

英国 ESI 公司

气体管线瞬态和稳态模拟计算软件  
PIPELINE STUDIO FOR GAS  
TGNET

培训手册

英国 **ESI** 北京办事处

北京光华路 12 号，数码 01 大厦, 1105 室

Tel: 13381082500, 010-65914261 Fax: 010-65914252

E-mail: [energywang@vip.sina.com](mailto:energywang@vip.sina.com)

[www.energy-solutions.cn](http://www.energy-solutions.cn)

[www.energy-solutions.com](http://www.energy-solutions.com)

<b>第一章水力学基础.....</b>	<b>4</b>
一、输气管段流动过程的基本方程.....	4
二、输气管段的基本流量公式.....	5
三、流态的划分与雷诺数.....	5
四、TGNET 中使用的稳态基本流量公式.....	6
<b>输气管段的水力摩阻系数.....</b>	<b>6</b>
一、光滑区.....	6
二、混合摩擦区.....	7
三、其他阻力系数公式（含阻力平方区）.....	7
<b>气体状态方程.....</b>	<b>10</b>
一、气体的状态方程.....	10
二、真实气体的状态方程.....	11
三、气体状态方程小结.....	13
温度计算.....	13
一、温度计算选择.....	13
二、总传热系数.....	14
三、详细传热计算.....	14
四、温度计算比较.....	15
<b>第二章 软件概述.....</b>	<b>15</b>
2.1 软件的特点和主要用途.....	15
2.2 软件的人机界面.....	15
<b>第三章使用软件的准备工作.....</b>	<b>19</b>
3.1 建立管网模型文件.....	20
3.2 设置使用的单位制和单位.....	24
3.3 设置模拟选项.....	25
3.4 合理选用摩阻公式和管道步长 KNOT SPACE.....	27
3.5 合理选用状态方程.....	28
3.6 打开温度跟踪和气体属性跟踪.....	28
3.7 设定初始约束条件.....	29
3.8 保存管网模型文件.....	32
<b>第四章稳态模拟的基本步骤.....</b>	<b>33</b>
4.1 输入气体参数.....	33
4.2 建立管网模型.....	35
4.3 管网模型的有效性检查.....	36
4.4 运行稳态模拟和查看计算结果.....	37
<b>第五章以批处理方式运行动态模拟的基本步骤.....</b>	<b>41</b>
5.1 建立动态脚本，添加必要的约束.....	41
5.2 指定需要的动态趋势和报告的频度.....	45
5.3 运行动态模拟.....	46
5.4 查看动态模拟报告和趋势报告.....	46
5.5 建立动态趋势图.....	47

<b>第六章交互（互动）式动态模拟.....</b>	<b>48</b>
6.1 启动.....	48
6.2 控制运行速度和数据刷新时间.....	48
6.3 选择初始状态.....	49
6.4 交互命令.....	49
6.5 退出命令.....	51
<b>第七章    案例研究.....</b>	<b>53</b>
1 不同参数如何影响计算流量 .....	53
2 已知数据 DATA .....	54
3、例题计算.....	55
4、计算结果.....	56
5、模拟结论 SIMULATION CONCLUSION.....	58
6 检查错误 .....	59
7 简单案例研究 .....	60
<b>案例研究 .....</b>	<b>61</b>
一. 管道的储气能力案例研究 .....	61
二. 调峰分析案例研究。 .....	63
三. 气源中断、持续时间、及恢复过程案例分析 .....	68
四. 压缩机停机及其后果分析案例研究 .....	71
五. 缩机再启动的时机和系统的恢复过程案例研究 .....	76
六. 泄漏分析案例研究 .....	82
七. 储气、调峰和调压时的温度变化案例研究。 .....	87

# 第一章水力学基础

## 一、输气管段流动过程的基本方程

连续性方程  $A \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho w A) = 0$

运动方程  $\frac{\partial(\rho w)}{\partial \tau} + \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w^2)}{\partial x} = -g\rho \frac{ds}{dx} - \frac{\lambda}{d} \frac{w^2}{2} \rho$

能量方程  $-\frac{\partial Q}{\partial x}(\rho w A) = \frac{\partial}{\partial \tau}[(\rho A)(u + \frac{w^2}{2} + gs)] + \frac{\partial}{\partial x}[(\rho w A)(h + \frac{w^2}{2} + gs)]$

状态方程  $\rho = \rho(p, T)$

内能方程  $u = u(p, T)$

焓方程  $h = h(p, T)$

式中各符号的意义如下：

$p$  ——气体的绝对压力

$T$  ——气体的绝对温度，K

$\rho$  ——气体密度

$w$  ——气体流速

$A$  ——管道横截面积

$u$  ——单位质量气体的内能

$h$  ——单位质量气体的热焓

$x$  ——距管段起点的距离

$\tau$  ——描述流动过程的时间

$s$  ——管段上各横截面处的高程

$g$  ——重力加速度

$\lambda$  ——管段的水力摩阻系数

$Q$  ——在  $[0, x]$  管段上，管内气流向周围环境的散热流量。

以上 6 个方程刚好包括  $p$ 、 $T$ 、 $\rho$ 、 $w$ 、 $u$ 、 $h$  这 6 个未知函数，因此从求微分方程通解的角度看，这个方程组是封闭的。该方程组通常称为气体管流的基本微分方程组。

## 二、输气管段的基本流量公式

- 基本流量公式：根据管段两端的压力计算流量的公式，只适用于稳态工况。

水平管段基本流量公式：

$$Q = 0.03848 \left[ \frac{(p_q^2 - p_z^2) d^5}{\lambda Z \Delta_* TL} \right]^{0.5}$$

Q — 管段的标准体积流量，Nm<sup>3</sup>/s（石油行业）

p<sub>q</sub> — 管段起点压力，Pa

p<sub>z</sub> — 管段终点压力，Pa

d — 管段内直径，m

L — 管段长度，m

T — 管段中气体的平均温度，K

Z — 管段中气体的平均压缩因子，无量纲。

Δ<sub>\*</sub> — 管段中气体在标准状态下的相对密度，无量纲。

λ — 管段的水力摩阻系数，无量纲，与雷诺数和管壁粗糙度有关，见下章。

## 三、流态的划分与雷诺数

- Reynold 数

$$Re = 1.536 \frac{Q \Delta_*}{d \mu}$$

μ：气体的动力粘度，对天然气一般可取 10<sup>-5</sup>Pa·s

- 流态划分：层流、紊流、。

$$\text{流态} \begin{cases} \text{层流} & Re \leq 2000 \\ \text{临界过渡区} & 2000 \leq Re \leq 4000 \\ \text{紊流} & Re \geq 4000 \end{cases} \begin{cases} \text{水力光滑区} & Re < Re_1 \\ \text{混合摩擦区} & Re_1 \leq Re < Re_2 \\ \text{阻力平方区} & Re > Re_2 \end{cases}$$

$$Re_1 = 59.7 / \left( \frac{2K_e}{d} \right)^{8/7} \quad Re_2 = 11 / \left( \frac{2K_e}{d} \right)^{1.5}$$

热油管道：R<sub>e</sub>的数量级为 10<sup>5</sup>，大多属于紊流水力光滑区。

输气管道：Re 的数量级为 10<sup>6</sup>~10<sup>7</sup>。一般干线输气管道的流态为阻力平方区或混合摩擦区，而城市配气管道的流态一般为水力光滑区。

## 四. TGNET 中使用的稳态基本流量公式

$$Q_b = 38.774 \left( \frac{T_b}{P_b} \right) \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.0375G(h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{GLT_{avg} z_{avg} f} \right]^{1/2} D^{2.5}$$

式中:

$Q_b$  — 管段的标准状态下的体积流量 (mmscfd)

$T_b$  — 标准温度 (K)

$P_b$  — 标准压力 (psia)

$P_1$  — 上游压力 (psia)

$P_2$  — 下游压力 (psia)

$h_1$  — 上游高程 (feet)

$h_2$  — 下游高程 (feet)

$f$  — Moody 摩阻系数 (相对粗糙度  $e$  和流量  $Q$  的函数) (无量纲)。

$Z_{avg}$  — 管段中气体的平均压缩因子 (无量纲)

$T_{avg}$  — 管段中气体的平均温度 (K)

$D$  — 管内径 (inches)

$L$  — 管长度 (miles)

$G$  — 气体比重 (空气=1.0) (无量纲)

### 输气管段的水力摩阻系数

摩擦系数相关性 Friction Factor Correlations

在阻力平方区 (Fully Turbulent) 只与管壁粗糙度有关。

在水力光滑区 (Smooth Flow) 只与雷诺数有关。

在混合摩擦区 (Partially Turbulent) 与管壁粗糙度和雷诺数相关。

### 一、光滑区

$$f = \frac{0.1844}{Re^{0.2}}$$

## 二、混合摩擦区

$$f = 0.067 \left( \frac{158}{Re} + \frac{2e}{D} \right)^{0.2}$$

e — 管壁绝对粗糙度（美国取 0.02mm, 前苏联取 0.03mm, 我国设计前期取 0.03mm）

## 三、其他阻力系数公式（含阻力平方区）

1) Weymouth 公式

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = 11.19 D^{0.167} E$$

E—效率系数

输气管道效率系数表示管道流量由于内腐蚀、凝析液和水分局部聚集等原因造成的效率降低程度。

$$E = \frac{Q_r}{Q}$$

$Q_r$ —输气管道的实际流量

$Q$ —输气管道的设计流量

根据基本流量公式，有：

$$E = \sqrt{\frac{f_L}{f_s}}$$

$f_L$ —输气管道的设计摩阻系数

$f_s$ —输气管道的实测摩阻系数

在 TGNET 软件中，除了本节中公式标明的以外，各公式均可设定 E 值。在输气管道设计中考虑效率系数 E 是为了在时期内仍能保持原先的设计能力。在美国一般取  $E = 0.9 \sim 0.96$ ；在前苏联，对无内涂层的新输气管，取  $E = 1$ ；我国一般可取  $E = 0.95$ 。

代入基本流量公式后为：

$$Q_b = 433.49 \left( \frac{T_b}{P_b} \right) \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.0375 G (h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{GL T_{avg} z_{avg}} \right]^{0.5} D^{\frac{8}{3}}$$

对于 Weymouth 公式的适用性，有两种不同的说法。

ESI 公司的技术手册认为 Weymouth 公式适用管径 900 mm (NPS36) 左右、完全紊流的情况。当管子公称直径小于 700 mm (NPS30) 时，计算摩阻系数偏大，对于线输气管计算输量比实际输量偏低，此时  $E > 100\%$ 。

国内多数教科书认为 Weymouth 公式由于归纳时间早（1912 年），取的绝对粗糙度大（0.0508mm），适用于管径小、输量不大，净化程度较差的矿区集气管网。

2) Colebrook White 公式

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = -2 * \log \left( \frac{e}{3.7 * D} + \frac{2.51}{R_e * \sqrt{f}} \right)$$

式中：e—管壁当量粗糙度

如果  $R_e < 2000$ ，则  $f = \frac{64}{R_e}$

Colebrook White 公式是推荐采用的常用公式，考虑了不同管子光滑或粗糙的内壁情况，在较宽的流动状态范围下有较好的模拟精度，适用于紊流三个区。而其他公式必须在一定的适用条件下才有同样的精度。（有时为避免迭代简化为：

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.14 - 2 \lg \left( \frac{K_e}{d} + \frac{21.25}{R_e^{0.9}} \right)$$

但比上式有约 2% 的误差）。

代入基本流量公式后为：

$$Q_b = 38.77 \frac{T_b}{P_b} \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.375 G (h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{GL T_{avg} z_{avg}} \right]^{0.5} * 4 \log \left[ \frac{k}{3.7 D} + \frac{1.4 \sqrt{1/f}}{N_{Re}} \right] * D^{2.5}$$

3) AGA 公式

AGA（美国燃气协会 AMERICAN GAS ASSOCIATION）在 1965 年的研究成果表明：实测得的摩阻系数大于分别按“水力光滑（smooth pipe laws）”和“混合摩擦（rough pipe laws）”计算的摩阻系数。AGA 认为这进一步证明：在紊流流速较低（不完全紊流）的条件下摩阻系数只与雷诺数有关；而在紊流流速较高（完全紊流）的条件下摩阻系数是管壁相对粗糙度的函数。

AGA（不完全紊流）水力摩阻系数的计算公式为：

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = 2 * \log \left( \frac{R_e}{\sqrt{\frac{1}{f}}} \right) - 0.60$$

代入基本流量公式后为：



$$Q_b = 38.77 \frac{T_b}{P_b} \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.375G(h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{GLT_{avg} z_{avg}} \right]^{0.5} * 4D_f \log \left[ \frac{N_{Re}}{1.4126 \sqrt{1/f}} \right] * D^{2.5} \text{ 式中引}$$

入阻力系数 (drag factor), 反映低流量部分紊流时摩阻系数对“光滑管”摩阻系数的修正。阻力系数一般取 0.92 到 0.98,

与阻力减低的因素数量和程度有关。

AGA (完全紊流) 水力摩阻系数的计算公式为:

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = 2 * \log \left( \frac{3.7 * D}{e} \right)$$

代入基本流量公式后为:

$$Q_b = 38.77 \frac{T_b}{P_b} \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.375G(h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{GLT_{avg} z_{avg}} \right]^{0.5} * \left[ 4 \log \frac{3.7D}{e} \right] * D^{2.5}$$

此时, AGA 公式认为摩阻系数与雷诺数无关。

#### 4) Panhandle A 公式

Panhandle A 和 Panhandle B 都是美国 Panhandle & Eastern Gas Co. 提出的。Panhandle 公式认为钢管内壁粗糙度很小, 且可看作常数, 其影响不在考虑, 摩阻系数仅与雷诺数有关。本公式在管子公称直径 1 5 0 mm (NPS 6) ~ 6 0 0 mm (NPS 24)、雷诺数 5, 000, 000 到 14, 000, 000 时精确度高。在雷诺数大于 300, 000 不完全紊流时, 预测结果偏于乐观。

Panhandle A 水力摩阻系数的计算公式为

$$\sqrt{\frac{1}{\lambda}} = 3.436 * R_e^{0.0730} E$$

E 在本式中与管径有关, 见下表:

E 值表

管径 (英寸)	管径 (厘米)	E
30	76	0.95
28—26	71—66	0.94
24, 22, 20	61, 56, 51	0.92
18, 16, 14	46, 41, 35	0.90

代入基本流量公式后为:

$$Q_b = 435.87 \left( \frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.0375G(h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{G^{0.8539} L T_{avg} z_{avg}} \right]^{0.5394} D^{2.6182}$$

5) Panhandle B 公式

Panhandle B 与 PanhandleA 的不同在于雷诺数的影响较小。

Panhandle B 水力摩阻系数的计算公式为：

$$\sqrt{\frac{1}{\lambda}} = 8.245 * R_e^{0.01961} E$$

E 在 PANHANDLE B 时推荐 0.90。本式适用于管径大于 600 mm (NPS24) 的长输天然气管道。

代入基本流量公式后为：

$$Q_b = 737 \left( \frac{T_b}{P_b} \right)^{1.020} \left[ \frac{P_1^2 - P_2^2 - 0.0375G(h_2 - h_1) \frac{P_{avg}^2}{z_{avg} T_{avg}}}{G^{0.961} L T_{avg} z_{avg}} \right]^{0.516} D^{2.530}$$

气体状态方程

## 一、气体的状态方程

1. 理想气体的状态方程：

$$Z = \sum_{m=0}^5 \sum_{n=0}^5 A_{mn} P_m \left( \frac{2P_r - 15}{14.8} \right) P_n \left( \frac{2T_r - 4}{1.9} \right)$$

$$P = \rho RT$$

2. 通用气体状态方程为:

$$P = Z \rho RT$$

状态方程规定: 压缩系数是压力和温度的函数

求得压缩系数后, 用理想气体定律的压缩系数修正式计算气体密度和其它物性参数。

3. 范德瓦尔斯状态方程

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2}$$

理想气体没有考虑实际气体中分子的大小和分子间的作用力, 范德瓦尔斯状态方程中  $b$  是对分子体积作出的修正,  $a$  是对分子间作用力作出的修正。

$$Z = \sum_{m=0}^5 \sum_{n=0}^5 A_{mn} P_m \left( \frac{2P_r - 15}{14.8} \right) P_n \left( \frac{2T_r - 4}{1.9} \right)$$

## 二、真实气体的状态方程

### 1. Sarem

Sarem 状态方程是一个老的状态方程。它解决了在通用气体状态方程中, 在通常输气管道的条件下, 如何计算压缩系数的问题。它使用对比压力和对比温度(天然气的压力、温度与其临界压力、临界温度之比)的概念, 用勒让德多项式计算压缩系数。

SAREM 方程的优点是:

- 在大多数天然气系统的正常运行压力范围内精度高。
- 描述气体的参数少, 只需要相对密度, 热值和 CO<sub>2</sub> 含量 (可由气体组份求得)。
- 允许用户自定义气体属性。
- 定压比热容和定容比热容取自假定的理想气体。(Cp and Cv Derived Assuming Ideal Gas.)

