常用物料 HYSYS 软件计算详细步骤

2008 年 3 月 25

目　　录

1、轻烃回收计算（冷油吸收法）　1

2、轻烃回收计算（带丙烷预冷的 DHX 法）　13

3、榆林天然气处理厂脱烃脱水计算　21

4、三甘醇脱水计算　26

5、甲醇再生计算　33

6、天然气相图画法　36

7、求天然气水合物形成条件　36

8、核算天然气井口安全注水计算　36

9、管道热力计算　37

10、模拟组分输入法　38

11、加入塔侧线、重沸器　39

12、增加或减少组分　39

13、增加参数表　40

14、选择组分模式　40

常用物料 HYSYS 软件计算详细步骤

李士富

2008 年 3 月 18 日

一、轻烃回收计算（以西二联为例,冷油吸收法）

（一）原始数据

1 原料气压力：150kPa

2 原料气温度：15.6℃

3 原料气流量：69.33kmol/h(101.325kPa,20℃,$4\times10^4m^3/d$)

4 原料气组成（以 2008 年 2 月 27 日研究院分析数据为准）

组成	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5
组分，%	0.6148	0.1468	0.1509	0.0161	0.0310	0.0047
组成	n-C_5	C_6	H_2	CO_2	N_2	合计
组分，%	0.0048	0.0015	0.0003	0.0001	0.0290	1.0000

（二）输入计算中所用的全部组分和软件包步骤

1、新建空白文档

2、Add

3、加入组分：先加烷烃

方法 1：选中 C1 按住键盘 shift 键，选中 C6，回车 C1～C6 全部输入；方法 2：C1～C6 用回车键一个一个输入。

4、View Filters（非烃化合物）

5、Use Filters

6、加入 N2、CO2、H2O、TEG、MDEA 等，也可直接写分子式方式加入。

7、×

8、Fluid pxgs （加入软件包）

9、Add

10、P——R 方程（Peng-Robinson）

11、×

12、Enter simulation Enrironment（进入模拟环境）

在 HYSYS 计算中偶然忘掉某一组分需要添加时的计算步骤

1、Enter Basis Environment（像小水壶的图案）

2、Components

3、Components List-1

4、Add

5、View

6、View Filters 或在 Match 栏直接写入欲加的组分。

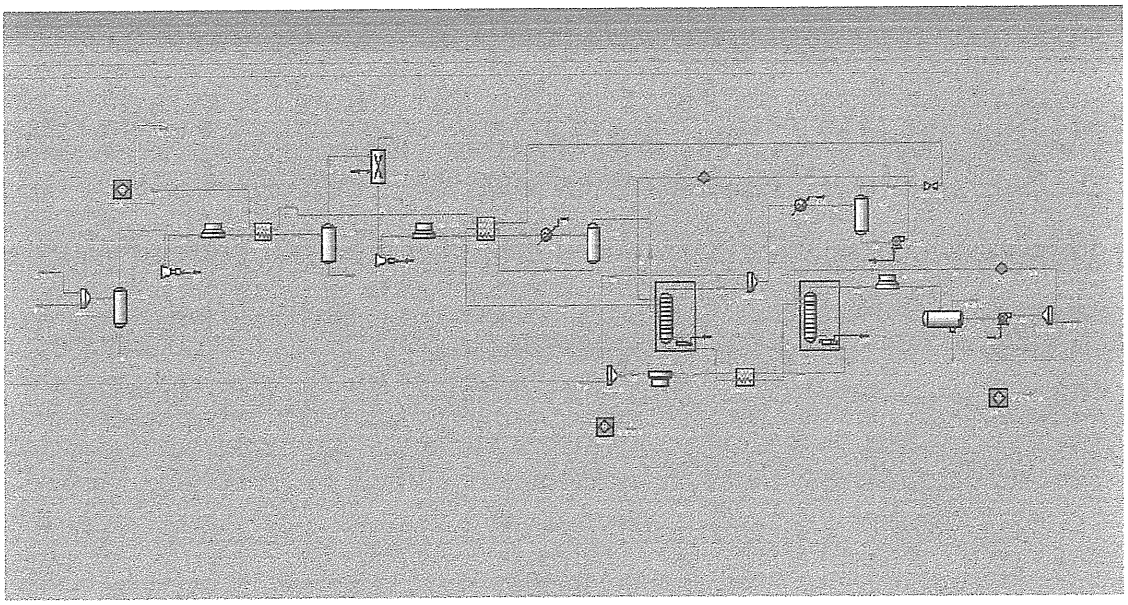
7、Add

8、×

9、←

10、yes

（三）按事先绘制的流程图一步一步地计算



加入原料气

1、在图例上选中箭头移至适当位置

2、双击箭头

3、在名称栏填上：原料气

4、Temperature℃ 15.6

5 、Pressure kPa 150

6、 Molar Flow kmol/h 69.33

7、 ×

8、 双击流号原料气

9、 Composition（填流号原料气组成的分子分数）

组 分	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5
组成，%	0.6148	0.1468	0.1509	0.0161	0.0310	0.0047
组 分	n-C_5	C_6	H2	CO_2	N_2	合 计
组成，%	0.0048	0.0015	0.0003	0.0001	0.0290	1.0000

10、 Nomalize(圆整为 1)

11、OK

加入水

因为原料气中没有含水量，为求得饱和含水量，需要加入水，饱和后在将多余的水分离出来。

1、 将箭头移至适当位置

2、 双击

3、 Temperature℃ 15.6

4、 Pressure kPa 150

5、 Molar Flow kmol/h 5.551（100kg/h 水，是随意加的，但必须大于饱和含水量）

6、 Composition H20 1.0 其余为 0.0000

7、Nomalize

8、OK

加混合器

1 点混合器[Mixer]
2 双击混合器
3 lnlets　　原料气　　掺水
4 Outlet　　0
5 ×

加原料气分液罐

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》　　0
4、 Vapour Outlet　　1
5、 Liquid Outlet　　水
6 、×

加压缩机（一级压缩）

1、点压缩机 [Compressor]
2 、双击压缩机（泵、膨胀机也一样）
3 、lnlet （入口流号）　　1
4、 Ontlet（出口流号）　　2
5、 Enenqy(能流号)　　P2
6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure kPa（填出口压力 ）　　550
8、 ×

压缩机一级出口空冷器

1、Air Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 Process Stream lnlet　　2
4 Process Stream Ontlet　　3
5、 Worksheet
6 、Temperature ℃　　40
7 、Pressnre kPa　　490
8 、×

加板式换热器

空冷后再用干气冷
1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2 双击换热器
3 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams　　3
Outlte Streams　　4
Pressute Drop kPa （压降）　　10
4 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams　　38
Outlte Streams　　干气

Pressute Drop kPa （压降） 10

5 Worksheet

6 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） 35

7 Pressnre kPa 530

7 ×

换热器呈黄色，说明计算未完成。因为流号 63 还未计算出来，待流程全连通了再调整所设温度。

两相分离器

1、点二相分离器[Separator]

2、 双击二相分离器

3 、lnlets《Stream》 4

4、 Vapour Outlet 6

5、 Liquid Outlet 5

6 、×

气相分子筛脱水

1 点分子筛干燥器[Component Splitter]

