

山西沁水煤层气液化 HYSYS 软件计算模型

李士富, 王曰燕, 王 勇

(西安长庆科技工程有限责任公司, 陕西 西安 710021)

摘 要: 我国是世界上煤层气资源最丰富的国家之一。2 000 m 以浅地质资源量约 36×10^{12} m³, 目前已探明储量 $1\,130 \times 10^8$ m³, 山西沁水地区已实施 20×10^8 m³ 建设工程。煤层气的液化也是煤层气的储运方式之一。由于煤层气的组成主要是甲烷和氮气, 因此煤层气的液化较常规的天然气液化困难。给出了煤层气混合冷剂液化的 HYSYS 软件的计算模型, 供设计时参考。

关键词: 煤层气; 储运; 液化; 计算模型

文章编号: 1006-5539(2010)04-0022-04 文献标识码: A

1 概述

煤层气属非常规天然气, 是优质能源和化工原料, 具有广阔的市场前景。我国是世界上煤层气资源最丰富的国家之一。据最新油气资源量评价, 我国埋深 2 000 m 以浅地质资源量约 36×10^{12} m³, 与常规天然气资源量相当。煤层气资源及开发潜力巨大, 目前已探明储量 $1\,130 \times 10^8$ m³, 已具备形成煤层气产业的资源基础。根据煤层气发展规划, 2015 年煤层气年产量将达到 100×10^8 m³。煤层气作为一个资源丰富的独立能源新矿种, 可望成为中国 21 世纪天然气以外最重要的清洁能源之一。除了管输之外, 煤层气的液化也是一种储运方式^[1~3]。

2 基础条件

2.1 煤层气组成

山西沁水煤层气中央处理厂煤层气组成见表 1。

2.2 温度

温度为 35℃。

表 1 山西沁水煤层气中央处理厂煤层气组成 V%

序号	组 分	冬季	夏季
1	CH ₄	97.691 5	97.690 0
2	C ₂ H ₆	0.039 8	0.040 0
3	CO ₂	0.427 9	0.430 0
4	N ₂	1.343 3	1.340 0
5	H ₂ O	0.497 5	0.500 0
6	合计	100.000 0	100.000 0

2.3 压力

压力为 200 kPa(a)。

2.4 流率

20×10^8 m³/a = 25×10^4 m³/h = 11 160 kmol/h (0℃, 101.325 kPa)