SAREM 方程的缺点是：

- 低压无效。
- 靠近相变区时结果不正确。

## 2. Peng-Robinson

范德瓦尔斯方程在一定范围内已经能比较接近的描述实际气体的性质，但是它没有考虑温

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V^2 + 2bV - b^2}$$

度和偏心因子的影响，因而适用范围有限，Peng-Robinson 是在考虑了上述因素后由范德瓦尔斯方程派生出的方程：

- 需要气体组分数据
- 基于扩展的范德瓦尔斯方程
- 与压缩系数的立方比例 Cubic EOS (Function is proportional to  $Z^3$ )
- 压缩系数是压力温度和各组分特性的函数
- 不包括焓的特性使其可直接计算 Cp and Cv

## 3. BWRS 方程

范德瓦尔斯方程、SRK 方程、和 Peng 方程的共同问题是对分子间作用力考虑不够充分，以至在介质密度很高时不够准确。BWRS 方程考虑了更多的修正，因而也引入了更多的参数。引入的参数越多，考虑的因素越多，适用的范围越宽。求解的难度和求解计算量也越大。BWRS 是一个复杂的有多达 11 个参数状态方程。

$$P = \rho RT + \left( B_o RT - A_o - \frac{C_o}{T^2} + \frac{D_o}{T^3} - \frac{E_o}{T^4} \right) \rho^2 + \left( b RT - a - \frac{d}{T} \right) \rho^3 + \alpha \left( a + \frac{d}{T} \right) \rho^6 + \frac{c \rho^3}{T^2} (1 + \gamma \rho^2) e^{-\gamma \rho^2}$$

- 需要气体组分数据
- 基于扩展的范德瓦尔斯方程
- 有 11 个参数
- 压缩系数是压力温度和各组分特性的函数
- 不包括焓的特性使其可直接计算

Peng 方程的优点是：

- 在较大的压力、温度范围内都比较精确。

- 在相变区或相变区附近也比较精确。
- 可以作气体组分跟踪。
- 计算量少于 BWRS。

Peng 方程的缺点是：

- 需要输入气体的全部组分
- 不能使用 PLS 提供的用户自定义属性

BWRS 方程的优点是：

- 在很大的压力、温度范围内都很精确（优于 Peng）。
- 在相变区或相变区附近也比较精确。
- 可以作气体组分跟踪。
- 可以处理含有较多非碳氢化合物的气体。

BWRS 方程的缺点是：

- 需要输入气体的全部组分
- 计算量最大，因而速度最慢。
- 不能使用 PLS 提供的用户自定义属性。

### 三、气体状态方程小结

- 理想气体状态方程的精度肯定是不够的。
- 纯经验公式如，SAREM、NX-19、AGA-8 在它们的适用范围内（指美国输气管道的压力、温度、组分范围）是最准确的。其中 AGA 公式常常是法定的计算公式。
- SRK、Peng 和 BWRS 方程有更宽的适用范围。它们甚至还可用于液态烃和气、液平衡计算。它们常常是模拟计算使用的公式。在纯经验公式适用的范围内，上述公式也可使用。因为它们的差异，远小于其它不确定因素（例如管道沿线的温度）引起的差异。
- 复杂性和计算速度

BWRS 最复杂、计算速度最慢，Sarem 最简单、计算速度最快。

适用范围

Sarem—干气，BWRS—湿气，Peng-Robinson —所有气体 Peng-Robinson

## 温度计算

### 一、温度计算选择

在 PLS 中有两种温度计算选择

- 当用户只打开温度跟踪没有打开管壁温度跟踪时，PLS 只是根据由用户指定的总传热系

数进行温度计算。

- 当用户同时打开温度跟踪和管壁温度跟踪时，PLS 进行温度计算时，要根据用户输入的数据计算气体到管壁、管壁到周围环境以及管壁各层之间的详细传热计算。

$$\frac{1}{U} = \frac{R_i}{R_o} \times \left[ \frac{1}{k_{env}} + R_o \times \ln \left( \frac{R_o}{R_i} \right) \frac{1}{k_{steel}} \right]$$

## 二、总传热系数

总传热系数可以从手册上查出也可根据以下公式自行计算（裸管）。

式中：

U = 总传热系数，BTU/hr. ft<sup>2</sup>. oF

Ro = 管道外径，feet

Ri = 管道内径，feet

ksteel = 钢的导热系数，BTU/hr. ft<sup>2</sup>. oF

kenv = 环境导热系数（空气，水，土壤，等.），BTU/hr. ft<sup>2</sup>. o

**三、详细传热计算**同时打开温度跟踪和管壁温度跟踪时，PLS 不需要用户输入总传热系数，而是要求用户输入气体到管道，管道到周围环境和管道各层的传热数据：

**Details for Pipe P2**

General | Connections | Wall layers | **Heat Transfer Data** | Trends

☒ Do detailed wall calculations for this pipe

Ambient Temperature: 17 Deg C

Overall coefficient: 1.13489 W/m2.C

Inner wall

Correlation to use: Constant Film Coeff (Advanced...)

Film heat transfer coeff.: W/m2.C

Outer wall

Correlation to use: Constant Film Coeff

Film heat transfer coeff.: W/m2.C

Ground Conductivity: W/m-K

Buried Depth: m

OK Cancel Apply Help

气体到管道内壁的传热计算有三种选择：

- 由用户自己输入一个管内壁的常数型膜传热系数。
- 要求 PLS 使用标准膜系数关系式计算管内壁传热系数。
- 要求由用户自定义的关系式计算管内壁传热系数。

管道外壁到周围环境的传热计算也有三种选择：

- 由用户自己输入一个管外壁的常数型膜传热系数。
- 要求 PLS 用浅埋关系式（埋深小于 2 倍管外径）土壤导热系数和埋深计算管外传热系数。
- 要求 PLS 用深埋关系式（埋深大于 2 倍管外径）土壤导热系数和埋深计算管外传热系数。

## 四、温度计算比较

进行详细的层间传热计算要比单纯用一个总传热系数要精确得多，当然计算量也大得多。进行详细层间传热计算最少必须提供管内壁和管外壁的传热系数，或计算方法。不要求进行详细的层间传热计算时，没有考虑管道的热容量。PLS 进行温度计算时没有考虑管道的热胀冷缩因素。

# 第二章 软件概述

## 2.1 软件的特点和主要用途

TGNET for Gas 是经过使用证明的，历史悠久的输气体管道离线模拟软件，能够对输气管道中的单相流进行稳态模拟和动态模拟，已经在全世界得到了广泛的应用。本软件具有全功能的图形界面、稳定的数字求解技术、完备的设备模拟、灵活实用的理想化的控制方式和多约束条件设定、温度跟踪、气体属性跟踪、详尽的默认值集合、既能以批处理方式又能以交互（互动）方式运作、灵活多样的开放的输入输出方式、易学易用等特点。

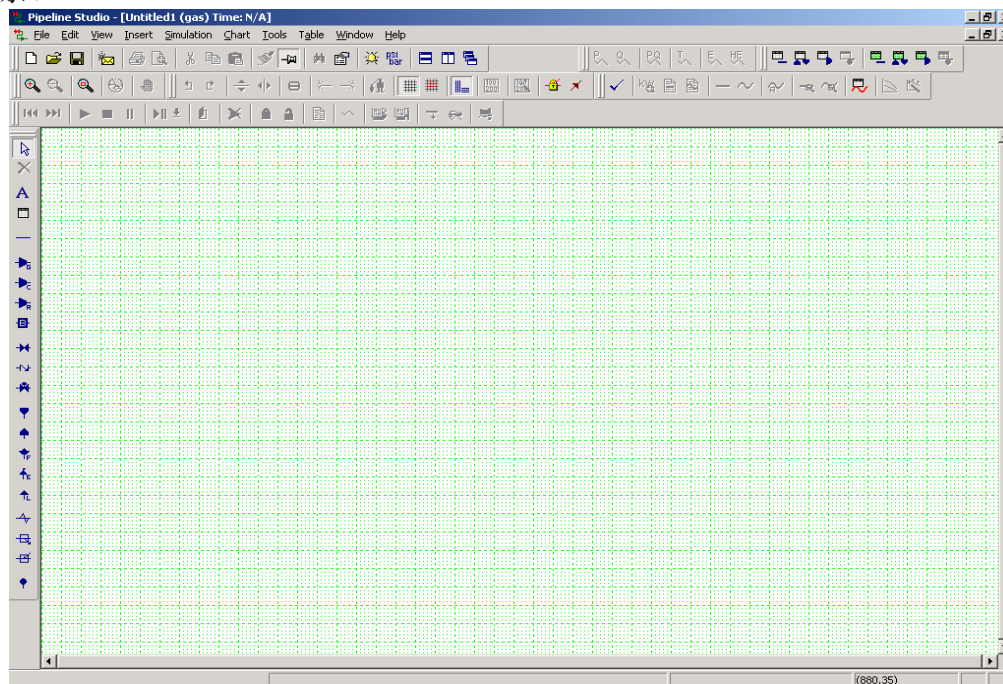
使用本软件可以对输气管道的正常工况和事故工况进行分析，测试和评价输气管道的设计或操作参数的设置，最终获得优化的系统性能。使用本软件还可以为实时模拟软件的组态提供建模数据。

## 2.2 软件的人机界面

### 2.2.1 主视窗

TGNET 在视窗中运行，启动时显示主视窗。主视窗含有标准的视窗控制按钮（最大化、最小化和关闭按钮），从上至下还有标题条、菜单条、工具条，工作区和状态

条。

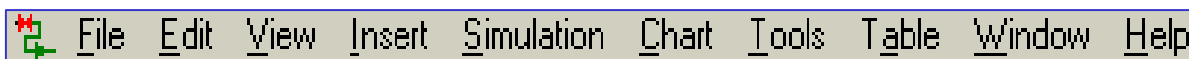


工作区和工具条后面还要详细叙述，菜单条的主要功能都包含在工具条中，需要在此提一下的是容易忽略的标题条和状态条中的重要信息。

标题条位于主视窗顶部，它显示软件的名称（Pipeline Studio）和当前活动的管网模型名称。在模型文件名之后是用括号标明的 gas 或 liq 以区分是气体管网模型或是液体管网模型。如果对模型文件作了修改而又没有保存，在括号后会出现一个\*号。再后面是时间，稳态模拟时显示 00:00:00；以批处理方式运行动态模拟的过程中，时间不变，模拟结束时显示最终的结束时间；交互式动态模拟过程中，此时间的含意是模拟进行的时间。如果出现了报警，在标题条的最后显示 Alarm ×，其中×表示报警的数量。

状态条位于主视窗的底部，工作区的下面。当鼠标指向主视窗的某一菜单项或工具条的工具时，状态条显示简明扼要的帮助信息；当鼠标指向管网视窗的某一位置时，状态条显示管网元件的名称或鼠标位置；另外在进行了某项处理之后，它还会显示有关处理是否成功或是否完成的消息。

### 2.2.2 菜单条



从左至右各菜单项的功能是：

- File 菜单                      文件的打开、关闭、保存等。
- Edit 菜单                      对象的拷贝、剪切、编辑等。
- View 菜单                      视窗的拖动、缩放、网格控制等。
- Insert 菜单                      插入气体参数、特性曲线、对象等。
- Simulation 菜单                      指定单位、模拟选项、模拟命令等。
- Chart 菜单                      趋势图、沿程变化图等。
- Tools 菜单                      多案例工具、选项等。



- Table 菜单 打开、关闭表格视窗等。
- Windows 菜单 视窗的排列和控制。
- Help 菜单 帮助和技术支持等。

### 2.2.3 工具条

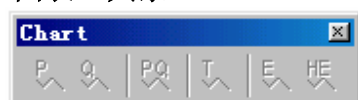
工具条位于菜单条的下方，它分门别类的组合了 Pipeline Studio 中最常用的功能，大大提高了软件的易用度。熟悉和掌握工具条的功能和用法对提高工作效率大有好处。Pipeline Studio 的工具条由九个部分组成：

#### 标准工具条



本工具条从左至右各项功能是：建立新的模型文件、打开已有文件、保存文件、发送 Email、打印、打印预览、剪切、拷贝、粘贴、格式刷、重复使用格式刷、查找、打开属性视窗、打开报警视窗、单位对话框、布置视窗。

#### 图表工具条



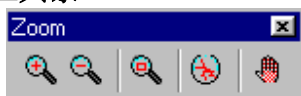
本工具条要在计算之后，有一段或多段管道被选中时才可以使用。从左到右各项功能是：沿线压力曲线、沿线流量曲线、沿线压力及流量曲线、沿线温度曲线、纵断面曲线、压头及纵断面曲线。

#### 表格工具条



用于分类显示最常用的输入、输出表格。从左到右分别是：管段属性输入数据表，外部调节器输入数据表、压缩机输入数据表、泵输入数据表；管段计算结果输出数据表、外部调节器输出数据表、压缩机输出数据表、泵输出数据表。

#### 缩放工具条



从左到右控制管网视窗的放大、缩小、选择集放大、显示全图、拖动等功能。

#### 绘图工具条



用于绘制管网结构图。注意选中一种管网元件后可以在管网视窗中连续绘制该种元件，再次点击原工具条按钮或箭头按钮取消继续绘制该种管网元件，使鼠标变成选择工具。从左至右功能为：选择、删除、添加文字、添加表格、绘管段、绘通  
用压缩机、绘离心压缩机、绘往复压缩机、绘压缩机站、绘切断阀、绘止回阀、绘

调节器、绘气源（进气点）、绘分输点、绘燃料阀、绘按热值计量的分输点、绘泄漏点、绘阻力元件、绘冷却器、绘加热器、绘仪表（供实时软件组态使用）。

### 图形编辑工具条



用于控制管网视窗的网格、对管网元件作旋转、翻转、断开等操作，还可为管网元件插入数据块等。从左至右依次为：右转、左转、水平翻转、垂直翻转、张开、左断开、右断开、管网元件缩放、开关网格、开关网格捕俘功能、正交绘图、插入数据块、)添加数据项、锁定图形、绘制流动方向。

### 模拟命令工具条



这里从左到右包括了：管网有效性检查、显示 KW 文件、显示稳态报告、显示动态报告、稳态模拟、动态模拟、再启动动态模拟、交互式稳态模拟、交互式动态模拟、编辑动态脚本、查看趋势图、沿程变化曲向导等。

### 交互式模拟命令工具条



这里是专用的交互式动态模拟命令，它们通常是不可用的，只有在起动了交互式动态模拟之后才变为可用。其中的命令从左到右有：用稳态作初态、用末态作初态、启动模拟、停止模拟、暂停模拟、单步模拟、按指定步数模拟、保存并退出、作废、锁定设备、解除设备锁定、把当前状态写入报告文件、改变设定值、装入状态文件、保存状态文件、用当前值作稳态模拟、用最终设定值作稳态模拟、设置系统参数。

### 文件查看工具条



这一工具条主要用在查看大型输出文件时，在文件中执行：查找、设置书签、在书签之间跳转等操作。从左到右依次是：查找、重复查找、设置/取消书签、跳到下一书签、跳到上一书签、清除所有书签。

## 2.2.4 工作区及工作区视窗

启动 TGNET 时主视窗中工具条和状态条之间的空白区域就是工作区。在 Pipeline Studio 工作期间，工作区显示所有出现的窗口或视图，其操作与标准视窗应用程序相同。

经常出现的工作区视窗有：

- 。管网视窗 (Network view)

主要用于显示被模拟管网的图形。除了显示管网元件及其连接关系外，还可显示网格、数据块和管网背景图。把最关心的数据组织到数据块中，就可以直接在管网视窗中看到计算结果，避免了经常查看各类输出表格或大型输出文件的麻烦。双击管网视窗中的某一管网元件将弹出一个含有该元件全部输入属性的组合对话框，可以在此对话框中输入该元件的参数（例如管径、管道长度等）。

。 **表格视窗 (Table view)**

每一种管网元件都有一个输入表和一个输出表。用输入表可以显示、输入和修改该种类所有管网元件的输入数据，而输出表则显示该种类所有管网元件的计算结果。当表格含有多张数据表时，这些数据表按工作簿的方式组织，点击表格下方的标签在各数据表之间切换。

。 **属性视窗 (Property view)**

属性视窗显示选中管网元件的全部属性（包括输入和输出属性）。当没有选择任何管网元件时，属性视窗内容为空。最多只能打开一个属性视窗。

。 **图表视窗 (Chart view)**

建立曲线图时出现图表视窗。图表视窗可以同时显示曲线图和相应的数据表，用鼠标能调节图形和数据表的宽度，也可以只显示曲线图或数据表。图表视窗主要显示两类曲线：一类以里程作横坐标，显示压力、温度、流量等参数的沿程变化曲线；另一类是以时间作横坐标，显示管网中某个位置，某个参数的动态趋势曲线。

。 **文件和报告视窗**

这一窗口用于显示任何打开的文件和 Pipeline Studio 产生的各类报告文件（稳态模拟输出报告，动态模拟输出报告，动态趋势报告等）。

。 **管网有效性结果窗/稳态窗/报警事件窗**

这是一个由三个子窗口构成的组合窗。点击其下部的三个按钮，可以在三个窗口之间切换。

对管网作有效性检查后出现有效性检查结果窗。其中可能列有出错信息或警告信息，如果是这样，在多数情况下会有一修复按钮 (Fix button)，点击此按钮可以直接显示需要修改的条目，这一功能大大有利于快速校正管网模型。

稳态窗中显示稳态模拟过程中产生的信息。若有问题用其中的 Goto 按钮可以快速找到相关的管网元件。

报警事件窗中显示的是处理过程中发生的报警或事件。

## 第三章使用软件的准备工作

使用软件之前需要作一些准备工作，其中有关选项的设置部分看起来好像很繁杂，其实只要仔细认真的设置一次，就可以不断重复使用。

### 3.1 建立管网模型文件

为了输入要模拟的管网的结构和数据，首先要建立一个模型文件(.tgw 文件)。建立管网模型文件的方法有以下 4 种，各有其特点和适用的场合。

#### 3.1.1 建立新的管网模型文件绘制管道模型

点击 File 菜单或标准工具条上的 New 按钮，在 TGNET 主视窗的工作区就会显示一个空白的管网视窗，此后即可从头开始建立一个新的管网模型。

绘制管网模型图

- 1) 绘制管网草图
- 2) 在草图上按一定的命名规则为管网元件命名.
- 3) 对于复杂的管网，制定分步实施计划。

绘制管网模型图时，要注意管网元件之间连接关系的正确性和管网元件名称的唯一性。

#### 3.1.2 输入管道物理参数

绘制完管网模型后，双击每个设备图标，依次输入约束条件和基础参数，例如管道，输入内径，长度，壁厚，粗糙度，气体方程，阻力系数，效率，步长。

Details for Pipe PI0001-7	
<div>Heat Transfer Data    Velocity Alarm Limits    Trends</div> <div>General    Connections    Wall layers</div>	
Name	PI0001-7
Diameter (inside)	0.6968 m
Length	100 km
Wall Thickness	12.7 mm
Roughness	25.4 micron
Gas Equation	Colebrook
Drag Factor	0.96
Efficiency	1
Knot spacing	1.60934 km

压缩机

输入: Mode, 输入控制模式, 以及控制值

Details for Generic Compressor GC0001

Pressure Alarm Limits | Flow Alarm Limits | Volume Accumulator

General | Driver | Constraints/Setpoints | Connections | Trends

Hydraulic Constraints

Max Down Pressure 6.4 MPAq Max Speed RPM

Min Up Pressure MPAq Min Speed RPM

Max Power 3.8 MW Max Flow km3/h

Compression Ratio 1.42

Status On

Mode Max Down Pressure Lock

Thermal Constraints

Max Down Temp Deq C

Min Down Temp Deq C

确定 取消 应用 (A) 帮助

供气站 Supply

输入: 控制模式, 以及设定值

Details for Supply SU0001

Pressure Alarm Limits | Flow Alarm Limits | Volume Accumulator

General | Connection | Trends

Name SU0001 Rename...