2 双击分子筛干燥器

3 lnlets 6

4 Overhead Ontlet 7

5 Bottoms Ontlet 8

6 Enerqy Streams q1

7 Parameters（确定参数）

8、按表格填数据

流号	6	7
9 Vapour Fraction	1.0	1.0
10 Temperature ℃		
11 Enthalpy		
12 Pressnre kPa	530	520

13 Splits（组分切割）

14 H_2O 流号 7 填水 1.000，其余填 0.00，意即全部水从顶部脱出 Temperature ℃ 和 Enthalpy 自动算出。

15 ×

压缩机二级压缩

1、点压缩机 [Compressor]

2 、双击压缩机（泵、膨胀机也一样）

3 、lnlet （入口流号） 8

4、 Ontlet（出口流号） 9

5、 Enenqy(能流号) P3

6 、Worsheet（填操作参数）

7 、Pressure kPa（填出口压力 ） 2000

8、 ×

加入空冷器

1、Air Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 Process Stream lnlet 9
4 Process Stream Ontlet 10
5、 Worksheet
6 、Temperature ℃ 40
7 、Pressnre kPa 1980
8 、×

加入板式换热器（贫富气换热器）

空冷后再用干气冷
1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2、Add Side（增加一股流）
3 双击换热器
4 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams 10
Outlte Streams 11
Pressute Drop kPa （压降） 10
5 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 13
Outlte Streams 14
Pressute Drop kPa （压降） 10
6、填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 62
Outlte Streams 63
Pressute Drop kPa （压降） 10
7 Worksheet
8 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） 0
9 Pressnre kPa 1970
10 ×
换热器呈黄色，说明计算未完成。因为流号 13、62 还未计算出来，待流程全连通了再调整所设温度。

加入氨蒸发器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet 11
4 Ontlet 12
5 Enerqy q14
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃ -25
8 、Pressnre kPa 1950
9 、×

加入两相分离器（低温分离器）

1、点二相分离器[Separator]

2、 双击二相分离器
3 、Inlets《Stream》 12
4、 Vapour Outlet 15
5、 Liquid Outlet 13
6 、×

脱乙烷塔兼吸收塔计算

先不加入吸收，等液化气塔算完后有了稳定轻烃后再加入吸收。
1 点不完全塔[Roboiled Absorber]
2 双击不完全塔
3 Top Stage Inlet 14 15
4 Ovhd Vapour Outlet （气相出口） 16
5 Bottoms Liquid Outlet （液相出口） 17
6 理论板数 n=15
7 Reboiler Enerqu Stream （重沸器能流号） h2
8 Next
9 Top Stage Pressure kPa 1600
10 Reboiler Pressure kPa 1650
11 Next
12 Next
13 Done
14 Spes
15 用 Delete 将 Column Specifications 栏中项目全部删掉，点 Monitor 看自由度(Deqrecs of Fredom)为 1，确定重沸器组成（或温度），此处为组成，目的是保证液化气合格。
16 Add
17 Column Component Fraction
18 Add Spec [s]
29 《Specs》
20 ▲Reboiler（重沸器）
21 《Components》
22 ▲Ethane（乙烷）
23 Spec Value 0.07（要求重沸器乙烷含量 7%）
24 Run 运算结束 Converget 变绿色
25 ×

加入板式换热器

1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2 双击换热器
3 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams 25
Outlte Streams 26
Pressute Drop kPa （压降） 10
4 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 17
Outlte Streams 18
Pressute Drop kPa （压降） 10
5 Worksheet
6 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） 88

7 Pressnre kPa 1640

7 ×

换热器呈黄色，说明计算未完成。因为流号 26 还未计算出来，待流程全连通了再调整所设温度。

加入液化气塔

如果只做方案设计，可用完全塔（Distillation Column），比较简单。如果施工图设计因为要知道空冷器负荷、泵的负荷、回流量等参数，要用以下方法计算。

1 点不完全塔[Roboiled Absorber]

2 双击不完全塔

3 Top Stage lnlet 18

4 Ovhd Vapour Outlet （气相出口） 19

5 Bottoms Liquid Outlet （液相出口） 25

6 理论板数 n=15

7 Reboiler Enerqu Stream （重沸器能流号） 200

8 Next

9 Top Stage Pressure kPa 1300

10 Reboiler Pressure kPa 1320

11 Next

12 Next

13 Done

14 Spes

15 用 Delete 将 Column Specifications 栏中项目全部删掉，确定重沸器组成（或温度），此处用温度，目的是好计算。可用边算边看液化气组成的办法，待液化气合格了温度就确定了。

16 Add

17 Temperature ℃

18 Add Spec [s]

19 Temperature

29 《Specs》

20 ▲Reboiler（重沸器）

21 Spec Value 填 152（温度）

22 Run 运算结束 Converget 变绿色，看液化气质量合格。

25 ×

塔顶空冷器

1、Air Cooler （点冷凝器）

2 双击冷凝器

3 Process Stream lnlet 19

4 Process Stream Ontlet 20

5、 Worksheet

6 、Temperature ℃ 40

7 、Pressnre kPa 1290

8 、×

三相分离器（也可两相分离）主要看是否有水。

1、点 3-Phase Separator [三相分离器]
2、 双击三相分离器
3 、lnlets《Stream》 20
4、 Vapour 不凝气
5、 Liqht Liquid 21
6 、Heavy Liquid 水 0
7 、×

加入回流泵

1 点泵[Pump]
2 双击泵
3 lnlet （入口流号） 21
4 Ontlet（出口流号） 22
5 Enenqy(能流号) 223
6 Worsheet
7 填出口压力 1350
8 ×

加入分配器

将液化气分成回流和产品两部分
1、点分配器（Tee）
2、lnlet 22
3、Outlet 23 液化气
4、×

加入循环

1 点循环[Recycle]
2 双击循环
3 lnles 23
4 Outlet 24
5 ×

将回流加入液化气塔

1、点击液化气塔
2、调整液化气塔进料，物流 18 进入塔中部，回流 24 进入塔上部。
3、Run
加入平衡求得液化气和稳定轻油饱和蒸气压、干气的露点。
1、Balause
2、lnles Streams 液化气
3、Outlet Streams 液化气产品
4、双击 Balause
5、Parameters
6、在 Balause Type 栏选 Mole

7、Worksheet
8、在 Name 栏填：液化气产品
9、在 Vapour 填气相分数：0.00
10、Temperature ℃ 37.8
显示饱和蒸气压为 959.8kPa，规定为 1430kPa(表)，说明脱乙烷塔的乙烷还可以少脱出些，以便增加液化气的产量。
稳定轻油的饱和蒸汽压同上，不再赘述。

稳定轻油换热后空冷

1、Air Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 Process Stream lnlet 26
4 Process Stream Ontlet 27
5、 Worksheet
6 、Temperature ℃ 40
7 、Pressnre kPa 1300
8 、×

加分配器

将稳定轻油分成两部分，以部分作为产品出装置，另一部分作为吸收油。
1、点分配器（Tee）
2、lnlet 27
3、Outlet 28 轻油
4、×

加入混合器

将脱乙烷塔顶气体与吸收剂混合，是吸收剂预饱和。
流号 26、16 混合后去吸收剂蒸发器。
1 点混合器[Mixer]
2 双击混合器
3 lnlets 28 66
4 Outlet 29
5 ×

