关闭阀 V1 和 V4,打开阀 V2 和 V5,启动 变频泵,CHS 从储存槽 5 中被输送到实验管段,流经流量计后回到回收 槽内,实现非封闭式循环。开启低压直流电源对实验管通电加热,并按 实验设计设置好加热功率。
- (5) 在循环过程中,通过调节变频泵频率调节 CHS 的循环流量,此过程中数据采集系统自动记录流量、电加热功率、实验管入口和出口温度以及实验管段上的温度等参数。当 CHS 的循环流量按实验设计的要求从最高逐渐调节到最低时,完成一个固相含量值和一个定热流密度下的测试。
- (6) 当储存槽中的 CHS 耗尽后,打开阀 V6 和 V8,启动泵 2,把回收槽中的 CHS 转移到储存槽中。重复步骤(3)和(4),制备不同固相含量的 CHS, 并设置不同定热流密度条件,重复步骤(5)和(6),在获得足够多数据点后, 完成该浓度的传热实验。

(7) 更换其他初始浓度的 TBAB 溶液, 重复步骤(2)~(6), 结束全部传热实验。

3.3 系统校正及误差分析

在流动实验系统和传热实验系统中对实验台及各测量仪器和设备进行了零 点校正和线性校正,下面分别简要说明。

◆ 科里奥利流量计

科里奧利流量计是一种精度很高的流量计,在测量流体质量流量的同时也能 测量流体密度。在实验台调试阶段,使用常温下的自来水(密度已知)为循环流 体进行密度校正,同时采用计时称重法对质量流量进行校正。除在低于量程10% 的低流量区域内的最大误差在2%左右外,其余误差均可保持在1%以内。

◆ 差压计

差压计在量程范围内采用 U 型管校正,U 型管内的水柱压力根据纯水物性 参数的文献值计算,计算时考虑温度对密度的影响。逐点误差保持在 2%以内, 直线拟合的均方差大于 99.9%。

在流量标定和压差计标定基础上,使用清水进行管内流动阻力测试,对整套 实验台进行系统测定。层流流动充分发展段的阻力系数很好地满足*f=16/Re_M*的经 典关系。

◆ 温度计

实验系统中采用了两种温度计,即铂电阻和热电偶。铂电阻为 Pt100,采用 冰水混和物进行零点校正,并结合 100 ℃油浴进行线性度校正,达到 AA 级精度 要求(±0.1℃)。热电偶为 K 型,采用经上述方法校正过的 Pt100 铂电阻进行零 点和线性度校正。线性度良好,零点误差在数据处理过程中被修正。

◆ 低压直流电加热器

低压直流电加热器对流体产生的有用加热功率是电流通过金属管壁时的热 阻生热部分,由此可知功率仪显示的输出功率可表示为:

 $Q_{display} = Q_{H} + Q_{dissipate} + Q_{wire} + Q_{fluid}$

后三项为误差。*Q*_{dissipate}是透过保温层向环境散失的热量,*Q*_{wire}是电源引线发 热量,*Q*_{fluid}是电流在管内流体中的导电所引起的发热量。对第一部分误差的校正 方法是:在实验台调试阶段,用已知准确热物性参数的自来水作为流体在实验管 中循环,同时对实验管通电加热,通过测量实验管进出口水温和流量,并根据热

量平衡即可计算出不同加热功率下实验管对环境的散热量,并以此作为CHS传热 实验中相应加热功率下的环境散热修正值;对第二部分的校正方法是:考虑已知 电阻值的铜引线与加热管为串联电路,因此直接按阻值大小比例在发热总功率中 扣除铜引线发热功率即可;对于第三部分,可以做如下分析:根据文献[4],TBAB 水溶液的最大电导率不超过 2.0 S·m⁻¹,由此可计算出内径为D、长度为L的圆管内 的TBAB水溶液柱的电阻值为:

$$R_{\text{solution}} \ge \frac{L}{\frac{1}{4}\pi D^2} \cdot \frac{1}{2.0}$$
(3.10)

把表 3-5中传热实验管的尺寸代入上式可得 $R_{solution} \ge 8904 \Omega$,而前面已经计算出圆管本身的电阻值 $R = 0.065 \Omega$,由此很容易算得在施加相同的电压下,溶液柱产生的热功率不会超过不锈钢实验管产生的热功率的 $R/R_{solution} = 1/136985$,因此溶液导电产生的热功率在本实验条件下可以被合理忽略。

3.4 粒径分析

在固液两相流的流动与传热特性的影响因素中,固相颗粒的粒径特征是一个 重要参数。颗粒的形状和大小是由包络化合物本身的结构形式决定的,但同时又 受其它外在因素的影响,如制备方法、冷却速率、静置时间等等。因此,很有必 要对实验得到的 CHS 进行粒径分布分析。图 3-7 为本文实验制备的 CHS 外观。



图 3-7 实验制备的 CHS 外观

从Tanasawa et al.^[5]的显微镜观察结果来看,A型包络化合物晶体的外观呈明显的柱状,截面边长为 30 和 120 μm,但长度往往超过 1000 μm。同时Tanasawa et al.指出该晶体非常脆弱,在搅拌或流动过程中都极容易碎裂成更小的晶体。由此看来,通过管道循环和水泵搅拌等过程制造出来的CHS,其晶体形状和尺寸与静态下生成的晶体存在较大的区别。

高雄信吾等采用粒度分布仪测量了 A 型包络化合物浆的固相粒径分布,测量结果如图 3-8 所示。测试对 4 种不同固相含量的 A 型 CHS 进行,所得结果显示 A 型包络化合物固体颗粒的粒径分布主要集中在 10~100 μm 的范围内,90%的颗粒直径都在 100 μm 以下,其中有 50%的颗粒直径都集中在 20~60 μm 范围内。高雄信吾等没有提供 B 型 CHS 的粒径分布测试结果。



图 3-8 CHS在不同固相含量下的粒径分布(JFE数据^[4])

本文作者通过图像处理的方法得到了实验条件下制得的 A 型和 B 型 CHS 的粒 径分布规律。在不考虑固相含量对粒径分布的影响前提下,测试结果如图 3-9 所示。对于 A 型 CHS,有 82%的颗粒直径都在 100 µm 以下,其中有近 40%的 颗粒直径都集中在 50 µm 范围内,仅有 8%的颗粒直径大于 150µm。对于 B 型 CHS, 有 85%的颗粒直径都在 100 µm 以下,其中 40%的颗粒直径都集中在 50 µm 范围 内,仅有 5%的颗粒直径大于 150µm。这一测试结果与文献结果比较接近。



图 3-9 实验制备的 CHS 粒径分布规律

3.5本章小结

通过本章的实验装置,系统测量了A、B两种CHS管内流动与对流换热特性,得到的结果用以验证前章所建数学模型的准确性。主要内容包括:

- 搭建了水平管内流动阻力测试实验系统,完成 A、B 两种类型 CHS 在不同流 速、不同固相含量下的流动阻力实验。
- 搭建了水平管内强制对流换热特性实验系统,完成定热流密度条件下 A、B
 两种类型 CHS 在不同流速、不同固相含量下的对流换热特性实验。
- 对实验系统的系统误差进行分析,保证实验精度。
- 采用图像处理法对实验条件下制备的 CHS 的粒径分布进行了分析。

参考文献

- Darbouret, M., Cournil, M., and Herri, J.-M., Rheological study of TBAB hydrate slurries as secondary two-phase refrigerants. International Journal of Refrigeration 2005. 28(5): p. 663-671.
- [2] Obata, Y., Masuda, N., Joo, K., et al., Hydrate slurry air conditioning system, NKK Technical Review, 2003: p. 109-113.
- [3] Oyama, H., Shimada, W., Ebinuma, T., et al., Phase diagram, latent heat, and specific heat of TBAB semiclathrate hydrate crystals. Fluid Phase Equilibria, 2005. 234: p. 131-135.
- [4] 高雄信吾, 生越英雅 et al., 高密度潜熱輸送技術の研究開発, 新エネルギー・産業技術 総合開発機構, 1998.
- [5] Tanasawa, I. and Takao, S. Clathrate hydrate slurry of tetra-n-butylammonium bromide as a cold-storage material. in the Fourth International Conference on Gas Hydrates. 2002. Yokohama, Japan.
- [6] 肖睿, TBAB包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研究 所, 2008
4 TBAB 包络合物浆管内流动特性

首先通过实验对所建立的TBAB CHS 管内流动固--液两相流模型的精度进行 验证,在此基础上分析了固--液两相管内流动的基本特征,讨论了颗粒截面浓度 分布情况,最后对影响流动阻力的参数进行了分析。

