

**Faculty of Science and Engineering
Department of Chemical Engineering**

**Numerical Simulation on Dense Gas Dispersion and Fire Characteristics
after Liquefied Natural Gas Release**

Biao Sun

THIS THESIS IS PRESENTED FOR THE DEGREE OF

DOCTOR OF PHILOSOPHY

of

Curtin University

November 2012

Declaration

To the best of my knowledge and belief this thesis contains no material previously published by any other person except where due acknowledgment has been made.

This thesis contains no material which has been accepted for the award of any other degree or diploma in any university.

Signature:

Date:

论文原创性声明

本人郑重声明：所呈交的学位论文，是本人在导师的指导下，独立进行研究工作所取得的成果。除文中已经注明引用的内容外，本论文不包含任何其他个人或集体已经发表或撰写过的作品成果。对本文的研究作出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式标明。本人完全意识到本声明的法律结果由本人承担。

学位论文作者签名：

日期： 年 月 日

液化天然气泄漏扩散及火灾特性数值模拟研究

孙 标

摘 要

我国对液化天然气 (Liquefied Natural Gas, LNG) 的需求量逐年增加, LNG 行业发展迅速, 安全始终是 LNG 行业的重要问题之一。LNG 泄漏事故后果中, LNG 蒸汽云扩散的危及范围较大, 遇到点火源, 有发生火灾的可能。我国 LNG 行业法规标准在确定危害范围时, 没有考虑使用数学模型对 LNG 事故进行预测。本文主要对 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 火灾两种事故类型做了分析研究, 在事故减缓措施中, 对 LNG 行业常用的措施, 如: 积液池、喷射水幕等, 进行了研究, 并对其设计提出了建议。

LNG 沸点温度为 -161.5°C , 泄漏之后, 初始蒸汽云密度约为空气密度的 1.5 倍, 称之为重气。重气云团扩散过程依次经历三个阶段: 重力沉降、稳定分层和向正浮性气体扩散。本文编写的积分模型与 Burro 系列 LNG 蒸汽云扩散实验进行对比, 平均相对偏差为 24.28%, 可以在工程应用中计算最大危害距离以及评估场站安全。研究表明, 风速越小、大气条件越稳定、泄漏速率越大、液池直径越大, 都会使得蒸汽云团下风向扩散的安全距离增加。

本文对 LNG 泄漏事故中的 LNG 池火灾的特性进行了分析。固体火焰模型包含两个子模型, LNGFire 3 与 PoFMISE 模型, 本文对两个子模型的使用给出了建议, 当风速小于 1.5m/s 且池火直径小于 20m 时, 推荐使用 LNGFire3 模型; 当风速大于等于 1.5m/s 且池火直径大于等于 20m 时, 推荐使用 PoFMISE 模型。通过模拟 Montoir 系列 LNG 池火实验, 计算值与实验值对比, 平均相对偏差均小于 20%。

实际发生的 LNG 泄漏事故, 可能存在积液池或者水幕等障碍物作为减缓措施, 减小重气扩散的影响范围, 但是这些情形的扩散是积分模型无法做到的, 需要利用计算流体力学 (CFD) 模型。利用 CFD 模型对 LNG 事故减缓措施进行研究。通过对 Burro 系列 LNG 蒸汽云扩散实验进行模拟, CFD 模拟结果平均相对偏差为 19.62%, 预测准确性比积分模型高。通过对 Falcon 系列实验进行模拟发现, CFD 模型能够充分体现障碍物存在下的重气扩散情形, 同时能够很好地反映出温度和浓度随时间和空间的变化关系。

对于 LNG 火灾, 本文利用 CFD 方法模拟研究了 LNG 火焰及辐射特性, 通过模拟 Montoir 系列 LNG 池火实验, 确定温度为 1100K 的等温面为火焰表面, 对比实验值, 火焰长度、表面辐射强度和火焰倾角预测的平均相对偏差小于

10%，比固体火焰模型预测的准确度高。CFD 模型预测的等辐射强度线的范围，与实验对比，平均相对偏差为 8.75%。

围堰和积液池对 LNG 蒸汽云扩散的减缓作用，对于长宽均为 1m 的积液池，能够使安全距离减小 80%，危害范围减小 95%。喷射水幕对重气扩散危害也有减缓作用，对于相同压力、相同流量下的扇形水幕和矩形水幕，扇形水幕对蒸汽云的阻挡效果优于矩形水幕，能够将安全距离降低 83.9%，危害范围减小 78.4%。

本文所编写的 LNG 重气扩散模型与 LNG 池火热辐射模型，因为模型计算原理可靠，占用计算资源较少，使用比较方便，可用于工程应用计算最大危害范围、LNG 场站选址、以及 LNG 场站安全评估等方面。当计算场景较为复杂，以及考虑一定的事故减缓措施时，如存在围堰、水幕等障碍物，需要使用 CFD 模型。

关键词：重气扩散；CFD；池火灾；热辐射；安全距离

Numerical Simulation on Dense Gas Dispersion and Fire Characteristics after Liquefied Natural Gas Release

Biao Sun

Abstract

Demand for liquefied natural gas (LNG) has increased largely recently in China. As the rapid development of LNG industry, safety consideration is among the first on the main concern. This paper deals with accidents from LNG spill and mitigation methods. LNG vapour dense gas dispersion and LNG fire radiation are the main concern accidents in this study. Some mitigation methods, like impoundment and spray water curtain, are analysed and discussed in this paper.

Boiling point for LNG is -161.5°C under atmospheric conditions. LNG vapor is 1.5 times heavier than ambient air, and therefore is called dense or heavy gas. This manifests special behavior that affects its dispersion. LNG vapor dispersion experiences three distinct stages, namely negative-buoyancy dominated, stably-stratified and passive dispersion. Experimental data from the Burro series field tests have been used to check the validity of simulation results of integral model. The average relative error in maximum downwind gas concentration between simulation results and experimental data is 24.28%. Because integral model is easy to use and the accuracy is satisfied, it can be applied for calculating exclusive distance and risk assessment for LNG station. Also showed by integral model, under conditions of lower wind velocity, more stable atmospheric conditions, higher LNG spill rate, or larger liquid pool, exclusive distance for LNG vapor is farther in the downwind. However, integral model can only deal with the dispersion scenario in flat terrain, without barrier.

Another study work in this paper is to simulate LNG pool fire radiation. LNGFire 3 and PoFMISE are two types of solid flame model. When wind velocity is greater than 1.5m/s and pool fire diameter is greater than 20m, PoFMISE model is recommended to use rather than LNGFire 3. Compared with Montoir series LNG pool fire, the average relative error is less than 20%. However, the drawbacks for solid flame model are the assumptions for hemisphere iso-thermo radiation power and a constant value of the emissive power for fire surface.

CFD model, which could take into account the non-flat nature of the terrain, such as impoundment or dike, and water curtain, is found to compare better with Burro series experimental data than integral model. The average relative error is 19.62%. Compared with Falcon series experiments, which is characterized by barrier and fence in the source area, CFD model shows a very good consistence with spatial and temporal distribution for temperature and concentration. The model is based on spatial discretization, which can fully consider the contribution of flamelet to the different spatial area, and manifest the characteristics of incomplete combustion.

Compared with Montoir tests, the average relative error is less than 10%, which is better than solid flame model. The iso-temperature surface for 1100K is determined as the fire surface.

Impoundment or dike works as mitigation method to minimum the risk for LNG vapor dispersion. On one aspect, the impoundment area affects the wind velocity field and generates a swirl inside it. The dispersed vapor is retained inside impoundment area. On another aspect, LNG evaporation rate would decrease to a very low value. For an impoundment, with a dimension $1\text{m}\times 1\text{m}$, LNG spill rate $0.19\text{m}^3/\text{min}$, it can help to reduce the exclusive distance to 1/5 and minimize the iso-concentration surface (volume fraction 2.5%) to 1/20 of the case without impoundment. Spray water curtain can also help to mitigate LNG vapor dispersion hazard. Under the conditions of lower LNG evaporation rate, water curtain with larger radius, increasing the distance between dispersion source and curtain, the affected area of LNG vapor dispersion would decrease.

The programme for LNG vapor dense gas dispersion and LNG pool fire radiation is recommended to use in LNG industry for calculating exclusive distance and risk assessment for LNG station, because of its reliable model principle, low CPU source consumption, and convenient to use. However, when dealing with complicated accident scenario, with the existence of barriers, like impoundment or water curtain, CFD model is recommended to use.

Key Words: Dense gas dispersion; Computational Fluid Dynamics; Pool fire; Thermo radiation; Exclusive distance

目 录

摘 要	I
Abstract	III
第一章 绪论	1
1.1 研究目的及意义	1
1.2 重气扩散过程及LNG火灾特性	6
1.3 LNG蒸汽云扩散研究现状	8
1.3.1 LNG蒸汽云扩散现场实验研究	8
1.3.2 LNG蒸汽云扩散模拟实验研究	12
1.3.2 LNG蒸汽云扩散数值模拟研究	15
1.4 LNG火灾研究现状	19
1.4.1 LNG火灾实验研究	21
1.4.2 Montoir LNG火灾实验介绍	22
1.4.3 LNG火灾数值模拟	24
1.4.4 LNG火灾实验以及数值模拟的一些不确定性	28
1.4.5 LNG火灾CFD模拟现状	30
1.5 本文的研究内容	31
第二章 LNG泄漏事故后果分析研究	33
2.1 引言	33
2.2 LNG蒸汽云扩散预测模型	33
2.3 积分模型守恒控制方程	35
2.3.1 质量守恒方程	35
2.3.2 组分守恒方程	36
2.3.3 扩散参数方程	37
2.3.4 能量守恒方程	38
2.4 控制方程求解	38
2.5 计算结果及误差分析	39
2.6 模型参数研究	41
2.6.1 风速和大气稳定度对安全距离的影响	42
2.6.2 泄漏速率对安全距离的影响	43
2.6.3 液池直径对安全距离的影响	43
2.6.4 其它	44
2.7 LNG池火灾热辐射预测模型	45
2.7.1 固体火焰模型的控制方程	45
2.7.2 大尺寸LNG池火模型研究	48

2.7.3	模型使用建议	49
2.7.4	控制方程求解	51
2.7.5	计算结果验证	53
2.7.6	参数研究	54
2.8	本章小结	56
第三章	计算流体力学模拟分析研究	59
3.1	引言	59
3.2	三维CFD模型基础理论	59
3.2.1	连续性方程	60
3.2.2	动量守恒方程	60
3.2.3	能量守恒方程	61
3.2.4	组分守恒方程	61
3.2.5	湍流模型	62
3.2.6	守恒方程的通用形式	64
3.2.7	密度方程	65
3.2.8	辐射输运方程	65
3.2.9	辐射传热模型	67
3.2.10	燃烧模型	69
3.3	求解区域和求解方程离散化（有限体积法）	71
3.4	定解条件	75
3.4.1	计算域选择	76
3.4.2	边界条件以及初始条件	76
3.4.3	大气边界层相似理论	77
3.5	CFD模型计算的步骤	79
3.6	LNG蒸汽云扩散CFD模型验证	80
3.7	LNG池火热辐射CFD模型验证	93
3.7.1	火焰表面确定	94
3.7.2	火焰特征参数随时间的变化关系	95
3.7.3	风速对火灾热辐射的影响	98
3.8	本章小结	101
第四章	LNG事故危害减缓措施研究	103
4.1	引言	103
4.2	围堰（积液池）对LNG蒸汽云扩散的影响	103
4.3	喷射水幕对LNG蒸汽云扩散的影响	111
4.4	储罐防火间距分析	120
4.5	本章小结	123

第五章 结 论	125
5.1 主要研究成果	125
5.2 主要创新点	126
5.3 展望	127
参考文献	128
攻读博士学位期间发表的学术论文情况	140
致 谢	141

第一章 绪论

1.1 研究目的及意义

随着我国经济发展的深入以及人们环保意识的提升,我国对清洁能源的需求量越来越高,天然气以其污染小、热值高、洁净、使用安全等特点,越来越受到人们的重视。近年来,我国对天然气的需求量逐年增加,其中,液化天然气(LNG)的进口量也在逐年上升,有助于实现我国能源结构的多元化格局,LNG国际贸易已经成为全球能源市场的热点,全球LNG贸易量逐年高速增长。图 1-1 显示了近年来我国天然气的需求状况^[1],到 2010 年,我国天然气消耗量为 $1.09 \times 10^{11} \text{Nm}^3$,比 2009 年增加了 21.8%,2010 年天然气的消耗比例中,液化天然气(LNG)进口量约为 $1.28 \times 10^{10} \text{Nm}^3$,占天然气消耗总量的 11.7%。2020 年前,我国LNG年需求量预计将增加 4 倍,达到 4400 万吨^[2-4]。

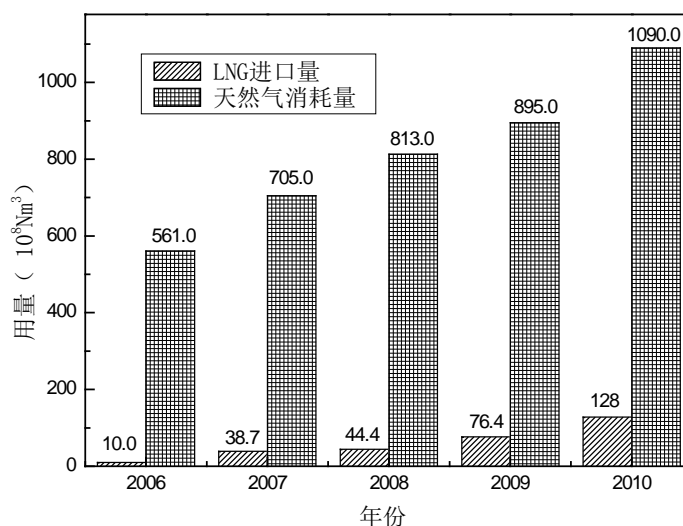


图 1-1 我国近年天然气消耗量与LNG进口量^[1]

我国的LNG行业发展迅速,2006年6月,广东深圳大鹏LNG项目第一期工程正式投产(规模370万吨/年),标志着我国LNG时代的到来^[5,6],截止到2011年底,我国已经投产运营的LNG接收站一共有6座,筹建的LNG接收站共有18座^[7,8],参考表1-1,分布在辽宁、山东、江苏、上海、浙江、福建、广东和海南等地。

大型的LNG接收站项目基本都建在沿海地区,而小型的LNG项目,如:LNG液化站,主要建在气源所在地,LNG气化站和LNG加气站则需要建在市场需求所在地。近年来,我国小型LNG项目发展迅速,截止到2011年,我国LNG液化站已经建成近30座,在建约14座,表1-2列举了我国已建成的LNG液化站情况^[8,9]。

表 1-1 国内LNG接收站一览表（截止到 2011 年底）^[7,8]

已投产 LNG 接收站				
序号	名称	一期规模 (万吨/年)	投产日期	合同气源
1	中海油广东大鹏	370	2006 年 6 月	澳大利亚
2	中海油福建莆田	260	2008 年 5 月	印尼
3	上海五号沟	—	2008 年 11 月	马来西亚
4	中海油上海洋山港	300	2009 年 10 月	马来西亚
5	中石油江苏如东	350	2011 年 5 月	澳大利亚/卡塔尔
6	中石油大连	300	2011 年 11 月	澳大利亚/卡塔尔
	总计	>1580		
筹建 LNG 接收站				
序号	名称	一期规模 (万吨/年)	拟投产日期	
1	中海油浙江宁波	300	2012 年（核准）	
2	中海油秦皇岛	200	待批	
3	中海油海南	200	待批	
4	中海油温州	200	待批	
5	中海油辽宁	300	待批	
6	中海油滨海	300	待批	
7	中海油深圳	300	待批	
8	中海油湛江	300	待批	
9	中海油揭阳	250	2012 年（核准）	
10	中海油珠海	350	2013 年（核准）	
11	中石油曹妃甸	350	2013 年（核准）	
12	中石油广西	300	待批	
13	中石油深圳	300	待批	
14	中石化青岛	300	2013 年（核准）	
15	中石化江苏	300	待批	
16	中石化天津	300	待批	
17	中石化茂名	200	待批	
18	中石化北海	300	待批	
	总计	5400		

表 1-2 国内已投产LNG液化工厂一览表（截止到 2011 年）^[8,9]

序号	名称	气源	投产日期	设计产能 (10 ⁴ Nm ³ /d)	日产量 (吨)
1	河南中原绿能高科	中原油田	2001 年 11 月	15	111
2	新疆广汇	吐哈油田	2004 年 9 月	150	1111
3	中油深南	福山油田	2005 年 4 月	25	185
4	中石油西南分公司	四川气田	2005 年 11 月	4	30
5	江阴天力燃气	西气东输	2005 年 12 月	5	37
6	新奥广西涠洲岛	北海散井气	2006 年 3 月	15	111
7	海南海燃	—	2006 年 3 月	25	185
8	江阴天力	—	2006 年 10 月	5	37
9	四川泸州	四川气田	2007 年 3 月	5	37
10	苏州华峰	西气东输	2007 年 5 月	7	50
11	辽宁沈阳	—	2007 年 9 月	2	15
12	泰安深燃	—	2008 年 3 月	15	111
13	成都永龙	四川气田	2008 年 4 月	5	37
14	西宁中油中泰	涩宁兰线	2008 年 7 月	27	200
15	合肥燃气集团	—	2008 年 10 月	8	60
16	山西易高煤层气	煤层气	2008 年 11 月	25	185
17	鄂尔多斯星星能源	鄂尔多斯气田	2008 年 11 月	100	741
18	中海油珠海横琴	珠海横琴	2008 年 12 月	50	370
19	重庆民生黄水	四川气田	2009 年 1 月	10	89
20	沁水新奥煤层气	煤层气	2009 年 4 月	15	111
21	宁夏清洁能源	兰银线	2009 年 6 月	50	370
22	沁水顺泰煤层气	煤层气	2009 年 6 月	50	370
23	内蒙古时泰天然气	—	2009 年 8 月	15	111
24	内蒙西部天然气	长呼线	2010 年	60	420
25	兰州燃气集团	涩宁兰线	2010 年 5 月	30	210
26	四川汇鑫能源	四川气田	2010 年 4 月	100	741
27	重庆民生璧山	四川气田	2010 年 5 月	5	37
28	中石油兰州 LNG	—	2010 年 11 月	30	—
29	山西易高煤层气二期	—	2010 年 11 月	65	—
30	内蒙新圣 LNG	—	2010 年 11 月	30	210
31	巴彦淖尔华油 LNG	长庆气田	2010 年 12 月	30	210
32	华油内蒙 LNG	长庆油田	2011 年 1 月	30	222
	总计			1008	6714

表 1-3 LNG泄漏事故统计表^[10-13]

事故源	事故时间, 地点	事故概况
LNG储罐	1944年10月20日, 美国克利夫兰市	东俄亥俄煤气公司一个LNG储罐发生泄漏, 该储罐随后发生脆性损坏, LNG蒸汽云扩散至周围居民区和公共区域, 不久后扩散气体着火, 火焰回燃至LNG储罐区, 多处地点发生气体爆炸, 相邻储罐由于支柱未加包覆, 支柱受热弯曲, 储罐倒塌, 继而发生蒸汽云爆炸, 火灾持续两天, 事故后果极其严重, 死亡人数133人, 同时多处住宅、汽车被烧毁, 损失惨重;
“甲烷公主”号 LNG 运输船	1965年, LNG卸载过程发生泄漏	LNG卸载完毕后, 拆解卸料臂等设备, 由于操作失误造成阀门泄漏、甲板破裂, LNG发生泄漏, 没有发生火灾;
Jules Vemet LNG运输船	1965年, LNG卸载过程发生泄漏	装舱盖和甲板破裂, LNG泄漏, 对港口设备设施造成损失, 并没有发生火灾爆炸事故, 也无人员伤亡;
Esso Brega LNG运输船	1971年, 意大利 La Spezia LNG接收站	由于不同密度的LNG液体加入到同一储罐, 发生翻滚, 储罐超压, 安全阀开启, 翻滚气体放入大气, 储罐遭到少许破坏, 无火灾发生, 这是有史以来首次关于LNG翻滚事件的记载;
LNG储罐	1973年, 英国Canvey岛	LNG储罐发生破裂, LNG液体泄漏并在雨后地面蔓延, 快速相变后形成LNG蒸汽云, 随后遇到点火源, 发生爆炸, 并未造成人员伤亡;
LNG储罐	1973年2月10日, 美国纽约市斯塔坦岛	容积为 10^5 m^3 的LNG储罐发生泄漏, 工作人员在对储罐进行检修过程中, 储罐内部发生火灾, 死亡40人, 受伤3人;
LNG储罐	1975年, 费城	LNG过热液体泄漏形成火灾, 无人员伤亡
LNG储罐	1975年, 阿尔及利亚	储罐铝阀发生破裂失效, LNG泄漏, 1名工作人员低温冻死, 无火灾发生;
LNG码头	1979年, 哥伦比亚码头	LNG泄漏后渗透进入变电站, 同时变电站内部没有安装气体探测器, 电路板产生的电火花点燃LNG蒸发气体, 发生爆炸, 死亡1人, 严重受伤1人;
Taurus LNG运输船	1980年, 港口	LNG运输船搁浅, 压载舱打满压载水后, 船舶产生横倾, 造成船底大面积损坏。并没有造成LNG溢出或泄漏
Tellier LNG船	1989年, 港口	装载货物, 船舶与泊位相撞, 船壳与甲板破裂, LNG发生泄漏;
LNG 输送管道	1989年, 俄罗斯乌法	LNG输送管道发生泄漏, 发生爆炸, 死伤645人
天然气液化设施	1993年, 印度尼西亚	在管道检修过程中, LNG液体泄漏, 随后LNG进入地下水排污系统, 大量LNG汽化, 排污管道超压, 系统遭到破坏;
LNG 调峰站储罐	1993年10月, 英国曼彻斯特 Parting ton LNG调峰站	LNG储罐发生翻滚;

表 1-3 LNG泄漏事故统计表（续表）^[10-13]

“GASPOMA” 液化气船	2002年11月24日， 深圳大鹏湾	直接原因是巨轮的辅机供油管破裂，燃油喷射到排烟管上引起明火;事故船管理混乱，应急处理错误，导致机舱火情失去控制;船上再液化系统瘫痪，液化气从安全阀处发生泄漏，所幸货物蒸汽没发生火灾;
LNG槽车	2005年8月21日下午， 湖北随州城区北郊	槽车的尾部安全阀发生泄漏,处理得当，未造成人员伤亡;
LNG槽车	2007年6月5号， 新疆	LNG发生泄漏，事故造成1人伤亡1人重伤;
LNG管道	2007年8月17号， 哈密市	工程施工方违规开挖地下管道，造成LNG泄漏事故，处理及时，未造成火灾
LNG工厂	2008年1月19日， 阿尔及利亚斯基克达地区	LNG储罐泄漏，发生强烈爆炸，死亡6人，另有70余人受伤
LNG槽罐车	2008年8月3日， 江都市附近	由于气温较高，LNG罐内气压升高，槽车安全阀被冲开，致使LNG发生泄漏事故，由于处理措施得当未造成人员伤亡
LNG槽罐车	2009年10月20日21 时左右，商洛境内 312国道	槽车翻入10米深左右的路下，液化天然气泄漏，车内2人受轻伤
LNG槽罐车	2009年12月4日 沪陕高速公路陕西 商洛市	一辆拉煤半挂火车与前行的一辆LNG槽车发生追尾，LNG槽车起火燃烧
LNG槽罐车	2010年7月2日下午 16时26分左右， 包茂高速公路	发生多车追尾交通事故，16辆车不同程度受损，当场造成2人死亡，3人受伤。LNG罐车罐体受损造成液化天然气泄漏，施救方法得当，未造成人员伤亡

随着我国LNG行业的迅速发展，行业安全也越来越引起人们的重视，安全是LNG行业的首要问题。在石化、天然气等行业，对于气体的存放常采用常压降温或者常温加压等方式，这些气体一旦泄漏或者释放（leak 或者released），若是有毒或者易燃易爆气体，则会导致人员中毒或者引发火灾，存在很大的安全隐患，具有明显的社会危害性。倘若泄漏量小，则可以及时切断，产生的危害较小，若泄漏量较大，人为制止较难或者泄漏源切断不及时，则后果不堪设想。如1984年12月3日凌晨，设在印度中央邦首府博帕尔的美国联合碳化物公司的一家农药厂发生近40吨异氰酸甲酯（MIC）毒气泄漏事件，导致3150人死亡，5万多人失明，2万多人受到严重毒害，近8万人终身残疾，受这起事件影响的人口多达150万^[14]。LNG行业相比其它能源行业一直保持着较好地安全记录，但是LNG泄漏事故依然时有发生，表1-3列举了自20世纪40年代以来有关LNG的事故^[10-13]。

LNG根据其自身的特征，其主要危害类型包括：低温（LNG常温常压下沸点为 -161.5°C ）、LNG泄漏蒸汽云扩散和火灾。LNG泄漏后由于和环境温度差异较大，LNG液体就会发生快速相变，产生的蒸汽云密度比空气大，约为空气密度的1.5倍^[15]。所谓重气（Dense gas或者Heavy gas），即比环境空气密度大的气体，空气密度常温下 20°C 约为 $1.2\text{kg}/\text{m}^3$ ，重气形成的原因一般为以下三点^[16-18]：大的相对分子质量（如： CO_2 ， Cl_2 ）；低温储存（如：LNG，液氨）；化学变化（如：HF聚合）。重气一旦形成，积聚在地表或者水面，不利于危险物质扩散，不易被大气湍流稀释，泄漏气体长时间聚集会给人员带来严重的危害，同时，基于重气的特性，也增大了发生燃烧与爆炸的可能性。对于LNG，其主要成分为甲烷 CH_4 （含量80%以上），甲烷常温下密度比空气小（ 20°C 密度为 $0.66\text{kg}/\text{m}^3$ ），所以LNG泄漏后初始阶段为重气，随着云团温度上升，密度会逐渐降低，直至云团密度低于空气密度时，重气效应消失。基于LNG扩散的独特性质，研究其扩散行为则有着重要的意义，可以采取相应的减缓措施，例如：围堰或者水幕，能够有效的降低其扩散距离。

若LNG泄漏后遇到明火，则会形成火灾，火灾事故在化工行业和危险物运输事故中占有相当大的比例。在不同类型的火灾中（蒸汽云火灾、喷射火灾、火球等），池火灾最为常见，发生的概率约为44%^[19]。由于 CH_4 含碳量低，燃烧较充分，所以LNG燃烧时产生的热辐射强度很大^[20]（火焰表面辐射强度约为 $300\text{kW}/\text{m}^2$ ），对附近建筑物或者人员将产生毁灭性的伤害。

根据美国消防协会（National Fire Protection Association, NFPA）LNG行业标准NFPA 59A^[21]，LNG场站内部设施之间的间距以及场站与公共居民区的安全距离，主要从火灾热辐射强度与蒸汽云扩散浓度两个方面来确定。在我国，从站址选择上，我国法规标准只要求LNG站址要远离大型危险设施和运载危险物品的运输线路，其安全间距并没有具体的计算分析可供参考，GB50183 10.2.5条款^[22]对储存容量大于 $3\times 10^4\text{m}^3$ 的液化天然气站场只是提出了场站和居民区、福利设施的间距要求，其参考标准为《核电厂总平面及运输设计规范》。

1.2 重气扩散过程及 LNG 火灾特性

LNG 泄漏后果示意图如图 1-2 所示，主要包括以下三种情形：

- (1) LNG泄漏到地面或水面后，将形成一定厚度的液池，迅速蒸发^[23]（水面蒸发速率约为 $0.181\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ ），遇到火源，将产生池火；
- (2) LNG蒸发形成的蒸汽云在下风向扩散过程中遇到火源，如果蒸汽云是连续的，那么就会发生回火燃烧（Burn Back），进而形成池火，如果蒸汽云不是连续的，就会发生蒸汽云火灾（Vapor Fire），或者闪火^[24]（Flash Fire）；
- (3) 如果 LNG 蒸汽云扩散至下风向远距离，并且没有遇到点火源，将不会产生严重危害。

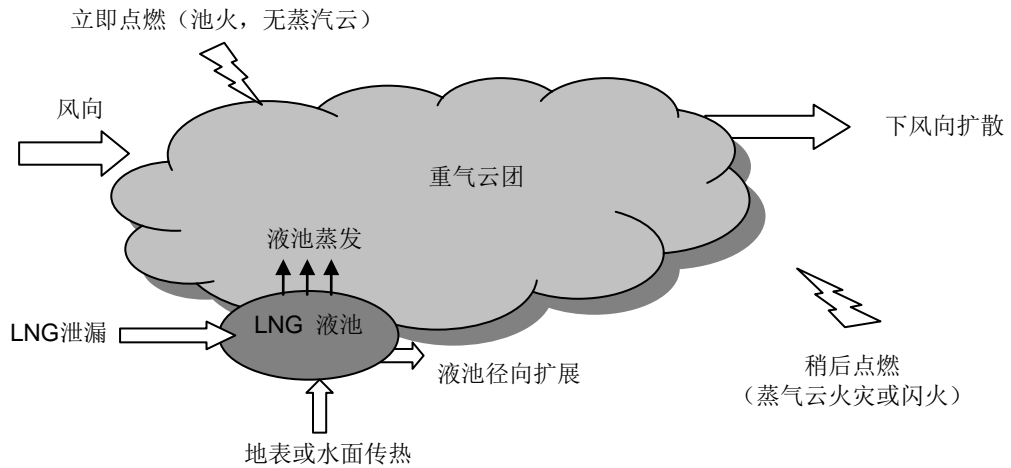


图 1-2 LNG 泄漏后果示意图

LNG 的存储温度较低，为 -161.5°C ，并且其液气体积膨胀比约为 620，一旦发生泄漏，将迅速发生相变，形成重气云团，即密度比空气大的气体云团。LNG 泄漏后形成的重气云团聚集在泄漏源附近，不易被大气湍流稀释。在大气湍流的作用下，周围空气及地表将与重气云团进行传热和传质。典型的 LNG 蒸汽云扩散包括三个阶段^[25]：

- (1) 重力沉降阶段(Buoyancy-dominated stage): LNG 泄漏后形成的重气云团，由于比周围空气的密度大，在云团自身重力的作用下，会发生重力沉降，即云团高度降低，径向尺寸增加，并且紧挨着地表移动，如图 1-3；
- (2) 稳定分层流动阶段(Stably stratified stage): 随着云团与空气的密度差异越来越小，重力沉降逐渐消失，云团在下风向上将会形成羽流(Plume)，如同镶嵌在空气中一样，随着空气而流动，传热和传质主要在此阶段进行；
- (3) 被动扩散阶段(Passive dispersion stage): 随着云团与空气的进一步混合，密度差异越来越小，则云团的行为完全靠大气湍流支配，即被动扩散阶段。



图 1-3 重气沉降示意图

通过 LNG 蒸汽云扩散实验研究发现，重气扩散过程与其它气体扩散有着一些特殊的现象，列举如下。

重气特性 LNG 泄漏初期，由于其极低的蒸发温度 -161.5°C ，蒸发气体密度较大，约为环境空气密度的 1.5 倍^[24]，体现出重气特性，随着下风向的扩散，云团温度升高，密度下降，当下降至比环境空气密度小时，则重气效应消失。所以对于 LNG 的扩散，同时兼有重气与正浮性气体扩散的特性。

大气环境条件 大气条件越稳定，即沿地面竖直向上，温度升高，出现所谓的“逆温”层^[26]，不利于重气云团的扩散，反之，当大气条件不稳定时，沿地面竖直方向向上，温度降低，有利于空气竖直方向上的对流，也有利于重气云团的扩散稀释。大气风速也是一个影响LNG蒸汽云扩散重要参数，风速较大时，大气湍流程度增加，同时大气湍流加剧也会使云团与周围环境的质量交换和能量交换变得剧烈，云团温度上升，浓度下降，稀释较快。

障碍物的影响 在重气扩散事故中，泄漏源周围往往存在着一些诸如建筑物、储罐、水幕之类的障碍物，在下风向扩散的过程中，重气扩散也会受到地形变化的影响。障碍物可以阻挡重气向下风向扩散，并且由于障碍物的影响增加了湍流强度，在障碍物的背面出现涡旋气流，造成气云在涡旋处停留。一般情况下，在泄漏源下风向附近设置障碍物，能够有效的降低下风向重气云团的影响。此外，若在泄漏源上风向存在障碍物，由于气体涡旋，将引导气云向上风向移动^[27]。

LNG的燃烧热为 50000kJ/kg，可燃浓度范围 5%-15%，池火燃烧时，表面辐射强度约为 300kW/m²，天然气燃烧时，由于其含碳量较低，较同体积其它碳氢化合物燃烧需要的氧气少，所以LNG燃烧比液化石油气（主要成分为丙烷）燃烧充分。但是当池火直径较大时，氧气进入火焰中心较困难，因此不完全燃烧的程度也会增加，同时也伴有烟尘生成，一方面烟尘会吸收LNG的燃烧热，另一方面粉尘也会向外发射辐射能，但是池火的表面辐射强度将随着不完全燃烧的程度而降低^[20]。

1.3 LNG 蒸汽云扩散研究现状

重气扩散研究主要包括三种研究方法：(1) 现场实地实验 (2) 模拟实验研究 (3) 理论分析和数学模型，下面分别阐述。

1.3.1 LNG 蒸汽云扩散现场实验研究

现场实验又称为全尺寸实验，即完全根据实际事故发生的情景，而设计进行的实验，包括事故发生时的气象（如风速、大气稳定度等）、地形、释放源的物理化学特征等，完全依据事故情形，完全将事故场景复原再现，通过组织浓度场，温度场和流场等的测量工作，获得重气扩散的第一手数据资料^[28]。国内目前还没有开展这方面的实验。

欧洲和美国自上世纪 70 年代做了很多有关重气扩散的现场实地实验，实验中采用的物质不仅有LNG，还有一些其它物质，如：HF、NH₃、N₂O₄、氟利昂等，国外现场实验见表 1-4^[29-32]。

到 20 世纪末，大型的现场实验基本停止，其原因在于，一方面，国防或大型石化组织已经得到足够的的数据，对于LNG等重气扩散的研究可以终止，避免重复消耗大量的人力物力和财力^[36]；另一方面，由于数学建模以及低速风洞物力模拟在重气扩散研究领域的应用，也使得费用相对较高的现场实验受到限制^[36]。不过，上述现场实验为以后数学模型的建立及验证提供了大量宝贵的实

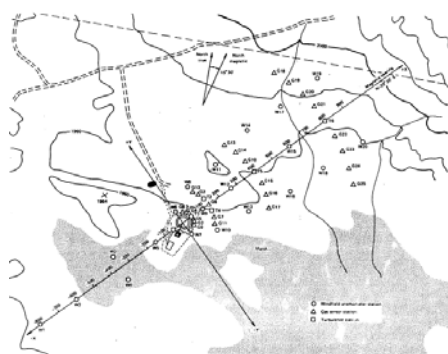
验数据。目前所开发的重气扩散模型的模拟结果绝大多数都是与上表中的现场实验数据作对比，用以验证模型的可靠性及使用范围和条件。但是，很多现场实验的数据只限内部使用，对外是保密的。

表 1-4 国外重气扩散现场实验一览表^[29-32]

实验年份	组织者/实施者	项目名称	实验物质
1970-1972	美国矿务局	液化气体实验	LNG
1971	ESSO 和美国石油研究所	Matagorda 海湾实验	LNG
1973	Shell (壳牌公司)	Gadila Jettision 实验	LNG
1973	荷兰应用科学研究院	荷兰加压液化气实验	氟利昂 (Freon) 液化气
1974	美国气体协会	Capistran 实验	LNG
1976-1978	Chemical Defence Establishment (U. K.)	Porton Down 实验	空气和Freon-12 混合气
1978	美国空军武器中心	Avocet 系列实验	LNG
1980	美国 DOT, GRI	Burro 系列实验 ^[33,34]	LNG
1981	美国空军武器中心	Coyote 系列实验	LNG
1980	英国国家海洋研究所	Maplin Sands 实验	LNG、LPG
1981-1982	英国健康安全执行局(HSE)	HSE 水喷射实验	CO ₂
1982-1984	英国健康安全执行局(HSE)	Thorney Island 实验 ^[31]	Freon 与N ₂ 混合气
1983	LLNL(劳伦斯利弗莫尔国家实验室)	Desert Tortoise 和 Eagle 实验	NH ₃ 和N ₂ O ₄
1986	LLNL 和Amoco oil 公司	Goldfish 实验系列	液体HF
1987	LLNL, DOT, GRI	Falcon实地实验 ^[35]	LNG
1988	丹麦国家实验室 (Risk National Laboratory)	MTH BA 丙烷实验	液化C ₃ H ₈
1988	GRI, DOT	HF实验	液体HF
1989-1991	欧洲委员会 (European Commission)	FLADIS 野外实验	液化NH ₃
1995	Petroleum Environmental Research Forum	Kit Fox 现场实验	CO ₂

1.3.1.1 Burro 实验介绍

表 1-4 所列举的实验中，Burro系列实验^[33, 34, 37, 38]和Falcon系列实验是两个专门对LNG重气扩散而进行的实验，两个系列实验各具特点，并且进行的多组实验，均对不同大气稳定度条件，不同泄漏速率进行了研究。Burro系列实验侧重于平坦地形条件下的重气扩散，而Falcon系列系列实验是在有障碍物的条件下进行的实验。下面将一一介绍。



实验装置布局图



直径 58m 水池

图 1-4 Burro系列实验装置布局图以及水池^[37]

Burro系列实验是由美国运输部（DOT）和气体研究院（Gas Research Institute）资助，由美国LLNL（Lawrence Livermore National Lab）国家实验室实施，在美国加州China Lake进行的重气扩散实验^[33, 34, 37, 38]，该实验一共包含9组实验，除第一组实验在用液氮之外，其余实验均采用LNG，LNG泄漏体积变化范围 $24\text{m}^3\sim 39\text{m}^3$ ，泄漏速率 $11.3\text{m}^3/\text{min}\sim 18.4\text{m}^3/\text{min}$ ，风速 $1.8\text{m/s}\sim 9.1\text{m/s}$ ，大气稳定度变化范围B~E。Burro系列实验的地形图以及仪器布局图见图 1-4。Burro系列实验是在直径为 58m的水池上进行的，水面深度 1m，LNG通过输送管道运输至水池上方，由于LNG与水面的较大温差（约 190°C ），当LNG泄漏至水面时，将会立即相变气化，生成重气云团，向下风向扩散。同时，Burro系列实验分别在距离液池中心下风向 58m、140m、400m和 800m分别布置了测量 CH_4 体积浓度的测量装置。中心线之所以偏斜，主要是考虑到当时气候条件下盛行的风向（西南风），以方便测量。同时，在上述距离中间、以及中心线位置处分别布置了湍流工作站（Turbulence Station），可用于测量不同竖直高度处的风速、风向、温度和湿度等气候条件。Burro系列实验的平均气候条件以及泄漏初始条件列于表 1-5。

Burro系列的9个实验涵盖了不同的泄漏条件，不同的大气条件。例如B2与B3实验，大气稳定等级较低。B5实验持续时间最长，泄漏速率相对较小，同时大气稳定等级也相对较低，所以B5实验能够充分体现出稳态扩散的情形。B8实验大气稳定等级较高，泄漏速率相对较大，而泄漏时间偏短。基于不同的泄漏情景，对应的重气扩散情形也各不相同。差异很大，这些将在后面的章节中陆续阐述。

表 1-5 Burro系列实验的初始条件^[33, 34]

验序号	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9
液池直径 (m)	58	58	58	58	58	58	58	58
流量 (m^3/min)	11.9	12.2	12.1	11.3	12.0	13.6	16.0	18.4
释放持续时间 (s)	173	167	175	190	128.9	174	107	79
平均风速 (m/s)	5.4	5.4	9.0	7.4	9.1	8.4	1.8	5.7
相对湿度 (%)	7.1	5.2	2.7	5.6	5.1	5.6	4.5	13.1
环境温度 ($^\circ\text{C}$)	37.6	33.8	35.4	40.5	39.2	33.7	33.1	35.4
大气稳定度等级	B	B	C	C	C	D	E	D

1.3.1.2 Falcon 实验^[24, 35, 36, 39]介绍

Falcon系列实验也是由美国运输部（DOT）和气体研究院（Gas Research Institute）资助，由美国LLNL国家实验室实施进行的^[24, 35, 36, 39]，但是与Burro系列实验不同的是，Falcon系列实验主要模拟存在障碍物的情形下，重气扩散的行为。实验是在一个 88m长，44m宽，9.1m高的矩形围墙内进行的，LNG泄漏在围墙内一个 $40\text{m}\times 60\text{m}$ 的矩形水池上，水池有进水口和出水口，如图 1-5，水是循环流动的，同时LNG通过泄漏管线可以均匀的泄漏到水面表面，这样做的目的是为了保证泄漏到水面上的LNG能够全部得到蒸发。在水池前方有一块高

13.7m，宽 17.1m的矩形挡板，用于模拟储罐对于围堰区内泄漏扩散的影响。Falcon系列实验测量设施布局图 1-6，也是根据当时天气的风向所定，X轴的正方向为风向，分别在下风向距离 50m、150m和 250m处分别设置测量甲烷浓度的测量仪器，同时也在中心线上布置了大气湍流工作站（Turbulence Station），用于测量大气条件。

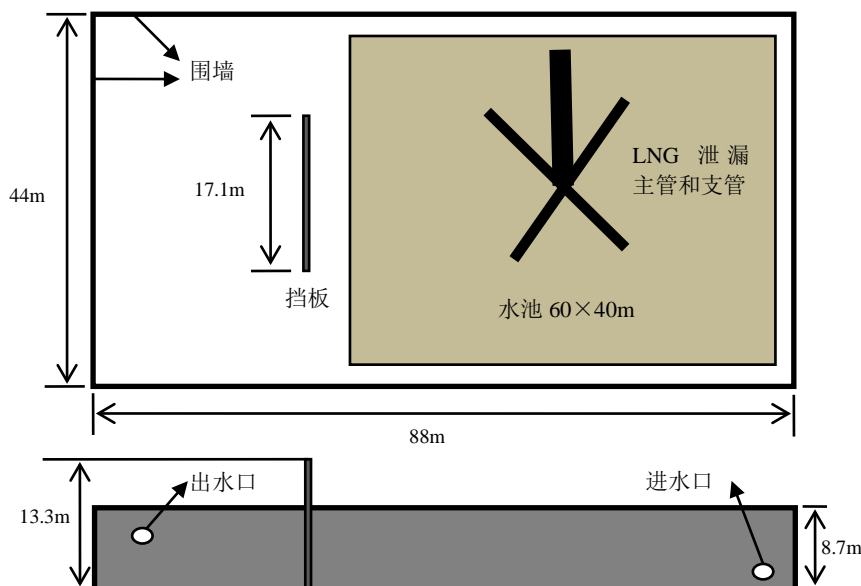


图 1-5 Falcon系列实验围堰内布局^[35]

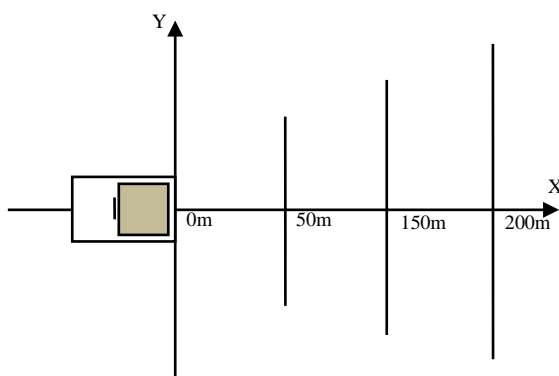


图 1-6 Falcon系列实验仪器布局图^[35]

Falcon系列实验共包含 5 个实验，泄漏速率变化范围 $8.7\sim 30.3\text{m}^3/\text{min}$ ，风速 $1.7\sim 5.3\text{m/s}$ 。Falcon系列实验的泄漏条件以及大气条件见表 2.3。其中Falcon 1 号实验泄漏量最大， 66.4m^3 ，泄漏速率 $28.7\text{m}^3/\text{min}$ ，并且持续时间最长，为 131s，大气稳定度为G，为最稳定级别，基于Falcon 1 号实验的特殊性，本论文对该实验做了CFD模拟，详见第三章。

表 1-6 Falcon 系列实验初始泄漏条件与大气条件^[35]

	Falcon 1	Falcon 2	Falcon 3	Falcon 4	Falcon 5
平均风速(2m 高度)	1.7	4.7	4.1	5.2	2.8
风速分布(m/s, G24)					
1.0 m	1.20±0.178	4.25±0.977	3.70±0.414	4.33±0.407	2.23±0.453
4.0 m	2.20±0.142	5.25±1.24	4.53±0.367	5.93±0.448	3.40±0.498
16.0m	3.20±0.209	6.25±1.35	5.55±0.303	7.87±0.499	4.82±0.400
温度分布(°C, G24)					
1.0m	32.2±0.14	31.8±0.05	35.0±0.05	30.8±0.11	31.1±0.20
2.0m	32.8±0.13	31.6±0.05	34.9±0.04	31.1±0.13	31.7±0.21
4.0m	33.4±0.13	31.5±0.06	34.8±0.03	31.4±0.15	32.2±0.21
8.0m	33.8±0.08	31.4±0.06	34.8±0.02	31.8±0.13	32.9±0.12
16.0m	34.1±0.06	31.2±0.06	34.7±0.04	32.0±0.08	33.4±0.06
云层覆盖	1%	1%	5%	10%	20%
大气压力 (mb)	908.9	905.0	900.8	906.3	908.5
大气稳定度	G	D	D	D/E	E/F
地表粗糙度 (m)	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008
泄漏时间 (s)	131	78	154	241	78
泄漏速率 (m ³ /min)	28.7	15.9	18.9	8.7	30.3
泄漏体积 (m ³)	66.4	20.6	50.7	44.9	43.9
出口直径 (in)	4.5	4.5	4.5	1.5	4.5
水池水温 (实验前后, °C)	28.4/22.4	23.6/20.6	No data	23.2/22.0	26.0/ND

1.3.2 LNG 蒸汽云扩散模拟实验研究

模拟实验即比上述现场实验规模小, 参照相似准则, 计算缩比后的情形, 设计合适的地形和大气条件, 对下风向重气扩散的浓度场、温度场以及流动场进行布点测量, 然后在依照相似准则换算到实际释放的情形。

模拟实验主要根据相似理论, 在缩尺度的范围内进行的实验, 尺度越大, 那么相似比例越高, 实验的可靠性也越强^[28], 与现场实验相比, 它可以大大减少实验物质的数量, 节省成本; 更重要的是对有毒和易燃实验物质来说, 可以降低潜在风险。模拟实验的优点在于实验参数的可控性和重复性较强, 不像全尺寸实验, 天气情况需要精心挑选, 实验重复性较差。关于近年来模拟实验的研究情况列于表 1-7。

模拟实验主要包括两种方法^[28], 风洞实验研究和盐水实验研究。模拟实验的理论基础是相似原理及相似准则, 通过设计模拟实验, 满足一定的相似准则, 模拟大气环境和泄漏源的泄漏情形, 通过对模型的研究来间接掌握实际情况下重气扩散的规律, 满足相似准则是模拟实验研究的核心问题。长实验段的环境风洞^[40, 41]是目前模拟低层大气湍流扩散的主要设备, 此外, 盐水模拟 (又称分层流拖曳水槽) 基于其直观显示功能, 也可用于重气扩散的模拟研究^[42, 43]。

表 1-7 模拟实验研究现状

年份	作者	题目	发表刊物	模拟方法
1982	Meroney, Robert N.	Wind-tunnel experiments on dense gas dispersion ^[44]	Journal of Hazardous Materials	风洞实验, 丙烷
1986	Krogstad, P. A. Pettersen, R. M.	Wind tunnel modelling of a release of a heavy gas near a building ^[45]	Atmospheric Environment	风洞实验
1991	König-Langlo, G. Schatzmann, M.	Wind tunnel modeling of heavy gas dispersion ^[46]	Atmospheric Environment	风洞实验, 有毒易燃气体
1998	D.J.Hall; S.Walker	Scalingrules for reduced-scale field releases of hydrogenfluoride ^[47]	Journal of Hazardous Materials	风洞实验, 实验气体 HF
2005	Hald, Karin Buchlin, Jean-Marie	Heavy gas dispersion by water spray curtains: A research methodology ^[48]	Journal of Loss Prevention	水幕模拟
2010	Rana, Morshed A.Mannan, M. Sam	Forced dispersion of LNG vapor with water curtain ^[49]	Journal of Loss Prevention	水幕模拟
2010	Rana, Morshed A. Guo, Yuyan	Use of water spray curtain to disperse LNG vapor clouds ^[50]	Journal of Loss Prevention	水幕模拟
2003	姜传胜; 丁辉; 刘国梁	重气连续泄漏扩散的风洞模拟实验与数值模拟结果对比分析 ^[51]	中国安全科学学报	风洞模拟
2004	刘国梁; 宣捷; 杜可; 赵汝敖	重烟羽扩散的风洞模拟实验研究 ^[52]	安全与环境学报	风洞模拟
2007	秦颂; 董华; 张启波, 等	重气连续泄漏扩散的盐水模拟实验 ^[42]	环境化学	盐水模拟

在模拟重气扩散时，大气边界层的模拟是实验研究的重点，也是模拟实验成功的关键，所以研究重气扩散现象的风洞又可以称为“大气边界层风洞”^[28]，用于模拟大气边界层流动。在大气边界层风洞中，实验段的气流并不是均匀的，风洞底部，即边界层底面，风速为0，沿竖直方向向上，风速逐渐增加，风速廓线符合对数线性关系或指数分布关系。上文提及，满足相似准则是模拟实验的关键，理论上要求现场实验和模拟实验的相似准则数保持一致，主要体现在以下5个准则数^[28, 42]，即Reynolds数(Re)、Richardson数(Ri)、Rossb数(Ro)、Prandtl数(Pr)和Eckert数(Ec)。

$$Re = \frac{U \cdot L}{\nu} = \frac{\text{惯性力}}{\text{粘性力}} \quad (1-1)$$

其中， Re 为雷诺数； ν 为流体的运动学黏度(下同)， m^2/s ； L 为流场特征长度(下同)， m ； U 为流体速度特征值(下同)， m/s 。

$$Ri = \frac{\Delta T}{T_0} \cdot \frac{L \cdot g}{U^2} = \frac{\text{浮力}}{\text{惯性力}} \quad (1-2)$$

其中, Ri 为气体理查逊数, T_0 为初始温度的特征值, K ; ΔT 为流场与外界环境温度差, K ; g 为重力加速度, m/s^2 。

$$Ro = \frac{U}{L \cdot \Omega} = \frac{\text{惯性力}}{\text{科氏力}} \quad (1-3)$$

其中, Ro 为罗斯贝数; Ω 为地球自转角速度, s^{-1} 。

$$Pr = \frac{\rho_0 \cdot c_p \cdot \nu}{k} = \frac{\text{粘性扩散率}}{\text{热扩散率}} \quad (1-4)$$

其中, Pr 为普朗特数; k 为流体的热导率, $W/(m \cdot K)$; ρ_0 为流体的初始密度, kg/m^3 ; c_p 为流体的定压比热(下同), $J/(kg \cdot K)$ 。

$$Ec = \frac{U^2}{c_p \cdot T_0} = \frac{\text{能量耗散率}}{\text{能量的对流传输率}} \quad (1-5)$$

其中, Ec 为埃科特数; c_p 为流体的定压比热(下同), $J/(kg \cdot K)$; U 为流体平均速度特征值, m/s ; T_0 为初始绝对温度的特征值, K 。

大气边界层风洞模拟设施的尺寸跨度很大, 小的只有 $0.3m \times 0.3m \times 3.6m$ (宽 \times 高 \times 长)^[53], 而大的有 $3m \times 2m \times 32m$ (宽 \times 高 \times 长)^[54]。一般来说, 风洞尺寸越小, 其模拟大气边界层流动的能力也越有限。国内北京大学刘国梁等人也进行了重气扩散的风洞实验, 实验物质为乙烯 C_2H_4 , 实验段尺寸 $3m \times 2m \times 32m$ (宽 \times 高 \times 长)^[52]。广州大学肖淑衡^[55]等人, 也曾采用 CO_2 模拟液化天然气站气体泄漏扩散的情况, 但是LNG属超低温物质, 泄漏后的扩散行为与 CO_2 相比差异较大。

盐水模拟^[42, 43]可以分为分层流拖曳水槽(用来模拟稳定大气边界层流动)和对流水槽(用来模拟大气对流边界层), 盐水模拟又称为水槽模拟。考虑到盐水的密度比水的密度大, 同时对于盐水的密度可以人工调配, 因此可以用于模拟不同重气在实际大气中的扩散情况。水槽模拟通过调节内部的水流状态, 能够轻易地实现不同的大气稳定度条件。盐水模拟实验的最大优点是它有很强的直观显示能力, 通过区分淡水和盐水的颜色, 能够较清晰的观察到盐水在淡水中的扩散情况, 毕竟大气边界层和水流边界层区别较大, 所得的结果只能是定性的而非定量的, 因此, 盐水实验的深入研究应用受到了极大的限制。从 20 世纪 70 年代至今, 也有利用盐水实验设施研究重气扩散的案例, 我国青岛理工大学秦颂等人^[42]也在盐水模拟方面做了初步研究, 但为数很少。

盐水模拟实验不被广泛使用还有以下原因^[28, 43]:

(1) **黏度差异** 室温情况下, 水的运动粘度是空气的 $1/16$, 因此同样的尺度和流体速度, 对水流实验而言, 雷诺数将是 16 倍高, 水流模拟设施不适合于模拟高雷诺数的流动扩散;

(2) **比热差异** 常温常压下, 空气比热较小, 约为液态水比热的 $1/4$, 加热分层相对较容易。在模拟大气逆温等方面具有天然的优势, 水中的分层通常由水和盐的混合物分层产生, 同时水槽中的水流是由水泵循环流动, 而这种循环流动

倾向于破坏分层。

(3) **比重差异** 重气种类不同, 相对于空气的比重也不同, 变化范围较大, 约为 1.0~5.0, 因此, 负浮力对重气扩散的影响较大。在盐水模拟实验中, 盐水相对于淡水的比重介于 1.0 和 1.4 之间, 因此在比重差异方面也受到限制。

1.3.2 LNG 蒸汽云扩散数值模拟研究

根据欧洲共同体(European Commission, EC)下设的重气扩散专家组HGDEG (Heavy Gas Dispersion Expert Group) 分类, 将常用的重气扩散模型分为三类^[56-58], 即: 现象模型、积分模型和CFD模型, 下面将一一介绍。

1.3.2.1 现象模型

现象模型也称唯象模型, 即根据重气扩散实验, 通过一系列图表或者简单关系式来描述重气扩散行为, 该类模型包括:

- Britter and McQuaid Workbook^[59]
- VDI Guideline^[60]

Britter & McQuaid 在重气扩散手册中推荐了一套简单实用的方程式和图表, 称之为 B&M 模型, 以重气扩散的实验测量数据为参考, 用无因次的形式将数据连线并绘制成与数据匹配的列线图, 一定程度上, 能够体现重气瞬时释放或连续释放的情形, 连续和瞬时释放的浓度关系式分别为:

$$\frac{C_m}{C_0} = f_c \left(\frac{x}{\left(\frac{V_{CO}}{u}\right)^{\frac{1}{2}}}, \frac{g'_0 V_{CO}^{\frac{1}{2}}}{u^{\frac{5}{2}}} \right)$$

$$\frac{C_m}{C_0} = f_i \left(\frac{x}{V_{i0}^{\frac{1}{3}}}, \frac{g'_0 V_{i0}^{\frac{1}{3}}}{u^2} \right) \quad (1-6)$$

