

中国工程热物理学会

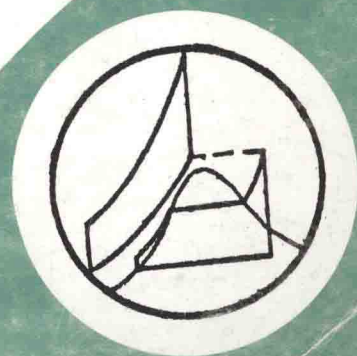
第八届年会论文集

第一分册

工程热力学与能源利用

一九九二

北京



I. 基础热力学和热经济学

能量系统的多准则决策 肖云汉 朱明善 王补宣 I-1-6

一个基于非平衡热力学理论的柱沸腾汽泡长大的数学模型

..... 曾丹苓 I-7-8

论热经济学发展的几个阶段 王加璇 I-15-6

链式系统的热经济孤立化 李世武 胡卫东 I-21-6

压缩式热泵蒸发系统的热经济学分析 冯霄 I-27-5

汽轮机组在电力系统中负荷分配的经济性分析 洪钧 I-32-4

有限时间可用性 严子浚 I-36-4

热电制冷和热泵循环参数优化的有限时间热力学准则

..... 陈林根 孙丰瑞 陈文振 I-40-6

变温热源制冷系统有限时间热力学分析

..... 马一太 段日强 杨昭 吕灿仁 I-46-6

内可逆卡诺热泵的生态学优化性能 孙丰瑞 陈林根 陈文振 I-52-5

吸放热时间与温度对两源不可逆热机致冷机有限时间 经济性能的影响

..... 袁都奇 I-57-5

定常态能量转换热机、制冷机与热泵的热力性能分析

..... 陈文振 程尚模 孙丰瑞 陈林根 I-62-5

热交换网络的一种新设计法—双温差法 王莉 袁一 I-67-6

II. 循环分析与节能

补燃对常规联合循环效率的影响 蔡睿贤 II-1-8

HAT 循环性能分析研究

..... 林汝谋 方钢 蔡睿贤 张娜 金洪光 II-9-6

注蒸汽燃气轮机稳态全工况性能分析 纪军 张世铮 II-15-7

注蒸汽燃气轮机系统 分析 周伏秋 王克光 严家禄 II-22-7

抽凝机组和热泵联合运行系统变工况特性的研究

..... 任浩仁 史挺进 胡美丽 顾晃 II-29-8

一种新型的含钒石煤高效低污染综合利用装置 康齐福 施正伦 II-37-8

半闭式循环热气机的外部系统模拟计算及试验研究

..... 张剑波 朱炜青 II-45-6

湿空气在低温干燥过程中的 分析及湿空气的 焓图

..... 赵玉珍 李爱滨 姜宝成 II-51-6

脉管制冷法的重要改进—双向进气可逆脉管的理论分析与实验验证

..... 王超 吴沛宜 王育新 陈钟顺 II-57-6

脉管制冷过程的特征线法分析 吴沛宜 陈利平 王育清 II-63-6

固体吸附式制冷的原理及吸附工质的研究 王宝官 李健敏 II-69-6

非共沸混合工质逆循环的节能因素分析 李忠 马一太 吕灿仁 II-75-6

变电站废热回收热泵系统的研究及效益评价

..... 杨昭 马一太 吕灿仁 胡金心 II-81-6

大功率柴油机乳化油节能研究 程华定 徐美玲 杨兴林 II-87-9

严寒地区建筑墙体能耗预测研究 季杰 许文发 II-93-7

III. 工质热物性

近临界区域通用状态方程的改进 徐忠 马新民 III-1-8

利用微扰理论推算实际气体混合物的比热容 梁志鹏 赵冠春 III-9-6

利用 BH 微扰理论计算实际气体的熵 赵小明 赵冠春 III-15-6

多元 NARMS 相变换热传热温差匹配研究(I)—理想溶液模型

..... 陈光明 侯虞钧 III-21-7

加压条件下流体粒子聚集体形成的探究

..... 童景山 陈永奇 余剑波 III-28-6

硬球引力场模型分子聚集理论及超临界流体行为特性的研究

..... 童景山 余剑波 高光华 III-34-8

基于胞腔模型与无热溶液理论推导超额热力学函数和液相活度系数方程

..... 童景山 于养信 高光华 牛颖艳 III-42-6

使用 P-R 方程 Huron-Vidal 混合规则计算液液平衡

..... 高光华 付毅敏 童景山 III-48-5

喷气飞行器尾气混合物的湿度及其计算方法

..... 尚德敏 姜宝成 严家禄 刘书代 III-53-5

IFC 公式的迭代与收敛性质及其在动力工程上的应用 李维特 III-58-8

R11 的替代物—R123 的热力性质图表及计算式

..... 苏志军 鲍雷 严家禄 III-66-5

混合制冷剂热力性质的推算—通用二元相互作用系数关联式

..... 赵中友 谭连城 阴建民 III-71-4

R13B1 与 R152a 专用状态方程的研究 阴建民 谭连城 陈学俊 III-75-8

R22 / R142b 和 R152a / R142b 混合工质在 348K 下的汽液平衡

..... 卞白桂 徐南平 董军航 王廷儒 时钧 III-83-4

HFC152a 热力性质表的研制 项红卫 谭连城 阴建民 III-87-8