加入吸收剂蒸发器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet 29
4 Ontlet 30
5 Energy 210
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃ -25
8 、Pressnre kPa 1290
9 、×

加入两相分离器

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》 30
4、 Vapour Outlet 31
5、 Liquid Outlet 34
6 、×

加入节流阀

因为外输气一般站内使用，压力不需要那么高，加节流阀可以回收能量，使温度进一步降低。

1 节流阀
2 双击节流阀
3 lnlet 31
4 Outlet 62
5 Worksheet
6 Pressure kPa 580
7 ×

加入溶剂循环泵

1 点泵[Pump]
2 双击泵
3 lnlet （入口流号） 34
4 Ontlet（出口流号） 35
5 Enenqy(能流号) 222
6 Worsheet
7 填出口压力 1650
8 ×

加入循环

1 点循环[Recycle]
2 双击循环
3 lnles 35
4 Outlet 32
5 ×

调整脱乙烷塔进料，塔顶加入吸收剂

1、物流 32 进入塔顶
2、物流 14 进入塔中
3、物流 15 进入塔下
4、按步骤计算直到颜色变绿为止。

丙烷制冷循环计算

本图中没有给出，需要将 Cooler(冷却器)换成 Heat Exchanger（换热器）

1、双击流号 50
2、Composition（给流号 50 填组成，并假定 C3 含量为 1.000，其余为 0.00。如果已知丙烷组成可输入实际数值!）
3、 Nomalize(圆整为 1)
4、OK
5、Worksheet
6、Temperature℃ 初定 -30
7、Pressure kPa 初定 115.0
6、Molar Flow kmol/h 初定 20

加丙烷压缩机

1、点压缩机 [Compressor]
2 、双击压缩机
3 、lnlet （入口流号） 51
4、 Ontlet（出口流号） 52
5、 Enenqy(能流号) 111
6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure kPa（填出口压力 ） 1700
8、 ×

加冷却器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet 52
4 Ontlet 53
5 Enerqy 114
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃ 40
8 、Pressnre kPa 1690
9 、×

加节流阀

1 节流阀
2 双击节流阀
3 lnlet 53
4 Outlet 54
5 Worksheet
6 Pressure kPa 115
7 ×

加入循环

1 点循环[Recycle]
2 双击循环
3 lnles 54

4 Outlet 50

5 ×

形成闭路循环，调节丙烷循环量，至蒸发器颜色变灰。

加入平衡看液化气和轻油饱和蒸气压是否符合产品质量要求

1、Balause

2、Inles Streams 液化气

3、Outlet Streams 液化气产品

4、双击 Balause

5、Parameters

6、在 Balause Type 栏选 Mole

7、Worksheet

8、在 Name 栏填： 液化气

9、在 Vapour 填气相分数： 0.00

10 Temperature℃ 37.8 对应的饱和蒸气压为 1290kPa，小于 1430kPa，符合要求。

稳定轻油饱和蒸汽压求法同液化气，不再赘述。

二、轻烃回收计算（带丙烷预冷的 DHX 法）

以福山油田二套轻烃回收为例

（一）原始数据

1 原料气压力：1600kPa

2 原料气温度：30℃

3 原料气流量：886.6kmol/h(101.325kPa,20℃,51×$10^4$$m^3$/d)

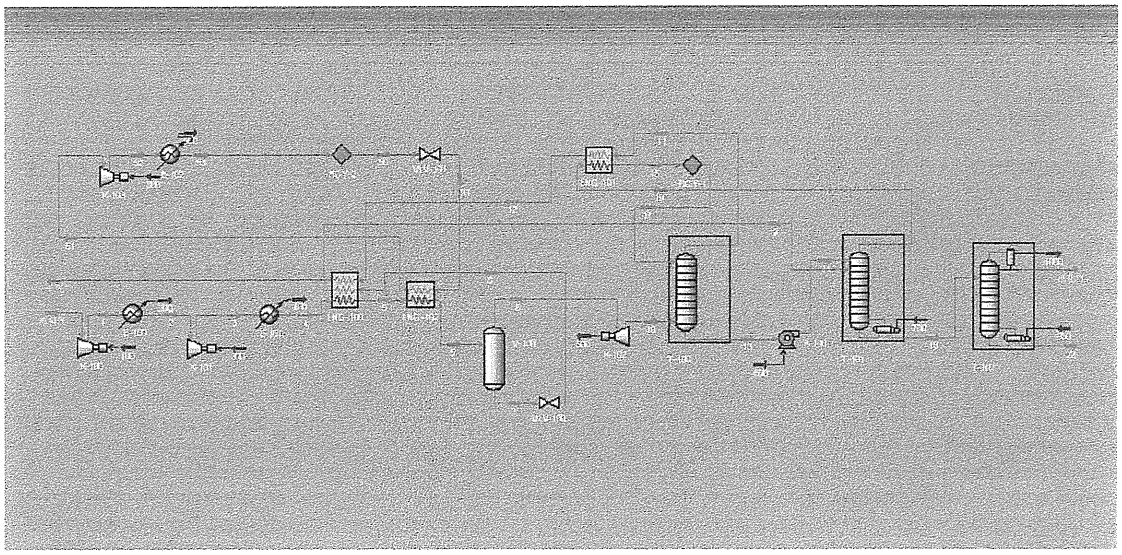
4 原料气组成

组成	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5	n-C_5
组分，%	0.7226	0.1355	0.0604	0.0091	0.0117	0.0040	0.0024
组成	C_6	C7	C8	C9	CO2	N2	合计
组分，%	0.0015	0.0006	0.0002	0.0001	0.0397	0.0122	100.00

（二）输入计算中所用的全部组分和软件包步骤

方法同前，不再赘述。

（三）绘制流程图



（三）工艺计算

本计算原料气不含水，故省略了分子筛脱水部分，

原料气压缩

1 原料气

2 Temperature ℃ 30

3 Pressnre kPa 1600

4 Molar Flow kmol/h 886.6

5 Components

按组成数据一一输入，此处不再赘述。

加入压缩机

1、点压缩机 [Compressor]

2 、双击压缩机

3 、lnlet （入口流号） 原料气

4、 Ontlet（出口流号） 1

5、 Enenqy(能流号) 100

6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure　kPa（填出口压力 ）　3500
8、 ×

加入冷却器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet　1
4 Ontlet　2
5 Enerqy　200
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃　45
8 、Pressnre kPa　3490
9 、×

二级压缩

1、点压缩机 [Compressor]
2 、双击压缩机
3 、lnlet　（入口流号）　2
4、 Ontlet（出口流号）　3
5、 Enenqy(能流号)　300
6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure　kPa（填出口压力 ）　4320
8、 ×

加冷凝冷却器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet　3
4 Ontlet　4
5 Enerqy　400
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃　40
8 、Pressnre kPa　4310
9 、×

加入贫富气换热器（板式，三股流）

1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2、Add Side（增加一股流）
3 双击换热器
4 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams　4
Outlte Streams　5
Pressute Drop kPa （压降）　10
5 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams　8

Outlte Streams 9
Pressute Drop kPa （压降） 10
6、填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 12
Outlte Streams 干气
Pressute Drop kPa （压降） 10
7 Worksheet
8 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） -14
9 Pressnre kPa 4300
10 ×
换热器呈黄色，说明计算未完成。因为流号 8、12 还未计算出来，待流程全连通了再调整所设温度。