其中, C_m , C_0 分别为气云横截面上的平均浓度和初始浓度; V_{i0} 为瞬时烟团释放的初始气云体积 (m^3); V_{c0} 为连续烟流释放的初始气云体积量 (m^3/s); g'_0 为初始的折算重力项; u 为 10m高度处的风速; $g'_0 = g(\rho_0 - \rho_a)/\rho_a$, 其中 ρ_0 , ρ_a 分别为初始云团的密度和外界空气密度, f_c 和 f_i 为普遍化无因次函数, 以上 2 个式子中, 右边第一项为无因次距离, 第二项为源Richardson数, B&M模型以源Richardson数为横轴, 以无因次距离为纵轴, 将 C_m/C_0 实验数据绘制成图。连续释放与瞬态释放以烟流长度与下风向距离比值进行判断:

$$uT_d/x \geq 2.5 \rightarrow \text{连续} \qquad uT_d/x \leq 0.6 \rightarrow \text{瞬时}$$

$$0.6 \leq uT_d/x \leq 2.5 \rightarrow \text{两种方式均计算, 取浓度值小者}$$

其中, T_d 为泄漏源释放持续时间。这些解析式与图表只是为工业实用提供一个指南, 以确定工厂警戒线安全距离的一个依据。该模型在是用时不是很准确, 只是作为工业上简单使用, 并没有建立合理的数学模型, 使用范围较有限。不适合计算地表粗糙度大、存在障碍物的重气扩散情形。

1.3.2.2 积分模型

积分模型，即描述云团随时间或距离变化的扩散行为，该模型与现象模型相比有了很大的改进，对重气扩散行为进行了数学建模，采用相应的浓度分布模式（例如：高斯分布^[61]）和风速分布模式（例如：指数分布）对下风向的扩散行为做了描述，但是该模型的最大局限在于对低风速和复杂地形不适用^[62, 63]，该类模型包括：

- SAFER, TRACE^[64];
- CONSEQ, PHAST, WHAZAN, SAFETI^[65];
- DENZ, DRIFT, CIGALE 2, SLOPEFMI^[66];
- HEGADAS, HEGABOX, HGSYSTEM^[67];
- DEGADIS^[68, 69];
- CHARM, EOLE^[70];
- DENS1, DENS8, DENS20^[71];
- SLAB^[72];
- CRUNCH, GALON^[73];
- GASTAR;
- CAMEO;
- PAMPA;
- HASTE;
- MIDAS;
- CLOUD^[74];

积分模型主要是以 HEGADAS 模型为基础，其余模型大多以及以该模型为基础而进一步完善。壳牌公司 HEGABOX 和 HEGADAS 模型是 HGSYSTEM 系统软件包的重要组成部分。HEGADAS 模型既有处理稳定稳态连续释放的定常态版本，也有预测瞬态扩散的非定常版本。DEGADIS 模型在 HEGADAS 模型基础上作的改进，为美国海岸警卫队和气体研究院开发的模型。DEGADIS 模型假定风速为幂指数分布，浓度在侧风向上采用高斯分布，在竖直方向上采用修正的高斯分布，通过积分求解下风向中心线浓度分布，进而计算侧风向和竖直方向上的浓度分布。

1.3.2.3 计算流体力学模型

基于 Navier-Stokes 方程的三维 CFD 模型，该模型对于重气扩散行为具有最为全面的描述，通过建立三维的守恒控制方程对其进行建模，但是该模型使用较复杂，并且计算时间较长，也会占用较多的计算机资源，该类模型包括：

- SIGMET^[75];
- TRANSLOC^[76];
- FEM3^[77, 78];
- ZEPHYR^[79];
- MARIAH^[80];
- HEAVYGAS^[81];
- MERCURE^[82];
- ADREA-HF^[83];

● MERADIS^[84];

表 1-8 国内外关于 CFD 重气扩散模拟的研究论文

年份	作者	题目	模拟方法	发表刊物
1986	Sutton, Brandt, H. White, B. R.	Atmospheric dispersion of a heavier-than-air gas near a two-dimensional obstacle ^[88]	风洞实验 数值模拟	Boundary-Layer Meteorology
2005	Dharmavaram, S., Hanna, S. R. & Hansen, O. R.	Consequence analysis—Using a CFD model for industrial sites ^[89]	FLACS	Process Safety Progress
2005	Rigas, Fotis Sklavounos, Spyros	Simulation of Coyote series trials--Part II: A computational approach to ignition and combustion of flammable vapor clouds ^[90]	CFX	Chemical Engineering Science
2006	Luketa-Hanlin, Anay, Koopman, Ronald P. Ermak, Donald L.	On the application of computational fluid dynamics codes for liquefied natural gas dispersion ^[91]	FEM 3	Journal of Hazardous Materials
2008	Gavelli, Filippo, Bullister, Edward Kytomaa, Harri	Application of CFD (Fluent) to LNG spills into geometrically complex environments ^[39]	FLUENT	Journal of Hazardous Materials
2009	Cormier, Benjamin R. Qi, Ruifeng	Application of computational fluid dynamics for LNG vapor dispersion modeling: A study of key parameters ^[92]	CFX	Journal of Loss Prevention in the Process Industries
2009	Pontiggia, M. Derudi, M.	Hazardous gas dispersion: A CFD model accounting for atmospheric stability classes ^[93]	FLUENT	Journal of Hazardous Materials
2010	Qi, Ruifeng Ng, Dedy	Numerical simulations of LNG vapor dispersion in Brayton Fire Training Field tests with ANSYS CFX ^[94]	CFX	Journal of Hazardous Materials
2011	S.M. Tauseef, D. Rashтчian, S.A. Abbasi	CFD-based simulation of dense gas dispersion in presence of obstacles ^[27]	FLUENT	Journal of Loss Prevention
2011	Tauseef, S. M. Rashтчian, D.	A method for simulation of vapour cloud explosions based on computational fluid dynamics (CFD) ^[95]	FLUENT	Journal of Loss Prevention in the Process Industries
2011	Olewski, Tomasz	Medium scale LNG-related experiments and CFD simulation of water curtain ^[96]	FLACS	Journal of Loss Prevention in the Process Industries
2007	肖淑衡; 梁栋	厂区天然气泄漏扩散的数值模拟研究 ^[55]	PHOENICS	广州大学硕士学位论文
2008	黄琴; 蒋军成	液化天然气泄漏扩散实验的CFD模拟验证 ^[97]	FLUENT	工业安全与环保
2011	程浩力; 刘德俊; 龙世华	城市燃气管道泄漏的CFD模拟 ^[98]	FLUENT	油气储运

计算流体力学（CFD）重气扩散模型，即采用计算流体力学的方法模拟重气扩散的三维非定常态湍流流动过程^[85]。CFD方法是通过建立各种条件下的基本守恒方程（包括质量、动量、能量、粘度以及组分等），结合计算场景的初始和边界条件，加上数值计算理论和矩阵求解方法，从而计算得到真实过程各种场的分布，如流动场、温度场、浓度场等，以充分描述重气扩散的详细过程。CFD模型的一个重要优势，除了模拟平坦地形的重气扩散，可以模拟复杂地形，存在障碍物的重气扩散情形。这种基于Navier-Stokes方程的完整三维的流体力学模型的预测方法^[86, 87]，至少在原理上描述最为充分，可以模拟所有重要的物理过程。

在 20 世纪 80 年代，大量大规模 LNG 扩散以及火灾实验为数值模拟提供了充分的数据库资源，从 90 年代初，伴随着计算机行扩散业的发展，各种计算流体力学软件相继问世，所以重气扩散的研究重点，从之前的积分模型研究，开始转向计算流体力学模型验证重气扩散实验，或者 CFD 模拟研究结合风洞实验。关于重气扩散 CFD 模拟的研究论文统计如表 1-8。

Sutton 等人^[88]用小型风洞与数学模型相结合的方法对重气扩散进行了研究，其风洞总长度为 21.3m，宽 1.07m，高 1.45m，但是实验段较短仅为 2.44m 长，数学模型为 CFD 模型，仅模拟了风洞内二维方向上的扩散情况，但是 Sutton 等人的研究方法为重气扩散模拟奠定了基石，后人的研究工作均是在此基础上做的改进。此外，Luketa Hanlin^[91]等人在研究重气扩散的时候，充分考虑了大气边界层的影响，采用了 Monin-Obukhov 方法考虑大气边界层内部速度、能量与组分的分布情况^[99]，该方法也是重气扩散研究领域的一个突破。国内在重气扩散 CFD 研究方面做的工作还远远不够。肖淑衡等人^[55]采用 CO₂ 来模拟 LNG 灌区的泄漏，但是 CO₂ 的扩散行为与 LNG 泄漏扩散行为差异较大，主要体现在：CO₂ 在常温下即为重气，LNG 为低温液体，扩散一段距离以后，其密度降低，转变为比空气轻的气体，以及 CH₄ 与 CO₂ 也有粘度上的差异。南京工业大学黄琴、蒋军成等人^[100]采用 CFD 方法对 LNG 重气扩散也做了研究，但是没有考虑空气边界层的影响，同时对于存在障碍物的重气扩散情形也缺乏考虑。

1.3.2.4 研究方法对比

从以上论述可以得出，LNG 重气扩散的研究方法（现场实验、模拟实验和数学建模），优缺点列表对比如下。

表 1-9 LNG 重气研究方法优缺点对比^[28]

研究方法	基本原理	研究对象	成本	风险	可重复性	可靠性	模拟完整性
现场实验	场景重现	真实环境	高	高	差	高	全过程模拟
模拟实验	相似原理	风洞、水槽	中	中	中	中	部分模拟
数学建模	守恒定律	电脑，编程	低	无	好	低	全过程模拟

从以上论述可以得出，由于数学建模在处理重气扩散时，成本低、无风险、可重复性强，可以进行全过程模拟，同时可靠性可以通过实验数值修正，以提高其计算的准确度。但是用于分析 LNG 重气扩散的数学模型很多，据统计每年还将产生新的数学模型，将各种模型进行分类对比，列于表 1-10。由于现象模型的理论基础简单，在早期使用较为流行，随着中间模型的兴起，现象模型的使用越来越少，近几年 CFD 模型的研究成为重气扩散领域的一大热门，主要是由于电子行业的迅速发展，电脑的处理能力越来越强大，处理速度越来越快，但是这也并不能说明中间模型就会停止使用，CFD 模型的使用需要专业人员来操作，使用范围很有限，所以在安全评估时，建议将中间模型和 CFD 模型结合使用，对于大范围（例如：LNG 场站周边的安全距离），无障碍物的情形可采用中间模型处理，对于小范围，如：LNG 场站内部各功能区之间的安全距离，由于围堰、储罐、蒸发器、水幕、建筑物等减缓措施和障碍物的存在，积分模型无法处理，可采用 CFD 模型进行处理。

表 1-10 重气扩散数学模型对比

	理论基础	模拟准确性	模型优、缺点	适用范围
现象模型	实验得到图表或者关系式	低	使用方便，计算速度快，理论描述过于简单，仅用于一维计算	工业上简单使用，不适合存在障碍物的扩散情形
中间模型	设计了浓度分布模式与风速分布模式，并结合守恒定律做积分计算	较高	理论基础较现象模型完善，计算速度比 CFD 模型快，但是对于低风速与复杂地形不适用	可以与相关行业标准结合，用于安全评估。
CFD 模型	基于 Navier-Stokes 方程的计算流体力学	较高	理论描述最完善，可用于计算各种扩散场景，但是计算花费太高，计算周期较长	需要专业技术人员操作，可用于评估中间模型无法处理的扩散场景。

1.4 LNG 火灾研究现状

随着我国对 LNG 需求量的日益提高，与之相配套的 LNG 行业标准和法规的建设起步较晚，目前我国尚无关于 LNG 场站设计及施工的具体规范。LNG 场站一旦发生火灾，将会对人民的生命财产安全以及企业的生产活动产生极其不利的影 响。常见的 LNG 火灾类型包括以下三种^[101]：

- 喷射火灾 (Jet Fire)：压力管道或容器破裂后，易燃液体或气体通过小孔或者裂缝喷出，遇到点火源产生的火灾；
- 池火灾 (Pool Fire)：液体聚集成池后，由液体沸腾或蒸发产生的气体燃烧而产生的火灾；
- 蒸汽云火灾 (Vapor Fire)：蒸汽云团遇到点火源后而产生的火灾。

据 LNG 泄漏时间的不同，可以将泄漏分为连续泄漏（Continuous Release）和瞬时泄漏（Instantaneous Release），再根据点燃时间的不同，即立即点燃（Immediate Ignition）和延迟点燃（Delayed Ignition），因此而产生的火灾类型亦不相同，见图 1-7。LNG 火灾特性的研究尤为重要，本节将主要介绍 LNG 火灾的研究现状，同 LNG 重气扩散研究相类似，LNG 火灾的研究也可以分为实验研究与数值模拟研究，下面将一一阐述。

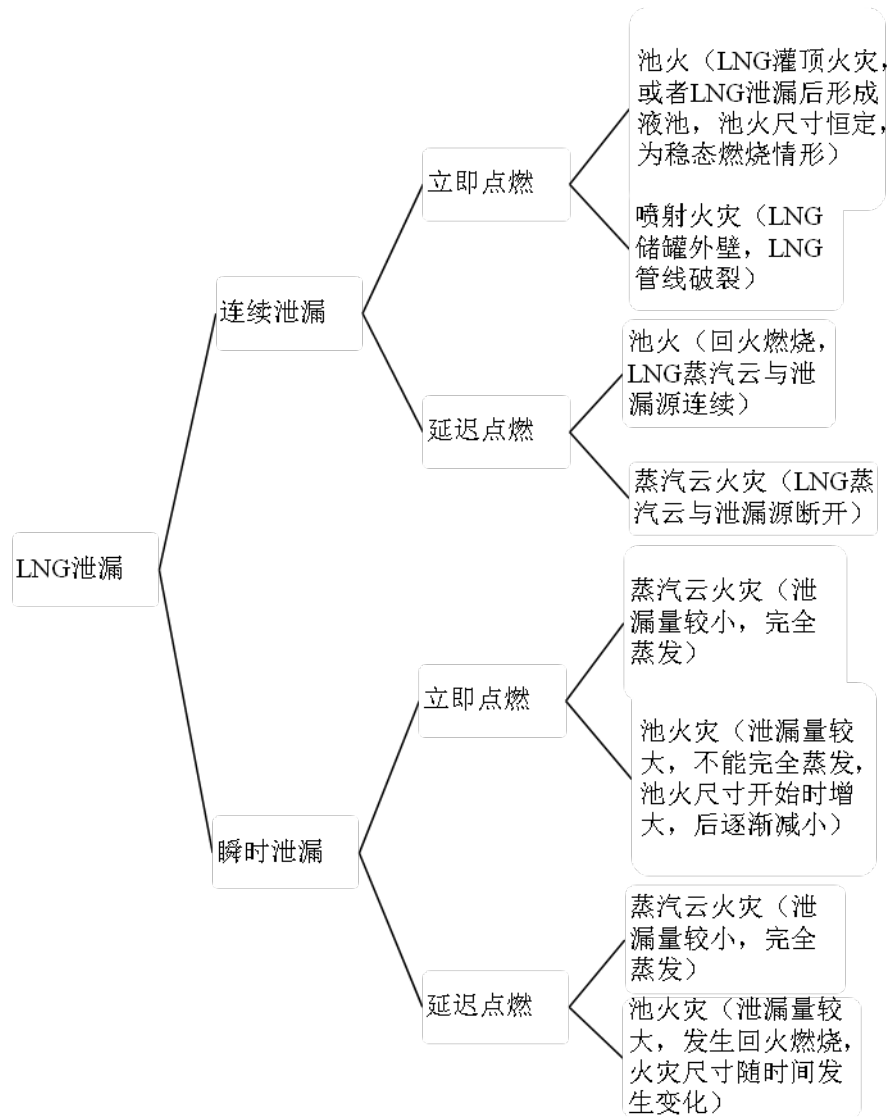


图 1-7 LNG 泄漏后形成火灾的情形

1.4.1 LNG火灾实验研究

在 20 世纪 70-80 年代期间，以美国为主的一些国家做了很多关于 LNG 火灾的实验，主要是研究 LNG 火灾特性以及辐射特性。总体上，主要包括两种类型的实验，即：池火灾（Pool Fire）与蒸汽云火灾（Vapor Fire）。LNG 的泄漏地点分布为陆地和水面，如果 LNG 泄漏到陆地，由于有围堰（Dike）阻挡，LNG 火灾尺寸恒定；如果泄漏到水面，随着 LNG 液体面积的蔓延，火灾尺寸也会随之增大。历史上有关 LNG 火灾实验列举在表 1-11 中。

表 1-11 LNG 火灾实验统计表

#	时间	资助	实施	实验类型	次数	火灾尺寸
1	1969	Esso	Libya	LNG fire in a land diked area (trench), Continuous LNG feed ^[102]	6	70m long, 25m wide, 5m depth, Eq D=18m
2	1962	US Bureau of Mines	Lake Charles, LA	LNG spill on ground surrounded by a dike ^[103]	N/A	
3	1973	AGA	San Clemente, CA	LNG spill on ground surrounded by a dike ^[104]	7	D=1.8m
					8	D=6.1m
4	1974-76	USCG	China Lake, CA	Unconfined pool on water, continuous spill ^[105]	5	Steady state fire diameters 8.5m-15m
5	1976	JGA	Japan	LNG spill on ground surrounded by a dike ^[106]	3	2m square
6	1980	British Gas		LNG spill on ground surrounded by a dike ^[107]	29	Square and rectangular (2.5:1) dike, Eq D=6.9-15.4m
7	1980	Shell Research	Thornton Research Ctr	LNG spill into insulated concrete dike ^[108]	1	D=20m
			Maplin Sands, England	Unconfined pool on water ^[109]	N/A	Mostly vapor fires resulting from delayed ignition
8	1981	Tokyo Gas	Japan	Diked pool on land ^[110]	8	Square pools of 2.5m
9	1984	USCG	China Lake "Coyote test"	Spill on water in a pond and ignition of vapor cloud on land ^[111]	6	N/A
10	1987	Gas de France	Montoir, France	LNG spill into insulated concrete dike ^[112]	3	35m diameter shallow dikes

从上述表格中可以很明显的看出，多数 LNG 火灾实验在陆地上的围堰内实施，火灾尺寸最小为直径 1.8m，最大为直径 35m。根据火灾尺寸的不同，LNG 火灾特性表现大不相同，主要体现为以下几点：

- 当池火直径小于 20m 时，火焰一般为亮黄色透明火焰。随着池火直径的增加，空气进入到火焰燃烧中心就更加困难，所以不完全燃烧的程度也会随着

- 增加，火焰逐渐变红变暗，并产生黑色不完全燃烧的颗粒，见图 1-8 所示；
- LNG 甲烷的含量也会影响火焰燃烧，甲烷含量越高，燃烧越充分，甲烷含量越小，则重烃含量增加，燃烧越不充分；
 - 一般情况下，当火焰直径小于 20m 时，随着池火直径的增加，火焰的平均表面辐射强度（MSEP, Mean Surface Emissive Power）随之增加，1.8m 直径的 LNG 池火平均表面辐射强度（MSEP）约为 100kW/m^2 （1973 年 AGA 实验），20m 直径的 LNG 池火 $\text{MSEP}=153\sim 220\text{kW/m}^2$ （1980 年 Shell Thornton 实验，1974~79 年 USCG China Lake 实验）；当火焰直径大于 20m 时，火焰的不完全燃烧程度增加，火焰的平均表面辐射强度也会随之降低。



左图：1974-1976 年美国 China Lake 实验^[105]LNG 池火直径 15m，水池尺寸 $50\text{m}\times 50\text{m}\times 1\text{m}$ ；
右图：1987 年 法国 Montoir 实验^[112]LNG 池火直径 35m，地面围堰内泄漏

图 1-8 LNG 火灾实验图片

1.4.2 Montoir LNG 火灾实验介绍

Montoir LNG 火灾实验^[112, 113]是由法国煤气公司（Gaz de France）于 1987 年 7 月至 9 月，在法国 Montoir 城市实施的，关于 LNG 特大尺寸池火的系列实验^[112, 113]，实验目的就是为研究特大尺寸 LNG 池火燃烧特性，并且定量分析大尺寸 LNG 池火的表面辐射强度。实验过程中，LNG 泄漏到一个直径为 35m 的混凝土围堰内，LNG 泄漏到混凝土的围堰内，围堰高度约为 1m，由 6 辆 LNG 运输槽车通过 2 根 250m 长的运输管道向围堰输送 LNG，管道直径为 90mm。同时在围堰周围布置各种测量设备，所有的数据都是由距离围堰中心 235m 的中控室远程遥控采集，并且中控室外有水幕进行隔热保护，场地布局参考图 1-9。在 LNG 充注过程中，围堰上方用一块厚为 $75\mu\text{m}$ 的聚乙烯薄膜封闭，防止因太阳辐射或者空气对流使外界热量进入 LNG 液池，同时在聚乙烯薄膜上开了 8 个直径为 1m 的孔，用以疏散 LNG 蒸汽，防止在围堰内产生压力，当 LNG 充注完毕后，进行点燃。

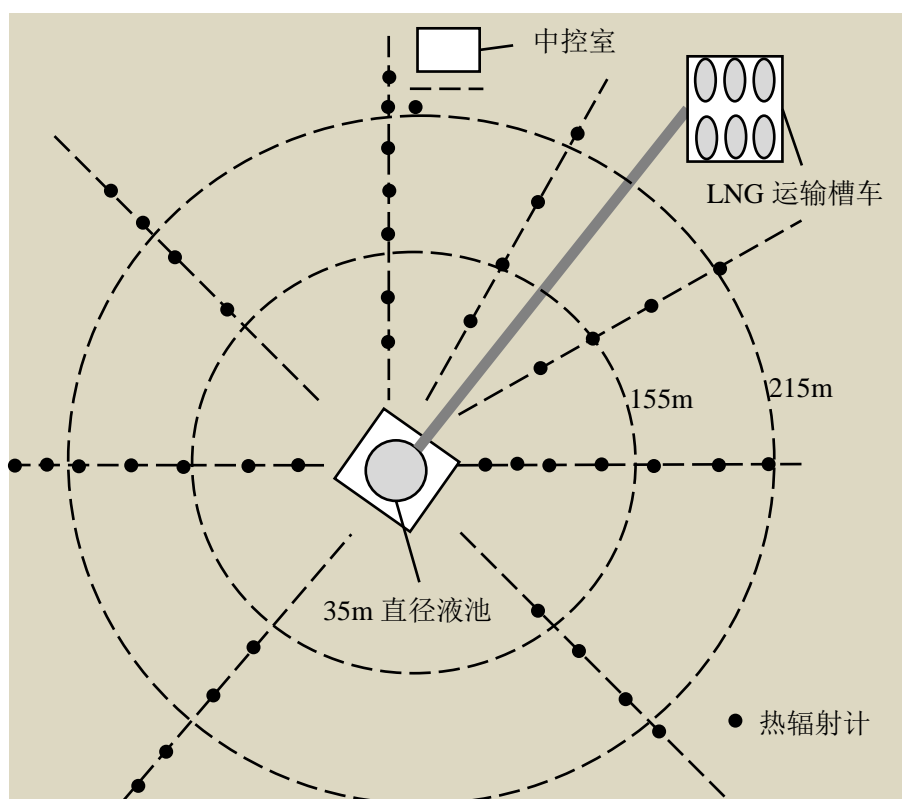


图 1-9 Montoir LNG池火灾实验布局图^[113]

Montoir LNG 火灾实验共包含 3 组实验，分别处在不同的大气条件与泄漏条件，实验的初始条件参考表 1-12，虽然 LNG 充注体积依次减少，但是由于充注时间依次大大缩短，液池初始深度依次增加。

表 1-12 Montoir LNG火灾实验的初始条件^[113]

序号	日期	LNG 体积 (m ³)	组分 (% 摩尔)	充注时间 (s)	液池初始深度 (mm)	风速 (m/s)	温度 (°C)	湿度 (%)
1	1987/7/23	238	CH ₄ 90.33 C ₂ H ₆ 8.95 C ₃ H ₆ 0.342 N ₂ 0.341	235	80	2.7-4.8	25	53
2	1987/9/23	198	CH ₄ 89.90 C ₂ H ₆ 8.70 C ₃ H ₆ 0.80 N ₂ 0.42	125	90	7.0-10.1	21	54
3	1987/9/25	196	CH ₄ 90.10 C ₂ H ₆ 8.91 C ₃ H ₆ 0.64 N ₂ 0.266	67	110	2.8-4.8	14	85

Montior LNG火灾实验的一些结果列举在表 1-13 中，可以看出燃烧时间越长，表明围堰内的LNG储量越多，同时稳态燃烧时间也越久，3 个实验燃烧速率基

本一致，约为 $0.14\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ，火焰长度也基本相同，约为 75m ，偏斜角度主要受风速影响，风速越大，偏斜角度也越大，如 2 号实验，当风速为 $7.0\sim 10.1\text{m}/\text{s}$ 时，火焰偏斜角度约为 60° ，火焰的表面辐射强度也基本相同，约为 $260\text{kW}/\text{m}^2$ 。

表 1-13 Montoir 实验结果^[113]

实验序号	燃烧时间 (s)	稳态燃烧时间(s)	燃烧速率 ($\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$)	火焰长度 (m)	偏斜角度 (deg)	火焰表面辐射力(kW/m^2)
1	400	30-170	0.146	75.0 ± 7.1	47.0 ± 9.9	260.5 ± 6.4
2	450	35-200	0.142	77.8 ± 4.3	57.3 ± 3.2	264.8 ± 6.6
3	500	57-160	0.134	71.0 ± 1.0	44.7 ± 8.1	261.3 ± 2.5

Montoir 系列实验得到的一些研究结论列举如下^[101, 113, 114]：

- 在 Montoir 系列实验中，LNG 池火的燃烧速率约为 $0.14\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ，是通过测量围堰内的液面高度随时间变化计算得到；
- 对于 35m 直径的池火，空气进入到火焰的燃烧中心比较困难，所以 LNG 蒸汽不能充分燃烧，火焰底部较为明亮，随着高度增加，火焰亮度逐渐变暗，到达火焰顶部时，将伴有黑烟（碳颗粒）产生；
- 火焰的表面辐射强度也随着火焰长度的增加，逐渐变小，以 Montoir 3 号实验为例，火焰底部 ($L<10\text{m}$) 的辐射强度约为 $297\text{kW}/\text{m}^2$ ，火焰中部 ($10\leq L<35\text{m}$) 的辐射强度约为 $222\text{kW}/\text{m}^2$ ，火焰顶部 ($L\geq 35\text{m}$) 的辐射强度约为 $162\text{kW}/\text{m}^2$ ；

1.4.3 LNG 火灾数值模拟

根据 LNG 火灾类型的不同，LNG 火灾数值模拟可以分为：喷射火灾数学模型和池火灾数学模型，下面将一一介绍。

1.4.3.1 喷射火灾数学模型

当高压管道失效时，泄漏气体如果立即点燃，则产生喷射火焰。一般来说，风速对火焰长度有较大的影响，当风速较小时，火焰长度较小，随着风速的增加，火焰长度开始增加，但随着风速的进一步增加，火焰长度又开始降低。综合喷射火焰的研究，可以把喷射火焰的数学模型大致分为单点源模型（Single-Point Source Model），多点源模型（Multi-Point Source Model）和固体火焰模型（Solid Flame Model）。

单点源模型是将火焰简化为一个辐射发射点，点源的位置可以为火焰中心线高度的中间位置或者其它位置，Clay 等人^[115]建议为 $4/5L$ （ L 为喷射火焰长度，自火焰底部算起）。点源模型的数学依据为牛顿提出的平方反比定律（Inverse Square Law），即光强度与到光源距离的平方成反比，模型原理图如图 1-10，将火焰假设为一个热辐射的中心点，呈半球状向周围空间辐射热量，其表达式如下：

$$q''(s) = \chi_R \frac{\dot{m} \Delta H_c \tau(s)}{4\pi s^2} \quad (1-7)$$

其中, q'' 辐射热通量 (Radiant heat flux) (kW/m^2); s 辐射距离 (m); χ_R 辐射能比率 (Fraction of combustion energy radiated), 对于天然气燃烧, $0.19 \leq \chi_R \leq 0.23$; \dot{m} 燃料喷射速率 (Mass flow rate of fuel at the jet base) (kg/s); ΔH_c 燃料燃烧的低热值 (Lower heat of combustion of fuel) (J/kg); τ 空气透射率 (Atmospheric transmissivity)。

多点源模型认为喷射火焰是由位于火焰轴线上的一系列点源组成, 距离火焰一定距离处受到的热辐射等于各点源热辐射之和, 一般来说计算准确度要比单点源模型高。固体火焰模型则是把火焰形状假设为受风速影响倾斜的圆锥体, 这是由于喷射火焰是由管道或者容器内压力喷射点燃而形成, 因此喷射火焰可以假设为倾斜的圆锥体, 该模型与池火灾数学模型的固体火焰模型类似, 只是后者假设火焰为倾斜的圆柱体, 火焰不受喷射压力影响。

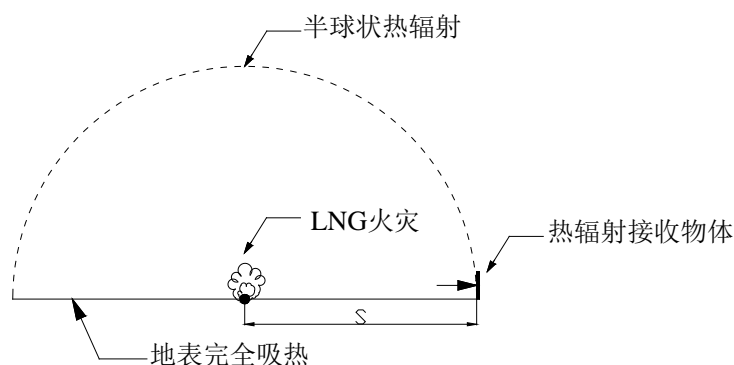


图 1-10 点源模型原理图^[101]

1.4.3.2 池火灾数学模型

同喷射火灾数学模型类似, 池火灾数学模型也可以分类为点源模型和固体火焰模型。池火点源模型与喷射火点源模型的区别在于, 前者需要考虑燃料在液池中的蒸发速率 \dot{m}'' (Mass evaporation rate of fuel, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$), 而后者只需要考虑喷射入口处的质量流量 \dot{m} (Masse flow rate of the fuel at the jet base, kg/s), 所以对于池火点源模型, 其表达式如下:

$$q'' = \chi_R \frac{(\pi/4) D^2 \dot{m}'' \Delta H_c \tau(s)}{4\pi s^2} \quad (1-8)$$

其中, D 为池火直径 (m), 同时 LNG 池火模型也做了以下假设:

- 地表完全吸收热辐射, 无地表反射;
- 接收物体需要垂直地表;
- 接收物体需要远离火源 ($s/D \gg 1$, 至少为 5.0);

- 与液池大小无关。

固体火焰模型^[116]是将无规则的火焰形状近似为圆柱形，如图 1-11，圆柱的直径为池火直径，当风速不为 0 时，圆柱将发生倾斜，与竖直方向夹角为 θ 。计算原理如下：

$$\dot{q}'' = \sum_{i=1}^N F_{dA_i \rightarrow A_{obj}} \int_0^\lambda E_{\lambda,i} d\lambda \cdot \tau_{\lambda,dA_i} \quad (1-9)$$

\dot{q}'' 辐射热通量 (Radiant heat flux) (kW/m^2)； λ 辐射波长 (Wavelength of radiation) (m)； $E_{\lambda,i}$ 光谱辐射强度 (Emissive power at elemental surface i at wavelength λ)； $F_{dA_i \rightarrow A_{obj}}$ 微元 dA_i 对接收物体 A_{obj} 的视角系数 (Contribution to the overall geometric view factor from elemental area i)； τ_{λ,dA_i} 光谱透射率。为了方便工程上使用，常对该模型做如下形式的简化^[117-119]：

$$\dot{q}'' = E \cdot F(s) \cdot \tau(s) \quad (1-10)$$

式中， E 为与波长无关的表面辐射强度 (W/m^2)， $F(s)$ 是视角系数，为距离的函数， $\tau(s)$ 为空气透射率。

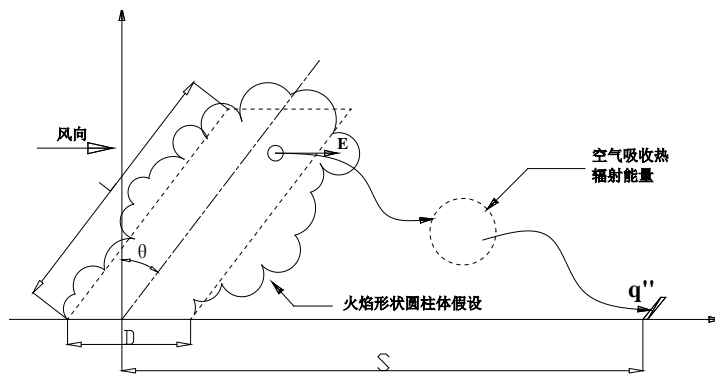


图 1-11 固体火焰模型计算原理图^[101]

固体火焰模型又包括两种计算模型，即 LNGFire3 和 PoFMISE 模型 (Pool Fire Model Including Smoke Effects)，这两种模型均被美国 LNG 行业标准 NFPA 59A 采用，二者的最大区别在于，LNGFire3 没有考虑 LNG 池火不完全燃烧的因素，具体体现在：1) 火焰长度计算与风速无关；2) 没有考虑火焰表面辐射强度随火焰长度的变化；3) 没有考虑因不完全燃烧因素以及烟尘对热辐射的影响。基于上述 3 个方面的缺点，Raj 等人对固体火焰模型做了改进，在处理 LNG 池火不完全燃烧时，将火焰自下而上分为三个区域^[101, 120]，即：清洁燃烧区域 (Clean burning zone)、燃烧不充分区域 (Less efficient combustion zone) 和浓烟区 (Smoke zone)，如图 1-12。

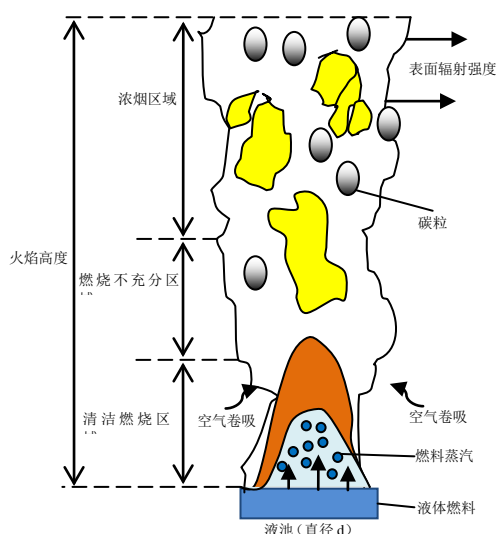


图 1-12 PoFMISE原理示意图^[10]

表 1-14 LNG 池火热辐射模型对比

	点源模型	固体火焰模型	
		LNGFire3	PoFMISE
模型假设	<ul style="list-style-type: none"> ● 地表完全吸热 ● 接收物体需垂直地表 ● 接收物体需要远离火源 ($s/D \gg 1$, 至少为 5.0) ● 蒸发的燃料完全燃烧 ● χ_R 与池火直径大小无关 	<ul style="list-style-type: none"> ● 火焰形状为圆柱形 ● 火焰的表面辐射强度 E 为定值, 不随火焰长度变化 ● 空气透射率 τ 是距离、空气湿度和温度的函数 ● 火焰底部直径与液池直径相等 ● 在火焰与接收物体之间假设平均视角系数 	<ul style="list-style-type: none"> ● 火焰形状、空气透射率、视角系数的假设与 LNGFire3 相同 ● 表面辐射强度随着火焰轴向距离变化 ● 假设火焰分三个区域: 完全燃烧区、过渡区、浓烟区
模型优点	模型原理简单, 计算方便	原理较点源模型复杂, 模型参数由实验确定, 并且考虑了大气条件的影响	充分考虑了烟尘等不完全燃烧因素的影响
模型缺点	<ul style="list-style-type: none"> ● 不适合大尺寸的池火计算 (直径小于 5m) ● 模型未经过实验验证, 所以该模型使用较少 ● 没有考虑风速、大气条件的影响 	<ul style="list-style-type: none"> ● 火焰长度与风速无关 ● 没有考虑表面辐射强度 E 随火焰长度的变化 ● 没有考虑 LNG 不完全燃烧的问题以及因此而产生的烟尘对热辐射的影响 	模型中的系数多来自 LPG 或油火灾, 大尺寸 LNG 池火灾实验数据相对较少。

LNG火灾浓烟产生的原因包括以下三点: 1) 火焰燃烧中心缺少氧气进入, 尤其是大直径的LNG池火; 2) 燃料在高温下分解成碳; 3) 碳颗粒凝结聚集形成黑色烟雾 (Soot or Smoke)。由于碳颗粒产生而形成的浓烟将对火灾热辐射产生以下影响: 1) 浓烟一方面由于自身的高温会放出辐射能, 另一方面, 碳颗粒也会吸收火焰的能量, 叠加的效果, 浓烟将明显降低热辐射强度, 减小热辐射安全距离; 2) 由于燃料燃烧不充分, 也会降低火焰表面温度。PoFMISE模型充分考虑了浓烟对火焰热辐射降低的影响, 根据火焰三个区域的划分^[114], 首先考

虑火焰表面辐射强度随火焰长度的变化，然后沿着火焰长度做积分，计算得到火焰总体的平均表面辐射强度。

LNG 池火热辐射的 3 个数学模型对比列表 1-14，本文重点对固体火焰模型做了详细研究，但是固体火焰模型中的 LNGFire 3 和 PoFMISE 模型各具特点，有其自身的优缺点，若将二者结合使用，则可以使模拟准确度以及适用范围提升，这一方面的研究，将在第二章做详细介绍。

1.4.4 LNG 火灾实验以及数值模拟的一些不确定性

由于历史上对于燃油火灾和 LPG 火灾实验研究较多，对于 LNG 的火灾特性研究较少，尤其对于特大尺寸的 LNG 燃烧特性，还不是很清楚，LNG 火灾数学模型中的一些参数只能参考其它类型的火灾，所以 LNG 火灾实验数值模拟还有一些不确定性，具体表现在以下几点：

● 火焰表面辐射强度（Surface Emissive Power）的不确定性

尽管通过理论分析以及有限的实验分析，表面辐射强度会随着池火直径的增加，先增大后减小，主要是由于不完全燃烧的程度增加，但是并没有系统的实验研究热辐射强度的最大值对应的池火直径，这就表明 LNG 火焰的表面辐射强度大小随池火直径的变化，存在一定的不确定性^[112, 121]。

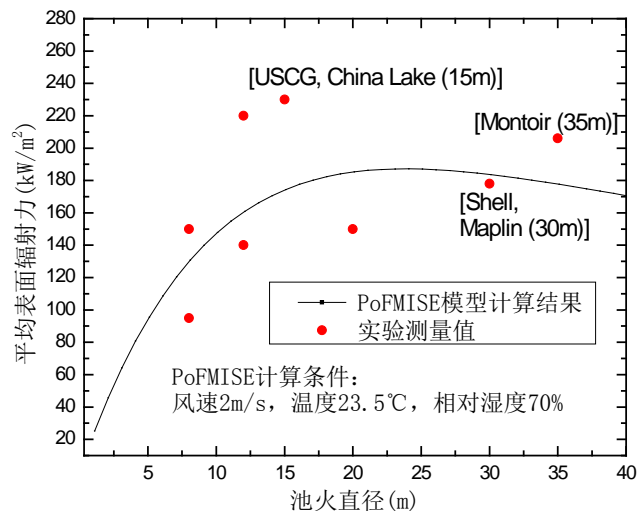


图 1-13 平均表面辐射强度随池火直径变化，模型计算与实验值对比

在 LNG 火灾数学模型中，LNGFire3 只考虑了火焰表面辐射强度随池火直径增加而增大的过程，当池火直径达到一定尺寸后（约 20m），LNGFire3 假设火焰的表面辐射强度不变（约为 200kW/m²），并没有进一步考虑 LNG 火焰内部不完全燃烧的因素。PoFMISE 模型在此基础上做了很大的改进，充分考虑了大尺寸池火 LNG 不完全燃烧的因素，主要是由于碳颗粒的产生，但是该数学模型内部的很多参数的选取，如：烟尘的质量百分含量（Mass fraction of burnt fuel, %）、烟尘比熄灭面积（Specific soot extinction area, m²/kg）等参数，均是参考 LPG 火灾或者汽油火灾得到，PoFMISE 模型计算的火焰表面辐射强度随直径的变化关

系，如图 1-13。

● 燃烧速率 (Burn rate) 的不确定性

表 1-15 列举了一些 LNG 火灾实验的特征值，通过对比，并不能很明显的看出，随着池火直径的增加，燃烧速率的变化规律，其原因在于燃烧速率与 LNG 的甲烷含量、泄漏类型，以及大气环境条件有关。一般来说，泄漏到水面要比泄漏到陆地蒸发速率快，这是由于 LNG 泄漏到水面，由于很大的温差，LNG 液体下的水温将骤降，这就会在水池内部产生对流。如果 LNG 泄漏到陆地，开始时蒸发速率较快，随着地面温度降低，并无能量补给，所以蒸发速率将逐渐降低。但是这些规律并没有在实验中很好的体现出来，这还需要一系列实验进行系统的研究。

表 1-15 不同 LNG 火灾实验的特征值对比

实验	泄漏类型	泄漏体积(m ³)	泄漏速率(m ³ /min)	池火直径(m)	火焰长度(m)	表面辐射强度(kW/m ²)	燃烧速率(kg/(m ² ·s))
U.S. CG China Lake Tests ^[105, 122-124]	水面	3-5.7	1.2-6.6	8.5-15	25-35	210-220	0.18-0.495
Maplin Sands ^[125, 126]	水面	5-20	3.2-5.8	30	80	178	0.0945
Coyote ^[111] ₁	陆地	14.6-28	13.5-17.1	无	无	无	无
Maplin Sands ^[108]	陆地	无记录	无	20	43	153	0.106
Montoir ^[11] ₂₁	陆地	193-238	无	35	71.0-77.8	260	0.14

在火灾数学模型中，LNG的燃烧速率取定值，LNGFire3 中燃烧速率取值 0.11kg/(m²·s)，PoFMISE中燃烧速率取值为 0.14kg/(m²·s)，二者并没有考虑燃烧速率随火灾直径的变化关系。

● 火焰长度 (Fire Plume Length) 的不确定性

通过表 1-15 可以看出，随着池火直径增大，火焰长度增大，随着池火直径的进一步增大，火焰长度开始下降，如 D=30m 时，火焰长度为 80m，D=35m 时，火焰长度为 71~77.8m，但是火焰长度开始降低的火灾直径并不是很清楚，同时火焰长度还与风速有关，一般来说，风速越大，火焰长度越小，主要是由于大风速可以使得火焰倾斜角度更大，让更多氧气进入到火焰中心，使其燃烧充分，火焰长度降低。

在火灾数学模型中，LNGFire3 并没有考虑风速对于火焰长度的影响，火灾

尺寸一定,那么火焰长度就恒定。而 PoFMISE 模型综合考虑了火灾直径与风速对火焰长度的影响,但是当风速为 0m/s 时,PoFMISE 计算的火焰长度为无穷大,与实际不符。

1.4.5 LNG火灾 CFD 模拟现状

计算流体力学模型又称为场模型,随着电子计算机计算能力不断提高,计算速度不断加快,这也对 CFD 模型应用于火灾研究提供了条件。目前,应用 CFD 模型对火灾研究的报道不是很多,对 LNG 火灾的研究更少,表 1-16 统计了近年来 CFD 模型应用于火灾方面的研究,其中只有 S.Schalike 等人^[127]对 LNG 火灾进行了研究,但是对于 LNG 燃烧化学反应考虑不足。对于火灾模拟的意义在于,研究火灾的发生机理和辐射情况,研究火灾烟气的运动情况等等。常用的 CFD 模拟软件,一般包括 FDS, PHOENICS, FLUENT, CFX 等。对于 FDS 和 PHOENICS,软件内部已经包含成型的火灾模块,在火灾研究领域应用广泛,而在 FLUENT 和 CFX 中需要对火灾模型进行定义。

表 1-16 近年来关于 CFD 模拟火灾的论文

年份	作者	题目	发表刊物
1990	G.D Raithby, E.H. Chui	A finite-volume method for predicting radiant heat transfer in enclosures with participating media ^[128] .	Journal of Heat Transfer
1999	Carlsson J	Fire Modelling Using CFD, An introduction for fire safety engineers ^[129] .	Report 5025, Lund Institute of Technology
1999	Ewer J, Galea Er	An Intelligent CFD Based Fire Model ^[130] .	Journal of Fire Protection Engineering
2003	Barrero D, Ozell B, Reggio M	On CFD and graphic animation for fire simulation ^[131] .	The 11 th Annual Conference of the CFD Society of Canada
2007	H. Chun	Experimentelle Untersuchungen und CFD-Simulationen von DTBP-Poolfeuern ^[132] .	PhD Dissertation, BAM Dissertationsscihe Band
2009	H. Chun, K.D Wehrstedt, I. Vela, A. Schonbucher	Thermal radiation of di-tert-butyl peroxide pool fires-experimental investigation and CFD simulation ^[133] .	Journal of Hazardous Materious
2009	I. Vela	CFD prediction of thermal radiation of large, sooty, hydrocarbon pool fires ^[134] .	PhD Dissertation, University of Duisburg-Essen
2011	S. Schalike, K.D Wehrstedt, A. Schonbucher	CFD simulation to predict the thermal radiation of large LNG pool fires ^[127] .	Preceeding of the European Combustion Meeting 2011

但是上述两个软件对于火灾的燃烧化学反应并没有给予太多考虑，然而燃烧化学反应是不同物质类型火灾最基本的区别，燃烧物质不同，对应的燃烧化学反应不同，定义燃烧化学反应也是计算火灾热辐射和反映火灾特性的基础，通过对物质燃烧过程中化学反应的定义，能够计算反应物质的消耗速率、生成物质的产生速率、燃烧热的生成等等，从而进一步考虑烟尘（Soot）作为反应产物对大池火不完全燃烧的影响。本文在对 LNG 火灾进行研究时，采用了 FLUENT 计算流体力学软件，该软件能够根据化学反应动力学，充分全面的定义化学反应，以计算化学反应速率，结合热辐射模型以及流动方程，对 LNG 火灾热辐射模拟最为充分全面，并且能够充分考虑 LNG 大池火不完全燃烧的情形。

1.5 本文的研究内容

本文主要对以下两个方面做了重点研究，LNG 泄漏事故后果分析研究，以及减缓措施研究。

LNG 泄漏事故后果分析研究

LNG 场站在建设时，首先需要进行安全评估，其中一个很重要的方面就是确定安全距离。考察不同的 LNG 泄漏事故类型，就危害范围以及危害程度而言，LNG 蒸汽云扩散影响的距离最远，影响范围最大，LNG 池火发生的概率相对较高，产生的热辐射强度较高，危害较大，那么场站在确定最大危害距离（即安全距离）和最大危害范围时，就需要采用一定的模型进行预测分析。本文对 LNG 蒸汽云扩散以及 LNG 池火热辐射两种模型做了重点研究，对模型进行分析建模，包括：模型的理论分析，建立守恒方程；模型验证，与 LNG 蒸汽云现场实验结果进行对比；以及影响安全距离的参数进行研究。在研究方法上，一方面，利用计算机语言分别建立了 LNG 蒸汽云扩散积分模型和 LNG 池火热辐射固体火焰模型，由于模型理论基础比较充分、与实验对比，计算结果比较可靠，同时由于模型使用简单方面，计算速度快，时间短，能够用于 LNG 场站安全评估，计算最大的危害范围，这一部分将在本文第二章作详细介绍；另一方面，本文也对计算流体力学（CFD）模型做了研究，采用商业软件与用户自定义函数相结合的方法，定义合理的边界条件，同时也对 CFD 模型做了理论分析和模型验证，本文采用了 Monin-Obukhov 理论对大气边界层做了分析，并通过计算机编程与 CFD 计算相结合，提高 CFD 模拟的准确性，这一部分将在第三章作详细介绍。

LNG 事故危害减缓措施研究

LNG 蒸汽云扩散积分模型和固体火焰模型能够用于安全评估，确定最大的危害范围。但是在 LNG 行业，经常会采取一些危害减缓措施，例如：积液池收集 LNG 液体，水幕阻挡 LNG 蒸汽云扩散，以减轻事故后果，缩小危害范围，这些问题的处理，是积分模型和固体火焰模型无法做到的，本文采用了 CFD 模

型处理此类问题。详细研究围堰（积液池）和水幕作为危害的减缓措施，对于 LNG 重气扩散的减弱影响，这些内容将在第四章中详细介绍。

研究特色以及预期成果

通过对 LNG 泄漏事故后果进行研究，建立可用于计算危害距离及危害范围的工程应用模型，即：LNG 蒸汽云扩散积分模型和 LNG 池火热辐射模型，方便 LNG 工程场站选址确定最大危害范围，同时将计算模型嵌入到中山大学 BP 中心开发的安全评估软件平台，以方便 LNG 工程安全评估使用。

基于 CFD 软件 FLUENT, 建立 CFD 模型用于模拟 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 池火热辐射，研究 LNG 事故减缓措施，如：LNG 积液池和喷射水幕，对危害范围减小的影响，通过研究不同类型、不同流量的喷射水幕对 LNG 蒸汽云扩散的影响，能够对减缓措施的设计提供建议。

第二章 LNG 泄漏事故后果分析研究

2.1 引言

本章重点对 LNG 泄漏事故后果进行了分析研究，以满足 LNG 行业进行安全评估时，确定最大的危害距离（安全距离）和最大的危害范围。通过对 LNG 场站的主要事故后果进行分析，包括：LNG 蒸汽云扩散以及 LNG 池火热辐射，分析模型的理论基础和对模型进行验证，以确定模型的可靠性。

在对 LNG 蒸汽云扩散积分模型建立时，对下风向重气扩散浓度三维分布的假设（修正的高斯分布）以及竖直方向上风速的分布为基础，建立守恒方程，包括：质量守恒、能量守恒、组分守恒等关系，然后在求解域内采用数值方法进行积分求解。通过对比重气扩散实验以及 DEGADIS 模型的计算结果，本文所编写的重气扩散计算程序，计算准确度更高，与实验对比误差更小。同时本文进一步采用该计算程序，对影响重气扩散安全距离的因素做了参数研究，包括：大气风速、泄漏源尺寸以及大气稳定度等条件，计算结果均与理论分析和实际相符合。

LNG 泄漏后如果只是气体扩散，并且在扩散过程中，并没有遇到点火源，那么这种情形造成的危害最小，但是如果遇到点火源，很有可能发生火灾事故，在所有的火灾事故类型中，LNG 池火发生的概率最大，并且产生的热辐射危害较为严重。本章主要对 LNG 池火灾特性进行了研究，通过计算机编程主要对固体火焰模型进行了重点研究，同时本文重点分析了大直径（大于 20m）池火不完全燃烧的情形，目前 LNG 标准中经常提及与使用的是固体火焰模型（Solid Flame Model），本章主要就该模型进行了编程设计，并且就固体火焰模型的使用方法提出了建议。

2.2 LNG 蒸汽云扩散预测模型

本文所研究的蒸汽云扩散预测模型是基于积分模型而编写的，积分模型（Integral Model）是基于对实际物理问题进行观察研究，可以用数学关系式描述物理问题的特征值分布，使得求解该物理问题得到简化，然后利用该数学描述，在求解空间内做积分计算，通过求解守恒方程，以求得整个空间内的特征值分布。首先这种数学描述是一种假设，并不能十分准确的描述该物理问题，但是考虑到积分模型使用简单，并且具有一定的准确性，且总体上满足守恒方程，理论分析充分，所以积分模型研究可以用于热力学与传热学的许多领域，以使得复杂问题简单化^[135]。

在采用积分模型研究重气扩散问题时，首先需要对该物理问题特征值分布进行假设，常见的重气扩散积分模型一般对三维方向上的浓度分布以及竖直方向上的风速分布做假设。本文采用了 DEGADIS 模型中下风向浓度分布的假设以

及垂直方向上风速分布的假设，式 2-1-1 和式 2-1-2，该模型的原理示意图^[136]，如图 2-1。

浓度分布：

$$c(x,y,z) = c_c(x) \exp \left[- \left(\frac{|y|-b(x)}{S_y(x)} \right)^2 - \left(\frac{z}{S_z(x)} \right)^{1+\alpha} \right] \quad |y| > b(x) \quad (2-1-1)$$

$$c(x,y,z) = c_c(x) \exp \left[- \left(\frac{z}{S_z(x)} \right)^{1+\alpha} \right] \quad |y| \leq b(x) \quad (2-1-2)$$

风速分布：

$$u_x = u_0 \left(\frac{z}{z_0} \right)^\alpha \quad (2-2)$$

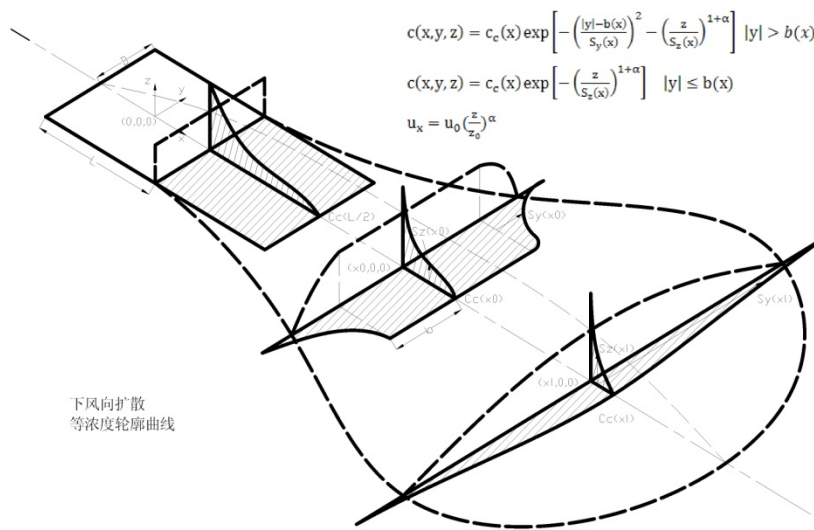


图 2-1 重气扩散模型计算原理示意图^[136]

上式中， $c(x,y,z)$ 是下风向任意位置的浓度值， $c_c(x)$ 为下风向中轴线上的浓度值， y 和 z 为侧风向与垂直方向上的距离， $b(x)$ 为重气效应特征半宽度（Characteristic Half Width），如图 2-1 所示，在下风向 x_0 距离处，在扩散云团前端出现了一个轴对称的等浓度“平台”，其半宽度为 b ，当侧风向距离 $|y| > b(x)$ 时，侧风向上的浓度才开始遵循高斯分布（Gaussian Distribution），式 2-1-1 所示，在侧风向距离 $|y| \leq b(x)$ 时，假设 $c(x_0,y) = c_c(x_0)$ ，式 2-1-2 所示，所以 $b(x)$ 是重气扩散模型中一个非常重要的特征值，其大小主要受云团重气效应的影响，初始值为扩散源的半径，随着扩散距离增加， $b(x)$ 将会先增大（初始时由于重力沉降），然后减小（云团内部温度上升，重气效应减弱），直至消失（重气效应消失）。基于上述分析，所以在考虑浓度分布时，根据重气效应的有无，