CSD 方程的一种改进与制冷工质热力学性质计算

..... 王怀信 何志迈 吕灿仁 III-95-8

一个用于氟里昂物质的对比态饱和液体比容方程

..... 侯海辉 赵中友 刘志刚 谭连城 III-103-3

一个 HFC-134a 的专用状态方程 李立 朱明善 III-106-9

HFC-134a 声速与理想气体比热的试验研究

..... 张克忠 韩礼钟 朱明善 III-115-10

三元工质 P440 冰箱性能试验研究

..... 焦平坤 刘志刚 赵冠春 刘咸定 III-125-6

HCFC142a 和 HCFC152a 的蒸汽压实验研究

..... 王怀信 何志迈 吕灿仁 朱强 III-131-5

HFC143a 的蒸汽压与临界参数实验研究

..... 王怀信 马一太 吕灿仁 田彦红 III-136-6

小扰动理论在热力系统分析中的应用

..... 张春发 郭民臣 张恒良 III-142-6

能量系统的多准则决策

肖云汉 朱明善 王补宣

(清华大学热能工程系)

摘 要

为了处理能量系统决策过程中所面临的多准则问题, 本文研究了交互式的决策支持系统。通过对话, 不断明确约束与目标以及决策者的意图, 以便在多个有效解中确定热力学完善性和经济完善性都令决策者满意的最佳折衷解。

一、引言

在早期的工业系统设计过程中, 主要以工艺物料平衡为依据, 做出设计方案后, 再配置相应的能量系统。由于很少考虑到能源的合理利用, 致使今天的大部分设计工作为现有工厂与设备的改进。据估计, 作为改造的设计工作占总设计工作的80% [1]。这些以粗放式耗用廉价能源和资源的系统在当时的经济环境中即使是最低费用的系统。随着对节能的日益重视和环保的重新估价, 必须改进。作为指导节能工作的理论和工具, 焓分析方法近年来得到了飞速的发展。针对焓分析不直接考虑经济因素的特点, 近年来热经济学崭露头角。在所有的设计活动(包括改造设计)中, 目前仍沿用费用最小(或是收益最大)作为方案优选的依据。不难预见, 这样的系统在不久的将来仍需改进, 因为经济环境在不断变化。仅以经济费用作为唯一取舍标准的设计是脆弱的。因此, 有必要针对能量系统的特殊性发展有效的决策支持系统方法以避免单目标决策的失误。

本文将研究如何有效地协调能量相关系统的热力学完善性与经济完善性。不单纯以经济目标作为决策依据, 也不单纯以能耗作为决策依据, 而是在综合考虑了这些指标以后, 得到最佳折衷解, 以期所设计的系统在经济方面和耗能方面都是良性的系统。本文是继作者能量系统决策支持系统的线性模型 [2] 之后的又一发展, 以期形成完整的能量系统决策支持系统。

二、能量系统设计中采用多准则的必要性

能量系统按照传统定义应该是能量转换系统。该类系统将从自然界中可以取得的能源形态,如燃料,转换为日常生活与工业所需的能量形态,如燃气、电、蒸气等。另一类能量系统,严格地说,应为能量相关系统,如化工过程系统,主要是为了将一种或几种取自自然界的原料转换为所需的产品,该类系统消耗大量的能量,同时又要产生能量。不难看出,两类能量系统的共同特性都需要消耗自然界中有限的能源资源,伴随着能源的贬值,这种消耗不可逆转,而且这种消耗所付出的代价,很难仅以经济尺度就可加以度量。

针对能量系统相对非能量系统的特殊性,从不同的角度可为能量系统的完善性提供各种评价指标。从热力学完善性,可以能耗、 η 效率、 η 损失以及积累 η 损为指标;从经济完善性,可以费用、净效率、投资回收期为指标;从系统的安全性和可操作性,也有许多其它的指标。可以预见,这些指标可能相互矛盾,例如 η 损最少的系统虽然是热力学完善性最好的系统,但在经济上可能不可行;而且最经济的系统不但可能热力学完善性不好,而且随着经济环境的变化,又必须改进。以单目标优化,我们很难兼顾其它指标。在决策过程中,也很难给各指标明确的刚性约束,唯一能知道的只是所有指标在各自的那些水平上或范围内是可以接受的,通过建立决策模型,取得各指标都能接受的最佳折衷解。

通过这样的决策模型,我们可以对各指标提出不同的期望和侧重,得到相应的有效解,通过反复对话,最后确定最佳折衷解。

三、问题表述和决策模型

将能量系统分析中遇到的所有指标分为两类:极大和极小。极大化 η 效率、经济收益、热经济效率等;极小化 η 损失、费用、年回收期等。问题表述如下:

已知一集设计决策变量 $X = [x_1, \dots, x_n]^T$, 希望 k 个指标 $f_j(X)$, $j=1, \dots, k$, 极小化, 希望 m 个指标 $f_j(X)$, $j=k+1, \dots, k+m$, 极大化。这些指标有不同的量纲和量级。确定兼顾各指标的最佳折衷解。

