隔壁精馏塔分离天然气中杂质模拟

刘祎飞[1] 胡 玲[1] 高 鑫[1] 张庆宇[2] 韩淑怡[1] 刘文亮[1] 张 津[1] 刘 辉[2] 陈运强[1]

1. 中国石油工程建设有限公司西南分公司， 四川 成都 610041；

2. 天津大学化工学院， 天津 300072

摘 要：天然气是重要的优质清洁能源。隔壁精馏塔可脱除天然气中的杂质，且能耗小、分离效能突出，能够兼顾经济效益与社会效益，对行业及社会发展具有重要现实意义。深入探讨了隔壁精馏塔技术在天然气处理中的应用，利用 Aspen Plus 软件，结合其中的 PSRK 物性模型和 RadFrac 模块，构建了四塔模型进行模拟分析。通过模拟分析不同 CO_2 侧采位置与气液相分配，优化处理了 CO_2 质量分数、再沸器能耗和冷凝器能耗，从而确定隔壁精馏塔最佳操作参数。对整个设备的投资成本进行了全面估算，通过调整气相分配比成功降低了总年度成本，为天然气提纯工艺提供了更经济可行的解决方案。

关键词：天然气；隔壁精馏塔；气液分配比；能耗；总年度成本

DOI：10. 3969 /j. issn. 1006-5539. 2026. 03. 002

Simulation for impurity separation in natural gas using dividing wall column technology

Liu Yifei[1], Hu Ling[1], Gao Xin[1], Zhang Qingyu[2], Han Shuyi[1],
Liu Wenliang[1], Zhang Jin[1], Liu Hui[2], Chen Yunqiang[1]

1. CPECC Southwest Company, Chengdu, Sichuan, 610041, China;

2. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin, 300072, China

Abstract: Natural gas is an important high-quality clean energy source. Dividing wall columns effectively remove impurities from natural gas with low energy consumption and excellent separation performance, balancing economic and social benefits. This technology holds significant practical value for both industry and societal development. This paper presents an in-depth study on the application of dividing wall column technology in natural gas treatment. A four-column simulation model was constructed in Aspen Plus using the PSRK thermodynamic property method and the RadFrac rigorous distillation module. The effects of different CO_2 side-draw locations and vapor-liquid split ratios were analyzed. Based on simulation results, the CO_2 mass fraction and the energy consumption of reboilers and condensers were optimized to determine the optimal operating parameters of the dividing wall column. A comprehensive

收稿日期：2025-08-20

基金项目：中国石油集团工程股份有限公司科学研究与技术开发项目“超大型中高含硫天然气处理关键技术研究”（2023ZYGC-02-01）

作者简介：刘祎飞（1990-），女，工程师，硕士，主要从事天然气处理、液化技术研究及工程设计工作。E-mail：liuyifei2_sw@cnpc. com. cn

通信作者：陈运强（1968-），男，教授级高级工程师，学士，主要从事天然气处理工程设计与技术管理工作。E-mail：chenyunqiang@ cnpc. com. cn

capital cost estimation of the entire facility was also conducted. By adjusting the vapor split ratio, the total annual cost was significantly reduced, providing a more economical and feasible technical solution for natural gas purification.

Keywords: Natural gas; Dividing wall column; Vapor-liquid split ratio; Energy consumption; Total annual cost

0　前言

天然气作为清洁能源在能源结构转型、经济发展以及环境保护中具有重要地位[1-2]。随着社会经济的不断发展，中国的能源需求和消费量持续增加，不仅在全球节能、新能源及可再生能源利用方面位居首位[3]，同时也成为了全球碳排放量最大的国家[4]。开采出来的天然气中含有 H_2S、CO_2 等大量杂质[5-6]，严重影响着天然气的使用效率[7-8]，因此，天然气的净化提纯工作显得尤为重要[9-10]。CO_2 作为温室气体，集中处理也提高了经济效益和社会效益[11]。