加入丙烷蒸发器（板式，两股流）

1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2 双击换热器
3 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams 5
Outlte Streams 5’
Pressute Drop kPa （压降） 10
4 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 50
Outlte Streams 51
Pressute Drop kPa （压降） 10
5 Worksheet
6 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） -30
7 Pressnre kPa 4290
7 ×

加入低温分离器（两相）

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》 5’
4、 Vapour Outlet 6
5、 Liquid Outlet 7
6 、×

加入节流阀

1 节流阀
2 双击节流阀
3 lnlet 7
4 Outlet 8
5 Worksheet
6 Pressure kPa 2100
7 ×

加入膨胀机

1、点压缩机 [Compressor]
2 、双击压缩机
3 、lnlet （入口流号） 6
4、 Ontlet（出口流号） 10
5、 Enenqy(能流号) 500
6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure kPa（填出口压力 ） 1800（注：要求外输压力 1700kPa）
8、 ×

加入重接触塔

1 吸收塔（Absorber）
2 双击
3 Top Staqe lnlet 10
4 Bottom Staqe lnlet 17
5 Ovhd Vapour Outlet 11
6 Bottom Liquid Outlet 13
7 Staqes n =6
8 流号 17
9 Temperature ℃ -55
10 Pressnre kPa 1860
11 Molar Flow kmol/h 185.7
12 Components （先假设一个组成，根据脱乙烷塔顶气冷凝冷却至-55℃时的液相填入）
13 Next
9 Top Staqe Pressure 1770kPa
10 Bottom Staqe Pressure 1800kPa
11 Next
12 Done
13 Run
14 保存

加入液烃泵

1 点泵[Pump]
2 双击泵
3 lnlet （入口流号） 13
4 Ontlet（出口流号） 14
5 Enenqy(能流号) 600
6 Worsheet
7 填出口压力 2100
8 ×

加入脱乙烷塔

1 点不完全塔[Roboiled Absorber]
2 双击不完全塔
3 Top Stage lnlet 14 9
4 Ovhd Vapour Outlet （气相出口） 19

5 Bottoms Liquid Outlet （液相出口） 18
6 理论板数 n=15
7 Reboiler Enerqu Stream （重沸器能流号） 700
8 Next
9 Top Stage Pressure kPa 1870
10 Reboiler Pressure kPa 1890
11 Next
12 Next
13 Done
14 Spes
15 用 Delete 将 Column Specifications 栏中项目全部删掉,确定重沸器组成（或温度），此处为组成，目的是保证液化气合格。
16 Add
17 Column Component Fraction
18 Add Spec [s]
29 《Specs》
20 ▲Reboiler（重沸器）
21 《Components》
22 ▲Ethane（乙烷）
23 Spec Value 0.07（要求重沸器乙烷含量 7%）
24 Run 运算结束 Converget 变绿色
25 ×

加入液化气塔

1 点完全塔[Distillation Column]
2 双击完全塔
3 lnlet Strams 18
4 Total（全冷凝）
5 Ovha Liquid Outlet 液化气
6 Bottoms Liquid Outlet 22
7 Reboiler Energu Stram （重沸器能流号） 950
8 Condenser Energu Stram 1000
9 理论板数 n=16
10 Next
11 Condenser Pressure kPa 1300
12 Reboiler Pressure kPa 1320
13 Next
14 Next
15 Done
16 用 Delete 将 Column Specifications 栏中项目全部删掉,确定塔顶冷凝器和塔底重沸器组成（或温度或回流比）。
17 Specs
18 Add
19 Column Component Fraction

20 Add spec[s]
21《 Stage》
22 Reboiler
23《 Component》
24 ▲i-C4 n-C4
25 Spec Valu (i-C4 n-C4 在塔底的组成)初定 0.02
26 ×
27 Add
28 Column Component Fraction
29 Add spec[s]
30 stage
31 ▲Condenser
32 Component
33 ▲ i-C5 n-C5
34 Spec Value（指标规定 C5 不大于 0.03） 0.03
35 Run 运算未完成。
36 Stop
37 Monitor
38 将 Comp Fiaction-2 改为 0.024
39 Run,Conveqed 变为绿色，运算完成，

加入脱乙烷塔顶换热器（板式，两股流）

1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2 双击换热器
3 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams 19
Outlte Streams 15
Pressute Drop kPa （压降） 10
4 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 11
Outlte Streams 12
Pressute Drop kPa （压降） 10
5 Worksheet
6 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） -55
7 Pressnre kPa 1860
7 ×

加入循环

目的是调整原先设定的参数。
1 点循环[Recycle]
2 双击循环
3 lnles 15
4 Outlet 17
5 ×
此时塔要自动重新进行计算，如果不收敛，要调整参数，主要是塔的参数。
调整各换热器的温度参数，直至颜色变灰为止。

加入丙烷制冷系统
丙烷制冷循环计算

1、双击流号 50
2、Composition（给流号 50 填组成，并假定 C3 含量为 1.000，其余为 0.00。如果已知丙烷组成可输入实际数值!）
3、 Nomalize(圆整为 1)
4、OK
5、Worksheet
6、Temperature℃ 初定 -30
7、Pressure kPa 初定 115.0
6、Molar Flow kmol/h 初定 20

加丙烷压缩机

1、点压缩机 [Compressor]
2 、双击压缩机
3 、lnlet （入口流号） 51
4、 Ontlet（出口流号） 52
5、 Enenqy(能流号) 800
6 、Worsheet（填操作参数）
7 、Pressure kPa（填出口压力 ） 1700
8、 ×

加冷却器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet 52
4 Ontlet 53
5 Enerqy 900
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃ 40
8 、Pressnre kPa 1690
9 、×

加入循环

1 点循环[Recycle]
2 双击循环
3 lnles 53
4 Outlet 50
5 ×

加节流阀

1 节流阀
2 双击节流阀

3 lnlet		50
4 Outlet		50′
5 Worksheet		
6 Pressure	kPa	115
7 ×		

形成闭路循环，调节丙烷循环量，至蒸发器颜色变灰。

三、榆林天然气处理厂脱烃脱水计算

榆林天然气处理厂采用小压差大冷量技术，实现脱水脱烃的目的

（一）原始资料

1、天然气组成

序号	组分	组成，%mol	
		夏季工况	冬季工况
1	C1	93.83583	同左
2	C2	3.22059	
3	C3	0.45661	
4	iC4	0.07834	
5	nC4	0.07983	
6	iC5	0.05464	
7	nC5	0.02936	
8	nC6	0.07692	
9	nC7	0.04551	
10	nC8	0.02239	
11	nC9	0.00775	
12	nC10	0.00181	
13	nC11	0.00026	
14	nC12	0.00007	
15	nC13	0.00001	
16	N2	0.31256	
17	H2O	0.02693	
18	CO2	1.73507	
19	MeOH	0.01372	