我们很难一开始就准确地给出各指标的权重 w_j , 但是可以通过对话来不断改变权重以达到决策者的希望, 并且针对每一指标 j , 我们能够给出相应的必要值 r_j , 要求该指标不要比这一必要值还差; 同时给出相应的希望值 p_j , 如果该指标能够达到这一值当然很好。也就是说, 对每一指标确定了一个范围:

$$\begin{array}{ll} p_j < f_j(X) < r_j & j=1, \dots, k \\ r_j < f_j(X) < p_j & j=k+1, \dots, k+m \end{array}$$

依据 w_j 、 r_j 、 p_j , 通过对一标量化效率函数的寻优找到一个有效解。藉此改变

w_j, r_j, p_j , 一方面可不断收缩决策空间以确定最后的最佳解; 另一方面亦可回答在不同的要求下, 各指标的相互依存关系。

通过分析和比较, 确立以下标量化效益函数 $F(X)$, 作为 $w_j, r_j, p_j, j=1, \dots, k+m$, 相应的测度函数, 找到最佳解:

$$F(X) = \sum_{j=1}^k w_j \log \frac{r_j - p_j}{r_j - \max(f_j(X), p_j)} - \sum_{j=k+1}^{k+m} \log \frac{\min(f_j(X), p_j) - r_j}{p_j - r_j}$$

这里 $\max(f_j(X), p_j)$ 表示对于极小化指标 j 来说, 当其值比希望值还小时, 取希望值。 $\min(f_j(X), p_j)$ 表示对于极大指标 j 来说, 其值比希望值还大时, 取希望值。这样处理, 目的在于为其它指标的改进留下余地。

四、应用

以文献[3] 工艺物流加热器的设计为例, 确定最佳折衷解。该问题有两个决策变量, 传热面积和流速。要考虑三个指标: 积累烟消耗、年费用和热经济效益率。希望前两个指标极小化, 后一个指标极大化。约束条件是传热方程和能量平衡方程。三个指标定义如下:

$$\text{积累 消耗: } f_1(X) = \frac{\Delta I_h}{\eta_{ex,1}} + \frac{\Delta I_p}{\eta_{ex,2}} + A \cdot E_x E_c / t$$

$\Delta I_h, \Delta I_p$ 分别为由于温差传热和实际流动压损引起的烟损失, $\eta_{ex,1}$ 和 $\eta_{ex,2}$ 为相应的积累烟效率。 A 为传热面积, $E_x E_c$ 为单位面积从采矿到换热器制造所消耗的总烟[4], t 为换热器的寿命。积累烟消耗可以全面估价该项目消耗的总烟。

$$\text{年费用: } f_2(X) = C_h \cdot \Delta I_h + C_p \cdot \Delta I_p + (a + bA^c) \beta$$

C_h, C_p 为热烟和机械烟单价, a, b, c 为换热器费用常数, β 为均摊因子。

$$\text{热经济效益率: } \eta_{ec} = \frac{\eta_{ex}}{1 + \frac{(a + bA^c) \beta}{C_F E_F}}$$

η_{ex} 为烟效率, $C_F E_F$ 为燃料(蒸汽和机械功)烟成本。

算法步骤如下:

1. 对每一准则 $f_j(X)$ 确定初始的必要值 r_j 和希望值 p_j :

$$\begin{aligned}
p_j &= \min_{X \in D} f_j(X), & j=1, \dots, k \\
p_j &= \max_{X \in D} f_j(X), & j=k+1, \dots, k+m \\
r_j &= \max_{i \in \{1, 2, \dots, k+m\}} f_j(X_i), & j=k+1, \dots, k+m \\
r_j &= \min_{i \in \{1, 2, \dots, k+m\}} f_j(X_i), & j=k+1, \dots, k+m
\end{aligned}$$

上式, X_i 代表 i 准则的单目标最优解, D 为可行解域。对于本例, $k=2, m=1$, 通过模型求解, 得到:

$$\begin{aligned}
r_1 &= 114870.6 \text{ kcal/h} & p_1 &= 106659.6 \text{ kcal/h} \\
r_2 &= 6629.4 \text{ 元/年} & p_2 &= 5316.10 \text{ 元/年} \\
r_3 &= 0.446 & p_3 &= 0.507
\end{aligned}$$

也就是说可行解域内, 积累焓消耗的最小值为 106659.6 kcal/h, 年费用最优解为 5316.10 元/年, 可达到的最高热经济效益率为 50.7%, 分别以各指标的最佳值为相应的希望值。积累焓消耗、年费用、热经济效益率的劣值分别为 114870 kcal/h, 6629.4 元/年和 44.6%, 作为必要值。

2. 取各指标的权重分别为 $w_1=w_2=w_3=1.00$, 认为积累焓消耗、年费用和热经济效益率具有同等的重要性, 优化标量化效益函数:

$$\begin{aligned}
F(X) &= \log \frac{114870.6 - 106659.6}{114870.6 - \max(f_1(X), 106659.6)} \\
&+ \log \frac{6629.4 - 5316.1}{6629.4 - \max(f_2(X), 5316.1)} \\
&- \log \frac{\min(f_3(X), 0.507) - 0.446}{0.507 - 0.446}
\end{aligned}$$