4.1 模型验证

利用本文 2.3 节所建立的固--液两相流模型,分别计算了 A 型和 B 型 CHS 在 不同固相含量、不同流速下的流动阻力,流动涵盖层流和湍流区域。通过与实验 结果的对比,检验模型的计算精度,同时分析了造成误差的原因。

4.1.1 A型CHS

为了便于分析,以χ=15%为界,将数据分为低固相含量和中等固相含量,计 算结果与实验结果的对比见图 4-1和图 4-2。低固相含量时,除过渡区误差在±25% 左右外,其余误差均在±10%以内。



图 4-1 A 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(低固相含量)

中等固相含量时,误差主要集中在层流区,最大误差达-30%,过渡区和湍流 区吻合度较好,误差在±12%以内。



图 4-2 A 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(中等固相含量)

对比结果说明,两相流湍流模型可以较好地处理中等固相含量以下 CHS 的 湍流流动阻力问题。对低固相含量的 CHS,层流区模型精度可以满足要求,过 渡区误差可以归结为层流模型与湍流模型的衔接偏差。对于中等固相含量的 CHS,较大偏差向低流速区推移,出现在层流区,这说明本文的两相流层流模型 所使用的经验公式低估了固相粘度,从而导致负偏差的出现。为改善模型的计算 精度,作者在后续计算中为中等固相含量的 CHS 层流时的固相粘度设置了修正 系数。CHS 颗粒较为细小且两相之间密度差不大,流动时有较好的跟随性 (*St*<<1.0),因此颗粒的动力黏度部分对固相含量变化不敏感;而颗粒间的碰撞 概率随着固相含量的增大明显增大,固相含量增大也会表现出更强的抗压缩能 力,因此要对颗粒的碰撞粘性和体积粘性进行修正。经过多次尝试,作如下修正 $\mu_{s}^{*} = \mu_{s,kin} + 5\mu_{s,col} + 1.5\mu_{s,b}$,可以将层流区负偏差降低至±10%以内。另外,将 CHS 晶体颗粒假设为球形,忽略颗粒形状的影响,这可能是系统误差产生的重要原因。

4.1.2 B型CHS

按相同的划分方法,将B型CHS数据分为低固相含量和中等固相含量两组, 其流动阻力的计算结果与实验结果的对比如图 4-3和图 4-4所示。低固相含量时, 除过渡区误差在±20%左右外,其余误差均在±12%以内。



图 4-3 B 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(低固相含量)

中等高固相含量时,误差主要集中在层流区,计算结果低于实验值,最大误差达-30%,过渡区和湍流区吻合度较好,误差在±13%以内。



图 4-4 B 型 CHS 流动阻力的计算结果与实验结果对比(中等固相含量)

对比 A 型和 B 型 CHS 的管内流动阻力特性不难发现,模型的计算精度相似, 说明本文建立的固--液两相流模型可以很好地适应物性参数的变化。这从另外一 个角度证明了作者对误差产生原因的分析的合理性。对固相粘度的修正系数同样 适用于中等固相含量的 B 型 CHS 在层流区域的流动阻力计算。

对于过渡区误差随固相含量变化的现象,除模型对过渡区适应性方面的原因 外,另外一个比较重要的因素是,CHS管内流动由层流流动向湍流流动发展的临 界雷诺数*Re_{Mc}并*非常数,而是随固相含量的增大而向高雷诺数方向发展。在流动 中表现为"再层流化现象",这将在本章下文中进行叙述。因此,在临界雷诺数 变化的速度范围内,需要谨慎选择计算模型,否则会产生较大偏差。一般情况, 对于固相含量在 22%以内的A型CHS,临界雷诺数*Re_{Mc}*在 2000~3500 之间;对于 固相含量在 23%以内的B型CHS,*Re_{Mc}*在 1800~3500 之间取值^[1]。*Re_{Mc}*的变化规 律是随固相含量的增加而增大。

4.2 管内流动特性分析

由文献知,中等固相含量的CHS呈现比较明显的非牛顿特征。为了便于与纯 溶液(固相含量为0)作对比分析,本文引入Metzner-Reed通用雷诺数*Re_M*,把牛 顿流体与非牛顿流体从形式上统一起来^[2,3]。本文中*Re_M*的定义式为:

$$\operatorname{Re}_{M} = \frac{\rho_{m} D V_{m}}{\mu_{m}} \tag{4.1}$$

其中,固--液两相组成的混合流体的参数使用第二章中的相关定义。

4.2.1 截面速度分布规律

图 4-5和图 4-6是根据计算结果得到的A型和B型CHS在一定固相含量下的管内截面速度分布。固相含量分别在低固相区和中等固相区取值,且每个固相含量分别给出几个不同的*Re_M数对应*的速度分布,涵盖了层流和湍流。不论是A型还是B型CHS,截面速度分布具有相似的规律。层流流动的截面速度分布为抛物线形,剪切流特征很明显。然而,对于中等浓度的A型CHS,流速大于 0.57m/s时出现了"塞状流"特征,即管中心某个半径圆柱区域内的流速保持不变,*du/dr=*0。这说明此时的流体表现出明显的非牛顿特征,即存在一个屈服应力。当流体剪切运动产生的剪切应力小于该屈服应力时,流体将不会发生剪切变形。

湍流流动的截面速度分布特点与普通单相流体的湍流速度分布基本一致,即 在壁面附近区域的速度梯度很大,当进入湍流核心区后,速度梯度变得很平缓。



图 4-5 A 型 CHS 管内流动的截面速度分布



图 4-6 B 型 CHS 管内流动的截面速度分布

比较图 4-5和图 4-6 CHS的截面速度分布,发现B型CHS更容易从层流向湍流 发展,如固相含量为 17.8%的B型CHS,平均流速为 0.77m/s时, *Re_M*=2734;而固 相含量相近的A型CHS (χ=18.6),当平均流速为 2.11m/s时才达到*Re_M*=2843。这 是由两相流中主相的粘度决定的。对于A型CHS,其初始的TBAB溶液浓度比较 高,作为主相的液相的粘度明显大于B型,从而导致相同流速下对应的*Re_M*明显 小于B型CHS。



图 4-7 固相含量对 CHS 管内流动的截面速度分布的影响

图 4-7是等流速下不同固相含量CHS的截面速度分布对比,其中左图为B型 CHS的层流流动,右图为A型CHS的湍流流动。可以发现:层流区内,固相含量 越高,管中心区域的速度分布曲线越"尖";而旺盛湍流区内,固相含量的变化 几乎对速度分布没有影响。可以理解,固相含量的增加使混合物粘度变大(μ_s>μ_l), 粘性越大速度曲线被拉得越长,从而形成越长的尖部。而湍流核心区的速度分布 主要受湍流粘度控制 (μ_t>>μ_m),只有在靠近壁面的粘性层流底层内符合上述规 律。



图 4-8 固相含量对流动形态的影响

对于某一流速范围, CHS管流还存在明显的"再层流化现象", 如图 4-8所示。 也就是说, 在某一特定流速下, 随着固相含量的增加, CHS的流动状态将由湍流 逐渐经过过渡区转变为层流流态。这说明, 在相同流速下, 固相含量的增大有利 于维持流动的层流状态。造成该现象的主要原因在于固相颗粒与液相之间的相互 作用。固相密度大于液相, 当液相进入湍流状态后, 需要将湍流动能传递给固体 颗粒, 使之跟随做相同的湍流运动。在这个过程中, 颗粒吸收(或消耗) 了液相 的湍流动能, 从而使得整体的湍流度降低, 当存在足够比例的固相颗粒后, 甚至 可以使流动重新回到层流状态。

另外一个潜在可能性是颗粒形状的影响。据文献介绍,CHS 晶体颗粒呈长方体或棱柱体结构,这种非对称结构的颗粒在液相剪切力作用下将比较容易保持其轴线与流动速度方向平行的流动姿态,这实际上是抑制液相的湍流度。固相颗粒的浓度越高,这种对湍流的抑制作用越明显。

4.2.2 截面颗粒浓度分布

按流动时颗粒相的浓度分布情况,可将流动分为均匀流(homogenous flow)、 不均匀流(heterogeneous flow)、分层流(stratified flow)及移动床(moving-bed flow)。对管截面上颗粒浓度分布的分析,有助于判断 CHS 管内流动的流动形态。 下面给出不同固相含量的 CHS 在不同流速下充分发展段的颗粒浓度分布情况。