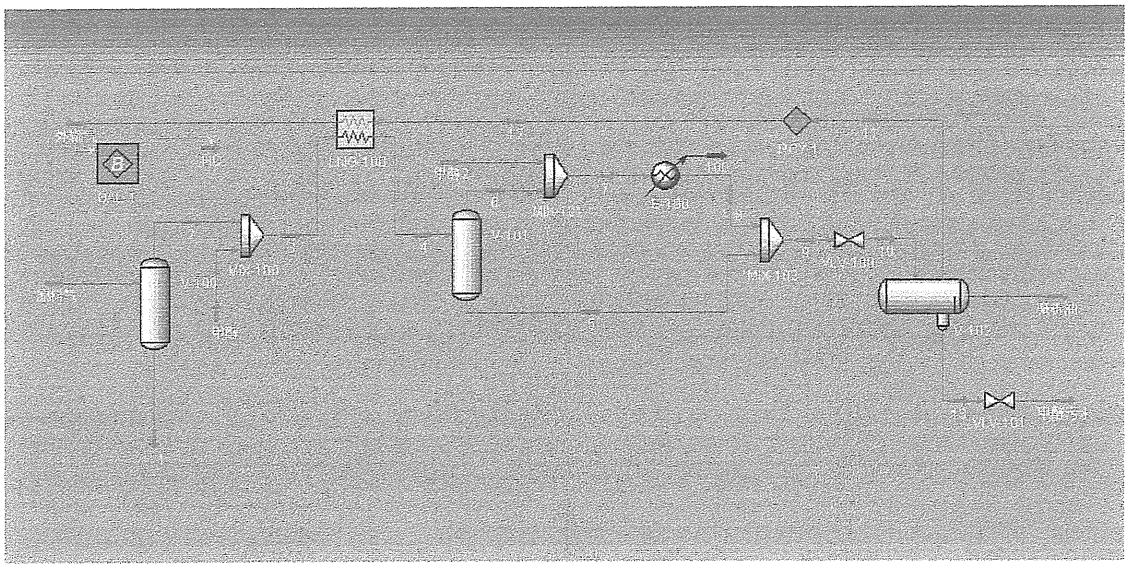
2、操作条件

温度：夏季 20℃，冬季 5℃

压力：4600kPa

流量：5287kmol/h(单套 $305\times10^4m^3/d$)

（二）工艺流程



（三）计算步骤

加入原料气

1 Temperatura	48.89℃
2 Pressure	5890kPa
3 Molar Flow	33.13kmol/h
4 双击 2	
5 Composition	
6 按表中数据一一加入	
7 Nomalize	
8 OK	

加入分离器（两相）

1、点二相分离器[Separator]	
2、 双击二相分离器	
3 、lnlets《Stream》	原料气
4、 Vapour Outlet	2
5、 Liquid Outlet	1
6 、×	

加入混合器

在进入低温部分之前加入甲醇防冻剂。

1 点混合器[Mixer]	
2 双击混合器	
3 lnlets	2 甲醇
4 Outlet	3
5 ×	

加入板式换热器

1 点板式换热器[LNG Exchanger]
2 双击换热器
3 填热流(Hot)流号及压降：Lnlet Streams 3
Outlte Streams 4
Pressute Drop kPa （压降） 10
4 填冷流(Cold)流号及压降：Lnlet Streams 12
Outlte Streams 外输气
Pressute Drop kPa （压降） 10
5 Worksheet
6 Temperature ℃ （初定热流出口温度为 ） -20
7 Pressnre kPa 4590
7 ×

加入两相分离器

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》 4
4、 Vapour Outlet 6
5、 Liquid Outlet 5
6 、×

加入混合器

1 点混合器[Mixer]
2 双击混合器
3 lnlets 6 甲醇2
4 Outlet 7
5 ×

加入丙烷蒸发器

1、Cooler （点冷凝器）
2 双击冷凝器
3 lnlet 7
4 Ontlet 8
5 Enerqy 100
6、 Worksheet
7 、Temperature ℃ -25
8 、Pressnre kPa 4480
9 、×

加入混合器

1 点混合器[Mixer]
2 双击混合器
3 lnlets 8 5

4 Outlet 9

5 ×

加入节流阀

1 节流阀

2 双击节流阀

3 lnlet 9

4 Outlet 10

5 Worksheet

6 Pressure kPa 4160

7 ×

加入三相分离器

1、点 3-Phase Separator [三相分离器]

2、 双击三相分离器

3 、lnlets《Stream》 10

4、 Vapour 11

5、 Liqht Liquid 凝析油

6 、Heavy Liquid 13

7 、×

加入循环

1 点循环[Recycle]

2 双击循环

3 lnles 11

4 Outlet 12

5 ×

加入平衡功能看外输气水露点

1、Balause

2、lnles Streams 外输气

3、Outlet Streams HC

4、双击 Balause

5、Parameters

6、在 Balause Type 栏选 Mole

7、Worksheet

8、在 Name 栏填： 外输气

9、在 Vapour 填气相分数： 1.00

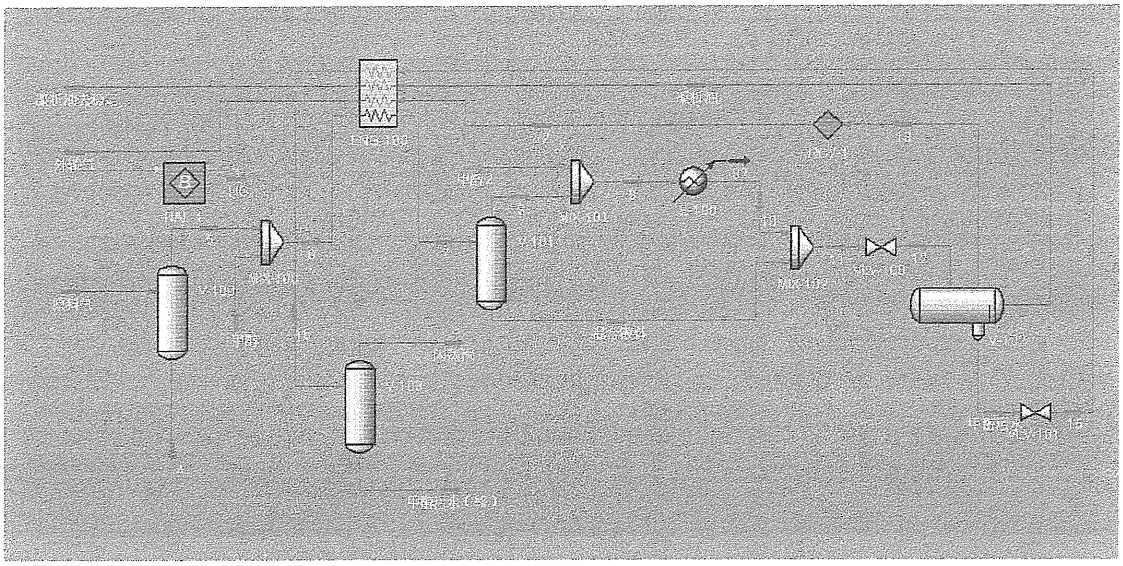
10、Pressure kPa 4150 对应的水露点为-27

可以给不同的压力，得出不同压力下的水露点。

（四）流程优化

上述流程存在以下不足：

凝析油冷量没有回收，甲醇污水的冷量也没有回收，不利于节能。显然用下面的流程比较合理。计算从略。



四、三甘醇脱水计算

（一）基础数据

1 天然气组成（第三净化厂脱硫后数据）

组分	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	CO_2	N_2	H_2O
组　成 mol	0.9546	0.0034	0.0003	0.0001	0.0001	0.0278	0.0126	0.0011