得到质量流率为 868.043 kg/h, 换热器面积为 41.857 m², $f_1=109058.6$ kcal/h, $f_2=5481.9$ 元/年, $f_3=0.498$ 。即: 积累焓消耗为 109058.6 kcal/h, 年费用为 5481.9 元/年, 热经济效益率为 49.8%。

3. 修改各指标之 r_j 、 p_j 、 w_j , 优化标量化效益函数 $F(X)$:

$$\begin{aligned}
\text{Min } F(X) &= \sum_{j=1}^k w_j \log \frac{r_j - p_j}{r_j - \max(f_j(X), p_j)} - \sum_{j=k+1}^{k+m} w_j \log \frac{\min(f_j(X), p_j) - r_j}{p_j - r_j} \\
\text{s. t. } X &\in D
\end{aligned}$$

如此反复对话, 直到确立最佳折衷解。

维持 r_j 、 p_j 不变, 修改 w_j 为 $w_1=w_2=1.0$, $w_3=0.0001$, 即取热经济效益率为约束条件, 得到 $f_1=108237.6$, $f_2=5576.0$, $f_3=0.4919$, 相应的质量流率为 758.007 kg/h, 面积为 46.768 m²。

维持 r_j , p_j 不变, 修改 w_j 为 $w_1=0.01$, $w_2=1.0$, $w_3=0.0001$ 。即认为积累烟消耗介于目标与约束之间, 得到 $f_1=113293.8$, $f_2=5321.5$, $f_3=0.5043$ 。质量流率和面积分别为891.0531, 32.112。

现在进一步修改必要值和权重 r_j 、 p_j 、 w_j 。 $r_1=110000$, $r_2=6000$, $r_3=0.470$, $p_1=108670.00$, $p_2=5500.00$, $p_3=0.50$, $w_1=w_2=w_3=1.0$, 得到质量流率和面积分别是808.66和44.00, $f_1=108670.0$, $f_2=5517.8$, $f_3=0.495$ 。

进一步收缩决策空间, $p_1=107000$, $r_1=109000$, $p_2=5500.00$, $r_2=5600$, $p_3=0.5$, $r_3=0.48$, $w_1=1.0$, $w_2=w_3=0.1$, 得到 $f_1=108179.3$, $f_2=5585.5$, $f_3=0.4915$ 。

维持 r_j , p_j 不变, 取 $w_1=w_2=w_3=1.0$, 得到积累烟消耗为108559.7kcal/h, 年费用为5530.8元/年, 热经济效益率为49.4%, 质量流率和面积分别为796.215和44.648。认为该解已经满意, 算法结束。

各解见表1。

表1 迭代产生的各解

解代号	指标值			决策变量	
No.	f_1 (kcal/h)	f_2 (元/年)	f_3 (%)	质量流率 (kg/h)	面积 (m^2)
1	114870.6	5415.7	50.67	1312.813	28.182
2	114702.3	5316.1	50.45	900.275	30.302
3	106659.47	6629.4	44.60	434.237	84.272
4	109058.6	5481.9	49.75	868	41.857
5	108237.6	5576.0	49.19	758	46.768
6	113293.8	5321.5	50.43	891.05	32.112
7	108670.0	5517.8	49.51	808.66	44.00
8	108179.3	5585.5	49.15	758.2	47.124
9	108559.7	5530.8	49.44	796.2	44.648

五、结 论

通过建立能量系统的多准则决策支持系统,可以得到兼顾热力学完善性和经济完善性的最佳折衷解,以避免单纯追求热力学完善性造成经济不可行的系统方案,同时避免单纯经济目标无法度量不可逆转的能量贬值的代价和随经济波动的脆弱性。以换热器的设计为例,在同时考虑积累焓消耗、年费用和热经济效益率的情况下,通过反复对话,确定了最佳折衷解。

参 考 文 献

- [1] J.R.Flower, Editorial, Trans. IChemE. Chem. Eng. Res. Des. 68, Part A (May 1990).
- [2] 肖云沅, 朱明善, 王补宣, 能量系统的动态交互式决策支持系统, 工程热物理学报, 第十二卷, 第四期, pp350-353 (1991)。
- [3] Zhu Mingshan, et al, An Advanced Study on Analysis and Optimization of a Heat Exchanger, in: Heat Transfer Science and Technology 1988, Bu- Xuan Wang ed., Hemisphere Publishing Corporation, 1989.
- [4] Szargut, J. , et al, Exergy Analysis of Thermal Chemical & Metallurgical Processes, Hemisphere, Washington, D.C., 1988.