由图 4-9所示的低固相含量的颗粒浓度分布情况可以发现:重力在一定程度 上导致了分层流动,即在垂线方向出现浓度梯度,但影响仅限于靠近壁面很薄的 区域。随着流动速度的增大,出现浓度梯度的区域变得越来越薄,当超出层流范 围后,完全可以忽略重力对流动分层的影响。



图 4-9 x = 2.1%时在不同流速下的颗粒浓度分布



图 4-10 x =8.5%时在不同流速下的颗粒浓度分布



图 4-11 x =18.6%时在不同流速下的颗粒浓度分布

对比图 4-9图 4-10及图 4-11不难发现,从低固相含量到中等固相,重力的影响仅局限在靠近壁面的薄层内;流动速度对颗粒的携带作用明显,当流速超过某一特定值后(该特定速度可以理解为该固相含量下的临界沉降速度),颗粒与液体有很好的跟随性,惯性力远大于重力,由此可以忽略重力对流动的影响。

4.3 流动阻力影响因素分析

从参数敏感性角度分析各参数对于宏观流动阻力的作用。首先对固相含量、 流速、管径三个主要的宏观因素进行正交分析,得出影响程度的大小关系。随后 对比分析了颗粒尺寸对于流动阻力的影响。

4.3.1 流动参数的正交分析

选取固相含量(因素A)、平均流速(因素B)和管径(因素C)三个独立因素进行正交分析,其中因素A、B分别取四个水平值,因素C取两个水平值,选用L16(4³×2⁶)混合水平正交表,因素与水平的对应取值见表 4-1。

因素	A(固相含量 wt%)	B(平均流速 m/s)	C(管径 mm)
一水平	8.5	0.5	16
二水平	13.3	1.0	27
三水平	17.1	1.6	/
四水平	22.2	2.6	/

表 4-1 正交实验因素水平表

农 4-2 L10(4 ^2) 化百小十正义关述及归本					
实验编号	А	В	С	$\triangle P/L$	
1	al	b1	d1	566	
2	al	b2	d1	977	
3	al	b3	d2	1922	
4	al	b4	d2	4252	
5	a2	b1	d2	158	
6	a2	b2	d2	1791	
7	a2	b3	d 1	3046	
8	a2	b4	d 1	4287	
9	a3	b1	d2	1255	
10	a3	b2	d2	2100	
11	a3	b3	d 1	1442	
12	a3	b4	d 1	4882	
13	a4	b1	d1	1470	
14	a4	b2	d 1	2424	
15	a4	b3	d2	1771	
16	a4	b4	d2	3476	
I /4(I /8)	1229.2	854.8	2074.7	35818	
II /4(II /8)	2320.4	1822.9	2402.5	/	
III/4	2419.9	2045.3		/	
IV/4	2285.0	4224.0		/	
极差	490.7	3369.2	327.8	/	

表 4-2 L16 $(4^3 \times 2^6)$ 混合水平正交实验及结果

注:()中的 I /8、 II /8 为二水平因素的计算公式。

根据上述L16(4³×2⁶)混合水平正交表确定的水平组合分别进行模拟,以充分 发展段的单位长度的压降值(△P/L)为考察指标,计算结果见表 4-2。由极差分 析的结果可知,A、B、C三个因素影响程度的大小关系为B>A>C。这说明,管 内流动的平均流速是影响管道阻力的主要因素,影响程度远高于其它两项;固相 含量的作用次之,管道直径的影响最小。

4.3.2 粒径分布对流动阻力的影响

在计算模型中,将颗粒假设为球形,忽略了颗粒的实际形状。在此仅对比不同颗粒直径对于管内流阻的影响。表 4-3 和表 4-4 分别列举了 A 型(中等固相含量)和 B 型(低固相含量)的计算结果。

从计算结果看,除在低固相含量的层流区域有比较明显的差别外,颗粒直径 对宏观阻力的影响有限,压降变化基本在 5%以内。结合第三章中对 CHS 的粒度 分布分析结果,可以判断实际 CHS 管流阻力基本不受颗粒大小的影响。

Pa	II m/s	riangle P/L		
<i>Re_M</i>	0 111/5	ds=0.1mm	ds=0.01mm	ds=0.5mm
200	0.188	150.2	150.2	148.1
751	0.561	435.5	436.8	446.8
3130	2.115	3362.3	3370.4	3339.3
表 4-4 不同题	颗粒直径对	B型 CHS 管	内压降的影响	向(χ=5.9)
Da	U m/s	riangle P/L		
Re_M		ds=0.1mm	ds=0.01mm	ds=0.5mm
1302	0.194	40.9	42.0	45.7
3921	0.587	328.5	329.8	347.0
17995	2.639	3631.0	3631.6	3675.7

表 4-3 不同颗粒直径对 A型 CHS 管内压降的影响 (χ=17.1)

4.4 本章小结

- 对所建立的固--液两相流流动模型的计算精度进行了验证,绝大部分情况的 误差在10%以内,吻合度良好;对误差原因进行分析。
- 2、对 CHS 管内流动的截面速度分布及截面颗粒浓度分布情况进行详细剖析,认为重力沉降对流动的影响有限,可以忽略。
- 3、对影响流动阻力的三个宏观因素(固相含量、平均流速和管径)进行了正交 实验,分析结果表明,平均流速是最主要的影响因素,固相含量的影响次之, 管径的影响最小。
- 4、在 CHS 实际的粒径分布范围内,颗粒直径大小对流动阻力没有明显影响。

参考文献

[1] 肖睿, TBAB 包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研

究所,2008

- [2] Metzner, A. B. and Reed, J. C., Flow of Non-Newtonian fluids correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. A. I. Ch. E. Journal, 1955. 1(4): p. 434-440.
- [3] Skelland, A. H. P., Non-Newtonian Flow and Heat Transfer. 1967, New York: John Wiley & Sons.

5 TBAB 包络化合物浆管内对流换热特性

通过所建立的二维对流传热模型,模拟了水平直管内稳态充分发展的等热流 密度边界条件下的对流换热情况。主要考察平均流速、固相含量、热流密度等对 CHS 的层流及湍流换热的影响。首先用实验数据对模型的精度进行校核,并对 误差原因进行分析。然后分析了 CHS 固--液两相流体相对于单相液体的强化换 热效果,并对管内截面温度分布及颗粒的融化过程进行描述。最后对相变传热过 程中流动与传热的相关性进行简单分析。

5.1 模型验证

使用实验测得的相关物理量(流速、固相含量、热流密度、流体温度及外管 壁温度),可以计算出局部对流换热系数,定义为:

$$h(x) = \frac{\dot{q}}{T_w - T_f} \tag{5.1}$$

对于流动充分发展的直管稳态流动换热,动量边界层在加热入口段已经充分 发展;因为实验采用直接对金属管通电加热的方法可以有效保证定热流边界条 件,所以热边界层经过一段距离后也将达到充分发展状态,此时的局部对流换热 系数在流动方向上变化不大,可以在管长方向上取积分平均得到相变过程中的平 均对流换热系数,其计算公式为:

$$h = \frac{1}{L} \int_0^L h(x) dx \tag{5.2}$$

本文在处理平均对流换热系数的时候,固相含量以测试管段入口平均值为 准,流体温度以管中心热电偶的测量温度代表该截面的平均温度,从而通过公式 (3.4)求出对应的固相含量。如果 CHS 的固相含量在流出测试管之前的某个位 置就已经达到 0,则计算取值范围以入口到该位置点之间为准。为便于对比验证 模型的计算精度,对计算结果的处理也沿用上述方法。

由第四章的流动模型的验证结果可知,所建立的模型可以较好地处理CHS的管内流动问题,在此基础上求解能量方程时,将A型和B型CHS抽象为物性参数不同的两种物质,由此减少计算量。本节仅对不同固相含量的A型CHS在不同流速下的平均传热系数进行对比验证。未特别注明的,计算时取热流密度为22KW/m²,颗粒直径为0.1 mm。因在相变过程中CHS的物性不再是常数(固相含量变化引起混合物中两相比例变化),在计算*Re_M*时采用进口的平均速度和进口温度下对应的物性参数。

对于传热数据采用流动章节使用的分类方法,将实验数据分成低固相含量区 和中等固相含量区两个部分。

◆ 低固相含量区

以 χ=4.7%和 χ=9.5%为例进行对比,结果如图 5-1 所示。可以发现,计算结 果与实验值的规律基本一致,左图中的误差在 5%以内,右图中的最大误差出现 在 u=2.3m/s 附近(为-14%),其余在 7.5%以内。