2 温度：30.71℃

3 压力：5414kPa

4 气体流率：2600kmol/h（101.325kPa，20℃）$150\times10^4m^3/d$

5 三甘醇组成：TEG　0.9223　　H_2O　　0.0777

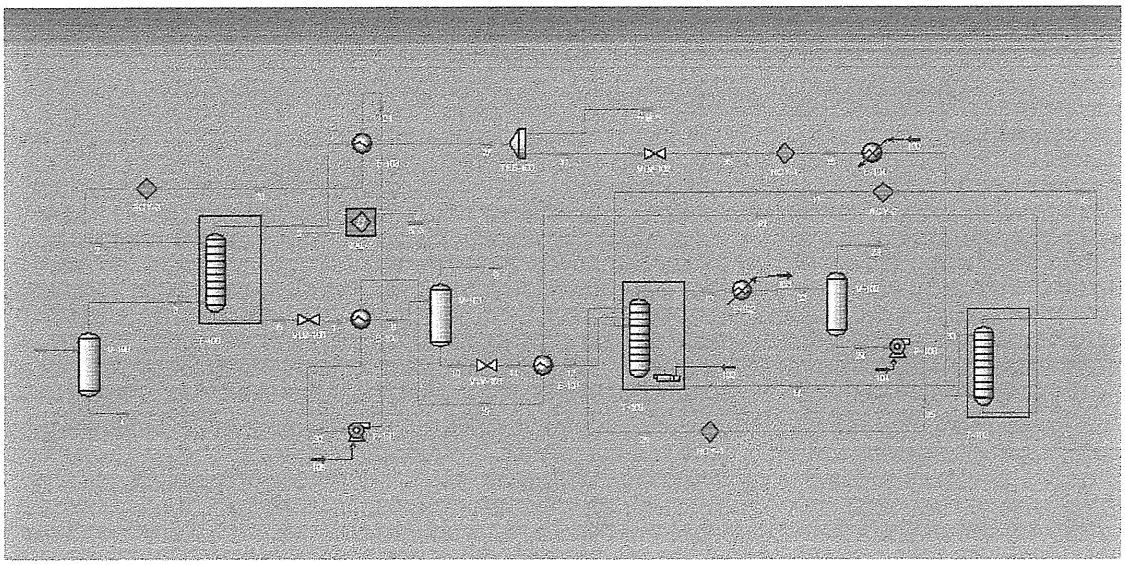
6 三甘醇温度：48.89℃

7 三甘醇压力：5890kPa

8 三甘醇流率：20.13kmol/h

（二）工艺计算

画出流程图



输入基础数据

1 空白档案

2 Add

3 Components

4 C_1　C_2　C_3　i-C_4　n-C_4

5 View　Filter

6 Use Filter

7 Miscellaneous

8 CO_2　N_2　H_2O

9 Alcoholh

10 TEG

11 Add

12 ×

13 Fluid-Pkgs

14 Peng-Robinson

15 Enter Simulation Environment
16 Worksheet
17 流号 1
18 Temperature 25℃
19 Pressure 5414kPa
20 Moler Flow 2600 kmol/h
21 双击 1
22 Composition
23 Methane(C_1) 0.9546
Ethane (C_2) 0.0034
Propane (C_3) 0.0003
i-Butane(i-C_4) 0.0001
n-Butane(n-C_4) 0.0001
H_2O 0.0011
N_2 0.0126
CO_2 0.0278
24 Nomalize
25 OK
26 流号 2
27 Temperatura 48.89℃
28 Pressure 5890kPa
29 Molar Flow 33.13kmol/h
30 双击 2
31 Composition
32 H_2O 0.0777 TEG 0.9223 其余组分为 0
33 Nomalize
34 OK

两相分离

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》 30
4、 Vapour Outlet 31
5、 Liquid Outlet 34
6 、×

吸收塔（Absorber）计算

1 吸收塔（Absorber）
2 双击
3 Top Staqe lnlet 3
4 Bottom Staqe lnlet 2
5 Ovhd Vapour Outlet 5
6 Bottom Liquid Outlet 6
7 Staqes n =6
8 Next

9 Top Staqe Pressure 5400kPa
10 Bottom Staqe Pressure 5414kPa
11 Next
12 Done
13 Run
14 保存

看露点

1、Balause
2、lnles Streams 5
3、Outlet Streams 露点
4、双击 Balause
5、Parameters
6、在 Balause Type 栏选 Mole
7、Worksheet
8、在 Name 栏填： 露点
9、在 Vapour 填气相分数： 1.00
10、Pressure kPa 5400 对应的水露点为-13
可以给不同的压力，得出不同压力下的水露点。

节流阀计算（Valve）

因为 TEG 中含有溶解烃类要闪蒸出来，可作为燃料，故需设闪蒸罐。

1 Valve
2 双击
3 lnlet 6
4 Outlet 7
5 Worksheet
6 Pressure 500kPa

加换热器

目的是为了提高进闪蒸罐富液温度，使闪蒸更彻底。

1 换热器（Heat Exhanger）
2 双击
3 Tube side lnlet 7
4 Tube side Outlet 8
5 Shell Side lnlet 19
6 Shell Side Outlet 20
7 Worksheet
8 Temperature 60
9 Pressure 500kPa

加闪蒸罐

1、点二相分离器[Separator]
2、 双击二相分离器
3 、lnlets《Stream》 8

4、 Vapour Outlet 9
5、 Liquid Outlet 10
6 、×

加节流阀

1 Valve
2 双击
3 lnlet 10
4 Outlet 11
5 Worksheet
6 Pressure 200kPa

加贫富液换热器

1 换热器（Heat Exhanger）
2 双击
3 Tube side lnlet 11
4 Tube side Outlet 12
5 Shell Side lnlet 18
6 Shell Side Outlet 19
7 Worksheet
8 Temperature 120
9 Pressure 190kPa

再生塔（Reboiled Absorber）（精馏柱）计算

1 再生塔（Reboiled Absorber）
2 双击
3 Top Staqe lnlet 12
4 Ovhd Vapour Outlet 13
5 Bottoms Liquid Outlet 14
6 Reboiet Enerqy Streams 102
7 n=6
8 Next
9 Top Staqe Pressure 102kPa
10 Roboilet Worksheet 110kPa
11 Next
12 Next
13 Done
14 Specs
15 用 Delefe 删掉所有项目
16 Add
17 Column Temperature
18 Add Spec [s]
19 Staqe
20 Roboilet

21 198
22×
23 Run

塔顶冷却器计算

1 冷却器
2 双击
3 lnlet 13
4 Outlet 22
5 Enerqy 103
6 Worksheet
7 Temperature 50
8 Pressure 101kPa

分离器计算

1 分离器
2 双击
3 lnlets 22
4 Vapour Outlet 23
5 Liquid Outlet 24

加入回流泵

实际上此处没有泵，靠压差进入塔顶。

1 泵
2 双击
3 lnlet 24
4 Outlet 25
5 Worksheet
6 Pressure 290kPa

加入循环

1 循环
2 双击
3 lnlet 25
4 Outlet 26

吸收塔顶气与贫甘醇换热

用塔顶气冷却入塔贫甘醇

1 换热器（Heat Exhanger）
2 双击
3 Tube side lnlet 5
4 Tube side Outlet 27
5 Shell Side lnlet 21
6 Shell Side Outlet 28
7 Worksheet
8 Temperature 30