一个基于非平衡热力学理论的核沸腾 气泡长大的数学模型

曾 丹 苓
(重庆大学热力工程系)

摘 要

本文的目的是用非平衡态热力学和经典热力学理论研究核沸腾现象,从热力学观点出发重新审视了现行的均质核化理论。文章首先分析了相变过程的实施必须遵循的热力学条件,进而对气泡成长过程中蒸汽经历的过程进行了研究,指出它应是一个多变过程而不是通常所假定的沿饱和线膨胀。过程的多变指数应受到热力学第二律的限制而在一定范围内变化,即 $1 \leq n \leq n_c < k$,在此基础上作者提出了一个过热液中气泡长大的数学模型,将其与现有模型比较,指出了现有模型与热力学原理的某些相悖之处。

一. 引言

沸腾相变是在工程上常常遇到的现象,也是长期来引起人们广泛关注的研究课题,特别是关于沸腾中换热规律的研究更倾注了学者们数十年的辛劳。实际相变过程是一个不可逆的热力学过程,经典热力学尤其是非平衡态热力学为它的研究提供了必要的理论依据。然而,令人遗憾的是,在过去长期的研究工作中热力学理论并没有得到充分的应用和发展。由于缺乏从热力学的角度来考虑问题,某些数学模型、结论与热力学原理不相符合的情况即成为不可避免。

基于以上情况,作者着重从热力学角度对相变问题进行了较细致和系统的研究,力图使热力学理论在研究实际不可逆相变中得到充分的应用和发展,使我们对这一复杂现象的认识能更加全面和深入。本文即是作者对此问题研究的系列论文之一。

我们知道,从非平衡态热力学的观点出发任何实际的相变过程,无论是蒸发还是凝结都是不可逆过程。驱动此过程的广义热力学力“ X ”与相互接触的两相间的化学势差有关: $X = \mu_a / T_a - \mu_b / T_b$ 。如果假定热平衡已建立,而仅有相不平衡则热力学力为 $X = 1 / T (\mu_a - \mu_b) = \Delta \mu / T$ 。因而热力学力仅与 $\Delta \mu$ 有关,与热力学力共轭的热力学流即是质量转换率 J 。在 Onsager 理论中,热力学力和流近似地可用线性定律来描写,即

$$J = LX \quad (1)$$

式中, L 为正定的唯象系数矩阵,从 a 相到 b 相间的相转变只有当存在正的驱动力,即 $X = (\mu_a - \mu_b) / T > 0$ 时方可能产生,而其逆过程是不会自发出现的。化学势差愈大,质量转化率 J 也愈大,与此同时,由此质量流携带的能量传递也愈强烈。作者认为,这是相变传热得以强化的重要机制之一,因为这里除了温差和流体运动对能量传递带来的推动外,还有一个附加的热力学推动力 $\Delta \mu$, 这应该是相变换热系数大大提高的原因之一,然而这一点往往没有受到人们更多的注意。

以下以过热液均质核沸腾中气泡的成长过程为例阐明热力学理论的应用及由此得到的一些与一般文献不同的结论。

二. 相变过程的热力学分析

从非平衡态热力学的观点出发, 一个实际的相变过程是同时存在着的传热、流体运动和相转变的复杂的耦合不可逆过程, 在整个过程中系统作为整体处于非平衡状态。为了阐述与其有关的热力学相变理论让我们来考察一个临界气泡的成长过程, 假定气泡为一球体并处于均匀的过热液中, 如图 1 所示。我们假定在气泡周围有一个受到相变干扰的液体层, 而在此液体层外的无限空间中液体处于某恒定状态, 其压力温度分别为 p_o 及 T_o 。在液体汽化的不可逆过程中, 气泡将随时间长大,

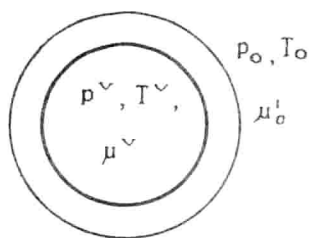


图 1 气泡

这时, 从描述能量守恒的热力学第一律我们知道, 要实现这一过程必须提供足够的汽化潜热。同时, 如果考虑流体的粘性, 则在气泡边界移动过程中将有机械能的耗散。另一方面, 从热力学第二定律出发我们知道, 要使这些不可逆过程得以实现必须要有“热力学力”的驱动, 结合我们上面的例子即应有:

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_o^l - T^v > 0 \\ \Delta p &= p^v - (p_l + 2\sigma/R) > 0 \\ \Delta(\mu/T) &= \mu_o^l/T_o^l - \mu^v/T^v > 0\end{aligned}\quad (2)$$

以上三个不可逆过程实施的条件中, 前两个通常受到人们重视, 而第三个条件往往受到忽略。为此我们不妨对气泡成长过程中 $\Delta(\mu/T)$ 的变化作一个较为详细的讨论。

我们从一个临界气泡开始来观察气泡的成长过程, 由于临界气泡处于不稳平衡态, 除力、热平衡条件外, 此时应满足相平衡条件 $\mu^l = \mu^v$ 即 $\Delta\mu = 0$, 如果有任何正的扰动 (例如热扰动) 加诸于系统, 则气泡将长大。同时, 在气泡长大过程中 $\Delta(\mu/T)$ 保持为正。以下我们讨论 $\Delta(\mu/T)$ 随时间 τ (或半径 R) 的变化。