Fluid #FLD001 Details... New...

Fluid Temperature 20 Deq C

Maximum Flow km3/h

Maximum Pressure 5.12 MPAq

Minimum Pressure MPAq

Check Valve No

Mode Max Pressure Lock

确定 取消 应用 (A) 帮助

## 输气站 DELIVERY

输入：控制模式，以及设定值

Details for Delivery DE0001

Pressure Alarm Limits | Flow Alarm Limits | Volume Accumulator

General | Connection | Trends

Name: DE0001 Rename...

Maximum Flow: 62.6 kM3/h

Maximum Pressure: MPAa

Minimum Pressure: MPAa

Check Valve: No

Mode: Max Flow ☐ Lock

确定 取消 应用(A) 帮助

## 调节器 REGULATOR

输入：控制模式，以及设定值

Details for Regulator RV0001

Pressure Alarm Limits | Flow Alarm Limits | Volume Accumulator

General | Connections | Trends

Name: RV0001 Rename...

CV: 50000

Size: 0.6096 m

Down max pressure: MPAa

Up min pressure: MPAa

Maximum Flow: kM3/h

Max Delta Pres: MPA

Min Delta Pres: MPA

Closure on violation of min delta pressure: No

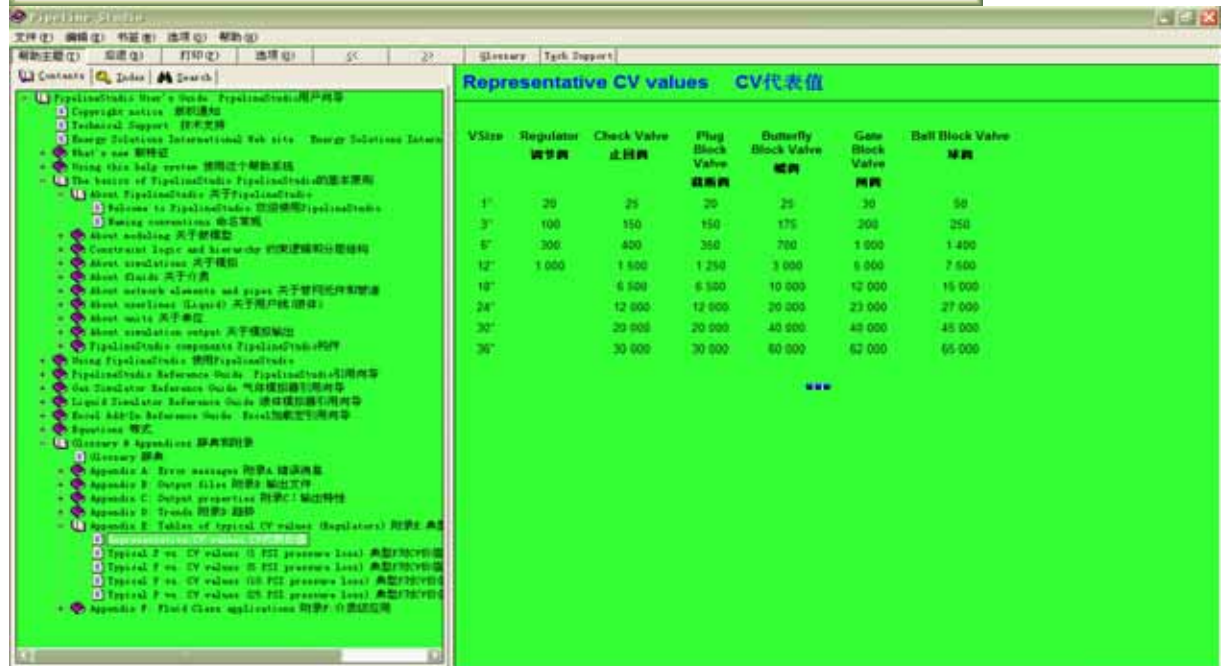
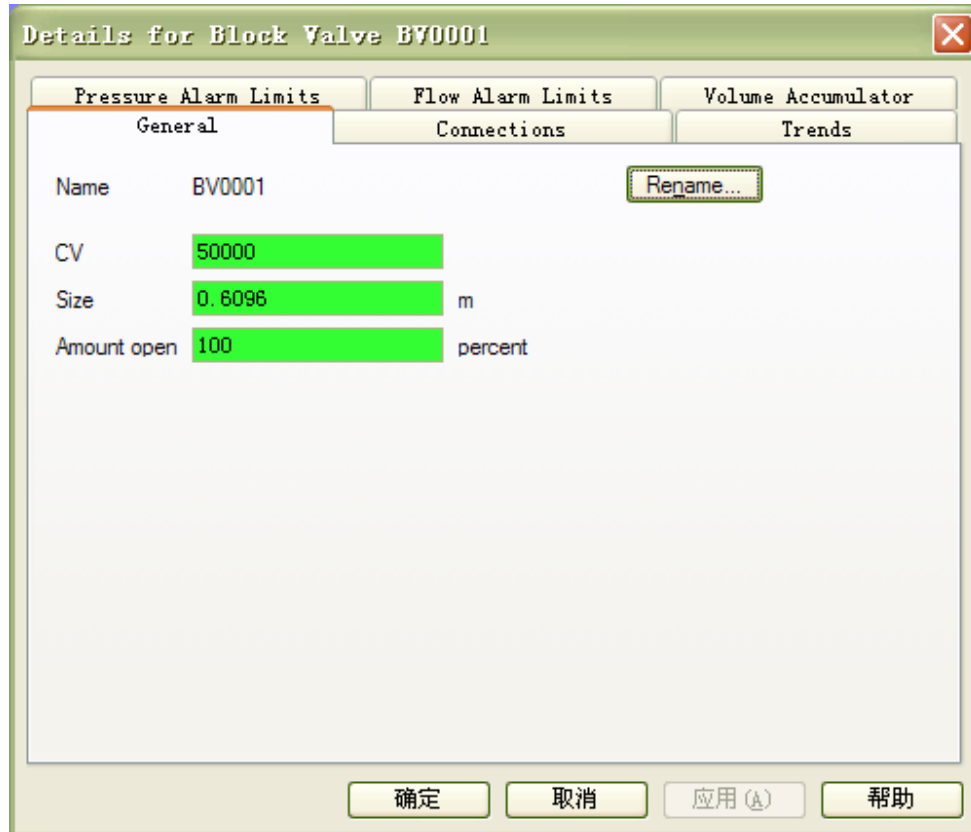
Mode: Max Flow ☐ Lock

确定 取消 应用(A) 帮助



球阀 BLOCK VALVE

输入 CV 值，不知道，可以查帮助文件的附表。



### 3.1.3 打开已有模型文件

点击 File 菜单或标准工具条上的 Open 按钮，进入打开文件对话框，选择并打开已经存在的模型文件，管网视窗立即显示出该模型的图形。如果该模型文件中的各项设置都能满足要求，可以直接进行修改或完善工作。

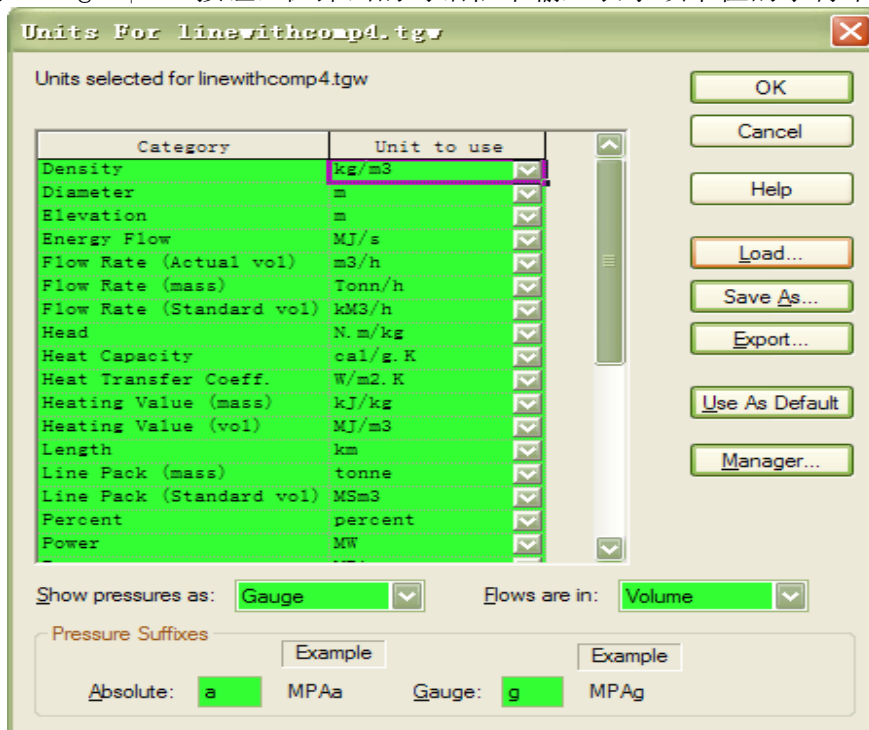
可以要求 TGNET 下次启动时自动打开最近使用过的模型文件，只要点击 Tools 菜单 Option 按钮，在出现的对话框中选择 General 标签，选择其中的“Reload last document at start up ” 检查框即可。

### 3.1.4 利用另存功能衍生新的模型文件

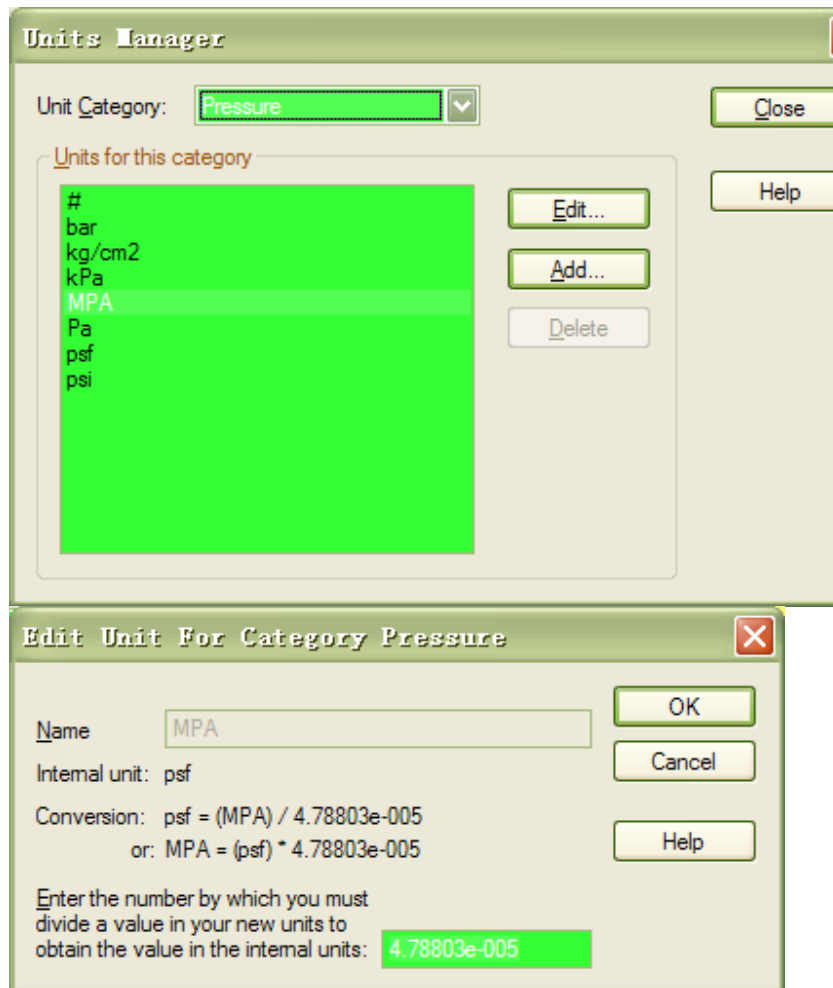
打开一个各项设置都满足要求的模型文件，另存，然后在另存过的文件上修改，建立新的模型文件。甚至可以先建立好若干个作好设置的空白的的基本模型文件。建立新模型时，打开设置符合要求的基本模型文件，另存后建立新的模型。

## 3.2 设置使用的单位制和单位

点击 Simulation 或标准工具条上的 Units 按钮，进入 Unit 对话框。结合中国的情况，比较简捷的作法是点击 Unit 对话框中的 Load 按钮直接装入并使用米制 (Metric)。米制中使用的单位大部分符合中国的习惯，可以直接使用。如果想把米制中的压力单位改为 MPa，流量单位改为万立方米/日，需要点击 Unit 对话框中的 Manager|Add 按钮，在弹出的对话框中输入表示该单位的字符串和转换系数。





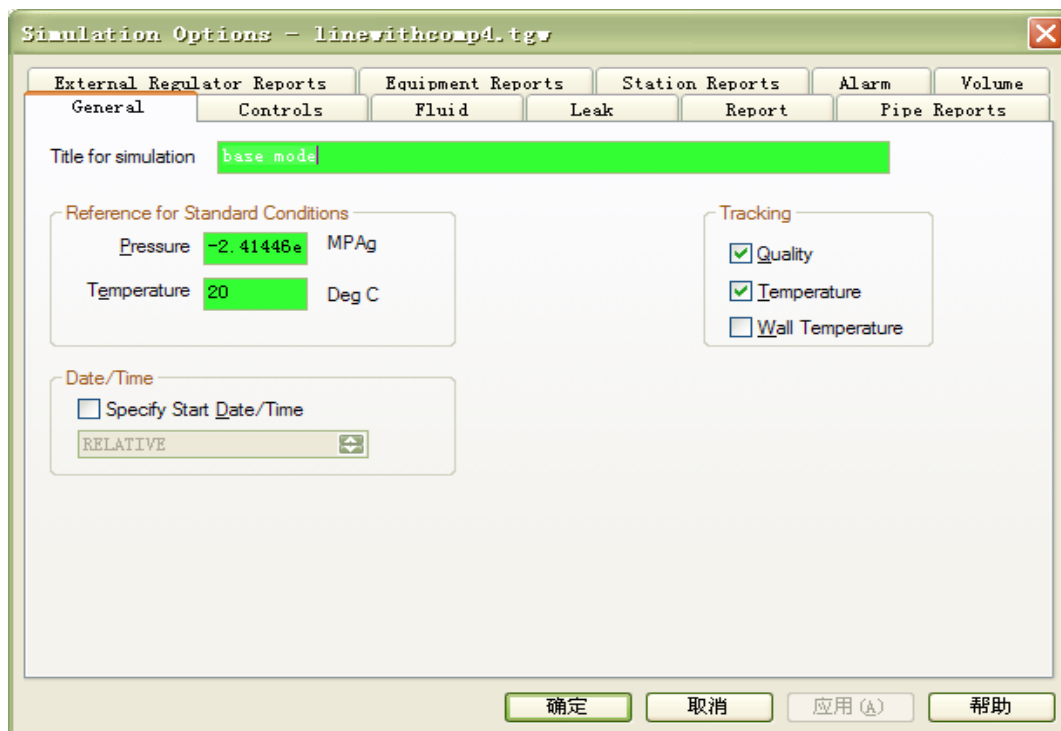


选择要使用的单位后，特别注意要在 Unit 对话框的 Show Pressures as 列表中选择压力单位是使用表压还是绝压，还要规定好在压力单位后面区分表压和绝压的后缀，通常用 A 表示绝压 (MPaA)、用 G 表示表压 (MPaG)。