图 5-1 A 型 CHS 在低固相含量区的平均换热系数对比

第四章中 CHS 管内流动阻力的计算结果表明,在低固相含量区,模型可以 较为准确地模拟管内层流至湍流的流动阻力。在此流动模型基础上求解 CHS 混 合能量方程,得到固--液两相流体的管内平均对流换热情况也达到了令人满意的 精度。

◆ 中等固相含量区

图 5-2 列举了 χ=15.5 和 χ=19.6 两个固相含量下的对比结果。左图中最大误差 出现在 u=5.25m/s 附近 (为-10%),其余在 2%以内;右图的最大误差出现在 u=1.75m/s 附近 (达-17%),其余在 8.5%以内。

对中等固相含量区对流换热的计算结果达到了工程应用的精度要求,从变化 趋势看,上述较大误差的出现带有一定的偶然性。



图 5-2 A 型 CHS 在中等固相含量区的平均换热系数对比

5.2 固-液相变强化传热效果

本文 2.4 节曾对 CHS 管内对流强化换热的机理进行过理论分析,认为固相颗 粒在相变过程中潜热的释放相当于增大了两相混合流体的表观比热容,有效遏制 了壁面温度的升高(定热流密度边界条件),从而强化了换热。本节通过对计算 结果的分析,深入了解强化换热过程。

5.2.1 沿程局部换热系数的强化规律

定义局部强化传热比*k(x)=h(x)_m/h(x)_l*, 描述CHS相对于单相溶液的强化换热性能。其中*h(x)_m*为CHS相变过程中的局部对流换热系数, *h(x)_l*为单相TBAB溶液的局部对流换热系数。



图 5-3 沿流动方向相变强化传热规律

沿流动方向相变强化传热的规律如图 5-3 所示。在相同Re_M下,固相含量不同、流态不同,表现出的强化特性不同。对于低固相含量的湍流换热,进口热边界层发展段内,*k(x)*逐渐增大,随后保持在一个固定值。这是因为单相流体同样存在进口强化作用,随着热边界层的形成,入口强化作用逐渐减小,颗粒强化作用愈加明显。当换热到达稳定状态后,在旺盛的湍流作用下,换热的强化主要来自于颗粒相变潜热的释放。曲线后半段的上扬趋势说明,随着颗粒相变潜热的释放。黄援近尾声,流体的粘度逐渐变小,导致雷诺数逐渐变大,强化作用来源于物性变化导致的流速增大。

对于中等固相含量的层流换热, *k(x)*经历了先迅速升高后逐渐下降,最后趋于平稳的变化趋势。相同的解释同样适用于层流换热。入口段的强化作用使*k(x)*处于较低值;随着热边界层的发展,颗粒相变潜热释放引起的强化作用趋于主导;相变传热后期,混合流体的物性变化在一定程度上增大了流速(入口*Re_M*相同),从而满足层流区内流速越大换热越好的一般规律。

5.2.2 平均对流换热的强化规律

定义平均强化传热比*k=h_m/h_l*, 描述CHS相对于单相溶液的强化换热性能。其中*h_m*为CHS相变过程中的平均对流换热系数, *h_l*为单相TBAB溶液的平均对流换 热系数。



图 5-4 层流流动 CHS 的强化换热效果

如图 5-4 所示,在层流流动区域,随固相含量的增大,CHS的强化换热效果更加明显。这是因为固相含量越高的CHS流体储存了越多的相变潜热。低固相含

量区k变化平缓,存在一个先升后降趋势,在Re_M=1000~1500 取得最大值。中等固相含量区,k值随Re_M的增大而增大。结合k(x)的变化规律不难理解: k值对Re_M表现出的不同敏感度主要是由于融化后期混合流体物性变化导致流速变化,甚至流态变化(固相含量越高,相变过程中物性变化越剧烈)。

图 5-5 展示了CHS在湍流流动时的强化换热效果。整体而言, k对Re_M的变化 不敏感;中等固相含量区的k值明显高于低固相含量区。相对于层流换热,湍流 流动本身就具有较高的换热能力,因此由物性变化引起流速变化所带来的影响被 削弱了,表现为对Re_M的弱敏感性。



图 5-5 湍流流动时 CHS 的强化换热效果

综合层流与湍流的计算结果,发现 CHS 固--液相变过程相对于纯溶液(单相)的强化换热比保持在 1.5~3.5 之间,强化换热效果明显。

5.3 管内对流换热特性分析

5.3.1 截面温度分布

通过截面温度分布情况,可以判断热量在半径方向的传递情况。图 5-6 为 χ=9.5%在进口平均为1.22m/s时不同截面处的流体截面温度分布。流动处于层流 状态,从管壁导入的热量只能通过液体及颗粒的导热向管中心传递,导致在壁面 附近的温度梯度很大,而管中心处的温度梯度很小。对比沿程几个截面的温度分 布可以发现流体被加热而升温的趋势,壁面向管中心"层层"升温。同时,颗粒 相变潜热的释放,延缓了流体温度的升高。



图 5-6 定热流密度边界下层流换热截面温度分布





图 5-7 定热流密度边界下湍流换热截面温度分布

图 5-7 为湍流时的截面温度分布(u=2.98m/s)。整体上看,流体的温度梯度 明显变小,尤其是在热边界层以外至管中心的大部分区域,混合流体的温度基本 为均匀上升。湍流扰动强化了径向的热量传递,使截面的温度区域均匀,只是因 为相变潜热的存在而延缓了流体温度上升的速度。

5.3.2 颗粒的融化过程

图 5-8 和图 5-9 分别描绘了不同固相含量的 CHS 在层流和湍流流场中的融化 全过程,横坐标可以理解为无量纲时间。图中每组数据包含两条曲线——融化起 始线和融化结束线,起始线左下方为未融化区,结束线右上方为完全融化区,而 两条曲线之间的区域为正在融化区。



图 5-8 层流时颗粒的融化过程

对比层流流动时的两组融化曲线可以发现,低固相含量的 CHS,不论是融化 开始还是融化结束,都要比中等固相含量的早,相应的正在融化区也较小。不难 理解这是由 CHS 所携带的潜热量决定的。



图 5-9 层流时颗粒的融化过程

湍流时的融化曲线有自己明显的特点:融化开始的早,结束的快,整个正在 融化区很"饱满"。这说明湍流换热效果好,表现在两个方面,即从壁面获得的 热量多(对流换热系数大),将热量在整个流场中传递的快(湍流扩散)。

5.4 对流换热影响因素分析

为方便对比,引入无量纲温度 $\theta = \frac{k_{eff}(T - T_i)}{\dot{q} \cdot R}$, T_i 为混合流体的入口平均温度,

则*θ_w和θ_f*分别代表无量纲壁面温度和无量纲流体平均温度。通过计算获得同一截 面上的速度及温度分布后,采用下式确定该截面上流体的平均温度:

$$T_f = \frac{\int_{Ac} c_{p,m} \rho T u dA}{\int_{Ac} c_{p,m} \rho u dA}$$
(5.3)

其中,相变过程的等效混合物比热容计算式为 $c_{p,m} = \frac{Q_L \cdot \chi}{T_2 - T_1}$ 。

由第二章对 CHS 强化换热的机理分析知,理论上有几个参数决定着 CHS 管 内对流换热的性能,如平均流速、速度分布、温度梯度、等效比热容等。平均流 速主要通过影响 CHS 管内流动形态(层流、湍流)影响换热能力,在相同流态 内速度越大换热越好。湍流流动时的湍流度,改善了速度矢量与温度梯度之间的 协同关系,从而增强了换热效果。实际的作用效果可参见 5.1 节。

相变过程的等效比热容实际上由相变潜热值、固相含量以及相变温度区间 (与固相含量呈正比,但非线性)决定。对于CHS,其相变过程的物性为定值。 固相含量的增大使*c_{p,m}*增大,有利于增强换热,该结论也可以从 5.1 节的计算结 果中得到。A型与B型对比,二者的相变潜热值相当,但在相同固相含量下A型 的相变温度区间小于B型,所以A型的换热将略优于B型,这为实际应用时选择A 型还是B型CHS作为潜热输送介质提供了选择依据。

另外热流密度、颗粒直径以及相变潜热量等因素也可能对换热性能造成影响,下面就针对这三个参数分别进行分析。

5.4.1 热流密度对换热性能的影响

改变对流换热的热边界条件,选择三个热流密度值进行对比计算,层流时的 计算结果如图 5-10 所示。由图可以发现,即使热流密度在较大范围内变化,对 管壁温度及流体平均温度的影响有限,三组数据之间的最大偏差在 2%以内。这 说明热流密度变化对 CHS 管内层流对流换热性能的影响可以忽略。