天然气脱硫脱碳技术现阶段主要有物理吸收法与化学吸收法[12-13]。传统的物理吸收法操作简单，但脱除率与选择性较低；化学吸收法效率更高、应用更广泛，但具有产品率低、单位能耗高等缺点[14]。因此，在实际生产中，采用安全、先进且经济合理的处理工艺技术显得尤为重要。

隔壁精馏塔作为一种热耦合精馏塔，通过设备内部热耦合降低了分离能耗，因此在物质分离与提纯方面效率更高[15-16]。同时，由于隔壁精馏塔集主塔和副塔于一体，还可节省设备占用空间与投资费用[17]。本文将隔离塔作为分离设备，利用 Aspen Plus 软件分离天然气内含硫杂质与含碳杂质。

1　工艺介绍

1.1　条件设置

我国高硫高碳天然气主要分布在渤海湾盆地和四川盆地，以四川盆地普光气田天然气为例分析，具体组成见表 1[18]。

表 1　普光气田天然气组成表

Tab. 1　Composition of Puguang natural gas

组成	质量百分比
CH_4	75.52%
C_2H_6	0.11%
C_3H_8	0.00
H_2S	15.16%
CO_2	8.64%
N_2	0.57%

考虑到除 CH_4、H_2S 与 CO_2 外，其余物质质量分数均较少，为方便模拟，保留 H_2S 与 CO_2 的实际质量分数，将其他物质统一归为 CH_4，后续模拟原料气组成见表 2。天然气进口温度为 -54.29 ℃，压力为 2 MPa. a，露点进料，单套装置处理量为 100 kg /h。

表 2　模拟原料气组成表

Tab. 2　Composition of simulated feed gas

组分	质量百分比
CH_4	76.20%
H_2S	15.16%
CO_2	8.64%

1.2　工艺流程方案选择

压力 2 MPa. a 下的 CH_4、CO_2 与 H_2S 的三元相图见图 1。3 种物质沸点从低到高依次为 CH_4（-107.30 ℃）、CO_2（-19.23 ℃）、H_2S(24.54 ℃)。图中圆圈为原料气的进料组成点，红线为蒸馏残余曲线，箭头指向的方向为温度升高的方向。因此可以确定 CH_4、CO_2 和 H_2S 在隔壁精馏塔中的分布关系。原料气从隔壁精馏塔预分离段进料，沸点最高的 H_2S 从隔壁精馏塔塔底采出，沸点最低的 CH_4 从塔顶采出，沸点居中的 CO_2 则需要从塔另一侧采出。