9 Pressure 5890kPa

加入分配器

目的是给汽提柱供气，以提高贫液三甘醇浓度，保证露点降。流号 31 为汽提气。

1、点分配器（Tee）
2、Inlet 27
3、Outlet 31 外输气
4、×

加入节流阀

1 Valve
2 双击
3 Inlet 31
4 Outlet 35
5 Worksheet
6 Pressure 200kPa

加入循环

1 循环
2 双击
3 Inlet 35
4 Outlet 15

加入加热器

实际上没有单独设加热器。

1 加热器 （Heater）
2 双击
3 Inlet 15
4 Outlet 30
5 Energy 104
6 Worksheet
7 Temperature 150
8 Pressure 190kPa

加入汽提柱（吸收塔）

1 吸收塔（Absorber）
2 双击
3 Top Staqe Inlet 14
4 Bottom Staqe Inlet 30
5 Ovhd Vapour Outlet 16
6 Bottom Liquid Outlet 18
7 Staqes n =6
8 Next

9 Top Staqe Pressure 110kPa
10 Bottom Staqe Pressure 120kPa
11 Next
12 Done
13 Run

加入循环

1 循环
2 双击
3 lnlet 16
4 Outlet 17

调整再生塔进料和操作

1、打开再生塔
2、17 进塔下部，12 进塔中部，26 进塔顶部。
3、Run

调整换热器参数，加入溶剂循环泵

1 泵 Pump
2 双击
3 lnlet 20
4 Outlet 21
5 Enerqy 105
6 Worksheet
7 Pressure 5500kPa

加入循环

1 循环
2 双方
3 lnlet 28
4 Outlet 2

全部计算结束

五、甲醇再生计算

以大牛地甲醇再生为例

（一）基础数据

1、处理量：150m^3/d

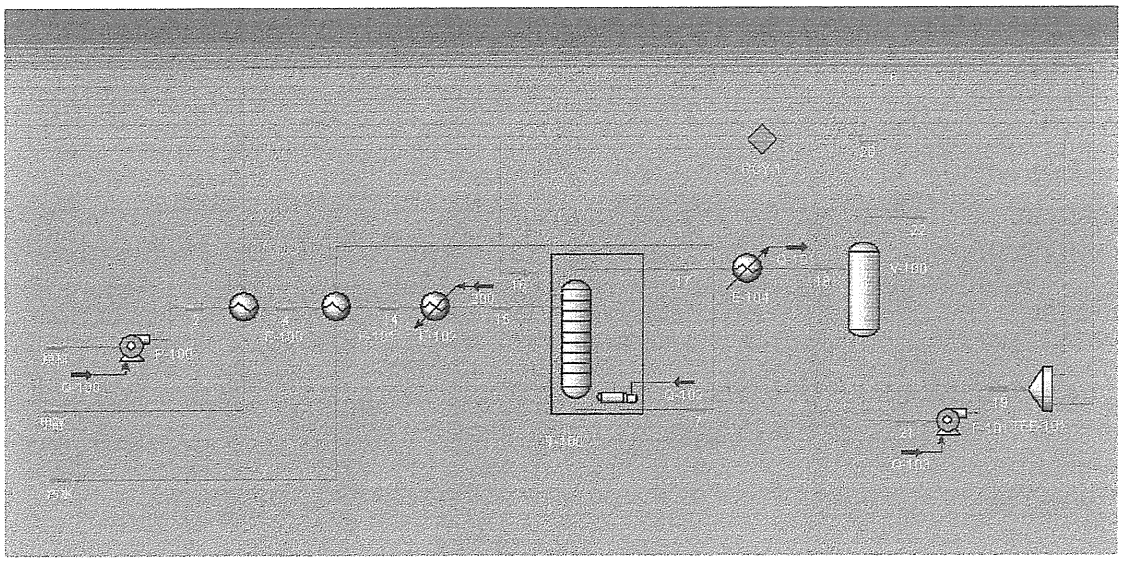
2、污水甲醇含量：36%

3、温度：20℃

4、压力：常压（120kPa）

5、要求产品：甲醇纯度：≥95%，污水含甲醇≤0.1%

（二）画流程图



（三）计算步骤

输入组分、组成、状态方程数据，步骤略。

加入泵

1 泵

2 双击

3 lnlet　　原料

4 Outlet　　2

5 Worksheet

6 Pressure　　300kPa

加入与甲醇换热器

1 换热器（Heat Exhanger）

2 双击

3 Tube side lnlet　　2

4 Tube side Outlet　　4

5 Shell Side lnlet　　6

6 Shell Side Outlet　　甲醇

7 Worksheet

8 Temperature　　30

9 Pressure　　250kPa

加入与污水换热

1 换热器（Heat Exhanger）
2 双击
3 Tube side lnlet 4
4 Tube side Outlet 14
5 Shell Side lnlet 7
6 Shell Side Outlet 污水
7 Worksheet
8 Temperature 60
9 Pressure 200kPa

加入加热器

1 加热器 （Heater）
2 双击
3 lnlet 14
4 Outlet 15
5 Enerqy 200
6 Worksheet
7 Temperature 95
8 Pressure 190kPa

加入分馏塔（不完全塔）

加入脱乙烷塔

1 点不完全塔[Roboiled Absorber]
2 双击不完全塔
3 Top Stage lnlet 15 16
4 Ovhd Vapour Outlet （气相出口） 17
5 Bottoms Liquid Outlet （液相出口） 7
6 理论板数 n=15
7 Reboiler Enerqu Stream （重沸器能流号） Q-102
8 Next
9 Top Stage Pressure kPa 120
10 Reboiler Pressure kPa 150
11 Next
12 Next
13 Done
14 Spes
15 用 Delete 将 Column Specifications 栏中项目全部删掉,确定重沸器组成（或温度），此处为组成，目的是保证甲醇污水合格。
16 Add
17 Column Component Fraction
18 Add Spec [s]
29 《Specs》
20 ▲Reboiler（重沸器）

21 《Components》
22 ▲Ethane（甲醇）
23 Spec Value　　0.001（要求重沸器甲醇含量0.1%）
24 给流号 16 输入温度、压力、组成、流量（组成是假设的，与产品组成相同此处为甲醇0.95，流量暂设与产品量相同，即回流比为1，此处为2500kg/h）
24 Run 运算结束 Converget 变绿色
25 ×

加入塔顶冷凝器
1 冷却器
2 双击
3 lnlet　　17
4 Outlet　　18
5 Enerqy　　Q-101
6 Worksheet
7 Temperature　　55
8 Pressure　　101kPa

加入回流罐
1 分离器
2 双击
3 lnlets　　18
4 Vapour Outlet　　22
5 Liquid Outlet　　21

加入回流泵
1 泵
2 双击
3 lnlet　　21
4 Outlet　　19
5 Worksheet
6 Pressure　　300kPa

加入分配器
1、点分配器（Tee）
2、lnlet　　19
3、Outlet　　20　　6
4、×

加入循环
1 循环
2 双击
3 lnlet　　20
4 Outlet　　16

六、天然气相图的画法

1、双击欲画相图的流号
2、Attachments（附加功能）
3、Utilities（实用工具）
4、Create（创建）
5、Enveiope（相图）
6、Add Utility
7、Performance 完成相图。
如果添加水合物形成曲线，按 Hydrate，
如果要列出数据，按 Table，
Bpt(泡点线)
Dew pt（露点线）
Crit pt（临界点）