需要设计 2 个表达式，即式 2-1。除了假设浓度与风速分布之外，在模型建立时还作了如下假设：

- 1) 下风向地形平坦，若地形复杂，存在障碍物，将会在障碍物被风面出现涡旋，将会使浓度假设与速度假设不成立；
- 2) 理想气体假设，由于 LNG 液体温度极低（-161.5°O，泄漏后液体蒸发迅速，形成低温常压的重气云团，可以假设云团为理想气体；

在竖直方向上，云团的浓度分布为变形的高斯分布，即 $\exp\left[-\left(\frac{z}{S_z(x)}\right)^{1+\alpha}\right]$ ，

式中 α 为竖直方向风速分布指数（Constant in Power Law Wind Profile），其数值主要受大气稳定度^[26]（Atmospheric Stability）的影响，不同的大气稳定度其取值不同，通过在不同大气稳定度条件下，对风速分布进行测量得到^[25]，详见表 2.1，大气稳定度等级越高（大气条件越稳定）， α 数值越大，即表明大气边界层越厚，关于大气稳定度的定义，详见 2.6.1 节。

表 2.1 风速分布指数与大气稳定度的变化关系^[25]

Passquill 大气稳定度等级	A	B	C	D	E	F
风速分布指数 (α)	0.108	0.112	0.120	0.142	0.203	0.253

$S_y(x)$ 和 $S_z(x)$ 分别为侧风向和竖直方向上的扩散参数（Concentration Scaling Parameter），其求解过程将在下一节中详细介绍。

2.3 积分模型守恒控制方程

2.3.1 质量守恒方程

一般情况下，重气云团在下风向扩散过程中，只有空气被卷吸进入云团，所以扩散过程中的质量守恒如式 2-3^[25, 135]。

$$\frac{d}{dx}(\rho_L u_{EFF} H_{EFF}) = \rho_a w_e' = \frac{\rho_a k w (1+\alpha)}{\phi (Ri_*')} \quad (2-3)$$

式中， ρ_L 距离x处竖直方向的平均密度（Vertically averaged layer density, kg/m³）；

u_{EFF} 云团运动速度（Effective cloud advection velocity, m/s），见式 2-4；

H_{EFF} 云团有效高度（Effective cloud depth, m），见式 2-5；

ρ_a 空气密度（Air density, kg/m³）；

w_e' 空气卷吸速率（Air entrainment velocity, m/s），见式 2-6；

k 卡门系数（Von Karman's constant, 0.35）；

w 垂直方向湍流速度 (Vertical turbulent velocity, m/s) ;

Ri_*' 对流 Richardson 数 (Richardson number for convective scale velocity) ;

α 垂直高度风速分布系数 (Constant in power law wind profile), 参考表 2-1。

u_{EFF} 为云团运动速度, 其定义式为:

$$u_{EFF} = \frac{\int_0^{\infty} cu_0 dz}{\int_0^{\infty} cdz} = u_0 \left(\frac{S_z}{z_0} \right)^{\alpha} / \Gamma \left(\frac{1}{1+\alpha} \right) \quad (2-4)$$

式中, u_0 为下风向的风速 (m/s), c 为组分浓度 (kg/m^3), S_z 为垂直方向扩散参数 (Vertical concentration scaling parameter, m), z_0 为测风高度 (reference height in wind velocity profile specification, m), Γ 为 Gamma 函数。类似, 云团有效高度定义如下:

$$H_{EFF} = \frac{\int_0^{\infty} cdz}{c_c} = \Gamma \left(\frac{1}{1+\alpha} \right) \frac{S_z}{1+\alpha} \quad (2-5)$$

式中, c_c 为中心线浓度 (Centerline concentration, kg/m^3), 可以通过组分守恒计算得到, 参考式 2-10。

空气卷吸速率 w_e' , 其定义式如下:

$$w_e' = \frac{ku_* (1+\alpha)}{\phi(Ri_*)} \quad (2-6)$$

式中, u_* 为摩擦速度 (Friction velocity, m/s), 采用 Monin-Obukhov 理论求解, 可参考文献^[137], Ri_* 为 Richardson 数^[25], 其定义为:

$$Ri_* = g \left(\frac{\rho - \rho_a}{\rho_a} \right) \frac{H_{EFF}}{u_*^2} \quad (2-7)$$

Ri_* 数是衡量重气效应的常用的非常重要的特征值, Ri_* 数越大表明重气效应越明显。2-3 式中, $Ri_*' = Ri_* \left(\frac{u_*}{w} \right)^2$, 考虑空气对流作用下的 Ri_* 数。 $\phi(Ri_*)$ 为曲线拟合函数^[138-140] (Curve fit function), 用于拟合稳态重力分层后, 垂直方向上的气体混合情况, 分为 $Ri_* \geq 0$ 和 $Ri_* < 0$ 的情况, 即有重气效应和无重气效应, 表达式如下:

$$\begin{aligned} \phi(Ri_*) &= 0.88 + 0.99 Ri_*^{1.04} & Ri_* \geq 0 \\ \phi(Ri_*) &= 0.88 / (1 + 0.65 |Ri_*|^{0.6}) & Ri_* < 0 \end{aligned} \quad (2-8)$$

2.3.2 组分守恒方程

对于稳态重气扩散积分模型, 组分守恒可以用下式表达:

$$E = 2 \int_0^\infty \int_0^\infty c u_x dy dz \quad (2-9)$$

结合式 2-4 和式 2-5 可计算得出下式：

$$E = 2c_c \int_0^\infty u_{EFF} H_{EFF} dy = 2c_c \left(\frac{u_0 z_0}{1+\alpha} \right) \left(\frac{S_z}{z_0} \right)^{1+\alpha} B_{EFF} \quad (2-10)$$

式中， E 为泄漏速率或者源强度（Source strength, kg/s）， c_c 为下风向扩散中心线浓度（Centerline concentration, kg/m³）， B_{EFF} 与 u_{EFF} 、 H_{EFF} 类似，为重气云团有效宽度（Effective width of gas plume, m），即在重力作用下，云团在侧风向上的扩展情况，其定义式如下：

$$\frac{dB_{EFF}}{dt} = C_E \left[g \left(\frac{\rho - \rho_a}{\rho_a} \right) H_{EFF} \right]^{1/2} \quad (2-11)$$

结合式 2-4 和式 2-5， B_{EFF} 的计算式如下：

$$\frac{dB_{EFF}}{dx} = \frac{1}{u_{EFF}} \frac{dB_{EFF}}{dt} = C_E \left[\frac{g z_0 \Gamma^3 \frac{1}{1+\alpha}}{u_0^2 (1+\alpha)} \right]^{1/2} \left(\frac{\rho - \rho_a}{\rho_a} \right)^{1/2} \left(\frac{S_z}{z_0} \right)^{1-\alpha} \quad (2-12)$$

式中， C_E 为重力沉降系数（Constant in density spreading relation, 1.15）。

2.3.3 扩散参数方程

竖直方向与水平方向的扩散方程（Diffusion equation）如下式：

$$u_x \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial z} K_z \frac{\partial c}{\partial z} \quad (2-13)$$

$$u_x \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial y} K_y \frac{\partial c}{\partial y} \quad (2-14)$$

式中， K_z 、 K_y 为竖直方向和水平方向上的湍流扩散系数（Turbulent diffusivity），表达式如下：

$$K_z = \frac{k u_* z}{\phi(Ri_*)} \quad (2-15)$$

$$K_y = \left[\frac{2\beta_y}{\pi} (\delta_y \sqrt{\pi/2})^{1/\beta_y} \right] u_x B_{EFF}^{2-1/\beta_y} \quad (2-16)$$

结合式 2-1、式 2-2、式 2-13~式 2-16，可以计算出竖直方向与侧方向上的扩散参数 S_z 与 S_y （Dispersion parameter, m），表达式如下：

$$\frac{d}{dx} \left[\left(\frac{u_0 z_0}{1+\alpha} \right) \left(\frac{S_z}{z_0} \right)^{1+\alpha} \right] = \frac{k u_* (1+\alpha)}{\phi(Ri_*)} \quad (2-17)$$

$$S_y \frac{dS_y}{dx} = \frac{4\beta_y}{\pi} B_{EFF}^2 \left[\frac{\delta_y \sqrt{\pi/2}}{B_{EFF}} \right]^{1/\beta_y} \quad (2-18)$$

式中， β_y 和 δ_y 是实验测量得到的参数，其中 δ_y 与大气稳定度有关，见表 2-2。

表 2-2 δ_y 与大气稳定度的变化关系^[141]

泄漏时间	Passquill 大气稳定度等级					
	A	B	C	D	E	F
10min	0.443	0.324	0.216	0.141	0.105	0.071
≤20s	0.224	0.164	0.109	0.071	0.053	0.036

2.3.4 能量守恒方程

重气云团在下风向扩散过程中，能量交换有 2 个途径：1) 由于云团自身温度较低，将会与空气进行自然对流或者强制对流换热，通过计算两种状况下的对流换热系数，取较大者为换热系数；2) 空气卷吸进入云团也将带入一定的热量。基于上述分析，重气扩散过程的能量守恒方程如下：

$$\frac{dT}{dx} = \frac{h_0(T_a - T)}{c_p \rho_L u_{EFF} H_{EFF}} + \rho_a w_e' \cdot c_{pa}(T_a - T) / (c_p \rho_L u_{EFF} H_{EFF}) \quad (2-19)$$

式中， T 为云团下风向距离上的温度， h_0 为换热系数（Heat transfer coefficient, $J/(m^2 \cdot s \cdot K)$ ）， c_p 为混合气体热容（Heat capacity, $J/(kg \cdot K)$ ）， c_{pa} 为空气热容， T_a 为环境温度。

2.4 控制方程求解

通过上述分析可知，为了得到重气云团下风向上的浓度分布，首先需要计算下风向中心线上的浓度值 $c_c(x)$ 以及扩散参数 S_z 与 S_y 。通过观察，上述的微分方程均为一阶的微分方程，可以将式 2-3、式 2-12、式 2-17、式 2-18 和式 2-19 联立，同时结合理想气体状态方程，采用四阶精度的龙格-库塔（Runge-Kutta）数值积分方法进行求解^[142]，模型求解流程图如图 2-2 所示。首先需要读入初始条件，包括泄漏源尺寸、风速、大气稳定度等参数，然后根据大气稳定度等级选择模型经验参数，如 α 、 δ_y 等值，求解摩擦速度 u_* 时需要进行求解方程，然后需要给需要求解的微分方程变量赋初值，调用Runge-Kutta方法求解微分方程组，即求解得到下风向各个距离上的扩散参数 S_z 与 S_y 、平均密度 ρ_L 、温度 T 以及中心线上的浓度值等值 c_c ，然后代入式 2-1 计算，即可得到下风向上的浓度分布。

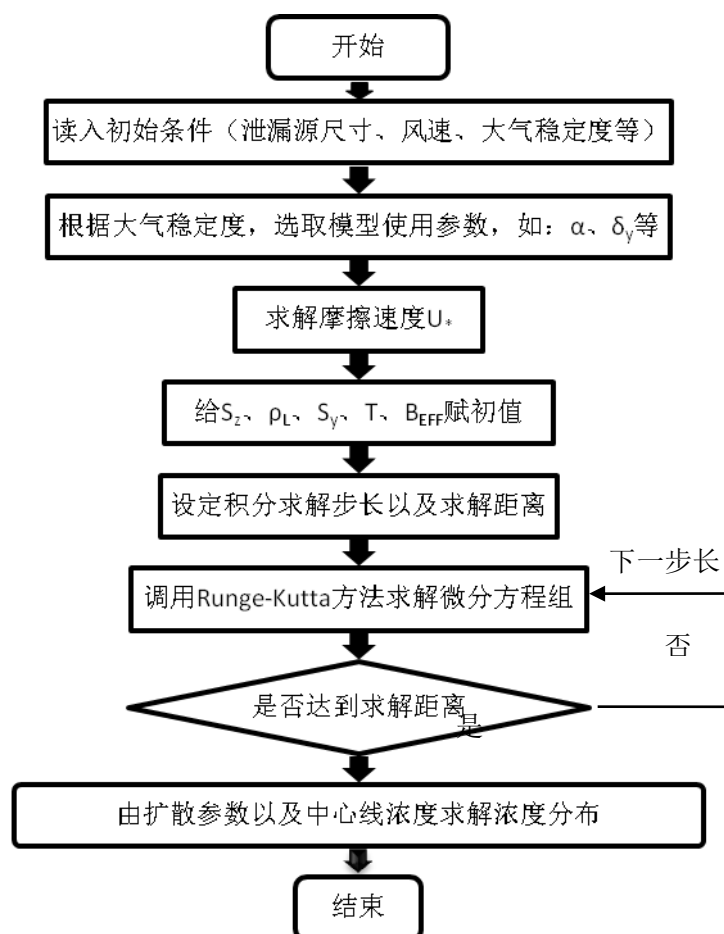


图 2-2 积分模型求解流程图

2.5 计算结果及误差分析

本文研究的数学模型通过 Burro 系列实验进行验证, 该实验是由美国能源部 (DOE) 支持, 由 Lawrence Livermore 国家实验室指导实施, 在水面上进行的 LNG 连续泄漏蒸汽云扩散实验, LNG 通过管道泄放到直径为 58m 的水面上, 之所以泄漏到水面, 是为了加速 LNG 蒸发, 使得 LNG 蒸发速率等于其泄漏速率, 该实验的详细情况已在 1.3.1.1 节中介绍, Burro 系列实验的初始条件见表 1-5。

Burro 实验在距离泄漏源下风向 57m、140m、400m、800m 处分别测得甲烷的最大体积分数值^[143], 该实验一共进行了多组, 本文对其中的 3 号, 5 号, 7 号和 9 号实验做了模拟。上述 4 组实验各具特点: 3 号实验大气稳定度在所有实验中最差 (大气稳定度为 B); 5 号实验泄漏持续时间最久, 约为 190s, 最能够体现连续泄漏的特点; 7 号实验平均风速比较大, 为 8.4m/s, 且大气稳定度较高, 为 D, 能够充分体现大气湍流对重气扩散的运输情况; 9 号实验在所有实验中泄漏速率最快, 约为 18.4m³/min, 并且大气条件较稳定 (大气稳定度为 D)。将实

验数据与模型计算结果对比，并进行误差分析，得出模型计算的平均相对偏差为 24.28%，实验与本文计算对比结果见表 2-3。

表 2-3 Burro 系列实验的实验值、本文计算值以及 DEGADIS 计算值比较

	下风向距离	最大体积浓度(v/v, %)			相对偏差 (%)	
		实验值	DEGADIS 计算	本文计算	DEGADIS	本文计算
B3	57	22.40	26.7	21.76	19.20	-2.87
	140	8.99	8.78	6.84	-2.33	-23.88
	400	0.80	1.88	1.31	135.00	63.35
	800	0.40	0.45	0.396	12.5	-1.03
B5	57	19.04	17.5	20.04	-8.09	5.25
	140	9.60	6.39	7.46	-33.44	-22.26
	400	2.42	1.46	1.62	-39.67	-32.66
	800	0.41	0.56	0.52	36.59	27.12
B7	57	17.94	17.24	19.07	-3.90	6.32
	140	7.13	6.63	7.33	-7.01	2.91
	400	3.86	1.58	1.65	-59.07	-57.31
	800	0.80	0.61	0.53	-23.75	-33.40
B9	140	10.60	13.52	15.33	27.55	44.70
	400	3.96	2.86	3.31	-27.78	-16.49
	800	1.40	0.98	1.05	-30.00	-24.60

平均相对偏差：DEGADIS：31.06%，本文计算：24.28%

DEGADIS源程序与本程序计算结果和实验测量结果进行对比，作图如下，通过表 2-3、图 2-3 和图 2-4 可知，本文所编写的重气扩散模型计算结果与Burro 系列实验对比，计算误差为 24.28%，DEGADIS计算误差为 31.06%，所以本文编写的模型较DEGADIS计算准确度更高。图 2-3 中B9 实验，由于其泄漏速率最大，为 $18.4\text{m}^3/\text{min}$ ，所以在靠近泄漏源的近距离处，气体浓度较其它实验更高。从图 2-4 所示的等浓度线可以看出，由于重气效应的存在，侧风向上的扩散距离（约为 120m）较扩散源直径 58m 远出很多，通过本文计算值可以看出，高浓度等浓度线，如 30%、15% 和 10%，在等浓度线前端均有一个平台，并且浓度越小，平台宽度越小，直至消失，这是因为积分模型在假设云团内部浓度分布时，在侧风向上假设了一个重气效应半宽度 $b(x)$ ，用于考虑重气云团发生重力沉降时的影响距离。根据以上分析，本文所编写的重气扩散模型具有较高的准确度，可以用于LNG工程的安全评估，主要用于计算场站建设与公共居民区的安全距离（即：下风向扩散体积浓度为 2.5% 处的距离），以及计算无障碍物或者障碍物的影响可忽略时的重气扩散的情况。

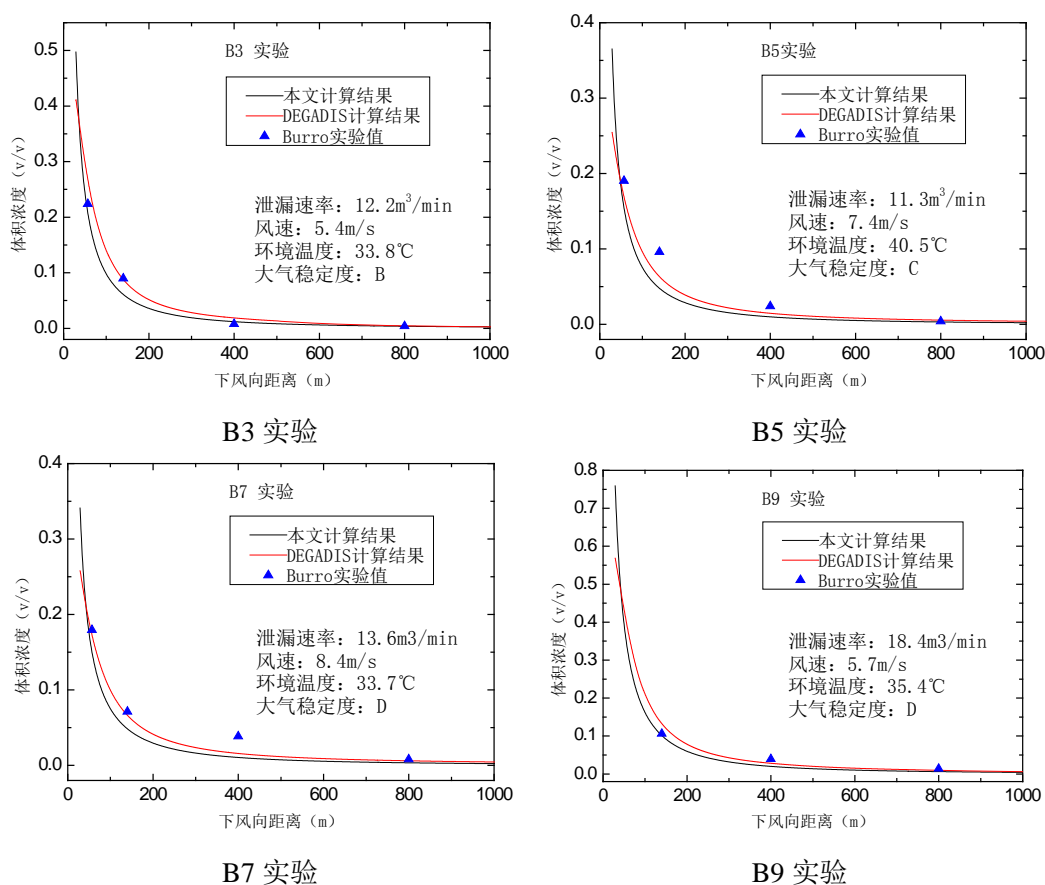


图 2-3 Burro 系列实验的实验值、本文计算值和 DEGADIS 计算值对比

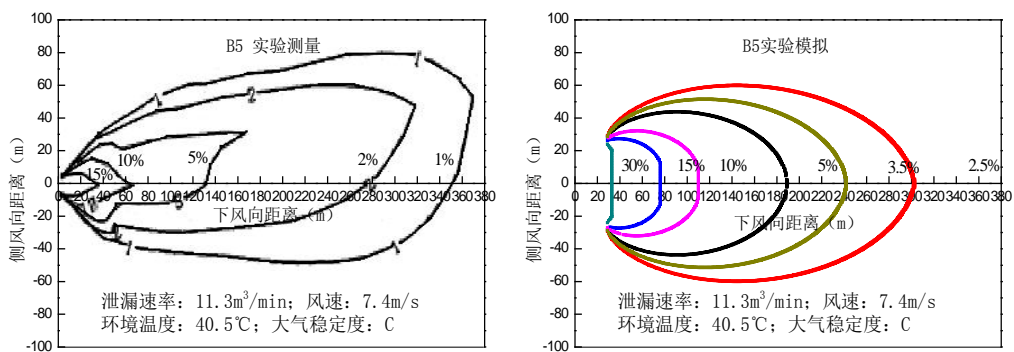


图 2-4 B5 实验等浓度线测量值与本文计算值对比

2.6 模型参数研究

在本节中，将采用本文所编写的模型研究影响重气扩散的各种因素，包括：风速、液池直径以及大气稳定度，这些因素都已经添加在的模型守恒方程中，所以对重气扩散将会有一定的影响，为了进一步研究模型的可靠性以及模型的使用范围，很有必要对这些影响因素进行研究。为了有针对性的对这些参数进行研究，本文选取安全距离作为研究对象，根据美国行业标准NFPA 59A（2009版）^[21]，安全距离（Exclusive Distance）即在下风向重气扩散过程中，气体体积浓度燃烧下限（Lower Flammable Limit, LFL）一半时的扩散距离，该距离定

义为安全距离。以LNG重气扩散为例，安全距离为甲烷燃烧下限一半（体积浓度 2.5%）时的扩散距离。

2.6.1 风速和大气稳定度对安全距离的影响

环境风速是衡量大气湍流程度的一个必不可少的条件，在 LNG 重气扩散过程中，风速对云团下风向的运动速率，云团浓度稀释，空气卷吸以及云团加热等过程有着重要的影响，故环境风速对 LNG 重气云团的扩散行为影响较大，进而影响安全距离的大小。

大气稳定度是用于衡量大气湍流程度的一种半定量方法，也可以定性的理解为大气作垂直运动的强弱程度，或者理解为在浮力作用下，空气微团垂直运动的稳定性，若温度在竖直方向上随着高度增加而递减，则上层空气由于低温，密度较大，在重力作用下向下运动，此时大气处于不稳定状态；若温度随着高度增加而增加，则称为逆温（Temperature Inversion），空气微团上下运动受到限制，此时大气处于稳定状态；若温度不随竖直高度变化而变，则空气微团可处于随意平衡状态，则此时大气稳定度为中性。

常用的大气稳定度分类方法为帕斯圭尔（Pasquill）分类方法将气象条件分为七种稳定度等级^[141, 144]，即A、B、C、D、E、F、G，可依次定性为极不稳定，不稳定，弱不稳定，中性，弱稳定，稳定和极稳定。Passquill分类方法见表 2-4。

表 2-4 Passquill大气稳定度分类方法^[141]

地表风速 (m/s)	日射状态（白天）			夜间云层覆盖	
	强	中	弱	≥1/2	<1/2
<2	A	A-B	B	G	G
2~3	A-B	B	C	E	F
3~5	B	B-C	C	D	E
5~6	C	C-D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D

A-极不稳定；B-不稳定；C-弱不稳定；D-中性；E-弱稳定；F-稳定；G-极稳定

就重气扩散而言，大气稳定度对其的影响主要体现在以下几点：

- （1）当大气条件为 A 或 B 时，大气条件处于不稳定状态，这种状态是有利于重气扩散，空气竖直方向上湍流强度大，对流强烈，重气云团容易被稀释；
- （2）当大气条件为 F 或 G 时，大气条件处于稳定状态，大气湍流受到抑制，特别是当逆温现象出现时，通常风力弱或无风，重气云团像一个“盖子”一样覆盖在地表，不利于 LNG 蒸汽云团稀释。

以 B5 实验为例，保持其它条件不变，仅风速和大气稳定度，可以得出风速对安全距离的影响，如图 2-5，可以看出，在同一稳定度等级，随着风速增大，安全距离随之减小，并且随着大气条件趋于稳定时，安全距离随之增加。其原

因在于，风速越大，大气湍流对云团稀释越迅速，同时重气效应减弱也越快，同样，大气条件不稳定时，也会加速云团浓度稀释，由此可以得出，对于连续泄漏扩散，当风速较小时，大气环境趋于稳定时，存在的安全隐患也越大。

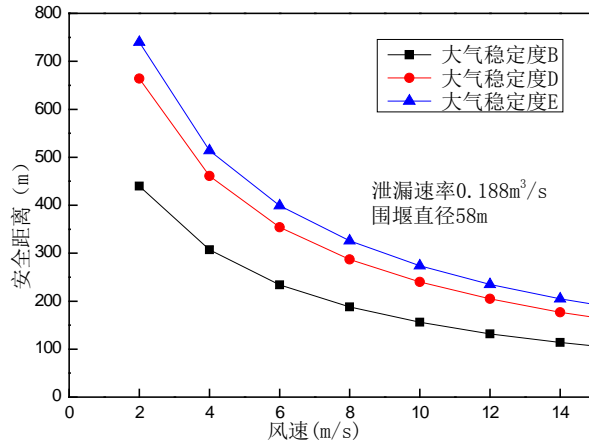


图 2-5 风速、大气稳定度对安全距离的影响

2.6.2 泄漏速率对安全距离的影响

B5 实验中，保持其他条件不变，仅改变泄漏速率，如图 2-6，随着泄漏速率增加，下风向的安全距离也随之增大。

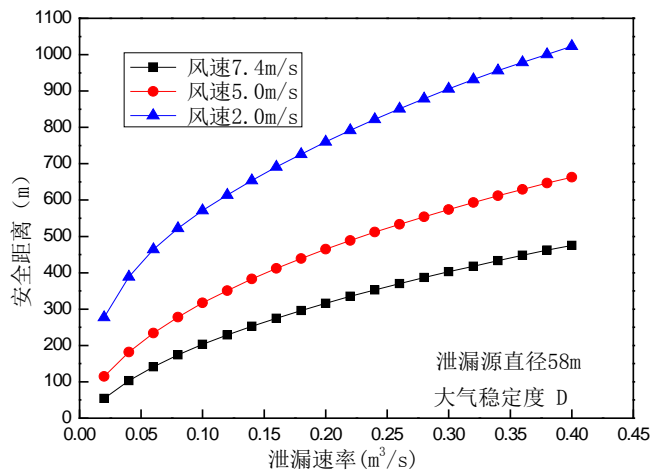


图 2-6 泄漏速率对大气稳定度的影响

2.6.3 液池直径对安全距离的影响

LNG 储罐周围通常要设计围堰，以防止储罐发生泄漏时，液体四处流淌蔓延，若发生火灾，还可以防止火焰蔓延到周边地区。LNG 泄漏到围堰内，则会迅速蒸发汽化，将会形成以围堰为二次源的重气云团扩散。随着围堰直径的增加，下风向安全距离的变化会出现一个峰值，如图 2-7，并且随着泄漏速率的增加，对应峰值处的围堰直径也会增加。

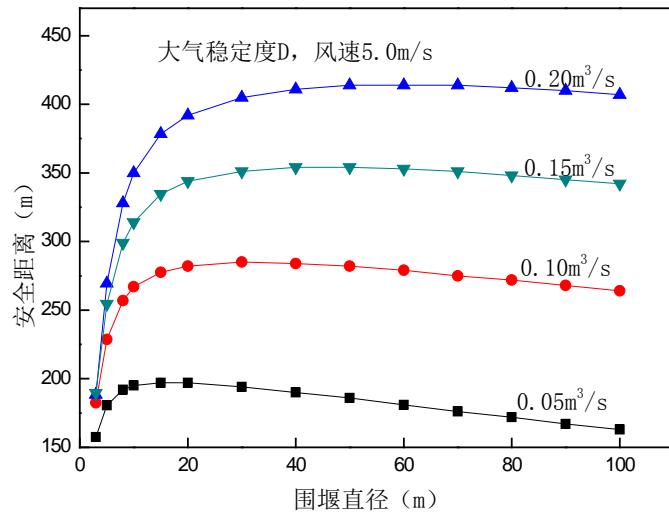


图 2-7 围堰直径对安全距离的影响

出现上述现象的原因在于，当围堰尺寸较小时，以围堰为二次源的云团浓度较高，但由于围堰直径较小，在侧风向上的扩散范围也较小，即受大气湍流影响较大，故浓度稀释较快，安全距离较小；当围堰尺寸较大时，二次源内的重气云团浓度较低，故也会在下风向较小距离处，云团体积浓度降至 2.5%。因此，随着围堰直径由小到大的过程中，安全距离的变化会出现一个峰值，并且随着泄漏速率的增加，二次源内的云团浓度也会增大，所以对应峰值处的围堰直径也会随泄漏速率的增加而增大。

2.6.4 其它

除上述的影响因素之外，LNG 泄漏表面的情况对于重气扩散也有一定的影响。LNG 溢出到地面，如 LNG 泄漏到围堰内，由于 LNG 初始时与地表温差较大，汽化率较高，但是随着土壤中水分冻结，土壤传递的热量减少，LNG 的汽化率降低，云团只能由空气以及太阳辐射传热。若泄漏到水面，由于 LNG 密度比水小，故会漂浮在水面上，由于水的对流扰动，水面相当于一个无限大的热源，故 LNG 的汽化率比泄漏到地面要高出很多，故在其它条件相同的情形下，泄漏到水面上要比泄漏到地面上，云团扩散的安全距离要大。

空气湿度对于重气扩散也存在影响。LNG 泄漏形成低温重气云团时，空气中的水分会凝结形成气溶胶^[85]，不利于云团运动，湿度越大，气溶胶形成越多，重气效应持续时间越长。

此外，下风向的地形结构也会对重气扩散过程产生很大影响，如果地形结构复杂，障碍物较多，那么风场的风速分布将会发生变化，在障碍物的背风面，会产生低压回流，则会使得云团浓度在小范围内较大，不利于云团浓度稀释。

2.7 LNG 池火灾热辐射预测模型

固体火焰模型是将无规则形状的火焰假设为圆柱体，并且在风速的作用下，发生偏斜，常用的固体火焰模型可以分为LNGFire 3 模型和PoFMISE模型^[101, 119]。本文 1.4.3 节中，已经初步介绍了上述两个模型的基本原理，下面就模型的参数设定以及计算方法与计算结果做详细说明。

2.7.1 固体火焰模型的控制方程

固体火焰模型通用的计算方程为式 2-20，式中， \dot{q}'' 为辐射热通量（W/m²）， λ 是辐射波长（m）， $E_{\lambda,i}$ 光谱辐射强度（W/m²/m）， $F_{dA_i \rightarrow A_{obj}}$ 微元 dA_i 对接收物体 A_{obj} 的视角系数， τ_{λ,dA_i} 光谱透射率。

$$\dot{q}'' = \sum_{i=1}^N F_{dA_i \rightarrow A_{obj}} \int_0^\lambda E_{\lambda,i} d\lambda \cdot \tau_{\lambda,dA_i} \quad (2-20)$$

式 2-20 使用比较麻烦，所以为了简化计算，方便模型使用，可以做如下假设：

- 由于火焰表面温度差异不大，可以假设火焰的表面辐射强度为一个常量，与波长无关；
- 空气透射率是距离、环境温度与相对湿度的函数，与波长无关；
- 火焰形状为倾斜的圆柱体，假设圆柱体底面直径为与池火直径相等。

因此，式 2-20 简化之后可以变成式 2-21，

$$\dot{q}'' = E \cdot F(s) \cdot \tau(s) \quad (2-21)$$

式中， \dot{q}'' 为距离 s 处的热辐射强度， E 为与波长无关的表面辐射强度， $F(s)$ 为视角系数， $\tau(s)$ 为空气透射率。

火焰长度计算

1.4.4 节已经讨论过，关于火焰长度的计算存在一定的不确定性。为了能充分说明火焰长度的影响因素，Thomas^[145, 146]推荐使用的火焰长度计算模型为式 2-22：

$$\frac{L}{D} = A \cdot Fr^p \cdot (U^*)^q \quad (2-22)$$

式中， L 为火焰长度（m）， A 、 p 和 q 为实验测量得到的系数， Fr 是弗洛德数（Froude Number），表达式 2-23，可以看做无量纲的燃烧速率，式中 \dot{m}'' 为燃烧速率， U^* 为无量纲风速，表达式 2-24。

$$Fr = \frac{\dot{m}''}{\rho_a \sqrt{gD}} \quad (2-23)$$

$$U^* = \frac{U_{wind}}{\left(\frac{\dot{m}''}{\rho_a g D}\right)^{\frac{1}{3}}} \quad (2-24)$$

式中， \dot{m}'' 为燃烧速率 ($\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$)， ρ_a 为空气密度 (kg/m^3)， g 为重力加速度 (m/s^2)， D 为池火直径 (m)， U_{wind} 为风速 (m/s)。需要说明的是，火焰长度计算的不确定性，集中体现在对系数 A 、 p 和 q 的确定。Thomas^[145]推荐使用 $A=42$ ， $p=0.61$ ， $q=0$ ，这组系数值被LNGFire3模型采用，但是由于 $q=0$ ，LNGFire3计算的火焰长度就和风速无关，与实际不符。后来式 2-22 中的系数值进一步修正，Thomas^[146]得出一组新的系数值， $A=55$ ， $p=2/3$ ， $q=-0.21$ ，这组数值被PoFMISE模型采用，虽然该模型计算的火焰长度与风速有关，但是当风速 $U_{wind} = 0$ 时，PoFMISE计算的火焰长度将会无穷大，这一点也与实际情况不符合。

火焰拖曳直径

在实验中，当液池很浅或者液体充注较满时，火焰在风速的左右下，火焰底部会移出液池范围向下风向移动，从而将导致火焰的底部当量直径增大，为了更加准确的描述LNG池火特征，拖曳火焰的直径 (Elongated Diameter) D' 可以采用式 2-25 进行计算，其中， D 为液池直径 (m)， Fr_{10} 为 10m高度处基于风速的 Fr 数， D' 与 D 的比值称为拖曳比 (Drag Ratio)。火焰底部中心将会向下风向移动的距离为 $(D' - D)/2$ ，其中 D' 与 D 的比值称之为拖曳比^[114] (Drag Ratio)。

$$\frac{D'}{D} = 1.5Fr_{10}^{0.069} \quad (2-25)$$

表 2-5 火焰倾角计算方法对比

风速	Raj 和 Atalialh 方法计算 θ (rad)	Welker 和 Sliepcevich 方法计算 θ (rad)
0	0	0
1	$\cos(\theta) > 1$, θ 无解	0.3826
2	$\cos(\theta) > 1$, θ 无解	0.5824
4	0.7641	0.7898
6	0.9403	0.9008
8	1.0350	0.9725
10	1.0966	1.0238

注：表中计算倾角 θ 时，取液池直径为 5m，燃烧速率 $0.11\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$

火焰倾角

火焰倾角 θ 的计算有两种方法，一种是Raj和Atalialh^[116]推荐的方法，如式 2-26，式中， U^* 为无量纲风速，

$$U^* \leq 1 \text{ 时, } \cos(\theta) = 1 \quad (2-26-1)$$

$$U^* > 1 \text{ 时, } \cos(\theta) = 1/\sqrt{U^*} \quad (2-26-2)$$

另一种方法是Welker和Sliepcevich^[147]推荐的方法, 如式 2-27:

$$\frac{\tan(\theta)}{\cos(\theta)} = 3.3Fr^{0.8}Re^{0.07} \left(\frac{\rho_v}{\rho_a}\right)^{-0.6} \quad (2-27)$$

式中, Fr 为 Froude 数, 式 2-23, Re 为 Reynolds 数, ρ_v 和 ρ_a 分别为 LNG 蒸汽密度与空气密度。将上述两种计算方法列表如下。

表面辐射强度

1.4.4 节中已经介绍了火焰表面辐射强度的不确定性, 但是从图 1-13 所示的池火直径与表面辐射强度的关系可以近似认为, 当池火直径小于 20m 时, 表面辐射强度随池火直径增加而增加, 当池火直径大于 20m 时, 由于不完全燃烧的因素, 火焰表面辐射强度将随直径增加而降低。一般根据黑体辐射定律, 火焰的表面辐射强度可以定义为式 2-28, 式中, E_B 为温度 T_F 时的黑体辐射力 (Blackbody Emissive Power), κ 为熄灭系数 (Extinction Coefficient), 其倒数定义为光学深度 L_κ (Optical Depth), D 为池火直径。根据斯忒藩-波尔兹曼 (Stefan-Boltzmann) 定律, 又称作热辐射四次方定律, E_B 的表达式如 2-29, 式中, σ 为黑体辐射常数, 其值为 5.67×10^{-11} (kW/(m²·T⁴)), T_F 为火焰表面温度。光学深度是用于衡量透明程度 (Transparency) 的一个参数, 其定义式 2-30, I 为目标物体接收到的辐射量, I_0 为辐射源强度, L_κ 为光学深度, 其定义式 2-31, α 为吸收系数, L 为特征长度 (Length Scale), 一般情况下, 目标物体距离辐射源越近, 光学深度越小, 反之越大^[148]。

$$E = E_B(1 - e^{-\kappa D}) \quad (2-28)$$

$$E_B = \sigma T_F^4 \quad (2-29)$$

$$\frac{I}{I_0} = e^{-L_\kappa} \quad (2-30)$$

$$L_\kappa = \alpha L \quad (2-31)$$

空气透射率

随着目标物体与辐射源的距离增加, 热辐射强度也会下降, 从表达式 2-21 可以看出, 一方面是由于视角系数变小, 另一方面是空气透射率的影响, 其表达式为 2-32, 从中可以看出, 空气中的水蒸气是影响空气透射率的主要因素, 其中 RH 是相对湿度, s 为目标物体与辐射源的距离, P_{v_water} 是对应环境温度 T_a 下的水蒸气饱和蒸汽压, 可以采用式 2-33 计算得出^[149]。

$$\tau = 2.02 [RH \cdot P_{v_water}(T_a) \cdot s]^{-0.09} \quad (2-32)$$

$$P_{v_{\text{water}}}(T_a) = e^{\left(11.5261 + 14.4114 - \frac{5328.1}{T_a}\right)} \quad (2-33)$$

2.7.2 大尺寸 LNG 池火模型研究

根据 1.4.3 节的介绍，LNG 池火当池火直径大于 20m 时，可定义为大尺寸池火，将存在不完全燃烧，有碳颗粒产生，并聚集形成黑烟（Smoke），火焰自下而上可以依次分为三个区域：清洁燃烧区域（Clean burning zone）、燃烧不充分区域（Less efficient combustion zone）和浓烟区（Smoke zone），燃烧不充分区域和浓烟区统称为间歇区（Intermittent Zone）。这三个区域在辐射特性上最大的区别在于火焰表面辐射强度不同，火焰自下而上表面辐射强度应该逐渐降低。首先应当对火焰的三个区域进行定义，Heskestad 推荐使用的计算间歇区火焰长度的方法，如式 2-34， L_I 为间歇区火焰长度， L_F 为总体的火焰长度， Fr 为 Froude 数。根据 35m 直径的 Montoir LNG 火灾实验，可以观察到清洁燃烧区域的火焰长度很小，Raj 推荐使用式 2-34 计算清洁燃烧区域的火焰长度^[150]， L_c 为清洁燃烧区域， Ψ 为比例系数。

$$\frac{L_I}{L_F} = 0.167 - \log_{10}(Fr^{0.25}) \quad (2-34)$$

$$\Psi = \frac{L_c}{L_F} = 0.75 + \log_{10}(Fr^{0.25}) \quad (2-35)$$

采用式 2-34 计算可知，当池火直径为 500m 时， $Fr=10^{-3}$ ，清洁燃烧区域的高度几乎为 0。

浓烟热辐射吸收特性

大尺寸池火不完全燃烧生成的碳颗粒将会吸收热辐射，从而将导致火焰的表面辐射强度下降，因此烟尘存在时，火焰的表面辐射强度可以定义为式 2-36， E_s 为表面辐射强度， E_b 为火焰底部表面辐射强度， τ_s 为烟尘透射率（Transmissivity of smoke），其与燃料的燃烧特性有关，表达式 2-37， k_m 为比烟尘熄灭面积（Specific soot extinction area, m^2/kg ）， C_s 烟尘的质量浓度（ $kg \text{ smoke}/m^3$ ）， L_b 为光线长度（Beam length, m）。 C_s 主要与以下几个因素有关（见式 2-38）：燃料的燃烧效率（Burning Efficiency） β ；燃烧热（Combustion heat） ΔH_c ；空气与燃料燃烧的化学反应质量比（Stoichiometric Ratio） r ，以 CH_4 在空气中燃烧为例，空气与 CH_4 的化学反应质量比 $r=17.26$ ；以及烟尘的生成速率 Y ，见式 2-39， D 为液池直径。由于 LNG 火灾的现场实验有限且不够系统，烟尘生成速率的关系式 Y 是 Notarianni 等人^[151]，通过对原油进行燃烧得到的关系式（液池直径变化范围 0.085m~17.2m）。

$$E_s = E_b \tau_s \quad (2-36)$$

$$\tau_s = e^{-k_m C_s L_b} \quad (2-37)$$

$$C_s = \rho_a Y \frac{1}{1 + \frac{r}{\beta} + \frac{\Delta H C}{C_a T_a}} \quad (2-38)$$

$$Y = 9.412 + 2.758 \cdot \log_{10} D \quad (2-39)$$

从上述分析可知，浓烟的存在将会降低火焰的表面辐射强度，但是浓烟大量存在于火焰中上部位，火焰底部的表面辐射强度依然很强，那么就需要对表面辐射强度沿火焰长度的分布情况进行研究，一般将火焰沿高度 Z 方向，分为两个区域进行考虑，如式 2-40-1 和 2-40-2， Ψ 为清洁燃烧区域高度与火焰长度的比值（见式 2-35）， $E(Z)$ 为高度 Z 处对应的表面辐射强度， E_b 为火焰底部表面辐射强度， E_s 为烟尘存在下的表面辐射强度（见式 2-36）， p 为间歇区黑体辐射力占火焰表面辐射强度的比例，定义式 2-41。

$$0 \leq \frac{Z}{L_F} \leq \Psi \quad E(Z) = E_b \quad (2-40-1)$$

$$\Psi \leq \frac{Z}{L_F} \leq 1 \quad E(Z) = pE_b + (1 - p)E_s \quad (2-40-2)$$

$$p(\xi) = \left(\frac{1-\xi}{1-\Psi} \right)^3 \quad \xi = \frac{Z}{L_F} \quad (2-41)$$

根据上式表面辐射强度分布的研究，可以得出大尺寸池火，火焰平均表面辐射强度（Mean Surface Emissive Power, MSEP）的计算方法，如式 2-42，将式 2-40~2-41 带入式 2-42 进行积分，可以得到平均表面辐射强度 \bar{E} 的计算式 2-43， τ_s 为烟尘透射率（式 2-37），火焰底部表面辐射强度计算如式 2-44， E_{max} 为黑体表面辐射强度，通过 LNG 火焰的表面温度^[113]（约 1500K），利用四次方定律可计算得出，一般取值 325kW/m²， D 为池火直径， L_k 为火焰的光学深度（Optical depth），参考式 2-30~2-31。

$$\bar{E} = \int_{\xi=0}^{\xi=1} E(\xi) d\xi \quad (2-42)$$

$$\frac{\bar{E}}{E_b} = \Psi + (0.25 + 0.75\tau_s)(1 - \Psi) \quad (2-43)$$

$$E_b = E_{max} \left(1 - e^{-\frac{D}{L_k}} \right) \quad (2-44)$$

2.7.3 模型使用建议

Atalah 和 Shah^[152] 在建立 LNGFire3 模型时，建议 LNG 池火的辐射强度恒定为 190kW/m²，不随池火尺寸大小发生变化，对于火焰长度的计算，式 2-22 中，建

议 $A=42$, $p=0.61$, $q=0$, 即火焰长度与风速大小无关, 池火LNG的燃烧速率 $\dot{m}'' = 0.11\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

但是 LNGFire3 存在以下缺陷:

- 1) 在计算大尺寸池火时, 火焰的表面辐射强度没有随火焰长度发生变化, 并且假设表面辐射强度为定值。法国Montoir LNG 35m直径的火灾实验结果表明, 火焰底部的表面辐射强度高达 $310\text{kW}/\text{m}^2$, 这与LNGFire3 中表面辐射强度 $190\text{kW}/\text{m}^2$ 严重不符, 可以想象如果目标物体处于地表, 那么它所接收到的辐射强度超过 50%都是来自于火焰底部;
- 2) LNGFire3 计算的火焰长度与风速无关, 这一点也与实际不符。

所以Raj^[120, 153]在提出PoFMISE (Pool Fire Model including Smoke Effects) 模型时, 考虑到了对LNGFire3 模型的改进, 即采用了 2.7.2 节中对火焰竖直方向上燃烧区域的划分, 考虑到不完全燃烧产生的烟尘, 对火焰表面辐射强度的影响。同时, 在火焰长度求解时, 采用系数 $A=55$, $p=2/3$, $q=-0.21$, 但是PoFMISE 模型并不能适用于所有的LNG池火, 其只考虑了大尺寸池火不完全燃烧的情形, 并没有考虑小尺寸池火充分燃烧的情形, 如果将PoFMISE模型适用在小尺寸池火中, 就会低估了小尺寸池火的危害。

PoFMISE 模型考虑了风速对火焰长度的影响, 但是当风速为 $0\text{m}/\text{s}$ 时, PoFMISE 模型计算的火焰长度将会无穷大, 所以不适用于计算小风速的情况。分别考察不同风速、不同池火直径下, LNGFire3 和 PoFMISE 两种模型计算的火焰长度, 结果如图 2-8。由图可见 LNGFire3 模型的火焰长度仅随池火直径发生变化, PoFMISE 模型随着风速的增加, 火焰长度逐渐降低, 当风速为 $1\text{m}/\text{s} \sim 2\text{m}/\text{s}$ 范围内的时候, 二者火焰长度出现相等点。

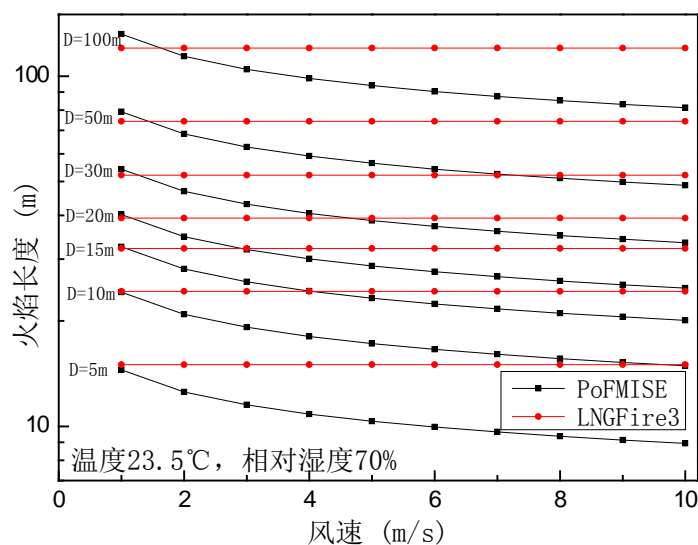


图 2-8 火焰长度计算结果对比

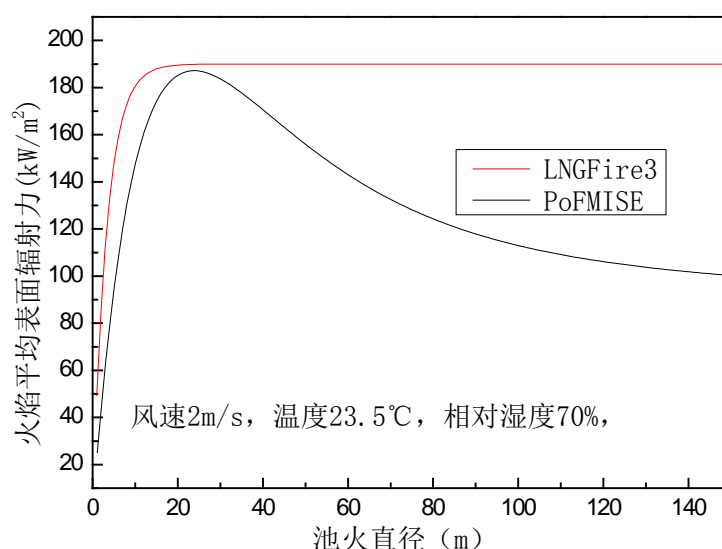


图 2-9 表面辐射强度随半径的变化关系

LNGFire3 与PoFMISE模型对于表面辐射强度的计算也有较大差别,如图 2-9 所示。随着池火直径增加, LNGFire3 在 $D > 20\text{m}$ 以后, 表面辐射强度基本不变 ($E=190\text{kW/m}^2$), 而PoFMISE模型在 $D=20\text{m}$ 时出现一个峰值, 然后缓慢降低。根据Montoir LNG火灾实验分析, PoFMISE模型计算的表面辐射强度符合实际情形, 这是由于随着池火直径的增加, 不完全燃烧的程度也会增加, 烟尘或者碳粒将会在火焰中出现, 会很大程度上降低火焰的表面辐射强度, 所以对于大尺寸的池火计算, 建议使用PoFMISE模型。

基于上述分析, 笔者给出了火灾热辐射模型的使用范围的建议:

- (1) 当 $U_0 < 1.5\text{m/s}$ 且 $D < 20\text{m}$ 时, 推荐使用LNGFire3 模型;
- (2) 当 $U_0 \geq 1.5\text{m/s}$ 且 $D \geq 20\text{m}$ 时, 推荐使用PoFMISE模型。

2.7.4 控制方程求解

通过 2.7.1~2.7.3 节对火灾热辐射模型的介绍, 本文采用 Fortran 计算机语言对火灾热辐射模型进行程序设计, 图 2-10 显示了 LNG 池火热辐射程序的计算流程图。首先需要输入池火的初始条件与边界条件, 如: 液池直径、环境风速、环境温度与湿度等; 其次根据环风速与池火直径, 选择热辐射模型(选择标准参考 2.7.3 节); 然后求解火焰长度与表面辐射强度; 最后求解下风向距离与热辐射强度的对应关系。根据用户需求, 当求解达到设定的下风向距离或者热辐射强度, 即可停止计算。

LNGFire3 与 PoFMISE 模型的主要区别就在平均表面辐射力与火焰长度的计算方法不同, 后者主要考虑了不完全燃烧因素对火焰表面热辐射的影响。本文在计算辐射强度与下风向距离的变化关系时, 采用步长叠加的方法, 每完成一个距离处的计算, 然后增加一个步长, 当计算达到设定的下风向距离, 计算就会停止, 需要注意的是, 视角系数和空气透射率会随着距离池火的远近而发

生变化，所以在对每个步长进行求解时，在计算下风向距离上的热辐射强度时，都需要先计算视角系数与空气透射率。

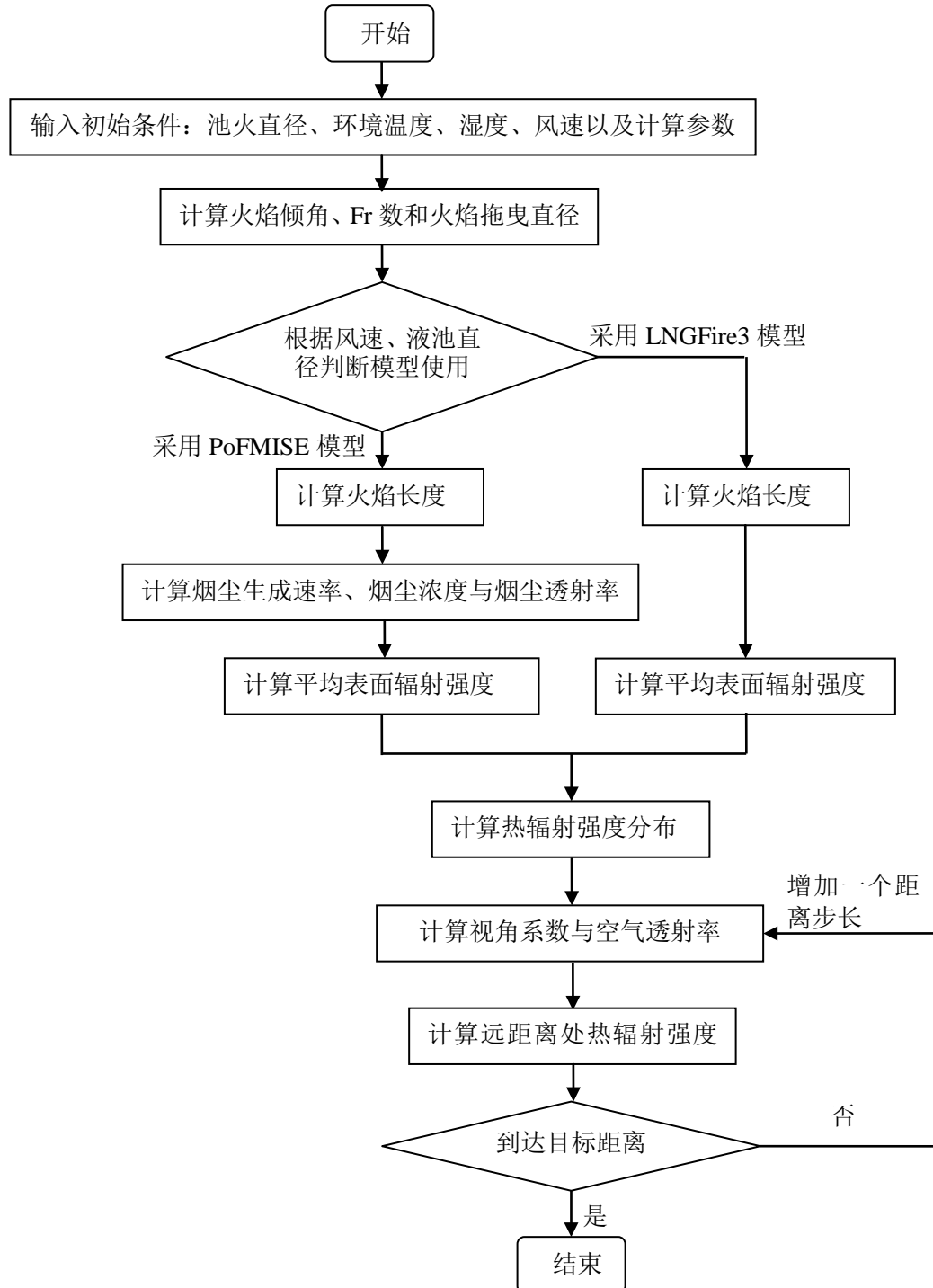
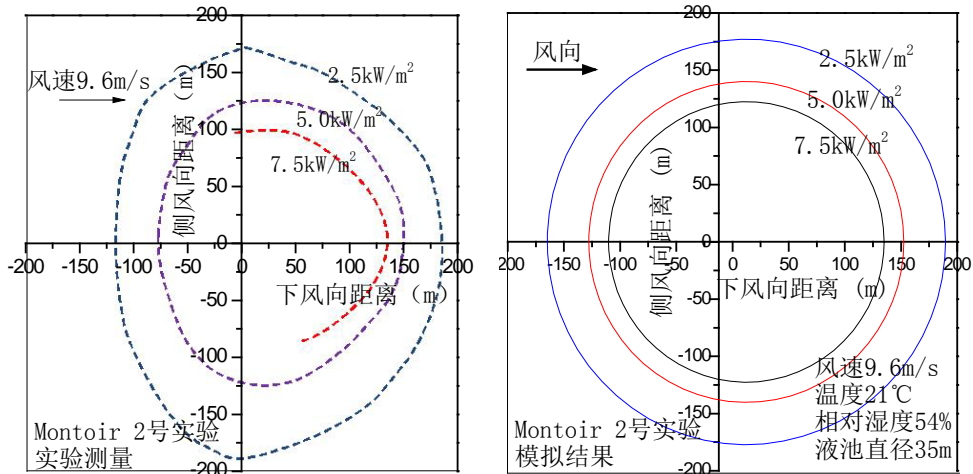