图 5-10 层流时热流密度变化对温升的影响

图 5-11 描绘了热流密度变化对湍流换热性能的影响。图中可以看出,增大热流密度,使壁面温度升高,而对流体的平均温度则没有明显影响;通过计算,二者换热系数的变化在 6%以内。出现了热流密度升高换热系数反而略微下降的现象。这意味着增大外界的热流密度并不能提高换热性能。

类似的结论在乙二醇冰浆的管内对流换热实验中也出现过^[1]。但作者还无法 给出其内在原因。



图 5-11 湍流时热流密度变化对温升的影响

5.4.2 粒径分布对换热性能的影响

考虑粒径对层流换热的影响时,不可避免地要讨论微对流导热强化作用^[2,3]。 作为潜热型功能流体,CHS与MPCM(相变微胶囊)相比,在传热过程中的最大 不同之处在于相变传热的同时发生固—液相间的传质。这意味着固相颗粒与周围 液体之间发生相对运动时(如剪切力下的自旋运动,碰撞后的加速运动等等)所 引发的微对流导热强化现象,在CHS相变过程中不再是常数,而是随颗粒直径变 化而变化,在相变结束后期逐渐趋于零。据文献资料,当*D/d_s*>200时,颗粒对层 流换热*Nu*的影响小于 3%^[4]。根据本文实验测定的CHS粒径分布,有 90%的颗粒 在此范围以内。由此,为简化计算量,本文仅定性验证粒径的影响。



图 5-12 颗粒直径变化对 Nu 的影响

由图 5-12 不难发现,不管流动状态是层流还是湍流,对流换热 Nu 数都经历 了从入口段强化到热边界层充分发展的稳定传热的过程。层流时,粒径变化对 Nu 基本没有影响,可以忽略,这也验证了文献[4]的结论。湍流时,较大粒径的 颗粒具有较好的换热效果,在相变后期可增强 10%左右的换热性能。不难理解, 较大的颗粒对流场的扰动更强,这种强扰动效果胜过颗粒数的作用。



5.4.3 潜热值对换热性能的影响

图 5-13 不同相变潜热值对换热的影响

图 5-13 描述了三个不同潜热值对换热性能的影响。在相同流速及相同固相含量下,潜热值越小,其壁面温度和流体平均温度的升温速度越快。这是因为潜热值大小决定了流体的热容量,流体热容越小,越容易被加热而升温。

5.5 流动与换热相关性分析

在有换热的条件下,管截面上的温度分布是不均匀的。因为温度会影响粘度, 所以截面上的速度分布与等温流动的分布将有所不同,表现为换热时速度分布的 畸变现象,而且畸变现象在层流与湍流应该有所区别。

◆ 层流换热

图 5-14 描述了层流换热时,混合流体温度的变化对流动的影响。换热入口处 流体的温度保持不变,此时流动已充分发展,速度分布呈抛物线型。随着换热的 进行,热边界层充分发展,换热达到稳定状态,此时的截面温度呈梯度分布,靠 近壁面处的温度高,管中心处温度低。管壁附近较大的温度梯度使得该区域的流 体粘度也存在梯度。对于 TBAB 水溶液,其粘度随温度升高而降低,由此导致 近壁面处的流速高于等温曲线。而近壁处流速的增加又会反过来强化该区域的对流换热。



图 5-14 层流状态下传热对流动的影响

◆ 湍流换热



图 5-15 层流状态下传热对流动的影响

图 5-15 展示了湍流换热时混合流体流速与温度之间的相互关系。与层流不同,湍流换热时的流动边界层和热边界层都很薄,较大的速度梯度和温度梯度会出现在近壁层中。相同的原因,近壁热边界层中较大的温度梯度使得该区域内流体的粘度发生较大的变化,间接使增大了该区域内的流速;而流速的增大又对该区域内的换热产生强化作用。二者互为因果,相辅相成。

5.6 本章小结

- 1、通过实验对所建立的管内对流换热的二维轴对称对模型的精度进行了验证, 误差在10%以内,吻合度良好;并对误差产生的原因进行了分析。
- 2、CHS 固--液两相流相对于纯溶液有明显的强化换热作用,强化换热比保持在 1.5~3.5 之间。
- 3、通过对管内截面流体温度分布的计算,展示了热量的传递过程,同时得到相 变过程的三个区域,即未融化区、部分融化区和完全融化区。
- 4、分析了对流换热的影响因素。平均流速、固相含量、潜热是主要因素,与换 热强化成正比关系;热流密度对换热的影响不大;在实验所得 CHS 的粒径分 布范围内,层流换热时颗粒大小不会对换热产生明显影响,湍流时较大颗粒 可以增强换热。
- 5、在换热过程中,流体温度变化导致截面速度发生畸变,而变换化了的速度场 又对换热产生促进作用,流动与换热之间互相影响,相辅相成。

参考文献

- Niezgoda-Zelasko, B., Heat transfer of ice slurry flows in tubes. International Journal of Refrigeration, 2006. 29: p. 437-450.
- [2] Charunyakorn, P., Sengupta, S., and Roy, S. K., Forced convection heat transfer in microencapsulated phase change material slurries: flow in circular ducts. Inter. J. Heat Mass Transfer, 1991. 34(3): p. 819-833.
- [3] Zhang, Y. P., Hu, X. X., and Wang, X., Therotical analysis of convective heat transfer enhancement of microencapsulated phase change material slurries. Heat and Mass Transfer, 2004. 40: p. 59-66.
- [4] 张寅平, 胡先旭, 郝磬, et al., 等热流圆管内潜热型功能热流体层流换热的内热源模型及应用. 中国科学(E辑), 2003. 33(3): p. 237-244.

6 TBAB 包络化合物浆两相流模型应用

固一液两相流的实际应用中最为关心两方面的问题,一是流动安全问题,二 是输送过程的能耗问题。因为固相与液相之间存在密度差,不可避免地会出现颗 粒的沉降或上浮,如果流动不能在安全区域,则可能会因为颗粒的堆积而造成管 道堵塞,产生安全隐患。另一个方面,作为能量的载体,希望在提高载冷密度的 同时降低输送泵的功耗。鉴于以上两点,结合本文所建立的 CHS 管内流动与传热 两相流模型,对流动安全性及输送泵功的优化给出建议。

6.1 CHS 的潜热安全输送

固--液两相混合流体在管内流动时,按两相的分层情况可以分为均匀流、非 均匀流和移动床,如图 6-1所示。



图 6-1 固--液两相流动形式示意图

因存在密度差,颗粒相在静止的液相中作沉降(或上浮)运动,最终导致分层现象。为验证CHS中颗粒沉降效应对流动的影响,巫术胜进行了静置沉积实验,结果如图 6-2所示。通过计算得到实验条件下CHS的分层速度为 1.21×10⁻⁴m/s。



图 6-2 静置沉积实验示意图^[1]

当流体处于流动状态,液相对颗粒产生携带作用,使颗粒跟随流体向前运动。

为了不让沉降(或上浮)的颗粒堆积并堵塞管道,工程上往往采用经验公式得到一个临界安全速度。如表征惯性力和重力相对大小的无量纲 Froud 数,其定义为

$$Fr = \frac{u^2}{d_s g\left(\frac{\rho_s}{\rho_l} - 1\right)} \tag{6.1}$$

当Fr>15 时,可将固--液两相流归为水力输送问题^[2],由此可以推算出一个大致的安全流速范围(>2.84×10⁻²m/s)。

由前期研究成果可知,TBAB CHS属于Bingham非牛顿流体,固相含量增大 时非牛顿特性更加明显,即存在屈服剪切应力τ₀。这意味着从颗粒粒径分布角度 出发,可以将较大颗粒看作是在Bingham流体中的沉降。这与颗粒在牛顿流体中 的沉降有明显的不同:由于无滑移边界条件,颗粒在发生沉降的同时必然会引起 周围液体的流动。所以颗粒沉降的必要条件是其表面邻域内的液体应满足屈服应 力条件。如果不满足这一条件,即使固--液相间存在密度差,颗粒也不会发生沉 降,而是稳定地悬浮在液体中,表现为"自然悬浮状态"。颗粒在Bingham液体 中悬浮的临界条件为^[3]

$$\frac{\rho_s}{\rho} \le 14.25 \frac{\tau_0}{gd_p \rho} + 1 \tag{6.2}$$

按此公式的估算,对于 A 型和 B 型 CHS,都存在一定数量的较大颗粒可以 发生沉降。则颗粒的沉降速度可由下式计算:

$$u_{deposit} = \frac{d_s}{\eta} \left[0.0702gd_s \left(\rho_s - \rho_l \right) - \tau_0 \right]$$
(6.3)