做好以上设置后，点击 Unit 对话框中的 Use as default 按钮，上述设置自动变成默认设置，以后建立新模型时不需要再作重复工作。

### 3.3 设置模拟选项

点击 Simulation 菜单的 Option 按钮，会出现一个含有 11 个标签的组合对话框。这一看起来很复杂的对话框平时需要注意的只是 General 和 Fluid 标签，作动态模拟时需要用到 Report 和 Control 标签，其余部分都可以不动，使用程序的默认值即可。Report 和 Control 的内容将在动态模拟的基本步骤中叙述，这里介绍一下 General 和 Fluid 中的主要内容。



## General

在 Title for 右侧的文本编辑框中输入文字标题。如果不输入标题，会有报警，但是不影响程序的正常运行。如果输入了标题，该标题将会自动出现在程序产生的报告文件中。

在 Reference for Standard Conditions 下面的文本编辑框中输入标准状态的压力和温度。注意，程序默认的标准温度与中国标准不一致，应将其改为 20℃；而程序的标准压力默认值是与中国标准相符的，不必修改，只是它的值会随选用的表压或绝压而改变。

在 Tracking 下面的检查框中选中 Quality 和 Temperature，一般情况下不要选 Wall temperature。当管网中含有多个气源时，选中 Quality 将使程序自动进行不同组分气体的混合计算，跟踪气体性质和气体组分在管网沿途的变化；未选中 Quality 时，程序将仅使用输入的第一种气体的组分和物性。选中 Temperature 时程序将根据用户输入的各段管道总传热系数和气源的气体温度，在管网的每一个计算点进行热平衡计算，算出管道各点的温度；未选中 Temperature 时，程序将不作热平衡计算，直接把系统默认温度当作管网各点气体的温度。选中 Wall temperature 时，程序根据用户为管道输入的各个管壁层的特性，进行详细的管壁层间热传递计算和热平衡计算；未选中 Wall temperature 时，不作详细的热传递计算，直接使用总传热系数作热平衡计算。注意，要作详细的管壁层间热传递计算时，需要同时选中 Temperature 检查框，而且要输入管道各层的密度、厚度、导热系数和比热。

## Fluid

在 Equation of states 下面的下拉列表框中选择进行物性计算使用的状态方程 Sarem、BWRS 或 Peng。Sarem 用于不知道气体组分时的压缩因子计算，它是一种适用于典型输气管道的经验式，不适用于压力太低和气体中含有较多的非烃成分的情况。BWRS 和 Peng 用于知道气体组分的场合，适用范围很宽。

在 Heating Value 下面的检查框中选中 low 或 high。选择 low 使用低热值；选择 high 使用高热值。

在 Viscosity 下面选择 Constant 或 Calculate。选择 Constant，使用它右边文本编辑框中的默认粘度常数，或用户自己输入的粘度常数；选择 Calculate，程序将自己计算气体粘度。

### 3.4 合理选用摩阻公式和管道步长 Knot space

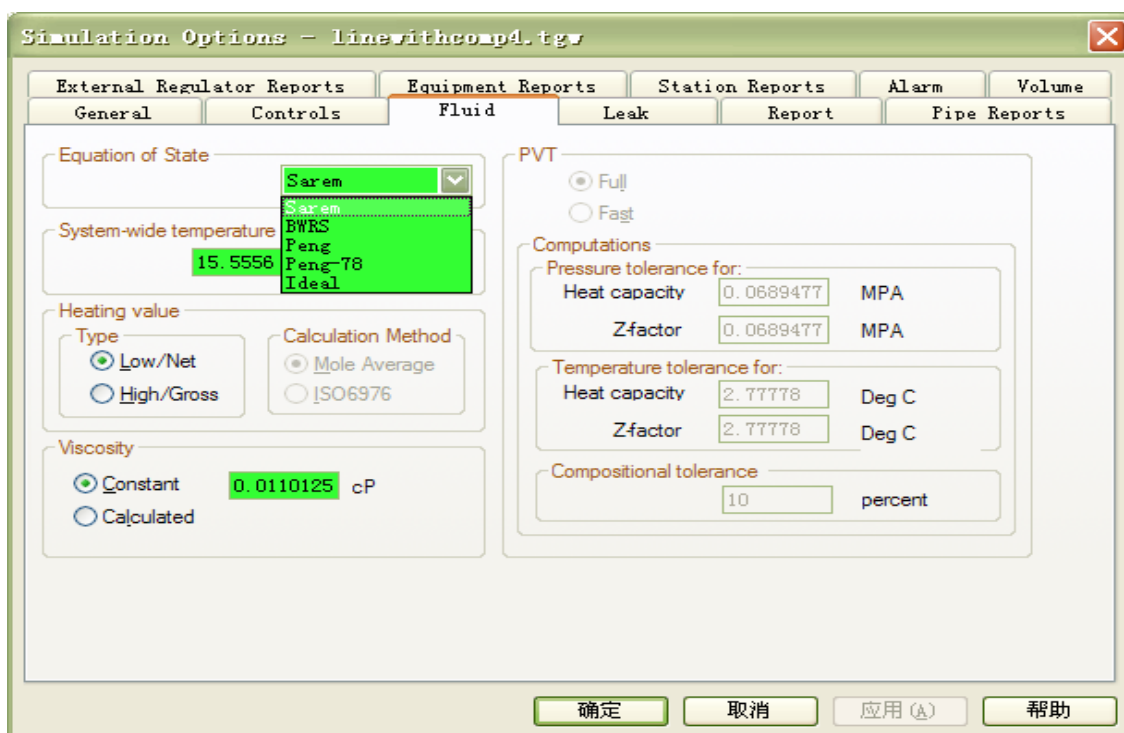
- Colebrook White 是一个很好的摩阻公式，适用于多种流动条件。
- Weymouth 只适用于低压系统。
- Panhandle A & B 只是在一个小范围的流动条件下相当精确。

当模型较小或精度要求较高时可以使用较小的 Knot space，当模型很大时需要使用较大的 Knot space。Knot space 越小需要的计算时间越长，在大型模型中使用太小的 Knot

space, 有可能使模拟计算失败。

### 3.5 合理选用状态方程

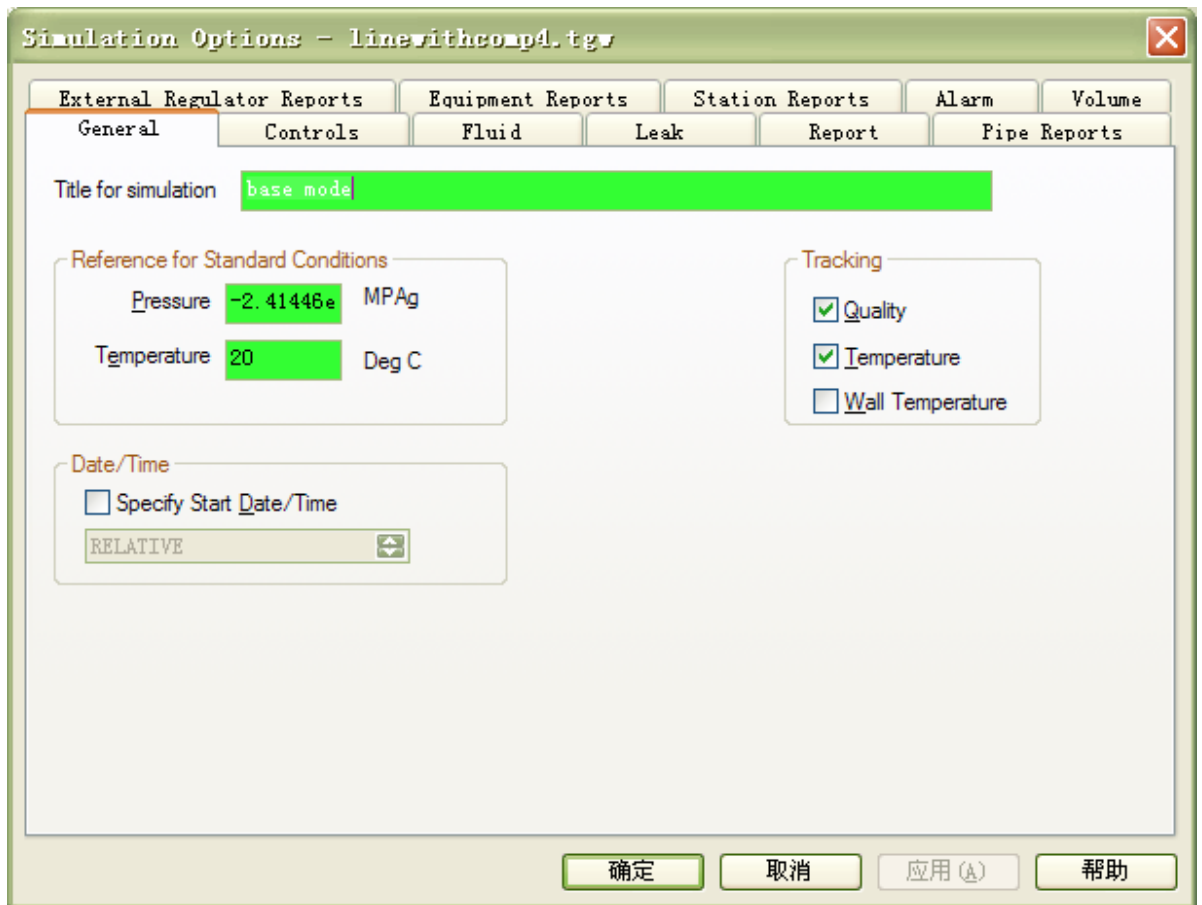
在知道气体的所有组分时选用 Peng-Robinson 或 BWRS 状态方程, 否则选用 SAREM 方程。当气体中含有较多的非烃组分或 C2+ 含量较高时, 应当选用 BWRS 状态方程。选用 SAREM 方程时计算最快, 而选用 BWRS 方程时计算最慢。



### 3.6 打开温度跟踪和气体属性跟踪

没有打开温度跟踪时, 程序不作传热计算, 直接使用系统默认温度, 用户在各个管段指定的环境温度不起任何作用; 如果没有打开气体属性跟踪, 即使管网含有多个气源, 程序也不作气体混合计算, 直接把输入的第一种气体当作系统默认气体, 用户输入的其它气体不起任何作用。

允许关闭温度跟踪和气体属性跟踪, 是为了在电脑速度较慢时缩短计算时间, 但是关闭它们有时会造成较大的误差, 在电脑速度已不是问题的情况下, 记住打开温度跟踪和气体属性跟踪。



如果需要进行详细的温度计算，可以在在打开温度跟踪的同时，打开管壁温度跟踪，这时候程序将进行详细的管壁层间传热分析，同时计算时间也将延长。

### 3.7 设定初始约束条件

- 1) 仔细划分子网，为每一子网指定初始的约束条件和设定值。
- 2) 在一个子网中只指定一个压力控制，其它都设为流量控制。
- 3) 在模型中安排一个流量平衡点，确保稳态计算收敛。
- 4) 一开始只为外部调节器指定一个约束条件和设定值。
- 5) 一开始只为压缩机指定一个约束条件和设定值，注意避免最大功率之类的较为隐蔽的限制。
- 6) 得到合理的解之后再逐步增加需要的约束条件。

活用约束逻辑 Constraint Logic

绘制好管网模型图后的下一步是指定控制模拟器运行的压力、流量条件。PLS 使用一种理想化的约束逻辑来控制模拟器的运行，它允许为外部调节器或设备指定压力范围或流量范围。约束条件是指外部调节器或设备控制限定的最大值和最小值（如最大压力、最小压力）或设备运行特性的限定值（如最大功率）。可以为同一外部调节器或设备指定多个约束条件，用户需要为每台 PLS 设备指定一个约束条件为稳态模拟的初始设定值，在计算中 PLS 可能把设定值切换成另一个约束条件，但是 PLS 的每台设备总是，并且只能把一个约束条件作为设定值使用。

### Supply 的约束条件

气体温度不是约束条件，它只是用于指定进入管网的气体温度。

MAX FLOW 是约束条件，如果不违背它就不起作用，如果超过它，它就会变为设定值。

Minimum Pressure 是约束条件，如果不违背它就不起作用，如果低于它，它就会变为设定值。

Maximum Pressure 同时被指定为 MODE，所以是初始设定值。如果不出现违背其它约束条件的情况，它都将一直是设定值，如过出现了违背某一约束条件的情况，该条件将变成新的设定值

指定为 Check Valve 表示不允许反向流动。

使用 MODE 字段的下拉菜单选择初始设定值。

如果选择 Lock，将禁止设定值切换。使用这一功能时一定要小心，避免出现不合理的计算结果。

## Delivery 的约束条件

在此 Maximum Flow 和 Maximum Pressure 都是约束条件，如果其中某个条件被违背，就会自动变成设定值。

Minimum Pressure 是设定值。

Check Valve 表示不允许倒流。

在此选择设定值。

禁止切换设定值

## 压缩机的约束条件

最大下游压力常用作设定值，计算功率、温度等。

最大功率也常用作设定值，计算压力、温度等。

流量、压比和吸入压力等约束较少用作设定值。

温度设定不影响出口温度计算，它只在必要时控制出站温度。

压缩机可以关闭，或旁通。 压缩机可用、或不可用。

是否允许模式切换。



其它设备的约束条件

- 设备可以具有多个约束条件和一个设定值，其设定值可以锁定或不锁定，锁定设定值时不允许切换到其它约束条件。
- 调节器的上游压力和下游压力可以用来为子网指定压力边界条件，但是要注意不要违背流量约束条件。
- 截断阀的约束和设定值是它的开度。
- 冷却器和加热器的约束和设定包括温度设定和有关压损的设定。

注意事项

约束逻辑是一种强有力的工具，使用时应当注意以下几点：

- 1) 指定约束条件时要注意使每一个子网都至少含有一个压力设定值（管网中任何具有压力控制或流量控制功能的设备都在水力学上把管网划分为两个子网），注意在模型中安排一个流量平衡点。
- 2) 除了用户指定的约束条件外PLS还会为那些可能关闭或自由流通的设备加上CHECK和FREE两个约束条件。
- 3) 如果只为某一设备指定了一个约束条件，PLS将始终把它当作设定值使用。
- 4) 当同一节点上连有多台设备时，要注意避免重复的压力约束。
- 5) 如果为某一设备指定了多个约束条件，在模拟计算中PLS首先使用初始设定值，如果在计算中没有出现违反其它约束条件的情况，就一直使用初始设定值，直到得出最后结果。如果在计算中出现了违背某一约束条件的情况，PLS将把该约束条件当作设定值继续计算，并检查有无违背其它任何约束条件的情况，若有，继续进行设定值切换，直到最后求得满足所有约束条件的解（或无解）。在这种情况下得到的解有可能不满足初始设定值，应当注意检查计算结果的合理性。
- 6) 在稳态模拟中尽量使用最简约束，过分约束可能造成频繁的设定值切换，延长计算时间，甚至无法求解。获得稳态解开始作动态模拟时再增加约束。
- 7) 动态模拟中尽量使用那些与研究的问题密切相关的，在实际生产中是合理的那些约束条件，PLS将对实际的控制结果进行仿真。

### 3.8 保存管网模型文件

点击 File 菜单的 Save 按钮保存模型文件，自动使用原文件名保存，如果是新建的文件，会自动进入 Save as 对话框要求用户输入模型文件名。

到目前为止我们只是作了一些设置，保存的文件可以当作基本模型文件。调入基本模型文件，另存后，直接加入管网模型数据，不必重复进行 2.2 和 2.3 中的设置工作。

**示例一：example1**

**练习一：**建立基本模型文件 Lab1。



- 1) 建立新文件。
- 2) 设置单位。设置新单位 MPa。
- 3) 设置模拟选项
- 4) 保存为 Lab1 文件。

## 第四章稳态模拟的基本步骤

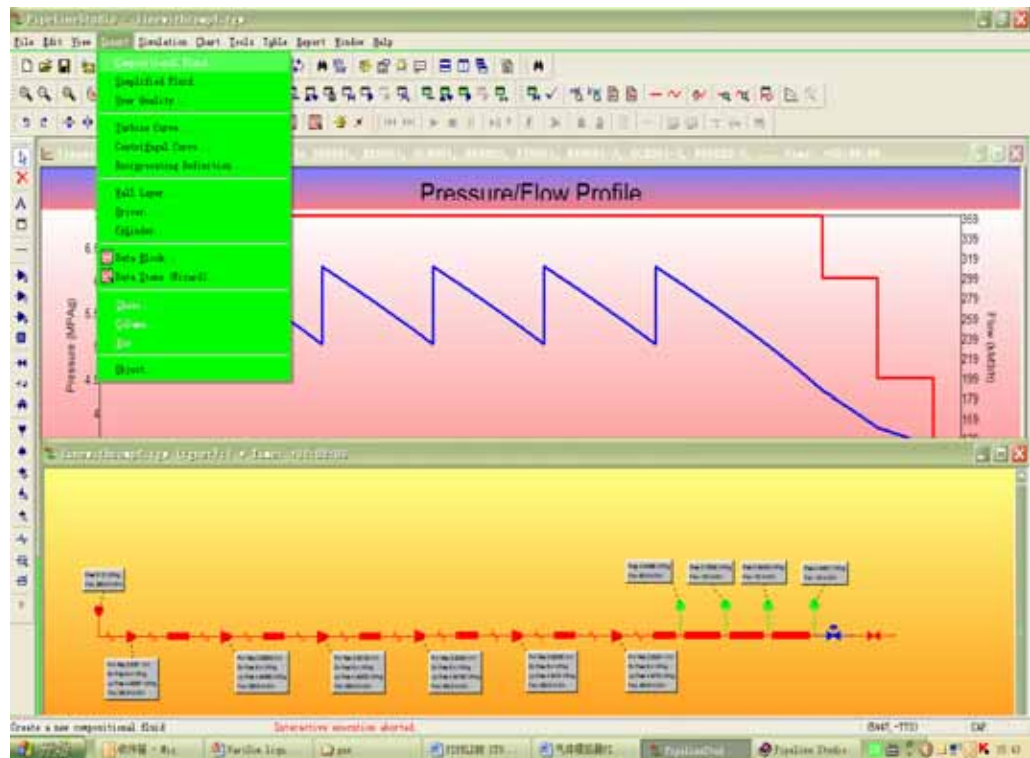
### 4.1 输入气体参数

要模拟气体管道，需要输入在管道中流动气体的参数。有两种输入方法：

点击 Insert|Simplified fluid 按钮，输入气体的主要属性，包括气体的相对密度、热值和 CO<sub>2</sub> 含量。这是一种简化的气体模型，选用这种模型时，必须同时在 2.3 中选用 Sarem 状态方程式，适用于典型的输气管道。

点击 Insert|Compositional Fluid 按钮，输入气体各组分的摩尔百分数，注意在输入对话框的右下角有各组分摩尔百分数的累计值，正常情况的累计值应当等于 100。这是气体的组分模型，使用这种模型时，必须同时在 2.3 中选用 BWRS 或 Peng 状态方程。程序将自动计算气体的各项物理特性，具有较宽的适用范围。

允许输入多组气体参数，无论输入几组气体参数，程序都会自动为每一组参数命名，在以后为各个气源指定气体参数时可以分别引用这些名字。



### Details for Compositional Fluid FL0002

**Mole Percent**

Name: FL0002 Rename...