图 2-10 LNG 池火灾热辐射计算程序流程图

2.7.5 计算结果验证

为了说明本文热辐射模型计算结果的可靠性，本文对 Montoir 系列 LNG 池火实验进行了模拟分析，该实验的初始条件可以参考本文 1.4.2 节中的表 1-12，利用图 2-10 所示的计算流程，编写的计算程序，计算空间热辐射分布，实验结果与本文计算结果对比，见图 2-11，分别记录上风向、下风向和侧风向对应热辐射强度的距离，并进行对比，表 2-7 将火焰特征参数进行了对比。



左图：实验结果

右图：本文计算结果

图 2-11 空间热辐射强度分布对比

从图 2-11 所示的实验结果可以看出，在风速的作用下，等辐射强度轮廓线将发生偏斜，并且轮廓线不是规则的圆形，上风向的轮廓线明显向池火靠拢，而采用本文所编写的热辐射模型，等辐射强度轮廓线为规则的圆形，只是因为风速导致圆心向下风向偏移了一段距离（12.33m），通过表 2-6 对各个方向辐射距离的对比可以看出，在下风向上，本文计算的不同辐射强度对应的距离，与实验结果对比基本相符；上风向的辐射距离与实验值对比误差较大，这也是固体火焰模型自身的一个缺陷，由于固体火焰模型在计算辐射强度时，需要计算平均表面辐射强度（MSEP）用以代表整个火焰表面，然后计算下风向一维方向上的辐射强度，在考虑侧风向和上风向的辐射强度时，假设等浓度线为一个规则的圆形。而在实际情况下，火焰在风速作用下发生偏斜，地面目标物体接收到的辐射强度是整个火焰表面辐射叠加的结果，上风向地面物体接收到的辐射强度主要来自于火焰底部，火焰中上部位对其贡献较小，而在下风向上，由于火焰发生偏斜，那么火焰顶部的贡献就相对较多，这就是导致实验结果等辐射强度轮廓线不规则的原因。

通过表 2-6 与表 2-7 所示的辐射距离对比与火焰特征参数对比，模拟值与实验值误差均在 20% 以内，模型计算结果可靠，能够为 LNG 行业在进行安全评估时提供计算依据，以确定最大危害距离。

表 2-6 Montoir 2 号实验模拟值与实验测量值对比

上风向距离 (m)			
	实验测量值	模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	120	164	36.67
5.0kW/m ²	76	127	67.10
7.5kW/m ²	—	110	—
下风向距离 (m)			
	实验测量值	模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	180	189	5.00
5.0kW/m ²	148	152	2.70
7.5kW/m ²	130	134	3.08
侧风向距离 (m)			
	实验测量值	模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	175	176	0.57
5.0kW/m ²	125	139	11.20
7.5kW/m ²	100	121	21

平均相对误差为 18.41%

表 2-7 Monitor 2 号实验火焰特征参数, 实验结果与模拟结果对比

	火焰长度 (m)	火焰平均表面辐射强度 (kW/m ²)	火焰拖曳比
实验测量结果	77.8±4.3	264.8±6.6	1.2
本文模拟	71.6	211.9	1.35
相对误差 (%)	7.97	19.98	12.50

2.7.6 参数研究

虽然本文编写的模型与实验对比, 对上风向位置上的辐射强度预测偏大, 但是下风向上预测远距离处的辐射强度, 可以采纳。结合 NFPA 59A (2009 版), 对 LNG 火灾热辐射安全距离的定义, 见表 2-8, 即热辐射强度对应下风向的最远距离称为安全距离, 本文将采用上述模型, 研究影响安全距离的主要因素, 包括: 风速、池火直径、空气湿度等。

表 2-8 NFPA 59A 对不同接收对象的热辐射强度要求

热辐射接收对象	热辐射强度 (kW/m ²)
储罐外壁、围堰区红线	30
学校、居民区等公共建筑以及站场内办公楼等建筑	9
人员逃离所能接受的临界热辐射强度	5

2.7.6.1 风速对安全距离的影响

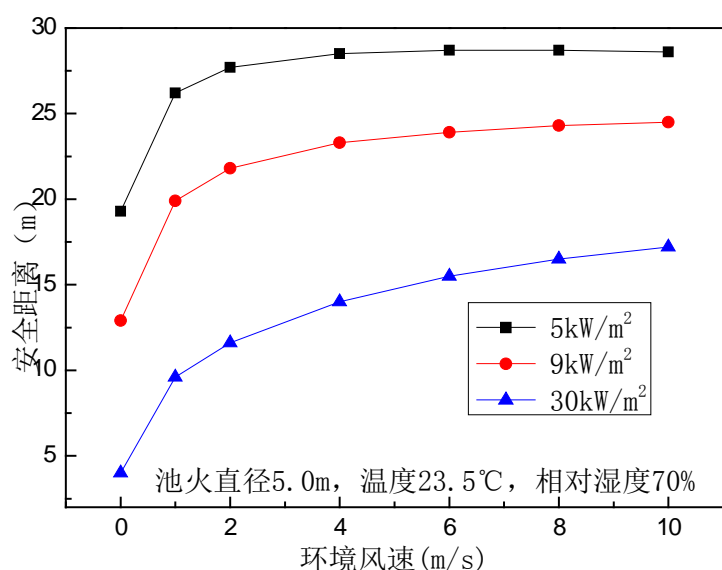


图 2-12 环境风速对安全距离的影响

环境风速是影响大气湍流的重要因素之一，对于火灾热辐射，风速直接影响火焰的下风向倾角 θ ，风速越大，倾角越大，即火焰越向地面靠拢，同时，风速也会影响到火焰长度 L_F ，风速越大，火焰长度会降低。综合上述两种因素，风速增加，那么高辐射强度对应的安全距离增加，而低辐射强度的安全距离则降低或基本不变，如图 2-12， 30kW/m^2 对应的安全距离随风速增加而增加，而 5kW/m^2 的安全距离，当风速较大时变化不大（ 27.5m ），并且略有减小。

2.7.6.2 池火直径对安全距离的影响

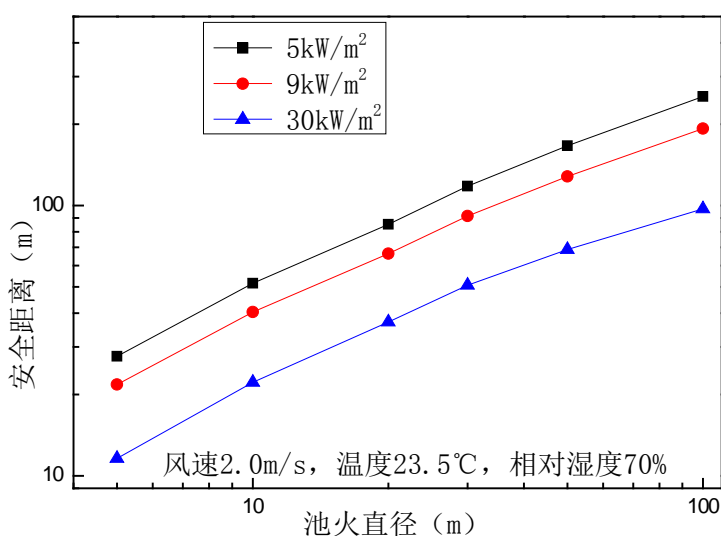


图 2-13 池火直径对安全距离的影响

图 2-13 给出几种强度下池火直径对热辐射距离影响。随着池火直径增加，不同强度对应的辐射距离均随之增加，可见池火直径是影响热辐射安全距离的重要因素。工程实践中，在保证围堰容积的同时，可以通过增加围堰高度，减小围堰直径，以降低热辐射安全距离要求。

2.7.6.3 环境湿度和温度对安全距离的影响

环境湿度和温度直接作用于空气透射率，湿度增加或者温度增加都会降低空气透射率，从而降低安全距离，但是降低幅度较小，如表 2-9 和表 2-10 所示，空气湿度从 20% 增加至 80%，环境温度从 -10℃ 升至 40℃，安全距离的降幅均小于 2m。但是，热辐射模型在计算空气透射率时，仅考虑湿度和温度的影响，并没有考虑空气中悬浮颗粒的影响，这也是模型需要进一步完善的地方。

表 2-9 空气湿度对安全距离的影响（池火直径为 5m，风速 2.0m/s，温度 23.5℃）

空气湿度(%)	5kW/m ² 对应距离(m)	9kW/m ² 对应距离(m)	30kW/m ² 安全距离(m)
20	28.9	22.8	12.5
40	28.2	22.3	12.0
60	27.8	21.9	11.7
80	27.5	21.7	11.5

表 2-10 环境温度对安全距离的影响（池火直径为 5m，风速 2.0m/s，相对湿度 70%）

温度(℃)	5kW/m ² 对应距离(m)	9kW/m ² 对应距离(m)	30kW/m ² 安全距离(m)
-10	28.7	22.7	12.7
10	28.0	22.1	12.1
30	27.5	21.6	11.4
40	27.2	21.4	11.0

2.8 本章小结

本章重点对 LNG 事故后果进行了分析建模，通过分析可知，LNG 事故中，蒸汽云扩散的危害范围最大，LNG 池火发生的概率较高，热辐射强度较高，为了能够应用于 LNG 行业安全评估，确定最大的危害范围，所以本章重点对 LNG 蒸汽云扩散以及 LNG 池火热辐射两种事故类型进行了建模分析。

在考虑 LNG 蒸汽云扩散时，本文采用了理论基础充分、实验验证准确度较高的积分模型，该模型首先假设了下风向上的浓度分布和速度分布，然后列举守恒方程，充分考虑蒸汽云扩散过程中的能量守恒、质量守恒和组分守恒等问题，通过与实验对比，本文编写的计算程序平均相对偏差为 24.28%。该模型还对影响 LNG 蒸汽云扩散安全距离的主要因素进行了研究，风速越大、扩散源直径越小、大气条件越不稳定，那么安全距离越小，建议 LNG 行业在设置积液池和围堰时，可以考虑在保证围堰容积的同时，增加围堰高度、减小围堰和积液池的截面面积，从而可以很大程度上缩短安全距离，减小危害范围。

此外，本文所编写的 LNG 蒸汽云扩散模型，主要有以下缺陷：

- (1) 不能够计算障碍物存在时的扩散情形，这是由积分模型自身特点决定的，因为障碍物存在会改变浓度场与速度场分布，这就会导致积分模型中关于浓度以及速度分布假设错误；
- (2) 本文所编写的模型，没有考虑求解动量方程，动量方程根据牛顿第二运动定律，分析云团在下风向移动过程中的受力情况，以求解得到云团的移动速度。模型假设云团运动的速度为风速，这一假设是存在不足的，尤其当风速较小时，地面对云团的阻力较大，若仍假设云团移动速度为风速，那么就会使得安全距离计算结果增大，从而高估了危害范围，所以在使用本文所编写的模型时，建议风度 2m/s 。

另一方面，本章还对 LNG 池火热辐射特性进行了研究，主要对固体火焰模型进行了分析，该模型主要包含两种，即 LNGFire 3 和 PoFMISE 模型，二者适用的计算场景不同，主要区别在于对火焰表面辐射力与火焰长度的计算不同，PoFMISE 模型重点考虑了大直径池火不完全燃烧的因素，所以本文对上述两个模型的使用给出了建议，当风速小于 1.5m/s 并且池火直径小于 20m 时，本文推荐使用 LNGFire3 模型；当风速大于 1.5m/s 并且池火直径大于 20m 时，推荐使用 PoFMISE 模型。通过对比 Montoir LNG 火灾实验，本文所编写的 LNG 池火热辐射计算程序，模拟结果与实验值平均相对误差小于 20%。

本文接着利用固体火焰模型对影响池火热辐射的因素做了研究，主要包括以下几点：

- (1) 风速会对火焰倾角产生影响，风速越大，火焰越向地面倾斜，那么对于高辐射强度（如 30kW/m^2 ）对应的安全距离随风速增加而增加，对于低辐射强度（如 5kW/m^2 ）对应的安全距离随风速增加而降低；
- (2) 池火直径是影响热辐射安全距离的主要因素，一般随着池火直径的增加，对应的热辐射安全距离也随之增加；
- (3) 环境湿度或者温度升高，都会降低热辐射的安全距离，但是二者影响较小，空气湿度从 20% 增加至 80%，环境温度从 -10°C 升至 40°C 安全距离的降幅均小于 2m 。

但是由于模型的计算原理，固体火焰模型主要存在以下两个缺陷：

- (1) 假设等热辐射强度面为均匀的半球状，没有考虑因风速等环境条件不同，等辐射强度面会根据火焰的形状发生变化；
- (2) 假设火焰表面热辐射强度为一个平均值，虽然 PoFMISE 将火焰自下而上分为 3 个区域，但是在计算对应距离上的热辐射强度时，依然将火焰 3 个区域的表面热辐射强度进行积分求解，得到一个平均表面热辐射强度，这一假设虽然考虑了不完全燃烧因素对表面热辐射强度的影响，但是 Montoir LNG 池火热辐射实验表面，沿火焰长度的不同区域对空间不同位置的影响各不相同。

尽管 LNG 蒸汽云扩散积分模型和固体火焰模型存在一定的缺陷，但是依然可以应用于 LNG 场站安全评估，确定最大危害距离，同时考虑到上述两种模型理论基础充分、实验验证准确度较高，并且模型使用方便，已经将上述两个模型模块化，嵌入在中山大学 BP 中心的 LNG 场站安全评估计算平台，能够对场站进行安全性分析。

第三章 计算流体力学模拟分析研究

3.1 引言

本章主要研究计算流体力学 (Computational Fluid Dynamic, CFD) 方法模拟 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 池火热辐射, 采用商用 CFD 软件 FLUENT 对 LNG 泄漏后果预测进行建模, 验证模型的可靠性, 为第四章研究 LNG 事故减缓措施做准备。CFD 模型较积分模型以及其它非计算流体力学模型, 在模拟重气扩散的时候, 优势主要体现在以下几个方面^[154]:

- (1) 物理描述最为完全, 三维 CFD 模型的基础是 Navier-Stokes 方程, 在流动问题时, 能够给出最完整的物理描述, 包括连续性方程、动量守恒方程、能量守恒方程和组分守恒方程等;
- (2) 湍流粘度模型应用, 大气运动是非定常的湍流运动, 在 CFD 模型中, 采用适当的湍流模型, 就可以描述重气云团发展中的所有重要过程;
- (3) 可模拟复杂地形的影响, CFD 模型可以充分考虑地形对重气扩散的影响, 通过对计算域进行网格划分, 以及设定边界条件, 可以模拟建筑物或者非平坦地形, 如: 围堰、水幕等防护措施对重气效应的减缓影响。

CFD 模型同积分模型类似, 也是通过求解微分方程组, 不同的是, CFD 模型中的微分方程组较为复杂。本文采用的三维 CFD 模型, 求解的微分方程主要涉及连续性方程、能量方程、3 个动量方程、2 个涡粘系数模型方程和 1 个组分方程, 为了是方程组得到封闭, 还包括理想气体状态方程、比热求解方程、粘度求解方程等辅助方程, 再加上边界条件以初始条件, 即得到一个完整的数学模型。本章将具体结合 Burro 系列和 Falcon 系列 LNG 扩散实验, 采用 FLUENT 商用软件对实验进行模拟, 研究 CFD 模型模拟重气扩散的方法, 校核 CFD 模型的准确性, 同时运用 CFD 模型预测新的泄漏场景。

在采用 CFD 模型对池火热辐射进行模拟时, 除了常用的 N-S 输运方程之外, 还需要引入化学反应模型与热辐射模型, 用于模拟火焰与火焰热辐射强度, 同时为了验证 CFD 模型的可靠性, 本文还对法国 Montoir LNG 火灾实验进行了模拟, 以验证 CFD 模型对火灾模拟的可靠性。

3.2 三维 CFD 模型基础理论

CFD 模型是以控制体积微元作为研究对象, 通过分析流进和流出微元的物理量, 即可得到对应的物理守恒方程^[155, 156]。微元控制体积如图 3-1 所示, 以 X 方向上的变量变化为例, 进入到控制体积的变量为 ϕ_x , 微元出口的变量大小为

$\phi_x + \frac{d\phi_x}{dx}$, 根据 ϕ_x 代表的具体物理意义不同, 可以具体描述CFD模型中所用到的各个守恒方程, 介绍如下。

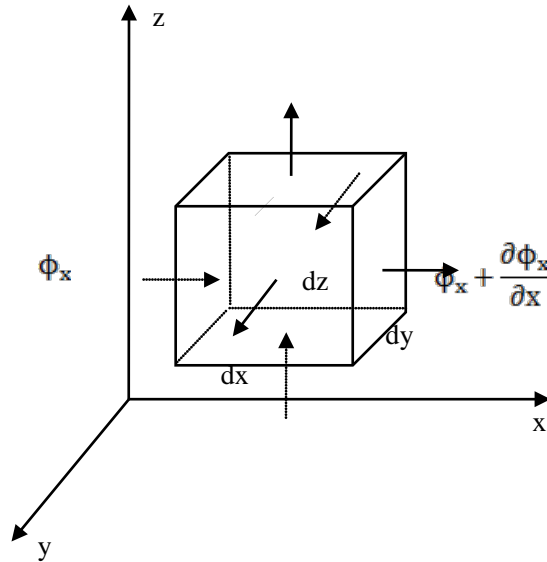


图 3-1 直角坐标系微分方程控制容积示意图

3.2.1 连续性方程

连续性方程也称之为质量守恒方程, 由质量守恒定律得出, 如下式:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho \vec{u}) = S_m \quad (3-1)$$

式中, ρ 为混合物的密度 (kg/m^3), t 为时间 (s), S_m 为源项 (Source term), 主要用于模拟流场中存在化学反应时质量的生成或减少, 本文在研究LNG蒸汽云扩散时, $S_m = 0$, $\text{div}(\rho \vec{u})$ 称为散度 (Divergence), 其表达式如下^[156]:

$$\text{div}(\rho \vec{u}) = \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \quad (3-2)$$

3.2.2 动量守恒方程

应用牛顿第二定律 ($\mathbf{F} = \mathbf{ma}$), 分析微元控制体动量守恒, 其表现形式为:

微元体内动量的增加率=作用在微元体上各种力之和

由此可以得出, 在重气扩散过程中三个方向上的动量守恒方程, 其表达式如下^[156]:

X 方向动量方程

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho u v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho u w)}{\partial z} = \text{div}(\mu_t \cdot \text{grad } u) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} \quad (3-3)$$

Y 方向动量守恒方程

$$\frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v^2)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v w)}{\partial z} = \text{div}(\mu_t \cdot \text{grad } v) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial y} \right) - \frac{\partial p}{\partial y} \quad (3-4)$$

Z 方向动量守恒方程

$$\frac{\partial(\rho w)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho w u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w^2)}{\partial z} = \text{div}(\mu_t \cdot \text{grad } w) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial z} - (\rho - \rho_a)g \quad (3-5)$$

式中， u 、 v 、 w 分别对应为 x 、 y 、 z 方向上的速度分量， p 为压力， μ_t 为湍流粘度（Turbulence viscosity, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ）， ρ_a 为空气密度（ kg/m^3 ）， g 为重力加速度（ m/s^2 ）， $\text{div}(\mu \cdot \text{grad } u)$ 的表达式如下：

$$\text{div}(\mu_t \cdot \text{grad } u) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial z} \right) \quad (3-6)$$

在 Z 方向的动量守恒方程中， $(\rho - \rho_a)g$ 为重力项，用于考虑浮力对于流场的影响，主要用于考虑重气效应，其中 ρ 为混合气体密度。如果将3-3~3-5式中压力项、重力项等合并为源项，则三维方向上的动量方程可以简化为下式：

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \text{div}(\rho U \vec{u}) = \text{div}(\mu_t \cdot \text{grad } U) + S_u \quad (3-7)$$

式中， S_u 为源项，表达式如下：

$$S_u = \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} - (\rho - \rho_a)g \quad (3-8)$$

3.2.3 能量守恒方程

由能量守恒方程，可以得到三维能量方程式^[156]，如下：

$$\frac{\partial(\rho T)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho T u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho T v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho T w)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\lambda}{c_p} \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\lambda}{c_p} \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\lambda}{c_p} \frac{\partial T}{\partial z} \right) + S_T \quad (3-9)$$

式中， T 为云团温度， λ 为导热系数（ $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{k})$ ）， c_p 为比热（ $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{k})$ ）上式可以简化为：

$$\frac{\partial(\rho T)}{\partial t} + \text{div}(\rho T \vec{u}) = \text{div} \left(\frac{\lambda}{c_p} \cdot \text{grad } T \right) + S_T \quad (3-10)$$

3.2.4 组分守恒方程

将重气扩散云团可以看做甲烷与空气的混合物，为了求得甲烷在下风向扩散过程中的浓度分布，需要通过求解组分守恒方程得到^[156]，如下式：

$$\frac{\partial(\rho Y_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho Y_i u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho Y_i v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho Y_i w)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\rho D \frac{\partial Y_i}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\rho D \frac{\partial Y_i}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho D \frac{\partial Y_i}{\partial z} \right) + S_i \quad (3-11)$$

式中， Y_i 为组分i的浓度（ kg/m^3 ）， D 为质量扩散系数（ m^2/s ）， S_i 为源项，可用于考虑化学反应组分 Y_i 的产生或者消耗速率，在研究重气扩散问题时， $S_i = 0$ 。参考式 3-10，组分守恒方程可以简化为如下形式：

$$\frac{\partial(\rho Y_i)}{\partial t} + \text{div}(\rho Y_i \vec{u}) = \text{div}(\rho D \cdot \text{grad } Y_i) + S_i \quad (3-12)$$

3.2.5 湍流模型

表 3-1 湍流模型对比^[155, 158]

湍流粘度模型		模型特点	
混合长度模型		零方程模型，模拟简单流动，计算量小	
雷诺时均模型 (RAM)	单方程模型 (Spalart-Allmaras 模型)	相对简单, 适用于模拟中等复杂内流与外流以及压力梯度下的边界层流动 (如螺旋桨、翼型、机身和导弹等), 对网格要求较低; 计算精确度低, 近壁面变量梯度比 $k-\epsilon$ 和 $k-\omega$ 模型小的多。	
	双方程模型	标准 $k-\epsilon$	鲁棒性最好, 适用范围广, 精度合理, 适于初始迭代, 设计选型, 不适用计算低 Re 数的湍流粘度。
		RNG $k-\epsilon$	对 ϵ 方程做了改进, 对平板和圆柱射流模拟更精确, 适用于快速应变、中等涡、复杂剪切流动, 湍流漩涡, 解析式计算湍流 Pr 数, 可适用于低 Re 数流动, 较标准 $k-\epsilon$ 可信度与精度提高。
		Realizable $k-\epsilon$	与 RNG $k-\epsilon$ 性能类似, 计算精度优于 RNG $k-\epsilon$ 模型, 对 ϵ 方程做了改进, 旋转流动的边界层流动以及复杂的二次流, 可适用于标准 $k-\epsilon$ 和 RNG $k-\epsilon$ 的所有流动情形。
		标准 $k-\omega$	在模拟近壁面边界层、自由剪切和低 Re 数流动时性能更好, 可用于逆压梯度下的边界层分离, 可压缩流和剪切流
SST $k-\omega$	与标准 $k-\omega$ 性能类似, 对壁面距离的依赖使得它不适合模拟自由剪切流动		
雷诺应力模型 (RSM)		壁面各向同性的假设, 对湍流描述最完全, 更充分的考虑了流线型弯曲、漩涡、旋转和张力快速变化, 对于复杂流动预测精度较高, 但是计算机资源耗费较大, 需要更多的 CPU 时间和内存。	
大涡模拟 (LES)		适用于大尺度的漩涡, 如大气流、海洋流等, 但是对网格要求较高, 计算代价较大	

注：RNG (Renormalization Group Theory)；SST (Shear-Stress Transport)；LES (Large Eddy Simulation)

LNG扩散过程中，由于重气效应，气体扩散主要发生在近地面层内部，即大气边界层内，而大气边界层问题研究的核心就是湍流。湍流是一种极其复杂的流动现象，也是流体力学研究的主要问题之一，到目前为止，没有一个湍流模型对于所有的问题是通用的。在FLUENT软件中主要提供的湍流粘度模型主要包括^[157]：雷诺时均模型 (Reynolds Averaging Model, RAM)、雷诺应力模型

(Reynolds Stress Model) 和大涡模拟 (Large Eddy Simulation)。三种模型中, 雷诺时均模型 (RAM) 应用范围较广, 并且模拟准确度较高, 计算速度较快, 节省计算机资源, 常用的RAM模型又可以分为单方程模型和双方程模型。

通常选择湍流模型需要考虑以下几点: 流体是否为可压缩流体、雷诺数大小、模拟精度要求、计算机CPU计算能力和计算时间等^[158]。综合上述分析, 本文采用CFD模型做计算时, 主要采用了Realizable k-ε模型与SST k-ω模型, 当障碍物存在于重气扩散场景中, 在障碍物的背风侧将会产生漩涡, Realizable k-ε可以较好的处理; 同时基于重气效应, 大气边界层对LNG蒸汽云扩散的影响较大, 采用SST k-ω模型能够更好的处理近壁面大气边界层内部的流动情况, 以及远壁面的流动情形。

下面将重点对 RAM 模型中的 k-ε 模型进行说明。在 RAM 模型中, 一般将瞬态的 N-S 方程分解为时均常量和变量, 以速度为例:

$$\mathbf{u} = \bar{\mathbf{u}} + \mathbf{u}' \quad (3-13)$$

式中, $\bar{\mathbf{u}}_i$ 和 \mathbf{u}'_i 分别为时均速度 (Mean velocity) 和脉动速度 (Fluctuating velocity), 用式 3-13 带入连续性方程与动量方程可以得出下式:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}[\rho(\bar{\mathbf{u}} + \mathbf{u}')] = 0 \quad (3-14)$$

得出,

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho\bar{\mathbf{u}}) = 0 \quad (3-15)$$

动量方程可以得出下式:

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \bar{u}_i \bar{u}_j)}{\partial x} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x} - \rho \overline{u'_i u'_j} \right) \quad (i = 1, 2, 3) \quad (3-16)$$

其它标量:

$$\frac{\partial(\rho \phi)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \bar{\phi} \bar{u}_j)}{\partial x} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial \bar{\phi}}{\partial x} - \rho \overline{u'_i u'_j} \right) \quad (3-17)$$

当把速度时均值与脉动值带入守恒方程后, 可以发现一次项保持形式不变, 二次项产生了脉动值乘积, $-\rho \overline{u'_i u'_j}$, 即雷诺应力 (Reynolds Stresses), 代表了由脉动而产生的附加通量的转移, 但是由此而使得守恒方程不封闭, 所以必须找出相应雷诺应力表达式使其封闭。常用的方法是采用 Boussinesq 假设^[155]

(Boussinesq Hypothesis) 把雷诺应力与平均速度梯度联系起来, 表达式如下:

$$-\rho \overline{u'_i u'_j} = \mu_t \left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) - \frac{2}{3} \left(\rho k + \mu_t \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) \delta_{ij} \quad (3-18)$$

Boussinesq 假设使用在 Spalart 模型、k-ε模型和k-ω模型中, 该假设对计算机要求不高, 对于k-ε模型和k-ω模型需要增加两个额外的方程用于计算湍

流粘度 μ_t ，以标准 $k-\epsilon$ 模型为例，需要增加湍流动能方程（Turbulence kinetic energy equation） k 方程与耗散率方程（Dissipation rate equation） ϵ 方程计算湍流粘度 μ_t ，表达式如下：

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_k - \rho \epsilon - Y_M + S_k \quad (3-19)$$

$$\frac{\partial(\rho \epsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \epsilon u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\epsilon \quad (3-20)$$

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \quad (3-21)$$

其中， μ_t 为湍流粘度， μ 是分子粘度， G_b 是由浮力产生的湍流动能， G_k 表示由层流速度梯度而产生的湍流动能， Y_M 是由体积膨胀产生的湍流动能， S_k 和 S_ϵ 为源项，用户可自己定义。 $C_{1\epsilon}$ 、 $C_{2\epsilon}$ 、 $C_{3\epsilon}$ 、 σ_k 和 σ_ϵ 均为常量，通过实验测量得到。

$k-\omega$ 模型与 $k-\epsilon$ 模型类似，通过计算 k 方程与 ω 方程求得湍流粘度 μ_t ，而雷诺应力模型（RSM）在求解三维速度场时，需要额外求解 7 个方程用于计算湍流粘度，将耗费很大的计算机资源。

3.2.6 守恒方程的通用形式

表 3-2 重气扩散守恒方程通用形式各项含义

方程	Φ	Γ_Φ	S_Φ
连续性方程	1	0	0
U 方程	u	μ_t	$\frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x}$
V 方程	v	μ_t	$\frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial y} \right) - \frac{\partial p}{\partial y}$
W 方程	w	μ_t	$\frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_t \frac{\partial u}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_t \frac{\partial v}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_t \frac{\partial w}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial z} - (\rho - \rho_a)g$
能量方程	T	$\frac{\lambda}{c_p}$	0
组分方程	Y_i	D	0
K 方程	k	$\frac{\mu_t}{\sigma_k}$	$G_k + G_k - \rho \epsilon - Y_M$
ϵ 方程	ϵ	$\frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon}$	$C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k}$
ω 方程	ω	$\frac{\mu_t}{\sigma_\omega}$	$G_\omega + D_\omega - Y_\omega$

通过上述对守恒方程的分析，可以归纳总结所有的守恒方程可以通过下式进行描述^[156]：

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \text{div}(\rho\phi\bar{u}) = \text{div}(\Gamma_{\phi} \cdot \text{grad } \phi) + S_{\phi} \quad (3-22)$$

上式，从左到右可以依次定义为瞬态项、对流项、扩散项和源项，根据描述的问题不同，各项的具体含义也不同，将上述各守恒方程进行统计归纳，可得出表 3-2。需要指出的是，虽然上述方程为三维非稳态的 Navier-Stokes 方程，但是可适用于稳态问题以及层流问题的计算求解。通过式 3-19~3-21 可以求得湍流粘度，那么结合质量守恒方程式 3-2、动量守恒方程式 3-3~3-5、能量守恒方程式 3-10、组分守恒方程式 3-12，以及密度方程式 3-15，同时结合边界条件以及初始条件，那么上述方程式即可封闭求解。

3.2.7 密度方程

一般情况下，密度可以通过气体膨胀系数（Thermal Expansion Coefficient）求得，表达式如下：

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \quad (3-23)$$

当压力变化较小时，可以通过下式计算流体密度：

$$\rho = \frac{\rho_{\infty}}{1 + \beta(T - T_{\infty})} \quad (3-24)$$

式中， β 为气体膨胀系数（1/k），对于理想气体， $\beta = \frac{1}{T}$ ，对于非理想气体或液体， β 可从热物性参数表中查到。本文 CFD 模型假设云团为不可压缩的理想气体（Impressible Idea Gas），结合理想气体状态方程，混合气体密度可以通过下式求得：

$$\rho = \frac{PM}{RT} \quad (3-25)$$

式中，P 为大气压力，R 普适气体常数，M 混合气体平均分子量，对于重气体积浓度为 c 的混合气体，其平均分子量可以通过下式求得：

$$M = M_{\text{CH}_4}c + M_{\text{Air}}(1 - c) \quad (3-26)$$

其中， M_{CH_4} 、 M_{Air} 对应为甲烷和空气的分子量。

3.2.8 辐射输运方程

在采用 CFD 模型对 LNG 池火灾特性模拟时，除了上述常用的输运方程之外，还需要考虑对热辐射问题进行求解。本文主要针对大池火不完全燃烧的情形进行研究，在求解热辐射问题时，还需要定义热辐射模型和燃烧模型，热辐射模型主要用于计算池火的火焰长度、表面辐射强度以及对周边范围内的辐射强度等，而燃烧模型需要对 LNG 燃烧时，化学反应动力学进行分析。

只要物体温度高于“绝对零度”（即 0K），物体总是不间断的向外辐射热量，同时，物体也不断的吸收来自其他物体的热辐射，辐射换热是物体之间相互辐射和吸收的总结果。

在CFD求解过程中，辐射热流是作为源项加入到能量方程中，由于热辐射是以电磁波的形式向空间内所有方向辐射热量，所以在辐射传热方程中无梯度项出现，不能用通用的能量和传热方程表示，故只能在能量方程源项中考虑。采用CFD模型对LNG火灾特性进行模拟研究时，对于吸收、发射和散射性介质，辐射传热过程如图 3-2 所示，假设一定辐射强度为 I 的光波，穿透一定厚度 ds 的介质时，一方面由于介质的吸收和散射使得光波辐射强度降低，另一方面在介质内部，也会通过气体辐射与散射增加光波的辐射强度，综合上述分析，辐射输运方程（Radiative Transfer Equation）^[155, 158]可以写做式 3-27，即射出的辐射强度为入射辐射强度沿程受到介质吸收、发射和散射的综合结果。

$$\frac{dI(\vec{r}, \vec{s})}{ds} + (\alpha + \sigma_s)I(\vec{r}, \vec{s}) = \alpha n^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + \frac{\sigma_s}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(\vec{r}, \vec{s}') \Phi(\vec{s}, \vec{s}') d\Omega' \quad (3-27)$$

其中， \vec{r} 是位置向量（Position Vector）， \vec{s} 是方向向量（Direction Vector）， \vec{s}' 为散射方向向量， s 为介质长度， I 为辐射强度， α 为介质吸收系数（Absorption Coefficient）， σ_s 为介质散射系数（Scattering Coefficient）， n 为折射系数， σ 为 Stephen-Bolzman 常数（ $5.672 \times 10^{-8} \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ ），其中， $(\alpha + \sigma_s)s$ 可以定义为光学深度（Optical Depth），另外，对于半透明介质的辐射，折射系数 n 很重要。

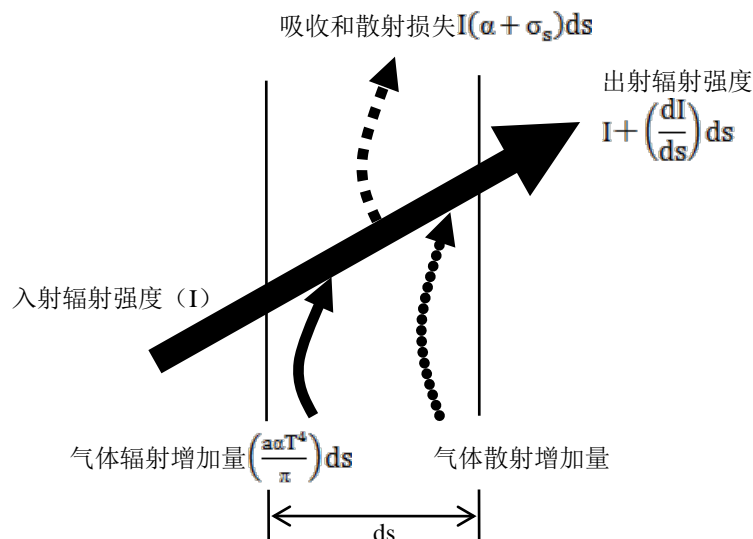


图 3-2 热辐射传递原理示意图

在计算过程中，为了简化计算，假设辐射物体为灰体（Gray body），即光谱吸收比与波长无关，对于障碍物表面，假设为漫反射表面（Diffusion Surface），

即反射不依赖于入射方向，如果一定量的辐射强度 (E) 投射到物体表面上，一部分被反射 (ρE)，一部分被吸收 (αE)，透射率为 0，那么 $\alpha + \rho = 1$ ，由基尔霍夫定律 (Kirchhoff's law) 可知，发射率等于吸收率 ($\alpha = \epsilon$)，于是 $\rho = 1 - \epsilon$ 。

3.2.9 辐射传热模型

选择辐射模型时，需要考虑以下因素：光学深度、散射与发射、介质特性（透明、半透明或者不透明）、是否灰体辐射，以及是否有局部热源等。常见的热辐射模型包括：P-1 模型、Rosseland模型、离散传递模型(DTRM, Discrete Transfer Radiation Model)、和离散坐标模型(DO, Discrete Ordinates Radiation Model)^[155]，这 4 种辐射模型是基于不同类型的辐射传热问题而提出的，有其特有的应用范围和使用条件，所以在使用模型时，需要考虑模型的使用范围和约束条件，将上述 4 中模型进行对比，见表 3-3。

表 3-3 辐射模型的使用范围和约束条件

	P-1	Rosseland	DTRM	DO
光学厚度* (αL)	>1	>1 (>3 效率更高)	所有	所有
散射和发射	包含	包含	忽略	包含
颗粒辐射效应	包含	不包含	不包含	包含
半透明介质、镜面或者部分镜面边界*	不包含	不包含	不包含	包含
非灰体辐射	无	无	无	包含
局部热源	包含	不包含	包含	包含

* α 介质吸收率；部分镜面边界，即不洁净镜面 (dusty mirror)

另外，需要考虑的因素还包括辐射介质的因素，当封闭域中的介质不参与吸收与散射时，尽管其他的辐射模型都可以进行计算，但在计算各个表面之间的辐射热流时，S2S 模型效率最高。

本文在对 LNG 大型池火进行模拟时，需要考虑不完全燃烧而产生的烟尘 (Soot) 对池火热辐射特性的影响，所以在选择热辐射模型时，需要考虑微粒的辐射效应，所以从上述分析可知，仅有 P-1 模型与 DO 模型适合。

3.2.9.1 P-1 辐射模型

P-1 模型是P-N模型中最简单的一个类型，P-N模型将辐射强度的求解转化为求解正交球谐级数 (Orthogonal Series of Spherical Harmonics) ^[159, 160]。取该级数的前四项，辐射热流密度可表达为式 3-28。

$$q_r = -\frac{1}{3(\alpha + \sigma_s) - c\sigma_s} \nabla G \quad (3-28)$$

其中, q_r 为辐射热通量, α 为吸收系数, σ_s 为散射系数, C 为线性各相异性相位函数系数 (Linear-anisotropic Phase Function Coefficient), G 为入射辐射强度, 引入参数 $\Gamma = \frac{1}{3(\alpha + \sigma_s) - C\sigma_s}$, 则 3-28 式化为:

$$q_r = -\Gamma \nabla G \quad (3-29)$$

入射辐射强度 G 的输入方程为式 3-30,

$$\nabla \cdot (\Gamma \nabla G) - \alpha G + 4\alpha n^2 \sigma T^4 = S_G \quad (3-30)$$

式中, α 为吸收系数, n 为介质的折射系数, σ 为 Stefan-Boltzmann 系数, S_G 为入射辐射源项 (用户定义), CFD 模型在使用 P-1 模型时, 通过求解式 3-30 即可得到当地辐射强度, 将方程 3-29 与 3-30 合并得到式 3-31,

$$-\nabla \cdot q_r = \alpha G - 4\alpha n^2 \sigma T^4 \quad (3-31)$$

式中 $-\nabla \cdot q_r$ 可以直接作为能量方程的源项, 表示由辐射而产生的热源。

上文提及 P-1 模型可以考虑颗粒辐射效应, 当考虑到不完全燃烧时, 辐射热通量的表达式如下:

$$-\nabla \cdot q_r = -4\pi \left(\alpha n^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + E_p \right) + (\alpha + \alpha_p) G \quad (3-32)$$

式中, E_p 和 α_p 分别为颗粒的辐射量与颗粒的吸收系数, 其表达式分别如下:

$$E_p = \lim_{V \rightarrow 0} \sum_{n=1}^N \epsilon_{pn} A_{pn} \frac{\sigma T_{pn}^4}{\pi V} \quad (3-33)$$

$$\alpha_p = \lim_{V \rightarrow 0} \sum_{n=1}^N \epsilon_{pn} \frac{A_{pn}}{\pi V} \quad (3-34)$$

式中, V 为体积, N 为体积内颗粒总数, ϵ_{pn} 为颗粒辐射发射率, T_{pn} 为颗粒温度, A_{pn} 为颗粒投射面积 ($A_{pn} = \frac{\pi d_{pn}^2}{4}$, d_{pn} 为颗粒直径)。

3.2.9.2 DO 辐射模型

DO 模型^[161, 162]可用于求解从有限个离散的立体角 (Discrete Solid Angles) 发出的热辐射, 每个立体角都对应笛卡尔坐标系中的一个固定方向 \vec{s} , 有多少立体角或方向 \vec{s} , 就要求解对应的辐射输运方程, 所以 DO 模型相比 P-1 模型, 需要消耗更多的 CPU 资源与计算时间, 但是计算精度与准确性得到提高。选择 DO 模型后, 首先需要确定空间每个象限控制角离散度的数量, 即角 θ 的数量 N_θ 和 ϕ 的数量 N_ϕ , 对于二维象限, 即 2D 情形, 需要求解 4 个象限, 总共需要求解 $4N_\theta N_\phi$ 个方向的 \vec{s} ; 对于三维空间, 即 3D 情形, 需要求解 8 个象限, 那么 \vec{s} 的个数为

$8N_\theta N_\phi$ ，如图 3-3 所示，一般来时，增加 N_θ 和 N_ϕ 的数量，能够得到更为可信的结果，更精细的空间离散，能够更好的解析出较小几何特征的影响，或者是温度上强烈的空间变化，但是增加 N_θ 和 N_ϕ 的数量，计算量也随之增加。

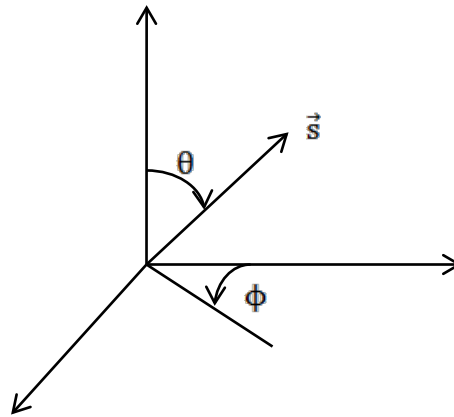


图 3-3 辐射方向向量 \vec{s} 示意图

DO 模型在三维空间方向 \vec{s} 上的辐射输运方程可以写成式 3-35。

$$\nabla \cdot (I(\vec{r}, \vec{s}) \cdot \vec{s}) + (\alpha + \sigma_s)I(\vec{r}, \vec{s}) = \alpha n^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + \frac{\sigma_s}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(\vec{r}, \vec{s}') \Phi(\vec{s}, \vec{s}') d\Omega' \quad (3-35)$$

在考虑不完全燃烧时，即产生碳颗粒，此时 DO 模型的辐射输运方程可化为式 3-36，

$$\nabla \cdot (I(\vec{r}, \vec{s}) \cdot \vec{s}) + (\alpha + \alpha_p + \sigma_s)I(\vec{r}, \vec{s}) = \alpha n^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + E_p + \frac{\sigma_p}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(\vec{r}, \vec{s}') \Phi(\vec{s}, \vec{s}') d\Omega' \quad (3-36)$$

式中， E_p 和 α_p 分别为颗粒的辐射量与颗粒的吸收系数，其表达式分别 3-33 和 3-34。

3.2.10 燃烧模型

3.2.10.1 概率密度函数

CFD模型在求解组分质量分数时，需要定义组分模型进行分析，以求解第*i*种组分的对流-扩散方程来计算该组分的质量分数，如果有*N*种组分，那么就要求解*N*-1 个组分方程。但是当化学反应涉及的反应物与生成物较多时，要求解的组分方程数目也会较多，计算就需要消耗大量的CPU资源与计算时间。在CFD模拟中，为了简化上述问题，只需要对概率密度函数（Probability Density Function，简称PDF）^[163, 164]进行求解即可。所谓的概率密度函数，是描述在某一个确定的取值点附近，随机变量的可能性函数，而随机变量取值落在某个区域之内的概率，则是概率密度函数在该区域上的积分，如图 3-4 所示，右侧f-T

图为某一波动值 f 随时间 T 的变化关系，左图为波动值 f 的概率密度函数 $P(f)$ ， Δf 在整个时间段内所占的概率可以表示为式 3-37，式中， τ_i 为 f 值落在 Δf 内对应的小时间段。

$$P(f) \cdot \Delta f = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \sum \tau_i \quad (3-37)$$

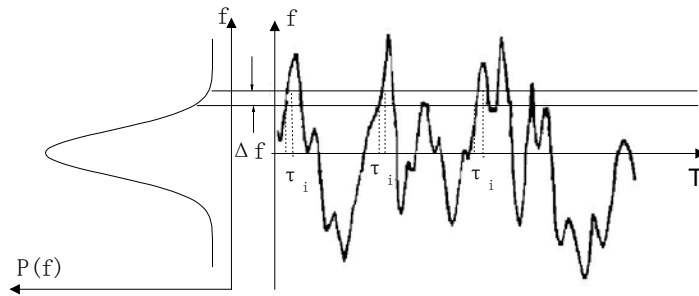


图 3-4 概率密度函数示意图

PDF 方法应用到 CFD 模型中，主要基于湍流场随机性和概率统计，用于描述流场中的特征变量的分布规律，将流场的组分浓度、温度和速度等特征量作为随机变量，研究其概率密度函数在流动场中的传递行为。以某一组分的平均质量浓度 $\bar{\phi}_i$ 为例，可以采用下式表示，

$$\bar{\phi}_i = \int_0^1 p(f) \phi_i(f) df \quad (3-38)$$

当存在多种燃料燃烧都可以生成组分 i 时，其平均质量浓度由是 3-39 可以求出。

$$\bar{\phi}_i = \int_0^1 \int_0^1 p_1(f_1) p_2(f_2) \phi_i(f_1, f_2) df_1 df_2 \quad (3-39)$$

式中， p_1 和 p_2 分别对应为燃料 1、2 的概率密度函数。

3.2.10.2 火焰微元模型

在采用化学反应模型时，需要对化学反应进行定义，本文主要对 LNG 火灾热辐射进行模拟，LNG 主要成分为甲烷 CH_4 ，完全燃烧时产生水和二氧化碳，但是当氧气不充足时，甲烷也会不完全燃烧，产生碳颗粒，在考虑碳颗粒的生成速率时，需要利用化学反应动力学进行分析，考虑化学反应速率^[165-167]，常采用 Arrhenius 公式考虑化学反应速率同温度的关系，表达式 3-40。

$$k_{f,r} = A_r T^{\beta_r} \text{Exp} \left(-\frac{E_r}{RT} \right) \quad (3-40)$$

式中， $k_{f,r}$ 为化学反应速率， A_r 为指数前因子（Pre-Exponential Factor）， β_r 为温度系数（Temperature Exponent）， E_r 为反应活化能（Activation Energy）， R 为气体常数， T 为温度。对于一个反应而言，只要 A_r 、 β_r 和 E_r 已知，即可求出化学反应速率。本文一共定义了 40 个化学反应，通过文件导入到 CFD 模型。

3.3 求解区域和求解方程离散化（有限体积法）

通过上述对三维守恒方程的分析可知，这些方程在联立求解的时候，将会遇到以下困难：

- 非线性：方程中存在求解变量与偏导数非一次项的乘积，主要体现在扩散项与源项；
- 多变量：方程组需要求解的变量太多（ x, y, z, t ），并且为非稳态过程，求解复杂；
- 强耦合：方程组中各方程并不相互独立，自变量与因变量交错存在于各方程中；
- 定解条件复杂：实际情况不同，边界条件与初始条件也不同，求解方程组较困难。

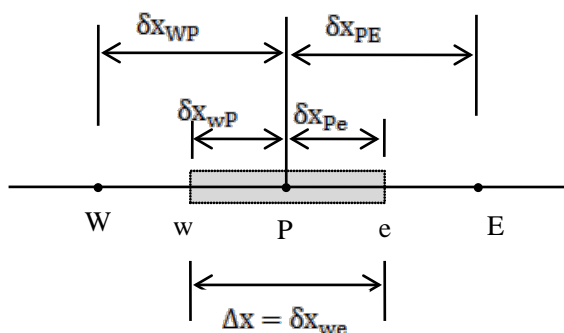


图 3-5 一维网格划分与控制容积定义

在实际问题中，三维N-S方程存在解析解的情况并不多，大多数情况下采用数值解法。本文所采用的方法为有限体积法（FVM, Finite Volume Method），也称作控制容积法^[156, 168]，其出发点是积分形式的控制方程，表示特征变量在控制容积的守恒特性，积分方程中每一项都有明确的物理意义。将计算域进行网格划分，即控制容积分离，用离散的节点代表每个控制容积，如图 3-5，实心圆点表示节点，实线表示由节点构成的网格，图中阴影的方框表示节点P的控制容积，二维网格与三维网格也是如此，在整个求解域内，场变量的守恒可以由各控制容积中特征变量的守恒来保证。有限体积法正是由于上述特点，成为当前求解流动与传热问题的数值计算中最成功的方法，已被大多数CFD软件采用，如CFX、FLUENT、PHOENICS、STAR-CD等商用软件。

有限体积法最基本的两个步骤，即：求解空间离散和守恒方程离散，下面以一维非稳态热传导问题为例进行描述，控制微分方程为式 3-41。对一维空间进行划分，如图 3-5，以节点 P 为研究对象，其西侧节点为 W，东侧节点为 E，节点 P 的控制容积西侧边界为 w，东侧边界为 e，控制容积长度为 Δx_{we} 。

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) + S \quad (3-41)$$

式中, ρ 为材料密度, c 为比热, k 为导热系数。在如图 3-5 所示的一维控制容积, 时间 t 到 $(t + \Delta t)$ 间隔内, 进行积分, 得:

$$\int_t^{t+\Delta t} \int_v^{v+\Delta v} \rho c \frac{\partial T}{\partial t} dV dt = \int_t^{t+\Delta t} \int_v^{v+\Delta v} \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) dV dt + \int_t^{t+\Delta t} \int_v^{v+\Delta v} S dV dt \quad (3-42)$$

由高斯-奥斯特洛格拉德斯基 (高-奥公式), 可以写成:

$$\int_v^{v+\Delta v} \left[\int_t^{t+\Delta t} \rho c \frac{\partial T}{\partial t} dt \right] dV = \int_t^{t+\Delta t} \left[\left(kA \frac{\partial T}{\partial x} \right)_e - \left(kA \frac{\partial T}{\partial x} \right)_w \right] dt + \int_t^{t+\Delta t} \bar{S} \Delta V dt \quad (3-43)$$

式中, A 为控制容积表面积, ΔV 为其体积, $\Delta V = A \Delta x$, Δx 为控制容积长度 (δx_{we}),

\bar{S} 为平均源强度。如果将 $\frac{\partial T}{\partial t}$ 取近似值 $\frac{T_p - T_p^0}{\Delta t}$, 其中 T_p^0 为 t 时刻节点 P 的温度值, T_p

为 $(t + \Delta t)$ 时刻内节点 P 的温度值, 那么式 3-43 左端积分可以写成:

$$\int_v^{v+\Delta v} \left[\int_t^{t+\Delta t} \rho c \frac{\partial T}{\partial t} dt \right] dV \approx \rho c (T_p - T_p^0) \Delta V \quad (3-44)$$

实际上, 温度对时间的导数 $\frac{\partial T}{\partial t}$ 的近似相当于一阶 (向后) 差分, 当然也可以采用高阶差分近似。式 3-43 右端扩散项采用中央差分, 结合式 3-44 可以得到下式:

$$\rho c (T_p - T_p^0) \Delta V = \int_t^{t+\Delta t} \left[\left(k_e A \frac{T_E - T_p}{\delta x_{PE}} \right) - \left(k_w A \frac{T_p - T_W}{\delta x_{WP}} \right) \right] dt + \int_t^{t+\Delta t} \bar{S} \Delta V dt \quad (3-45)$$

为了计算上式右端扩散项对时间的积分, 需要给出 T_E 、 T_p 、 T_W 随时间变化的关系, 而这一关系是不知道的, 通常的处理方法是利用 t 和 $(t + \Delta t)$ 时刻的温度, 如 T_p 和 T_p^0 , 加权组合构成中间时刻的平均温度, 然后参与积分计算, 即:

$$\bar{T}_p = \theta T_p + (1 - \theta) T_p^0 \quad (3-46)$$

式中 $\theta = 0 \sim 1$, 从而关于 T_p 的时间积分:

$$\int_t^{t+\Delta t} T_p dt = [\theta T_p + (1 - \theta) T_p^0] \Delta t \quad (3-47)$$

将式 3-47 带入式 3-45, 可以得到离散的方程式, 并将全式除以 $A \Delta t$, 系数归一化处理可得:

$$a_p T_p = a_w [\theta T_w + (1 - \theta) T_w^0] + a_E [\theta T_E + (1 - \theta) T_E^0] + [a_p^0 - (1 - \theta) a_w - (1 - \theta) a_E] T_p^0 + b \quad (3-48)$$

式中, $a_w = \frac{k_w}{\delta x_{WP}}$, $a_E = \frac{k_e}{\delta x_{PE}}$, $a_p^0 = \frac{\rho c}{\Delta t}$, $a_p = \theta (a_w + a_E) + a_p^0$, $b = \bar{S} \Delta x$

由此可知，离散方程式 3-48 的具体形式取决于加权因子 θ 的值，当 $\theta = 0$ 时，即显式格式，方程式将用时刻 t 的温度值计算新时刻 $(t + \Delta t)$ 的节点温度值 T_p ；当 $0 < \theta \leq 1$ 时，即 Crank-Nicolson 格式，意味着 t 时刻与 $(t + \Delta t)$ 时刻有相同的权重来计算 T_p ；当 $\theta = 1$ 时，即全隐式格式，方程式两端都出现新时刻的温度，因此求解时先要给出初始温度分布 T^0 ，在 $(t + \Delta t)$ 时刻求解，其结果再赋值 T^0 ，然后进行时间推进。一般来说，全隐格式收敛性好，被广泛用于各种非稳态问题求解。