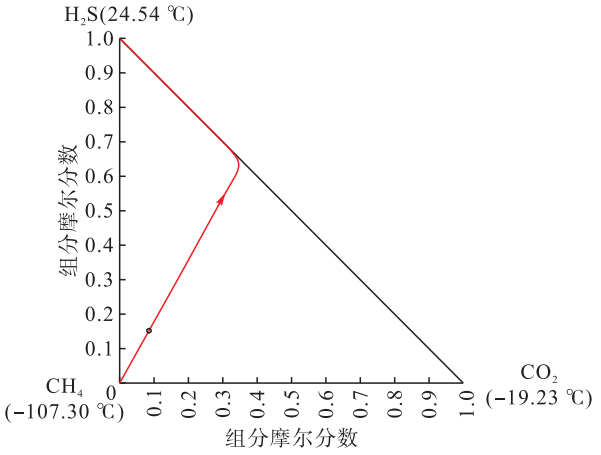


图 1　CH_4、CO_2 与 H_2S 在 2 MPa. a 下的三元相图

Fig. 1　Ternary phase of CH_4, CO_2 and H_2S at 2 MPa. a

1.3　工艺流程设计

隔壁精馏塔结构与各流股参数见图 2。

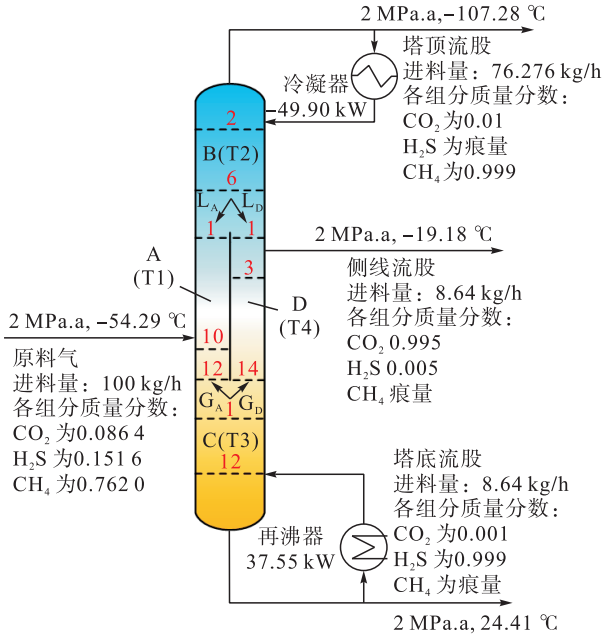


图 2　隔壁精馏塔流程图

Fig. 2　Flowchart of the dividing wall column

注：图中红色数字为塔板数，表示第几块塔板。

原料气进入隔壁精馏塔 A 区，进行预分离，沸点较低组分 CH_4 与部分 CO_2 进入 B 区，经过冷凝器后冷凝回流，将质量分数为 99.9% 的 CH_4 提取出来，而 B 区的 CO_2 经过液体分布器后一部分进入 D 区；同时，沸点较高组分 H_2S 与部分 CO_2 进入 C 区，经过再沸器后将质量分数为 99.9% 的 H_2S 提取出来，C 区的 CO_2 经过气体分布器后一部分进入 D 区，并与 B 区来的 CO_2 汇合后，选取 CO_2 质量分数较高的塔板再进行侧采，提取出质量分数 >99.5% 的 CO_2。在图 2 中 B 区降下的液体分别分成 L_A 与 L_D 两股，分别进入 A 区与 D 区，L_D 与 L_A 两股液体之质量比为液相分配比；C 区上升的气体分别分成 G_A 与 G_D 两股，进入 A 区与 D 区，G_D 与 G_A 两股气体之质量比例为气相分配比。

上述过程通过 Aspen 进行模拟，选择正确的物性方法对模拟的准确性极其重要，由于该工况为 2 MPa. a 的高压，因此选用预测性索阿韦—雷德利希—邝（Predictive Soave-Redlich-Kwong，PSRK）物性模型进行模拟[19]。隔壁精馏塔采用四塔模型模拟，通过 4 组 RadFrac 模块（T1、T2、T3、T4，分别对应图 2 中 A、B、C、D 区）模拟，4 组模块塔压均为 2 MPa. a，气相、液相的分配通过 2 组 Split 模块（SP1、SP2）模拟，Aspen 流程图见图 3。

由于隔壁精馏塔与常规精馏塔相比自由度更高，四塔模型中有多个操纵变量，且变量之间相互影响，单独调节每个变量都会改变模拟的能耗。为减少多变量导致的模拟复杂度过高，模拟中通过 T2 调节 T2 的回流比，将塔顶流股中 CH_4 的质量分数控制为 99.9%；通过调节 T3 的塔底采出与进料比，将塔底流股中 H_2S 的质量分数控制为 99.9%。同时各塔塔板数也已优化为最少，其中 T1 为 12 块、T2 为 6 块、T3 为 13 块、T4 为 14 块，原料进料位置固定在 T1 第 10 块塔板处。其余各塔之间的流股出料均为除再沸器外的最后一块塔板，进料均为除冷凝器外的第一块塔板。剩余的 3 个变量为 SP1 的液相分配比、SP2 的气相分配比以及测线流股的侧采塔板位置。