为了集中讨论 $\Delta(\mu/T)$ 驱动的相转变, 作为初步近似先假定热平衡和力平衡已得到满足, 这时相变驱动力直接与 $\Delta\mu$ 有关, 即

$$\left. \begin{aligned}p_o &= p^l = \text{Const}; \quad T_o = T^l = T^v = \text{Const}; \quad \text{从而有} \\ \Delta T &= T^l - T^v = 0; \quad \mu^l = \text{Const} \\ p^v - p^l &= 2\sigma/R \\ p^v V^v &= \bar{R}T^v \text{ (将蒸汽视为理想气体)}\end{aligned} \right\} \quad (3)$$

对于蒸汽相应用热力学恒等式

$$d\mu = vdp - sdT \quad (4)$$

得到

$$(\partial\mu/\partial p)_T = V^v = \bar{R}T^v/p^v = \bar{R}T^v R/(2\sigma + Rp^l) > 0 \quad (5)$$

从而导致

$$\partial \mu^v / \partial R = \partial \mu^v / \partial p^v dp^v / dr = 2 \sigma \bar{R} T^v / R(2 \sigma + R p^v) \quad (6)$$

这样, 我们得到:

$$\partial (\Delta \mu) / \partial R = \partial (\mu^l - \mu^v) / \partial R = - \partial \mu^v / \partial R = 2 \sigma \bar{R} T^v / R(2 \sigma + R p^v) \quad (7)$$

在以上推导中假定 σ 为常数。

由式(7)可见, 热力学力 $\Delta \mu$ 在整个过程中均为正值且随 R 的增大而增大, 如图2所示, 这说明在气泡成长过程中, 驱动力将增大, 而相应的蒸发率也将增大, 如果近似地采用Onsager的线性关系的话, 二者是成比例增长的。

同时, 式(7)还对临界气泡的不稳平衡状态作出了说明。由图2可见, 如果有正的扰动施加于系统, 则不平衡势 $\Delta \mu$ 将逐渐增大而使系统更加远离平衡态而不是趋向于渐稳平衡态。

由恒等式(4)还可以看出, 为了增强相变的驱动力 $\Delta \mu$, 必须设法降低 μ^v 。这可通过降低蒸汽压实践力 p^v 来达到。这些结论对是有指导意义的。事实上, 在非均质核沸腾中由于表面张力减小, p^v 下降从而使极限过热度下降, 这也是原因之一。如果我们取消力学平衡的假定但仍假定存在热平衡, 则经过相似的分析可得到

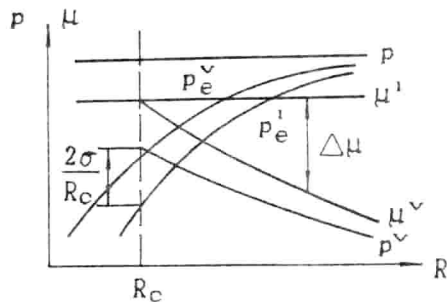


图2 $\Delta \mu$ 随 R 的变化

$$\mu_R - \mu_{R_0} = \bar{R} T^v \ln R_c p_R^v / (2 \sigma + R_c p^v) \quad (8)$$

当 $R > R_c$ 时有

$$\mu_R - \mu_{R_0} < 0 \quad (9)$$

这即是说, 随着气泡的长大汽相化学势将下降, 而 $\Delta \mu = \mu^l - \mu^v$ 将增大。

以上我们分别假定了热平衡和力学平衡条件作为我们讨论的基础和简化的前提, 这意味着我们假定液体的导热系数为无限大, 而流体的粘性系数为0。但在实际问题的分析中这些假定将会带来不同程度的偏差而需作进一步的分析和处理。

三. 建在非平衡热力学基础上的气泡成长的数学模型

1. 现有模型简述

在沸腾换热的研究中, 不少学者提出了各种描述气泡成长过程的数学模型[1-4]。在这些模型中通常假定气泡成长过程经历了三个阶段, 在初始阶段中气泡内蒸汽的压力 p^v 为过热液温度 T_{sup} 对应的饱和压力 $p_s(T_{sup})$ 。因而, 大大高于主液体的压力 p^l 。这就形成了初始的压力差 $\Delta p = p_s^v(T_{sup}) - p^l$, 在此压差的推动下使汽液分界面产生运动。在此阶段内气泡的成长受到气泡周围液体的运动方程控制。如图3所示。有的作者还假定在此阶段中压差保持为恒定。

从热力学的观点出发我们知道汽化过程是从临界汽泡的形成开始的, 这时系统处于不稳平衡状态, 如果把汽泡近视似为球体, 则在力学上满足平衡条件 $p^v = p^l + 2\sigma/R_c$ 。特别是因为此时 R_c 甚小表面张力的影响是不可忽略的。诚然, 前面的假定对汽泡动力学方程的求解会带来极大的简化, 然而与实际情况是有差异的。