上述情况为一维问题的空间离散与方程离散，同样也可适用于三维问题的求解，如图 3-6 所示。

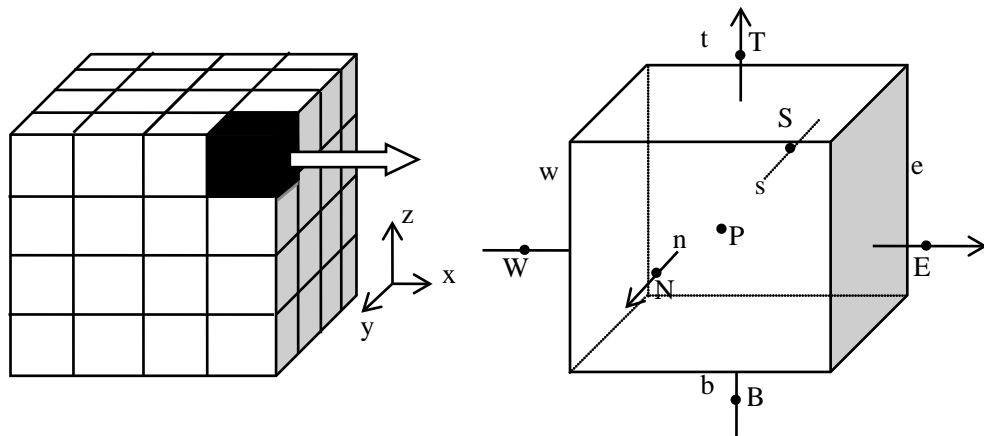


图 3-6 三维空间离散与控制体积

采用上述有限容积法对控制方程的离散，可以得到形式如式 3-48 相同的离散方程，表达式如下：

$$a_p \phi_p = a_w \phi_w + a_e \phi_e + a_n \phi_n + a_s \phi_s + a_t \phi_t + a_b \phi_b + a_p^0 \phi_p^0 + b \quad (3-49)$$

式中， ϕ_p 为各守恒方程的特征变量。

在动量守恒方程过程中，压力梯度是引起流体流动的最直接动力，所以在离散方程时，需要对压力项 $-\frac{\partial p}{\partial x}$ 进行离散，而且压力场与速度场是相互耦合、相互影响的，这样就给空间离散与方程离散带来两个问题：1) 若压力一维分布呈现锯齿形分布，如图 3-7，则所得到的压力梯度处处为 0，即：

$$-\frac{\partial p}{\partial x} = \frac{p_E - p_W}{2\delta x} = 0 \quad (3-50)$$

显然，压力场的影响被错误的忽略掉了，压力场作为流体流动的动量源，在计算域和方程的离散过程中没有得到体现，这显然是与实际不符合；2) 对于不可压缩流体的 N-S 方程，方程求解时需要解出速度场 u 、 v 、 w 和压力场 p 的分布，

由于二者耦合，通常计算机求解时，需要假设速度场已知求解压力场，然后利用求解的压力场再求解速度场，需要反复迭代。

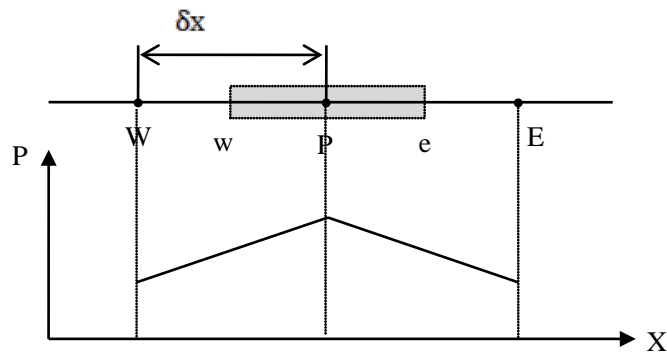


图 3-7 一维求解域离散和压力分布

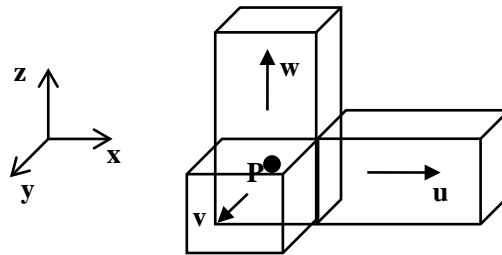


图 3-8 速度-压力耦合交错网格

上述第一个问题可以采用Harlow和Welch提出的交错网格技术（Staggered Grid Scheme）^[156]解决，将压力-速度耦合方程中不同的变量存储在不同的离散网格系统中，将标量值压力存储在以节点为中心的控制容积中，即主控制容积，而将矢量值速度按方向 u 、 v 、 w 存储在与主控制容积相差半个网格步长错位的控制容积中，如图 3-8 所示， u 、 v 、 w 和 p 存储在 4 种不同的控制容积网格系统中，位置相互交错，因此成为交错网格。

上述第二个问题关于耦合速度场与压力场的求解问题，可以采用Patankar和Spalding提出的压力耦合方程的半隐计算格式（Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equation）^[156]，即所谓SIMPLE算法，其计算流程图如图 3-9 所示。若相邻两次迭代过程中压力修正量过大，那么方程组在求解时会出现发散现象（Divergence），特别是上一层迭代压力值距离真实解较远时，因此下一层的压力值需要采用亚松弛因子（Relaxation Factor）计算得出，即：

$$P_n = P_{n-1} + \alpha_p P' \quad (3-51)$$

式中， p_n 为新迭代层次的压力改进值， p_{n-1} 为前一迭代层次的压力值， p' 为压力修正量， α_p 即为压力松弛因子， $0 \leq \alpha_p \leq 1$ ， $\alpha_p = 1$ 时，压力修正量全部加入到改进值中， α_p 越接近 1，收敛速度越快，但是不稳定性也会提升。

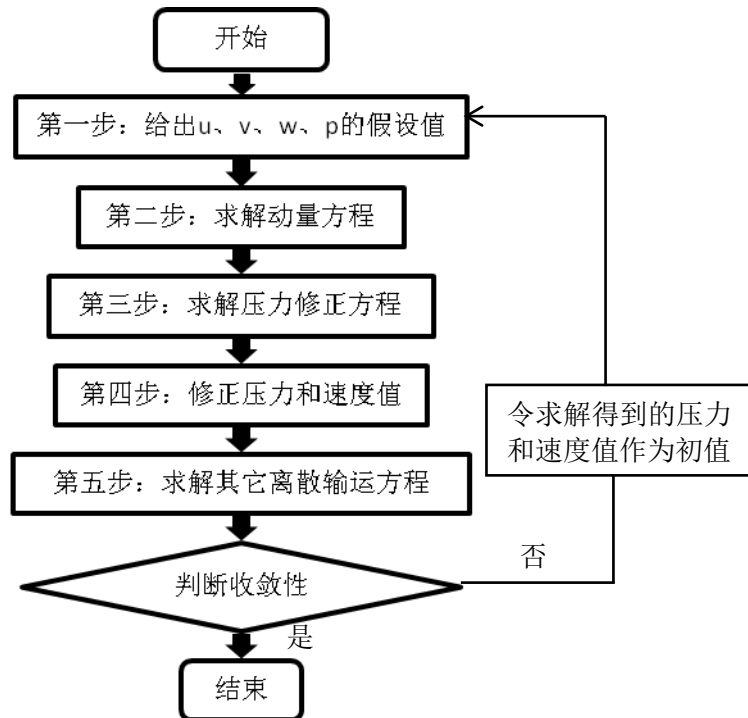


图 3-9 SIMPLE 算法计算流程图

SIMPLE 算法之后，出现了很多基于该方法的一些改进算法，如 SIMPLER (SIMPLE Revised)、算子分裂压力隐式算法 (Pressure Implicit with Splitting of Operators, PISO)。SIMPLER 算法的基本思路是：设法求解得到一个中间压力场，用来代替假设的压力场（利用假设的速度场或前次迭代得到的速度场，求出一个中间压力场），而压力修正方程得到的压力修正值（图 3-9 第三步）用于修正速度场，而后利用速度场计算压力场，依此迭代，这样可以加快收敛速度。PISO 算法包括一个预测步骤和两个校正步骤，可以看作在图 3-9 第四步之后又加了一步求解第二压力修正方程，然后进一步校正压力与速度分布。PISO 算法要求解压力修正方程 2 次，计算工作量虽然比 SIMPLE 大，但是收敛速度较快，总体上所用的 CPU 计算时间比标准 SIMPLE 算法减少，PISO 较 SIMPLE 更适宜计算非定常问题和可压缩流动问题。

3.4 定解条件

在对守恒方程以及计算方法研究之后，为了使方程能够顺利求解，还需要给方程组定义定解条件，其中包括：计算域选择、边界条件以及初始条件。

3.4.1 计算域选择

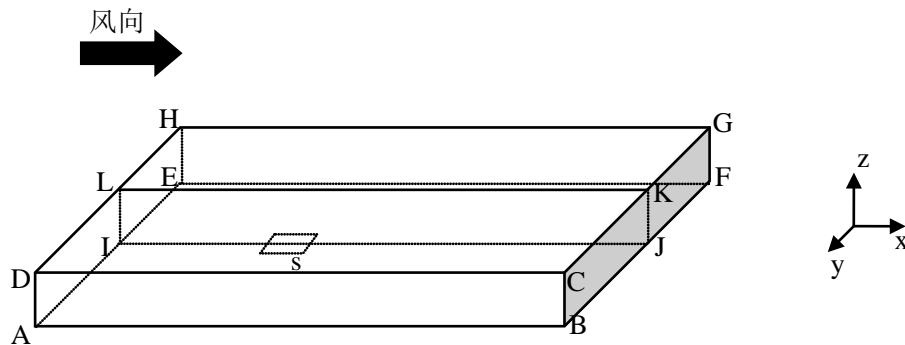


图 3-10 重气扩散计算域示意图

在利用 CFD 方法研究重气扩散时，首先需要对计算域（Computational Domain）进行设计，其中包括：计算域的大小、风速风向、进出口边界以及泄漏源，如图 3-10 所示，s 为泄漏源，长方体 ABCDEFGH 为计算域，为了减小边界对重气扩散的影响，一般要求计算域各个边界到泄漏源的最小距离为泄漏源特征宽度的 10 倍。假如计算域关于某个面对称，为了节省 CPU 计算时间，一般只计算整个计算域的一半。如图 3-10 所示，计算域关于面 IJKL 对称，所以在 CFD 求解时只需要对域 ABCDIJKL 进行计算，而面 IJKL 设定为对称边界，这样可以大大节省计算机资源。

此外，在对计算域进行网格划分时，并非像图 3-6 所示，将计算域划分为均匀网格，网格划分时常采用非均匀网格（Non-Uniform Grid），即网格大小不一，在靠近底面、障碍物表面以及特征值变化梯度较大时，需要在这些地方进行网格加密处理，或者采用非结构网格（Unstructured Grid），即将六面体网格与四面体网格混合使用，因为四面体网格在处理复杂的计算域时，适应性较强，这一点在后面章节中将结合实例说明。

3.4.2 边界条件以及初始条件

对于如图 3-10 所示的计算区域，当采用对称边界时，面 AILD 即为速度入口（Velocity Inlet），与风向垂直，在该面上，速度、温度与浓度定义为： $\mathbf{u}_{in} = \mathbf{u}(\mathbf{z})$ ，即入口风速沿竖直高度有分布形式， $\mathbf{v}_{in} = \mathbf{w}_{in} = \mathbf{0}$ ， $T_{in} = T(\mathbf{z})$ ， $\mathbf{Y}_{in} = \mathbf{0}$ ；面 BJKC 定义为出口边界（Outlet），即假设除速度 \mathbf{u} 之外的所有特征量对 x 的导数均为 0，即 $\frac{\partial \mathbf{v}}{\partial x} = \frac{\partial \mathbf{w}}{\partial x} = \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\partial \mathbf{Y}_1}{\partial x} = \frac{\partial \mathbf{k}}{\partial x} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} = \mathbf{0}$ ；面 IJKL 定义为对称面（Symmetry），边界 ABCD 与 CKLD 定义特征值在通过这些边界时，梯度为 0，即表达式(3-52)：

$$\text{面 ABCD } \mathbf{v} = \mathbf{0}, \quad \frac{\partial \mathbf{u}}{\partial y} = \frac{\partial \mathbf{w}}{\partial y} = \frac{\partial T}{\partial y} = \frac{\partial \mathbf{Y}_1}{\partial y} = \frac{\partial \mathbf{k}}{\partial y} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial y} = \mathbf{0}$$

$$\text{面 CKLD } \mathbf{w} = 0, \quad \frac{\partial u}{\partial z} = \frac{\partial w}{\partial z} = \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial Y_i}{\partial z} = \frac{\partial k}{\partial z} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial z} = 0 \quad (3-52)$$

地面 ABJI 定义为墙壁 (Wall)；面 s 定义为质量流入口 (Mass Flow Inlet)。基于上述分析，在采用 CFD 方法进行模拟时，边界条件的输入如表 3-4。

表 3-4 重气扩散边界条件输入表

边界	边界条件
速度入口	风速垂直分布、环境温度、湍流强度与特征长度、扩散气体体积分数
出口	$\frac{\partial v}{\partial x} = \frac{\partial w}{\partial x} = \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\partial Y_i}{\partial x} = \frac{\partial k}{\partial x} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} = 0$
质量入口	LNG 的质量蒸发速率
地面	地表粗糙度、地面温度
对称面	设定边界为对称面
其它边界	设定特征值在通过边界时，梯度为 0

3.4.3 大气边界层相似理论

研究大气边界层结构分布特征的重要工具是大气边界层相似理论^[169]，在大气边界层理论发展过程中起了重要作用，随着大气边界层理论的发展，针对各种大气边界层物理特征提出了一系列相似性尺度，其中最具代表性以及最常用的为 Monin-Obukhov^[170, 171]提出的 M-O 相似性尺度。一般情况下，风速沿竖直方向上的分布可以假设为指数分布，如式 3-53。

$$U_2 = U_1 \left(\frac{z_2}{z_1} \right)^p \quad (3-53)$$

无量纲化之后可得到：

$$U = \lambda(Z)^p \quad (3-54)$$

其中， U_1 和 U_2 分别为高度 z_1 和 z_2 对应的速度值， U 和 Z 分别为无量纲的速度值与高度值， p 为分布指数，所以必须求得 p 值，才能得到速度沿竖直高度的分布，一般 p 值可以直接通过实验测得，也可以通过理论分析求解得到。边界层内部的无量纲剪切应力可以表示为式 3-55：

$$\Phi_m = \left[\frac{KZ}{U_*} \right] \frac{\partial U}{\partial z} \quad (3-55)$$

其中， Φ_m 为无量纲剪切应力， K 为卡门系数， Z 为无量纲高度， U_* 无量纲剪切速度。将式 3-54 对 Z 进行求导，然后代入到式 3-55，可以得到式。

$$p = \frac{U_*}{KU} \Phi_m \quad (3-56)$$

剪切应力 Φ_m 根据大气条件的稳定性不同，其表达式也不相同，可以根据 Φ_m 的表达式积分求解得到 U ，然后根据式 3-56 求解得到 p 值大小，表达式如下：

大气稳定度 A 和 B (Unstable Conditions)

$$\Phi_m = \left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{-0.25} \quad (3-57)$$

$$U = \frac{U_*}{K} \left\{ \ln\left(\frac{Z}{Z_0}\right) + \ln\left[\frac{\left(\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.5} + 1\right)\left(\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.25} + 1\right)}{\left(\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.5} + 1\right)\left(\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.25} + 1\right)}\right] + 2\left[\tan^{-1}\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.25} - \tan^{-1}\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.25}\right] \right\} \quad (3-58)$$

$$p^{-1} = \left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.25} \left\{ \ln\left(\frac{Z}{Z_0}\right) + \ln\left[\frac{\left(\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.5} + 1\right)\left(\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.25} + 1\right)}{\left(\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.5} + 1\right)\left(\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.25} + 1\right)}\right] + 2\left[\tan^{-1}\left(1 - \frac{15Z}{L}\right)^{0.25} - \tan^{-1}\left(1 - \frac{15Z_0}{L}\right)^{0.25}\right] \right\} \quad (3-59)$$

大气稳定度 C 和 D (Neutral Conditions)

$$\Phi_m = 1 \quad (3-60)$$

$$U = \frac{U_*}{K} \left(\ln \frac{Z}{Z_0}\right) \quad (3-61)$$

$$p^{-1} = \ln \frac{Z}{Z_0} \quad (3-62)$$

大气稳定度 E 和 F (Stable Condition)

$$\Phi_m = 1 + \frac{4.7Z}{L} \quad (3-63)$$

$$U = \frac{U_*}{K} \left[\ln \frac{Z}{Z_0} + \frac{4.7(Z-Z_0)}{L} \right] \quad (3-64)$$

$$p^{-1} = \frac{\ln \frac{Z}{Z_0} + \frac{4.7(Z-Z_0)}{L}}{1 + \frac{4.7Z}{L}} \quad (3-65)$$

3-57~3-65 式中, Z_0 为地表粗糙度 (Ground Surface Roughness), L 为 M-O 特征长度 (Monin-Obukhov Scale Length), 其表达式为:

$$L = \frac{-\rho C_p T U_*^3}{K g H} \quad (3-66)$$

式中, ρ 为空气密度, C_p 为比热, T 为环境温度, K 为卡门系数, H 为空气热量密度 (Heat Flux of Air), U_* 为摩擦速率。

由上述条件可知, 当大气稳定度、地表粗糙度已知, 那么对应的风速分布指数也就可以求出。M-O 理论主要用于计算大气边界层内部的速度分布, 可以通

过用户自定义函数 UDF (User Defined Function) 对入口风速分布进行编程, 然后嵌入到 CFD 工具中进行计算。

3.5 CFD 模型计算的步骤

本文采用计算流体力学软件 FLUENT 13.0 (ANSYS Inc) 进行分析研究。一般情况下, CFD 模拟包括三个步骤: 前处理 (Pre-Process)、求解器求解、后处理 (Post-process)。前处理主要是对计算域进行几何设计与网格划分, 并且需要对网格质量进行评价, 即计算域的离散化; 求解器进行求解时, 需要结合所模拟的场景进行物理模型选择与边界条件设计; 后处理时, 需要对模拟的结果进行评价, 如果如实验或者实际不符, 应当考虑改进模拟方法, 如: 修改网格、修改边界条件等。

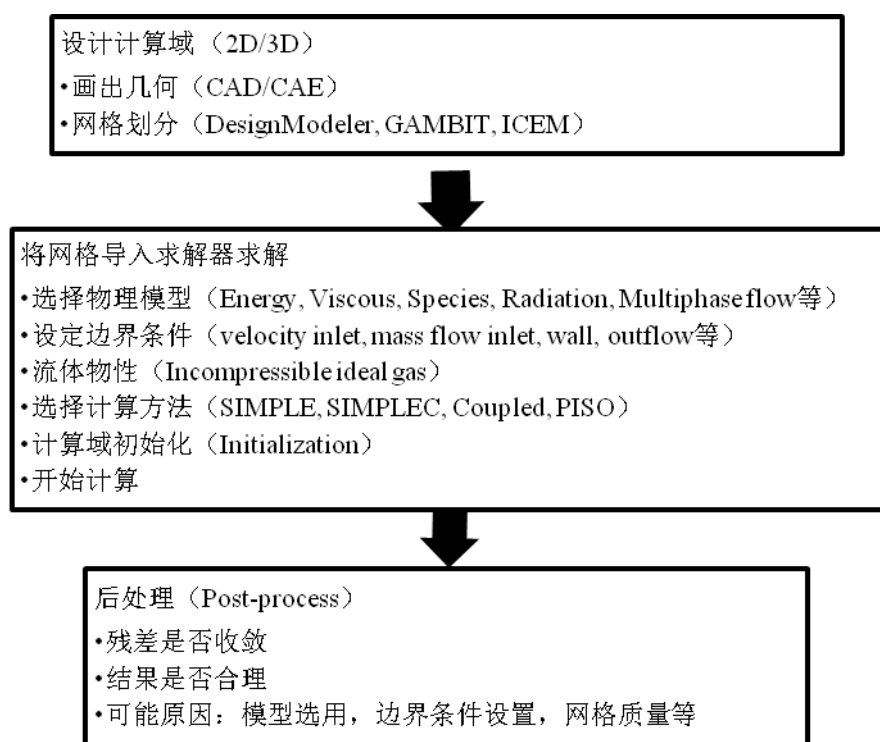


图 3-11 CFD 模拟的一般步骤

本文采用 CFD 模型对重气扩散进行模拟时, 模拟步骤如图 3-12 所示, 首先需要模拟场景进行计算域几何设计和网格划分, 然后对稳态速度场进行模拟, 求得泄漏源释放之前的稳定速度场, 随后打开泄漏源, 进行瞬态模拟, 泄漏结束后, 关闭泄漏源, 瞬态模拟至云团消失, 如果模拟结果与实际实验偏差较大, 那么就要考虑改进模拟方法, 包括修改几何, 改进网格质量, 修改边界条件等方法。CFD 模拟过程是与实际实验相符合的, 实验中一般也是选取相对稳定的大气条件, 然后释放 LNG, 同时在下风向上, 对气体扩散浓度进行监控测量。

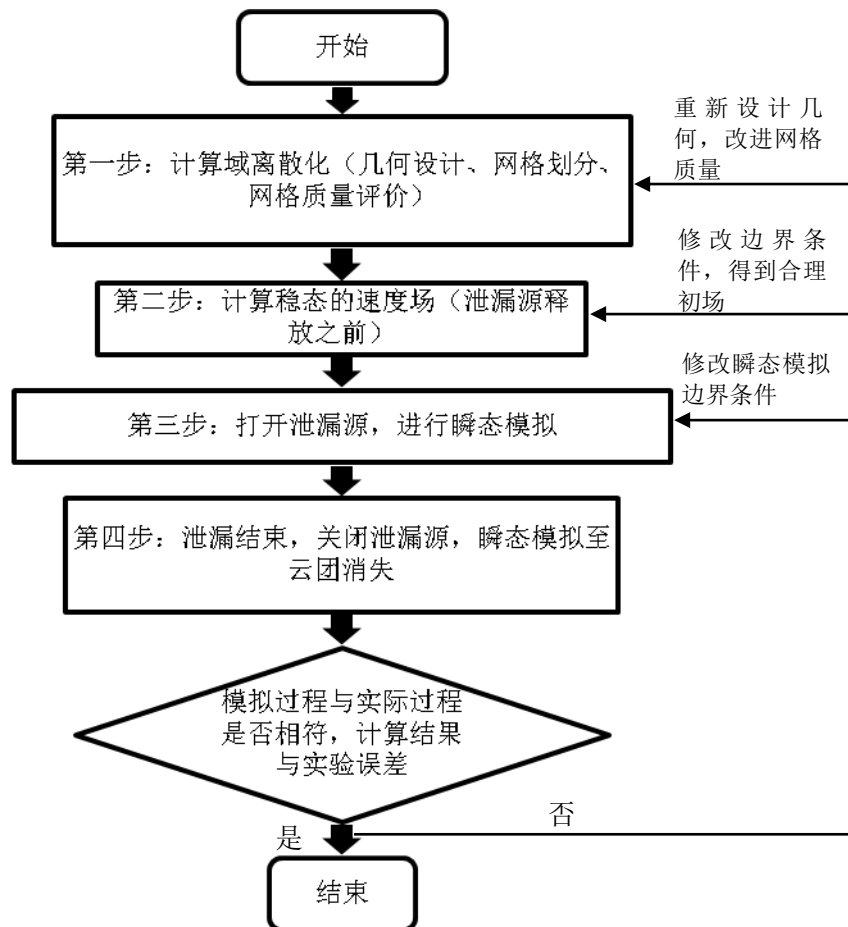


图 3-12 重气扩散 CFD 模拟步骤

在模拟 LNG 池火时，同图 3-12 类似，需要先对稳态速度场进行求解，然后开始池火瞬态模拟。

3.6 LNG 蒸汽云扩散 CFD 模型验证

根据上述对 CFD 方法的介绍，本文将对 Burro 系列 LNG 扩散实验中的 5 号和 8 号实验进行模拟，为了进一步验证 CFD 方法对于复杂地形的适用性，本文又对 Falcon 系列 LNG 扩散实验中的 1 号实验进行了模拟，用于验证 CFD 方法适用于有障碍物存在时的情况。

首先对 Burro 系列实验进行了模拟，根据 CFD 模拟步骤，第一步将对泄漏扩散场景进行几何设计与网格划分，如图 3-13 与图 3-14 所示。计算域长 1000m、宽 1000m、高 50m，取 x 方向为风速方向，风速入口与风向垂直，取泄漏源中心点为坐标原点，扩散源直径为 58m，中心与风速入口距离 300m。然后对计算域进行网格划分，由于泄漏源为圆形，为了提高网格质量，对泄漏源划分网格时，采用 O 形网格设计，将泄漏源区域放大，显示在图 3-14 中。同时，靠近底面处，由于大气边界层的存在，所以在网格划分时，靠近底面时网格进行了加

密处理。观察该计算域可以看出，其关于 XZ 面对称，所以在模拟计算时，只取其计算域的一半。

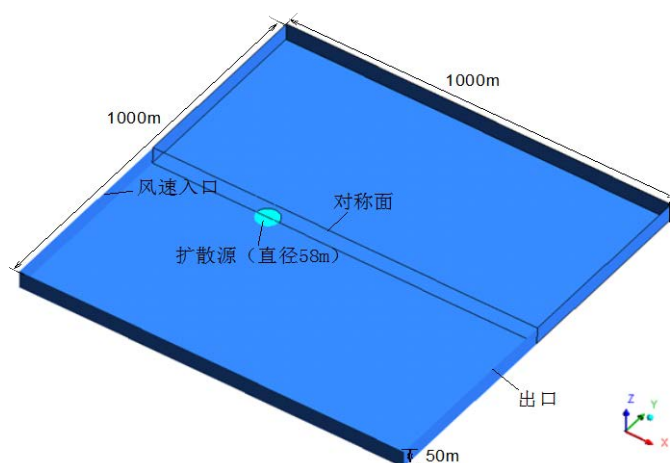


图 3-13 Burro 实验计算域

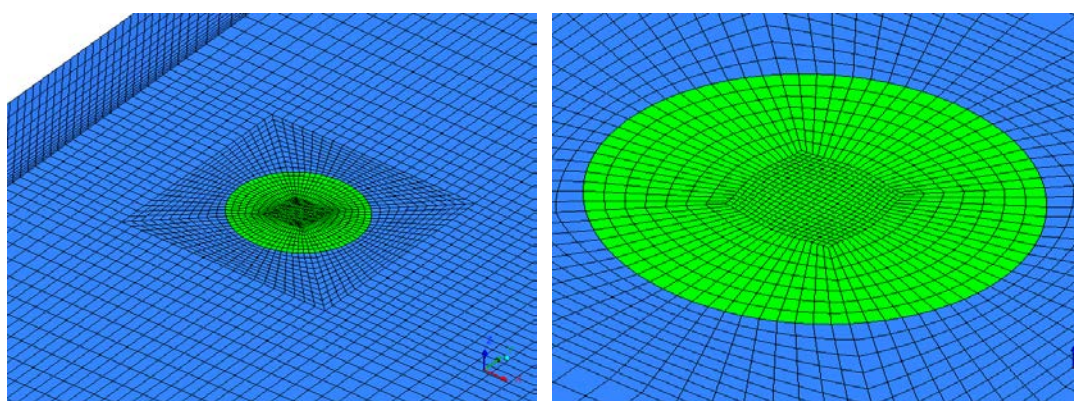
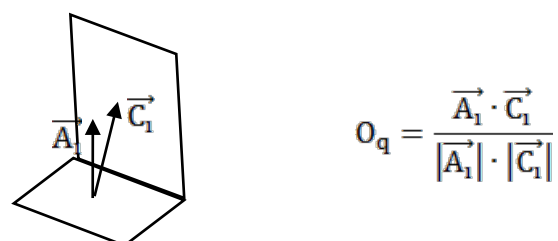


图 3-14 计算域网格划分与泄漏源 O 形网格（网格数目为 100500）

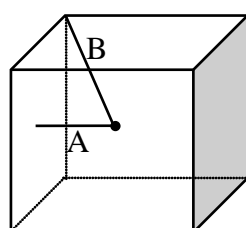
在对计算域进行网格划分时，由于计算域关于中心面对称，所以可以只对一半计算域进行划分网格，以节省计算时间，如图 3-14 所示的网格，网格数目为 100500， X 方向最小距离为 1.4m（靠近扩散源附近），最大距离为 11.9m（靠近出口边界）； Y 方向最小距离为 5.5m，最大距离为 12.1m； Z 方向最小距离为 0.5m，最大距离为 7.6m。

一般来说，评价网格质量的参数主要有 2 个，即最小正交程度（Minimum Orthogonal Quality）和最大长宽比（Maximum Aspect Ratio），主要用于评价网格的一致性与规则程度，计算方法如图 3-15，式中 \vec{A}_i 为面的法向量， \vec{C}_i 为相邻两个面的面心向量，正交程度的变化范围为 0~1，其值越接近于 0，网格质量也越差。长宽比的计算方法如图所示， A 为同一网格单元内体心到面心的距离， B 为体心到节点的距离，二者比值即定义为长宽比，一般长宽比越接近于 1，网格质量越好，在 FLUENT 计算中，网格长宽比的值建议小于 30，网格质量比较优

良。如图 3-14 所示的网格，最小正交程度为 0.711，长宽比为 17.1，满足 CFD 软件对网格质量的要求。



正交程度计算方法



长宽比计算方法

图 3-15 正交程度与长宽比的计算方法

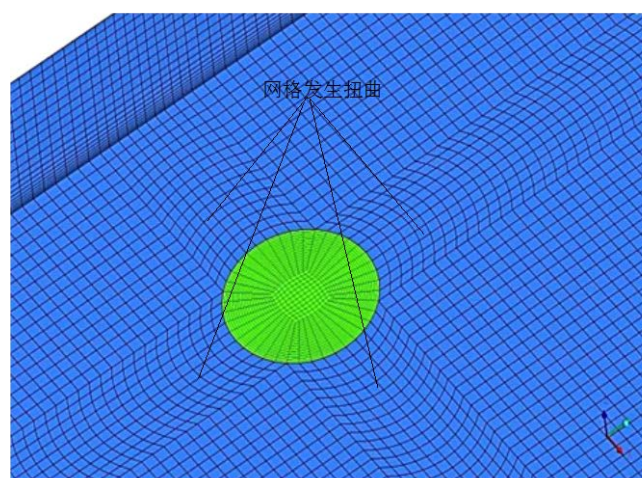


图 3-16 质量较差的网格

图 3-14 所示的网格要比图 3-16 所示的网格质量要高，主要表现在两个方面：1) 在网格划分时，对泄漏源附近区域进行了加密处理，考虑到 LNG 泄漏扩散的重气效应，云团会在泄漏源附近区域聚集较多，所以泄漏源附近网格加密处理能够更有效的观察到扩散云团的发展情况；2) 在网格的一致性方面，图 3-14 要更为优越，因为圆形的泄漏源需要采用 O 形网格，会导致与其连接区域的网格发生扭曲，如图 3-16 所示，这种扭曲将会严重影响网格质量，因此，相比较之下，本文采用了图 3-14 所示的网格划分方法。

在 CFD 求解器 FLUENT 中导入网格之后，需要首先定义模型，本文模拟时采用的模型包括：连续性方程、能量方程、湍流模型、组分方程，其中连续性

方程为默认方程，本文采用的湍流模型为 $k-\omega$ 模型，可以同时兼顾到边界层与求解域内部的计算情况，所以在模拟重气扩散问题时，一共需要 8 个方程，依次为：连续性方程、3 个速度方程、能量方程、 k 方程、 ω 方程和组分方程。

在设定边界条件时，定义风速入口为速度入口边界（Velocity Inlet），泄漏源为质量入口边界（Mass Flow Inlet），出口边界为压力出口（Pressure Outlet），地面设定为墙壁边界（Wall），该计算域关于XZ面对称，所以设定计算域对称面为对称边界（Symmetry）。在定义入口风速大小时，应当考虑风速沿竖直方向上的垂直分布，采用 3.4.3 节中的大气边界层相似理论，M-O理论，并采用用户自定义函数UDF计算风速分布。需要注意的是，在定义质量入口边界时，如果输入的是质量流速（Mass Flow Rate, kg/s），由于采用对称边界，那么只需要输入泄漏速率的一半即可；如果输入的是质量通量（Mass Flux, kg/(m²·s)），可以输入与全尺寸模拟相同的数据。

边界条件设定完毕后，需要对求解算法进行选择，本文选择的是 PISO 算法，因为其求解速度快，比较适合瞬态计算。在求解时，首先需要对泄漏源释放之前的稳态速度场进行求解，然后再打开泄漏源，计算瞬态扩散过程。计算过程中的残差曲线以及收敛情况见图 3-17。

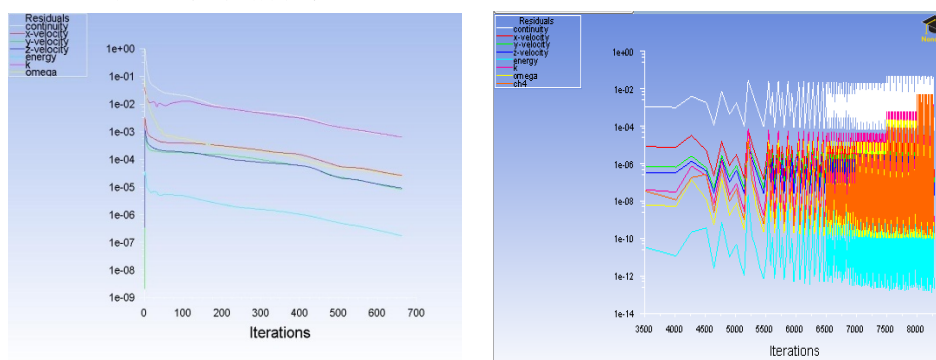
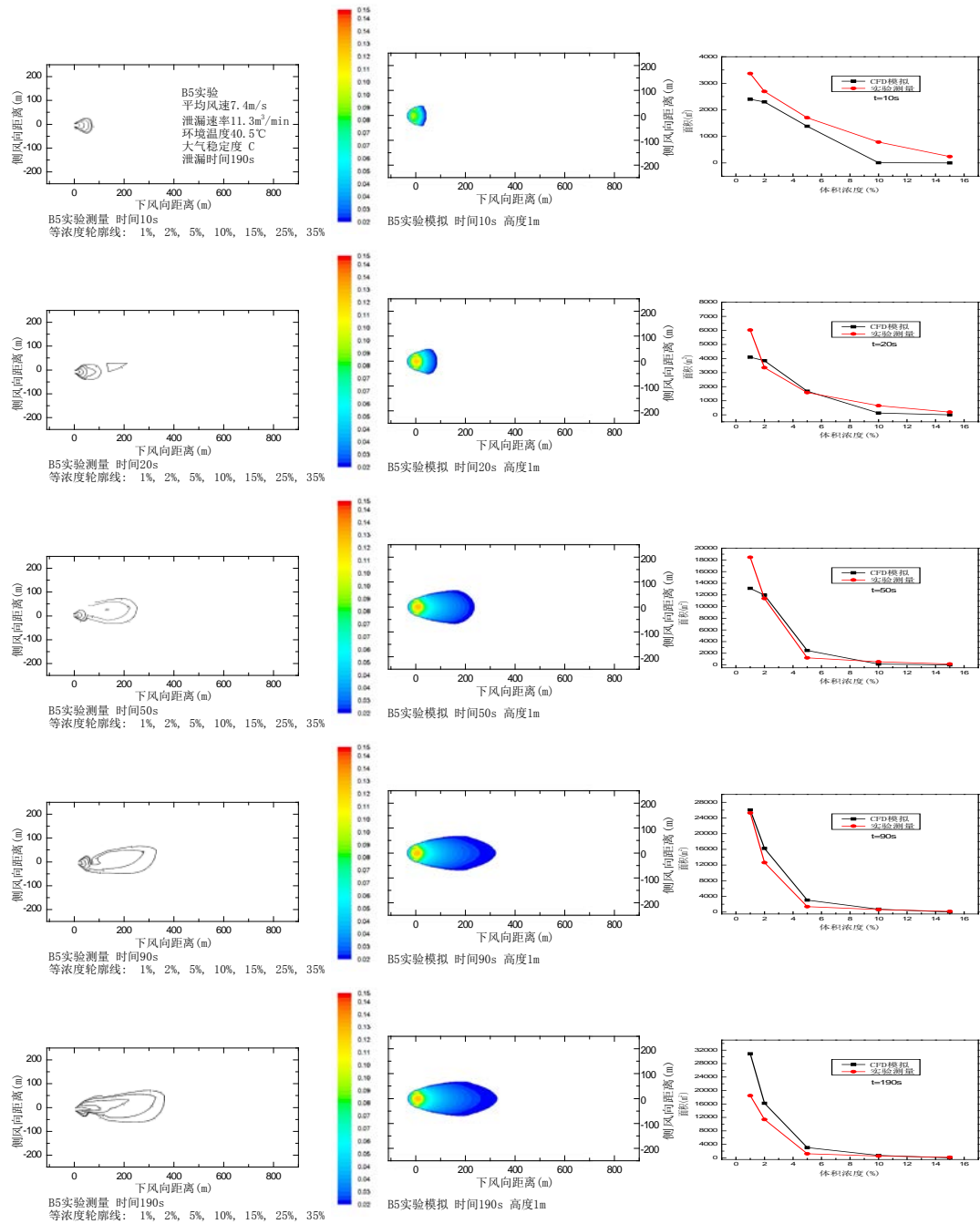


图 3-17 稳态计算与瞬态计算残差曲线图

对于稳态计算，残差曲线会一直降低，直至降低到设定的计算精度要求，一般设定残差收敛标准为 10^{-6} 。对于瞬态模拟，则需要满足每一个时间步长内都必须收敛，一般要求残差曲线需要下降 3 个数量级，要求残差小于 10^{-5} 。该模拟是在 2.93GHz Intel[®] Core TM i7 处理器，RAM为 8.00GB的计算机上进行的，计算时间约为 10h，将Burro 5 号实验，瞬态扩散实验结果与CFD模拟结果对比，见图 3-18。

从图 3-18 可以看出，随着时间的增加，下风向扩散面积（体积浓度 1% 轮廓线）逐渐增大，模拟得到的云团形状与实验测量得到的云团形状基本相同，并且在扩散初期，可以看到由于重气效应，云团的侧风向尺寸比扩散源直径（58m）大出很多，通过图 3-18（右图）所示的面积对比中，计算得到 CFD 模拟的平均相对误差为 55.21%。



(B5实验: 风速 7.4m/s, 泄漏速率 11.3m³/min, 温度 40.5℃, 大气稳定度C, 泄漏时间 190s)
图 3-18 B5 实验瞬态模拟, 实验值 (左) 与模拟值 (中) 以及面积对比 (右)

另一方面, 观察云团等浓度轮廓线的发展情况, 可以看出, 在时间 $t=90s$ 左右, 体积浓度为 1% 的等浓度线到达稳态情形, 但是并不能说明该泄漏场景下的重气扩散达到稳态, 由气体动力学可知, 气体分子可以运动到空间的任何地方, 从这一点来说, 只要重气扩散所处的空间为无限空间, 那么气体扩散就不存在稳态, 但是就某一特定浓度分布而言, 存在下风向扩散的最远距离, 如图 3-18 所示, 体积浓度 1% 达到的最远距离约为下风向处 350m, 模拟值与实验值基本

符合。泄漏结束时刻 $t=190s$ 为例，云团在地面 ($z=0m$) 以及对称面的体积浓度分布如图 3-19，看以观察到部分等浓度轮廓线（低于 1%）已经超出了计算域。

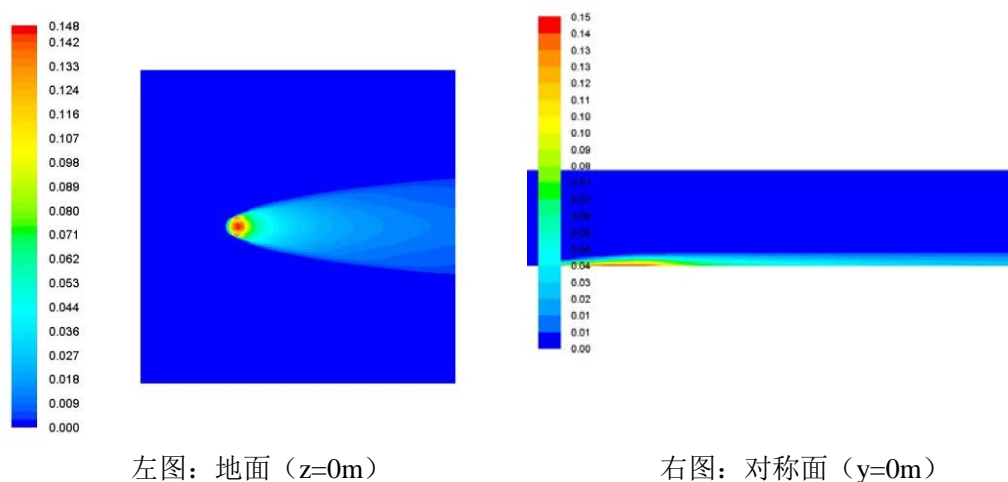


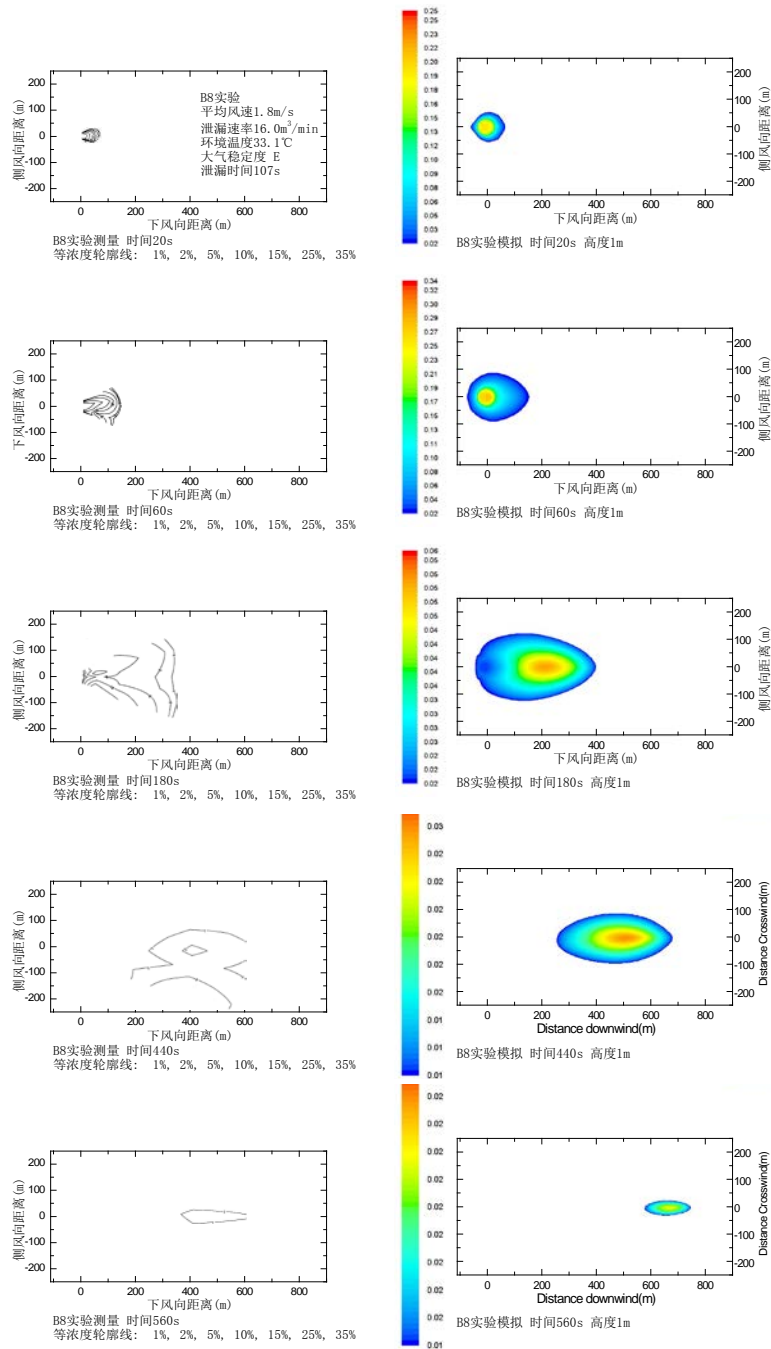
图 3-19 Burro 5 号实验浓度轮廓图

Burro 系列实验 8 号实验（简称 B8 实验）是 Burro 系列实验中大气稳定度等级最高（E 级）的实验，B8 的初始条件见表 1-2，所以对该实验进行研究很有必要，采用上述对 B5 实验模拟的计算网格，并调整模拟初始条件和边界条件与 B8 实验条件相符合，B8 实验瞬态模拟的结果如图 3-20。

对比实验 B5 与 B8，可以得出 CFD 重气扩散模拟与实际重气扩散实验基本相符，主要体现在以下几个方面：

- 重气效应，从图 3-18 和 3-20 均可以观察到，重气云团的侧风向扩散距离比扩散源直径（58m）要大，当大气稳定度等级较高时，侧风向的扩散距离更大，如图 3-20 B8 实验结果所示（大气稳定度 E）；
- 扩散距离，对于风速较大，稳定度等级较低的扩散场景，如 B5 实验（风速 7.4m/s，大气稳定度 C），大气湍流对重气扩散浓度稀释较快，对于特定浓度，到达稳态的时间较短，而对于 B8 实验，风速较低（1.8m/s），稳定度较高，大气条件相对稳定，湍流强度较低，不利于重气云团的稀释，所以由图 3-20 可以观察到，在扩散初期，云团主要聚集在扩散源附近，当泄漏结束后 ($t>107s$)，云团开始缓慢向下风向漂移，并且持续时间很久。由此，可以得出，大气条件越不稳定，越有利于重气云团浓度的稀释。

此外，如图 3-20 所示，实验测得的结果显示，等浓度先不不是一个完整的包络线，多数等浓度线处于半开放状态，所以在对比实验结果与模拟值时，无法对不同等浓度所包含的面积进行对比。主要是由于实验现场，在下风向扩散区域内，浓度探头的布局不合理导致，B8 实验下风向区域内的浓度探头布局图如下。



(B8 实验: 风速 1.8m/s, 泄漏速率 16.0m³/min, 温度 33.1℃, 大气稳定度E, 泄漏时间 107s)

图 3-20 B8 实验瞬态模拟, 实验值 (左) 与模拟值 (右) 对比

图 3-22 显示了下风向中心线距离与体积浓度的关系, 将 B5 实验测量值与 CFD 模拟计算结果进行了对比, 从图中可以看出 CFD 模拟值与实验值基本符合, CFD 模型计算结果与实验对比, 平均相对偏差为 19.62%。

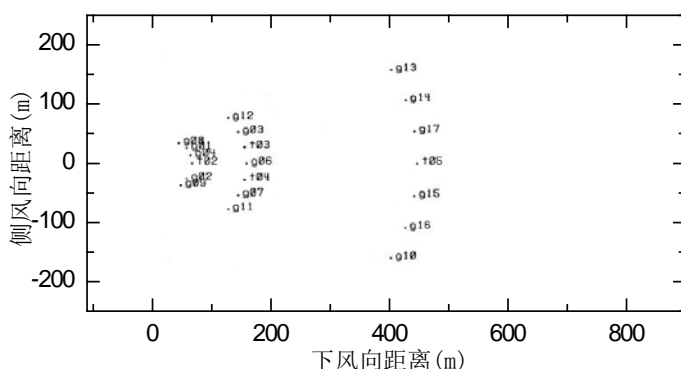


图 3-21 B8 实验下风向浓度探头布局图

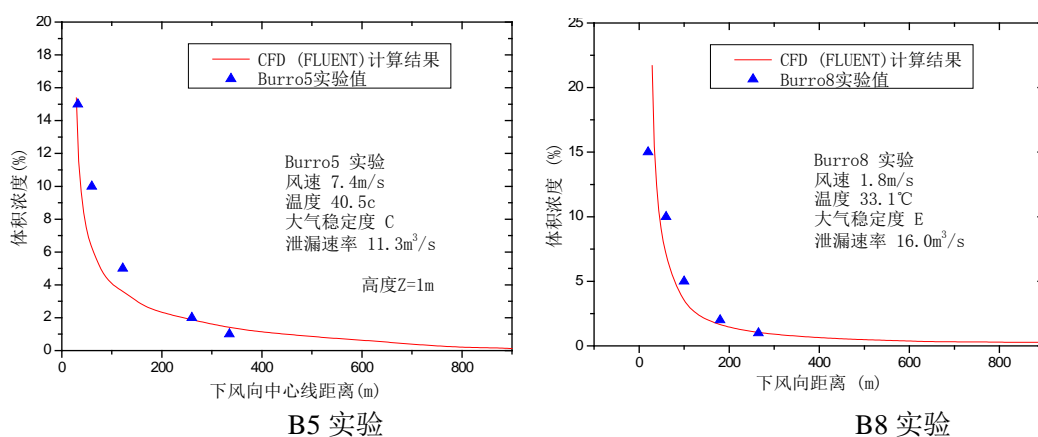


图 3-22 实验测量值、FLUENT 模拟值与本文积分模型模拟值对比

Falcon 系列实验模拟

Burro 实验是在没有障碍物存在的情形下进行的，并不能完全凸显出 CFD 模型较积

分模型的优越性，为了进一步研究 CFD 模型对重气扩散的影响，本文进一步对复杂地形下的实验进行了模拟，以说明 CFD 模型在复杂地形条件下的适用性。本文将继续采用 CFD 模型，对障碍物存在情形下的 Falcon 系列 LNG 扩散实验进行模拟，根据 1.3.1.2 节对 Falcon 实验的介绍，对该实验进行几何设计，如图 3-23，扩散源区域是参考 Falcon 的实验布局进行设计，参考图 1-5。整个计算域长宽均为 1000m，高度 50m，依然关于 XZ 面对称，取 x 方向为风速方向，风速入口与风向垂直，取下风向侧的围墙坐标 $x=0$ ，风速入口位于 $x=-300m$ 。网格划分时，依然只对一半几何进行网格划分，然后设定对称边界。

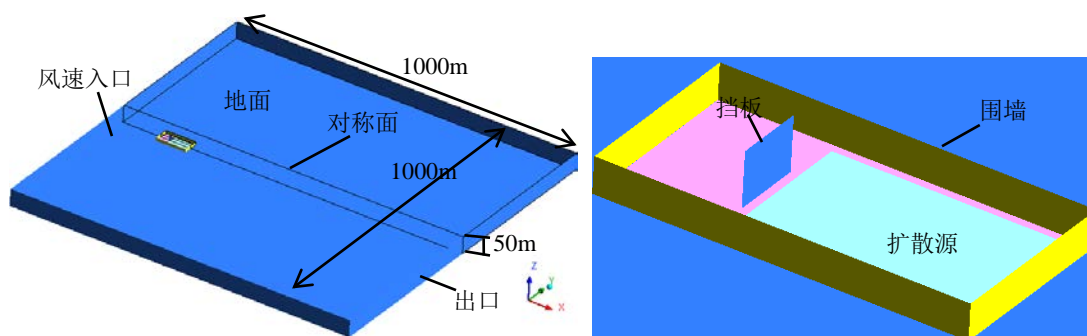


图 3-23 Falcon 实验模拟计算域（左）与扩散源（右）几何设计

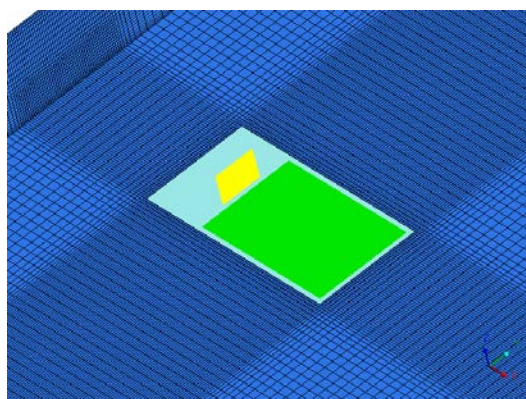


图 3-24 扩散源附近区域网格加密

由于计算域内均为长方形物体，如：围墙、扩散源、挡板等物体，可以采用六面体网格（Hexahedral Grid）对该区域进行网格划分，以使得网格达到最佳质量，在划分时，需要对扩散源附近进行网格加密处理，如图 3-24，整个计算域的网格数目为 179520，网格最小正交程度（Minimum Orthogonal Quality）和最大长宽比（Maximum Aspect Ratio）分别为 1.0 和 23.17，满足 FLUENT 对网格质量的要求。

本文主要对 Falcon 系列实验的 1 号实验进行了模拟，因为该实验大气稳定度等级最高，为 G 级，同时泄漏速率仅次于 Falcon 5 号实验（ $30.3\text{m}^3/\text{min}$ ），Falcon 1 号实验的泄漏速率为 $28.7\text{m}^3/\text{min}$ ，见表 1-6。风速入口边界采用 Monin-Obukhov 大气边界层理论，考虑风速在竖直方向上的分布；出口定义为压力出口边界（Pressure Outlet）；对称面定义为对称边界（Symmetry）；扩散源定义为质量入口（Mass Flow Inlet），定义质量流速（Mass Flow Rate）为泄漏速率的一半，约为 107.6kg/s ；地面、围墙以及挡板均定义为墙壁边界（Wall）。该模拟是在 2.93GHz Intel® Core TM i7 处理器，RAM 为 8.00GB 的计算机上进行的，计算时间约为 20h。