Available Components:

- Methane (C1)
- Ethane (C2)
- Propane (C3)
- Isobutane (IC4)
- N-butane (NC4)
- Isopentane (IC5)
- N-pentane (NC5)
- Hexane (C6)
- Heptane+ (C7+)
- Carbon Dioxide (CO2)

Add >> << Remove

Component	Percent

Modify... Normalize

Total: 0

确定 取消 应用 (A) 帮助

## 4.2 建立管网模型

### 4.2.1 绘制管网模型结构图

在绘图工具条中有很多用来表示管网中的管段和设备（管网元件）的按钮，点击一个按钮，把鼠标移动到适当的位置，再次点击鼠标，就可把相应的管网元件放置到管网视窗之中。注意，如果继续点击鼠标会再画一个同样的管网元件。若不想继续，再次点击工具条的原按钮或箭头按钮即可。

选择管网视窗中的管网元件后，可以整体移动该元件，或该元件的一个节点。选中多个管网元件，可以同时移动所有选中的元件。

允许管段和管段并联，但是不允许管段和其它管网元件（例如阀门）并联。

如果管网中具有若干相似的部分，先建立第一部分，然后用复制功能绘制其余部分。步骤如下：选择要复制的部分，在按住 Ctrl 和 Shift 键的同时拖动鼠标到新的位置。

### 4.2.2 输入管网元件的参数

输入管网元件参数（例如输入管段的长度、管径等）的方法主要有 4 种，它们各有优缺点，应根据具体情况选择使用或配合使用。

#### 1. 用管网元件对话框输入

双击管网视窗中的任何管网元件，都会弹出一个对话框，其中含有各种需要输入的参数。输入数据后点击 OK 即可。使用对话框的优点是直观，不容易出错。但是当管网比较复杂或有很多元件的参数相同时（例如管径），到处去双击，或不断重复输入同样的数据，会显得麻烦、容易出错而且效率低下，甚至还可能遗漏某些管网元件。

#### 2. 用表格视窗输入

选择 Table 工具条或 Table 菜单中对应种类管网元件的“输入表”按钮，可以弹出含有该种类全部管网元件输入参数的表格视窗。由于表格中含有所有的同类管网元件，输入数据时极少有可能发生遗漏。在表格视窗中同时选中全部或部分元件的某种参数（例如管径，管壁粗糙度）后，点击右键，在弹出菜单中选择 Set To 按钮，可以一次性为多个管网元件输入相同数据，大大的提高工作效率。

表格视窗也有缺点，由于挡它住了管网视窗，不小心时可能发生张冠李戴的错误。为了避免这种情况，在绘制管网结构图时按一定的顺序绘制，例如按照从左到右、从上到下、沿顺时针方向，或先干线后支线的顺序绘制，管网元件在表格视窗中将按同样的顺序排列，再按这个顺序输入参数可以大大减少出错的机会。

#### 3. 用属性视窗输入

点击标准工具条或 View 菜单上的 Property view 按钮，可以弹出一个属性视窗。调整管网视窗和属性视窗，使得可以同时看见它们。当选中某一管网元件时，属性视窗中将显示该元件的全部数据；选中另一管网元件时，属性视窗的内容立即跟着改变。在属性视窗的顶端，有三个标签，点击它们，将分别显示全部数据，输出数据（计算结果）或输入数据。也可利用这个窗口来输入数据。由于能够同时看到管网元件的位置、名称和属性，属性视窗特别适用于检查或查看单个管网元件的输入数据和计算结果。

#### 4. 利用格式刷 (Format painter) 协助输入数据

在标准工具条上有一个格式刷（Format Painter）按钮，选中某一管网元件（源对象）后，再点击格式刷，然后再点击同一种类的管网元件（目标对象），可以把源对象的数据传递到目标对象。格式刷特别适合在管网中存在若干相同元件的情况下使用。注意有些数据（例如管道长度）不能通过格式刷传递。

在格式刷的旁边有一个称为 Push Pin 的按钮，按下这个按钮后，格式刷可以反复使用，直到再次点击格式刷为止。

格式刷是一个很有用的工具，除了可以传递数据外，还可以用来添加数据块，改变数据块和文字块的格式等。但是要注意，格式刷只能在同种对象之间传递数据。

#### 4.2.3 在管网视窗中添加数据块

管网视窗中除了可以显示管网结构图外，还可以加入显示关键数据的数据块和显示说明性文字的文字块，它们是：管网元件数据块、系统数据块、表格数据块和文字块。管网元件数据块显示关键管网元件的关键数据，系统数据块显示与整个模型相关的数据，表格数据块显示指定的管网元件的指定数据，每种管网元件显示成一张表，几张表构成一个工作簿。文字块中可以输入与本模型有关的说明性文字。下面主要介绍一下经常要使用的管网元件数据块。

在管网视窗中选择需要添加数据块的管网元件，在 Insert 菜单中点击 Data Block 按钮，出现一个数据块对话框，在其中逐个选择希望显示的数据，选完后，点击 OK 就可以在管网视窗中看见一个数据块。有了数据块后，计算一结束就可看见计算结果。数据块中显示的应当是一些关键数据，如果在管网视窗中到处都插满数据块反而会掩盖要突出的重点。

插入一个数据块后，用格式刷可以迅速的把它传递到同种类的管网元件。步骤是：先选择要传递的数据块，点击格式刷，再逐个点击与该数据块的主人同类的管网元件。

#### 4.2.4 指定约束条件和设定值

约束条件是指模拟过程中不能超越的一些限制条件，例如 **不能超过气源的最大压力和最大流量、不能低于用户要求的最低压力等**。设定值是特殊的约束条件，它是必需完全符合的一些条件，例如用户的流量，压缩机的出站压力等。在输入过程中被指定为 Mode 的约束条件就是设定值。

TGNET 将求得满足所有约束条件的解，因此在计算过程中约束条件和设定值可能发生转化。例如，为某一用户指定了最大流量和最低压力两个约束条件，同时指定了最大流量为设定值。在计算过程中如果发现在满足用户流量时，不能保证用户的最低压力，最低压力会变成设定值，最大流量变成约束条件。

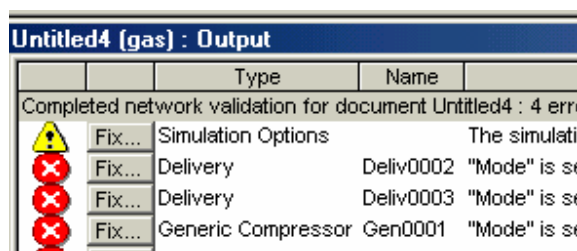
在初次计算一个新模型时，应指定尽可能少的约束条件，防止约束条件互相矛盾不能求解或设定值与希望不符的情况出现。在模型能够正常工作后再逐步添加其它必要的约束条件是一种较好的方法。

### 4.3 管网模型的有效性检查

如果是新建立的模型或对原模型作了大量修改，需要点击模拟工具条或 Simulation 菜单中的 Validate Network 按钮，进行一次管网有效性检查。此项检查的内容包括：管网元件连接关系检查、是否缺少必须输入的数据、数据是否有效等。

检查出的错误分为两类，警告和错误。警告是需要改正的非关键性错误；错误是必需改正的关键性错误，如果不改正就不能进行稳态模拟。

有的错误信息旁边有一 Fix 按钮，点击它即可进入需要修改数据的对话框，如果是缺少数据一类的错误，光标将直接定位于相应的字段，供用户输入数据。有的警告或错误信息旁边没有 Fix 按钮，它们多半是原因比较复杂的错误或是由于其它错误引发的错误。应当先纠正明显的错误，重新进行有效性检查，如果还有错误，再根据错误信息内容判断出错原因。排除所有错误后就可以运行稳态模拟了。



## 4.4 运行稳态模拟和查看计算结果

点击 Simulation 菜单或模拟工具条上的 Steady-State 按钮进行稳态模拟。这时软件会先判断是否进行过有效性检查，如果已经检查并获得通过，就跳过这一步直接进行模拟计算；如果没有作过有效性检查，就自动进行检查，如果没有错误，就接着进行计算，如果有错误，将产生出错信息，不往下进行计算。因此，对于只作了少量改动的模型，跳过点击 Validate Network 按钮这一步，直接点击 Steady-State 按钮不会有任何问题。

在计算过程中会显示一个表示稳态计算收敛过程的曲线，如果所有的曲线（迭代误差）都降到了收敛容限之下，表明迭代收敛，结果可信。在管网有效性结果窗/稳态窗/报警事件窗中可以看到有无出错信息。如果不收敛，原因大多数是起点压力太低，管内流量太大或管径太小等。

有很多方法查看计算结果。如果插入了数据块，一眼就可以看到关键的计算结果。用输出表格视窗（Output Tables）可以分门别类的查看所有管网元件的计算结果。用属性视窗可以一个个的查看选中的管网元件的计算结果。

用 View 菜单下 Output 子菜单的 Steady-State Report 按钮可以查看整个稳态计算报告，该报告除了含有全部的计算结果外还含有管网统计数据、迭代过程的记录以及质量平衡误差报告等。如果觉得文件太大，不便于查看，可以使用文件查看工具条，在文件中执行：查找、设置书签、在书签之间跳转等操作。

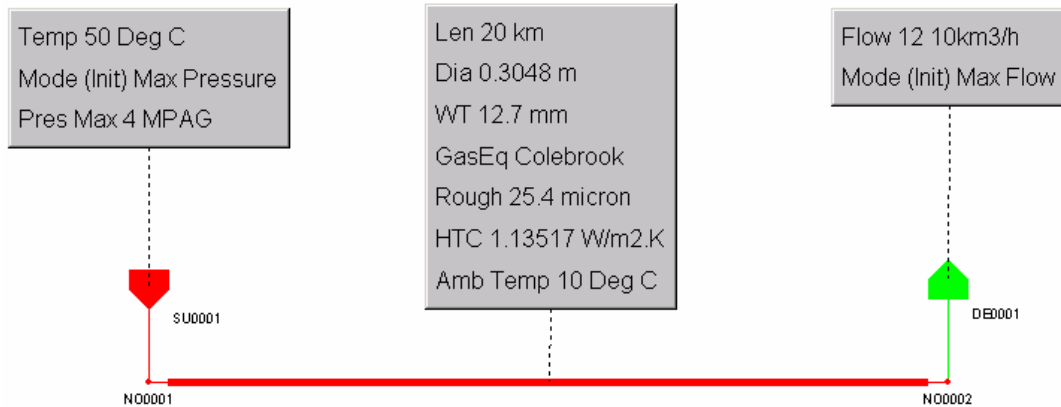
使用图表工具条可以用图表方式查看管道沿线压力、流量、温度、高程等数据的变化情况。以压力变化曲线为例，先选择一条或多条管段，再点击 Chart 菜单或图表工具条上的 Pressure Profile 按钮，立即就会显示一幅选中管道的压降曲线，曲线旁边是一张数据表，表中有若干个里程点，和各个里程点对应的压力。

示例二：Examp2



## 练习二：Lab2

按下图建立模型 Lab2



- 1) 计算管壁粗糙度分别为 10, 25.4 和 45Micron 时的末端压力:

管壁粗糙度	末端压力
Micron	MPaG
10	
25.4	
45	

查看 K W 文件和稳态报告文件，查看压降曲线和流速曲线。

- 2) 把摩阻公式改为 Weymouth 、PAN(A)、PAN(B) 计算:

摩阻公式	末端压力
	MPaG
Weymouth	
PAN(A)	
PAN(B)	

注意：管壁粗糙度有无影响。

- 3) 把末端压力设定值该为 1MPaG, , 去掉其流量设定; 去掉起点压力设定, 把它的流量设定为 12 10km3/h, 计算:

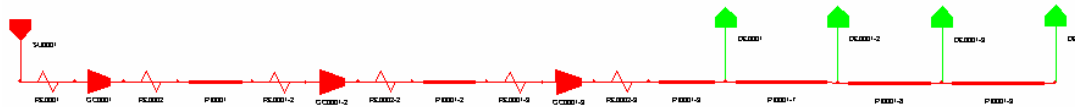
摩阻公式	起点压力
	MPaG
Weymouth	
PAN(A)	
PAN(B)	

- 4) 把管壁粗糙度改为 30 Micron, 摩阻公式改为 Colebrook, 去掉起点和终点的流量设定值, 把起点压力定为 4.0MPaG, 终点压力定为 1.0MPaG 计算: 管内径为 0.25m、0.3m、0.35m 计算打开和关闭温度跟踪时的流量。

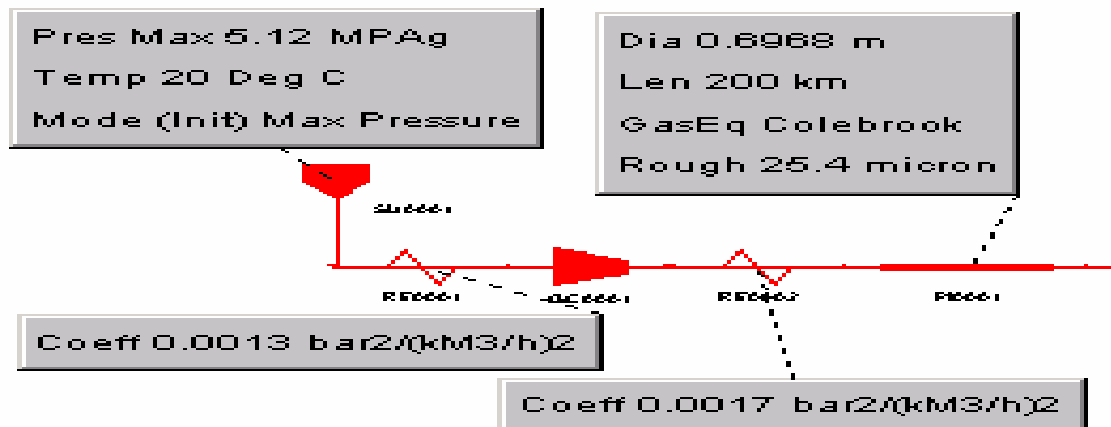
管内径	通过流量	
m	10km <sup>3</sup> /h	
	有温度跟踪	无温度跟踪
0.25		
0.30		
0.35		

## 练习二A：lab2a

建立管道模型：



先画第一段：



设置压缩机参数：

Details for Generic Compressor GC0001

Pressure Alarm Limits		Flow Alarm Limits		Volume Accumulator	
General	Driver	Constraints/Setpoints		Connections	Trends
Name	GC0001			<button>Rename...</button>	
Adiabatic Efficiency	<input type="text" value="80"/>			percent	



**Details for Generic Compressor GC0001**

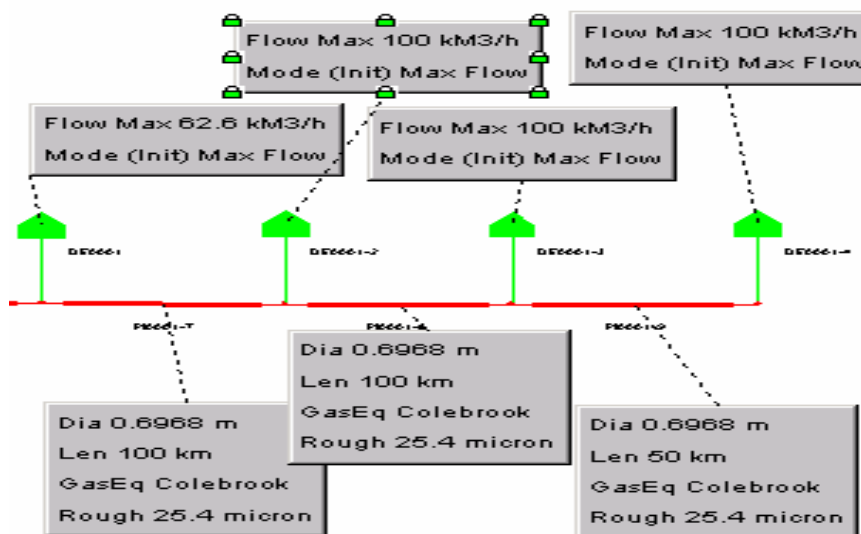
Pressure Alarm Limits	Flow Alarm Limits	Volume Accumulator
General	Driver	Constraints/Setpoints
Compressor Driver	None	Details... New...
Fuel Xreq	None	Details...
Mechanical Efficiency	100	percent
Auxiliary Load	0	MW
Ambient Temperature	15	Deq C