在后期阶段通常假定力学平衡已得到满足, 汽泡成长受汽泡邻近的液体层的传热效应控制 (图 3)。而在过渡阶段流体动力和传热两种效应同时起作用。此外, 在大多数模型中均假定在汽泡成长过程中蒸汽处于饱和状态, 汽体是沿饱和线膨胀的, 并满足 Clausius-Clapeyron 方程。然而, 一旦这种假定成立, 则由以下的分析我们可以看到, 这时蒸汽的化学势将愈来愈高, 而且总是高于液体的化学势 μ^l , 即 $\Delta\mu < 0$ 。这样我们得到的将不是蒸发而是凝结。因此以上假定与热力学基本原理不相吻合。为此需作进一步的分析。

2. 汽泡成长过程的热力学分析

我们仍然考虑图 1 所示汽泡的成长过程。此过程涉及到三个区域:

在汽泡边界内的蒸汽相可视为一个均匀的但非稳定的场, 其状态随时间 τ (或半径 R) 变化; 汽泡周围受到干扰的液体层则为一非稳定场, 其状态随时间 τ 及空间 r 变化; 流体层外边界以外的空间则可视为一个均匀和稳定的场, 其状态保持为不变。为了对整个过程能有较透彻的了解, 必须分析在以上各区域内, 特别是前面两个区域内发生的过程。

A. 汽泡内蒸汽的状态变化过程

我们取汽泡界面内的空间作为热力学系, 则它是一个开口系统, 满足能量方程

$$\delta Q = dE_{cv} + (h\delta m)_{out} - (h\delta m)_{in} + \delta W_{net} \quad (10)$$

式中

$$E_{cv} = m^v c_v T; \quad \delta Q = m^v C_n dT \quad (11)$$

将式(1)代入式(10), 考虑到 $\delta m_{out} = 0$, 得到

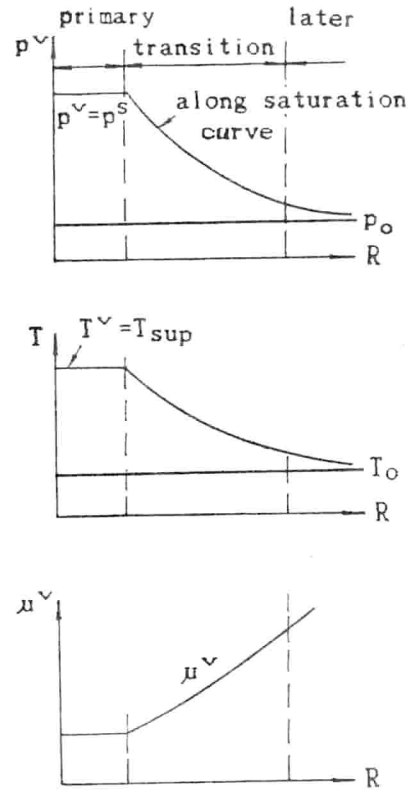


图 3 汽泡成长过程

$$m^{\vee} C_n dT = m^{\vee} C_v dT + C_v T \delta m^{\vee} - h^{\vee} \delta m^{\vee} + p^{\vee} dv^{\vee} \quad (12)$$

如果假定汽泡为球形，而蒸汽近似视为理想气体，则有

$$m^{\vee} = 4\pi R^3 \rho^{\vee} / 3RT^{\vee}; dm^{\vee} = (4\pi R^3 \rho^{\vee} / 3RT^{\vee}) (3dR/R + dp/p - dT/T) \quad (13)$$

将式(13)代入(12)经整理得到

$$(C_n - C_v) / (C_p - C_v) dT/T = dp/p \quad (14)$$

$$\text{令 } n = C_p - C_v / C_p - C_v \quad (15)$$

则式(14)变作

$$dp/dT = (p/T) n / n - 1 \quad (16)$$

或积分之有

$$Tp^{(1-n)/n} = \text{Const} \quad (17)$$

这就使我们得到一个有趣的结论，即在汽泡成长过程中蒸汽是沿多变过程膨胀，满足微分方程(16)而不是如一般所假定的那样沿饱和线膨胀并满足 Clausius - Clapeyron 方程

$$dp/dT = \rho^{\vee} h_{lv} / Ts \quad (18)$$

B. 多变指数n的数值

多变指数n的数值应根据过程实施的具体情况，一般由实验确定。但其数值范围受到热力学第二定律的限制。

我们仍然假定汽泡是从临界尺寸开始长大的。在临界状态下有

$$p_{or}^{\vee} = p_s^{\vee}(T_{sup}); T_{or}^{\vee} = T_{sup} = T_{\infty}; \mu_{or}^{\vee} = \mu_{\infty}^{\vee} \quad (19)$$

随着过程的进行蒸汽的化学势 $\mu^{\vee}$ 不断变化而液体的化学势 μ^l 保持不变。计算证明， $\mu^{\vee}$ 的变化与过程的特性有关，如图4所示。如果汽体是沿饱和线膨胀，则 $\mu^{\vee}$ 将随R增大而增加，从而在过程中出现

$$\mu^{\vee} > \mu_{\infty}^{\vee} \quad (20)$$

根据热力学第二定律，汽化将不可能实现。如果近似地将过程视为 $n=k$ 的绝热过程，则也会出现同样的变化而使过程成为不可能（见图4）。相反，如果假定过程为等温过程 $n=1$ ，则在过程中总会有 $\Delta \mu = \mu^l - \mu^{\vee} > 0$ ，过程即成为可能。这使我们看到，n的数值受到热力学第二定律的限制，而其极限值应出现在热力学力 $\Delta \mu$ 由正变负而过零时，即对蒸汽而言有

