

摘要

净化天然气化工生产中为较为常见的工艺操作，通常使用低温甲醇洗工艺来进行净化天然气，虽然当前工业的低温甲醇洗工艺较为成熟，但还有一些不足，为了进一步减少能耗和成本，本文将利用aspen软件对低温甲醇洗工艺进行优化。

本文主要优化精脱碳塔的甲醇进料量、甲醇进料温度、粗天然气的进料温度、精脱碳塔的塔顶压力和精脱碳塔的塔板数这五个变量，利用aspen中灵敏度分析的考察五个变量与甲烷的质量分率之间的关系，结合甲烷的质量分率、工厂产品标准和工业生产成本等多方面因素进行优化。

最终得出结果较优的操作参数为甲醇进料量 8×10^5 kg/hr，甲醇进料温度 -47 °C，粗天然气的进料温度为 -20 °C，精脱碳塔的塔顶压力为 3.5 MPa，精脱碳塔的塔板数为14块。同时我们利用数据驱动对模拟进行因素分析和预测，利用jupyter软件编程，将aspen的模拟结果输入进程序，得出误差和SHAP图，最终发现甲醇进料量对甲烷的质量分率的影响最大，而五个变量之间的相互影响作用几乎没有并且程序预测误差很小。

本文优化了精脱碳塔的5个操作条件，得出年度资本成本大约为（ACC）为 1.5×10^7 美元/年，运营支出（OPEX）为 5.5×10^7 美元/年，总年度成本（TAC）为 7.03×10^7 美元/年。减少了低温甲醇工艺的运行成本，增加了低温甲醇洗工艺净化天然气的效率。同时利用了数据驱动对低温甲醇洗工艺进行预测，并探究了操作条件间的相互影响性，对实际工厂运行操作有着巨大意义。

关键词： 低温甲醇洗工艺； 精脱碳塔； Aspen Plus； 数据驱动

Abstract

As a common process operation in chemical production of purified natural gas, low-temperature methanol washing process is usually used to purify natural gas. Although the current low-temperature methanol washing process in industry is relatively mature, there are still some deficiencies. In order to further reduce energy consumption and cost, this paper will use aspen software to optimize the low-temperature methanol washing process.

We will focus on the refined decarburization tower body, mainly optimize the five variables of the refined decarburization tower: methanol feed volume, methanol feed temperature, raw natural gas feed temperature, top pressure of the refined decarburization tower and the number of plates of the refined decarburization tower, and observe the relationship between the five variables and the mass fraction of methane by using the sensitivity analysis function of aspen and drawing on origin. The optimization was carried out based on the quality fraction of methane, factory product standard and industrial production cost.

The optimal operating parameters are as follows: methanol feed amount of 800000kg/hr, methanol feed temperature of -47°C , raw natural gas feed temperature of -20°C , top pressure of fine decarburizing tower is 3.5MPa, and the number of plates of fine decarburizing tower is 14. At the same time, we use data-driven factor analysis and prediction for the simulation. By using jupyter software programming, we input aspen simulation results into the program, and obtain the error and SHAP chart. Finally, we find that the methanol feed amount has the greatest influence on the mass fraction of methane, while the interaction between the five variables is almost non-significant and the prediction error of the program is small.

Compared with the usual low temperature methanol washing process, the five operating conditions of the fine decarburizing tower were optimized, which reduced the operating cost of the low temperature methanol process and increased the efficiency of the low temperature methanol washing process. At the same time, data drive is used to predict the low temperature methanol washing process, and explore the mutual influence of operating conditions, which has great significance for the actual plant operation

Key words: Low temperature methanol washing process; Refined decarburization tower; Aspen Plus; Data-driven

目 录

1	绪论	1
1.1	低温甲醇洗工艺概述及国内外研究进展	1
1.1.1	低温甲醇洗工艺原理和特点	1
1.1.2	低温甲醇洗工艺简介	4
1.1.3	低温甲醇洗工艺国内外研究进展	6
1.2	数据驱动概述及研究进展	7
1.2.1	数据驱动介绍	7
1.2.2	数据驱动研究进展	9
1.2	研究目的及内容	9
2	低温甲醇洗工艺的模拟分析和优化	11
2.1	模型的建立	11
2.2	低温甲醇洗工艺模拟的理论基础	11
2.2.1	低温甲醇洗工艺模拟的物性方法	11
2.2.2	低温甲醇洗流程模拟单元模块	13
2.3	精脱碳塔的模拟及分析	14
2.3.1	基于进料甲醇量改变的吸收效果变化	14
2.3.2	基于甲醇进料温度改变的吸收效果变化	15
2.3.3	基于天然气进料温度改变的吸收效果变化	16
2.3.4	基于塔顶压力改变的吸收效果变化	17
2.3.5	基于塔板数改变的吸收效果变化	18
2.3.6	基于甲醇进料量和进料温度的双重改变的吸收效果变化	19
2.4	优化分析	20

2.5	经济分析.....	21
3.	基于数据驱动的低温甲醇洗过程分析.....	24
3.1	基础数据.....	24
3.2	结果分析.....	48
4.	总结.....	51
4.1	研究结论.....	51
4.2	展望.....	51
	参考文献.....	53
	致谢.....	56

1 绪论

1.1 低温甲醇洗工艺概述及国内外研究进展

随着国民的生活水平的提高，我国的碳排放量也在逐年增加，污染问题成为我国不可忽视的重大挑战，为了号召习近平总书记提出的绿色发展，我们应该减少使用一次性能源，多使用可再生的清洁能源，天然气作为一种高效清洁的能源之一，是我国重点扶持的对象，随着国民环保意识的增强，天然气能源的使用也逐步提高，由图1.1可以看出从2019年以后，我国工业天然气使用量迅速增加，所以天然气的处理量也逐渐增加，为了更好更快的净化天然气，我们将优化净化天然气的低温甲醇洗工艺。

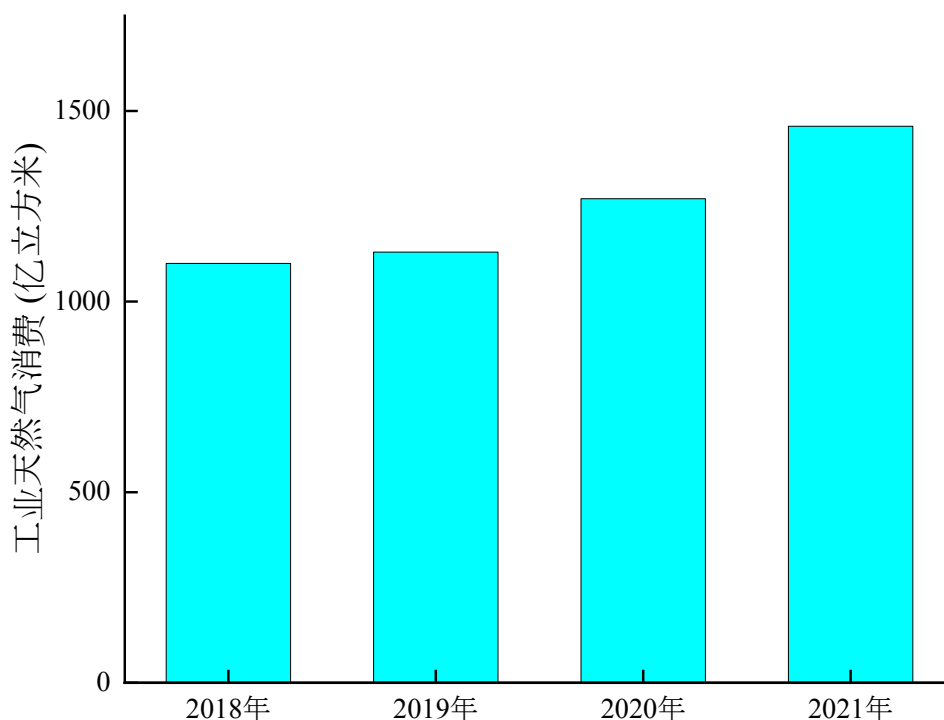


图1.1 2018-2021年中国工业用天然气消费情况

1.1.1 低温甲醇洗工艺原理和特点

低温甲醇洗工艺本质上为物理吸收过程，利用酸性气体在不同溶剂里的溶解度不同来进行选择性吸收。低温甲醇洗工艺主要分为三个阶段，分别为：吸收、解吸、再生。其中最重要的为吸收阶段，二氧化碳和硫化氢等酸性气体在特定的压力和低温下的甲醇溶液中溶解度较大，利用这个特点我们可以将原料气中的酸性气体吸收来去除^[1]。为了酸性气体的循环利用，我们将其解吸，通常情况下使用热再生方法进行解吸，但由于热再生法能耗较高，有一定的温度限制且设备较为昂贵，为了节约能源，我们采取氮气气提的方法进行解吸，气提法是将想解吸的气体转变成易挥发性物质，随后利用惰性气体带出实现回收的目的。气提法有着很高的效率，能够分离出较高的浓度的气体，此方法使用设备简单，成本较低且可靠性高，而且气提法不涉及化学反应，对环境友好^[2]。

1.1.1.1 低温甲醇洗工艺原理

低温甲醇洗工艺为物理吸收法，它的吸收酸性气体的原理可以由多个方面解释。其中软硬酸碱理论可以解释甲醇选择吸收CO₂、H₂S的机理，该理论将物质分为“软”和“硬”的酸碱，而那些有较小半径、较高电荷密度的粒子，电荷密度与粒子半径的比值较大为“硬”属性，。反之则为“软”属性。而当相同属性的酸碱相结合时具有更快的反应速度和更强的结合能力，例如软酸和软碱结合比软酸和硬碱结合更加牢固。而甲醇分子中包含一个软酸官能团甲基CH₃-和一个硬碱官能团羟基-OH两个官能团，根据软硬酸碱理论二氧化碳属于硬酸类，而硫化氢属于硬酸软碱类。所以甲醇可以同时吸收二氧化碳和硫化氢^[3]。

由于低温甲醇洗工艺是物理吸收，则甲醇溶液与酸性气体没有发生化学反应，有利于之后的回收工作且气液平衡关系在物理吸收过程可以基于亨利定律 $P=KX$ 来判断。对于不同的溶液（溶剂、溶质等）K值都不尽相同。由于甲醇分子为极性分子，所以当吸收极性分子的溶质时K值会更大即更容易吸收。所以在低温甲醇洗工艺中极性的溶剂甲醇更容易吸收极性溶质的硫化氢和二氧化碳等物质，而不太容易吸收非极性溶质的氢气、氮气等。而温度和压强也是决定溶解度的因素，在低温条件下甲醇吸收酸性气体的能力有着进一步提升，见表1可知在当系统温度从25℃降到-40℃甲醇对二氧化碳的溶解度大约能够增加2.5倍。同时我们观察到不同酸性气体之间例如硫化氢和二氧化碳在甲醇的溶解度差异较大，所以我们可以通过改变压力大小分步解吸来回收我们需要的酸性气体^[4, 5]。