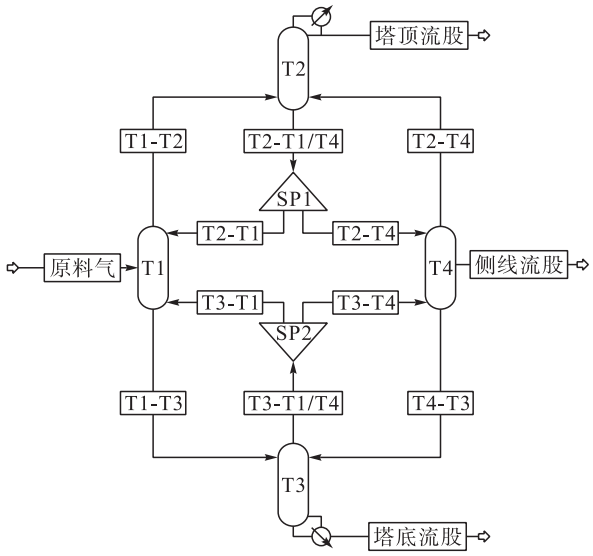


图 3　Aspen 模拟三元组分流程图

Fig. 3　Flowchart of Aspen simulation of ternary component

2　模拟结果讨论

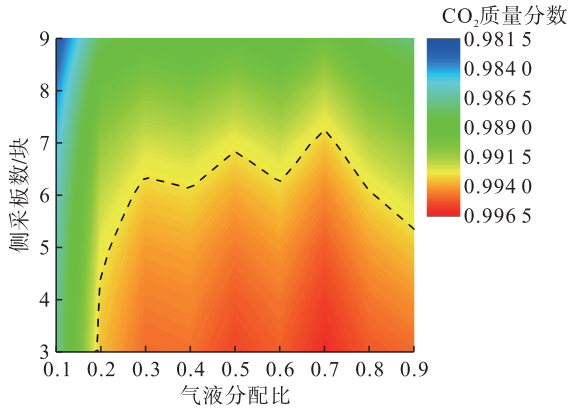
2.1　气液分配比与侧采塔板位置对精馏的影响

模拟隔壁精馏塔内气相分配比与液相分配比以相同比例变化以及隔壁精馏塔 D 区侧采板位置的变化，对侧采流股内的 CO_2 质量分数与隔壁精馏塔再沸器的影响，模拟结果见图 4。

由图 4-a）可见，虚线内侧曲线为 CO_2 质量分数 > 0.993 的区域。当侧采板位置越接近 D 区中上部时，CO_2 质量分数越高；同时气液分配比越大，也就是向 D 区进料越多，CO_2 质量分数越高。这是因为 CO_2 与其他两组分的温差较大，导致其在 D 区更容易富集。因此当气液分配比从 0.2 开始时 CO_2 便可以较高质量分数采出。但当气液分配比达到约 0.7 时，再继续升高，CO_2 可采出的塔板数逐渐降低，这是由于其余杂质，特别是 H_2S 重组分逐渐进入 D 区。

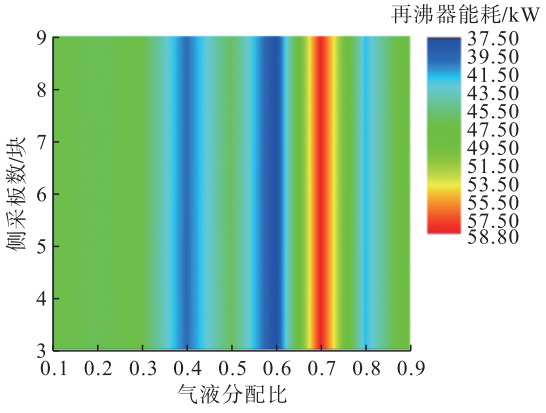
由图 4-b）~c）可见，再沸器和冷凝器的能耗与侧采塔板数关系不大，但与气液分配比的变化关系较大。当气液分配比为 0.4 和 0.6 时再沸器能耗与冷凝器能耗均达到较小值；当气液分配比为 0.7 时能耗又变为最大值，原因是气液分配比的增加导致更多 CO_2 进入 C 区，为得