2.5 计算时间

计算时间为 8 000 h/a。

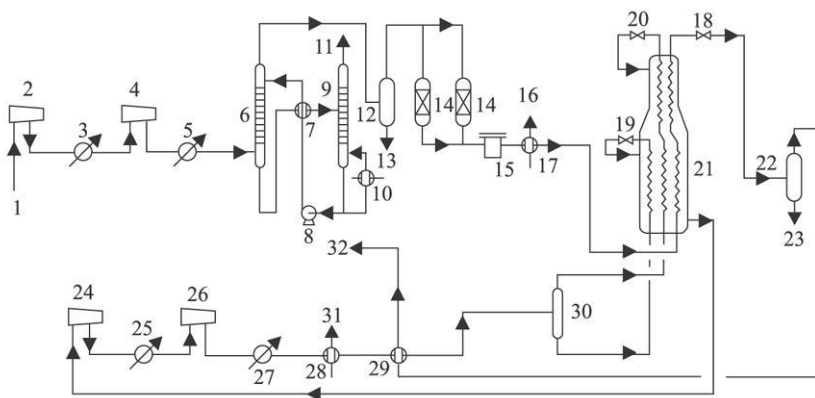
3 工艺流程

3.1 工艺原则流程

煤层气液化工艺原则流程图见图 1。

收稿日期: 2009-09-15

作者简介: 李士富 (1938-), 男, 辽宁沈阳人, 教授级高级工程师, 主要从事油气加工工艺研究。



1. 煤层气; 2 压缩机(一级); 3. 水冷器; 4. 压缩机(二级); 5 水冷器; 6 吸收塔; 7 换热器; 8 溶剂循环泵; 9 再生塔; 10 重沸器; 11. CO_2 ; 12 分液罐; 13. 吸收剂; 14 分子筛脱水器; 15. 过滤器; 16 丙烷; 17. 煤层气丙烷蒸发器; 18 节流阀; 19 节流阀; 20 节流阀; 21 冷箱; 22 分液罐; 23. LNG; 24 冷剂压缩机(一级); 25 水冷器; 26 冷剂压缩机(二级); 27 水冷器; 28 冷剂丙烷蒸发器; 29. 冷剂燃料气换热器; 30 分液器; 31. 丙烷; 32 燃料气

图 1 煤层气液化工艺原则流程图

煤层气(1)温度 35°C , 压力 200 kPa 经压缩机一级(2)压缩至 1 000 kPa, 温度升至 200°C 进入水冷器(3), 冷却至 35°C 进入压缩机二级(4)压缩至 5 200 kPa, 温度升为 208°C , 经水冷器(5)冷却至 35°C 进入吸收塔(6), 塔顶打入吸收剂一乙醇胺(MEA)脱出煤层气中的 CO_2 , 吸收了 CO_2 的溶剂与再生塔(9)来的贫吸收剂换热后进入再生塔, 在塔底重沸器(10)的作用下脱出 CO_2 (11)。贫溶剂用溶剂循环泵(8)抽出, 换热后打入吸收塔, 完成溶剂循环。脱出 CO_2 的煤层气进入分液罐(12), 分出携带的吸收剂(13)后, 进入分子筛脱水器(14)脱出煤层气中的水分, 经过滤器(15)过滤出机械杂质, 然后进入丙烷蒸发器(17), 煤层气被冷却至 -35°C 从下部进入冷箱(21)。在冷箱中煤层气被冷却到 -150°C 再经节流阀 1(18)节流至 150 kPa 进入分离器(22), 分离器顶部未液化的气体作为燃料气(32)与冷剂换热后出装置。分离器底部为成品 LNG(23)。

从冷箱出来的混合冷剂温度 -39°C 进入冷剂压缩机(24)一级, 压缩至 1 000 kPa, 温度 110°C 进入水冷器(25)冷却至 35°C 进入压缩机二级(26), 混合冷剂被压缩至 5 300 kPa 经水冷器(27)冷却至 35°C 进入冷剂丙烷蒸发器(28), 混合冷剂被冷却至 -35°C 进入换热器(29)换热后进入分离器(30)。分离器底部液相进入冷箱, 被冷却至 -138°C , 再经节流阀 2(19)节流至 150 kPa 进入冷箱壳体下部;

分离器(30)顶部气相也从下部进入冷箱被冷却至 -150°C 进入节流阀 3(20)节流至 150 kPa, 温度 -178.6°C 进入冷箱壳体上部, 自上而下与煤层气、冷剂换热, 与分离器液相汽化后的气体混合一起出冷箱进入冷剂循环压缩机, 完成一个循环。

3.2 HYSYS 软件计算模型

这里选择了两个方案: 方案一为带丙烷预冷的混合冷剂($\text{G}+\text{MRC}$)方案, 出大冷箱的混合冷剂不换热直接去冷剂压缩机, 原料气用丙烷预冷至 -35°C ; 方案二为出大冷箱的混合冷剂与原料气换热, 代替原料气的丙烷蒸发器, 原料气换热至 -35°C 。两个方案的 HYSYS 软件计算模型分别见图 2~3。图 2~3 中用分子筛切割器代替吸收塔, 切割出 H_2O 和 CO_2 。