表1.1 不同温度气体在甲醇中的相对溶解度

气体	25℃下气体的溶解度/H ₂ 的溶解度	-40℃下气体的溶解度/H ₂ 的溶解度
H ₂ S	1307.41	2540
COS	725.93	1555
CO ₂	185.19	430
CH ₄	9.44	12
CO	3.70	5
N ₂	2.22	2.5
H ₂	1	1

1.1.1.2 低温甲醇洗工艺的特点

低温甲醇洗主要有以下几个方面的特点:

1) 甲醇对酸性气体例如二氧化碳、硫化氢等溶解度高,可以有效并同时吸收多种酸性气体杂质,甲醇还能够吸收有机硫和其他芳香烃、氢氰酸等有机物杂质。

2) 对酸性杂质的选择性较高,对硫化氢、二氧化碳等的溶解度极高,而对氢气、氮气等溶解度较低,该特点可以避免原料气的浪费并有效的去除杂质^[5]。

3) 低温甲醇工艺吸收能强, 净化程度高^[6]。运用低温甲醇洗工艺最终净化气含杂质质量小, 净化气里H₂S含量小于0.1 ppm, CO₂含量小于20 ppm, 纯度能达99%以上, 回收率大于60%。而且基本能够完全脱除氢氰酸等烃类, 基本使得各个组分含量均符合要求^[7]。

4) 甲醇稳定性强且成本较低, 该过程为物理过程, 不会因为化学反应导致甲醇的消耗和浪费, 并且甲醇不具有腐蚀性, 不会损耗管道等仪器设备。甲醇价格不高且可大批量的生产, 很容易获得^[8]。

5) 低温甲醇洗工艺甲醇溶剂损失小, 由于甲醇的沸点和蒸汽压比较小, 溶剂的损失会比较低, 而且甲醇再生温度很低, 再生循环所需的能量低, 再生耗能小。同时低温甲醇洗工艺流程较短, 操作方便。

虽然低温甲醇洗有以上优点, 但在实际操作中还存在不少的局限性。

1) 甲醇具有一定的毒性且易燃易爆, 摄入过量可能导致操作人员失明甚至丧命。在生产操作中要防止甲醇泄露, 小心操作。

2) 低温甲醇洗工艺要在较低的温度下进行, 管道和操作设备需要耐低温, 对设备要求较高, 设备费用较大。

3) 为了更好的减少能源消耗, 低温甲醇洗的工艺流程和换热网络较为复杂, 对换热器有一定的要求^[8]。

1.1.2 低温甲醇洗工艺简介

1.1.2.1 气体净化方法

气体净化是化工生产中重要的一步, 是许多化工过程的前提条件。气体净化可以有效地减少生产产品中的杂质, 提高生产效率。气体净化的技术方法多种多样, 而处理化工的原料气方法主要有三种, 分别为: MDEA脱硫脱碳工艺、NHD脱硫脱碳工艺和低温甲醇洗工艺。

1) MDEA脱硫脱碳工艺

MDEA脱硫脱碳工艺是一九六几年所发明的化学吸收法, 它通过有机化学反应来去除原料气中的杂质。MDEA为一种在30摄氏度左右呈弱碱性的叔胺, 由于这个特性它可以在低温条件下与弱酸性的二氧化碳和硫化氢等杂质反应生产铵盐从而脱出, 回收时升高温度铵盐即可分解。但由于有机溶剂价格昂贵、MDAE损失较大, 该净化工艺成本较高。

2) NHD脱硫脱碳工艺

NHD脱硫脱碳工艺是最近研发的净化工艺。该工艺利用了二氧化碳和硫化氢在NHD中溶解度比较大这一特点，运用物理方法将酸性杂质去除。但NHD价格较贵，成本较高，需要先进行初步脱硫脱碳再利用NHD脱除来减少成本，工艺复杂。

3) 低温甲醇洗工艺

低温甲醇洗工艺是利用物理方法选择性吸收酸性气体，在低温条件下甲醇对硫化氢、二氧化碳等酸性气体吸收能力强，而对氮气、一氧化碳等吸收能力弱，从而达到选择性吸收的目的。而解吸时只需要减压升温即可。甲醇价格低廉，工艺流程短，对于处理大量原料气的工厂属于最优的工艺方案^[9, 10]。

表1.2 三种工艺方案比较

净化工艺	优点	缺点
MDEA脱硫脱碳工艺	吸收温度20~40 °C	起泡，造价高
NHD脱硫脱碳工艺	吸收温度12 °C左右	起泡，造价高
低温甲醇洗工艺	不起泡，溶剂廉价，技术成熟	有毒，操作条件苛刻 (零下40~60 °C，压力4~6 MPa)

1.1.2.2 低温甲醇洗典型工艺

根据原料气种类和所要求不同，通常将低温甲醇洗工艺分为两种类型：一步法和两步法。顾名思义，一步法是由Linde发明的一段吸收将一次性同时去除硫化氢和二氧化碳的工艺，这种方法主要运用于耐硫变换流程。而两步法更适合不耐硫变换流程，先利用低温甲醇洗脱除硫化氢等硫化物经过一氧化碳变换后在通过第二步脱除二氧化碳等杂质。两种方法的本质都是一样的，而在本文的模拟中选用二步法低温甲醇洗工艺^[2, 10]。

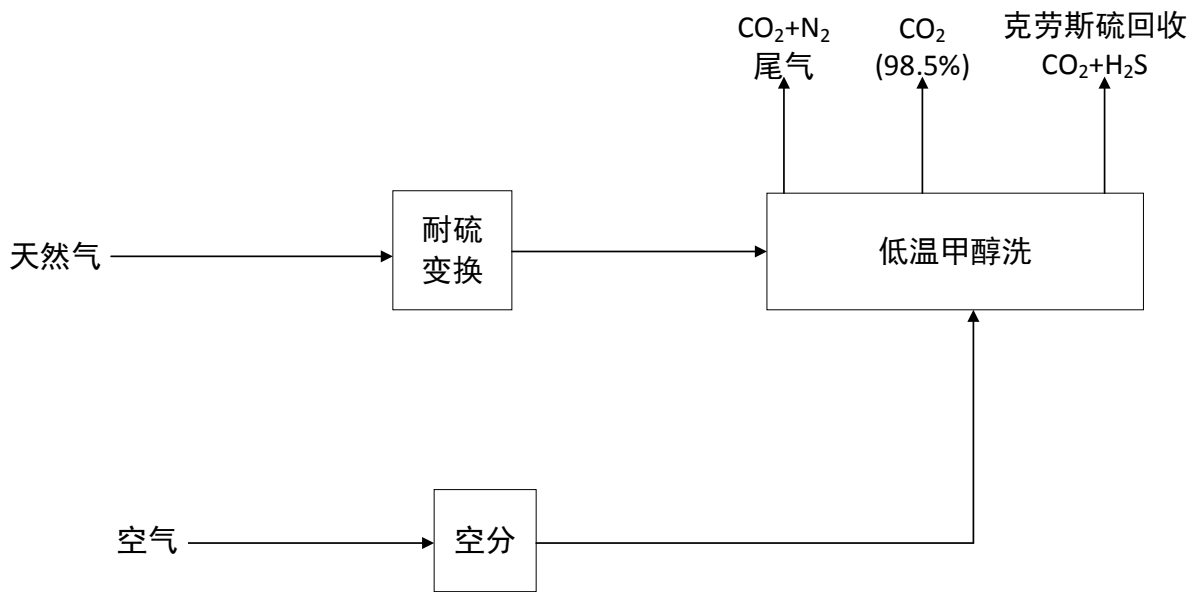


图1.2 一步法低温甲醇洗装置

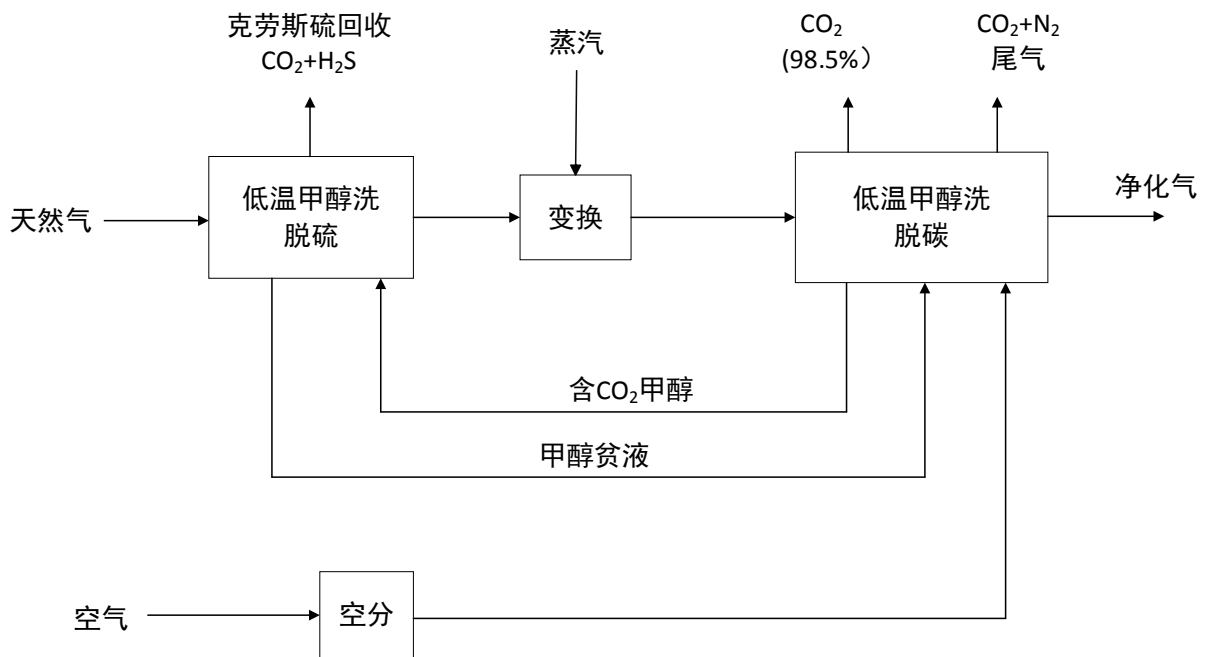


图1.3 二步法低温甲醇洗装置

低温甲醇洗工艺主要由三个部分组成，分别为吸收部分、解析部分和回收再生部分。一般经过脱氨、脱硫和脱碳等工艺最后在吸收塔塔顶得到产品气体^[11]。

以二氧化碳吸收为例，二氧化碳吸收塔通常为四塔吸收，先在一塔利用甲醇吸水将原料气脱水然后经过二塔去除原料气中的硫化物，脱水脱硫后的原料气进入三塔初步脱碳最后进入四塔精细脱碳再从塔顶得到净化完成的原料气^[12]。