**Details for Generic Compressor GC0001**

Pressure Alarm Limits	Flow Alarm Limits	Volume Accumulator
General	Driver	Constraints/Setpoints
Constraints		
Max Down Pressure	5.4	MPa <sub>q</sub>
Min Up Pressure		MPa <sub>q</sub>
Max Power		MW
Compression Ratio		
Status	On	
Mode	Max Down Pressure	Lock
Setpoints		
Max Down Temp		Deq C
Min Down Temp		Deq C

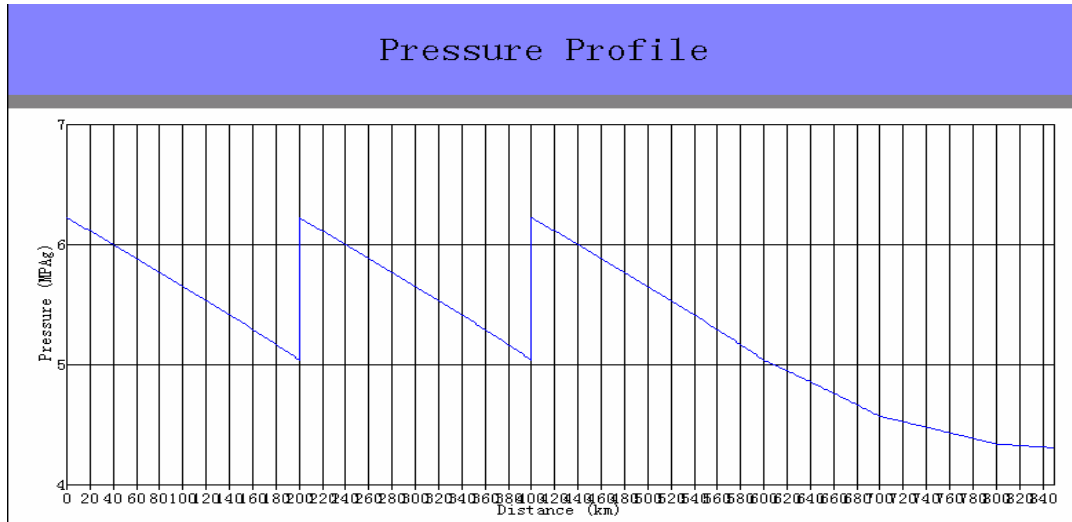
选择第一个阻尼元件，按住 shift，再选择管段。同时按住 shift 和 control 键，拖动选中的管网元件，使第一个阻尼元件与管段末端相连，再重复一次上述过程。

绘制管道末段：



运行稳态模拟

显示压降曲线、温降曲线等。



## 第五章以批处理方式运行动态模拟的基本步骤

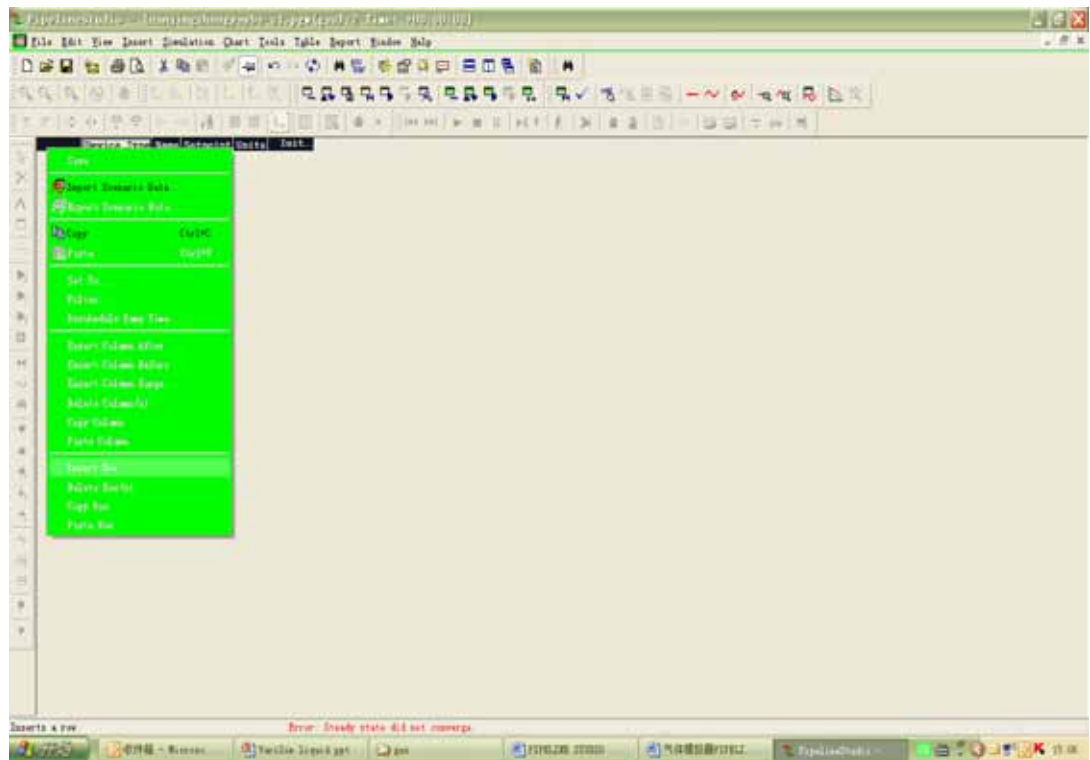
以批处理方式运行动态模拟的特点是：运行过程中不需要人工干预，计算机以尽可能快的速度运行，模拟过程中看不到中间结果。

运行动态模拟的必要条件是管网模型要有一个初始状态。最常用的初始状态是稳态计算的结果，以前动态模拟的结果也可以作为下一次动态模拟的初始状态。任何模型初次运行动态模拟之前都需要先作稳态模拟。

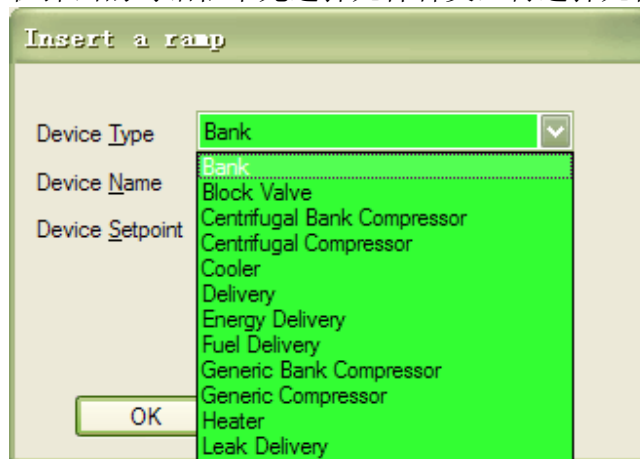
### 5.1 建立动态脚本，添加必要的约束

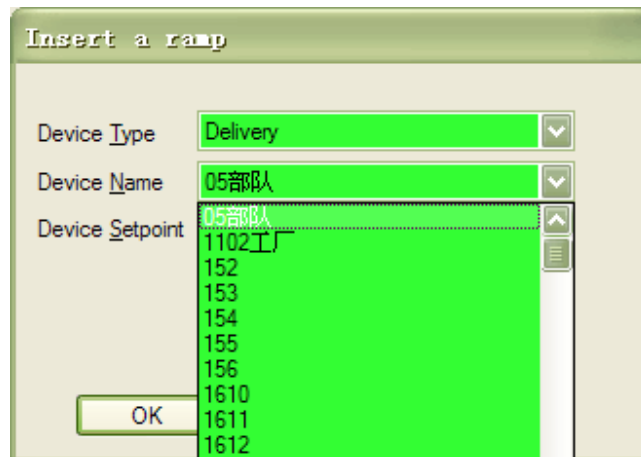
所谓动态脚本或动态情景 (Transient Scenario) 实际上是一张表，表中含有在动态模拟的过程中有哪些管网元件的哪些数据会发生改变(阀门的开度、用户的耗气量、气源的压力或气量等)，什么时间改变，变成多少等等。软件将把这张表格当作预定的脚本或情景，分析计算管网的动态工况。

点击 Simulation 菜单的 Transient Scenario 按钮，将会出现一个只含有标题行的空白脚本表。选中标题行，点鼠标右键，在弹出菜单中选择插入一行，即 insert row,

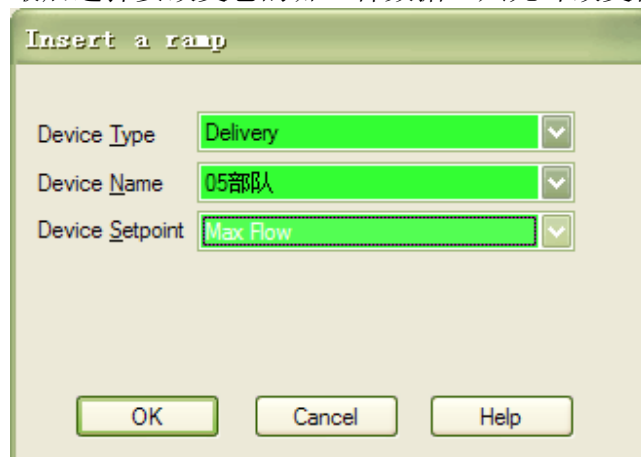


在弹出的对话框中先选择元件种类，再选择元件名称，

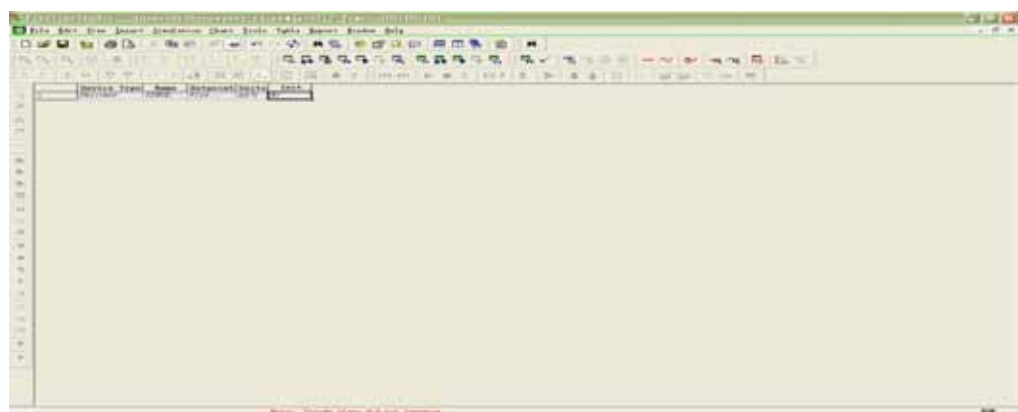




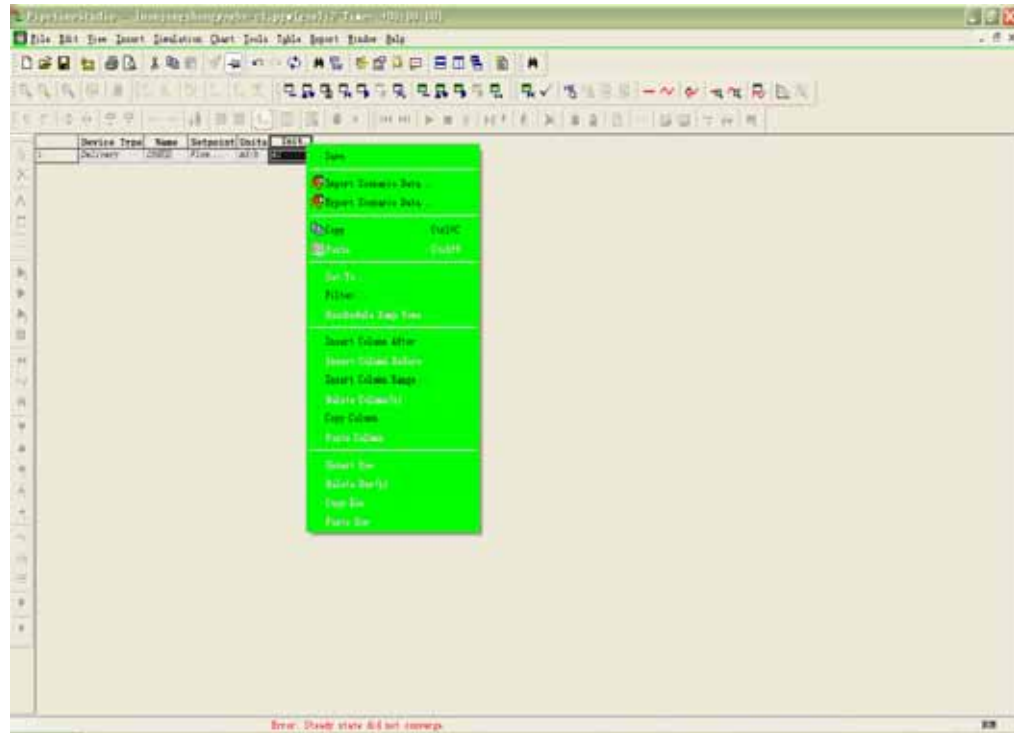
最后选择要改变它的哪一种数据（只允许改变被指定成约束条件的数据）。



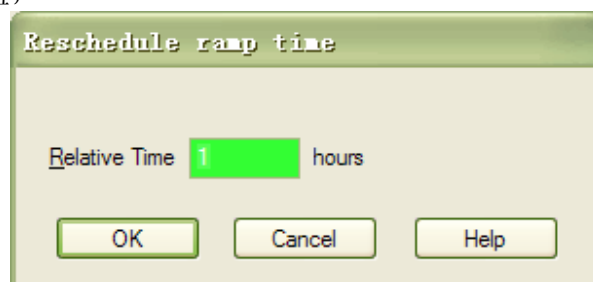
此后脚本表中会增加一行，该行把选定的数据当作设定值，而稳态计算的结果自动变成了零小时的初始值，但是表中还没有如何改变数据的时间表。



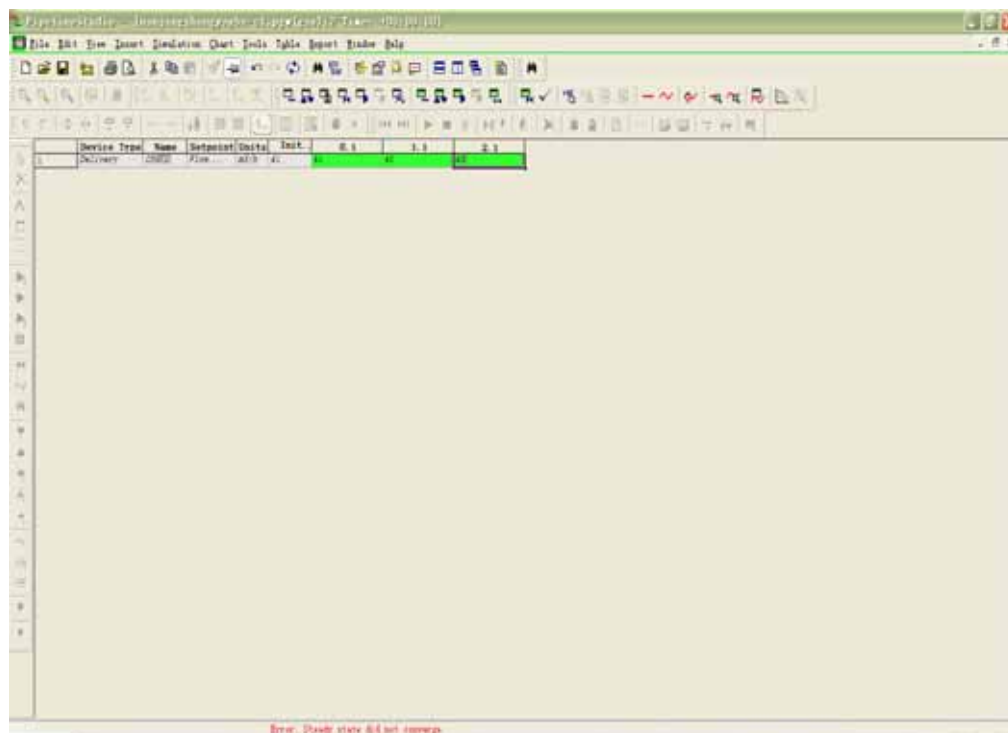
选中初始值列,点鼠标右键,在弹出菜单中选择插入列(Column)或多个列(Column Range),



如果是插入多个列,在回答完起始时间、终止时间和时间间隔之后,标题行会增加一个间隔相等的时间表,时间表下方是一些空的单元格,在这些单元格中填入数值,就表示要在标题行规定的时间把设定值变成单元格中指定的值。如果对某列的时间不满意,双击该时间或选中该列,点鼠标右键,在弹出菜单中选择 Reschedule Ramp Time 按钮,



修改时间值。重复上述步骤,增加新行,在脚本表中输入所有需要输入的管网元件设定值变化时间表。输入完毕,点鼠标右键,点 save. 退出。



脚本时间列表中最长时间就是批处理方式动态模拟要模拟的时间。  
添加必要的在工艺上是合理的约束。

## 5.2 指定需要的动态趋势和报告的频度

动态模拟要产生大量的数据，有必要指定需要哪些动态趋势，产生动态模拟报告的频度和趋势报告的频度。

### 5.2.1 指定需要哪些动态趋势

双击需要趋势报告的管网元件，在对话框中点击 Trend 标签，在出现的趋势列表中选择需要研究的趋势，如果所有同种类的元件都需要同样的趋势报告，在点击 OK 之前先点击 Apply to All。