到规定质量分数的 H_2S，只能增加再沸器能耗来提高 H_2S 质量分数，同时再沸器能耗升高也导致了冷凝器能耗的增加。



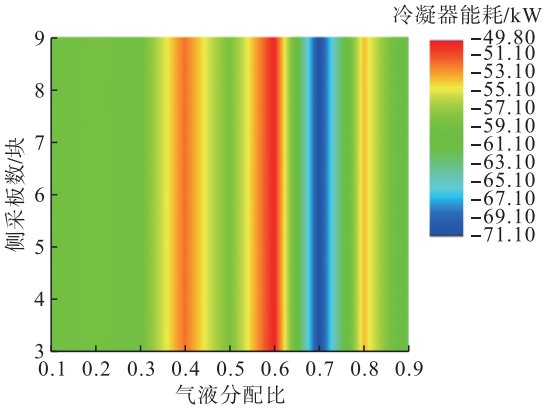
a）气液分配比、侧采板数与侧采流股 CO_2 质量分数的关系

a）The relationship between vapor-liquid split ratio, side-draw column number and side-draw CO_2 mass fraction



b）气液分配比、侧采板数与再沸器能耗的关系

b）The relationship between vapor-liquid split ratio, side-draw column number and reboiler energy consumption



c）气液分配比、侧采板数与冷凝器能耗的关系

c）The relationship between vapor-liquid split ratio, side-draw column number and condenser energy consumption

图 4　模拟结果图

Fig. 4　Simulation results

2.2　气相分配比及液相分配比对精馏的影响

分析 2.1 节可知，当想得到较高纯度的侧采 CO_2 又希望能耗较低时，选取第三块塔板侧采，气液分配比选择 0.6 时较适合。本节将采用该参数设计，并进一步讨论当气相分配比或液相分配比发生变化时对侧采 CO_2 质量分数与再沸器能耗的关系。

2.2.1　气相分配比对精馏的影响

通过将液相分配比（即 SP1 分配比）固定为 0.6，改变气相分配比（即 SP2 分配比），模拟检测侧采 CO_2 质量分数与再沸器能耗与冷凝器能耗的关系，见图 5。

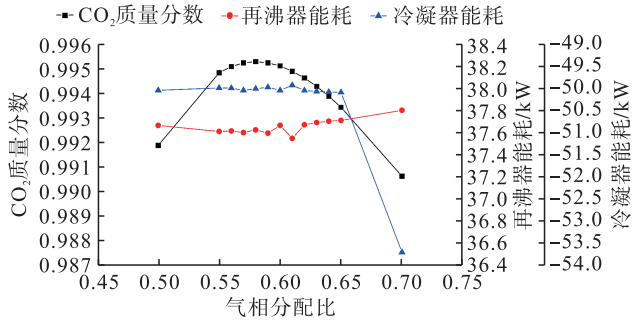


图 5　气相分配比与侧采流股 CO_2 质量分数、再沸器能耗和冷凝器能耗关系图

Fig. 5　Side-draw CO_2 mass fraction and reboiler /condenser energy consumption with vapor split ratio

由图 5 可见，当气相分配比为 0.58 时，侧采的 CO_2 质量分数最高，为 0.995。但冷凝器能耗和再沸器能耗最低时气相分配比是 0.61，再沸器能耗为 37.5 kW。同时，当气相分配比距离峰值较远时，CO_2 质量分数逐渐降低，能耗也呈现出逐渐升高的趋势。