解吸工段通常分为三个塔：CO₂中压解吸塔、酸浓缩塔和热再生塔，初步脱完碳的原料气进入中压闪蒸罐进行解吸，解吸出的二氧化碳进入CO₂中压汽提塔塔底，经过汽提塔从塔顶得到二氧化碳循环气。而酸浓缩塔的第三塔段会将闪蒸塔塔釜馏出液中的CO₂汽提完成^[13, 14]。

1.1.2.3 低温甲醇洗工艺净化和优化任务

低温甲醇洗的工艺目的主要为净化天然气中的二氧化碳、硫化氢等气体杂质。由于实际工厂的工艺操作，天然气中除了我们所需的产品还会含有二氧化碳、一氧化碳、硫化氢和水等一些不必要的气体，如果不去除这些气体，不仅产品的纯净度降低可能导致产品不可用，更会降低后期操作的效率，特别像硫化氢、二氧化碳等会致使催化剂中毒严重的可能会导致生产无法进行。为了生产效率，必须使用工艺去除这些杂质。结合各种气体净化方法，低温甲醇洗工艺为大型工厂净化工艺的首选。

低温甲醇洗工艺有着几个净化目的。一是净化原料天然气，净化后的气体二氧化碳浓度要求小于3%且越小越好，净化后的气体需达到国家制定标准。二是对硫化氢，二氧化碳等会污染环境的气体进行回收，让这些气体达到指定的排放标准避免污染环境。

本文研究的任务是对传统的低温甲醇洗工艺进行优化，运用aspen模拟软件和数据驱动对低温甲醇洗工艺进行模拟并在此基础上优化，使其能耗更少且净化程度更高。

1.1.3 低温甲醇洗工艺国内外研究进展

低温甲醇洗工艺是在上个世纪五十年代由林德和鲁奇公司开发的适用于净化含有高浓度酸性气体的工艺流程。目前世界上低温甲醇洗装置总计80多套，自上世纪60年代到90年代，林德公司总共建设了26套低温甲醇洗装置，主要用来处理油气化以及煤气化等气体的脱硫、脱碳。而鲁奇公司建设了54套低温甲醇洗装置，主要用于对合成氨、甲醇以及城市煤气等气体的净化^[15]。

我国在20世纪80年代初由国外引进的煤炭洗选技术，其中低温甲醇洗工艺成为研究的热点之一。20世纪80年代末，中国开始探索低温甲醇洗工艺的研究。首先在山西省煤炭科学研究院进行了低温甲醇洗试验，试验结果表明，低温甲醇洗工艺对煤炭的脱硫、脱氮效果显著，同时基于国外的低温甲醇洗工艺，我国的大连理工大学将具有自主知识产权的RPS软件运用在低温甲醇洗工艺上，并研发出了一种类似于林德工艺的新型节能型低温甲醇洗工艺流程，加快了我国对低温甲醇洗工艺的研究^[2]

。20世纪90年代，随着中国对煤炭清洁利用的要求越来越高，低温甲醇洗工艺开始引起广泛关注。中国煤炭科学研究总院、山西省煤炭科学研究院、西安交通大学、兰州设计院等多家研究机构和企业开始进行低温甲醇洗试验和工业化实践。2000年后，低温甲醇洗工艺开始进入产业化阶段。中国大唐集团和华能集团等企业相继建设了低温甲醇洗工艺生产线^[6]，提高了煤炭洗选清洁度和效率。目前我国已有多套采用低温甲醇洗工艺的装置并且在低温甲醇洗工艺上累积了大量经验。随着对该工艺的研究，我国对低温甲醇洗工艺不断改进形成了适合中国市场独特的改良版工艺。不仅如此，我国还对低温甲醇洗设备和低温甲醇洗仿真模拟进行了改造和精进，蔡联鸣等人利用Aspen软件对低温甲醇洗工艺进行动态模拟和优化^[9]，而顾劲飏根据上海焦化万吨年甲醇装置的实际设计生产情况进行计算机模拟^[17]。

在国外，20世纪70年代末，美国开始研究低温甲醇洗工艺，并在1980年代初将其应用于煤炭洗选中。美国先进的低温甲醇洗工艺具有高效、环保等优点，成为煤炭洗选领域的重要技术之一。20世纪80年代，欧洲国家开始研究低温甲醇洗工艺，并在1980年代末将其应用于煤炭洗选中。德国、英国、荷兰等国家的企业相继建设了低温甲醇洗工艺生产线，提高了煤炭洗选清洁度和效率。20世纪90年代，随着环保意识的增强和对煤炭清洁利用的要求越来越高，低温甲醇洗工艺成为国际上煤炭洗选的主流技术之一。德国、英国等国家的企业不断提高低温甲醇洗工艺的技术水平，推出了一系列新型低温甲醇洗设备和工艺方案。

目前，低温甲醇洗工艺在国际上得到广泛应用，已经成为煤炭洗选领域的主流技术之一。各国企业不断优化和改进低温甲醇洗工艺，逐步向高效、低成本、环保方向发展，推动了煤炭洗选技术的发展和进步。

1.2 数据驱动概述及研究进展

1.2.1 数据驱动介绍

数据驱动是指基于大数据分析和挖掘技术，利用数据来预测的一种方法。数据驱动的核心是将数据视为重要的资产和资源，通过数据的收集、分析和应用，实现智能化决策和效益最大化。数据驱动的过程包括数据采集、数据清洗、数据分析、数据挖掘和数据可视化等环节，通过这些环节将数据转化为有价值的信息，为企业提供更加科学、精准的决策和创新方向。数据驱动在各个领域得到了广泛的应用，如金融、医疗、制造业、市场营销等，成为企业发展不可或缺的一部分。

数据驱动的过程包括数据采集、数据清洗、数据分析、数据挖掘和数据可视化等环节。首先，数据采集是数据驱动的第一步，需要从不同的数据源中收集数据，包括企业

内部的各种数据库、应用系统、传感器等，以及外部的市场调查、社交媒体、公共数据等。其次，数据清洗是数据驱动的重要环节，数据清洗的目的是去除数据中的噪声、异常值和重复数据，保证数据的准确性和可靠性，为后续数据分析提供良好的数据基础^[18]

。然后，数据分析是数据驱动的核心环节，通过数据分析，可以发现数据中的规律和趋势，揭示数据背后的信息和知识，提供科学的决策支持。接下来，数据挖掘是数据驱动的重要环节，通过数据挖掘技术，可以从大量的数据中发现隐藏的模式和关联，可以发现新的创新方向。最后，数据可视化是数据驱动的重要手段之一，通过可视化的方式呈现数据分析结果和挖掘发现，直观、清晰地表达数据背后的信息和知识。

在人工智能和大数据盛行的时代下，化工行业也应该与时俱进，将大数据与化工过程结合起来^[19]，在本文中我们将aspen模拟与数据驱动相结合，利用SHAP图得到不同操作条件之间的影响和对甲烷质量分率的预测。总之，数据驱动是一种基于数据的分析和挖掘技术，可以为化工行业提供科学的决策支持和业务发展方向，是未来发展的重要推动力。

数据驱动是一种决策和行动的方法，即通过收集、分析和应用数据来指导决策和行动。我们通常利用数据分析和数据科学技术来进行数据驱动，以发现趋势、模式和关联，从而提供更好的洞察力和预测能力^[20]。

数据驱动一般采取数据收集、数据分析、和数据应用等方法来对数据进行预测，本文将收集aspen模拟出的数据，并利用数据驱动将数据里的异常值、缺失值去除，转换数据格式然后对数据进行分析和挖掘，发现数据中的规律和趋势，并且利用SHAP图将数据的处理和分析结果以图表的形式具体清晰的展现。

数据驱动方法的核心是以数据为基础，通过科学的数据处理和分析方法来指导决策和行动。通过数据驱动的方法，可以更加客观地了解问题和情况，减少主观偏见的影响，提高决策的准确性和效率^[21]。

我们将利用aspen模拟结果和数据驱动对低温甲醇洗工艺进行预测以便更好的观察低温甲醇洗工艺中各个因素对甲烷产率和纯度的影响，我们利用jupyter编写回归预测程序并将aspen的模拟结果输入，将甲醇进料量、甲醇进料温度、粗天然气进料温度、塔顶压力和塔板数当作五个变量，而将甲烷质量分率作为结果，利用程序可以得出预测误差和因素分析等。

我们主要使用了XGBoost（eXtreme Gradient Boosting）和LightGBM这两种基于决策树的机器学习算法，对于数据量巨大且变量繁多需要回归和预测分析的低温甲醇洗工艺，XGBoost是一种可以在大规模数据集上进行分布式训练的模型而LightGBM则是一种高效的梯度提升框架，具有更快的训练速度和更低的内存占用。对于预测改变操作变量低温甲醇洗工艺的变化非常适用。

XGBoost的基本原理是通过集成多个决策树来构建一个强大的模型。XGBoost采用了梯度提升算法，通过不断地迭代提高模型的预测性能。在每次迭代中，XGBoost先计算当前模型的梯度和损失函数，然后在此基础上建立一个新的决策树，并将其添加到模型中。通过不断地迭代，XGBoost可以将多个弱分类器集成成一个强分类器，从而提高模型的预测精度。它有着高效性、精度高、可解释性和灵活性等优点，XGBoost经过了性能优化，可以处理数百万甚至数十亿级别的特征和样本。而且采用了正则化技术和剪枝策略，可以有效地防止过拟合问题，同时提高模型的精度。XGBoost还可以输出特征重要性排名，对于模型解释和特征选择也有很大的帮助。不仅如此，它还支持各种不同类型的特征，包括数值型、类别型、文本型等，并且可以自定义损失函数和评估指标。