4 HYSYS 软件计算结果汇总

方案一计算结果汇总见表 2。

液化率: 脱出 CO_2 和水后的原料气总量为 179 200 kg/h 产 LNG 162 100 kg/h 液化率为 90.46%。

5 方案对比

两个方案的能耗比较见表 3。

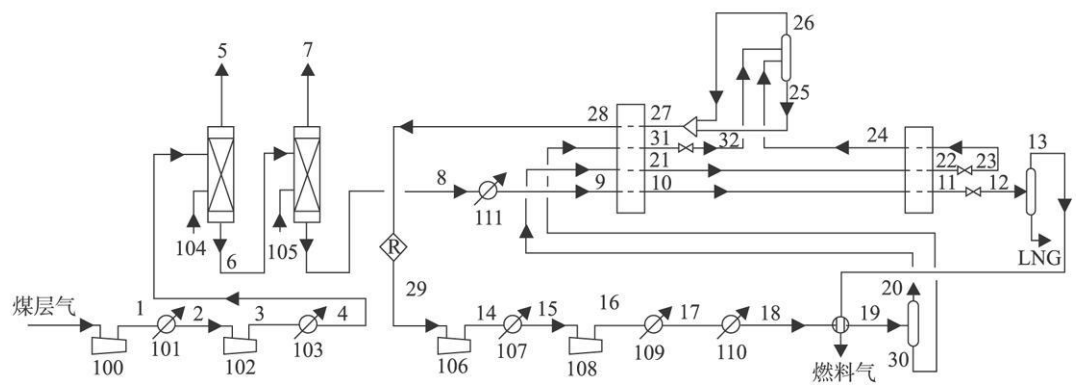


图 2 煤层气液化 HYSYS软件计算模型 (方案一)

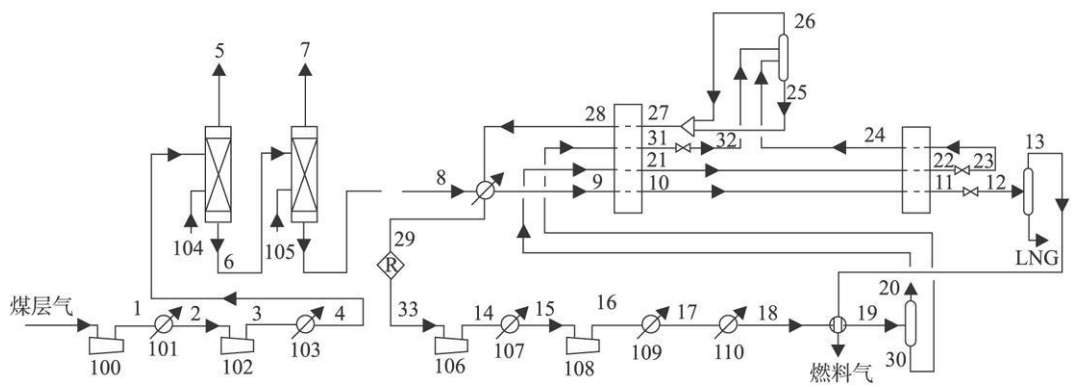


图 3 煤层气液化 HYSYS软件计算模型 (方案二)