2.2.2　液相分配比对精馏的影响

通过将气相分配比（即 SP2 分配比）固定为 0.6，改变液相分配比（即 SP1 分配比），模拟检测侧采 CO_2 质量分数与冷凝器与再沸器能耗的关系，见图 6。

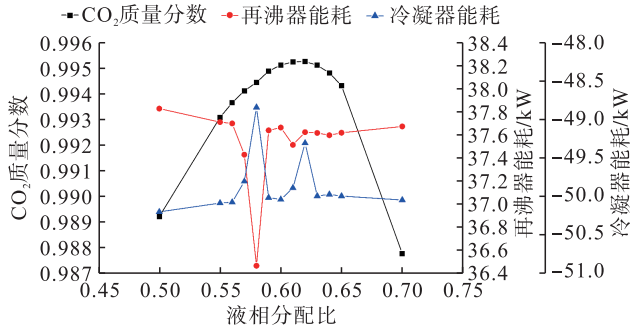


图 6　液相分配比与侧采流股 CO_2 质量分数、再沸器能耗和冷凝器能耗关系图

Fig. 6　Side-draw CO_2 mass fraction and reboiler /condenser energy consumption with liquid split ratio

由图 6 可见,当液相分配比为 0.62 时,侧采的 CO_2 质量分数最高,为 0.995,能耗最低时液相分配比是 0.58,再沸器能耗为 36.5 kW。同样,当液相分配比距离峰值较远时,CO_2 质量分数逐渐降低,能耗也呈现出逐渐升高的趋势。

由图 5~6 可见,冷凝器能耗与再沸器能耗变化趋势基本一致,与常规精馏塔冷凝器与再沸器的能耗变化相同。

2.3 设备投资对比

2 台隔壁精馏塔年度总成本对比见表 3,由于反应器再沸器的温度约 24 ℃,比较接近常温,再沸器换热介质使用普通循环水或其他廉价介质即可,而反应器顶部冷凝器温度较低,费用较高,因此表 3 中仅对比了系统的冷凝器能耗及其费用,未对比再沸器能耗及费用。

表 3 2 台隔壁精馏塔年度总成本表

Tab. 3 The total annual cost of two dividing wall columns

项目	液相分配比 0.6,气相分配比 0.58				液相分配比 0.62,气相分配比 0.6					
	T1	T2	T3	T4	T1	T2			T3	T4
塔板数 /块	12	6	13	14	12	6	—	—	13	14
塔高 /m	4.0	2.0	4.0	4.5	4.0	0.5	0.5	1.0	4.0	4.5
塔径 /m	0.109	0.217	0.131	0.087	0.110	0.215	0.175	0.133	0.130	0.844
设备成本 /万元	3.670	4.386	4.465	3.172	3.706	1.429	1.147	1.493	4.429	35.753
冷凝器能耗 /kW	−49.976				−49.284 33					
能耗费用 /万元	296.219				292.118					
年度总成本 /万元	301.450				308.103					

注:本表中能耗与设备投资对比参考了《Aspen 模拟软件在精馏设计和控制中的应用》中的经济核算依据一小节[20]。

由表 3 可见,两种优化后的隔壁精馏塔各个区域内的塔板数和塔高均相同。但液相与气相的分配比不同,导致各区域塔径和能耗也不同。

同时对 2 台隔壁精馏塔进行成本计算来看,减少气相分配比时年度总成本比调整液相分配比的年度总成本更低。与图 5、6 对比后发现,气相分配比的变化也比液相分配比变化对侧线采出流股 CO_2 质量分数的影响小,对实际生产时调节气相分配比有一定的指导作用。

在精馏塔设计中,通过优化操作条件,如增加 D 区第三块塔板的侧采,可实现较低的年度总成本。例如,当液相分配比设定为 0.6,气相分配比为 0.58 时,根据相关设计和操作数据,可达到较低的预期年度总成本和较优的操作效果。