而LightGBM的基本原理与XGBoost大致相同，不同的是LightGBM还采用了特征并行和数据并行的技术，可以更快地训练模型。高效性、精度高、可扩展性、鲁棒性等都是LightGBM的优点。LightGBM采用了基于直方图的决策树算法，可以更快地建立决策树，同时采用了带深度限制的Leaf-wise算法可以更高效地训练模型。而且LightGBM使用正则化技术和剪枝策略，可以有效地防止过拟合问题，提高模型的精度。不仅如此，LightGBM支持多线程和分布式训练，可以处理大规模的数据集和高维度的特征，并自动处理缺失值和类别型特征，对于异常值具有很好的鲁棒性^[22]。

1.2.2 数据驱动研究进展

随着科技的发展，数据驱动逐渐成为人们常用的工具。数据驱动是指利用大数据、机器学习和人工智能等技术，从数据中提取有用信息、进行分析和预测，并通过这些信息指导决策和实践的过程。20世纪50年代，计算机技术开始出现，人们开始意识到数据处理和管理的重要性。20世纪60年代，数据处理和管理技术得到了进一步发展，数据库系统、数据仓库等技术得以应用。20世纪80年代，数据挖掘技术开始发展，人们开始利用数据挖掘技术从大量数据中提取有用信息。20世纪90年代，数据挖掘技术得到了广泛应用，企业开始利用数据挖掘技术进行市场分析、客户管理等工作。21世纪初，随着大数据技术的发展，数据驱动开始成为一种趋势。企业开始利用大数据技术进行数据分析、预测和决策。现在人工智能技术的发展推动了数据驱动的进一步发展。机器学习、深度学习等技术得到广泛应用，数据驱动成为了一种更加智能化、高效化的决策方式。数据驱动已经成为了企业、社会以及国家战略发展的重要手段之一。随着技术的不断进步，数据驱动将会在更多领域得到广泛应用^[23]。

1.2 研究目的及内容

随着国家发展和经济水平的提高，我国的战略目标转变为可持续发展，在党的二十大报告中习近平总书记指出要加快发展方式绿色转型，推动绿色发展，促进人与自然和谐共生。而天然气是我国现代重点培养的清洁能源系统的主能源之一，比起煤炭，天然气经济实惠、绿色环保而且安全可靠，天然气本身不含硫、粉尘等有害物品且燃烧后几乎不会生产硫化氢等有害气体，对环境非常友好，而且我国天然气资源非常丰富，在陆地中西盆地地区和我国管辖海域下，蕴藏着将近40-60多万亿立方米的天然气资源。2021年,全国天然气消费量3690亿立方米，增量410亿立方米，同比增长12.5%。而中国天然气占一次能源消费总量的比例升至8.9%，较上年提升0.5个百分点。但在天然气的开采的提取过程中，原料天然气不可避免的有着二氧化碳和硫化氢等杂质，所以原料天然气清洁技术是十分重要的。在净化天然气时，低温甲醇洗工艺为工厂常用的化工工艺方法，它可以非常有效的净化天然气^[24]，它利用在低温下酸性气体在甲醇中溶解度极大的特点来去除原料气中的酸性气体，为了更好更有效率的净化天然气，本文将研究对低温甲醇洗工艺的优化。

低温甲醇洗工艺为现在最常用的天然气脱碳脱硫的工艺之一，改善其工艺可以极大的节约能耗并改善环境，让我国更快的达到碳达峰碳中和的目标。为了更快更有效率的利用低温甲醇洗工艺去除酸性气体，我们需要改进完善低温甲醇洗工艺，本文通过aspen模拟低温甲醇洗工艺，并主要从5个操作条件：甲醇进料量、甲醇进料温度、天然气进料温度、精脱碳塔塔板数和塔顶压力上改进低温甲醇洗工艺，优化这5个操作条件从而达到优化工艺的目的，不仅如此，为了进一步了解这个操作条件的具体影响和相互影响以及对操作条件变化而产品质量的预测，我们将对aspen模拟后的数据结果进行处理，利用数据驱动分析这五个操作条件对甲烷分率的影响以及每个操作条件对其他操作条件的相互作用，并且可以预测随着操作条件的改变甲烷质量分率的变化。根据优化的操作条件和数据驱动的预测，可以为实际操作中的低温甲醇洗工艺提供理论依据和改善方法。

2. 低温甲醇洗工艺的模拟分析和优化

2.1 模型的建立

根据查找文献和资料，利用aspen模拟软件建立低温甲醇洗工艺的稳态流程，如图所示[14, 25-29]。

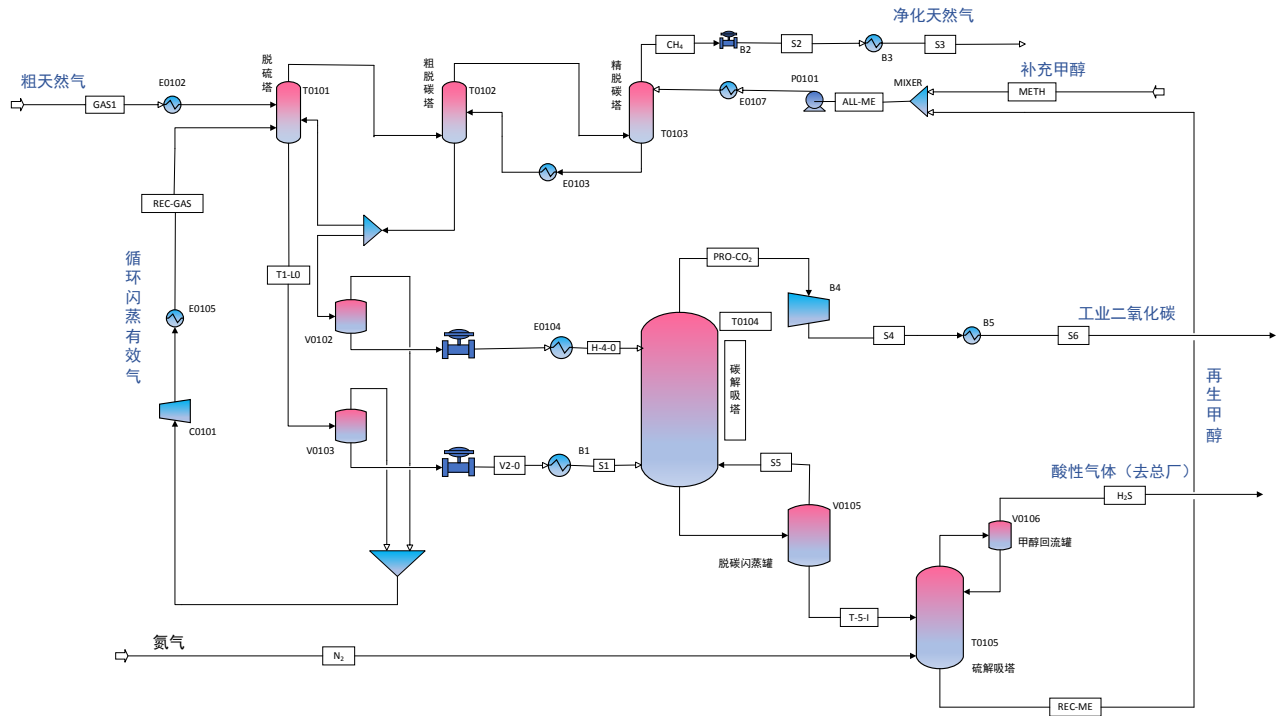


图2.1 低温甲醇洗工艺模拟流程图

未尽处理的初始天然气流股GAS1首先进入脱硫塔T0101进行脱硫，脱硫完成后进入粗脱碳塔T0102进行初步脱碳，这一步可以去除一部分含碳的杂质气体，初步脱碳完成后进入精脱碳塔T0103进行精细脱碳脱除天然气中其余的二氧化碳等气体，经过脱硫和脱碳后，天然气中基本只剩下一氧化碳和氢气，调整压力和温度最后得到纯净的甲烷。脱硫和脱碳所得到的含硫或含碳的杂质气体经过闪蒸罐，换热器等设备进入碳解吸塔T0104和硫解吸塔T0105进行解吸得到较为纯净的二氧化碳和硫化氢等气体回收利用。

2.2 低温甲醇洗工艺模拟的理论基础

2.2.1 低温甲醇洗工艺模拟的物性方法

在低温甲醇洗的计算机模拟中，选择恰当的物性方法即热力学方程至关重要，它为模型建立的基础，合适的物性方法可以提高模型模拟的准确性。低温甲醇洗工艺的操作条件在1到30个大气压、-50℃到150

℃左右，由于低温甲醇洗工艺中的主要气体为二氧化碳、一氧化碳、硫化氢、水和甲醇等非理想的极性气体，结合以上条件，符合低温甲醇洗工艺的物性方法PSRK、NRTL和SR-POLAR等方法^[13, 30, 31]。根据aspen使用手册，如图2.3以及相关文献，在实际对低温甲醇洗流程模拟中，NRTL是最为合适的物性方法。