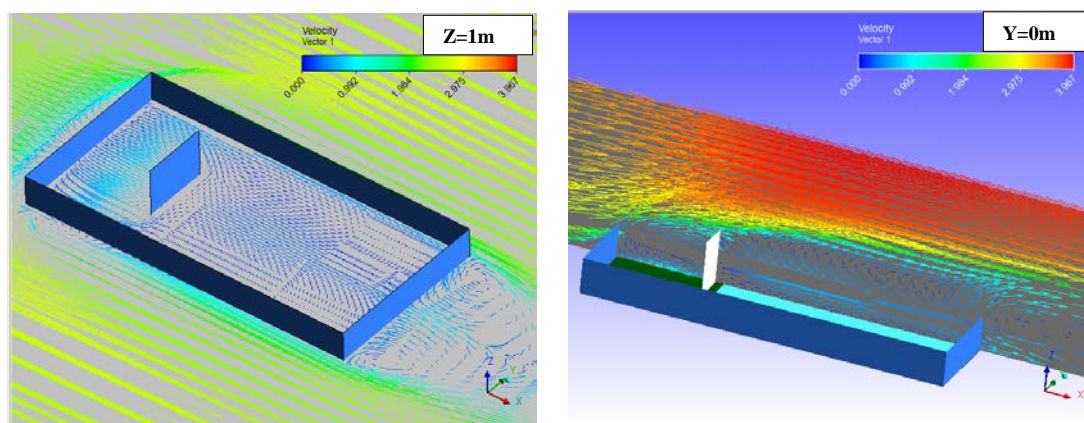
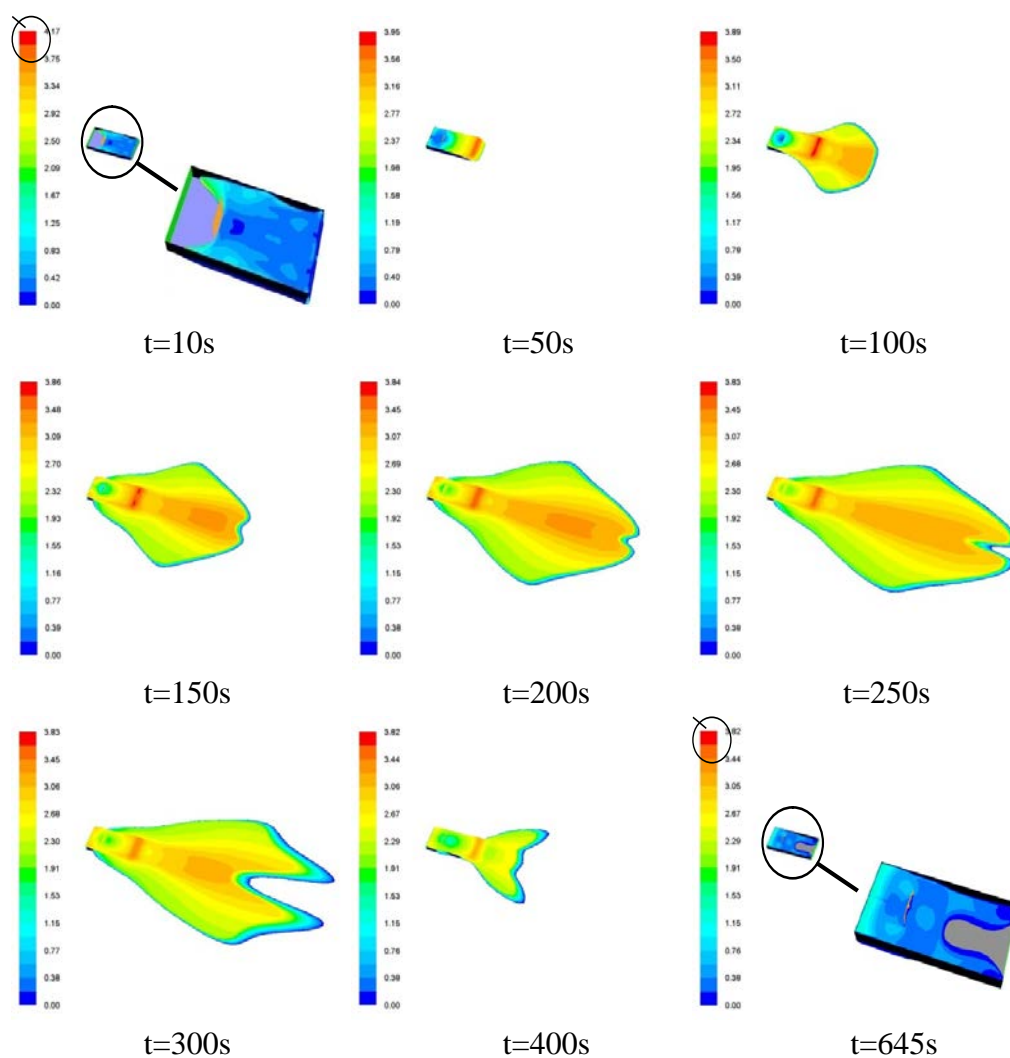


图 3-25 水平方向与竖直方向速度分布



(Falcon1 实验: 风速 1.7m/s, 泄漏速率 28.7m³/min, 温度 28.7℃, 稳定度C, 泄漏时间 131s)

图 3-26 Falcon 1 号实验模拟结果显示 (体积浓度 2.5%等浓度轮廓面)

在瞬态模拟之前, 首先关闭扩散源, 对计算域内的稳态速度场进行求解, 入口风速采用 M-O 理论计算得到的竖直分布, 可以得到如图 3-25 所示的速度

场分布图，由于挡板与围墙的存在，从速度场分布中可以观察到，在挡板与围墙之间，以及下风向围墙处，存在一个涡旋（Vortex），方向与风向相反，在扩散过程中，涡旋会将重气云团逆风向移动。在稳态速度场求解完毕之后，打开泄漏源，模拟下风向瞬态扩散的情形，Falcon 1号实验泄漏时间为131s，当泄漏结束后，关闭泄漏源，继续观察重气云团的扩散情形，直至云团消失，将不同时刻的模拟结果列在图3-26。

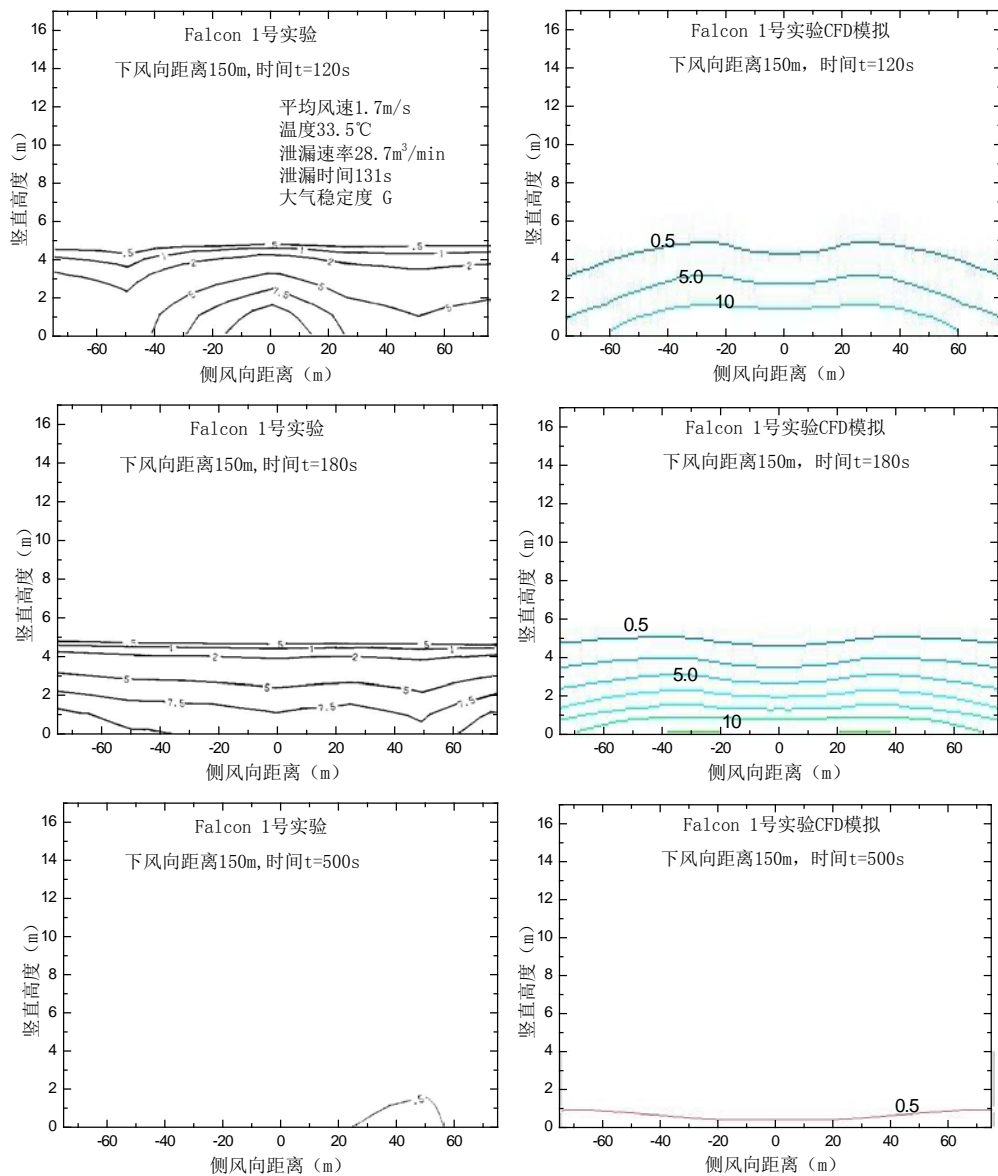


图 3-27 下风向 150m 处，垂直方向上体积浓度分布随时间的变化关系

从图 3-27 可以观察到，由于气体扩散过程中受重气效应的影响，垂直高度自地面往上，体积浓度依次增加，浓度分层较为明显。由于 Falcon 1 号实验大气条件较为稳定，风速相对较低，实验记录的 150m 处垂直方向上的浓度分布，初始时间为 100s，如图所示，在 t=120s 时，依然为 150m 处测风向与垂直方向

扩散的初始阶段，低浓度（0.5%）已经扩散开来，但是高浓度（7.5%~10%）依然聚集在中心线位置处，云团高度约为 5m（实验与 CFD 模拟基本相同）；在 $t=180s$ 时，虽然 LNG 泄漏已经停止（泄漏时间 130s），但是在 150m 处的扩散依然为稳态扩散，在垂直方向上浓度分层较为明显，并且较为稳定，此时云团高度约为 5m（CFD 模拟约为 5.8m）；当 $t=500s$ 时，扩散已经基本结束，实验仅测得体积浓度为 0.5% 的等浓度线。

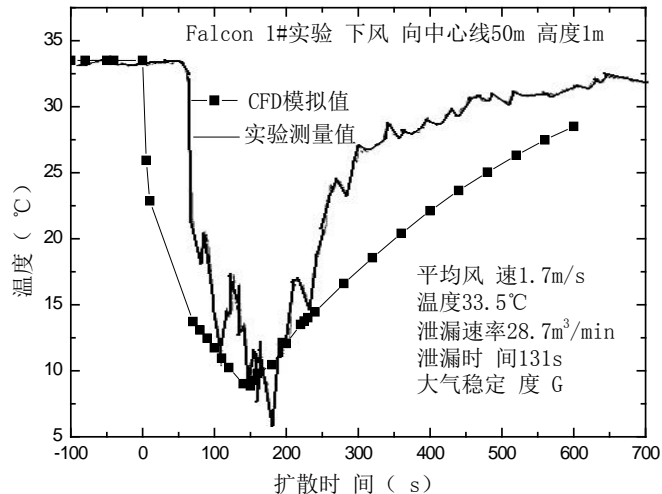


图 3-28 下风向中心线 50m 处，温度随时间的变化关系

图 3-28 所示的温度-时间关系进一步表明了 CFD 模型能够体现 LNG 泄漏重气扩散过程的基本特征，在扩散过程中，由于 LNG 的极低温度（ -161.7°C ），必然会对下风向上的温度分布产生影响，初始温度为环境温度（ 33.5°C ），随着扩散进行，温度逐渐降低，直至降低到最低点 6°C （CFD 模拟结果为 8.8°C ），出现时间为约为 $180s$ （CFD 模拟结果为 $150s$ ）。并且还可以发现的是，初始时温度下降较快，而温度降至最低点后，回升速度较慢，这主要是由于 Falcon 1# 实验大气条件较为稳定（G 级），风速较低（ 1.7m/s ），大气湍流程度较小，不利于云团扩散稀释，对于该实验，就会导致低温云团积聚在围墙内部，所以即使泄漏结束后很久（泄漏时间 $131s$ ），依然有气体从围墙内逸出，下风向距离上温度回升变慢。

此外，Falcon 实验报告中对下风向上的每个浓度测量探头结果进行记录，如图 1-6 所示，Falcon 实验分别在下风向 50m、150m 和 250m 距离处的测风向上布置了一系列的浓度测量探头，实验过程中详细记录了每个探头所测浓度与时间的关系，分别以中心线下风向距离 50m 和 150m 为例，将模拟结果与实验测量结果进行对比，如图 3-29，图中可以很明显的观察到，无论是实验测量还是 CFD 瞬态模拟，50m 和 150m 处的浓度随着时间增加，浓度刚开始随之增加，而后到达峰值，随后浓度降低，实验得到的峰值约为 14% 和 7%，CFD 模拟得到的峰值 9.25% 与 4.93%，50m 处出现峰值的时间约为 $170s$ ，而 150m 处出现峰

值的时间约为 190s，关于峰值出现的时间，实验测量与 CFD 模拟基本一致。在实验和模拟得到的浓度-时间曲线中，均可以看到曲线有拖尾现象（约 $t > 300s$ 时），即浓度随时间衰减的很慢，如图 3-29，其原因与图 3-28 所示的温度-时间曲线一样，由于 Falcon 1 号实验的大气稳定度等级较高（G 级），风速较低（平均风速 1.7m/s），云团稀释较为困难，即使泄漏后很久，依然会有少量气体从围墙区域内溢出。

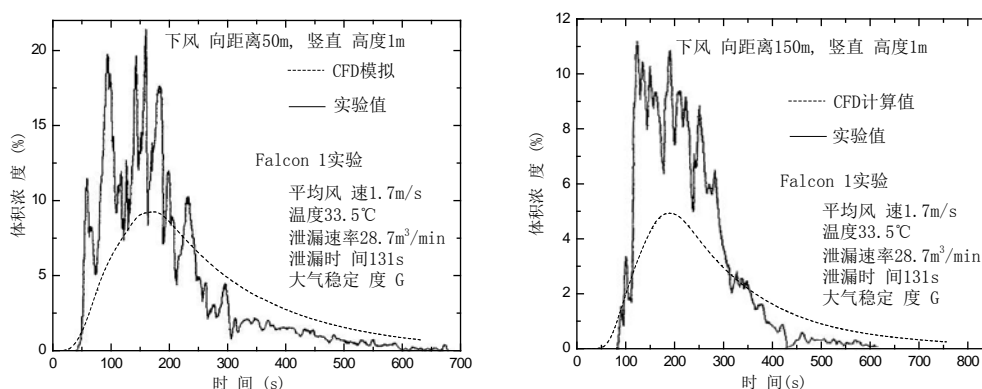


图 3-29 下风向中心线 50m 与 150m 瞬态测量值与模拟值对比

从上述 CFD 模型对 Burro 系列 LNG 扩散实验以及 Falcon 系列实验的模拟结果可以看出，CFD 模型能够充分体现 LNG 重气扩散的实际特征，归纳一下，具体体现在以下几点：

- 复杂地形的影响，当下风向地形中存在障碍物时，风速分布就会发生改变，一般会在障碍物与障碍物之间或者障碍物的上风侧产生涡旋，将导致扩散云团逆风向移动；
- 大气稳定度的影响，当大气相对稳定时，云团将会聚集在扩散源附近，不利于云团的扩散稀释，并且将会逆风向移动，同时，云团的侧风向尺寸比稳定度等级较低的情形要大；
- 风速的影响，当风速较大时，云团的形状将会长而窄，并且云团移动速度较快，到达稳态扩散的时间较短，云团稀释较快，危害时间较短；当风速较小时，云团的形状会变得短而宽，云团移动速度较慢，到达稳态扩散的时间较长，云团稀释较慢，危害时间较长。

同时，通过实验与模拟的对比，CFD 模型能够较为全面的体现重气扩散的特征，CFD 模型依然存在误差，这种误差产生的原因主要包含以下两点：1) 大气湍流的不确定性，在实际实验过程中，风速与风向是不断发生变化的，实验中记录的大气条件均为平均气象条件，而 CFD 模拟过程中只能对边界条件进行平均处理；2) CFD 模型设置，包括网格要求和边界条件设置，由于网格数目与计算机计算能力有关，虽然网格加密一定程度上能够提高计算精度，但是将会大大增加计算时间。

3.7 LNG 池火热辐射 CFD 模型验证

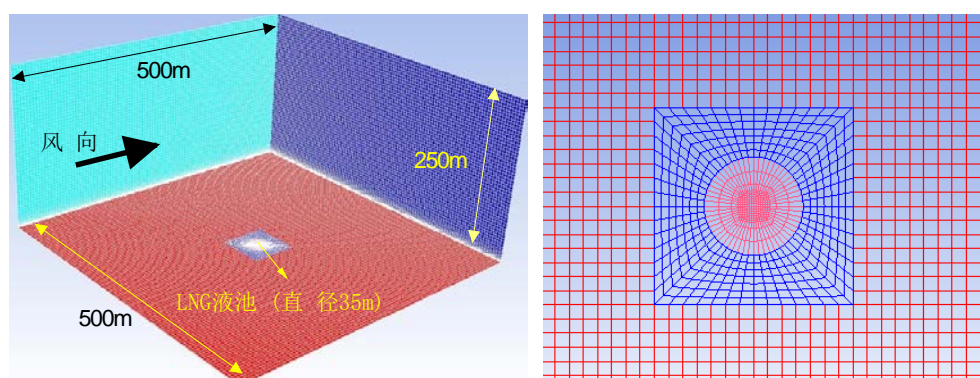


图 3-30 Montoir LNG 火灾实验模拟计算域设计与网格划分

为了验证CFD模型应用于火灾热辐射的可靠性，本文采用CFD模型对 1987 年法国Montoir LNG火灾实验进行了模拟，关于该实验的详细介绍，可参考本文 1.4.2 节。Montoir系列LNG火灾实验一共包含 3 个实验，本文分别对 3 个实验进行了模拟对比。首先进行计算域几何设计以及网格划分，如图 3-30 所示，计算域下风向与侧风向距离均为 500m，竖直方向高度为 250m，计算域网格总数目为 633600，其中最小网格体积为 0.35m^3 ，最大网格体积为 120m^3 ，本文在对LNG火灾进行模拟时，需要对整个计算域进行计算，而不是仅计算一半区域，主要是由于LNG火焰跳动的不确定性，并不是关于某个面对称。

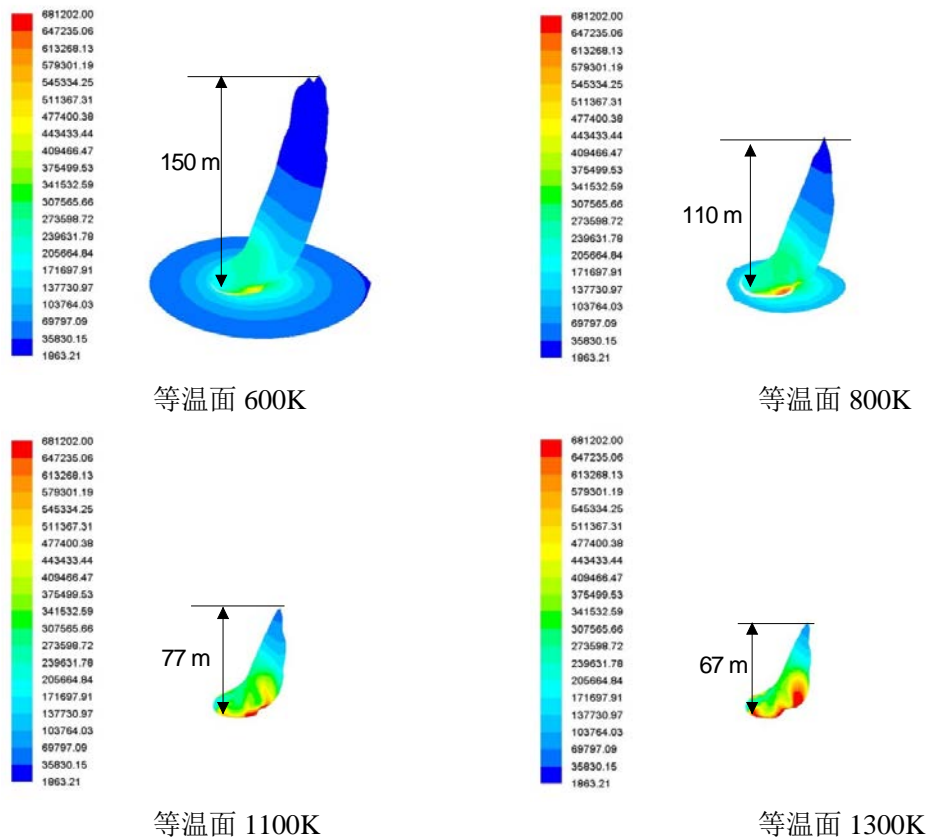
上文以及提及在对LNG池火进行模拟时，除了常用的输运方程之外，还需要引入辐射模型与燃烧模型，由于模拟时涉及的方程较多，需要消耗大量的计算机资源与计算时间，以该实验瞬态模拟为例，在处理器为Intel® Core™ i7，8.00GB RAM的条件下，计算时间约为 40h。

表 3-5 Montoir 1 号实验不同等温面的火焰长度与平均辐射强度

等温面温度 (°C)	火焰长度 (m)	等温面平均辐射强度 (kW/m^2)
227 (500K)	200.0	52.54
327 (600K)	150.0	85.32
427 (700K)	130.0	118.93
527 (800K)	110.0	150.07
627 (900K)	87.0	179.22
727 (1000K)	82.0	211.20
827 (1100K)	77.0	251.52
927 (1200K)	73.0	299.21
1027 (1300K)	67.0	359.84
1127 (1400K)	62.0	478.71
1227 (1500K)	58.0	552.72
1327 (1600K)	53.0	590.24

3.7.1 火焰表面确定

火焰表面确定一般以等温面作为参考，但是温度值取值并不确定，根据文献报道甲烷在完全燃烧时的燃烧温度可以达到 3120K，以 Montoir 1 号实验 CFD 模拟为例， $t=51s$ 时，CFD 模拟的火焰达到稳态燃烧（Montoir 1 号实验的稳态燃烧时间为 30s-170s），以此作为研究对象，分别计算得出不同等温面对应的平均辐射强度，见表 3-5，从表中可以看出，随着等温面温度升高，火焰长度越来越小，平均辐射强度越来越高，不同等温面的火焰，见图 3-31。



（风速 3.5m/s，燃烧速率 $0.146\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ，池火直径 35m，环境温度 25°C ）

图 3-31 Montoir 1 号实验模拟，不同温度等温面高度以及热辐射强度分布

Montoir 1 号实验测量得到的火焰长度为 $75.1\pm 7.1\text{m}$ ，表面辐射强度为 $260.5\pm 6.4\text{kW}/\text{m}^2$ ，火焰与竖直方向上的夹角（即火焰倾角）为 $47.0\pm 9.9^\circ$ ，通过对比表 3-5 与图 3-31 可知，等温面温度为 827°C （1100K）时，火焰高度 77m，表面辐射强度 $251.52\text{kW}/\text{m}^2$ ，火焰倾角约 45.2° ，CFD 模型计算结果与实验测量结果基本相同，所以在下文描述火焰表面时，均定义为温度 1100K 的等温面。分别将 Montoir 系列 LNG 池火热辐射实验结果与 CFD 模型计算结果对比，共 3 个实验，见表 3-6，通过对比火焰的特征参数可知，误差均小于 10%，预测结果比固体火焰模型误差小，说明 CFD 模型预测结果与实验测量值符合较好。

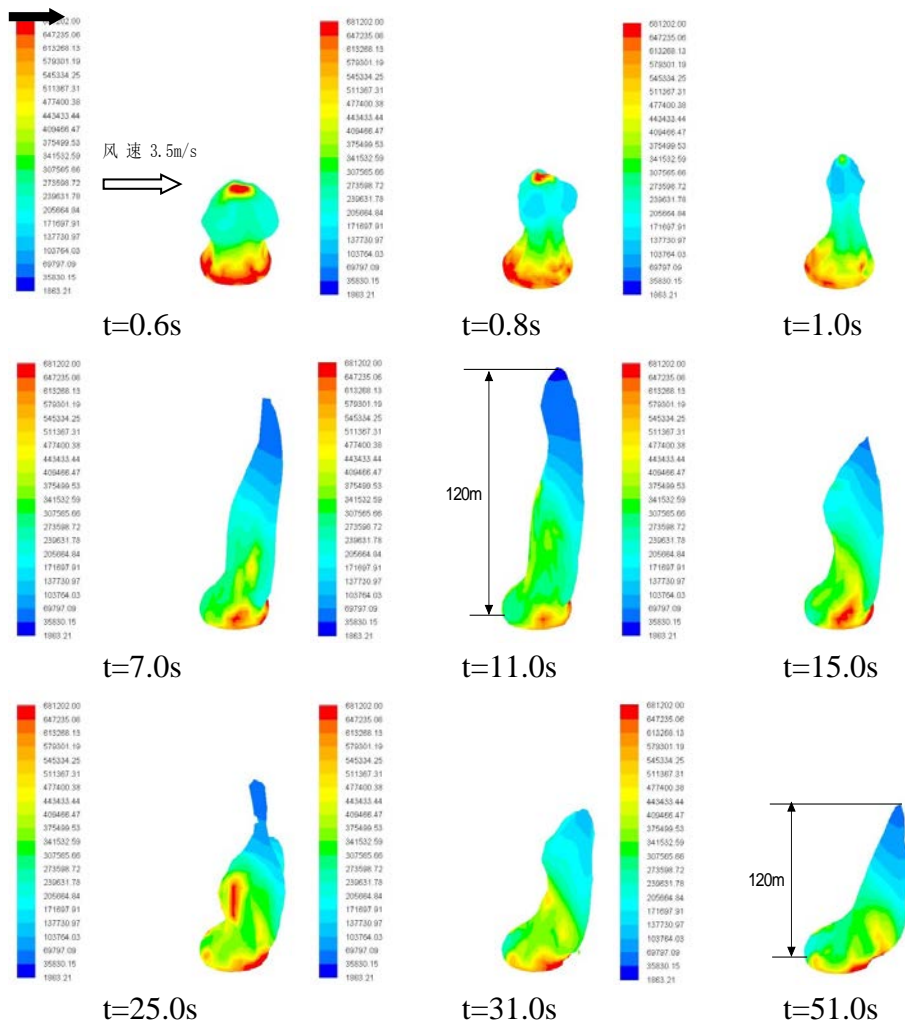
表 3-6 Montoir 系列实验与 CFD 模拟结果对比

	Montoir 1 号实验			Montoir 2 号实验			Montoir 3 号实验		
	实验值	CFD 模拟	相对误差 (%)	实验值	CFD 模拟	相对误差 (%)	实验值	CFD 模拟	相对误差 (%)
火焰高度 (m)	75.1±7.1	77.0	2.53	77.8±4.3	78.7	1.16	71.0±1.0	65.0	8.45
火焰表面平均辐射强度 (kW/m ²)	260.5±6.4	251.2	3.57	264.8±6.6	264.5	0.11	261.3±2.5	243.2	6.93
火焰倾角 (°)	47.0±9.9	45.2	3.83	57.3±3.2	62.7	9.42	44.7±8.1	45.1	0.89

3.7.2 火焰特征参数随时间的变化关系

本文利用 CFD 模型对 Montoir 系列实验进行了瞬态模拟，以 Montoir 1 号实验为例，火焰表面辐射强度随时间的变化关系，如图 3-32 所示，随着时间的增加，火焰长度先随时间增加而增加，大约 $t=10s$ 时，火焰长度最大，约为 120m，然后逐渐降低，最后火焰长度保持不变，大约 $t=31s$ 以后，火焰长度基本保持不变（大约 77m），这主要是由于初始时，火焰尺寸较小，燃烧较为充分，LNG 沸腾蒸发的量也较多，那么又会促使火焰尺寸增加，呈现一种如同“火球”一般，爆炸式的燃烧，如图 3-32， $t=0.6s$ 时，火焰顶部尺寸较大，呈现“蘑菇”状，随着时间增加，火球逐渐缩小，火焰长度逐渐增加，但是另一方面，火焰尺寸增加以后，又会增加氧气进入火焰内部的阻力，同时又会降低燃烧速率，火焰长度自然就会减小。

同时，观察火焰表面的热辐射强度，可以看出，随着火焰高度增加，热辐射强度逐渐降低，主要是由于池火尺寸较大，虽然 LNG 燃烧时，相比其它燃料，耗氧量偏小，但是池火直径越大，那么氧气进入到火焰中心支持燃烧就越困难，不完全燃烧的程度就会越大，LNG 并不能充分燃烧，那么就会伴随有碳颗粒的生成，碳颗粒将随着火焰上升，上升过程中，碳颗粒将会聚集成团，体积越来越大，最后到达火焰顶部，脱离火焰，这就是观察池火时，大量浓烟产生的原因，碳颗粒在上升过程中，将会吸收火焰的热辐射，从而使得火焰表面的热辐射强度大大降低。



(风速 3.5m/s, 燃烧速率 $0.146\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$, 池火直径 35m, 环境温度 25°C)

图 3-32 Montoir 1 号实验 CFD 模拟, 火焰表面 (等温面 1100K) 随时间变化关系

图 3-33 显示了 CFD 模拟 Montoir 1 号 LNG 池火实验稳态燃烧时, 火焰表面辐射强度随火焰长度的变化关系, 火焰长度越高, 对应的表面辐射强度越小, 火焰底部表面辐射强度最大, 可以达到 $872.3\text{kW}/\text{m}^2$, 火焰顶部的表面辐射强度最小, 约为 $52.8\text{kW}/\text{m}^2$ 。此外, 由于池火直径较大 (35m), 火焰中心部位 LNG 蒸汽燃烧程度较低, 温度较外焰温度低, 图 3-34 左图显示了火焰中心面上的温度分布, 由图可以观察得到, 火焰中心温度约为 600K, 外焰温度为 1100K, 然后由外焰继续向外层延伸, 温度越来越低, 可以很清晰的观察到, 等温线在风速的作用下发生倾斜, 角度为 45.2° , 图 3-34 右图显示了中心面上的等辐射强度线的分布情况, 最外层辐射强度为 $1.5\text{kW}/\text{m}^2$, 辐射强度最大的位置处于火焰的外焰部位, 大小为 $1126.16\text{kW}/\text{m}^2$, 并且在风速的作用下, 等辐射强度轮廓线将会向下风向倾斜, 以辐射强度 $1.5\text{kW}/\text{m}^2$ 为例, 下风向影响最远距离为 90.0m, 上风向最远距离为 61.5m, 竖直方向上最远距离为 96.0m。

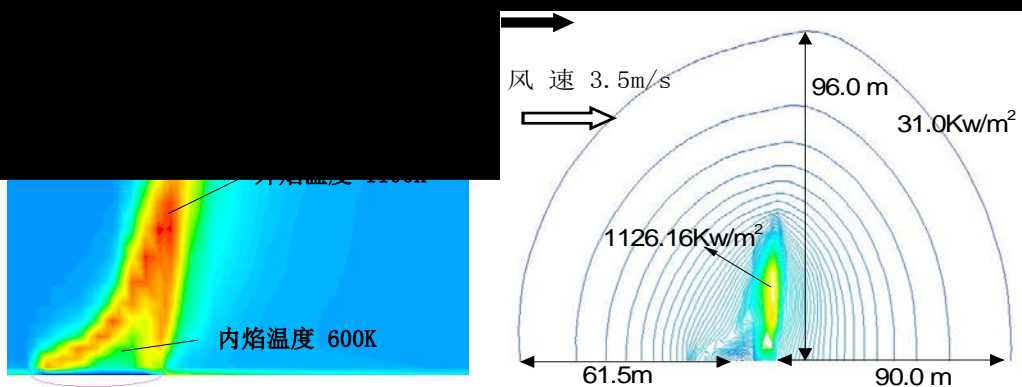
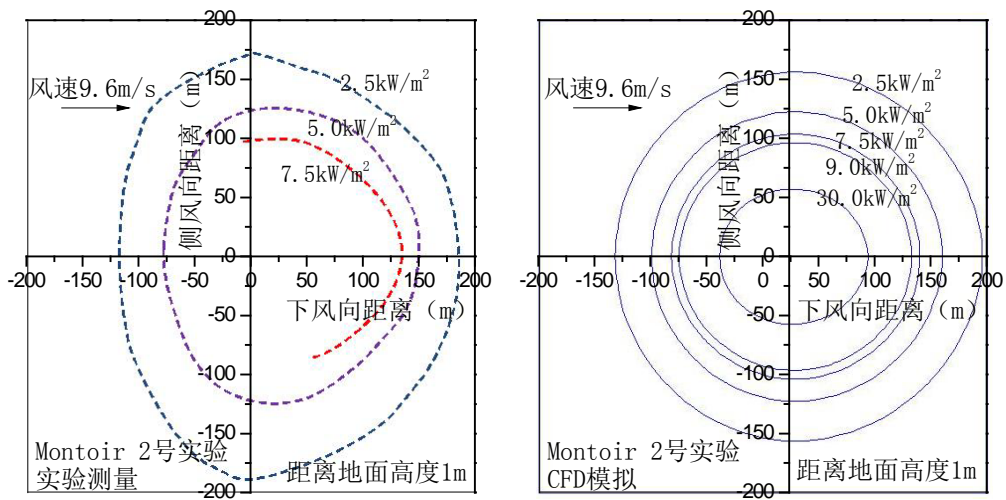


图 3-34 火焰中心面垂直方向上的温度分布（左图）以及等辐射强度线（右图）

图 3-35 显示了Montoir 2 号LNG池火实验在水平方向上的等辐射强度线分布，并将实验测量结果与CFD模拟结果进行对比，可以看出CFD模拟的结果在下风向上不同距离处的等辐射强度分布基本相同，分别记录实验测量与CFD模拟的 2.5kW/m^2 、 5.0kW/m^2 和 7.5kW/m^2 对应的不同方向上的距离，见表 3-7，通过对比上风向、下风向与侧风向上的距离值，得到CFD模拟与实验测量的平均相对误差为 8.75%，另外与表 2-6 可知，CFD模型预测的热辐射强度对应的上风向距离，比固体火焰模型准确度高。



(风速 9.6m/s, 环境温度 21℃, 池火直径 35m)

图 3-35 Montoir 2 号实验等辐射强度线分布, 实验测量 (左图) 与 CFD (右图) 模拟结果对比

表 3-7 Montoir 2 号实验 CFD 模拟值与实验测量值对比

	上风向距离 (m)		
	实验测量值	CFD 模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	120	130	8.33
5.0kW/m ²	76	100	31.58
7.5kW/m ²	—	80	—
	下风向距离 (m)		
	实验测量值	CFD 模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	180	190	5.56
5.0kW/m ²	148	155	4.73
7.5kW/m ²	130	135	3.84
	侧风向距离 (m)		
	实验测量值	CFD 模拟值	相对误差 (%)
2.5kW/m ²	175	152	13.14
5.0kW/m ²	125	124	0.08
7.5kW/m ²	100	102	2.00

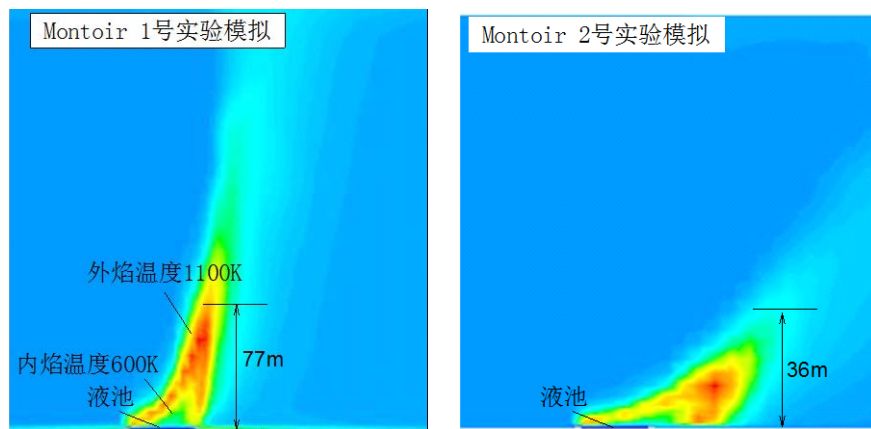
平均相对误差为 8.75%

3.7.3 风速对火灾热辐射的影响

通过对比 Montoir 1 号实验与 2 号实验可以发现 (实验初始条件见表 1-12), 二者除了风速不同之外 (1 号实验风速 2.7~4.8m/s, 2 号实验风速 7.0~10.1m/s), 其它实验条件基本相同, 本文将 1 号实验与 2 号实验进行对比, 进而发现风速对池火热辐射特性的影响。

图 3-36 与图 3-37 分别显示了 CFD 模拟 Montoir 1 号实验与 2 号实验, 火焰中心面温度分布情况与辐射强度等值线的分布情况, 从图中可以观察到, 风速对池火热辐射的影响体现在以下几点:

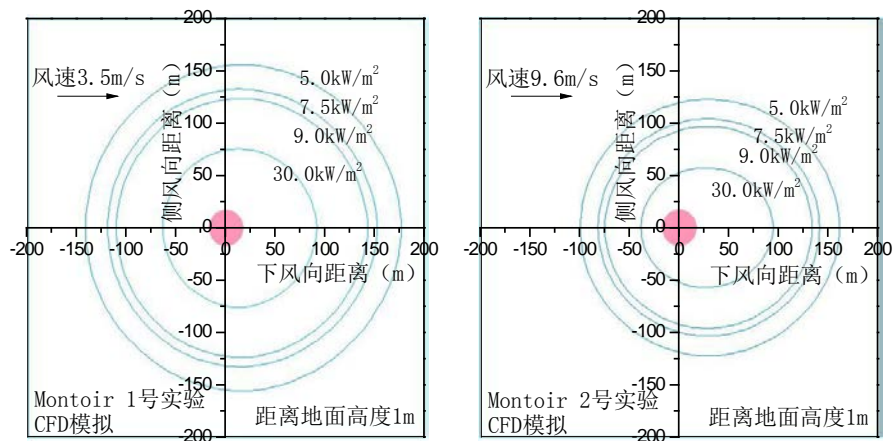
- (1) 风速使得火焰发生倾斜，风速越大，倾斜角度越大。 Montoir 1 号实验与 2 号实验 CFD 模拟的倾斜角度分别为 45.2° 与 62.7° ，表 3-6 已经对倾斜角度做了对比，模拟值与实验测量值基本相符（1 号实验与 2 号实验火焰倾斜角实验值分别为 $47.0 \pm 9.9^\circ$ 和 $57.3 \pm 3.2^\circ$ ）；
- (2) 风速越大，火焰在下风向上的拖曳越远。如图 3-36 所示，当风速较小时（3.5m/s），火焰基本上全部位于液池上方，火焰拖曳现象并不明显，当风速较大时，火焰会沿着地表移动一段距离，以 Montoir 2 号实验为例，风速为 9.6m/s，火焰底部向下风向移动了 27.5m，拖曳比(Drag Ratio，见式 2-25) 为 1.28，实验测量值为 1.2；



（左图 Montoir 1 号实验：风速 3.5m/s，温度 25℃，相对湿度 53%）

（右图 Montoir 2 号实验：风速 9.6m/s，温度 21℃，相对湿度 54%）

图 3-36 CFD 模拟 Montoir 1 号实验（左图）与 2 号实验（右图）火焰中心面温度分布



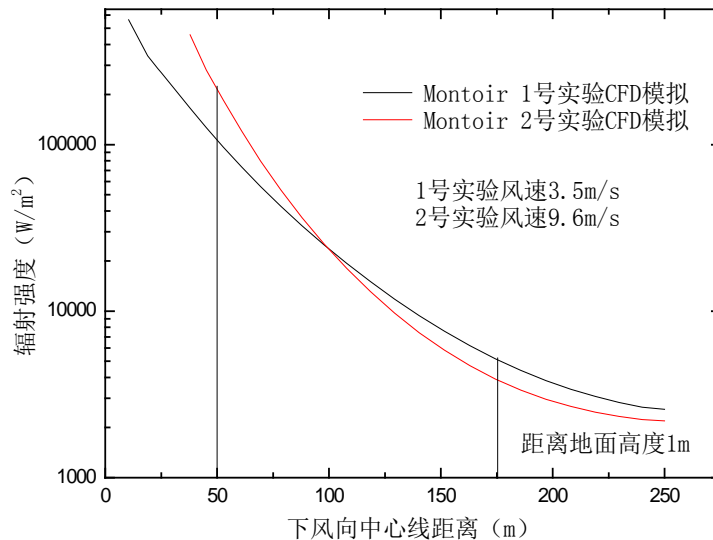
（左图 Montoir 1 号实验：风速 3.5m/s，温度 25℃，相对湿度 53%）

（右图 Montoir 2 号实验：风速 9.6m/s，温度 21℃，相对湿度 54%）

图 3-37 CFD 模拟 Montoir 1 号实验（左图）与 2 号实验（右图）水平方向等辐射强度线分布

- (3) 风速越大，火焰的竖直高度会降低。一方面是由于风速越大，火焰倾斜角度越大，另一方面，风速越大，火焰燃烧时氧气补给越充分，不完全

燃烧的程度降低。虽然 Montoir 1 号实验与 2 号实验记录的火焰长度几乎相同（1 号实验和 2 号实验的火焰长度分别为 $75.1\pm 7.1\text{m}$ 和 $77.8\pm 4.3\text{m}$ ），但是从 CFD 模拟的结果可以看出，火焰的垂直高度随风速增大而降低，1 号与 2 号实验模拟结果显示，火焰的垂直高度分别为 77m 和 36m ；



(Montoir 1 号实验：风速 3.5m/s ，温度 25°C ，相对湿度 53%)

(Montoir 2 号实验：风速 9.6m/s ，温度 21°C ，相对湿度 54%)

图 3-38 距离地面 1m 处，下风向中心线距离与辐射强度的关系

- (4) 风速增加，辐射范围会缩小。如图 3-37 所示，2 号实验风速为 9.6m/s 时，辐射强度 5kW/m^2 的影响范围明显比 1 号实验对应的辐射范围小很多，这主要是由于风速增加以后，火焰倾斜角度也会增加，火焰就会向地面靠拢，那么比较风速较小的情形，火焰就会增强近距离处的辐射强度，而减小远距离处的辐射强度。图 3-38 给出了下风向中心线距离与辐射强度的关系，可以观察到，靠近 0 点位置（即靠近火焰区域， $<97.7\text{m}$ ），风速越大，相同距离上的辐射强度也越大，在下风向距离 50m 处，1 号实验（风速 3.5m/s ）对应的辐射强度约为 100kW/m^2 ，2 号实验（风速 9.6m/s ）对应的辐射强度约为 200kW/m^2 ；当远离火焰区域时，距离大于 97.7m 后，情形刚好相反，风速越大，相同距离上的辐射强度越小，在下风向距离 175m 处，1 号实验（风速 3.5m/s ）对应的辐射强度约为 5kW/m^2 ，2 号实验（风速 9.6m/s ）对应的辐射强度约为 4kW/m^2 ，由此可以看出，并不是风速越大，池火热辐射影响的距离也越大。

3.8 本章小结

本章重点研究了关于 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 池火热辐射的 CFD 模型，主要包括：三维模型的控制方程、热辐射模型以及燃烧化学反应模型、求解域与求解方程的离散化、边界条件和初始条件等，以及 CFD 模型的求解方法（SIMPLE 算法、PISO 算法等）。本文在处理大气湍流问题时，采用了 Monin-Obukhov 大气边界层理论，主要用于描述大气边界层内部的速度分布，以提高 CFD 模型预测的准确性。

通过对 Burro 系列 LNG 扩散实验中 B5 和 B8 实验进行模拟，CFD 模拟的相对误差为 19.62%，并且能够很好的体现 LNG 重气扩散与时间的依赖关系，与实验结果相符合，可以确定 CFD 模型应用于无障碍物存在的情形。本文接着对 Falcon 系列 LNG 扩散实验中的 1 号实验做了模拟验证，该实验主要是模拟障碍物存在情形下的重气扩散情况，通过对比竖直方向上的等浓度线分布，以及对下风向上浓度-时间与温度-时间依赖关系的对比，可以得出 CFD 模型适用于障碍物存在情形下的重气扩散。通过上述实验与 CFD 模拟的对比，也可以观察到重气扩散的一些特性，总结如下：

- (1) 重气效应，重气云团的侧风向扩散距离要大于扩散源直径，当大气稳定等级较高时，即大气条件越稳定，侧风向的扩散距离更大；
- (2) 大气稳定度的影响，稳定度越低，大气湍流对重气扩散浓度稀释较快，对于特定浓度，到达稳态的时间较短；稳定度较高，大气条件相对稳定，湍流强度较低，不利于重气云团的稀释，云团主要聚集在扩散源附近，并且会逆风向移动，当泄漏结束后，云团开始缓慢向下风向漂移，并且持续时间很久；
- (3) 风速的影响，当风速较大时，云团的形状将会长而窄，并且云团移动速度较快，到达稳态扩散的时间较短，云团稀释较快，危害时间较短；当风速较小时，云团的形状会变得短而宽，云团移动速度较慢，到达稳态扩散的时间较长，云团稀释较慢，危害时间较长，并且与 DEGADIS 模型相比，CFD 模型能够应用于风速较低的情形；
- (4) 复杂地形的影响，当下风向地形中存在障碍物时，风速分布就会发生改变，一般会在障碍物与障碍物之间或者障碍物的上风侧产生涡旋，将导致扩散云团逆风向移动。

本文采用 CFD 模型对 LNG 池火热辐射进行模拟时，除了常用的 N-S 输运方程之外，在模拟池火热辐射时，还需要引入燃烧化学反应模型与热辐射模型，前者用于分析 LNG 池火燃烧时发生的化学反应，以计算池火燃烧放出的热量，同时采用概率密度函数燃烧反应物与产物的质量分数进行假设，以缩短 CFD 模拟计算时间；热辐射模型主要对热源在空间内的热辐射强度、热辐射温度进行分析。

通过对 Montoir 系列 LNG 火灾实验进行模拟对比,首先需要确定火焰表面,通过与实验对比不同等温面下对应的火焰高度与平均表面辐射强度,最终确定温度为 1100K 的等温面为火焰表面。CFD 模拟的火焰特征参数,如:火焰长度、表面辐射强度和火焰倾角,与实验对比,平均相对误差均小于 10%,通过对比等辐射强度线在上风向、下风向和侧风向的距离,CFD 预测结果与实验结果平均相对误差为 8.75%,同时 CFD 模型在模拟 LNG 大池火燃烧时,能够充分体现大池火的燃烧特性,主要体现在以下几点:

- (1) 火焰温度分布,内焰温度较低(600K),火焰由内向外时,温度先增高,然后降低;
- (2) 风速越大,火焰倾斜越靠近地面;
- (3) 辐射强度随火焰高度变化较为明显,越靠近火焰底部,表面辐射强度越高,能够体现大池火不完全燃烧对火焰表面辐射力的影响;
- (4) 等辐射强度面能够根据火焰的形状,而呈现不规则半球状的辐射面,比较辐射实际情形。

通过对比 Montoir 1 号实验与 2 号实验,二者除风速相差较大,其它初始条件基本相同,由此可以利用 CFD 模型研究风速对池火热辐射的影响。与固体火焰模型对风速的研究结果一致,风速越大,火焰的倾斜角度也越大,一方面高辐射强度(30kW/m^2)对应的安全距离会增大,因为较高风速使得火焰拖曳更远,同时火焰向地面倾斜角度增加,也会增强地面附近区域的热辐射强度;另一方面低辐射强度(2.5kW/m^2)对应的安全距离减小,主要因为风速增加,火焰高度变小,对于远距离处的辐射强度也会同样变小。

通过上述对 CFD 模型的验证可知,该模型计算原理可靠、与实验对比误差较小,说明该模型计算可靠,准确度高,可以用于分析 LNG 蒸汽云扩散积分模型和固体火焰模型不能处理的 LNG 事故场景,可利用 CFD 模型对 LNG 事故危害减缓措施进行研究,包括:积液池的作用、水幕阻挡等方面。

第四章 LNG 事故危害减缓措施研究

4.1 引言

本章主要研究利用 CFD 模型对 LNG 事故危害减缓措施进行研究，由于积分模型以及固体火焰模型不能对复杂地形的下的 LNG 事故进行模拟，CFD 模型则能够充分体现对地形因素的考虑、以及扩散过程中气体扩散和火焰辐射的时间空间依赖关系。本章考虑的 LNG 事故减缓措施包括：围堰（积液池）对 LNG 蒸汽云扩散的影响，喷射水幕对蒸汽云扩散的阻碍作用。

在对 LNG 池火进行分析时，本文主要考虑了 LNG 储罐底部火灾，对相邻储罐的辐射危害，可以通过设计有效的储罐间距，一方面可以减小储罐区的占地面积，另一方面还可以防止相邻储罐的热辐射危害。

4.2 围堰（积液池）对 LNG 蒸汽云扩散的影响

对于 LNG 单容储罐，在设计场站时，需要对围堰区进行设计（双容罐和全容罐则不需要围堰），根据美国 LNG 行业标准 NFPA 59A（2009 版）对围堰设计的要求，围堰容积为储罐容积的 110%。本文结合广东某 LNG 卫星站进行 LNG 泄漏扩散模拟，储罐容积为 2000m^3 （半径 7m，高度 13m），围堰设计为正方形，长宽均为 28m，高度为 3m。根据 NFPA 59A 中对泄漏场景的设计，见表 4-1，一般风速设定为 2m/s，大气稳定度为 F，根据不同的泄漏位置，有无切断阀，泄漏场景也不同。本文假设泄漏位置为储罐顶部，以最大的蒸发量作为泄漏速率（ $0.12\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ）。

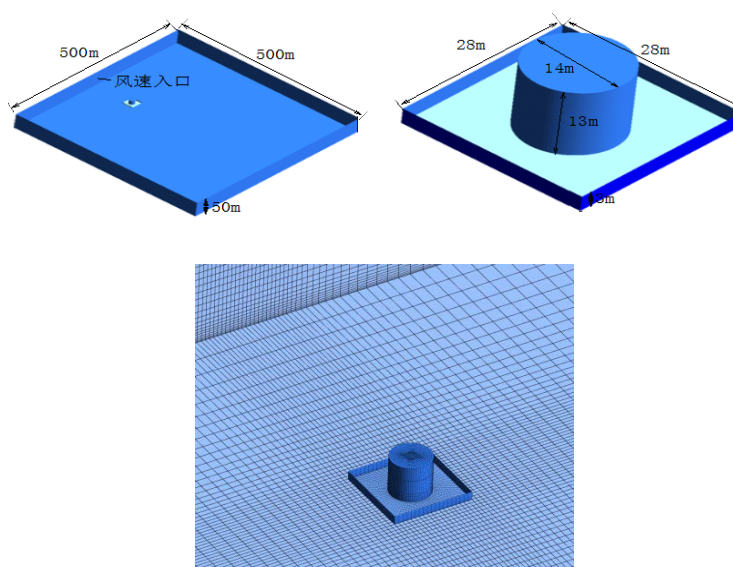


图 4-1 LNG 储罐围堰区泄漏计算域几何设计与网格划分

如图 4-1 所示，对 LNG 储罐泄漏模拟，几何与网格设计如下，对于圆形储罐采用 O 型网格进行设计，为了改进网格质量以及充分展示 LNG 围堰区内的气体扩散情况，在网格划分时，对围堰附近区域的网格进行了加密处理。本文为了研究储罐围堰对 LNG 重气扩散的影响，分别对存在围堰与不存在围堰的两种情形进行了模拟，这两种情形可以采用同样的几何与网格设计，不同点是在模拟存在围堰情形时，围堰边界需设定为墙壁边界（Wall），而在模拟不存在围堰情形时，原围堰边界更改为内部边界（Interior）。

表 4-1 NFPA 59A（2009 版）关于泄漏场景的规定^[21, 172]

泄漏源设计	泄漏方式	泄漏速率和泄漏量
储罐排料口位于液面以下		
储罐排料口位于液面以下，无内置切断阀	假设裂口面积与排料口出口面积相等，泄漏量等于泄漏至排料口液面以下的最大体积 如果拦蓄区内有多个储罐，取能够产生最大流量的储罐。	采用下述公式计算： $q = \frac{4}{3}d^2\sqrt{h} \text{ (ft}^3\text{/min)}$ $q = \frac{1.06}{10000}d^2\sqrt{h} \text{ (m}^3\text{/min)}$ 直到开口处压差为 0
储罐排料口位于液面以下，有内置切断阀	假设裂口面积与排料口出口面积相等，泄漏量等于泄漏至排料口液面以下的最大体积	采用下述公式计算： $q = \frac{4}{3}d^2\sqrt{h} \text{ (ft}^3\text{/min)}$ $q = \frac{1.06}{10000}d^2\sqrt{h} \text{ (m}^3\text{/min)}$ 持续 10 分钟
顶部充装储罐，无低于液面的排料口		
全容罐或者双容罐，混凝土外壁	不做溢出设计	无
LNG 工艺设施		
顶部充装储罐，液面以下无排料口	储罐排料泵在满负荷下，通过一根管路泵入拦蓄区的最大流量	储罐排料泵在满负荷下，通过一根管路泵入拦蓄区的最大流量：(1) 如果监视和停车已证明且主管部门批准，10 分钟。(2) 如监视和停车未批准，则为储罐排空所需时间
气化区、工艺区和转运区的拦蓄区	任一事故泄漏源的泄漏量	10 分钟，或主管部门认可的证明监视和停车规定的更短时间。

在开始瞬态计算之前，关闭泄漏源，首先要求解稳态的速度场，计算结果如图 4-2 所示，在风速入口边界时，依然采用 M-O 大气边界层理论描述竖直方向上的速度分布，在对计算域求解稳态速度场之后，从图 4-2 可以很明显的观

察到，在储罐与围堰之间存在涡旋，同 Falcon 系列实验类似，涡旋的存在将会使得重气云团逆风向移动，从而可以降低下风向的扩散距离，瞬态模拟计算结果显示在图 4-3 与图 4-4 中，图中所示为体积浓度 2.5% 的等浓度面的变化情况，可以很明显的观察到，LNG 储罐顶部由于液体蒸发而产生的云团，由于重气效应，沉降至围堰内储罐底部 (T=10s)，由于围堰区内涡旋的存在，重气云团在向下方扩散的同时，也向上风向移动 (T=20s)，在时间 T=100s 时，2.5% 的等浓度面到达稳态，在下风向上扩散的距离约为 35m (取储罐底面中心为原点)，侧风向上的宽度约为 75m。

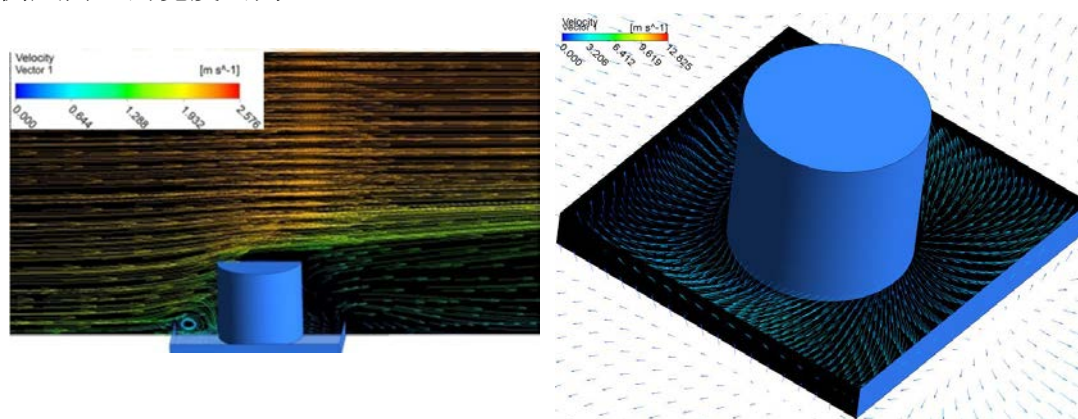


图 4-2 储罐围堰区内稳态速度场求解

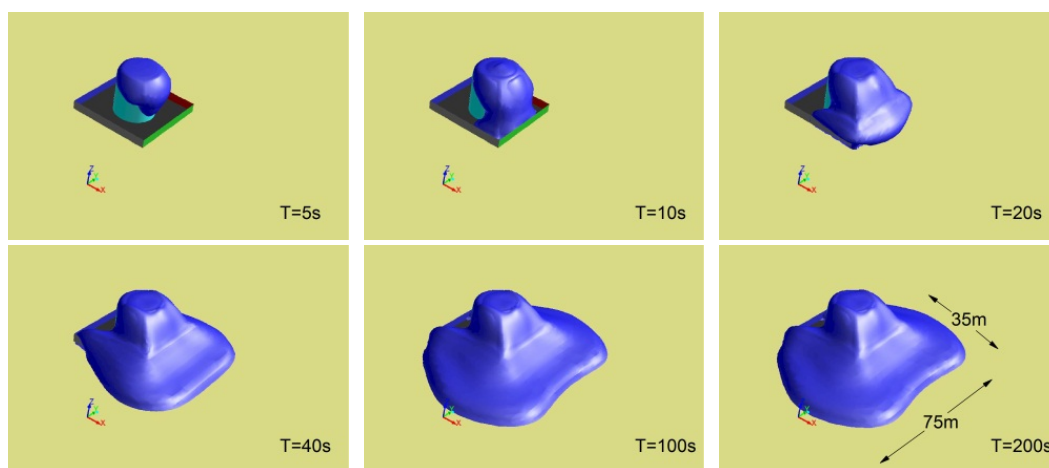


图 4-3 存在围堰的扩散情形

图 4-4 为不存在围堰时的扩散情形，由于不存在涡旋，所以扩散过程中，云团并没有逆风向移动，比较围堰存在时的扩散情形，不存在围堰将更有利于稳态的到达，在 T=60s 时，2.5% 等浓度面到达稳态，下风向扩散距离为 39.5m (取储罐底面中心为原点)，侧风向距离为 63m。