将CHS看作Bingham单相流体,使用文献[4]实验得到的物性参数,结合本文测试得到的CHS粒径分布规律,根据公式(6.3)计算可以得到临界沉降速度。 对于A型CHS,粒径大于 0.1mm,临界沉降速度为 2.05×10⁻⁵;B型直径大于 0.2mm 的颗粒,沉降速度为 8.1×10⁻³。

显然,通过 *Fr* 数计算得到的临界安全速度并没有体现固相含量的影响,只可用于粗略的工程估算,巫术胜的沉降实验也仅针对一种固相含量,颗粒在非牛顿流体中的沉降经验公式也仅适用于静止液体,对比三者得到的结果相去甚远,说明上述方法都未能真实反映 CHS 流动过程中的沉降情况。

另外一种有效可行的方法,因为临界沉降速度用于表征流动从移动床向非均 匀流的转变,如图 6-3所示,所以可以结合截面速度分布曲线和浓度分布曲线, 得到更为准确的临界沉降速度值。



图 6-3 固--液两相流的截面浓度分布及速度分布示意图

采用本文建立的固--液两相流模型,以充分发展的管内流动情况为依据,从 截面流速分布及截面颗粒浓度分布中判断出临界沉降速度,A型和B型CHS的计 算结果如图 6-4所示。曲线的右上方为非均匀流及均匀流区域,左下方过渡为移 动床流动。



图 6-4 CHS 管内流动的沉降速度变化

从图中不难发现,临界沉降速度值与固相含量密切相关,整体呈现随固相含量的增加而减小的趋势。这是 CHS 混合流体宏观流动时非牛顿特性的表现。低固相含量区,其非牛顿特性比较弱,为保持大多数颗粒良好的跟随性,需要较高

的临界沉降速度。而随着固相含量的增大,细小颗粒与液相均匀混合呈现出较强的非牛顿特性。由于屈服应力的存在,部分较大颗粒保持自然悬浮状态,只有少数更大粒径的颗粒需要满足临界沉降速度条件才能避免出现明显的移动床流动。因为 A 型和 B 型 CHS 的两相物性参数不同,表现的宏观非牛顿粘性不同,导致在粒径分布范围内的临界沉降速度略有差别。

综上,只要保证 CHS 的流速大于临界沉降速度,便可以实现 CHS 的安全输送。由计算结果知,无论 A 型还是 B 型 CHS,其临界沉降速度都比较小,也就是说在大多数情况下不会因为颗粒的沉降而造成管道堵塞。这也是 CHS 相对于 冰浆作为潜热输送材料的一大优势。

6.2 CHS 的潜热优化输送

在本文第四章中曾讨论过影响 CHS 管内流动阻力的几个重要参数,结论是 CHS 的平均流速是最主要的影响因素,固相含量次之,管径最小,粒径分布的 影响可以忽略。同时发现,CHS 流动过程中存在"再层流化现象",即随着固相 含量的增大,使得原本已经处于湍流的流动重新回到层流状态。但是显然不是固 相含量越大越容易输送。由此可以推知,对于特定的输送管径一定存在一个最佳 的流速和固相含量范围,使得在这个范围内可以消耗最低的泵功却能输送更多的 冷量。下面就针对这一问题,以输送相同冷量的冷水为对比参考,对 CHS 潜热 输送特性进行计算。

当冷负荷一定时,载冷介质的载冷密度与其流量呈反比。对 CHS 这类潜热 型载冷介质来说,单位载冷密度是换热温差和固相含量的函数。如果保持换热温 差恒定(实际工况大多属于这一情况),那么固相含量高低将决定载冷介质的循 环流量大小。以 7℃供冷 12℃回水,5℃换热温差为例,采用 De=32 管道进行冷 量输送,假设输送冷量分别为 10kW、25kW 和 40kW,则对应的冷冻水循环流速 为 0.84m/s、2.1m/s 和 3.3m/s。

冷冻水的热焓只包含显热部分,可以方便求得。CHS的热焓可以根据固相含量与温度之间的对应关系,与温度之间建立确定的数学计算式。在CHS由纯溶液的*T*₁状态变化到固-液两相的*T*₂状态的过程中,所释放的热量就等于CHS在*T*₁和*T*₂两个状态之间的焓差,它包括液相显热、固相显热、以及相变潜热等三部分。根据能量平衡,可写出对应初始浓度相平衡温度为*T*₀的CHS在温度*T*₂和*T*₁之间的焓差:

$$\Delta h(T_0, T_1, T_2) = c_{\rm ps} \int_{T_0}^{T_2} \chi(T_0, T) dt + c_{\rm pl} \int_{T_0}^{T_2} \left[1 - \chi(T_0, T) \right] dT + \chi(T_0, T_2) Q_{\rm L} + c_{\rm pl} \left(T_0 - T_1 \right)$$
(6.4)

式(6.4)就是通过固相含量来计算 CHS 焓差的数学表达式。把式(3.4)入上式可得:

$$\Delta h(T_0, T_1, T_2) = \int_{T_0}^{T_2} \left[\left(c_{\rm ps} - c_{\rm pl} \right) \frac{x(T_0) - x(T)}{x_{\rm c} - x(T)} + c_{\rm pl} \right] dT + Q_{\rm L} \frac{x(T_0) - x(T_2)}{x_{\rm c} - x(T_2)} + c_{\rm pl} \left(T_0 - T_1 \right)$$
(6.5)

式(6.5)就是用溶液浓度来表示的 CHS 的焓差计算式。由于 CHS 中的水溶液 浓度与相应的相平衡温度是一一对应的关系,把对应关系式(3.1)或式(3.2) 入式(6.5)即可根据测得的相平衡温度计算出 CHS 的焓差。本文中以 12℃液体 溶液的焓值为计算基准。



图 6-5 CHS 与冷水的输送阻力比较

B型CHS的计算结果如图 6-5所示。很明显,在输送相同冷量的前提下,CHS 的输送泵功耗在载冷密度约为 70kJ/kg时出现一个最小值,对应的固相含量约为 0.26。

6.3 本章小结

- 对于 CHS 管内输送问题,存在一个随固相含量变化而变化的临界沉降速度值, 输送过程中只要保证流速大于该临界值,就可以避免因颗粒沉降而造成的管 道堵塞问题,从而确保输送安全。
- 2、与冷水显热输送相比, CHS 潜热输送存在一个最佳的固相含量范围(χ=26%

附近),在该范围内可以实现最大的输送泵功节能效果。

参考文献

- [1] 巫术胜, 水合物潜热输送材料的流动与传热特性研究, 硕士, 中国科学院广州能源研究 所, 2006
- [2] Niezgoda-Zelasko, B. and Zalewski, W., Momentum transfer of ice slurry flows in tubes, modeling. International Journal of Refrigeration, 2006. 29: p. 429-436.
- [3] 岳湘安, 郝江平, 陈家琅, 固体颗粒在宾汉姆流体中的阻力系数和沉降速度. 石油钻采 工艺, 1993. 15(1): p. 1-8.
- [4] 肖睿, TBAB包络化合物浆的管内流动和传热特性研究, 博士, 中国科学院广州能源研究 所, 2008

7 结论与展望

本文针对潜热输送用 TBAB 包络化合物浆的两相流特征,从固--液两相之间 相互作用的角度,建立了模拟 CHS 3-D 流动和 2-D 对流换热的固--液两相流模型。 搭建了 TBAB CHS 流动与传热实验台,对所建模型的计算精度进行了实验验证。 结果表明,无论是对管内层流流动还是湍流流动,计算得到的流动阻力和对流传 热系数都与实验值有较好的吻合。通过对管内固--液两相流动的发展及换热特性 分析,得到了一些有价值的结论。在深入探讨 TBAB CHS 管内流动与传热特性 的同时,提出一些想法,为下一步相关工作的开展提供参考。