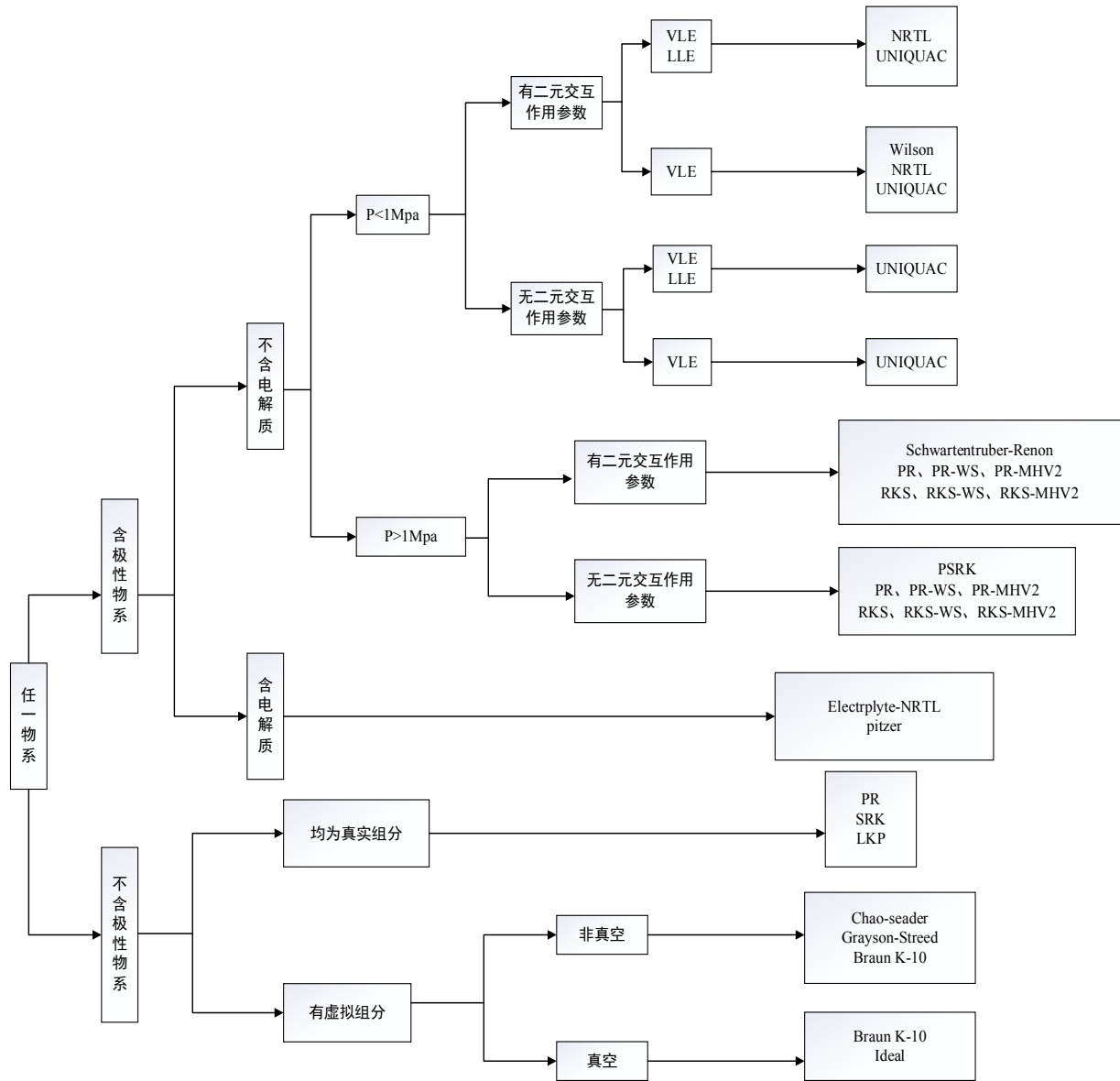


图2.2 物性方法选择树

NRTL方法在1968年由Renon和Pmusnitz研发，两人根据局部组成概念提出了NRTL（Non-Random Two Liquids，非随机两流体）方程，它可运用于非理想极性液液相平衡或气液相平衡模拟，NRTL方法在关联局部组成与总体组成的Boltzmann型方程中引入了一个能反映体系特征的非随机参数。NRTL方程可以用二元数据推算多元气液平衡和溶液平衡的性质，而且NRTL方程可同时适用于部分互溶及完全互溶系统，这也是它的突出

优点，因而特别适用于液液分层物系的计算，是一个三参数方程，综上所述对于低温甲醇洗工艺模拟NRTL这种物性方法是最好的。

2.2.2 低温甲醇洗流程模拟单元模块

单元模块为模拟流程里最基本的单元，一般有反应器、闪蒸塔、混合器等等，根据需要模拟的化工工艺要求，选用合适的单元模块进行模拟操作。由于低温甲醇洗工艺为物理吸收方法，所以不需要反应器，而且该工艺中只有气相和液相，所以也不需要固相的单元模块。结合低温甲醇洗的工艺要求，我们需要吸收塔、分流器、闪蒸塔、换热器和精馏塔等单元^[32]。

分流器和混合器的使用比较简单，它可以模拟物流的分离或混合，将一个流股分为多个流股/将多个流股混合成一个流股。但使用时需要知道分流后物流的分率或者流率等信息。

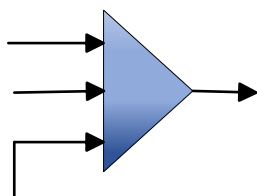


图2.3 混合器模块

精馏塔可以模拟汽液或液液平衡的过程。精馏塔单元的作用可以模拟液-液的抽提过程和蒸馏过程。在精馏塔里至少含有一个理论塔板数，而至多则不上限。完整的精馏塔由多组进料、循环泵、再沸器、冷凝器、加热器和冷却器。精馏塔必须有一个塔顶产品和塔底产品，可以在任意塔板上采出侧线产品，侧线产品的相态不固定，可能为气相或液相或者是气液混相。

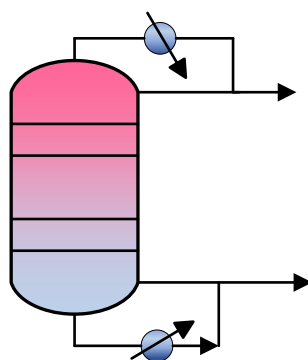


图2.4 精馏塔模块

换热器单元模拟两个工艺物料流或工艺物料流和公用物料流之间的换热，它可以加热或冷却某一物料流使其达到我们所需的操作温度。



图2.5 换热器模块

闪蒸单元为分离器的一种，闪蒸单元模块能够模拟所有并行条件的平衡计算，可以用来模拟单级分离器的气-液平衡计算。当已经确认出口条件时，入口物流混合物的热量及相态情况可以利用闪蒸单元模块确定。

2.3 精脱碳塔的模拟及分析

精脱碳塔T0103为低温甲醇洗工艺里比较重要的流程之一，它将脱除天然气里最后的含碳杂质气体。由于二氧化碳溶解在甲醇时会释放热量，为了更好的吸收效果，我们需要对甲醇进行低温处理，甲醇经过换热器E0107进行冷却。根据文献和工业上的资料初步设计精脱碳塔数据见表3-1^[33, 34]。

表2.1 精脱碳塔T0103部分参数

塔板数	第一块塔板压力/MPa	塔板压降/MPa	进料温度/°C	进料量/kg/hr
14	4.44	0.00068	-50	800000

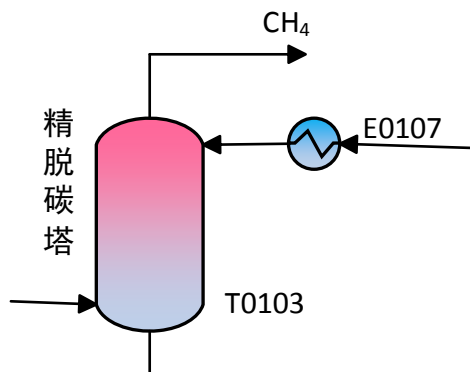


图2.6 精脱碳塔单元

2.3.1 基于进料甲醇量改变的吸收效果变化

对于精脱碳塔，吸收杂质气体的效果与多种因素有关，其中进料甲醇量、进料温度、精脱碳塔的塔板数这三个因素对脱除效果有着重要的影响。首先利用aspen模拟只改变进料甲醇的量，观察进料甲醇量与CH₄的质量分率的关系表，结合天然气质量要求表3.2去除不符合要求的数据，制作出进料甲醇量与CH₄的质量分率关系图2.7。

表2.2 天然气质量要求表

项目	一类	二类
高位发热量 ^{a,b} /(MJ/m ³) ≥	34.0	31.4
硫化氢 ^a /(mg/m ³) ≤	6	20
二氧化碳摩尔分率/% ≤	3.0	4.0

a 本标准中使用的标准参比条件是101.325kPa,20℃

b 高位发热量以干基计

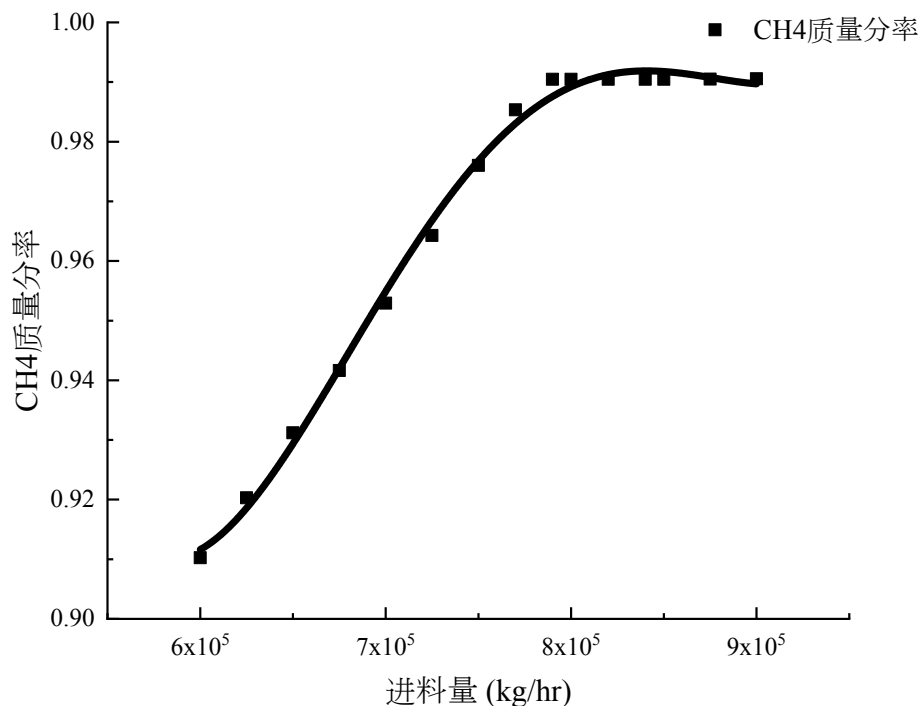


图2.7 进料甲醇量与CH₄的质量分率关系图

如图2.7可知，在其他条件不变的情况下增加进料甲醇的量可以提高对杂质气体的吸收效果，甲醇的量越大，吸收的杂质气体越多越快，但随着甲醇进料量的逐渐提升，脱除效果即甲烷的质量分率提高不明显，结合图可以观察到甲醇进料量从 6×10^5 kg/hr到 7.7×10^5 kg/hr，甲烷的质量分率迅速上升从91.02%到93.53%。而甲醇进料从 7.9×10^5 kg/hr开始增加时，甲烷的质量分率上涨不明显。

2.3.2 基于甲醇进料温度改变的吸收效果变化

不改变其他条件，利用控制变量法只改变换热器E0107中温度从而改变进料甲醇的温度，观察进料温度与CH₄的质量分率的关系，结合天然气质量要求去除不符合要求的数据，制作出进料甲醇量与CH₄的质量分率关系图2.8。