将龙曾兵等人[6]研究的使用吸附法对高含硫天然气进行脱硫的工艺方案折算成本文相同产能,其能耗费用约为 350 万元 /a,本文模拟结果与其相比最终能耗节约了约 20%,具有较大优势。这是因为隔壁精馏塔通过本身的热耦合作用,可充分利用全塔各部分的热量,减少了物料反复被加热降温的能耗浪费。因此该方法与传统吸附法相比,更有助于节能降耗。

3 结论

天然气通过隔壁精馏塔进行精馏净化,能够达到脱硫脱碳的效果,从而获得纯度较高的净化天然气。当塔顶采出与塔底采出质量分数要求一定时,可通过调节气液相配比的方法与调节侧采塔板数的方法调节侧采流股的纯度与整个反应器的能耗。同时发现调节气相分配比时,CO_2 质量分数变化幅度较小,更适合实际生产应用。

参考文献:

[1] 李洪言,郑一鸣,季银利,等. 2050 年世界能源展望分析[J]. 天然气与石油,2025,43(1):129-135.
Li Hongyan, Zheng Yiming, Ji Yinli, et al. Analysis of the World Energy Outlook in 2050 [J]. Natural Gas and Oil, 2025, 43 (1): 129-135.

[2] 张 智,许宝进,梁 斌,等."双碳"背景下中国氢能发展回顾、面临挑战及建议[J]. 天然气工业,2025,45(4):179-192.
Zhang Zhi, Xu Baojin, Liang Bin, et al. Review, challenges and suggestions for China's hydrogen energy development in the context of "dual carbon" strategy [J]. Natural Gas Industry, 2025, 45 (4): 179-192.

[3] 张英杰. 我国能源需求预测及其结构优化研究[D]. 北京:华北电力大学(北京),2016.
Zhang Yingjie. Research on energy demand forecasting and energy structure optimization of China [D]. Beijing: North

China Electric Power University, 2016.

[4] 李许卡. 我国天然气产业现状及发展思考[J]. 南都学坛, 2021,41(2):108-113.
Li Xuka. China's natural gas industry: Current status and development considerations [J]. Academic Forum of Nandu, 2021, 41 (2): 108-113.

[5] 苏海鹏. 天然气净化装置用蒸汽锅炉供热系统设计探讨[J]. 工业锅炉,2025(4):31-35.
Su Haipeng. Discussion on the design of steam boiler heating system for natural gas purification plant [J]. Industrial Boiler, 2025 (4): 31-35.

[6] 龙增兵,刘　瑾,吴　熹. 高含硫天然气脱硫工艺方案选择及模拟评价[J]. 化工技术与开发,2007,36(12):28-32.
Long Zengbing, Liu Jin, Wu Xi. Process schemes selection and simulation evaluation of high sour natural gas desulphurization [J]. Technology & Development of Chemical Industry, 2007, 36 (12): 28-32.

[7] 李　媛,刘世常,张寅晖. H_2S 与 CO_2 共存条件下气田地面集输系统内腐蚀影响因素分析方法研究[J]. 石油与天然气化工,2020,49(1):82-86.
Li Yuan, Liu Shichang, Zhang Yinhui. Study on analysis method of internal corrosion affecting factor under the coexistence of CO_2 and H_2S in surface gathering system [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2020, 49 (1): 82-86.

[8] 马新元. 浅析 CO_2 腐蚀和 H_2S 腐蚀的影响因素[J]. 云南化工,2018,45(7):84-86.
Ma Xinyuan. Analysis of factors affecting CO_2 corrosion and H_2S corrosion [J]. Yunnan Chemical Technology, 2018, 45 (7): 84-86.