七、求天然气水合物形成条件步骤

用 HYSYS 软件求天然气水合物形成条件，先画出欲求水化物天然气的相图，然后按下述步骤求取：

1、在 Curvs 栏下选中 Hydrate，此时水合物曲线出现。
2、用三角符号选 Symmetric Model
3、在 Clear 栏下出现下述关系曲线：
PT——压力温度曲线
TV——温度体积曲线
PV——压力体积曲线
TS——温度熵曲线
PS——压力熵曲线
因为是求水合物故选 PT（实际在绘制相图时，已选 PT）。
4、在左面的栏中选 Table。
5、在 Table Type 栏内用三角箭头在
Bubble Pt——泡点温度
Dew Pt——露点温度
Quality 1——两相区
Quality 2——两相区
Hydrate——水合物
选 Hydrate 出现水合物形成的压力温度对应数据。
6、打印时所有的数据都会打印出来

八、核算注水管线计算步骤

例：YU-2 站 S211 井，管线为Φ114×10，长度为 1800m，油压 14.90MPa，套压为 15.00MPa，注水泵压力 22.00MPa，求可注入水量？

1 Add
2 View Filters
3 Use Filter

4 Miscellaneous
5 Add pure(或双击、或回车键)
6 ×
7 Fluid Pkqs
8 Add
9 P-R（方程）
10 ×
11 Enter Simulation Enrironment（进入模拟环境）
12 Workbook
13 填流号 1
14 Temperature 30℃
15 Pressure 22000kPa
16 ×
17 Pipe Segment
18 lnlet 1
19 Outlet 2
20 Enerqy 100
21 双击 1
22 Composition
23 H_2O
24 Normalize
25 OK
26 ×
27 双击 2
28 Temperature 25℃
29 Pressure 15000kPa
30 ×
31 Rating
32 Add Segment
33 Length （长度） 1800m
34 Outer Diameter （外径） 114mm
35 lnner Diameter （内径） 94mm
36 双击流号 2
37 看流量为 163.19m^3/h
注：如果管线坡度较大，要给高程（Elevation Chanme）单位为 m。本计算为 0.00 即平地。榆林作业一区 16 口井计算结果见汇总略。

九、管道热力计算步骤

1 Pipe Segment
2 Intnt 1
3 Outlet 2
4 Energy 100
5 Rating
6 Add Segment

7 Length 15000
8 Eleration change (坡度) 0.00
9 Outer Diameter (外径) 219
10 Iuner Diameter (内径) 209
11 Material (材料)
12 Increments (裕量) 2
13 Heat Transfer (传热计算)
14 Ambient Temperature (环境温度) 5
15 Overall HTC (总传热系数) 20
16 Heat Loss (散热损失) 1.2414×10^{6}kJ/h
17、Performnce 查看结果，看各种曲线。

十、模拟组分输入法

(一)原始数据

模拟组分是将比较重的烃类用模拟组分的方式表达出来。如有一烃类的分析数据如下：

组分	NBP (℃)	分子量 MW	密度 kg/m³	TC (℃)	PC kPa	VC m/kmol	偏心率
C7+1	57.57	84.03	669.09	225.66	3159.03	0.35	0.25
C7+2	85.00	97.32	685.58	253.25	2786.73	0.41	0.31
C7+3	112.85	112.70	693.88	281.48	2480.97	0.48	0.36
C7+4	141.51	130.49	709.27	310.77	2224.40	0.56	0.40
C7+5	171.42	151.08	727.08	341.45	2005.22	0.65	0.44

（二）在输入轻组分后按下述步骤输入模拟组分(方法一)

1、Hypothetical
2、Quick Create a Hypo Componet
3、在 Component Name 栏加入：C7+1、C7+2、C7+3、C7+4、C7+5
4、Critical
5、在 Normal Boiling Pt[c](NBP):57.57、85.00、112.85、141.51、171.42
6、在 Molecular Weight 处加入分子量：84.03、97.32、112.70、130.49、151.08
7、在 Ldeal Lig Density (kg/m³)加入：669.09、685.58、693.88、709.27、727.08
8、在 Tomperature(c)) TC 处加入：225.66、253.25、281.48、310.77、341.45
9、在 Prassure {kPa}Pc 处加入：3159.03、2786.73、2480.97、2224.40、2005.22
10、在偏心率一栏加入：0.25、0.31、0.36、0.40、0.44
11、Volume{m3/kmol}处不加入数据，让计算机算出，否则容易因为计算的 Vc 与给的数值有微小的差距，计算就无法进行。
12、Estimate Unknown Props (估算未知数性质 Vc)
13、×
14、×
15、Add Group(加入循环)

（三）在输入轻组分后按下述步骤输入模拟组分(方法二)

1、Hypothetical
2、Hypo Manager
3、Quick Access to Hypo Manager

4、在 Add Hypo(Name)加入模拟组分参数，一次加完只留下 Vc
5、Estimate Unknown Props （估算未知数性质，Vc）
6、×
7、×
8、Add Group

十一、加入塔侧线、重沸器

1、双击欲加侧线的塔
2、Next(下一步)
3、Iop Stage Pressure （塔顶压力）：1290kPa
4、Reboiler Pressure （重沸器压力）：1300 kPa
5、Next
6、Side Ops
7、Pump Areunds
8、Add
9、Draw Stage （抽出板）：8
10、Return Stage （返回板）：9
11、Add Pump （加入泵循环）
12、Cooler dp （压差）：20 kPa
13、Install （安装）
14、Int Active （抽出量）：1250 kmol/h
15、2nd Active Spec （温降）：10℃

十二、增加或减少组分

在计算时有时发现缺少组分需要添加，或为了简单利用就有的计算，但发现组分太多，打出来资料太长，浪费纸张，需要将不需要的组分删掉。

（一）增加组分

1、Simulation
2、Enter Basis Environment （上面的壶型符号）
3、Compontne List-1
4、View
5、在 Match 空白处添增加的组分
6、回车
7、点箭头
8、否

（二）减少组分

1、1、2、3、4 步骤同（一）
2、选要删除的组分
3、Remove…(删除)
4、点箭头
5、否

（三）删除文件中的油模拟组分

1、Enter Basis Environmnent
2、Oil Manager

3、Enter Basis Environmnent
4 、cut/Blend
5、用 Delete 删除组分
6、Assay
7、用 Delete 删除组分

十三、添加参数表

在打印时有时参数表不见了，需要添加。
1、Workbook(上面的图例)
2、Workbook
3、Setup
4、Molar Flow
5、Add
6、Comp Mole Frac
7、All
8、OK

十四、选择组成模式

组分模式一般用摩尔分数，但有时需要质量分数，可用下述方法切换。
1、Workbook
2、在 Compontne 处点右键
3、选 Setup
4、在 Variable 栏找出要删除的模式
5、Delete
6、Add
7、在 Variable 栏找出需要的模式
8、Add
9、OK