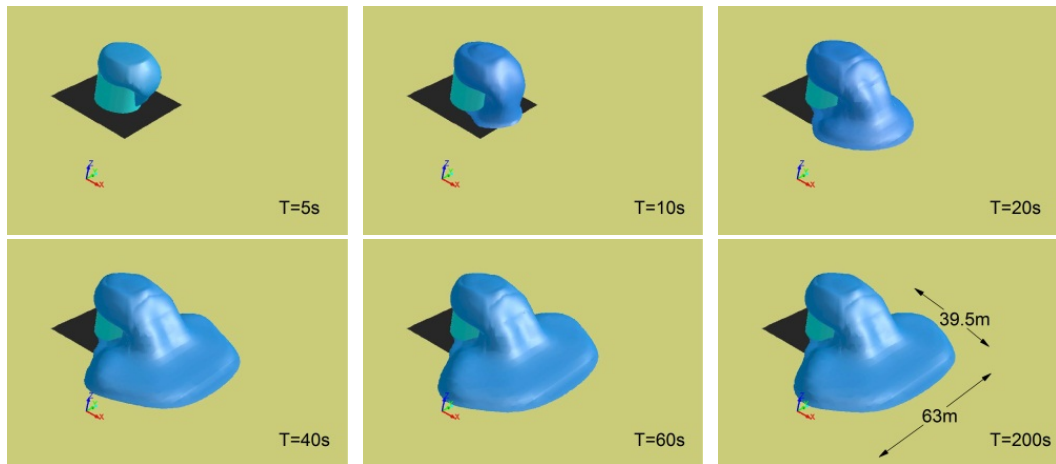


图 4-4 不存在围堰的扩散情形

从上述结果以及分析可知，在相同的 LNG 蒸发速率、相同的蒸发面积条件下，气体扩散在有、无围堰的情形下，扩散距离差别不大。但是，在重气扩散过程中，围堰主要起到以下作用：增加了下风向上的湍流强度，延长了重气扩散特定浓度稳态到达的时间，同时对重气云团有一定的收集作用，将云团在围堰内逆风向移动。根据这一作用，可以考虑在设计围堰时，在保证围堰容积的同时，可以适当缩小围堰的横向与纵向距离，而增加围堰的高度，从而延长 LNG 蒸发气体溢出围堰的时间。另一方面，围堰的主要作用是对 LNG 液体有收集作用，减小 LNG 蒸发面积，防止 LNG 液体四处蔓延，同时蒸发气体覆盖在 LNG 液体表面，也会起到抑制 LNG 蒸发的作用，综合作用将会减小 LNG 蒸发气体的危害范围，同时，对于 LNG 工艺区，也应当设计积液池，用于收集 LNG 泄漏后的液体，如果不设置积液池和围堰而任 LNG 蔓延，那么一方面会使得扩散源的尺寸增加，另一方面也会加快 LNG 的蒸发速率，那么综合效果将会增加 LNG 重气扩散的安全距离，扩大了危害范围。

为了说明积液池对 LNG 蒸汽云扩散的影响，本文对积液池影响下的扩散场景进行了分析，分别对有无积液池两种情形进行模拟，下面将一一说明。

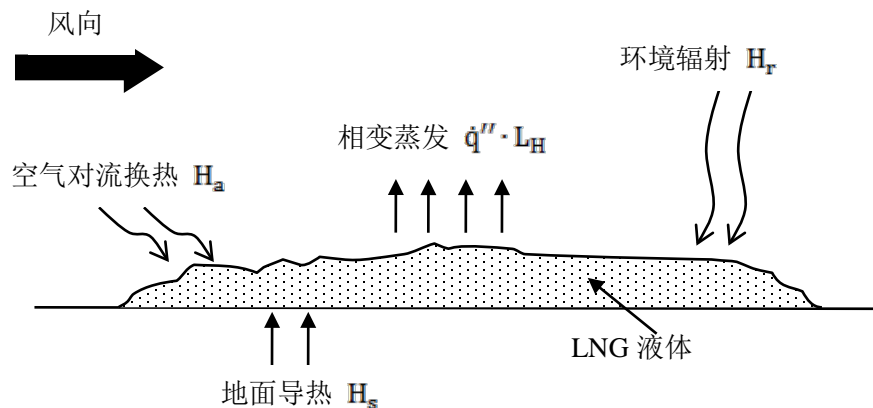


图 4-5 LNG 泄漏后的能量平衡分析^[173]

当 LNG 泄漏到地面后，会发生剧烈沸腾，与周围环境发生热交换，从图 4-5 可以看出，存在的主要热源有：（1）地面导热 H_s ；（2）空气对流换热 H_a ；（3）环境热辐射 H_r ，由此可以得出能量平衡，表达式如下：

$$H_s + H_a + H_r = \dot{q}'' \cdot L_H \quad (4-1)$$

式中， H_s 为地面导热（ W/m^2 ）， H_a 为空气对流换热（ W/m^2 ）， H_r 为环境辐射传热（ W/m^2 ）， \dot{q}'' 为LNG的蒸发速率（ $kg/(m^2 \cdot s)$ ）， L_H 为LNG的气化潜热（ J/kg ）。

根据傅里叶（Fourier）定律，地面热流密度 H_s （ W/m^2 ）可以定义如下：

$$H_s = -\lambda \frac{dT}{dz} \quad (4-2)$$

式中， λ 为导热系数（ $W/(m \cdot K)$ ）， T 为地面温度（ K ）， z 为厚度（ m ），同时结合瞬态传热方程，式 4-3， a 为热扩散率（Thermal Diffusivity, m^2/s ）， t 为时间（ s ）。

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \quad (4-3)$$

为了求解上述偏微分方程，可以将地面假设为半无限大平板，根据图 4-5，可知方程的初始条件以及边界条件如下：

$$t = 0, z \geq 0 \text{ 时, } T(z, t) = T_0$$

$$t \geq 0, z = 0 \text{ 时, } T(z, t) = T_1$$

$$t > 0, z \rightarrow \infty \text{ 时, } T(z, t) = T_0$$

其中， T_0 为导热初始温度，本文指地面初始温度， T_1 为外界温度，本文指 LNG 沸点温度（ $-161.7^\circ C$ ），根据上述条件，可以求解热流密度 H_s 随时间的变换关系为式 4-4。

$$H_s = \frac{\lambda(T_0 - T_1)}{\sqrt{a \cdot \pi \cdot t}} \quad (4-4)$$

空气对流换热，可以采用下式进行计算：

$$H_a = k_{Ha} \cdot (T_a - T) \quad (4-5)$$

其中， H_a 为对流换热热流密度（ $J/(m^2 \cdot s)$ ）， k_{Ha} 传热系数（ $J/(m^2 \cdot s \cdot K)$ ）， T_a 环境温度，求解传热系数 k_{Ha} 时，可以将地面近似为平板，湍流液体流经平板时，遵循下述关系式，

$$Nu = 0.037 \cdot Pr_a^{1/3} \cdot Re^{0.8} \quad (4-6)$$

其中, Nu 为湍流 Nusselt 数, Pr_a 空气 Prandtl 数, Re 为 Reynolds 数, 湍流 $Re > 5 \times 10^5$, 结合式 4-7 即可求解到达空气对流换热系数。

$$Nu = k_{Ha} \cdot (2r_p) / \lambda_a \quad (4-7)$$

其中, r_p 为液池半径 (m), λ_a 为空气热导率 (J/(m·K·s))。

辐射传热 H_r , 可以采用下式进行计算:

$$H_{rs} = (C_1 \sin \chi - C_2)(1 - 0.75 \cdot N^{3.4}) \quad (4-8)$$

$$H_r = ((1 - e) \cdot H_{rs} + C_3 T_a^6 - \sigma \cdot T_a^4 + C_4 \cdot N) / 1.12 \quad (4-9)$$

其中, H_{rs} 为太阳辐射 (Solar radiation), C_1 、 C_2 、 C_3 和 C_4 分别为系数, 其值依次为 $990 \text{ J}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、 $30 \text{ J}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、 $5.31 \times 10^{-13} \text{ J}/(\text{K}^6 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、 $60 \text{ J}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, N 为天空云层覆盖率, e 为物体反射率 (Albedo), 对于混凝土表面而言 $e=0.3$ 。综合上述求解关系式, 可以得到 LNG 泄漏之后的热平衡状况, 分别对无积液池和有积液池两种情形进行分析。

无积液池情形下的扩散

对于 LNG 液体泄漏, 只要泄漏速率恒定, 在没有积液池的情况下, 由于存在如式 4-1 所示的热平衡, 液池面积最终也会恒定不变,

$$H \cdot A = \dot{m}_{in} \cdot L_H \quad (4-10)$$

式中, H 为总传热量 (W/m^2), A 为 LNG 液体地面面积 (m^2), \dot{m}_{in} 为 LNG 液体泄漏速率 (kg/s), L_H 为 LNG 的气化潜热 (J/kg)。以某 LNG 加注站为例, 假设在加注 LNG 过程中, 加注枪连接不牢靠, 脱离储罐, 发生泄漏, 泄漏场景如下:

环境风速 $2 \text{ m}/\text{s}$;

环境温度 25°C ;

大气稳定度 F ;

泄漏速率 $\dot{m}_{in} = 1.425 \text{ kg}/\text{s}$ (即约 $0.19 \text{ m}^3/\text{min}$, 假设 LNG 密度为 $450 \text{ kg}/\text{m}^3$);

泄漏表面 混凝土地面,

常压下 LNG 气化潜热 $L_H = 509331.9 \text{ J}/\text{kg}$, 泄漏在混凝土表面上 (混凝土导热系数 $\lambda = 1.3 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$, 热扩散率 $a = 5.9 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$), 热流密度 H_s 随时间的变化关系, 如图 4-6 所示, 初始时, 热流密度较高, 随着时间增加, 热流密度逐渐降低, 但降低速率越来越慢, 为了简化计算, 取特征时间 $t=20 \text{ s}$, 在没有 LNG 积液池的情况下, 形成的 LNG 液池面积 $A=18.2 \text{ m}^2$, 当量半径为 2.4 m 。这一半径也可以通过 LNG 在混凝土表面的蒸发速率求出 (LNG 在混凝土地面蒸发速率 $\dot{q}''=0.08 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ^[174]), 当达到热平衡后, LNG 液体的泄漏速率应该与其蒸发速

率相同，即 $\dot{m}_{in} = \dot{q}'' \cdot A$ ，据此，也可以求出最终的LNG液池面积，即 $A=17.8m^2$ ，当量半径为 2.38m，由此可以看出，上述两种方法计算结果基本相同。

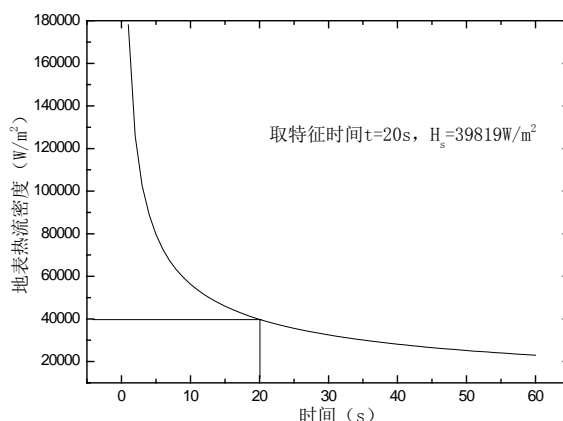
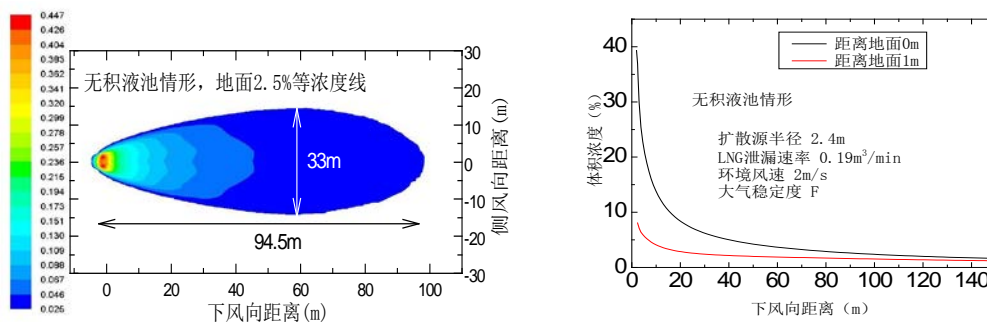


图 4-6 混凝土地表热流密度随时间的变化关系

当不存在LNG积液池时，以上述泄漏场景为例，当量半径 2.4m，LNG液体蒸发速率 $0.08kg/(m^2 \cdot s)$ ，假设环境风速 2m/s，大气稳定度F，环境温度 25℃，利用CFD模型进行求解，可以计算得出体积浓度为 2.5%的等浓度面，以及体积浓度随下风向扩散距离的关系，如图 4-7 所示。

在没有积液池的情形下，LNG蒸汽扩散至体积浓度为 2.5%的下风向距离为 94.5m，侧风向距离为 33m，等浓度面（2.5%）的覆盖面积约为 1099m²。



左图：地面 2.5%等浓度面； 右图：体积浓度随下风向中心线距离的关系
图 4-7 无积液池情形下的 LNG 蒸汽云扩散情况

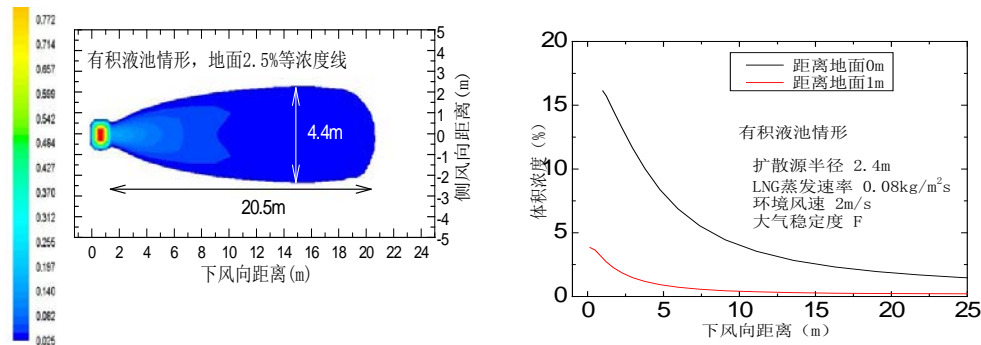
有积液池情形下的扩散

仍然以上述泄漏场景为例，当存在积液池时，LNG 扩散情形将会大不相同，积液池在 LNG 泄漏扩散过程中，主要起到以下作用：

- (1) 积液池对 LNG 液体有收集作用，如果不存在积液池，LNG 液体将会向四周蔓延，增大与地表接触面积，LNG 蒸发速率相对较快；
- (2) 积液池对其内部的LNG液体蒸发具有抑制作用，由于积液池限制了液体向四周蔓延，那么LNG液体与积液池的接触面积有限，同时积液池壁面

- 通过导热给LNG供热，热流密度随时间增加而降低，那么LNG液体在积液池内部的蒸发速率开始时较高，并逐渐降低，最后恒定不变，但是由于积液池的限制作用，以及池内LNG蒸发气体的重气效应，云团将覆盖在液体表面，更加不利于LNG液体的蒸发，所以蒸发速率即使恒定不变，其值也会小于无积液池时稳态蒸发速率(混凝土表面约为 $0.08\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$)；
- (3) 如果 LNG 的泄漏速率大于 LNG 的蒸发速率，那么液体最终将会装满积液池，但是积液池一方面收集了 LNG 液体，另一方面也降低了 LNG 蒸发速率，即使 LNG 最终会装满积液池，也为关闭泄漏源和采取相应的防护措施，赢得了时间。

对于上述泄漏场景，假设泄漏的LNG液体全部流入积液池内，积液池长度和宽度均为 1m，高度为 0.5m，当LNG以一定的速率 $0.19\text{m}^3/\text{min}$ 流入积液池时，LNG液面高度将随着时间的增加逐渐升高，直至装满溢出，本文主要对LNG蒸汽扩散进行研究，不对LNG充装积液池的过程进行研究。



左图：地面 2.5%等浓度面； 右图：体积浓度随下风向中心线距离的关系
图 4-8 有积液池情形下的 LNG 蒸汽云扩散情况

取蒸发速率 $0.08\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ (实际的蒸发速率要小于该值)，采用CFD模型对积液池存在下的重气扩散场景进行模拟，计算结果如图 4-8 所示，在有积液池的情况下，下风向扩散距离为 20.5m，侧风向扩散距离为 4.4m，体积浓度为 2.5%的等浓度面覆盖面积约为 57m^2 ，对比无积液池扩散情形，积液池的存在可以大大减小LNG重气扩散的安全距离以及覆盖面积，以上述计算场景为例，积液池可以将下风向安全距离缩小至无积液扩散场景的 0.2 倍，侧风向距离缩小至 0.13 倍，2.5%的等浓度面覆盖面积缩小至 0.05 倍，积液池对减小LNG蒸汽扩散区域十分有效。

综上所述，LNG 积液池的设计对 LNG 重气扩散影响较大，所以在实际 LNG 工业中，在设计积液池时，在保证积液池容积的同时，可以增加积液池的深度，以减小积液池的截面面积，同时积液池还可以有效控制 LNG 蒸发速率，从而可以大大降低重气扩散的安全距离和影响区域，同时也为工作人员争取足够的时间，关闭泄漏源，降低危害范围。

4.3 喷射水幕对 LNG 蒸汽云扩散的影响

对于LNG储罐区和工艺区的泄漏，围堰和积液池均可以有效的进行收集，并减小危害范围，所以在LNG场站的操作区，如液化工艺区、气化区以及LNG充装区域，一旦发生LNG泄漏，可以设计积液池进行收集液体，限制气体扩散。同时，为了更加有效的控制重气扩散的安全距离，可以在泄漏源或者积液池附近设置喷射水幕（Water Spray Curtain）^[175-181]，对扩散气体进行阻挡，能够很大程度上限制LNG蒸汽云扩散，可以减小泄漏事故的危害，并且水幕技术相对比较经济，实现比较容易，使用比较方便，被认为是处理LNG泄漏最经济、最有效和最具前景的应用技术。

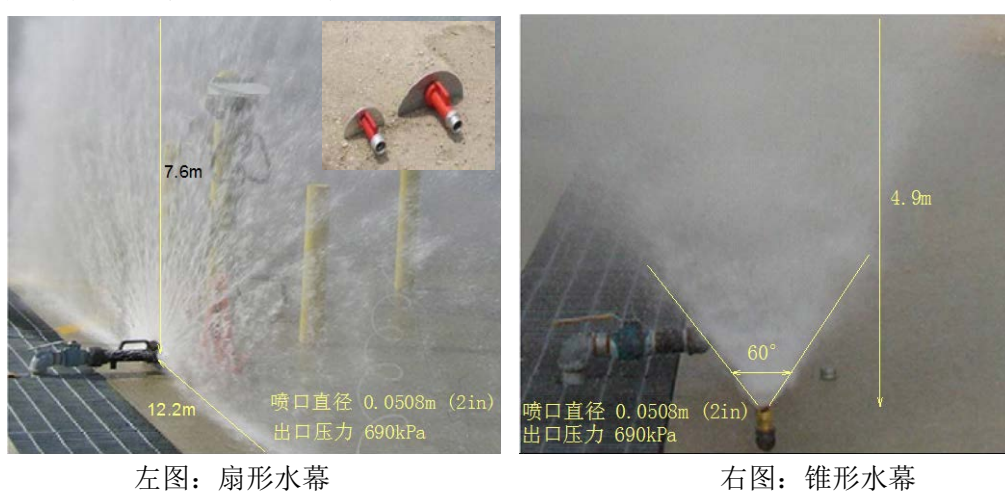


图 4-9 扇形水幕（Fan spray curtain）和锥形水幕（Cone spray curtain）示意图

在消防系统中，经常会用到两种喷射水幕，扇形水幕（也称为平板喷射水幕，Flat Fan Spray Water Curtain）和锥形水幕（Cone Spray water curtain）^[182, 183]。对于扇形喷射水幕的形成，工业中经常采用如图 4-9 左图所示的装置^[184]，将高压水柱喷射到金属挡板上，水柱沿挡板上行，呈扇形或者半圆形展开，一般扇形水幕为可移动式水幕。锥形水幕，如图 4-9 右图，喷头由下向上直接喷出，一般情况下需要数个喷头并排一起工作。当LNG发生泄漏时，水幕就近近似于一扇墙壁，一方面对风速分布有影响，会在水幕前后均形成涡旋，另一方面，由于水幕并非致密的墙壁，高压水通过喷头喷射出来，形成细小雾状液滴，直径约为 0.58~1.45mm。目前对水幕与LNG重气云团之间的作用机理尚不明确，但是一般认为水幕主要通过以下 4 种作用机制来控制和降低LNG重气云团的体积浓度：

- 水幕通过机械作用向重气云团传递动量，并在云团周围形成一层壁垒，阻碍云团的继续扩散，这是水幕的主要功能；
- 水幕通过夹带空气而稀释了蒸发气体的浓度；
- 可以强化环境与低温重气云团之间的换热；
- 水幕中的小水滴对 LNG 蒸发气体有吸收作用，但是这种作用相对较小。

尽管水幕对 LNG 蒸汽云团的作用机理不明确，但是可以肯定的是水幕的主要作用是作为障碍物布置在扩散下风向侧，阻碍 LNG 蒸汽云扩散，水幕仍然是紧急处理 LNG 泄漏与减小危害范围的最佳方法。

水幕的大小与流量有关，而流量与压力有关，压力也会影响水幕中液滴直径的大小，表达式如下：

$$q = k\sqrt{P} \tag{4-11}$$

$$\frac{D_2}{D_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{-0.3} \tag{4-12}$$

式中， q 为流量 (m^3/min)， P 为压力 (kPa)， k 为系数，与管径大小有关， D_1 和 D_2 分别对应压力 P_1 和 P_2 时的液滴直径 (Sauter Mean Diameter, SMD)，以直径 0.0508m (2in) 的管道为例，流量和水滴直径随压力的变化关系，如图 4-10 所示。

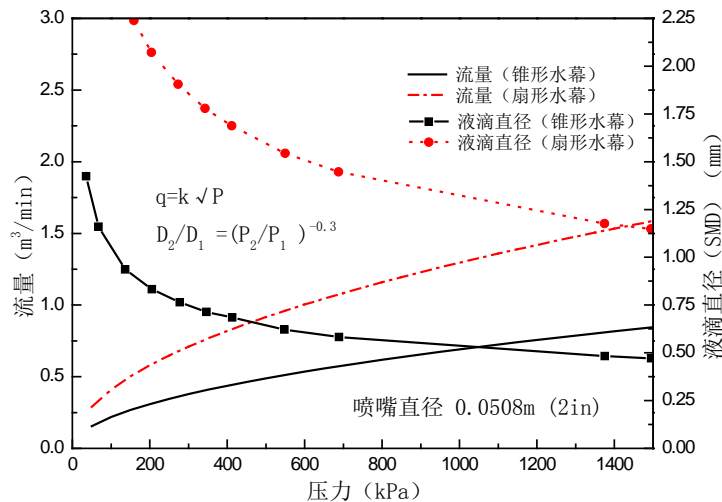


图 4-10 流量与液滴直径随压力的变化关系^[182, 183]

表 4-2 锥形水幕与扇形水幕相同压力、相同管道孔径下对比

	喷嘴压力(kPa)	流量 (m^3/min)	液滴直径(mm)	水幕尺寸
锥形水幕	690	0.57	0.58	高度 4.9m, 喷射角度 60°
扇形水幕	690	1.08	1.45	高度 7.6m, 宽度 24.2m

表 4-2 显示了两种水幕在同样的压力、相同的管道直径条件下，水幕的流量、液滴直径以及水幕尺寸的对比，可以看出锥形水幕较扇形水幕流量少、液滴直径小，并且水幕高度小。约 2 个锥形水幕的流量等于一个扇形水幕的流量，为了将两种水幕对 LNG 蒸汽云扩散的阻挡效果进行对比，可以将两个同时作用的锥形水幕近似看作矩形水幕，处理方法如图 4-11 所示，相邻锥形水幕的重叠区域为自身尺寸的一半。

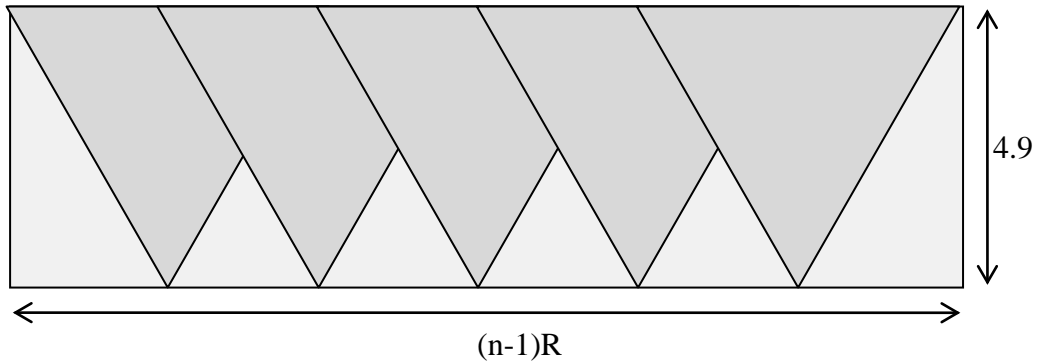


图 4-11 圆锥水幕与矩形水幕近似（ n 为喷头数目， R 为圆锥底部半径）

水幕作为障碍物能够对LNG泄漏后的重气扩散产生阻碍作用，在采用CFD模型对水幕存在下的重气扩散场景进行模拟时，可以将水幕当作多孔介质（Porous Media），由于水幕沿径向或者竖直高度上的孔隙率（Void Fraction）不同，那么当扩散气体穿过水幕时，阻力系数因为孔隙率的不同而不同。当气体穿过水幕时，主要受到两种阻力，即粘性阻力（Viscous Resistance）与惯性阻力（Inertial Resistance）^[185]，在CFD模拟气体穿透水幕时，需要对粘性阻力系数与惯性阻力系数进行求解。本文采用Ergun方程^[186]对上述两个阻力系数进行求解，表达式如下。

$$C_1 = \frac{1.5(1-\epsilon)^2}{D_p^2 \epsilon^3} \quad (4-13)$$

$$C_2 = \frac{3.5(1-\epsilon)}{D_p \epsilon^3} \quad (4-14)$$

其中， C_1 、 C_2 分别为粘性阻力系数和惯性阻力系数， ϵ 为孔隙率， D_p 平均水滴直径。水幕的孔隙率沿半径方向不是均匀的，本文在处理孔隙率 ϵ 的时候，做了3点假设：

- （1）假设扇形水幕中心点处和锥形水幕的底部，孔隙率为0，即假设水幕的喷射中心附近为致密的结构，阻力系数无穷大，无气体穿过水幕；
- （2）假设在扇形水幕边缘处和锥形水幕顶部，孔隙率为1，即阻力系数为0；
- （3）假设水幕的孔隙率沿径向（扇形水幕）或者竖直高度（锥形水幕）呈线性关系。

基于上述3个假设，可以对阻力系数进行计算，对于半径为表4-2所示的水幕，其阻力系数如图，距离喷射中心越远，阻力系数越来越小。

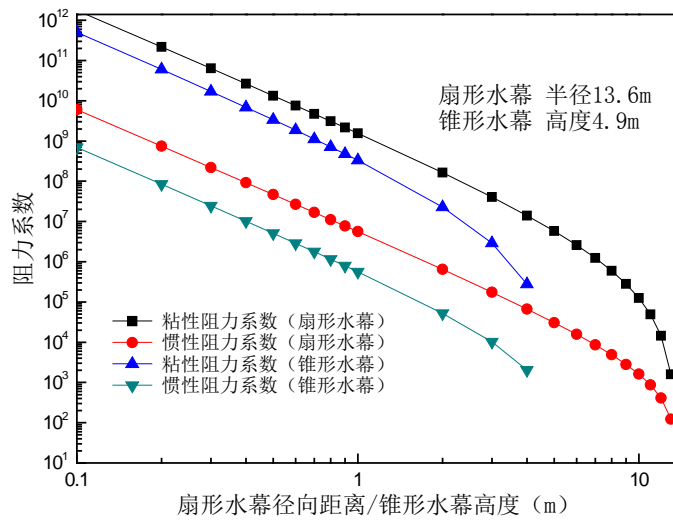


图 4-12 阻力系数随距离的变化关系

本文假设在积液池附近设有水幕，一旦发生 LNG 泄漏，水幕就会喷射生成，假设积液池为正方形，长度为 2m，泄漏场景设计如下：

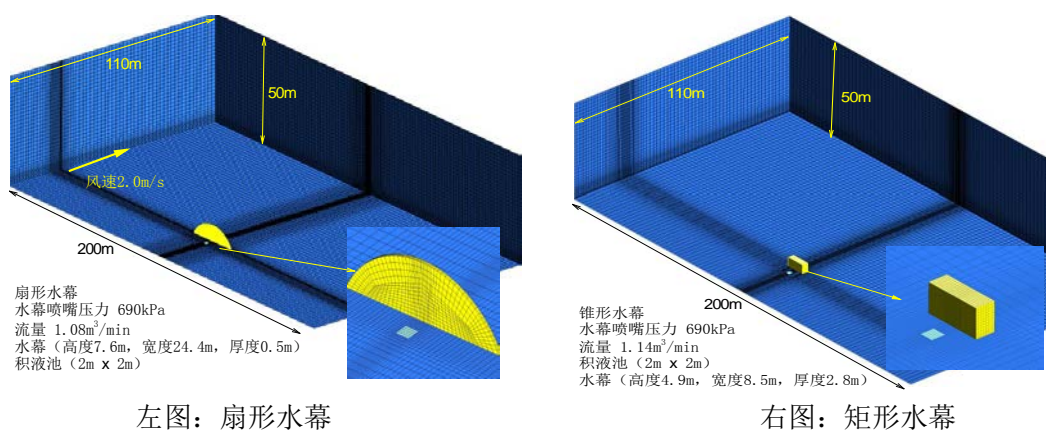
环境风速 2m/s；

环境温度 25℃；

大气稳定度 F；

蒸发速率 $\dot{q}'' = 0.12\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

对相同压力，相同流量下的扇形水幕与矩形水幕进行对比，根据表 4-2 中两种水幕的压力和流量，在相同的压力下，两个锥形水幕的流量与一个扇形水幕的流量近似相等，两个锥形水幕同时作用时，可以近似看作一个矩形水幕，重合一半区域。对于上述泄漏场景下的扩散情形，分别采用扇形水幕和矩形水幕进行阻隔气体，本文对两种不同的水幕进行 CFD 模型计算，计算域和网格划分如图 4-13 所示，计算域的下风向尺寸为 110m，侧风向尺寸为 200m（假设侧风向上风速梯度、温度梯度以及浓度梯度等均为 0，所以需要侧风向上的尺寸进行加宽），竖直方向高度为 50m。其中，扇形水幕并不是规则的半圆形，高度 7.6m，宽度 24.4m，以泄漏源下风向边界为零点，与水幕间距为 2m，水幕厚度为 0.5m，距离风速入口 27m。由于计算域为对称区域，所以为了节省计算资源，缩短计算时间，在求解时，仅对计算区域的一半进行计算。为了更为细致的观察水幕附近的气体扩散情况，在划分网格时，一方面对扇形水幕采取 O 形网格设计，以提高网格质量；另一方面，对水幕附近区域进行网格加密处理，同时，对于近地面处，由于存在大气边界层，也采取了网格加密处理，如图 4-13 左图所示。计算域内网格总数为 211780，其中最小网格体积为 0.0226m^3 （水幕附近区域），最大网格体积为 6.29m^3 （靠近边界处）。矩形水幕宽度为 5.66m，厚度为 2.83m，高度为 4.9m，距离积液池 2m，网格总数 233177。



左图：扇形水幕

右图：矩形水幕

图 4-13 计算域和网格划分

根据 CFD 模型计算的一般步骤，在做瞬态计算之前，首先应当关闭泄漏源，求解稳态的速度场，计算结果如图 4-14 所示，在水幕的前后均有涡旋生成，水幕的上风向侧底部，有一个尺寸较小的涡旋，在水幕的下风向侧，可以很清晰的观察到，无论在竖直方向上还是水平方向上，均有涡旋生成，并且尺寸较大，竖直方向上的涡旋会将穿过水幕后的气体向上卷吸，而水平方向上的两侧涡旋，能够将穿过水幕的气体向中心线处收拢，对 LNG 蒸汽云团扩散产生较大影响，将在后文中详细介绍。

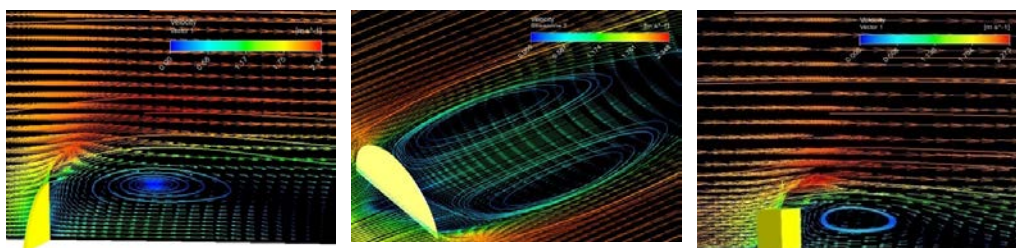


图 4-14 水幕速度场分布

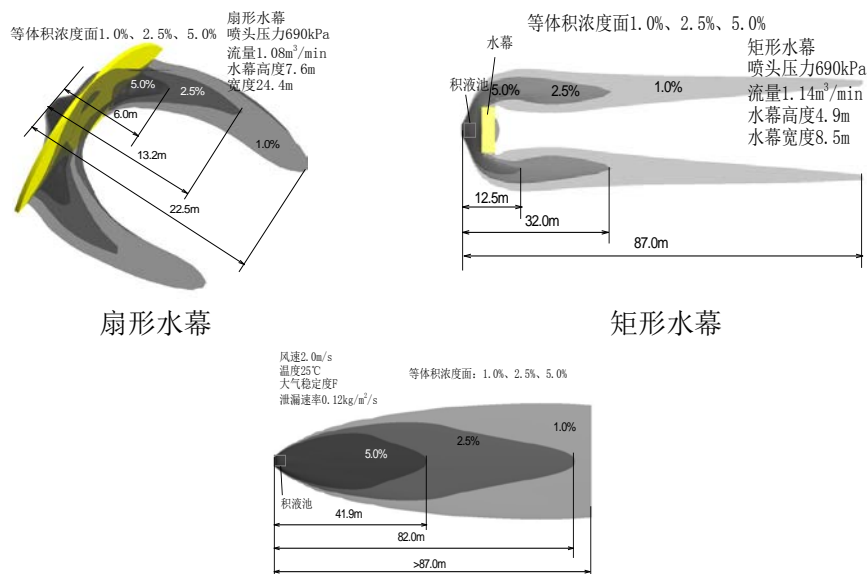


图 4-15 等体积浓度面对应的下风向距离

分别将扇形水幕、矩形水幕和无水幕三种情形，进行对比，如图 4-15，在相同的泄漏条件和大气条件下，扇形水幕和矩形水幕条件下，LNG 蒸汽云扩散的安全距离分别为 13.2m 和 32.0m，与无水幕条件下的气体扩散距离相比，扇形水幕将安全距离减小了 83.9%，矩形水幕将安全距离减小了 61.0%，就体积浓度 2.5% 的影响范围而言，扇形水幕将影响范围减小了 78.4%，而矩形水幕减小了 67.4%，因此可以得出结论，在相同压力、相同流量条件下，扇形水幕对 LNG 扩散气体的阻挡效果比矩形水幕的效果优良。

分别将扇形水幕和矩形水幕地面处和中心面处的浓度轮廓，显示在图 4-16，水幕是由底部中心点处喷射而出，并假设中心点处孔隙率为 0，所以中心点处附近区域无扩散气体穿过，水幕顶端和水幕边缘处，孔隙率较大，相比中心点附近区域，气体穿透较多。对于矩形水幕，由于水幕底部孔隙率假设为 0，阻力系数为无穷大，所以水幕底部并无扩散气体穿过。

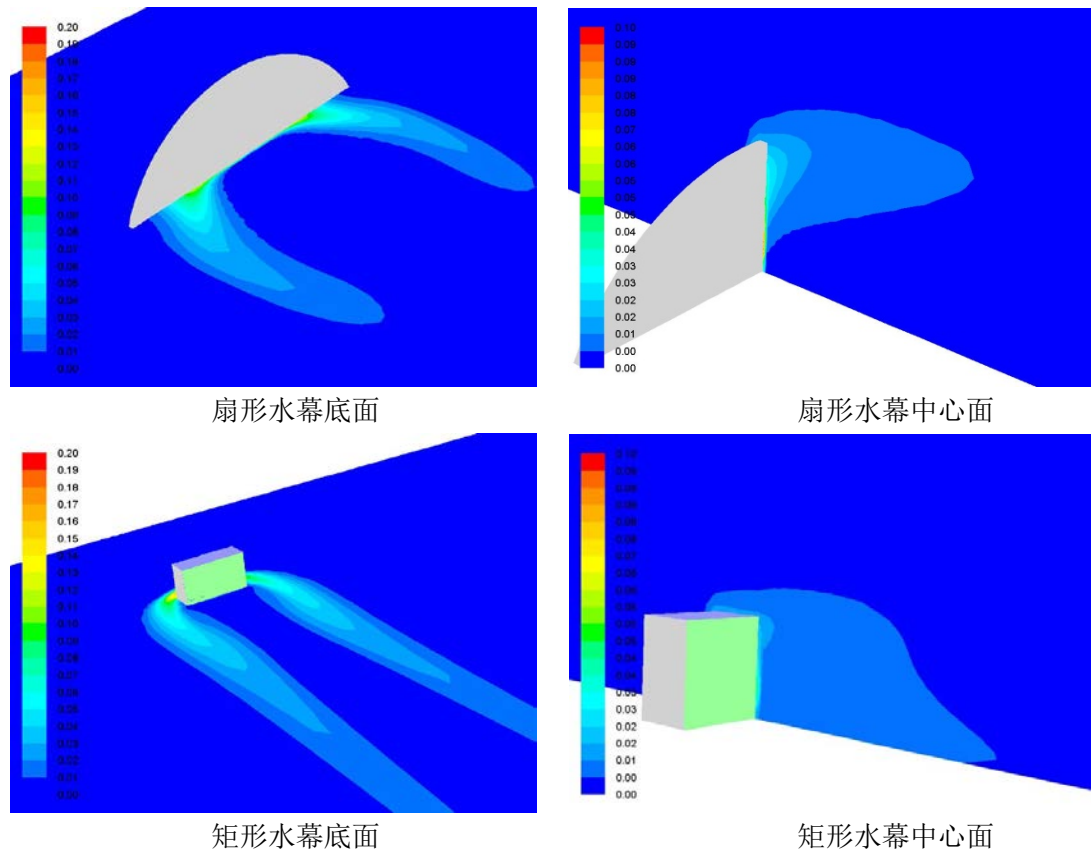


图 4-16 扩散气体穿过水幕浓度轮廓图

由于水幕结构不同，LNG 蒸发气体穿过水幕前后的影响效果也不同，图 4-17 显示了不同水幕上、下风向面上的等浓度轮廓图，靠近水幕中心点附近阻力系数较大，扩散气体穿透比较困难在水幕喷射中心位置无扩散气体通过，有一个体积浓度近似为 0 的圆形区域。由于水幕是由底部中心点喷射而出，又因为 LNG 的低温重气效应，高浓度的扩散气体主要集中在靠近地面处，同时，靠近水幕

中心点附近阻力系数较大，扩散气体穿透比较困难，所以中心点处附近的体积浓度较小，随着远离中心点，扩散气体穿过水幕相对比较容易。扇形水幕上、下风向面上的平均浓度分别为 6.68% 和 4.11%，矩形水幕上、下风向面上的平均浓度分别为平均体积 6.10% 和 2.05%，由此可以看出，矩形水幕由于厚度较大，所以穿透阻力较大，水幕前、后面的浓度差异较大，会有一部分气体滞留水幕中。

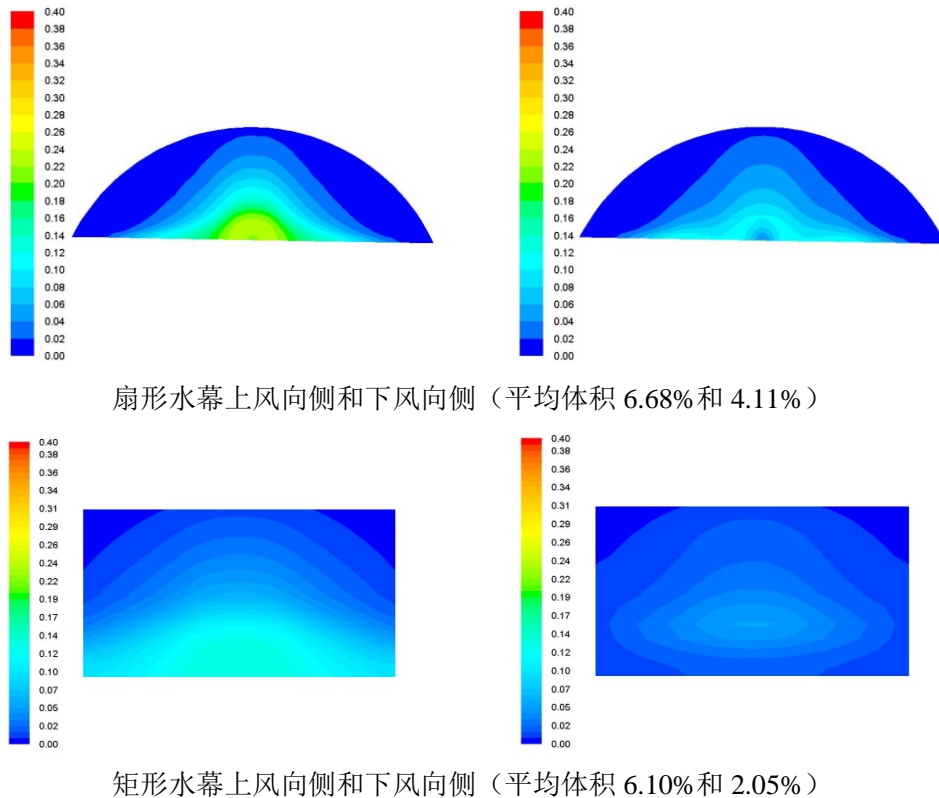


图 4-17 扩散气体穿过水幕前后的浓度轮廓图

在获得稳态速度场之后，以其为初始条件，打开泄漏源，开始做瞬态计算。扩散云团与时间的依赖关系显示在图 4-18，图中所示为体积浓度 2.5% 的等浓度面，在等浓度面上显示的不同颜色表示为速度大小，颜色偏蓝色说明该处速度较小，颜色偏红，说明该处的速度值较大，通过这种方式也可以初步说明水幕影响下的速度场对 LNG 蒸汽云的影响。该瞬态模拟，假设 $t=0$ 时，扩散开始，并保持 LNG 蒸汽扩散速率恒定 ($0.12\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$)，图 4-18 所示的瞬态模拟计算结果，可以看到，大约 $t=20\text{s}$ 时，扩散气体已经到达水幕位置，并开始穿越水幕，由于 LNG 扩散气体的重气效应，侧风向尺寸较大，而竖直高度较小，同时，水幕的阻力系数沿径向变化，距离中心点越远，阻力系数越小，所以扩散气体在穿透水幕时，先从水幕的边缘处开始，然后从顶部开始，并逐渐向水幕的喷射中心点处靠拢，随着时间的延长，大约 $t=50\text{s}$ 时，水幕场景下的扩散到达稳态，

并保持云团尺寸不变（该处云团尺寸指体积浓度为 2.5% 的等浓度面），下风向扩散距离 13.2m，侧风向扩散距离 20.0m。

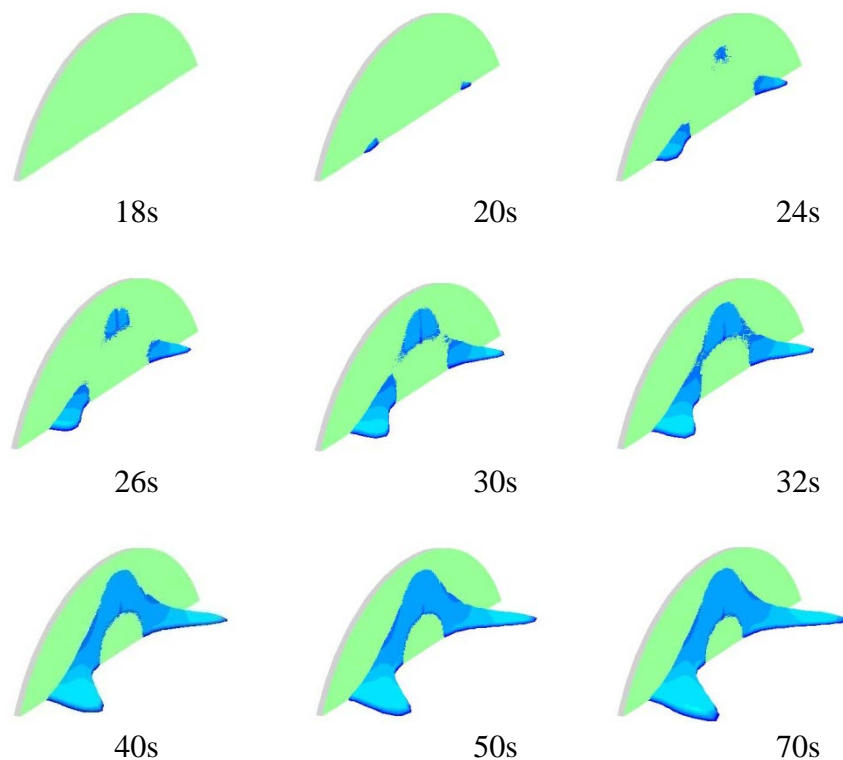


图 4-18 LNG 蒸发气体穿过水幕瞬态模拟

本文接着对水幕的参数做了研究，其中包括喷水量对扩散气体的阻碍效果、水幕和扩散源之间的间隔，这二者是影响水幕阻挡效果的主要因素。图 4-19 和图 4-20 分别显示了不同水流量下，水幕对气体扩散的影响，在相同的大气条件下，水流量越大，那么形成的水幕尺寸也就越大。扇形水幕流量为 $0.76\text{m}^3/\text{min}$ 时，水幕高度为 3.8m，宽度 15.2m，水幕的下风向扩散距离为 19.3m（体积浓度 2.5% 最远扩散距离），并且还可以观察到，扩散气体已经漫过水幕上方。增加水幕流量，当水幕高度为 11.4m，宽度 45.6m 时，LNG 蒸发气体下风向扩散的安全距离为 8.3m，此时水幕的喷水流量为 $1.32\text{m}^3/\text{min}$ ，压力为 1035kPa。与图 4-20 所示的矩形水幕相比，即使设置了 4 个喷头，水流量为 $2.28\text{m}^3/\text{min}$ ，但是对蒸汽云的阻挡效果依然不如水流量较小的扇形水幕。

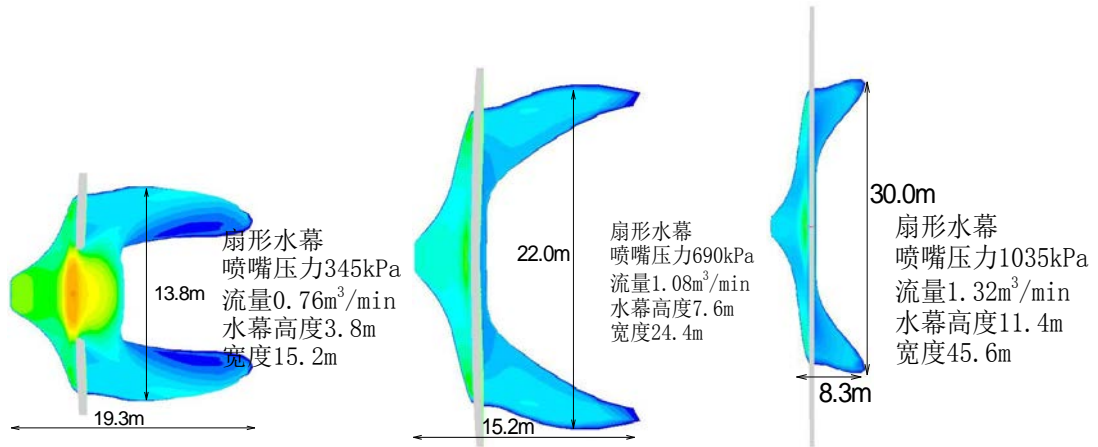


图 4-19 喷水量对扇形水幕的影响

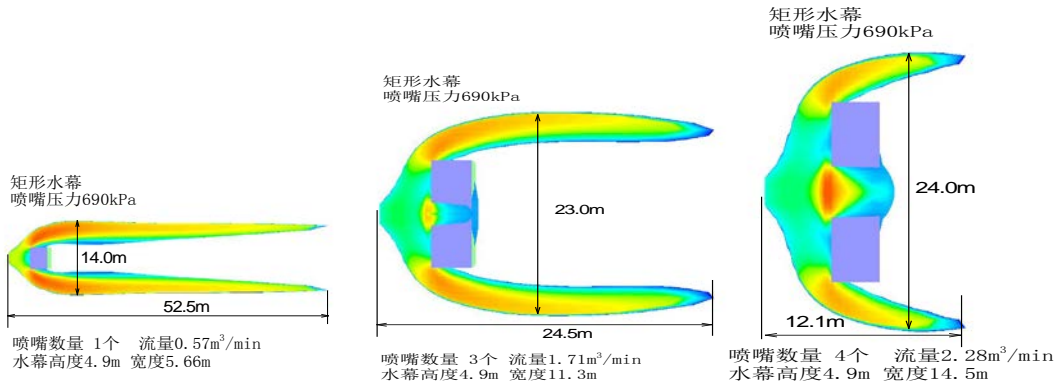


图 4-20 喷水量对矩形水幕的影响

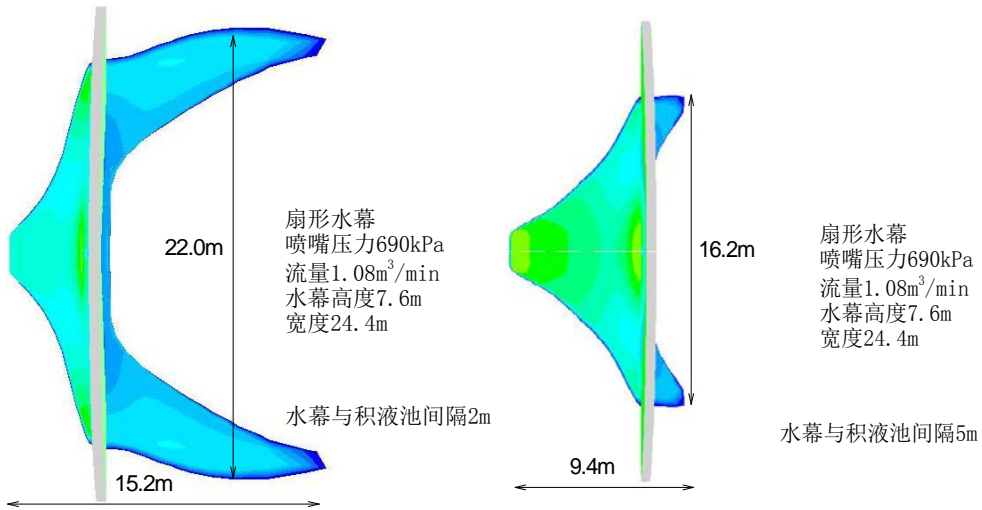


图 4-21 间隔距离对气体扩散的影响

水幕与扩散源之间的距离也会影响扩散范围，图 4-21 显示了间隔距离分别为 2m 和 5m 条件下气体扩散的情况，从模拟结果可以看出，并不是水幕距离扩散源越近，水幕的阻碍效果越好，当间隔距离为 2m 时，蒸汽云侧风向扩散距离为 22m，下风向扩散距离为 15.2m，当水幕与扩散源间隔距离为 5m 时，下风

向与侧风向的扩散距离分别为 9.4m 与 16.2m，距离增加了 3m，而安全距离缩小了 38.12%。这主要是因为，扩散气体在扩散源与水幕之间已经被大气湍流稀释，间隔越大，则扩散气体浓度降低程度越大，间隔 2m 的水幕上风向表面平均体积浓度为 6.68%，而间隔 5m 的水幕表面平均体积浓度为 2.86%。

4.4 储罐防火间距分析

通过本文 3.7 节 CFD 模型应用于火灾热辐射的研究，可以看出，CFD 模型能够充分体现出大池火燃烧时的特性，包括：不完全燃烧、热辐射特性和风速对热辐射强度的影响，所以可以考虑利用 CFD 模型作为工具，研究不同场景下的火灾热辐射情况。在本节中，本文主要对 NFPA 59A 关于储罐区防火间距的要求进行讨论，一般对于混凝土储罐外壁而言，允许接受的最高热辐射强度为 30kW/m^2 ，NFPA 59A 根据储罐容积不同，而设定了不同的防火间距，见表 4-3，一般情况下，随着储罐容积的增加，防火间距越来越大。

表 4-3 储罐到建筑物的间距以及储罐间距^[21]

储罐水容量		最小距离			
		从拦蓄区或储罐排水系统边缘到建筑红线		储罐间距	
gal	m ³	ft	m	ft	m
<125	<0.5	0	0	0	0
125-500	≥0.5-1.9	10	3	3	1
501-2,000	≥1.9-7.6	15	4.6	5	1.5
2,001-18,000	≥7.6-63	25	7.6	5	1.5
18,001-30,000	≥63-114	50	15	5	1.5
30,001-70,000	≥114-265	75	23		
>70,000	>265	0.7 倍罐径，但不小于 100ft(30m)		相邻储罐直径之和的 0.25 倍，至少 15ft (1.5m)	