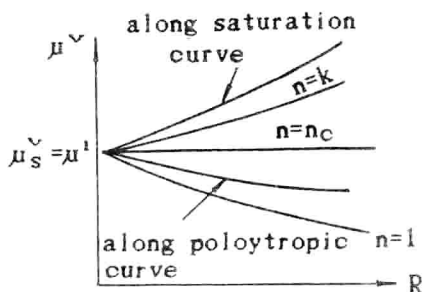


图 4. 在不同过程中 μ^v 沿 R 的变化

$$d\mu = -s dT + v dp = 0 \quad (21)$$

联合式 (16) 及 (21) 得到

$$n_c = s / (s - R) \quad (22)$$

由此得到 n 的取值范围为

$$1 < n \leq n_c < k \quad (23)$$

n 在以上范围内取值将保证在整个过程中有

$$\Delta\mu = \mu^b - \mu^v \geq 0$$

从而使汽化过程成为可能。同时, 此时泡内蒸汽将处于微过热状态, 这也得到了实验的证实。^[33]

基于以上情况, 作者建议对汽泡成长过程中蒸汽侧状态变化情况应用式 (16) 以代替常用的式 (18)。

3. 一个基于非平衡热力学的汽泡成长的数学模型

根据以上的分析, 作者提出了一个修正的汽泡成长的数学模型。仍以图 1 所示系统为分析对象, 取汽泡周围受干扰的液体层为热力系建立数学模型。

A. 基本方程式

采用球坐标并考虑到系统的轴对称性可写出以下基本方程。

a. 连续性方程

系统的连续性方程可写作

$$(1/r^2) \partial(r^2 w_r) / \partial r = 0 \quad (24)$$

由于存在着汽化现象, $w_r(r=R) = w_R$ 将不同于 $dR/d\tau$ 而有以下关系

$$\rho^v dR/d\tau + w_R(R) \rho^l = \rho^l dR/d\tau \quad (25)$$

经整理可写作

$$w_R = w_r(R) = (1 - \rho^v / \rho^l) dR/d\tau \quad (26)$$

b. 运动方程

运动方程可表示为

$$\rho^l (\partial w_r / \partial \tau + w_r \partial w_r / \partial r) = -\partial p / \partial r - 2\sigma / r^2 + (\mu^l / r^2) \partial (r^2 \partial w_r / \partial r) / \partial r \quad (27)$$

如果流体的粘性可忽略，且表面张力也足够小（例如在后期），这时运动方程也可简化为

$$\rho^l (\partial w_r / \partial \tau + w_r \partial w_r / \partial r) = -\partial p / \partial r \quad (28)$$

c. 能量方程

能量方程可用球坐标表示为

$$\rho^l (\partial h^l / \partial \tau + w_r \partial h^l / \partial r) = \partial p / \partial \tau + w_r \partial p / \partial r + \phi + (k_l / r^2) \partial (r^2 \partial T^l / \partial r) / \partial r - (1/r^2) (\partial (r^2 q_r) / \partial r) \quad (29)$$

利用关系式

$$h^l = c^l T$$

将式(29)用温度表示为

$$\rho^l c^l (\partial T^l / \partial \tau + w_r \partial T^l / \partial r) = \partial p / \partial \tau + w_r \partial p / \partial r + \phi + (k_l / r^2) \partial (r^2 \partial T^l / \partial r) / \partial r - (1/r^2) (\partial (r^2 q_r) / \partial r) \quad (31)$$

如果在粗略的计算中仅将等式右端中的导热项保留而将其余各项忽略，则得到

$$\partial T^l / \partial \tau + w_r \partial T^l / \partial r = a^l (1/r^2) (\partial (r^2 q_r) / \partial r) \quad (32)$$

式中 a^l 为液体导温系数。

B. 初始及边界条件

易知，初始条件可表示为

$$\tau = 0 : \quad T(r, 0) = T_{\text{sup}} \quad (33)$$

关于边界条件，则根据我们前面的分析应作必要的修正如下：

$$r = R : \quad T^l(R, \tau) = T^v; \quad w_r = w_R \quad (34)$$

$$r = R : \quad P^l(R, \tau) = P^v - 2\sigma/R \quad (35)$$

$$r = R : \quad K_l \partial T^l / \partial r = \Delta h_{lv} J_m + q_n = \Delta h_{lv} J_m + (m C_n / 4 \pi R^2) dT^v / d\tau \quad (36)$$

$$r \rightarrow \infty : \quad T^l(\infty, \tau) = T_{\text{sup}}; \quad w_r = 0 \quad (37)$$

在条件(34)中用 T^v 置换了一般模型中用的饱和温度 T_s ，在(35)中用 P^v 代替了饱和压力， P^v 与 T^v 之间满足多变过程关系式(16)及(17)，其原因已在前面分析过。另外，在条件(36)中液体层传输的热量包括了两个部分：一部分是在汽液界面