7.1 主要结论

- 建立的描述 CHS 流动本质的固--液两相流 3-D 模型,采用相间滑移速度描述 相间相互作用力;定义的颗粒相固相剪切粘度,实现了两相模型控制方程组 的封闭。对流传热简化为 2-D 轴对称模型。通过在连续性方程和能量方程中 添加源项,实现对相变时传热传质的描述;将颗粒粘度设置为固相含量的函 数。经实验验证,该两相流模型可以较好地描述 CHS 的管内流动与换热问 题,为深入研究 CHS 的流动和传热等传输机理提供了一种有效途径。
- 基于等效比热容的概念,从源强化换热及场协同理论出发,揭示了 CHS 这 类潜热型功能流体强化换热的物理机制。即层流时,相变潜热的存在等效于 混合流体表观比热容的增大,相当于增强了导热源项,从而强化了换热;湍 流时,在源强化的基础上,湍流度改善了速度场与温度场的协同关系,从而 进一步提高了换热。
- 3. 借助本文的 3-D 流动模型,详细剖析了 CHS 管内流动时充分发展段的截面 速度分布及截面颗粒浓度分布特征。截面速度分布规律与普通牛顿流体相 似,但在较高固相含量的层流流动区域出现了"塞状流"特征,表明此时的 混合流体具有非牛顿流体特性。分析颗粒浓度对流态的影响时发现了"再层 流化现象"。截面颗粒浓度分布情况表明,在低流速时出现分层现象,随着 流速的增大,重力对流动的影响可以忽略。同时,速度分布结合颗粒浓度分 布有效预测了临界沉降速度,该临界速度是固相含量的函数,这为 CHS 的 安全输送提供了有力数据。
- 对影响流动阻力的三个宏观因素(固相含量、平均流速和管径)进行了正交 分析,结果表明,平均流速是最主要的影响因素,固相含量的影响次之,管 径的影响最小。在 CHS 实际的粒径分布范围内,颗粒直径大小对流动阻力

没有明显影响。

- 5. 借助本文的 2-D 对流传热模型,分析了 CHS 的强化换热作用。结果表明固--液两相流相对于纯溶液有明显的强化换热作用,强化换热比保持在 1.5~3.5 之间。通过对管内截面流体温度分布的计算,展示了热量的传递过程,同时 得到相变过程的三个区域,即未融化区、部分融化区和完全融化区。
- 6. 分析了对流换热效果的影响因素。平均流速、固相含量、潜热是主要因素, 与换热强化成正比关系;热流密度对换热的影响不大;在实验所得 CHS 的 粒径分布范围内,层流换热时颗粒大小不会对换热产生明显影响,湍流时较 大颗粒可以增强换热。
- 在 CHS 的相变传热传质过程中,流体温度变化使物性发生变化从而导致截 面速度发生畸变,而变换化了的速度场又对换热产生促进作用,流动与换热 之间互为因果,相辅相成。
- 与冷水显热输送相比,CHS 潜热输送存在一个最佳的固相含量范围,在该范围内可以实现最大程度的输送泵功节能效果。

7.2 工作展望

◆ 两相流模型方面

通过对本文所建立的固一液两相流模型的深入剖析,证明该模型可以较好的 模拟 CHS 管内流动与换热的基本情况,但因基本数据不完善等原因,对实际情况 作了一些人为假设或采用了经验公式,这些都对模型精度的不确定因素。随着数 据的进一步完善,以及相关计算方法的发展,模型的精度还有较大的提升空间。 主要包含以下几个方面:

- 1) 固相粘性经验公式需要针对 CHS 进行修正;如果有充足的数据,可以拟合出 适用于 CHS 的固相粘度公式。
- 2)颗粒形状对流动及传热的影响不容忽略,球形化假设(或通过形状因子进行 修正)是目前广泛采用的方法。希望能在相关领域有所突破。
- 3) 对固相颗粒与周围流体的相间传热过程进行分析,这将有利于提高模型对层 流换热的适应性。
- 4) CHS 的颗粒粒径在一定范围内分布,细小颗粒更容易与液体形成均匀混合的 悬浮流体,从而表现出一定的非牛顿特性,由此可以将 CHS 看作是由较大颗 粒和非牛顿流体组成的非牛顿液一固两相混合物。这虽增加了模型的复杂程 度,但不失为一个研究 CHS 流动与换热问题的新思路。

◆ 应用方面

在进行实验验证的过程中,发现实验规模的 CHS 系统存在一些问题,需要在 今后的工作中加以攻关。

- CHS 生成过程中的动力学特性和传热特性研究。在 CHS 生成过程中,TBAB 包 络化合物晶体容易在换热器的冷壁面上粘附堆积,从而使换热状况恶化,因 此生成 CHS 的过程比融化 CHS 的过程要困难得多,二者所表现出来的微观动 力学特性也有很大的不同。
- 2) CHS 存储过程的动态特性研究。CHS 还可以用于蓄冷系统,结合峰谷电价优 惠政策实现良好的经济效益。由此,对 CHS 在蓄冰槽内的动态储存特性的研 究势在必行。
- 3) CHS 对各种常规材料的腐蚀特性及缓蚀剂研究。TBAB 水溶液是一种铵盐溶液, 在与输送管道、泵及换热器部件等的长期接触中可能会出现腐蚀问题。现有 实验证明, TBAB 溶液对碳钢、铜等金属有一定的腐蚀性。因此, TBAB 溶液 对这些常规材料的腐蚀特性,以及相应的缓蚀剂研究就成了一项必不可少的 应用基础研究内容。

```
附 录
```

附录 A: 流动计算程序

#include "udf.h"
#define T_MELT 285.
#define T_set 284.86

```
DEFINE_PROPERTY (mu_s,cell,sec_th)
{
   Thread *pri th, *sec th;
    real mu_s, mu_s, col, mu_s, kin, mu_s, b;
    real g_0, fi_0;
    pri_th = THREAD_SUB_THERAD(mix_th,0);
    sec_th = THREAD_SUB_THREAD(mix_th.1);
    if (C_T(cell, mix_th)>=T_set & C_T(cell, mix_th)<=T_MELT)
    {
        g = 1/(1-power(C VOF(cell, sec th)/0.63, 0.333));
        fi 0 = power(C Velocy(cell, sec th), 2)/3;
        mu s,col=0.00000858*C R(cell, sec th)*C VOF(cell, sec th)*g 0*power(fi 0, 0.5);
        mu_s,kin=0.00000972*C_R(cell,sec_th)*power((1+1.52*C_VOF(cell, sec_th)* g_0),2);
        mu_s,b = 0.0001429* C_R(cell, sec_th)* C_VOF(cell, sec_th)* g_0* power(fi_0, 0.5);
        mu_s = mu_s,col + mu_s,kin + mu_s,b;
    }
    else {mu_s=0;}
    return mu_s;
}
```