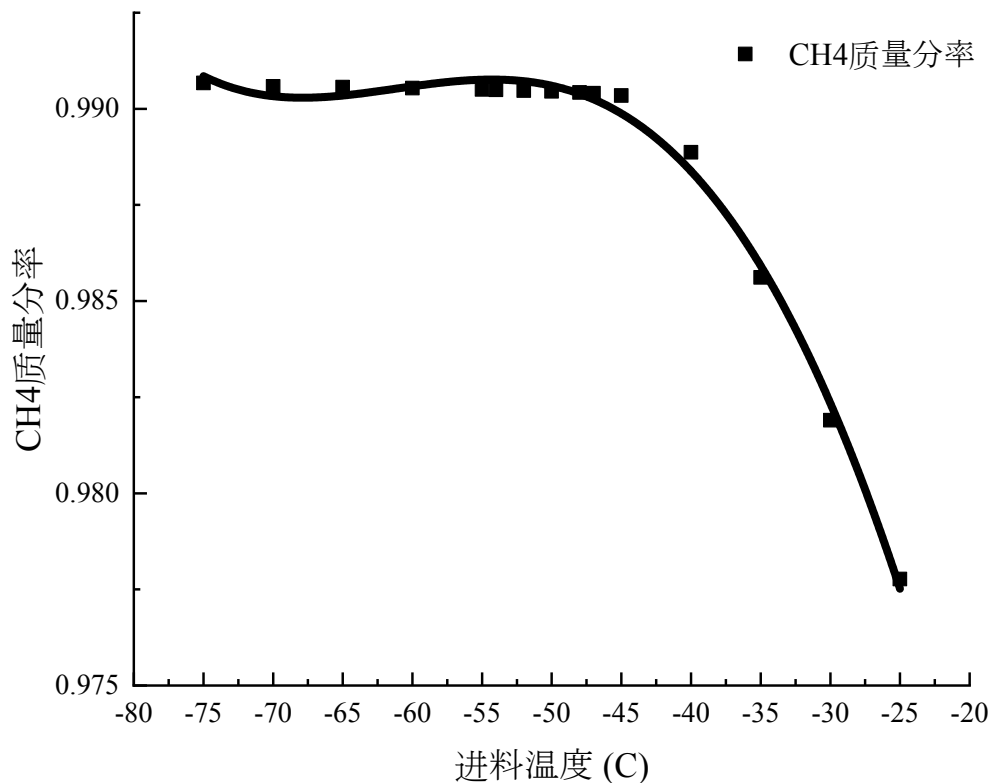


图2.8 进料温度与CH₄的质量分率关系图

由于甲醇溶液吸收二氧化碳等气体时会释放大量热，会使甲醇温度加高，而低温下二氧化碳在甲醇中的溶解度较大，甲醇对二氧化碳吸收效果较好，如图2.8可以发现随着温度的增加，甲烷的质量分率逐渐降低，但甲醇温度越低，工厂能耗也会越大，如图2.8当温度在-45 °C到-25 °C时甲烷质量分率改变较明显，而当温度降低到-47 °C及以下时甲烷的质量分率上升较为缓慢。

2.3.3 基于天然气进料温度改变的吸收效果变化

通过改变换热器E0102的温度，我们从而改变未经处理的粗天然气的进料温度，观察天然气进料温度与CH₄的质量分率的关系，并作出图2.9方便我们更加直观的判断两者之间的关系。

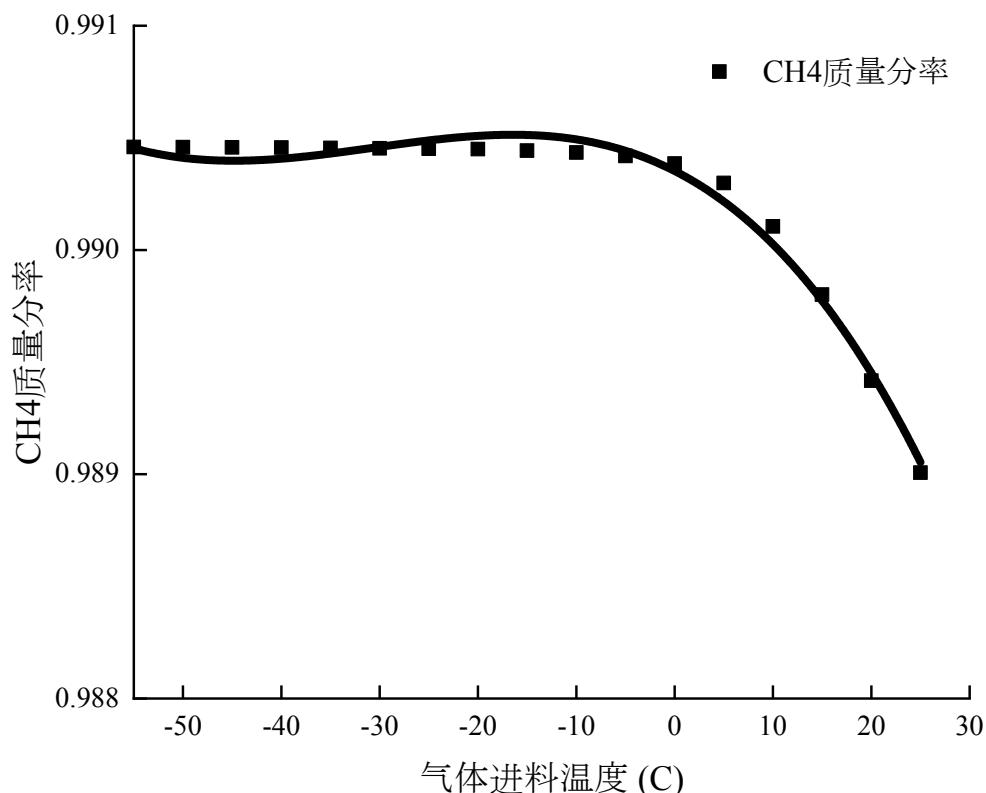


图2.9 天然气进料温度与CH₄的质量分率的关系图

和之前的原因相同，甲醇溶液吸收二氧化碳等气体时会放热，使得甲醇温度升高，从而甲醇的吸收效果下降，所以当粗天然气的温度较低时，甲醇的吸收效果会更好些，考虑到工厂的实际情况和成本能耗等问题，我们并不需要一味的降低粗天然气的温度，如图2.9，可以观察但当天然气温度为-10 °C时，再降低温度甲烷的质量分率提升不大。

2.3.4 基于塔顶压力改变的吸收效果变化

精脱碳塔的塔顶压力也会改变天然气净化效果，通常情况塔顶压力的增加会让分离效果更好，得到的天然气纯度更高。同时因为改变了塔顶压力，出塔气体的质量流率也会改变，虽然增加了塔顶压力会得到更纯净的天然气但质量流量会下降天然气的产量会降低，而且增加塔顶压力也会增加操作成本，除此之外，当塔顶压力过高的时候，会导致气相压力升高，从而增加了气相从液相到塔板上的渗透，反而会影响分离精度。本文利用aspen模拟改变精脱碳塔的塔顶压力，观察甲烷质量分率和质量流量的变化并作出图2.10。

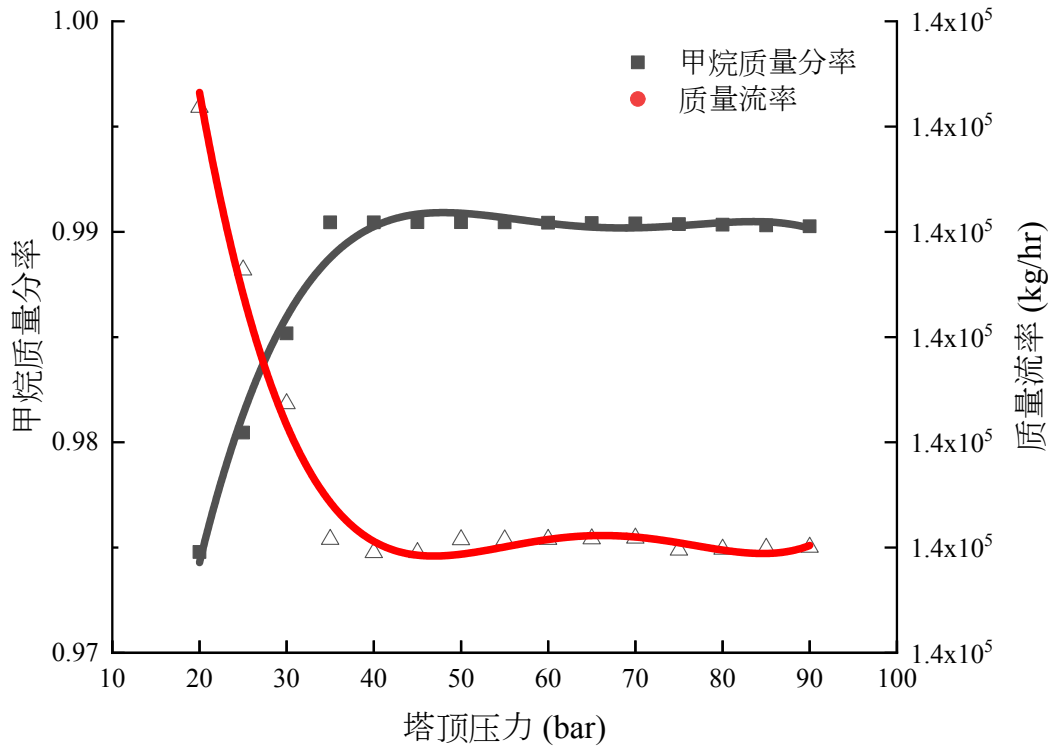


图2.10 CH₄质量分率和质量流量与塔顶压力的变化关系图

2.3.5 基于塔板数改变的吸收效果变化

精脱碳塔的塔板数多少也是改变工艺流程里吸收效果的重要原因，通常来讲，塔板数越大，分离效果越好，本文保持其他条件不变，更改精脱碳塔的塔板数，观察二氧化碳的摩尔分率和硫化氢含量随着塔板数的变化。