表 2 方案一计算结果汇总

流 号	煤层气	1	2	3	4	5	6	7	8
Vapour Fraction	1 000 0	1 000 0	1 000 0	1 000 0	0 996 3	1 000 0	1 000 0	0 000 0	1 000 0
Temperature/℃	35 00	199 8	35 00	208 1	35 00	35 00	35 00	35 00	35 00
Pressure/kPa	200	1 000	980	5 200	5 180	5 180	5 170	5 150	5 130
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	11 160	11 160	11 160	11 160	11 160	47 99	11 110	55 80	11 060
Mass Flow/kg · h ⁻¹	182 400	182 400	182 400	182 400	182 400	2 112	180 200	1 005	179 200
流 号	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Vapour Fraction	1 000 0	0 000 0	0 000 0	0 089 8	1 000 0	1 000 0	1 000 0	1 000 0	1 000 0
Temperature/℃	- 35 00	- 138 0	- 150 0	- 160 8	- 160 8	106	35 00	163 8	35 00
Pressure/kPa	5 110	5 090	5 070	120	120	1 000	980 0	5 300	5 280
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	11 060	11 060	11 060	11 060	992 8	14 000	14 000	14 000	14 000
Mass Flow/kg · h ⁻¹	179 200	179 200	179 200	179 200	17 140	390 600	390 600	390 600	390 600
流 号	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Vapour Fraction	0 340 3	0 323 7	1 000 0	0 000 0	0 000 0	0 347 1	0 584 3	0 000 0	1 000 0
Temperature/℃	- 35 00	- 37 76	- 37 76	- 138 0	- 150 0	- 179 2	- 165 3	- 153 8	- 153 8
Pressure/kPa	5 260	5 240	5 240	5 220	5 200	150 0	130 0	130 0	130 0
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	14 000	14 000	4 532	4 532	4 532	4 532	4 532	9 919	4 081
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	390 600	390 600	106 100	106 100	106 100	106 100	106 100	297 500	93 080
流 号	27	28	29	30	31	32	燃料气	LNG	
Vapour Fraction	0 291 5	1 000 0	1 000 0	0 000 0	0 000 0	0 132 1	1 000 0	0 000 0	
Temperature/℃	- 153 8	- 41 11	- 41 11	- 37 76	- 138	- 147 4	- 40 0	- 160 8	
Pressure/kPa	130 0	110 0	110 0	5 240	5 220	130 0	110 0	120 0	
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	14 000	14 000	14 000	9 468	9 468	9 468	992 8	10 060	
Molar Flow/kmol · h ⁻¹	390 600	390 600	390 600	284 500	284 500	284 500	17 140	162 100	

表 3 两个方案的能耗比较		kW	
序号	项 目	方案一 (C ₃ +MRC)	方案二 (冷剂换热)
1	原料一级压缩	20 360	20 360
2	原料二级压缩	21 010	21 010
3	冷剂一级压缩	26 780	34 040
4	冷剂二级压缩	24 340	23 820
5	原料一级水冷	20 770	20 770
6	原料二级水冷	23 710	23 710
7	冷剂一级水冷	14 630	32 120
8	冷剂二级水冷	31 800	31 110
9	原料气丙烷蒸发器	9 326	
10	冷剂丙烷蒸发器	35 100	34 350
	合 计	227 826	241 290

从表 3 中可以看出,方案一比方案二每小时节约电 13 464 kW,显然方案一比较合理,也证明了丙烷预冷+混合冷剂(C₃+MRC)方案有利于节能。

6 要点说明

a 煤层气的组成主要是甲烷和氮气,比一般的天然气液化困难,因此在选择混合冷剂时,要增加 N₂ 的含量。本案例冷剂组成见表 4

表 4 冷剂组成				
组分	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	N ₂
组成/(mol%)	30	36	17	17

b 本案例是煤层气大规模液化,储存压力为常压 120 kPa a),如果规模较小,可提高储存压力至 300 kPa a),此时液化率可达 99.39%,燃料与混合冷剂换热已经没有必要,换热器可以取消。

c 燃料气换热后压力较低,且含氮量为 10.24%,直接利用热值较低,可采用变压吸附工艺脱出氮气,同时提高了燃料气的压力。

参考文献:

[1] 李士富,韩志杰.基本负荷型天然气液化 HYSYS 软件计算(一)[J].石油与天然气化工,2009 38(4): 271-274

[2] 余国保,郭开华,梁 栋,等.高效煤层气储运及低温液化技术可行性研究[J].油气田地面工程,2008 27(5): 9-10

[3] 苏 欣,章 磊,刘 佳,等.SPS 与 TGNET 在天然气管网仿真中应用与认识[J].天然气与石油,2009 27(1): 1-3