重复以上过程，指定所有需要的动态趋势。

### 5.2.2 指定报告的频度

指定报告的频度需要用到 Simulation 菜单的 Option 按钮，点击该按钮会出现一个含有 11 个标签的组合对话框。其中的 Report 和 Control 标签与动态模拟报告和趋势报告的频度有关。

#### Report

本对话框主要是设置软件输出报告的各个参数，其中的默认值适用于大多数情况。但是进行动态模拟时，由于要产生大量的输出结果，必需指定产生动态模拟的报告频度。

在 Dynamic 下面选中 No transient reports 时，不产生动态模拟报告；选中 Interval time between reports 时，按其右边文本编辑框中指定的时间间隔产生报告。选中 List of report time 时按其右边文本编辑框中指定的时间列表产生

报告。

## Control

本对话框中主要是与程序的运行控制相关的参数，其中的默认值适用于大多数情况，在对本软件熟悉到一定程度之前最好不要修改其中的参数。但是进行动态模拟时，由于要产生大量的动态趋势报告，需要在本对话框中设置产生趋势报告的频度。

在 Trend control 下面的下拉列表中选择 None、Print、Maxmun、Minimum 或 Periodic。选择 None 不产生趋势报告；选择 Print 按动态模拟报告的设置产生趋势报告；选择 Maxmun 在每一个时间步都要产生趋势报告；选择 Minimum，需要在下面 Delta Time 右边的文本编辑框中输入一个时间间隔，软件将在最靠近该时间间隔的时间步产生趋势报告；选择 Periodic，也要在下面 Delta Time 右边的文本编辑框中输入一个时间间隔，软件将按该时间间隔产生趋势报告；最常用的选择是 Print 和 Periodic。

## 5.3 运行动态模拟

用稳态模拟的结果作初态时，点击 Simulation 菜单或模拟工具条的 Transient 按钮就可以开始运行动态模拟。在屏幕上会出现一信息框，其中含有模拟计算的起始时间，当前计算的时间和终止时间，当当前时间等于终止时间时，动态模拟即告结束。

用上一次动态模拟的结果作初态时，需要点击 Simulation 菜单或模拟工具条的 Transient Restart 按钮。

由于动态模拟计算的时间较长，用批处理方式运行动态模拟又不需要人工干预，可以一次性的起动多个模型的动态计算，不必有人在旁边等待。方法是，点击 Tools 菜单的 Multiple Case Tool，在对话框中逐个选择需要计算的模型文件，和需要进行哪些计算。可供选择的计算种类有：稳态计算、动态计算、稳态+动态计算。

## 5.4 查看动态模拟报告和趋势报告

动态模拟结束后数据块中的数据是模拟结束时的数据，完整的计算结果分别保存在动态模拟报告和趋势报告两个文件中。

用 View 菜单下 Output 子菜单的 Transient Report 按钮查看动态模拟报告。该报告按 Simulation|Report 对话框中指定的频度详细记录了管网在各个时间的全部计算结果。此文件中还记录了约束条件切换的过程、质量平衡误差、报警等信息。趋势报告没有此类信息，因此，应当首先查看这一报告，判断一下动态脚本是否合理和计算结果是否可信。

用 View 菜单下 Output 子菜单的 Trend Report 按钮查看动态趋势报告。该报告按 Simulation|Control 对话框中指定的频度详细记录了所要求的趋势数据随时间变化的情况。本报告中没有出错信息，但是也需要分析计算结果的合理性，尤其是要注意管网元件控制方式的变化是否合理，有没有出现不合理的压力和流量等。



通常以上两个文件都是很大的文件，查看时可能需要借助文件查看工具条的查找、设置书签、在书签之间跳转等功能。

## 5.5 建立动态趋势图

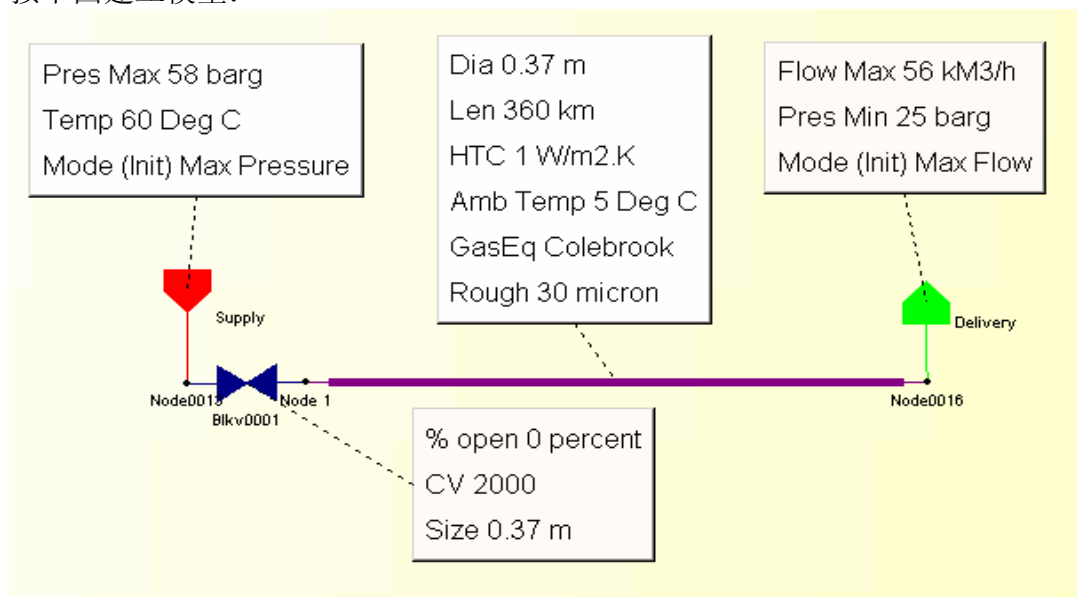
TGNET 提供了用图形表示动态趋势的能力。点击 Chart 菜单的 Trend Plot 按钮，在对话框中依次选择管网元件的种类，元件名称，趋势名称，以及该趋势是使用第一 Y 轴或第二 Y 轴，然后点击 OK，在图表视窗中就会显示出选定的数据随时间变化的曲线。注意只有同种数据才能使用同一 Y 坐标轴。

在图表视窗的顶部有一些按钮，点击其中的 Select Curves 可以重新选择要显示的曲线；点击其中的 Display Trend Data Table 可以用表格方式显示精确的趋势数据。

示例三：Examp3

练习三：Lab3

按下图建立模型：



建立动态脚本：

Device type	name	setpoint	initial	1	48
Block valve	Blkv0001	% open	100	0	0

本脚本的意思是：在第一小时关闭截断阀，研究 48 小时内管道的状态。

- 1) 在管道的趋势对话框中选择管道的上、下游压力，上、下游流量和管存量作为趋势报告的内容。
- 2) 指定动态报告的频度为一小时，趋势报告的频度为 0.1 小时。
- 3) 运行动态模拟。
- 4) 查看动态模拟报告和趋势报告。

- 5) 查看趋势图。
- 6) 记录截断阀关闭后 Delivery 能够持续供气的时间。

## 第六章交互（互动）式动态模拟

以交互方式运行动态模拟的特点是，可以并且需要人工干预，可以控制计算速度，可以看见中间结果。在交互式动态模拟中对动态脚本和报告频度的设置与 4.1 和 4.2 的要求基本相同。运行交互式动态模拟的基本步骤如下。

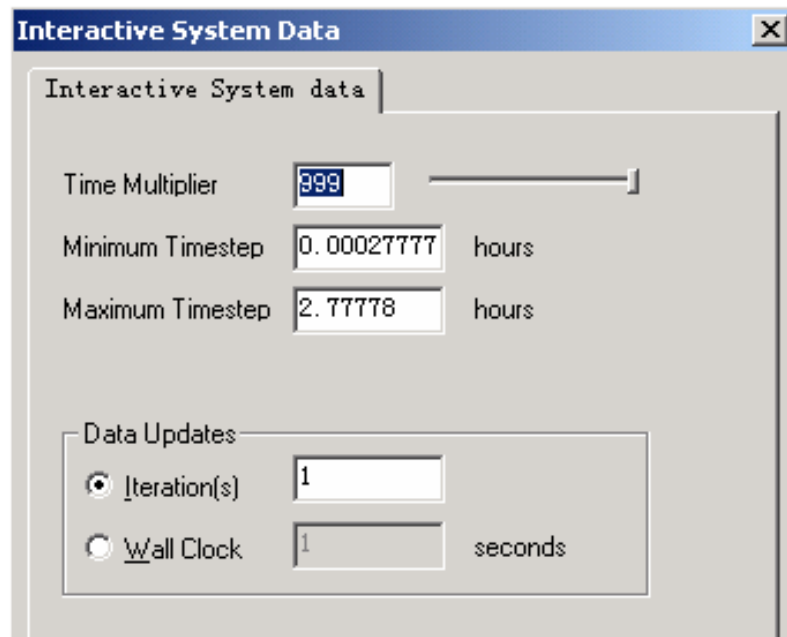
### 6.1 启动

用 Simulation 菜单或模拟工具条中的 Interactive Transient 按钮启动交互式动态模拟。如果以前没有作过稳态模拟，程序先自动进行稳态模拟，自动把稳态计算结果当作后续计算的初始状态。此后，交互式模拟命令工具条变为可用，但是还没有开始模拟计算。

由于我们想看到中间结果，应当在正式计算之前用缩放工具把关心的数据块放大到清晰可见的程度，或用图表工具建立起需要在计算过程中观察的压降曲线、温降曲线或流量变化曲线。

### 6.2 控制运行速度和数据刷新时间

点击交互模拟命令工具条上的 Interactive System Data 按钮，在弹出的对话框中可以控制运行速度，模拟计算的时间步，和数据刷新时间。最好不要修改模拟计算时间步，数据刷新时间不言自明，需要解释的是如何控制运行速度。对话框中 Time 右侧文本编辑框中的数字控制模拟计算的速度。在其中输入 1 时，模拟计算的速度与真实管网中动态变化速度相同。输入数字越大，计算速度越快。输入数值为 9999 时，计算机将以尽可能快的速度计算。



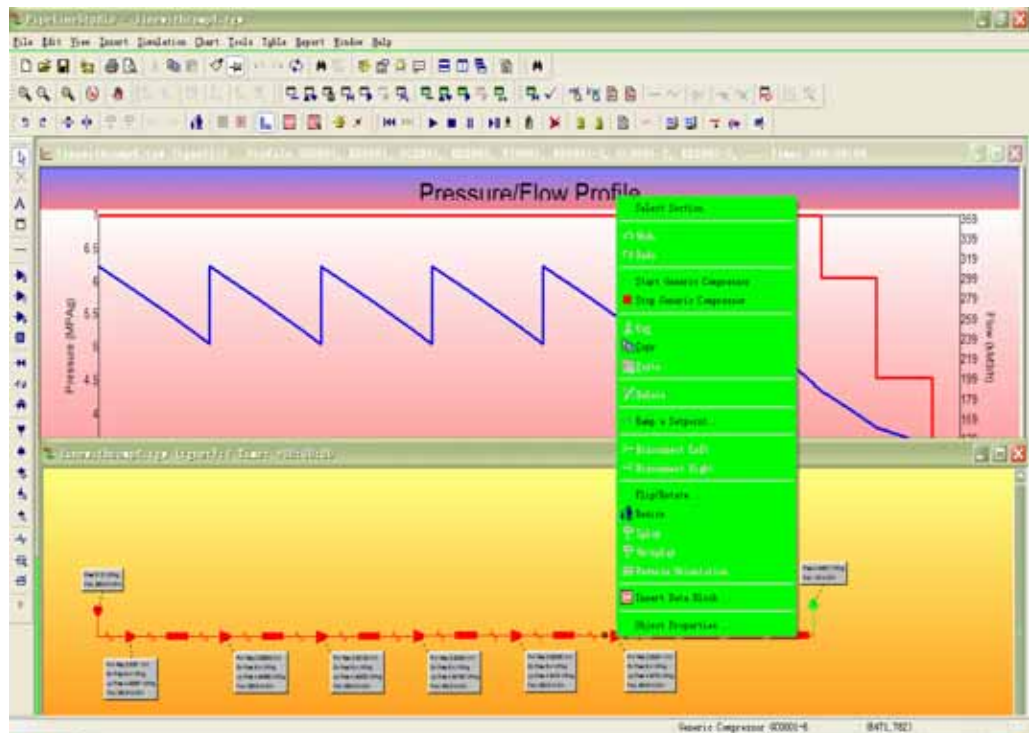
### 6.3 选择初始状态

启动交互式动态模拟时自动把原稳态计算结果当作模拟的初始状态，用以下方法可以改变初始状态：交互模拟命令工具条上的 Load Saved Data 按钮能把以前保存的状态调入，把它设为初态。交互模拟命令工具条上的 Load Final State 按钮将把上一次动态模拟的最后结果调入，把它设为初态。任何时候点击交互模拟命令工具条上的 Load Initial State 按钮又将回到把稳态模拟计算的结果设为初态。

### 6.4 交互命令

点击交互模拟命令工具条上的 Start Simulation、单步或多步按钮开始模拟计算。在计算过程中可以看见数据块中的数据或事先显示的压降曲线、温降曲线或流量变化曲线随时间而变化。如果不发出停止命令，模拟计算将一直进行，如果时间超过了动态脚本规定的时间，软件将当作设定值不再变化，继续模拟。

点击交互模拟命令工具条上的 Pause Simulation 按钮可以暂时停止模拟计算。



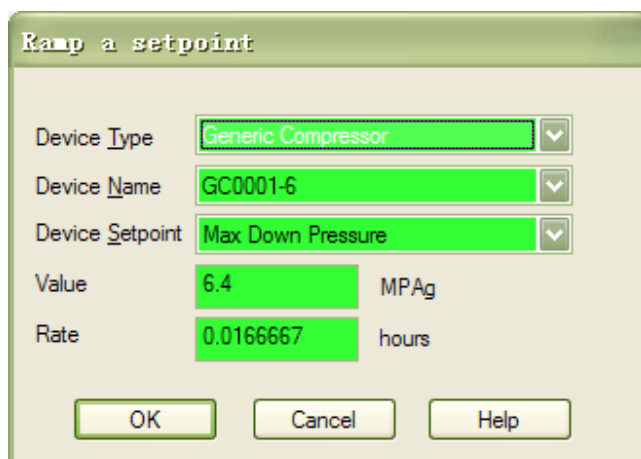
用鼠标选择设备，点击右键，点击 ramp a setpoint, 出现:

The 'Ramp a setpoint' dialog box is shown. It contains the following fields and options:

- Device Type: Generic Compressor
- Device Name: GC0001-6
- Device Setpoint: Max Down Pressure
- Value: Max Down Pressure
- Rate: Ratio, Max Power, Status, Ambient Temperature

Buttons: OK, Cancel, Help

选择要修改的设备 setpoint, 将新的 setpoint 输入 value 右侧的数据区, 修改完毕, 点击 ok.