本文以某 LNG 卫星站为例，该场站共有两个储罐，每个储罐容积均为 2000m^3 ，储罐直径为 14m，高度 13m，两个储罐置于同一个围堰内部，储罐间距为 28m，围堰长度为 56m，宽度 28m，高度 3m，围堰容积为储罐容积的 110%，分别定义两个储罐为 1 号储罐和 2 号储罐，其中 1 号储罐位于上风向侧。对于 LNG 场站不同区域的火灾情形，储罐顶部发生火灾危害最为严重，危害范围也最大，本文就该场景下的 LNG 火灾情形进行了模拟，即两个储罐中的一个发生灌顶火灾，研究另一个储罐壁面上的热辐射情况。本文假设 1 号储罐顶部发生火灾，研究对相邻 2 号储罐的辐射危害。

对于上述场景下的火灾，计算域几何与网格设计如图 4-22 所示，计算域长宽均为 400m，高度为 200m，整个计算域网格数目为 373962，网格最小正交程度 (Minimum Orthogonal Quality) 为 0.705，最大长宽比 (Maximum Aspect Ratio)

为 18.73，满足 CFD 模型对网格质量的要求，由于火焰跳动的不规则性，本文在计算池火热辐射时，与模拟 Montoir 系列实验类似，并没有采用计算域对称处理，而是对整个计算域进行计算，假设 1 号储罐发生灌顶火灾，场景设计如下：

- 风速 2m/s;
- 池火燃烧速率 $0.12\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$
- 环境温度 25°C ;
- 储罐外壁与地面均为混凝土表面。

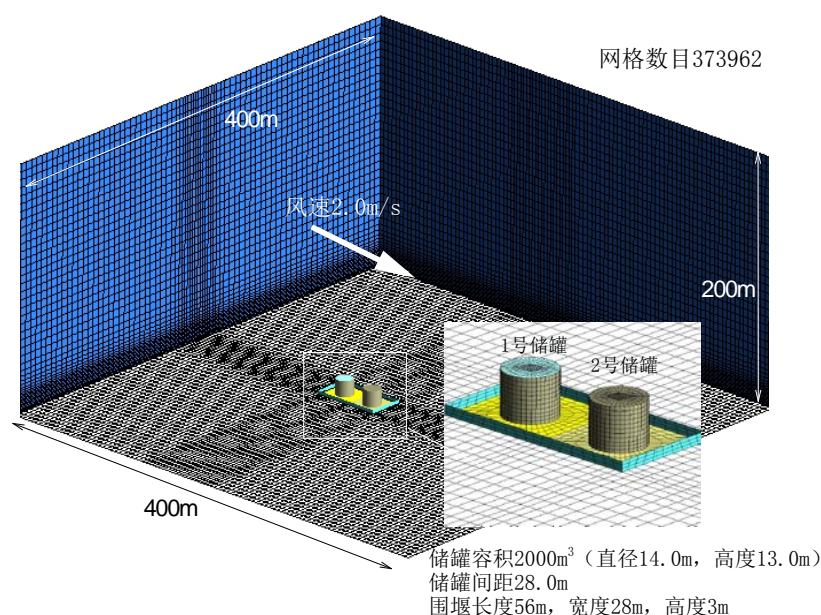
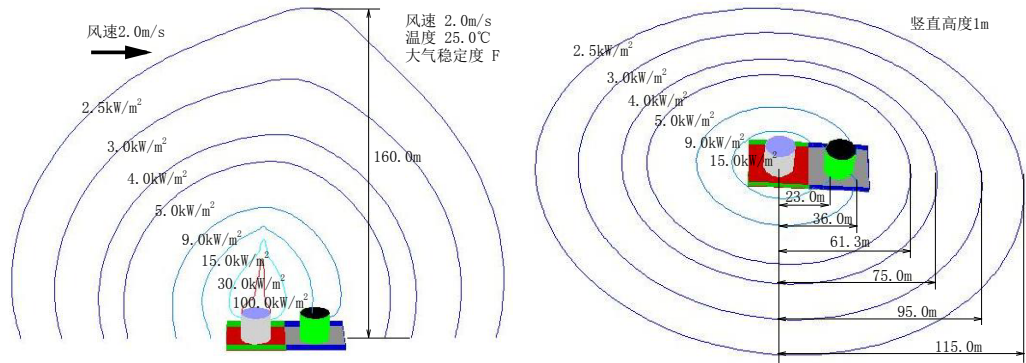


图 4-22 计算域设计与网格划分

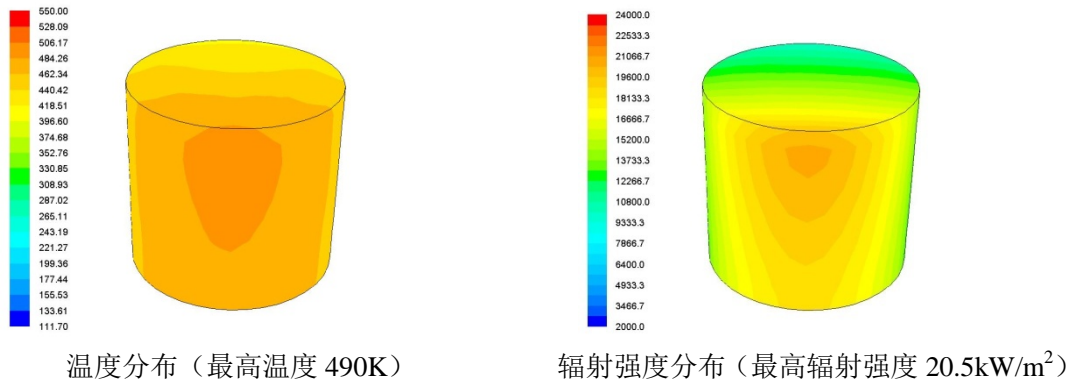
对上述场景进行瞬态模拟，计算时间大约经过 15s，罐顶池火热辐射达到稳态情形，研究 2 号储罐外壁的热辐射强度，是否符合 NFPA 59A 的规定。图 4-23 显示了稳态燃烧时，计算域中心面上等辐射强度线的分布情况，1 号储罐顶部发生池火灾，辐射强度越靠近火焰，表面辐射强度越来越大，图中分别列出了 $2.5\text{ kW}/\text{m}^2$ 、 $3.0\text{ kW}/\text{m}^2$ 、 $4.0\text{ kW}/\text{m}^2$ 、 $5.0\text{ kW}/\text{m}^2$ 、 $9.0\text{ kW}/\text{m}^2$ 、 $15.0\text{ kW}/\text{m}^2$ 等对应的辐射距离，依次为：115.0m、95.0m、75.0m、61.3m、36.0m、23.0m 等，从竖直面上的等辐射强度轮廓线可以看出，在风速 2m/s 的作用下，火焰略微向下风向偏斜，并且等辐射强度线对应的竖直距离比水平距离远， $2.5\text{ kW}/\text{m}^2$ 对应的竖直高度为 160m，比水平辐射距离增加了 39.13%，从水平方向上的等辐射强度轮廓线分布可以看出，1 号储罐与 2 号储罐间距 28m，到达 2 号储罐表面的热辐射强度约为 $20.0\text{ kW}/\text{m}^2$ ，小于 $30\text{ kW}/\text{m}^2$ ，满足 NFPA 59A 对储罐防火间距的要求。



竖直面等辐射强度轮廓线

水平面等辐射强度轮廓线（竖直高度 $z=1$ ）

图 4-23 竖直面与水平面上等辐射强度线分布



温度分布（最高温度 490K）

辐射强度分布（最高辐射强度 20.5kW/m^2 ）

图 4-24 2 号储罐外壁温度分布和辐射强度分布

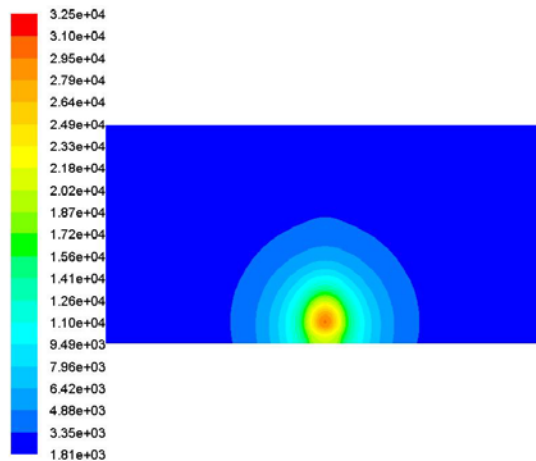


图 4.25 距离 1 号储罐下风向 7m 竖面上辐射强度分布（最高辐射强度为 29.5 kW/m^2 ）

分别将 2 号储罐外壁和顶部的温度和辐射强度轮廓显示在图 4-24 中，从图中可以看出，2 号储罐外壁的最高温度和最高辐射强度均出现在储罐的中上部位，最高温度约为 490K（216.85℃），最高辐射强度约为 20.5kW/m^2 ，完全满足 NFPA 59A（2009 版）对储罐外壁热辐射强度的要求。即使当储罐间距缩小至 7m，即相邻储罐直径之和的 0.25 倍，通过对距离 1 号储罐下风向 7 处的竖

直平面，进行辐射强度分析，如图 4-25 所示，最大辐射强度约为 29.6kW/m^2 ，几乎达到临界值 30kW/m^2 ，所以为了安全起见，适当增加储罐间距，以保证充分满足热辐射强度要求。

4.5 本章小结

本章重点对 LNG 泄漏事故后果减缓措施进行了研究，通过第三章对 CFD 模型的研究和验证，该模型能够处理复杂地形下的泄漏场景，所以本章考虑了利用 CFD 模型研究 LNG 泄漏事故的减缓措施，主要包括：围堰（积液池）和喷射水幕，对 LNG 蒸汽云扩散安全距离距离减缓的影响，以及利用 CFD 模型对防火间距进行了分析，得出了如下结论。

CFD 模型对 LNG 蒸汽云扩散危害的减缓措施进行了研究，即围堰（积液池）和喷射水幕分别对重气扩散的影响，二者对重气扩散的影响可以总结如下：

- (1) 围堰和积液池的存在增加了下风向上的湍流强度，延长了重气扩散特定浓度稳态到达的时间，可以降低下风向上的扩散距离，同时由于围堰改变了风速场分布，在围堰内部将会形成涡旋，那么围堰内 LNG 蒸汽就会在涡旋的作用下逆风向移动；
- (2) LNG 工艺区和操作区设计积液池，用于收集 LNG 泄漏后的液体，否则一方面会使得泄漏液体四处蔓延，扩散源尺寸增加；另一方面也会加快 LNG 的蒸发速率，那么综合效果将会增加 LNG 蒸汽云扩散的安全距离，扩大了危害范围；
- (3) 围堰和积液池会影响 LNG 的蒸发速率，由于围堰和积液池限制了 LNG 液体向四周蔓延，因而也就控制了 LNG 液体与壁面的接触面积，随着壁面热流密度随时间增加而降低，那么 LNG 的蒸发速率会越来越小，所以在设计围堰时，保证围堰容积的同时，可以适当缩小围堰的横截面积，而增加围堰的深度，可以很大程度上降低 LNG 蒸汽云扩散的安全距离与影响范围，即使积液池最终会被装满，那么也为关闭泄漏源、采取相应的减缓措施争取了大量时间；
- (4) 水幕的存在，一方面由于其自身的多孔效应，会增加扩散气体的穿透阻力，将扩散气体主要聚集在扩散源与水幕之间，另一方面，水幕也会对下风向的风速场分布产生影响，在下风向水平面与竖直面均会产生涡旋，使得扩散气体向涡旋中心收拢，通过对比相同压力、相同流量下，扇形水幕和矩形水幕对 LNG 蒸汽云扩散的阻挡效果的对比，扇形水幕将安全距离减小了 83.9%，矩形水幕将安全距离减小了 61.0%，就体积浓度 2.5% 的影响范围而言，扇形水幕将影响范围减小了 78.4%，而矩形水幕减小了 67.4%，扇形水幕对 LNG 扩散气体的阻挡效果比矩形水幕的效果优良；
- (5) LNG 场站在设计水幕时，应当考虑的因素包括：水流量和水幕与扩散源的间距等因素，一般情况下，为了降低危害范围，增加水流量，能够使

得水幕高度和宽度增加，减小 LNG 蒸汽云扩散的危害范围；适当增加水幕与扩散源的间距，可以减小扩散气体的危害范围；

本章最后利用 CFD 热辐射模型对标准 NFPA 59A 中的储罐防火间距做了分析，当储罐顶部发生池火时，如果相邻储罐满足 NFPA 59A 的规定，即储罐间距应为相邻两个储罐直径之和的 0.25 倍，那么热辐射强度刚好满足标准对热辐射对安全距离的要求，当相邻储罐间距为相邻储罐直径之和的一半时，受体储罐外壁的热辐射强度能够充分满足标准的规定。

第五章 结 论

5.1 主要研究成果

对于 LNG 泄漏事故后果分析研究，主要得出以下结论：

- (1) 建立了工程应用模型的计算程序（LNG 蒸汽云扩散积分模型和 LNG 池火热辐射固体火焰模型），具有模型原理可靠、计算时间较短以及计算准确性较高等优点，可以用于 LNG 场站安全评估，确定最大的危害范围；
- (2) 通过与 Burro 系列 LNG 扩散实验以及 Montoir 系列 LNG 池火实验进行对比，本文编写工程应用模型计算结果与实验值对比，平均相对偏差分别为 24.28% 和 18.41%；
- (3) 对影响 LNG 蒸汽云扩散的因素进行了研究，一般风速越大，安全距离越小；大气稳定度等级越高，即大气环境越稳定，安全距离越大；泄漏速率越大，安全距离越大；LNG 液池直径越大，安全距离越大；
- (4) LNG 池火热辐射工程应用模型计算程序是基于固体火焰模型建立的，主要包含两个子模型：LNGFire 3 与 PoFMISE 模型，后者主要对大池火不完全燃烧的因素做了分析，在使用时，本文给出了使用建议，当风速小于 1.5m/s 且池火直径小于 20m 时，推荐使用 LNGFire3 模型；当风速大于等于 1.5m/s 且池火直径大于等于 20m 时，推荐使用 PoFMISE 模型；
- (5) 对影响热辐射安全距离的因素进行参数研究，主要包括：风速、池火直径、环境湿度和环境温度。一般风速越大，高辐射强度对应的安全距离随之增加，而低辐射强度对应的安全距离，先增加再降低；池火直径越大，对应的安全距离越大；环境湿度或者环境温度升高，热辐射安全距离都会随之降低，但是影响较小。

本文所编写的基于 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 池火热辐射的工程应用模型，模型原理可靠、使用简单、准确度较高，并且可以将上述两个模型模块化，嵌入到 LNG 风险评估平台，目前，中山大学 BP 中心 LNG 风险评估平台已初步建立，并且将上述两个模型嵌入其中，可以被 LNG 行业采用，用于 LNG 场站选址与 LNG 行业的风险评估，可进行事故前预测与事故后果分析等。

工程应用模型不能够适用于复杂地形下的 LNG 事故，对于固体火焰模型将火焰平均表面辐射强度近似为一个平均值，这也是存在缺陷的，另外如果 LNG 场站内部采取了一些事故减缓措施，工程应用模型是不适用的，所以本文对 CFD 模型做了研究，首先对 CFD 模型做了验证，主要得到了以下结论：

- (1) 通过模拟 Burro 系列 LNG 蒸汽云扩散实验和 Montoir 系列 LNG 火灾实验进行模拟对比，平均相对偏差分别为 19.62% 和 8.75%；
- (2) 在对 Falcon 系列 LNG 蒸汽云扩散实验进行模拟时发现，CFD 模型可以应用于地形复杂的扩散场景，能够体现出障碍物对气体云团移动的影响，

通过对比竖直面体积浓度分布，以及温度和浓度随时间的变化关系，CFD 模型能够充分体现 LNG 蒸汽云在障碍物存在下的时空对应关系，并且 CFD 模型能够适用于风速小于 2m/s 的扩散情形；

- (3) CFD 模型通过对，确定温度 1100K 的等温面为火焰表面，CFD 模拟的火焰特征参数，如：火焰长度、表面辐射强度和火焰倾角，与实验对比，平均相对误差均小于 10%；
- (4) CFD 模型在模拟 LNG 大池火燃烧时，能够充分体现大池火的不完全燃烧特性。

本文在考虑 LNG 泄漏事故减缓措施时，主要考虑了围堰（积液池）和喷射水幕对 LNG 蒸汽云扩散减缓的影响；以及储罐防火间距对热辐射强度的减小情况。主要得出了以下结论：

- (1) 围堰改变了下风向风速场的分布，在围堰内部将会形成涡旋，使得 LNG 蒸汽能够很大程度上控制在围堰区内部；
- (2) 围堰或积液池能够控制 LNG 液体的蒸发量，对于长宽均为 1m 的积液池，LNG 泄漏速率为 $0.19\text{m}^3/\text{min}$ ，在发生 LNG 蒸汽云扩散时，积液池能够将安全距离减小 80%，下风向 2.5% 等浓度面的覆盖面积减小 95%，由此可以看出，积液池对减小 LNG 蒸汽扩散区域十分有效；
- (3) 利用 Ergun 方程计算阻力系数，远离水幕喷射中心，阻力系数越来越小，并且，在水幕下风向上形成涡旋，使得扩散气体向涡旋中心移动，扩散气体在穿过扇形水幕时，首先从水幕边缘开始，逐渐向水幕圆心处靠近；
- (4) 对于长宽均为 2m 的积液池，对比相同压力、相同流量下，扇形水幕和矩形水幕对 LNG 蒸汽云扩散的阻挡效果的对比，扇形水幕将安全距离减小了 83.9%，矩形水幕将安全距离减小了 61.0%，就体积浓度 2.5% 的影响范围而言，扇形水幕将影响范围减小了 78.4%，而矩形水幕减小了 67.4%，扇形水幕对 LNG 扩散气体的阻挡效果比矩形水幕的效果优良；
- (5) LNG 场站在设计水幕时，应当考虑的因素包括：水流量、水幕与扩散源的间距等因素，一般情况下，增加水流量，能够使得水幕高度和宽度增加，减小 LNG 蒸汽云扩散的危害范围；适当增加水幕与扩散源的间距，可以减小扩散气体的危害范围；

最后利用 CFD 热辐射模型对标准 NFPA 59A 中的储罐防火间距做了分析，当储罐顶部发生池火时，如果相邻储罐满足 NFPA 59A 的规定，即储罐间距应为相邻两个储罐直径之和的 0.25 倍，那么热辐射强度刚好满足标准中热辐射对安全距离的要求，当相邻储罐间距为相邻储罐直径之和的一半时，受体储罐外壁的热辐射强度能够充分满足标准的规定。

5.2 主要创新点

本文的创新点，主要体现在以下几点：

- (1) 建立了 LNG 事故后果工程应用模型的计算程序，即 LNG 蒸汽云扩散积分模型和 LNG 池火热辐射固体火焰模型，通过理论分析和实验结果对比，模型计算准确度较高，可以用于 LNG 风险评估，以确定最大危害范围；
- (2) 在对固体火焰模型进行分析时，本文通过对 LNGFire3 和 PoFMISE 两种固体火焰模型的分析，提出了模型使用建议，即风速和池火直径不同，那么使用的模型也不同；
- (3) 利用计算流体力学软件 FLUENT 建立了处理 LNG 蒸汽云扩散和 LNG 池火热辐射的 CFD 模型，通过与实验对比，模型预测准确度较高，在处理边界条件时，采用了 Monin-Obukhov 大气边界层理论，根据大气稳定度不同，风速的垂直方向分布也不同；
- (4) 利用 CFD 模型研究了 LNG 事故的减缓措施，如：围堰（积液池）和喷射水幕，结果表明积液池能够很大程度上减小重气扩散的危害范围，扇形水幕的阻挡作用优于矩形水幕；

5.3 展望

在以后的研究工作中，还可以在以下几个方面继续研究：

- (1) 对于 LNG 蒸汽云扩散积分模型，本文并没有考虑动量方程，所以不能够处理风速小于 2m/s 的情形，原因是当风速很小时，重气云团会逆风向移动，这一点可以通过分析云团动量守恒解决；
- (2) 本文对于 LNG 火灾的模拟，仅限于 LNG 池火热辐射模拟，在以后的研究工作中，还可以考虑喷射火灾、蒸汽云火灾等情形；
- (3) 本文对于 LNG 池火热辐射的减缓措施，没有做太多研究，在 LNG 行业中，经常采用高膨胀倍数泡沫覆盖在 LNG 液体表面，以降低 LNG 的蒸发速率，在以后的工作中，可以考虑这方面的工作。

参考文献

- [1] BP. BP Statistical Review of World Energy[R], June 2011.
- [2] 中国行业研究报告网讯. <http://www.chinahyiy.com/hangyezixun/19890.html>. 2011.
- [3] Associates, J. The outlook for global trade in liquefied natural gas projections to the year 2020[R]. Consultant Report. Prepared for: California Energy Commission, 2007.
- [4] Dorigoni, S. and S. Portatadino. LNG development across Europe: Infrastructural and regulatory analysis[J]. Energy Policy, 2008. 36(9): p. 3366-3373.
- [5] Lin, W., N. Zhang, and A. Gu. LNG (liquefied natural gas): A necessary part in China's future energy infrastructure[J]. Energy, 2010. 35(11): p. 4383-4391.
- [6] Kumar, S., et al. Current status and future projections of LNG demand and supplies: A global prospective[J]. Energy Policy, 2011. 39(7): p. 4097-4104.
- [7] 邢云, 刘淼儿. 中国液化天然气产业现状及前景分析[J]. 天然气工业, 2009, 29(1): 1-4.
- [8] 广东油气商会. LNG 市场每周电讯[R]. 2011 年 2 月. 周报第 121 期.
- [9] 顾安忠. 迎向“十二五”中国 LNG 的新发展[J]. 天然气工业, 2011. 31(6): 1-11.
- [10] 范秀奇. 由国内液化气船事故频发引起的思考[C]. 上海国际海事会议论文, 2004.
- [11] 王凤琴. LNG 接收站安全评价软件的开发[D]. 大连理工大学硕士学位论文, 2009.6.
- [12] 张钦良. 海上危险品安全运输管理[M]. 大连: 大连海运学院出版社, 2001.
- [13] (日) 惠美洋彦, 液化气运输船实用资料[M]. 哈尔滨: 哈尔滨船舶工程学院出版社, 1985.
- [14] 王振刚. 印度博帕尔毒气泄漏事件对中国的启示[J]. 科学中国人, 1995. 2. 02: p. 50-51.
- [15] Koopman, R.P., Ermak, Donald L. Lessons learned from LNG safety research[J]. Journal of Hazardous Materials, 2007. 140(3): p. 412-428.
- [16] 张启平, 麻德贤. 危险物泄漏扩散过程的重气效应[J]. 北京化工大学学报, 1998. 25(3): p. 86-90.
- [17] 潘旭海, 蒋军成. 重气云团瞬时泄漏扩散的数值模拟研究[J]. 化学工程, 2003. 31(1): p. 35-40.
- [18] Britter, R.E. Atmospheric dispersion of dense gases[J]. Annual Review of Fluid Mechanics, 1989. 21: p. 317-344.

- [19] Cozzani, V., et al. The assessment of risk caused by domino effect in quantitative area risk analysis[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2005. 127(1-3): p. 14-30.
- [20] Raj, P. A Physical Model and Improved Experimental Data Correlation for Wind Induced Flame Drag in Pool Fires[J]. *Fire Technology*, 2010. 46(3): p. 579-609.
- [21] NFPA. Standard for the Production, Storage and Handling of Liquefied Natural Gas[S]. 2009.
- [22] 中华人民共和国建设部. 石油天然气工程设计防火规范[S]. 2004年11月.
- [23] Opschoor, G., The spreading and evaporation of LNG- and burning LNG-spills on water[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1980. 3(3): p. 249-266.
- [24] Luketa-Hanlin, A. A review of large-scale LNG spills: Experiments and modeling[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2006. 132(2-3): p. 119-140.
- [25] Tom Spicer, J.H. User's guide for the DEGADIS 2.1 dense gas dispersion model[R]. 1989.
- [26] Mohan, M. and T.A. Siddiqui. Analysis of various schemes for the estimation of atmospheric stability classification[J]. *Atmospheric Environment*, 1998. 32(21): p. 3775-3781.
- [27] S.M. Tauseef, D.R., S.A. Abbasi. CFD-based simulation of dense gas dispersion in presence of obstacles[J]. *Journal of Loss Prevention*, 2011. 24: p. 371-376.
- [28] 郑远攀, 钱新明, 冯长根. 重气扩散研究方法及其比较[J]. *安全与环境学报*, 2008. 8(5): p. 149-154.
- [29] 丁信伟, 王淑兰, 徐国庆. 可燃及毒性气体扩散研究[J]. *化学工程*, 2000. 28(1): p. 33-36.
- [30] 黄琴, 蒋军成. 重气扩散研究综述[J]. *安全与环境工程*, 2007. 14(4): p. 36-39.
- [31] Cornwell, J.B. and D.B. Pfenning. Comparison of thorney island data with heavy gas dispersion models[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1987. 16: p. 315-337.
- [32] Cleaver, P., M. Johnson, and B. Ho. A summary of some experimental data on LNG safety[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2007. 140(3): p. 429-438.
- [33] R. P. Koopman, J.B., R. T. Cederwall, et al. Burro series data report-LLNL/NWC 1980 LNG spill tests (Volume1) [R]. Lawrence Livermore Laboratory, Dec. 1982.
- [34] R. P. Koopman, J.B., R. T. Cederwall, et al. Burro series data report-LLNL/NWC 1980 LNG spill tests (Volume 2) [R]. Lawrence Livermore Laboratory, Dec. 1982.
- [35] T.C. Brown, R.T.C., S.T. Chan, D.L. Ermak, R.P.Koopman, K.C. Lamson, J.W. McClure, L.K. Morries. Falcon Series Data Report: 1987 LNG Vapor Barrier

- Verification Field Trials[R]. America: (LLNL) Lawrence Livermore Laboratory, 1990.
- [36] S. Coldrick, C.J.L.a.M.J.I. Validation database for evaluating vapor dispersion models for safety analysis of LNG facilities[R]. Health & Safety Laboratory, 2010.
- [37] Ermak, D.L., et al. A comparison of dense gas dispersion model simulations with burro series LNG spill test results[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1982. 6(1-2): p. 129-160.
- [38] Ermak, D.L., et al. A comparison of dense gas dispersion model simulations with burro series LNG spill test results[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1982. 6(1-2): p. 129-160.
- [39] Gavelli, F., E. Bullister, and H. Kytomaa. Application of CFD (Fluent) to LNG spills into geometrically complex environments[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2008. 159(1): p. 158-168.
- [40] Briggs, G.A., et al. Dense gas vertical diffusion over rough surfaces: results of wind-tunnel studies[J]. *Atmospheric Environment*, 2001. 35(13): p. 2265-2284.
- [41] Robins, A., et al. A wind tunnel study of dense gas dispersion in a stable boundary layer over a rough surface[J]. *Atmospheric Environment*, 2001. 35(13): p. 2253-2263.
- [42] 秦颂, 董华, 张启波, 薛梅, 曹焱. 重气连续泄漏扩散的盐水模拟实验[J]. *环境化学*, 2007. 26(5): p. 666-670.
- [43] Meroney, R.N. Guidelines for fluid modeling of dense gas cloud dispersion[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1987. 17(1).
- [44] Meroney, R.N. Wind-tunnel experiments on dense gas dispersion[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1982. 6(1-2): p. 85-106.
- [45] Krogstad, P.A. and R.M. Pettersen. Windtunnel modelling of a release of a heavy gas near a building[J]. *Atmospheric Environment* (1967), 1986. 20(5): p. 867-878.
- [46] König-Langlo, G. and M. Schatzmann. Wind tunnel modeling of heavy gas dispersion[J]. *Atmospheric Environment. Part A. General Topics*, 1991. 25(7): p. 1189-1198.
- [47] Hall, D.J. and S. Walker. Scaling rules for reduced-scale field releases of hydrogen fluoride[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1997. 54(1-2): p. 89-111.
- [48] Hald, K., et al. Heavy gas dispersion by water spray curtains: A research methodology[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2005. 18(4-6): p. 506-511.
- [49] Rana, M.A. and M.S. Mannan. Forced dispersion of LNG vapor with water curtain[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2010. 23(6): p. 768-772.

- [50] Rana, M.A., Y. Guo, and M.S. Mannan. Use of water spray curtain to disperse LNG vapor clouds[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2010. 23(1): p. 77-88.
- [51] 姜传胜, 丁辉, 刘国梁, 杜可, 宣捷, 赵汝敖. 重气连续泄漏扩散的风洞模拟实验与数值模拟结果对比分析[J]. *中国安全科学学报*, 2003. 13(2): p. 8-13.
- [52] 刘国梁, 宣捷, 杜可, 赵汝敖. 重烟羽扩散的风洞模拟实验研究[J]. *安全与环境学报*, 2004. 4(3): p. 26-31.
- [53] 冯志华. 危险气体事故性泄漏扩散的理论与试验研究[D]. 中国矿业大学硕士学位论文, 2006.
- [54] Dandrieux, A., Dusserre, G., & Ollivier J. Small scale field experiments of chlorine dispersion[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2002. 15(1).
- [55] 肖淑衡. 厂区燃气等危险性气体泄漏扩散的模拟研究[D]. 广州大学硕士学位论文, 2006.
- [56] Duijm, N.J., et al. Development and test of an evaluation protocol for heavy gas dispersion models[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1997. 56(3): p. 273-285.
- [57] D.L. Ermak, R.C., H.C. Goldwire, F.J. Gouveia, H.C. Rodean. Heavy Gas Dispersion Test Summary Report[R]. Lawrence Livermore Laboratory, UCRL-21210, 1988.
- [58] 黄沿波, 梁栋, 李剑峰, 何卫峰. 重气扩散模型分类方法[J]. *安全与环境工程*, 2008. 15(4): p. 71-76.
- [59] R.E. Britter, J.M. Workbook on the dispersion of dense gases[R]. HSE Contract Research Report No. 17/1988, 1988.
- [60] V.D.I. Dispersion of Heavy Gas Emissions by Accidental Releases-Safety study. 1990.
- [61] Mazzoldi, A., T. Hill, and J.J. Colls. CFD and Gaussian atmospheric dispersion models: A comparison for leak from carbon dioxide transportation and storage facilities[J]. *Atmospheric Environment*, 2008. 42(34): p. 8046-8054.
- [62] Würtz, J., et al. A dense vapour dispersion code package for applications in the chemical and process industry[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 1996. 46(2-3): p. 273-284.
- [63] Duijm, N.J., S. Ott, and M. Nielsen. An evaluation of validation procedures and test parameters for dense gas dispersion models[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1996. 9(5): p. 323-338.
- [64] G.D.Kaiser, B.C.W. Releases of anhydrous ammonia from pressurized containers the importance of denser than air mixtures[J]. *Atmospheric Environment*, 1978. 12: p. 2289.

- [65] R.A.Cox, R.J.C. Further developments of a dense vapour cloud dispersion model for hazard analysis[C]. Proceedings of the Symp. on Heavy Gas Dispersion, Frankfurt, Germany, 1979.
- [66] L.S. Fryer, G.D.K., DENZ. A computer program for the calculation of the dispersion of dense toxic or explosive gases in the atmosphere[R]. Report UK AEA, SRD R152, Sheffield, UK, 1979.
- [67] Colenbrander, G.W. A mathematical model for the transient behaviour of dense vapour clouds[C]. 3rd Int. Symp. on Loss Prev. and Safety Promotion in the Process Industries, 1980.
- [68] Ulden, A.P.V. A new bulk model for dense gas dispersion: two dispersion spread in still air, in: G. Ooms, H. Tennekes (Eds)[C]. Proc. IUTAM Symp. on Atmospheric Dispersion of Heavy Gases and Small Particles, 1984.
- [69] Spicer, T.O. and J.A. Havens. Field test validation of the degadis model[J]. Journal of Hazardous Materials, 1987. 16(0): p. 231-245.
- [70] Eidsvik, K.J. A model for heavy gas dispersion in the atmosphere[J]. Atmospheric Environment, 1980. 14: p. 769.
- [71] R.N. Meroney, A.L. Gravity spreading and dispersion of dense gas clouds released suddenly into a turbulent boundary layer[R]. Gas Research Institute Report GRI 82/0025, Chicago, III, USA, 1982.
- [72] Ermak, D.L. User's manual for SLAB: An atmospheric dispersion model for denser-than-air releases[R]. 1990.
- [73] S.F.Jagger. Development of CRUNCH: a dispersion model for continuous releases of a denser-than-air vapour into the atmosphere[R]. Report UK AEA, SRD R229, Sheffield, UK, 1983.
- [74] G.F.Hewitt, R.M., J.C.F. Teixeira. et al. STEP programme: CLOUD project final report[R]. 1994.
- [75] W.G.E.E. Atmospheric dispersion of liquidified natural gas vapor clouds using SIGMET, a three dimensional time-dependent hydrostatic computer model[J]. Proc. of the Heat Transfer and Fluid Mechanics Institute, Washington, USA, 1978.
- [76] G. Schnattz, D.F. A 'K' model and its modification for the dispersion of heavy gases[C]. Proc. of the Symp, on Heavy Gases, Frankfurt, Germany, 1978.
- [77] S.T.C.E. A three dimensional, finite element model of liquid natural gas releases in the atmosphere[C]. 5th Symp. on Turbulence, Diffusion and Air Pollution. AMS Atlanta, USA, 1980.
- [78] Spicer, T.O. and J. Havens. Application of dispersion models to flammable cloud analyses[J]. Journal of Hazardous Materials, 1996. 49(2-3): p. 115-124.
- [79] J. Hertel, L.T. Advances in heavier-than-air vapour cloud dispersion modelling[C]. Proc. AGA Transmission Conference, Chicago, II, USA, 1982.
- [80] Taft, J.R. Simulations of experimental spills using the MARIAH model[R]. Report by Deygon-Ra to Exxon Research and Engineering, USA, 1981.

- [81] Deaves, D.M. Application of a turbulence flow model to heavy gas dispersion in complex terrain, in: S.Hartwig (Ed.)[R]. Heavy Gas and Risk Assessment-II. Proc. of the Second Symp., Frankfurt am Main, 1982.
- [82] Y.Riou. Comparison between MERCURE-GL code calculations, wind tunnel measurements and Thorney Island Field Trails[J]. Journal of Hazardous Materials, 1987. 16: p. 847-865.
- [83] Bartzis, J.G. ADREA-HF: A three-dimensional finite volume code for vapour cloud dispersion in complex terrain[R]. CEC JRC Ispra Report RUE 13580 EN, Ispra, Italy, 1991.
- [84] E.Vergison, J.v.D., J.C. Basler. Atmospheric dispersion of toxic gases in a complex environment[J]. Journal of Hazardous Materials, 1989. 22: p. 331.
- [85] 魏利军. 重气扩散过程的数值模拟[D]. 北京化工大学博士论文, 2000.
- [86] Sklavounos, S. and F. Rigas. Simulation of Coyote series trials--Part I: CFD estimation of non-isothermal LNG releases and comparison with box-model predictions[J]. Chemical Engineering Science, 2006. 61(5): p. 1434-1443.
- [87] Qingchun, M. and Z. Laibin. CFD simulation study on gas dispersion for risk assessment: A case study of sour gas well blowout[J]. Safety Science. In Press, Corrected Proof.
- [88] Sutton, S.B., H. Brandt, and B.R. White. Atmospheric dispersion of a heavier-than-air gas near a two-dimensional obstacle[J]. Boundary-Layer Meteorology, 1986. 35(1): p. 125-153.
- [89] Dharmavaram, S., Hanna, S. R. & Hansen, O. R. Consequence analysis—Using a CFD model for industrial sites[J]. Process Safety Progress, 2005. 24(4): p. 316-327.
- [90] Rigas, F. and S. Sklavounos. Simulation of Coyote series trials--Part II: A computational approach to ignition and combustion of flammable vapor clouds[J]. Chemical Engineering Science, 2006. 61(5): p. 1444-1452.
- [91] Luketa-Hanlin, A. R.P. Koopman, and D.L. Ermak, On the application of computational fluid dynamics codes for liquefied natural gas dispersion[J]. Journal of Hazardous Materials, 2007. 140(3): p. 504-517.
- [92] Cormier, B.R., et al. Application of computational fluid dynamics for LNG vapor dispersion modeling: A study of key parameters[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 2009. 22(3): p. 332-352.
- [93] Pontiggia, M., et al. Hazardous gas dispersion: A CFD model accounting for atmospheric stability classes[J]. Journal of Hazardous Materials, 2009. 171(1-3): p. 739-747.
- [94] Qi, R., et al. Numerical simulations of LNG vapor dispersion in Brayton Fire Training Field tests with ANSYS CFX[J]. Journal of Hazardous Materials, 2010. 183(1-3): p. 51-61.
- [95] Tauseef, S.M., et al. A method for simulation of vapour cloud explosions based on computational fluid dynamics (CFD)[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 2011. 24(5): p. 638-647.

- [96] Olewski, T., et al. Medium scale LNG-related experiments and CFD simulation of water curtain[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries. In Press, Accepted Manuscript.
- [97] 黄琴, 蒋军成. 液化天然气泄漏扩散实验的 CFD 模拟验证[J]. 工业安全与环保, 2008. 34(1): p. 21-24.
- [98] 程浩力, 刘德俊, 龙世华. 城市燃气管道泄漏的 CFD 模拟[J]. 油气储运, 2011. 30(8): p. 647-652.
- [99] Zhu, G., S.P. Arya, and W.H. Snyder. An experimental study of the flow structure within a dense gas plume[J]. Journal of Hazardous Materials, 1998. 62(2): p. 161-186.
- [100] 黄琴, 蒋军成. 重气泄漏扩散实验的计算流体力学 (CFD) 模拟验证[J]. 中国安全科学学报, 2008. 18(1): p. 50-55.
- [101] Raj, P.K. Spectrum of Fires in an LNG Facility Assessments, Models and Consideration in Risk Evaluations[R]. Final Technical Report. Contract Number: DTRS56-04-T-0005, 2006.
- [102] May, H.G., W, McQueen. Radiation from Large Liquefied Natural Fires[J]. Comb. Sci. Tech, 1973. 7: p. 51-66.
- [103] Burgess, D., M.G. Zabetakis. Fire and Explosion Hazards of LNG[R]. US Bureau of Mines Investigation Report #6099, 1962.
- [104] Raj, P.K., H.W. Emmons. On the Burning of a Large Flammable Vapor Cloud[C]. Meeting of the Western & Central States Section of the Combustion Institute, 1975.
- [105] Raj, P.K., N.A. Moussa, and K.S. Aravamudan. Experiments Involving Pool and Vapor Fires from Spills of LNG on Water[R]. USCG Report, Washington DC, 1979.
- [106] JGA. A Study of Dispersion of Evaporated Gas and Ignition of LNG Pool Resulting from Continuous Spillage of LNG[J]. Journal of Japan Gas Assoc., 1976.
- [107] Moorhouse, D.J. Scaling Criteria Derived from Large Scale Experiments-The Assessment of Major Hazards[R]. Inst. Chem. Eng., Manchester, 1982.
- [108] Mizner, G.A., J.A. Eyer. Large Scale LNG and LPG Pool Fires[R]. Inst. Chem. Eng. Symp., Manchester, 1982: p. 147-163.
- [109] Mizner, G.A., J.A. Eyer. Radiation from Liquefied Gas Fires on Water[J]. Combustion Science and Technology, 1983. 35: p. 33-57.
- [110] Kataoka, H. Report on LNG Anti-disaster Experimental Test[R]. Report by Tokyo Gas Co., Ltd. Japan, 1981.
- [111] Rodean, H.C., Hogan, W.J. Vapor burn analysis for the Coyote series LNG spill experiments[R]. Rep #UCRL-53530. Lawrence Livermore National Laboratory, 1984.

- [112] Nedelka, D.J., J.Moorhouse and R.F. Tucker. The Montoir 35m Diameter LNG Pool Fire Experiments[R]. TRCP. 3148R, 9th Intl. Conf & Expo on LNG, France, 1989.
- [113] Malvos, H. Details of 35m Diameter LNG Fire Tests Conducted in Montoir France in 1987, and Analysis of Fire Spectral and other Data[C]. AIChE Spring National Meeting 2006.
- [114] Raj, P.K. Large LNG Fire Thermal Radiation-Modeling Issues and Hazard Criteria Revisited[J]. (AIChE) Process Safety Progress, 2005. 24(3).
- [115] Clay, G.A., Fitzpatrick, R.R.D., Hurst, N.W. Risk assessment for installation where liquefied petroleum gas is stored in bulk vessels above ground[J]. Journal of Hazardous Materials, 1988. 20.
- [116] Raj, P.K., and S. Atallah. Thermal Radiation from LNG Fires[J]. Advances in Cryogenic Engineering, 1974. 20: p. 143.
- [117] Considine, M. Thermal Radiation Hazard Ranges from Large Hydrocarbon Pool Fires[R]. Report #SRD R297, Safety & Reliability Directorate, UK Atomic Energy Authority, 1984.
- [118] SFPE. The SFPE Handbook of Fire Protection Engineering (Second Edition)[M]. 1995.
- [119] 孙标, 郭开华. LNG池火热辐射模型及安全距离影响因素研究[J]. 中国安全科学学报, 2010. 20(9): p. 51-55.
- [120] Raj, P.K. LNG pool fire spectral data and calculation of emissive power[J]. Journal of Hazardous Materials, 2007: p. 720-729.
- [121] Raj, P.K. China Lake Tests. 1979.
- [122] Schneider, A.L. U.S. Coast Guard Liquefied Natural Gas Research at China Lake[C]. Gastech, Monte Carlo, France, 1979. 78: p. 5-8.
- [123] Raj, P.K. LNG spill fire test on water: an overview of the results[J]. Am. Gas Assoc., Oper. Sect., Proc (1979) T246-T251, 1979.
- [124] Schneider, A.L. Liquefied natural gas spills on water fire modeling[J]. Journal of Fire Flammability, 1980. 12 (1980): p. 302-313.
- [125] G.A. Mizner, J.A.E. Radiation from liquefied gas fires on water[J]. Comb. Sci. Tech, 1983. 35(1983): p. 33-57.
- [126] W.J.S. Hirst, J.A.E. Maplin sands experiments 1980: combustion of large LNG and refrigerated liquid propane spills on the sea[R]. Heavy Gas Risk Assess., 1983: p. 211-224.
- [127] S. Schalike, K.D.W. A. Schonbucher. CFD simulation to predict the thermal radiation of large LNG pool fires[C]. Preceeding of the European Combustion Meeting, Cardiff, UK, 2011.
- [128] G.D Raithby, E.H.C. A finite-volume method for predicting radiant heat transfer in enclosures with participating media[J]. Journal of Heat Transfer, 1990. 106: p. 49-58.
- [129] Carlsson J. Fire Modelling Using CFD, An introduction for fire safety engineers[R]. Report 5025, Lund Institute of Technology, 1999.

- [130] Ewer J, G.E. An Intelligent CFD Based Fire Model[J]. Journal of Fire Protection Engineering, 1999. 10(1): p. 12-27.
- [131] Barrero D, O.B. Reggio M, On CFD and graphic animation for fire simulation[C]. The 11th Annual Conference of the CFD Society of Canada, 2003.
- [132] Chun, H. Experimentelle Untersuchungen und CFD-Simulationen von DTBP-Poolfeuern[D]. PhD Dissertation, BAM Dissertationsreihe Band, 2007.
- [133] H. Chun, K.D.W., I. Vela. A. Schonbucher. Thermal radiation of di-tert-butyl peroxide pool fires-experimental investigation and CFD simulation[J]. Journal of Hazardous Materials, 2009. 167: p. 105.
- [134] I. Vela. CFD prediction of thermal radiation of large, sooty, hydrocarbon pool fires[D]. PhD Dissertation, University of Duisburg-Essen, 2009.
- [135] 孙标, 郭开华. LNG 重气扩散安全距离影响因素[J]. 天然气工业, 2010. 30(7): p. 110-113.
- [136] Havens, J., and Spicer. A Dispersion Model For Elevated Dense Gas Jet Chemical Releases[R]. EPA-450/4-88-006a, 1988. 1.
- [137] H.A. Panofsky, J.A.D. Atmospheric Turbulence: Models and methods for Engineering Applications[R]. John Wiley & Sons, Inc., Canada, 1984.
- [138] Kantha, H.L., O.M. Phillips, and R.S. Azad. On Turbulent Entrainment at a Stable Density Interface[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1977. 79: p. 753-768.
- [139] Lofquist, K. Flow and Stress Near an Interface Between Stratified Liquids[J]. Physics of Fluids, 1960. 3(2).
- [140] McQuaid, J. Some Experiments on the Structure of Stably Stratified Shear Flows[R]. Technical Paper P21, Safety in Mines Research Establishment, Sheffield, Uk, 1976.
- [141] Pasquill, F. Atmospheric Diffusion[M]. 2nd Edition, Halstead Press, New York. 1974.
- [142] 李庆杨, 王能超, 易大义. 数值分析[M]. 华中科技大学出版社, 1988, 1986.
- [143] Mohan, M., T.S. Panwar, and M.P. Singh. Development of dense gas dispersion model for emergency preparedness[J]. Atmospheric Environment, 1995. 29(16): p. 2075-2087.
- [144] Pontiggia, M., et al. Hazardous gas dispersion: A CFD model accounting for atmospheric stability classes[J]. Journal of Hazardous Materials, 2009. 171(1-3): p. 739-747.
- [145] Thomas, P.H. The Size of Flames from Natural Fires[C]. 9th Symp Combustion Academic Press, New York, 1963: p. 844-859.
- [146] Thomas, P.H. Fire spread in wooden cribs: Part III, The effect of wind[J]. Fire Research Note Nr.600, Fire Research Station, Boreham Woods, England, 1965.
- [147] Welker, J.R., and C.M. Sliepcevich. Bending of Wind-blown flames from liquid pool fires[J]. Fire Technology, 1966. 2: p. 127.

- [148] Raj, P.K. LNG Fires-A Review of Experimental Results, Models and Hazard Prediction Challenges[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2006. 140(2007): p. 444-464.
- [149] Raj, P.K. Calculations of Thermal Radiation Hazards from LNG Fires-A Review of the State of the Art[C]. AGA Transmission Conference, ST. Louis, Missouri, 1977.
- [150] G., H. Luminous Heights of Turbulent Diffusion Flames[J]. *Fire Safety Journal*, 1983. 5: p. 103-108.
- [151] Notarianni, K.A., D.D. Evans, W.D. Walton, D. Madrzykowski. Smoke Production from Large Oil Pool Fires[J]. *Fire Safety, Int'l Fire Conference*, 6th, Oxford, England, 1993.
- [152] Atallah, S.a.J.N.S. LNGFIRE3-A Thermal Radiation Model for LNG Fire. Report #GRI-89/0176[R]. Gas Research Institute, Chicago, IL, June, 1990.
- [153] Hugues Malvos, a.P.K.R. Thermal Emission and Other Characteristics of Large Liquefied Natural Gas Fires[R]. AICHE WILEY Inter Science, 2006.
- [154] H. K. Versteeg, W.M. An introduction to computational fluid dynamics-The finite volume method[M]. 1995.
- [155] ANSYS, ANSYS FLUENT Theory Guide[M]. USA: ANSYS Inc., 2010.
- [156] 李人宪. 有限体积法基础[M]. 国防工业出版社, 2005.
- [157] Launder, B.E., & Spalding, D. B. Lectures in mathematical models of turbulence[M]. London: Academic Press, 1972.
- [158] 温正. FLUENT 流体计算应用教程[M]. 北京: 清华大学出版社, 2009.
- [159] P.Cheng. Two-Dimensional Radiating Gas Flow by a Moment Method[J]. *AIAA journal*, 1964. 2: p. 1662-1664.
- [160] R. Siegel, a.J.R.H. Thermal Radiation Heat Transfer[M]. Hemisphere Publishing Corporation, Washington DC, 1992, 1992.
- [161] E.H. Chui, a.G.D.R. Computation of Radiant Heat Transfer on a Non-Orthogonal Mesh Using the Finite-Volume Method. *Numerical Heat Transfer, Part B*, 1993. 23(269-288).
- [162] Chui, G.D.R.a.E.H. A Finite-Volume Method for Predicting a Radiant Heat Transfer in Enclosures with Participating Media[J]. *Journal of Heat Transfer*, 1990. 112: p. 415-423.
- [163] Y.R. Sivathanu, a.G.M.F. Generalized State Relationships for Scalar Properties in Non-Premixed Hydrocarbon/Air Flames[J]. *Combustion and Flame*, 1990. 82: p. 211-230.
- [164] Pope, S.B. PDF methods for turbulent reactive flows[J]. *Progress Energy Combustion Science*, 1985. 11: p. 119.
- [165] K.N. Bray, a.N.P. Laminar Flamelets in Turbulent Flames[J]. *Turbulent Reacting Flows*, 1994: p. 63-114.
- [166] Peters, N. Laminar Diffusion Flamelet Models in Non Premixed Combustion[J]. *Progress Energy Combustion Science*, 1984. 10: p. 319-339.

- [167] Peters, N. Laminar Flamelet Concepts in Turbulent Combustion[C]. In 21st Symp on Combustion. The Combustion Institute, 1986: p. 1231-1250.
- [168] 陶文铨. 数值传热学[M]. 西安交通大学出版社, 1988.
- [169] 胡隐樵, 张强. 大气边界层相似性理论及其应用[J]. 地球科学进展, 1996. 11(6): p. 550-554.
- [170] Irwin, J.S. A theoretical variation of the wind profile power-law exponent as a function of surface roughness and stability[J]. Atmospheric Environment (1967), 1979. 13(1): p. 191-194.
- [171] Arys, S.P. Air Pollution Meteorology and dispersion[M]. New York-Oxford, Oxford University Press, 1999.
- [172] 刘玥, 杨芳, 王欣. 浅析液化天然气的消防安全[J]. 消防技术与产品信息, 2008. 1: p. 27-32.
- [173] TNO. Methods for the calculation of physical effects: due to releases of hazardous materials (liquids and gases)[R]. 2005.
- [174] ioMosaic. Modeling LNG pool Spreading and Vaporization[R]. An ioMosaic Corporation Whitepaper, 2007.
- [175] Uzanski, D.T., & Buchlin, J.M. Mitigation of industrial hazards by water spray curtains[C]. In 5th Conference of the International Emergency Management Society (TIEMS). Washington, DC, 1998.
- [176] Dandrieux, A., Dusserre, G., & Thomas, O. The DVS model: a new concept for heavy gas dispersion by water curtain[J]. Environmental Modelling and Software, 2003. 18(253-259).
- [177] Rana, M.A., Cormier, B. R., Suardin, J. A., Zhang, Y., & Mannan, M. S. Experimental study of effective water spray curtain application in dispersing liquefied natural gas vapor clouds[J]. Process Safety Progress, 2008. 27: p. 345-353.
- [178] G.Dusserre, A.B. The use of water curtains to protect firemen in case of heavy gas dispersion[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 1997. 10(3): p. 179-183.
- [179] Isnard, O., L. Soulhac, and G. Dusserre. Numerical simulation of ammonia dispersion around a water curtain[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 1999. 12(6): p. 471-477.
- [180] Olewski, T., et al. Medium scale LNG-related experiments and CFD simulation of water curtain[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries. In Press, Accepted Manuscript.
- [181] Robert N, M. CFD modeling of water spray interaction with dense gas plumes[J]. Atmospheric Environment, 2012(0).
- [182] Angus. Product specification sheet[R]. Oxford shire, UK: Angus Fire Armour Limited, 2005.
- [183] BETE. Product specification catalog: Manual 110METRIC[R]. MA, USA: BETE Fog Nozzle, Inc., 2007.

- [184] Rana, M.A., Cormier, B. R., Suardin, J. A., & Mannan, M. S. LNG vapor cloud dispersion with water spray curtain[C]. In Proceedings of Mary Kay O'Connor Process Safety Center International Symposium and World Conference on Safety of Oil and Gas Industry, 2008: p. 538-556.
- [185] Anderson, T.B. and R. Jackson. Fluid Mechanical Description of Fluidized Beds. Equations of Motion[J]. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 1967. 6(4): p. 527-539.
- [186] Ergun. S. Fluid Flow through Packed Columns[J]. Chem. Eng. Progr., 1952. 48(2): p. 89-94.

攻读博士学位期间发表的学术论文情况

- 1 孙标, 郭开华. LNG 重气扩散安全距离及影响因素[J]. 天然气工业, 2010 年 7 月, 30(11): 110-114. 核心期刊, (本博士学位论文第二章)。
- 2 孙标, 郭开华. LNG 池火热辐射模型及安全距离影响因素研究[J]. 中国安全科学学报, 2010 年 9 月, 20(9): 51-55. 核心期刊, (本博士学位论文第二章)。
- 3 **Biao Sun**, Wenjing Wang, Kaihua Guo. A Method of Quantitative Risk Analysis for LNG Station Accidents[J]. Gas Information Exchange in the Western Pacific Area, 2010, Taipei. (本博士学位论文第二章)。
- 4 王文静, 孙标, 郭开华. 液化天然气场站事故定量风险评估方法研究[J], 2011 年 4 月, 7(4): 114-117. 核心期刊, (本博士论文第二章)。
- 5 郭开华, 皇甫立霞, 孙标, 王文静. 液化天然气 (LNG) 场站危险性分析平台软件 V1.0. 2011 年. 第二章和第四章内容
- 6 刘燕妮, 孙标, 杨国敏, 等. 混合工质循环气体液化系统组分测定方法研究[J]. 2011. 40(3): 294-299. 核心期刊。
- 7 Guobao Yu, Kaihua Guo, and **Biao Sun**. Vapor-Liquid Equilibrium Measurements for the Nitrogen + Tetrafluoromethane System over a Temperature Range of (134.27 to 204.85)K[J]. J.Chem.Eng Data. 2009, 54, 2281-2284.

致 谢

在我的博士研究生学习即将结束之际，我要向我的导师、家人、同学以及朋友送上最诚挚、深厚的敬意与谢意。

本文是在导师郭开华教授的精心指导下完成的，导师严谨的治学态度、渊博的学识、深远的学术眼光让我受益匪浅，跟导师的日常学习以及探讨研究问题，是我进步最快的时候，感谢郭老师在我攻读博士学位期间给我提供了精神动力，帮助我在攻博期间克服了种种困难，才使得本研究工作得以完成。

本论文的第三部分内容是在澳大利亚 Curtin University 完成的，感谢 Curtin University 的 Vishnu Pareek 教授，尤其是在计算流体力学知识学习上的帮助最大，感谢 Ranjeet Utikar 老师给予我的帮助，每次与他讨论课题，总有很大的收获。

感谢梁栋老师、皇甫立霞老师、李宁老师和伍英瑜老师对我攻博期间的鼓励和帮助，感谢我的同学刘燕妮博士，我的师弟鹿来运、张镛，我的师妹王文静、王冠培等人，感谢你们在我博士学习期间给予的支持和帮助。

还要感谢我的家人和我的朋友，是你们的关心和鼓舞，让我有信心克服困难。

本博士学位论文受到了中山大学-BP 液化天然气中心项目（项目编号：99103-9390001）、广东省教育厅液化天然气低温重点实验室项目（项目编号：39000-3211101）和广东省消防科学技术重点实验室（项目编号：2010A060801010）的支持，特此感谢！