[9] 孙书桩,郭亚飞,赵传文,等. 二氧化碳捕集与利用一体化技术研究进展[J]. 洁净煤技术,2025,31(6):53-107.
Sun Shuzhuang, Guo Yafei, Zhao Chuanwen, et al. Recent progress on integrated carbon dioxide capture and utilization technology [J]. Clean Coal Technology, 2025, 31 (6): 53-107.

[10] 肖荣鸽,郑子烁,肖丹儿,等. 天然气膜分离脱碳与 LNG 轻烃回收联产工艺设计及优化[J]. 油气储运,2025,44(11):1287-1296.
Xiao Rongge, Zheng Zishuo, Xiao Dan'er, et al. Design and optimization of integrated membrane separation for natural gas decarbonization and light hydrocarbon recovery from LNG [J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2025, 44 (11): 1287-1296.

[11] 林名桢,贾建昌,王　翀,等. CO_2 低温分馏提纯工艺优化与研究[J]. 石油与天然气化工,2012,41(6):547-550.
Lin Mingzhen, Jia Jianchang, Wang Chong, et al. Optimization and study of CO_2 low temperature fractionation purification process [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2012, 41 (6): 547-550.

[12] 王　真. 天然气脱硫脱碳工艺的选择研究[J]. 化工管理, 2019(2):112-113.
Wang Zhen. Study on selection of desulfurization and decarbonization process for natural gas [J]. Chemical Enterprise Management, 2019 (2): 112-113.

[13] 何　玲. 高含硫天然气脱硫脱碳技术研究进展[J]. 化学工程师,2018,32(4):62-66.
He Ling. Research progress of high-sulfur natural gas desulphurization and decar-bonization technology [J]. Chemical Engineer, 2018, 32 (4): 62-66.

[14] 王　超. 关于高含硫天然气净化处理技术展望及探讨[J]. 石化技术,2024,31(4):60-62.
Wang Chao. Outlook and discussion on high sulfur natural gas purification and treatment technology [J]. Petrochemical Industry Technology, 2024, 31 (4): 60-62.

[15] 方　静,祁建超,李春利,等. 隔壁塔四塔模型的设计计算[J]. 石油化工,2014,43(5):530-535.
Fang Jing, Qi Jianchao, Li Chunli, et al. Design and calculation for four-column model of dividing wall column [J]. Petrochemical Technology, 2014, 43 (5): 530-535.

[16] 王洪海. 分离丙酮—乙醇—水物系的隔壁塔设计与优化[J]. 石油化工,2017,46(2):217-221.
Wang Honghai. Design and optimization of dividing-wall column for separation of acetone-ethanol-water system [J]. Petrochemical Industry, 2017, 46 (2): 217-221.

[17] 王　旭,武海涛,刘甜甜,等. 隔壁塔在分离三元及共沸混合物中应用的研究进展[J]. 天然气化工—C1 化学与化工,2022,47(3):18-25.
Wang Xu, Wu Haitao, Liu Tiantian, et al. Research progress on application of dividing wall column for separating ternary and azeotropic mixtures [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2022, 47 (3): 18-25.

[18] 马永生. 中国海相油气田勘探实例之六　四川盆地普光大气田的发现与勘探[J]. 海相油气地质,2006,11(2):35-40.
Ma Yongsheng. Cases of discovery and exploration of marine fields in China (part 6): Puguang gas field in Sichuan Basin [J]. Marine Origin Petroleum Geology, 2006, 11 (2): 35-40.

[19] 孙兰义. 化工流程模拟实训——Aspen Plus 教程[M]. 北京:化学工业出版社,2012:44-48.
Sun Lanyi. Chemical engineering process simulation using Aspen Plus [M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2012: 44-48.

[20] Luyben W L. Aspen 模拟软件在精馏设计和控制中的应用[M]. 马后炮化工网,译. 上海:华东理工大学出版社, 2015:64-65.
Luyben W L. Distillation design and control using Aspen simulation [M]. Mahoupao. net, trans. Shanghai: East China University of Science and Technology Press, 2015: 64-65.