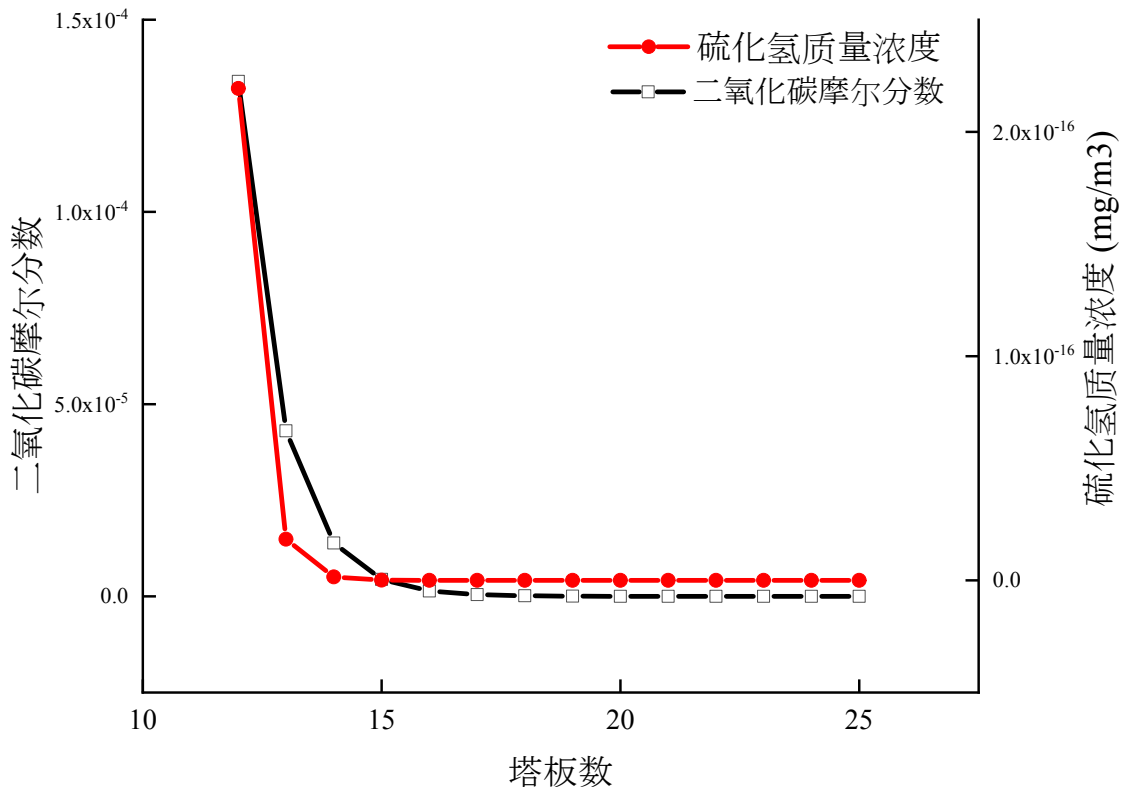


图2.11 CO₂摩尔分率和H₂S质量浓度与塔板数变化关系图

如图2.11可知，随着塔板数的增加，二氧化碳的摩尔分率和硫化氢的质量浓度不断下降，分离吸收效果越来越好，但随着塔板数的逐渐增大到14块时，二氧化碳的摩尔分率和硫化氢的质量浓度下降不太明显,此时在增大塔板数工艺的成本加大但受益较小。

2.3.6 基于甲醇进料量和进料温度的双重改变的吸收效果变化

我们建立了简单的低温甲醇洗模型，并用aspen软件使用不同操作条件进行了模拟，但我们的模拟都是进行在单一条件变化（只改变温度或者进料量）的情况下。在实际工厂操作中，这样是不现实的，某个操作量的改变可能会改变其他的条件，例如我改变操作温度时压强可也会发生微小变化。为了更好的得到接近真实的优化操作条件，下面将同时改变进料温度和进料甲醇量进行模拟。

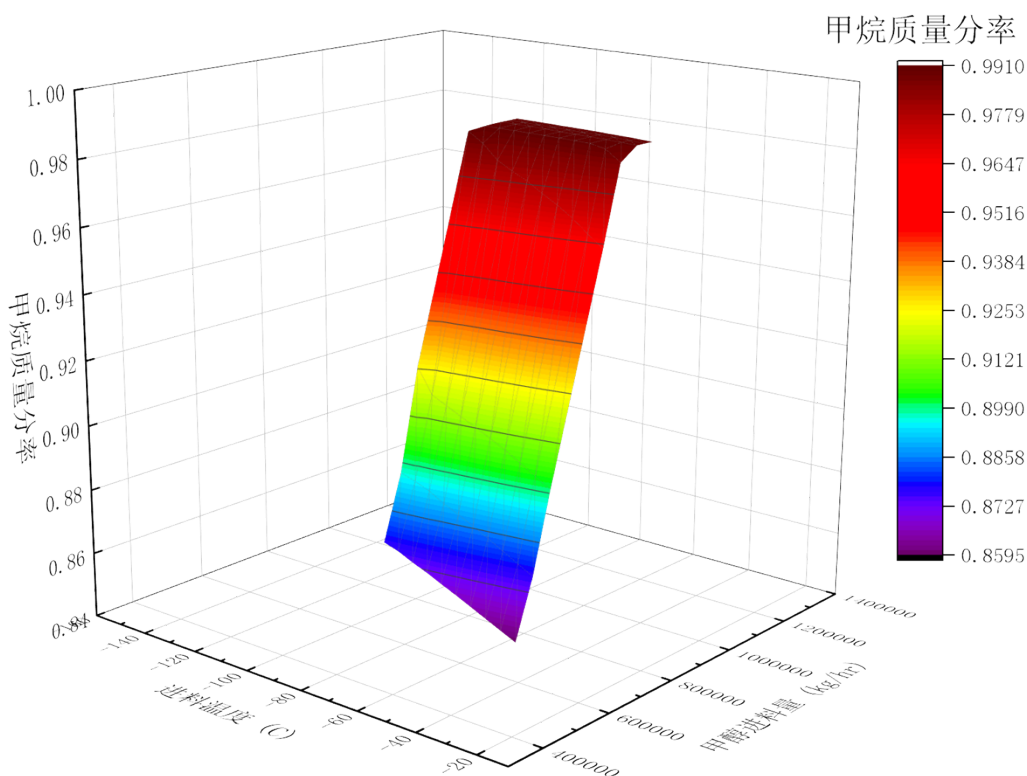


图2.12 CO₂摩尔分率随甲醇进料温度和进料量的变化关系图

同时改变甲醇进料温度和进料量得到如图3.7的三维图，如图2.12随着进料温度的降低和甲醇进料量的增加，甲烷质量分数逐渐上升，但随着甲烷质量分数到达0.99以上，增加进料量或减少进料温度，甲烷的质量分数增加趋势变得平缓，不如之前迅猛，此时如果增加进料量或减少进料温度，甲烷的质量分数上升不大。

2.4 优化分析

如图2.12可知当甲醇进料量增加或甲醇进料温度下降时，甲烷的质量分率会上升，但随着甲醇进料量的不断增加和甲醇进料温度的不断减小，甲烷的质量分率到达0.99后上升不如之前迅速，此时想要提升甲烷的质量分率，需要改变进料量和进料温度较大。考虑到操作成本的问题，应该选择甲烷质量分数上升趋势开始变得平缓时的操作条件即图中曲线突然变得平缓的那个点，观察图2.12可以知道当进料甲醇量为 8×10^5 kg/hr，进料温度为-47 °C时为较优的操作条件。

同理，在图2.9中，天然气进料温度和甲烷的质量分率呈反相关，当天然气进料温度下降时，甲烷的质量分率会提升，但当下降到-10°C时，

质量分率提升不大，但考虑到工厂的精度要求，我们适当降低天然气的进料温度，综合以上因素考虑，最终选定较优的天然气的进料温度因为-20 °C。

如图2.10，当精脱碳塔的塔顶压力增加时，甲烷的质量分率不断上升最后趋于平缓，而质量流率不断下降然后趋于平缓，与分析图2.12时不同，由于甲烷质量分率和质量流率都影响着产品的精度和纯度，所以图2.10的最优操作不在曲线的转折点，为了平衡甲烷质量分率和质量流率，最优操作点应该在甲烷质量分率和质量流率两条曲线的交点处即2.8 MPa，但此时的甲烷质量分率不足0.99不满足工业要求，所以我们选取交点向后满足工业要求的最小压力，观察图2.10可知为3.5 MPa，所以可以确定精脱碳塔塔顶压力为3.5 MPa为较优操作条件。

在精脱碳塔中，塔板数是一个塔的重要构成部分，而塔板数的大小极大的影响了塔的脱除效果，如图2.11，我们观察塔板数与从塔出来的二氧化碳和硫化氢含量的关系，从而可以知道塔板数的大小与精脱碳塔吸收效果的关系。如图2.11，可以知道塔板数的增加会提升精脱碳塔的脱碳脱硫效果，但可以看出塔板数到14时，增加塔板数二氧化碳摩尔分数和硫化氢质量浓度下降不大，此时为曲线拐点，所以塔板数为14块时为较优的塔板数。

综上所述，结合工业上甲烷的基本要求，最终通过aspen模拟得到的优化的操作条件为甲醇进料量 8×10^5 kg/hr，甲醇进料温度-47 °C，粗天然气的进料温度为-20 °C，精脱碳塔的塔顶压力为3.5 MPa，精脱碳塔的塔板数为14块，在此操作条件下甲烷的质量分率为0.9903，质量流量为135508 kg/hr。

表2.3 优化后操作条件

精脱碳塔T0103部分参数				
甲醇进料量/kg/hr	甲醇进料温度/°C	粗天然气进料温度/°C	塔 顶 压 力 /MPa	塔 板 数
8×10^5	-47	-20	3.5	14

2.5 经济分析

我们将优化后的操作数据放入aspen中模拟并进行经济分析，得出以下结果。

表2.4 优化后经济分析

总资本成本[美元]	74804300
-----------	----------

总运营成本[美元/年]	63602700
公用事业总费用[美元/年]	55253500
期望回报率[百分比/年]	20
设备成本[美元]	32222100
总安装费用[美元]	58717400

查询甲醇和氮气的价格，结合工厂的操作时间等，得出表2.5。

表2.5 基本经济数据表

甲醇价格（\$/kg）	0.35
氮气价格（\$/kmol）	0.315129006
第一次甲醇加入量（kg/hr）	800000
通入氮气流量（kmol/h）	500
补充甲醇溶剂（kg/h）	538
操作时间（h/年）	8765.76
折旧初始试剂费用	562800
补充甲醇费用	1641388.56
折旧设备费用	14722204.8
N ₂ 气费用	1381172.618