附录 B: 传热计算程序

#include "udf.h"
#define T_MELT 285.
#define LAT_HT 193500.
#define T_set 284.86
#define k_s=0.42
#define k_l=0.34

```
DEFINE_SOURCE (liq_src, cell, pri_th, dS, eqn)
{
 Thread *mix th, *sec th;
 real m_dot_l;
 mix_th = THREAD_SUPER_THREAD (pri_th);
 sec_th = THREAD_SUB_THREAD (mix_th, 1);
 if (C T(cell, mix th)>=T set & C T(cell, mix th)<=T MELT)
  {
   m_dot_l=-0.1*C_VOF(cell,pri_th)*C_R(cell,pri_th)*
                      fabs(C_T(cell,pri_th)- T_MELT)/T_MELT;
   dS[eqn] = -0.1*C_R(cell, pri_th)*fabs(C_T(cell, pri_th) - T_MELT)/T_MELT;
  }
 else
  ł
   m dot 1=0.;
   dS[eqn]=0.;
  }
 return m_dot_l;
}
DEFINE_SOURCE (solid_src, cell, sec_th, dS, eqn)
{
 Thread *mix th, *pri th;
 real m_dot_s;
 mix_th = THREAD_SUPER_THREAD(sec_th);
 pri_th = THREAD_SUB_THREAD(mix_th, 0);
 if(C_T(cell, mix_th)>=T_set & C_T(cell, mix_th)<=T_MELT)
  {
   m_dot_s=0.1*C_VOF(cell,pri_th)*C_R(cell,pri_th)*
                  fabs(C_T(cell,mix_th)- T_MELT)/T_MELT;
   dS[eqn] = 0.;
  }
 else
  {
   m_dot_s=0.;
   dS[eqn]=0.;
  }
```
```
return m dot s;
}
DEFINE_SOURCE (enrg_src, cell, mix_th, dS, eqn)
{
 Thread *pri_th, *sec_th;
 real m dot;
 pri_th = THREAD_SUB_THREAD(mix_th, 0);
 if(C_T(cell, mix_th)>=T_set & C_T(cell, mix_th)<=T_MELT)
  {
   m dot=-0.1*C VOF(cell,pri th)*C R(cell,pri th)*
                       fabs(C_T(cell,pri_th)- T_MELT)/T_MELT;
   dS[eqn] = -0.1*C_VOF(cell, pri_th)*C_R(cell, pri_th)/T_MELT;
  }
 else
  {
   m dot=0.;
   dS[eqn]=0.;
  }
 return LAT_HT*m_dot;
}
DEFINE PROPERTY(mu_s,cell,sec_th)
{
   Thread *pri_th, *sec_th;
   real mu_s, mu_s, col, mu_s, kin, mu_s, b;
   real g 0, fi 0;
   pri_th = THREAD_SUB_THERAD(mix_th,0);
   sec th = THREAD SUB THREAD(mix th.1);
   if(C T(cell, mix th)>=T set & C T(cell, mix th)<=T MELT)
    {
       g = 1/(1-power(C VOF(cell, sec th)/0.63, 0.333));
       fi 0=power(C Velocy(cell, sec th), 2)/3;
       mu_s,col=0.00000858*C_R(cell, sec_th)*C_VOF(cell, sec_th)*g_0*power(fi_0, 0.5);
       mu_s,kin=0.00000972*C_R(cell,sec_th)*power((1+1.52*C_VOF(cell, sec_th)*g_0),2);
       mu_s,b=0.0001429*C_R(cell, sec_th)*C_VOF(cell,sec_th)*g_0*power(fi_0, 0.5);
       mu s= mu s,col+mu s,kin+mu s,b;
```

```
}
              else
               {
                             mu s=0;
               }
              return mu s;
}
DEFINE_PROPERTY(k_eff, cell, sec_th)
 {
              Thread *pri_th, *sec_th;
              sec th = THREAD SUB THREAD(mix th,1);
              k_eff=1.01*(2+(k_s/K-l)+2*C_VOF(cell,sec_th)*((k_s/k_l)-1))/(2+(k_s/K-l)-C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)+2*C_VOF(cell,sec_th)
c_th)* ((k_s/k_l)-1));
              return k eff;
}
DEFINE ADJUST(vof adjust, d)
 {
      Thread *sec_th;
      real m_dot;
      sec_th=THREAD_SUB_THREAD(mix_th,1);
      if(C_T(cell, mix_th)>=T_set & C_T(cell, mix_th)<=T_MELT)
       {
              m_dot=0.1*C_VOF(cell,sec_th)*C_R(cell,sec_th)*
                                                                         fabs(C_T(cell,sec_th)- T_MELT)/T_MELT;
              dS[eqn]=0.1*C_VOF(cell,sec_th)*C_R(cell,sec_th)/T_MELT;
       }
      else
        {
              m_dot=0.;
              dS[eqn]=0.;
       }
      C_VOF(cel, sec_th) = C_VOF(cel, sec_th)- m_dot;
}
```

攻读博士学位期间发表的文章目录

期刊论文

- 1. 宋文吉,肖睿,何世辉,黄冲,冯自平.包络化合物浆管内流阻特性的初步研究. 工程热物理学报,2009,30(1):81-82.(EI)
- 2. 宋文吉,肖睿,董凯军,何世辉,黄冲,冯自平.TBAB 包络化合物浆水平管内的 传热特性研究.工程热物理学报.已录用.
- Song Wenji, Xiao Rui, Huang Chong, He Shihui, Dong Kaijun, Feng Ziping. Experimental Investigation on TBAB Clathrate Hydrate Slurry Flows in a Horizontal Tube: Forced Convective Heat Transfer Behaviors. International Journal of Refrigeration. Available online 13, May. (SCI+EI)
- 4. 邹得球, 宋文吉, 肖睿, 何世辉, 黄冲, 董凯军, 冯自平. 石蜡乳状液储热技术研 究进展与应用前景. 现代化工, 2008, 28(7):12-15. (EI).
- 5. 青春耀, 宋文吉, 徐今强, 肖睿, 董凯军, 冯自平. 四丁基溴化铵包络化合物浆 固相含量的电导率法测量研究, 仪器仪表学报, 2009, 30(3):542-547. (EI)
- 6. 肖睿, 宋文吉, 黄冲, 何世辉, 董凯军, 冯自平. TBAB 包络化合物浆水平管内流 动再层流化现象. 工程热物理学报. 已录用.
- Xiao Rui, Song Wenji, Huang Chong, He Shihui, Dong Kaijun, Feng Ziping. Experimental Investigation on TBAB Clathrate Hydrate Slurry Flows in a Horizontal Tube: Flow Behavior and Rheological Model. International Journal of Refrigeration. Submitted.

会议论文

- 1. 宋文吉,肖睿,何世辉,黄冲,冯自平.包络化合物浆管内流阻特性的初步研究.工程热物理学会多相流年会,2007,大庆. P:615-617
- Wenji Song, Rui Xiao, Chong Huang, Shihui He, Kaijun Dong, Ziping Feng. Heat transfer of TBAB slurry in horizontal tube. 8th IIR Gustav Lorentzen Conference on Natural Working Fluids, 2008, Copenhagen.
- 2. 宋文吉,肖睿,董凯军,何世辉,黄冲,冯自平. TBAB包络化合物浆水平管 内的传热特性研究. 工程热物理学会多相流年会,2008,青岛. P180
- 3. 肖睿,宋文吉,黄冲,何世辉,董凯军,冯自平.TBAB包络化合物浆水平管 内流动再层流化现象.工程热物理学会多相流年会,2008,青岛.p192
- 4. 青春耀, 宋文吉, 徐今强, 肖睿, 董凯军, 冯自平. 四丁基溴化铵(TBAB)包 络化合物浆(CHS)固相含量的电导率法测量研究. 工程热物理学会多相流年

会, 2008, 青岛.p160

- Wenji Song, Rui Xiao, Chong Huang, Shihui He, Kaijun Dong, Ziping Feng. Study on Heat Transfer Characteristics of TBAB Slurry. The 11th International Conference on Thermal Energy Storage--EffStock 2009. 2009.6, Stockholm, Sweden. Accepted.
- 宋文吉,青春耀,肖睿,黄冲,何世辉,董凯军,冯自平.超声促发结晶法制取 TBAB 包络化合物浆.高等学校工程热物理第十五届全国学术会议,2009.5,天 津.已接收.
- Song Wenji, Xiao Rui, Huang Chong, He Shihui, Dong Kaijun, Feng Ziping. Study on sonocrystallisation of TBAB aqueous solution. 8th IIR Conference on Phase Change Materials and Slurries for Refrigeration and Air Conditioning --PCM2009, 2009.6, Karlsruhe, Germany. Accepted.

致 谢

三年时光,转瞬即逝。能在而立之年完成人生的一件大事,实在值得庆幸! 回首历程,既有思想的磨练,也有智力的成长。毕业之际,感慨之情油然而生。

首先应该感谢的是我的导师冯自平教授。因为师生的缘分,让我有幸能跟随 在冯老师身边,耳濡目染地接受熏陶。冯老师开阔的学术视野,画龙点睛的育人 方式,豁达的心胸,使我在潜移默化中更新思维方式,不断成长。在这三年时间 里,我不仅收获了知识,更收获了自信,以冯老师为楷模将使我终生受益。在此 向冯老师致以崇高的敬意和诚挚的感谢!

攻读博士学位期间,能经常向黄冲高工、肖睿博士请教是一件值得庆幸的事情。黄工丰富的产品开发经验,谦虚的人品,使我受益匪浅;肖博士严谨的学术态度,清晰的工作思路,不断激发我对科研的斗志。实验期间,秦坤工程师不辞 劳苦,为实验的顺利进行提供了有力保障,与秦工共事的时光是快乐的。

空调与蓄能实验室是一个和谐的团队,与师兄师姐师弟师妹们共同度过了美好的学生生活。遇到问题大家总是相互帮助、齐心协力,这为科研工作营造了健康的氛围。在此向实验室的每一位成员表示衷心的感谢!

论文完成期间,经常与青春耀博士探讨,得到许多建设性的建议和启发,在 此向青博士表示感谢。同时感谢空调与蓄能团队的同事们,感谢他们对工作的分 担及精神上的支持与鼓励,使我可以集中精力去完成学位论文。

多年的求学生活,得到了父母及家人的鼎力支持,感谢他们无私的奉献!实现父母的愿望是我动力的源泉。感谢肖艳霞女士的不舍不弃、爱与包容,陪我走 过每一段心路历程。

感谢中国科学院广州能源研究所的培养!

本文研究的课题受到以下项目的资助: 国家自然科学基金——广东省联合基金,编号 U063405 国家高技术研究发展计划(863 计划),编号 2006AA05Z254 广东省科技计划,(2006A10706006) 特此致谢!

宋文吉

二零零九年五月二十日 于广州能源所