见表2.4和表2.5，我们可以算出相应的年度资本成本（ACC），运营支出（OPEX），总年度成本（TAC）同时做出相应的柱形图。

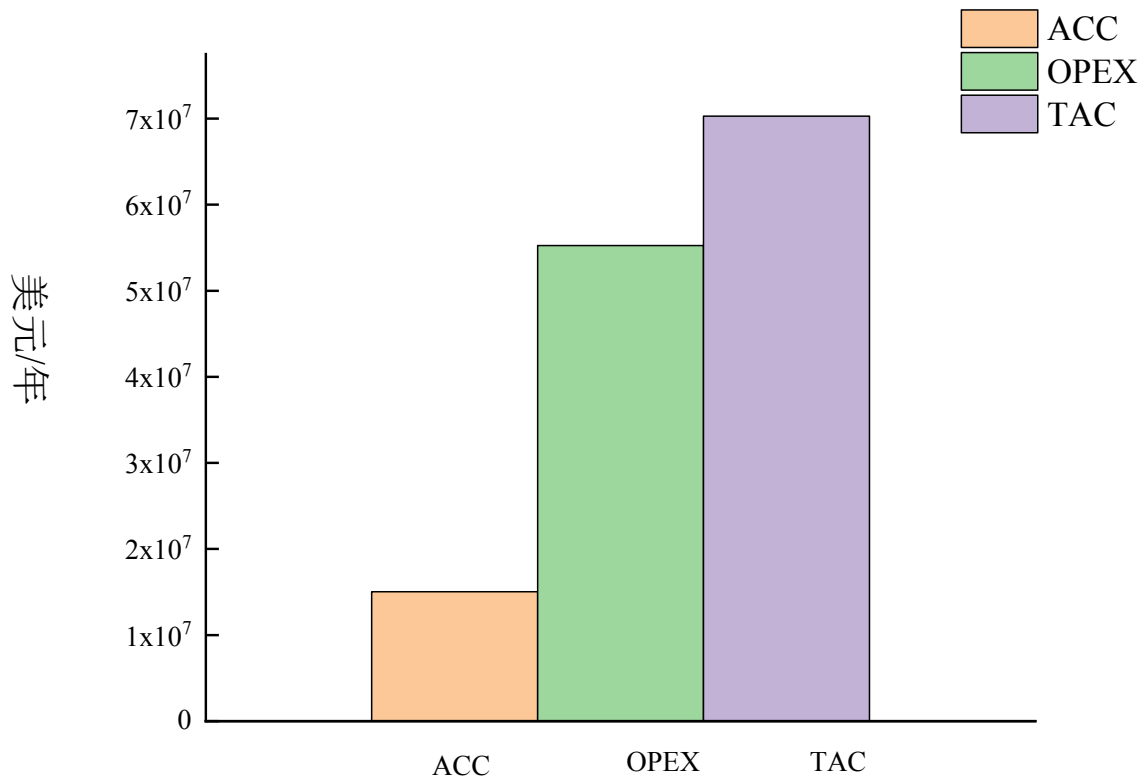


图2.13 经济成本汇总

如图2.13可知运营支出将近占总年度成本的80%，而年度资本成本只占总年度成本的20%，由此可见，要想减少低温甲醇洗工艺的运行资金，我们主要需要减少运营支出即减少公用事业的费用，而优化操作条件可以极大的减少公用事业的费用，减少工业的支出，由此可见优化低温甲醇洗的工艺操作条件是极为重要、不可或缺的。



3. 基于数据驱动的低温甲醇洗过程分析

3.1 基础数据

基于aspen模拟，我们得到见表3.1的基础数据。

表3.1 基础数据表

甲醇进料量/kg/hr	气体进料温度/C	甲醇进料温度/C	塔顶压力/bar	塔板数	CH ₄ 质量分率
x1	x2	x3	x4	x5	y
100000	-30	-50	35	14	0.667966272
102500	-30	-50	35	14	0.669966265
105000	-30	-50	35	14	0.672003405
107500	-30	-50	35	14	0.674031922
110000	-30	-50	35	14	0.676086152
112500	-30	-50	35	14	0.678130658
115000	-30	-50	35	14	0.68020729
117500	-30	-50	35	14	0.682333915
120000	-30	-50	35	14	0.684420662
122500	-30	-50	35	14	0.686539907
125000	-30	-50	35	14	0.688696139
127500	-30	-50	35	14	0.690844742
130000	-30	-50	35	14	0.693027884
132500	-30	-50	35	14	0.695221706
135000	-30	-50	35	14	0.69741228
137500	-30	-50	35	14	0.699630097
140000	-30	-50	35	14	0.701876915
142500	-30	-50	35	14	0.704102643
145000	-30	-50	35	14	0.70637947
147500	-30	-50	35	14	0.708669651
150000	-30	-50	35	14	0.710928573
152500	-30	-50	35	14	0.713282725

155000	-30	-50	35	14	0.71561331
157500	-30	-50	35	14	0.717959557
160000	-30	-50	35	14	0.720315295
162500	-30	-50	35	14	0.722691999
165000	-30	-50	35	14	0.725082847
167500	-30	-50	35	14	0.727514891
170000	-30	-50	35	14	0.729898478
172500	-30	-50	35	14	0.732360582
175000	-30	-50	35	14	0.734813498
177500	-30	-50	35	14	0.737288046
180000	-30	-50	35	14	0.739751259
182500	-30	-50	35	14	0.742244524
185000	-30	-50	35	14	0.744768797
187500	-30	-50	35	14	0.74727988
190000	-30	-50	35	14	0.749825453
192500	-30	-50	35	14	0.752389003
195000	-30	-50	35	14	0.754913238
197500	-30	-50	35	14	0.757482364
200000	-30	-50	35	14	0.760056607
202500	-30	-50	35	14	0.762623623
205000	-30	-50	35	14	0.765227789
207500	-30	-50	35	14	0.767828433
210000	-30	-50	35	14	0.770402762
212500	-30	-50	35	14	0.773009893
215000	-30	-50	35	14	0.775606784
217500	-30	-50	35	14	0.778187853
220000	-30	-50	35	14	0.78075604
222500	-30	-50	35	14	0.78332316
225000	-30	-50	35	14	0.785866678
227500	-30	-50	35	14	0.788384763
230000	-30	-50	35	14	0.790860804
232500	-30	-50	35	14	0.793255137
235000	-30	-50	35	14	0.795557093

237500	-30	-50	35	14	0.797594475
240000	-30	-50	35	14	0.798879257
242500	-30	-50	35	14	0.799382727
245000	-30	-50	35	14	0.799713757
247500	-30	-50	35	14	0.799999296
250000	-30	-50	35	14	0.800270313
252500	-30	-50	35	14	0.800584825
255000	-30	-50	35	14	0.80085919
257500	-30	-50	35	14	0.801141006
260000	-30	-50	35	14	0.80146162
262500	-30	-50	35	14	0.801739018
265000	-30	-50	35	14	0.802055538
267500	-30	-50	35	14	0.802376117
270000	-30	-50	35	14	0.802734768
272500	-30	-50	35	14	0.803087725
275000	-30	-50	35	14	0.803490018
277500	-30	-50	35	14	0.803907063
280000	-30	-50	35	14	0.80437565
282500	-30	-50	35	14	0.804844217
285000	-30	-50	35	14	0.805347318
287500	-30	-50	35	14	0.805861545
290000	-30	-50	35	14	0.80640258
292500	-30	-50	35	14	0.806949799
295000	-30	-50	35	14	0.807507206
297500	-30	-50	35	14	0.808083334
300000	-30	-50	35	14	0.808654545
302500	-30	-50	35	14	0.809242887
305000	-30	-50	35	14	0.809838052
307500	-30	-50	35	14	0.810442314
310000	-30	-50	35	14	0.811055364
312500	-30	-50	35	14	0.811673863
315000	-30	-50	35	14	0.812298887
317500	-30	-50	35	14	0.812930688

320000	-30	-50	35	14	0.813568897
322500	-30	-50	35	14	0.81421244
325000	-30	-50	35	14	0.814862018
327500	-30	-50	35	14	0.815517743
330000	-30	-50	35	14	0.816176885
332500	-30	-50	35	14	0.816840673
335000	-30	-50	35	14	0.817514628
337500	-30	-50	35	14	0.818189855
340000	-30	-50	35	14	0.818869149
342500	-30	-50	35	14	0.819552969
345000	-30	-50	35	14	0.820242852
347500	-30	-50	35	14	0.820936826
350000	-30	-50	35	14	0.821634535
352500	-30	-50	35	14	0.822336842
355000	-30	-50	35	14	0.823042709
357500	-30	-50	35	14	0.823753285
360000	-30	-50	35	14	0.824468689
362500	-30	-50	35	14	0.825186215
365000	-30	-50	35	14	0.825909219
367500	-30	-50	35	14	0.826636151
370000	-30	-50	35	14	0.827366616
372500	-30	-50	35	14	0.828094531
375000	-30	-50	35	14	0.828835436
377500	-30	-50	35	14	0.829572024
380000	-30	-50	35	14	0.830317904
382500	-30	-50	35	14	0.831065438
385000	-30	-50	35	14	0.831813657
387500	-30	-50	35	14	0.832571414
390000	-30	-50	35	14	0.833327885
392500	-30	-50	35	14	0.834090567
395000	-30	-50	35	14	0.834852581
397500	-30	-50	35	14	0.835621563
400000	-30	-50	35	14	0.836390379

402500	-30	-50	35	14	0.837163892
405000	-30	-50	35	14	0.837941833
407500	-30	-50	35	14	0.838720135
410000	-30	-50	35	14	0.839504156
412500	-30	-50	35	14	0.840289902
415000	-30	-50	35	14	0.841080927
417500	-30	-50	35	14	0.841871231
420000	-30	-50	35	14	0.842665635
422500	-30	-50	35	14	0.843465
425000	-30	-50	35	14	0.844269304
427500	-30	-50	35	14	0.845071244
430000	-30	-50	35	14	0.845878227
432500	-30	-50	35	14	0.846689867
435000	-30	-50	35	14	0.847503121
437500	-30	-50	35	14	0.848316956
440000	-30	-50	35	14	0.849131467
442500	-30	-50	35	14	0.849956657
445000	-30	-50	35	14	0.850781848
447500	-30	-50	35	14	0.85160864
450000	-30	-50	35	14	0.852440466
452500	-30	-50	35	14	0.853275674
455000	-30	-50	35	14	0.854109665
457500	-30	-50	35	14	0.854949231
460000	-30	-50	35	14	0.855789489
462500	-30	-50	35	14	0.856634571
465000	-30	-50	35	14	0.857479548
467500	-30	-50	35	14	0.858331002
470000	-30	-50	35	14	0.859176139
472500	-30	-50	35	14	0.860034623
475000	-30	-50	35	14	0.860899858
477500	-30	-50	35	14	0.861760224
480000	-30	-50	35	14	0.862622412
482500	-30	-50	35	14	0.86348242

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要
下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/776130055151010112>