暂停后，点击交互模拟命令工具条上的 Write Snapshot to Report 按钮将把当前状态保存到动态模拟报告中，供以后查看；点击交互模拟命令工具条上的 Save Current State 按钮将保存当前状态，以后可以作为初始状态调入；点击交互模拟命令工具条上的 Ramp a Setpoint 按钮可以改变指定管网元件的设定值；交互模拟命令工具条上的 Lock 按钮可以锁定指定管网元件的设定值，不允许进行约束条件切换，Unlock 按钮可以解除对设定值的锁定；再次点击暂停按钮，接着进行动态模拟。

## 6.5 退出命令

交互模拟命令工具条上的 Stop 按钮可以停止模拟计算，但是不退出交互式动态模拟。要退出，需要发出正式的退出命令。

交互模拟命令工具条上的 Stop, Save State, and Exit 按钮将保存动态模拟报告和趋势报告，然后退出交互式动态模拟。此后，交互模拟命令工具条才变为不可用。

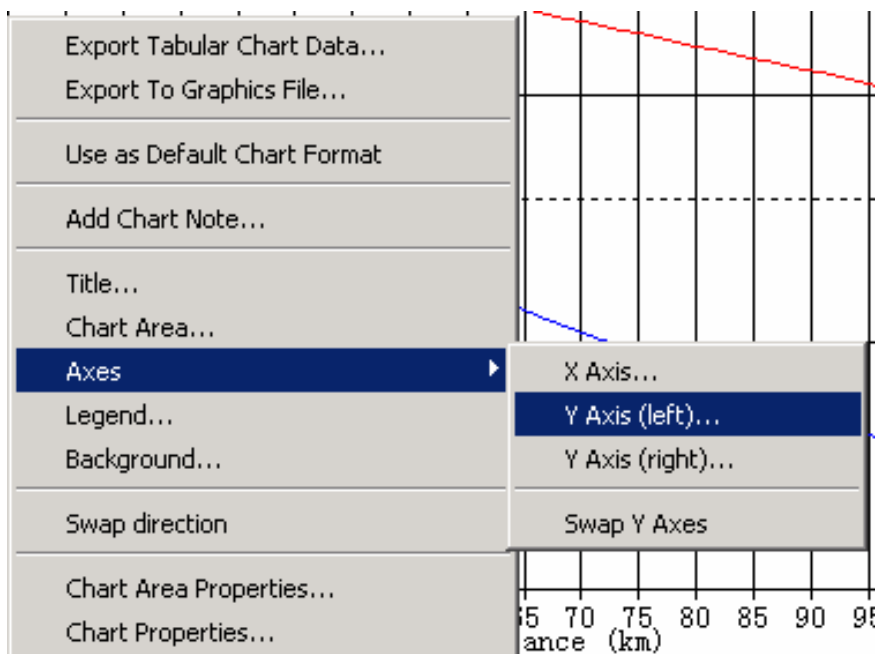
交互模拟命令工具条上的 Abort 按钮不保存计算结果，直接退出交互式动态模拟。

**示例四：** examp4

**练习四：** Lab4

实际上 Lab4 的基本模型是 examp3。调入 Examp3，另存为 Lab4。

- 1) 选择 Pipe0001，按住 shift 键再选择 Pipe0010。
- 2) 显示 PQ 变化曲线。
- 3) 运行交互式动态模拟。
- 4) 停止动态模拟。
- 5) 在图形区点鼠标右键，修改左、右 Y 坐标轴属性：



按下图修改左 Y 轴

**Y axis (left) Properties**

Title/Labels | Grid | Tick Marks

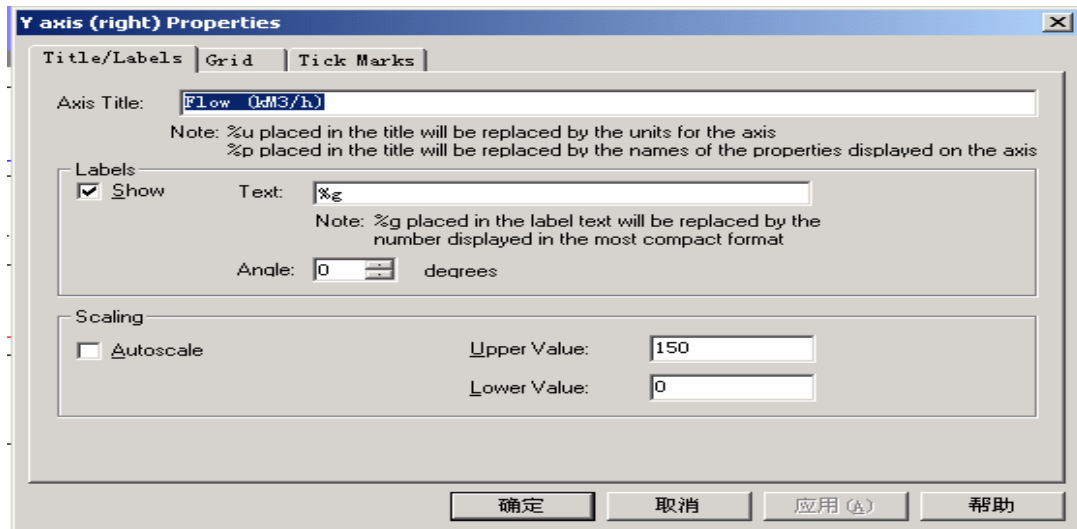
Axis Title: Pressure (barA)  
Note: %u placed in the title will be replaced by the units for the axis  
%p placed in the title will be replaced by the names of the properties displayed on the axis

Labels  
☒ Show Text: %g  
Note: %g placed in the label text will be replaced by the number displayed in the most compact format  
Angle: 0 degrees

Scaling  
☐ Autoscale  
Upper Value: 50  
Lower Value: 0

确定 取消 应用 (A) 帮助

按下图修改右 Y 轴



- 6) 重把稳态调入作初态，点击
- 7) 重新启动交互式动态模拟。
- 8) 观察并解释 PQ 曲线的变化。



## 第七章 案例研究

### 1 不同参数如何影响计算流量

已知参数 Known Parameters

管线几何参数 Pipeline Geometry

压力 Pressures

流体 Fluid

变量参数 Variables

热传递系数 Heat Transfer Coefficient

环境温度 Ambient Temperature

粗糙度 Roughness

摩擦因子 Friction Factor

状态方程 Equation Of State

节长度 Knot Length



## 2 已知数据 Data

### 1. 气体组分 Component

Component	MOLE PERCENT	
Methane		96.40
Ethane		0.52
Propane		0.08
i-Butane		0.01
n-Butane		0.01
i-Pentane		0.00
n-Pentane		0.00
Hexane		0.01
C7plus	0.00	
Helium		0.01
Nitrogen		1.27
Carbon Dioxide		1.67
Hydrogen Sulfide	0.00	

### 2. 配置 Configuration

状态方程 Sarem

供给 Supply

压力 Pressure = 100 barg (63 barg)

温度 = 35 Deg C

输送 Delivery

压力 Pressure = 40 barg (25 barg)

管段 Pipe Leg

粗糙度 30 micron.

传热系数 = 1.75 W/M2.K

环境温度 = 13 Deg C

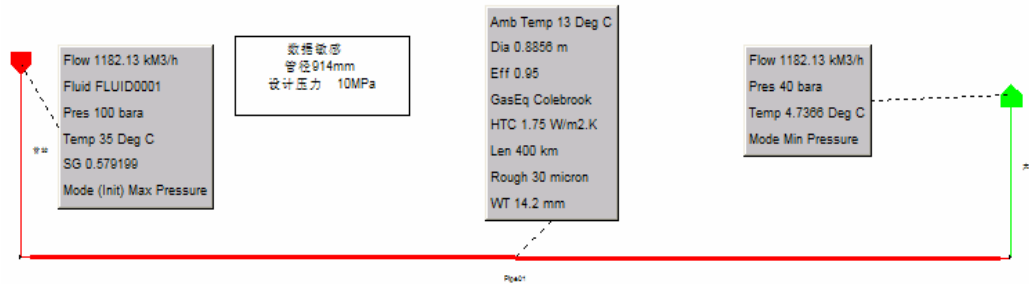
摩阻公式 Friction Formula

Colebrook-White

模型组态 Model Configuration

压力/压力控制和求出流量

Pressure/Pressure Control and Match Flow



### 3、例题计算

1、管径 914mm 设计压力 10MPa

管内径 ID = 0.8856 m (914 \* 14.2mm)

计算结果 Results 流量=1177.1km3/h

独立改变每个参数 Vary Each Parameter Independently

状态方程 Sarem—Peng—BWRS

粗糙度 30—25—20

摩阻公式 Colebrook-White

Pan (A)

Pan (B)

Weymouth

AGA

热传递系数 2.0—1.75—1.5

环境温度 10—13—16

ID = 0.8856 - 0.882—0.874

节长度 2.6—1.6—0.6

设：敏感系数=流量变化率 / 参数变化率

2、管径 610mm 设计压力 10MPa

管内径：ID = 0.5924 m (610 \* 8.8mm)

计算结果 Results 流量=417.8km3/h

变换参数 Variables

ID = 0.5924 - 0.588—0.5816

其他参数变化同上节。

3、管径 610mm 设计压力 6.3MPa

改变首末站压力为：6.3MPa、2.5MPa

管内径：ID = 0.5988 m (610 \* 5.6mm)

变换参数 Variables

ID =0.5988 - 0.5958—0.594

其他参数变化同上节。

## 4、计算结果

管径 914mm 设计压力 10MPa 计算结果

参数名称	参数值	参 数 变 化率%	流 量 kM3/h	流量变化 率%	末站温度 Deg C	敏 感 系 数
摩阻公式	Colebrook-White		1177.1			
	Pan(A)					
	Pan(B)					
	Weymouth					
	AGA					
状态方程	Sarem		1177.1			
	Peng		1182.1			
	BWRS		1165.9			
粗 糙 度 micron	30	0	1177.1			
	25	-16.7				
	20	-33.3				
热 传 递 系 数 W/M2.K	2	14.3				
	1.75	0	1177.1			
	1.5	-14.3				
环 境 温 度 Deg C	10	-23				
	13	0	1177.1			
	16	23				
管 内 径 mm	0.8856	0	1177.1			
	0.882	-0.41				
	0.874	-1.31				
节 长 度 km	2.6	62.5				
	1.6	0	1177.1			
	0.6	-62.5				

管径 610mm 设计压力 10MPa 计算结果

参数名称	参数值	参数变化率%	流量 kM3/h	流量变化率%	末站温度 Deg C	敏感系数
摩阻公式	Colebrook-White		417.8			
	Pan (A)					
	Pan (B)					
	Weymouth					
	AGA					
状态方程	Sarem					
	Peng					
	BWRS					
粗糙度 micron	30	0				
	25	-16.7				
	20	-33.3				
热传递系数 W/M2. K	2	14.3				
	1.75	0				
	1.5	-14.3				
环境温度 Deg C	10	-23				
	13	0				
	16	23				
管内径 mm	0.5924	0				
	0.588	-0.74				
	0.5816	-1.82				
节长度 km	2.6	62.5				
	1.6	0				
	0.6	-62.5				

管径 610mm 设计压力 6.3MPa 计算结果

参数名称	参数值	参数变化率%	流量 kM3/h	流量变化率%	末站温度 Deg C	敏感系数
摩阻公式	Colebrook-Wh					
	Pan (A)					
	Pan (B)					

	Weymouth					
	AGA					
状态方程	Sarem					
	Peng					
	BWRS					
粗糙度 micron	30	0				
	25	-16.7				
	20	-33.3				
热传递系数 W/M2. K	2	14.3				
	1.75	0				
	1.5	-14.3				
环境温度 Deg C	10	-23				
	13	0				
	16	23				
管内径 mm	0.5988	0				
	0.5958	-0.30				
	0.594	-0.80				
节长度 km	2.6	62.5				
	1.6	0				
	0.6	-62.5				

## 5、模拟结论 Simulation Conclusion

不同模拟选择以不同的程度影响结果。

Various Simulation Options Affect the Results but in Differing Degrees

最敏感的变量需要最准确。

The Most Sensitive Variables Need to Be the Most Accurate

粗糙度是主要变量，用于微调一个水力模型。

Roughness is the Major Variable used to Tune a Hydraulic model

很多其他参数也有影响。

Many Other Parameters Also Have an Effect

在选择模拟参数时，应小心。

Care should be taken in Selecting Simulation Options

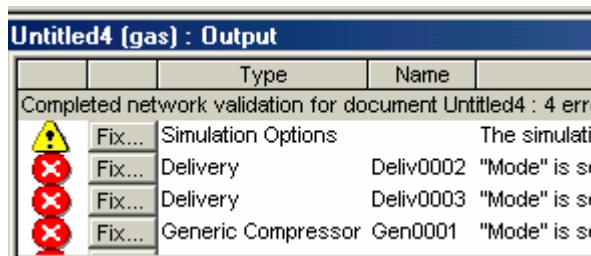
## 6 检查错误

### 1) 输入错误

点击有效性检查按钮



输入错误报告



选择“FIX”按钮，可以直接进入需要修改的管网元件输入属性组合对话框。经常出现的输入错误有：

- 互不相连的子网（有的节点很靠近，但是没有连上）
- MODE 的设定与约束条件不对应，或被设为 MODE 的约束条件没有数据。
- 若有警告信息出现，应视情况予以纠正。

### 2) KW 文件错误

如果出现：

“Error: Keyword Processor was not successful. Would you like to view the Keyword Processor Report?”

表明在 KW 文件的处理过程中发现了错误。使用 VIEW 菜单，打开 KW 文件处理报告。此时，通常在该处理报告中对出错信息中都有详细解释。

### 3) 模拟计算中的错误

稳态计算失败，常见的原因有：

- 设定值不合理，例如流量太大，起点压力太低。

- 管网参数不合理，例如管径太小。
- 约束条件不合理，若有过分约束或相矛盾的约束可能使模型在两种或几种控制方式之间振荡，始终找不到合理的解。

动态计算很少失败，但是应注意检查计算结果的合理性，输出报告中是否有警告或出错信息，注意观察关键设备的 MODE 是否正常。有时会出现动态计算很慢的情况，这通常是由于出现了过多的控制模式切换。应仔细安排约束条件，避免使用不必要的约束。

## 7 简单案例研究

- 1) flow-balance 把 SU0001 作为流量平衡点, 就不会出现 constraint violation. 同时, 这也是最简约束的示例。
- 2) Subnetwork 是一种最简单的含有两个子网的模型。设计者的原意是 PI0001 属于 4.0MPa 的管网, PI0002 属于 2.5MPa 的管网, 并且为两个子网分别指定了压力约束条件, 但是就是得不到正确的结果, 请找出模型中存在的问题。



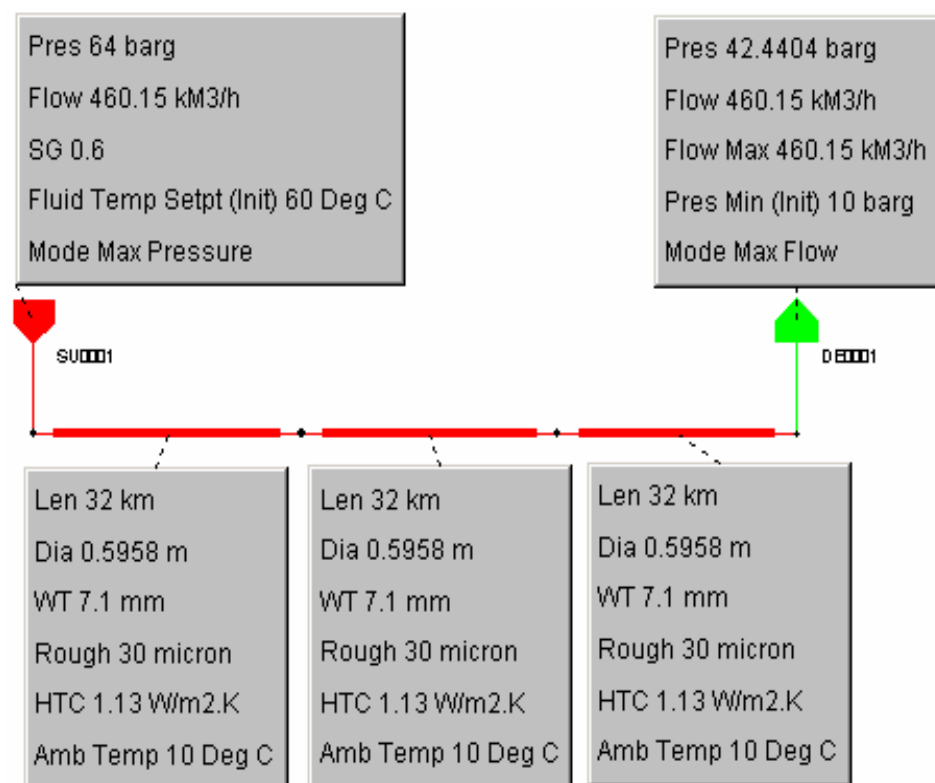
## 案例研究

### 一. 管道的储气能力案例研究

本案例研究在气源流量不受限制时，用户需求随时间变化，且供气压力不得小于 10BARG 时管道能够提供的最大流量，在管道不能满足要求的情况下，如果增加副管能否改善管道的供应能力？副管位置的影响？研究副管中管存量的变化，分析副管能够改善管道能力的原因。

#### 案例 LOOPANDINVENTORY

打开 LOOPANDINVENTORY 模型，管网模型如下图所示。



模型中 DE0001 的 Flow Maximum 的 TRANSIENT SCENARIO 如下表所示：

时间	1	2	3	4	5	6	7	8
流量	460.15	461.33	790.51	790.51	920.3	920.3	1002.9	884.9
时间	9	10	11	12	13	14	15	16
流量	707.92	908.5	707.92	849.51	849.51	849.51	707.92	707.93

时间	17	18	19	20	21	22	23	24
流量	949.51	707.92	607.63	509.71	253.67	648.93	731.52	460.15

- 1) 临时把 DE0001 的 FLOW MAX 改成 800, 进行稳态计算, 观察 DE0001 设定值的变化, 记录管道的最大稳态通过能力为:

	KM <sup>3</sup> /H
--	--------------------

- 2) 把 DE0001 的 FLOW MAX 改回 460.15, 作稳态计算和动态计算。记录以下计算结果:

SU0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 转为压力控制的时间		HOUR

- 3) 为 PI0001 添加等长等径的副管, 把模型另存为 LOOPANDINVENTORY-1, 为了观察副管中管存量的变化, 在副管的 TREND 对话框中选 INVENTORY, 作稳态计算和动态计算。记录以下计算结果:

4)

SU0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 转为压力控制的时间		HOUR
副管中最大管存量		MSM <sup>3</sup>
副管中最小管存量		MSM <sup>3</sup>

- 5) 为 PI0002 添加等长等径的副管, 把模型另存为 LOOPANDINVENTORY-2, 为了观察副管中管存量的变化, 在副管的 TREND 对话框中选 INVENTORY, 作稳态计算和动态计算。记录以下计算结果:

SU0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 转为压力控制的时间		HOUR
副管中最大管存量		MSM <sup>3</sup>
副管中最小管存量		MSM <sup>3</sup>

- 6) 为 PI0003 添加等长等径的副管, 把模型另存为 LOOPANDINVENTORY-3, 为了观察副管中管存量的变化, 在副管的 TREND 对话框中选 INVENTORY, 作稳态计算和动态计算。记录以下计算结果:

SU0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
--------------	--	--------------------

DE0001 的最大流量		KM <sup>3</sup> /H
DE0001 转为压力控制的时间		hour
副管中最大管存量		MSM <sup>3</sup>
副管中最小管存量		MSM <sup>3</sup>

## 二. 调峰分析案例研究。

调峰分析一般需要经过以下步骤：

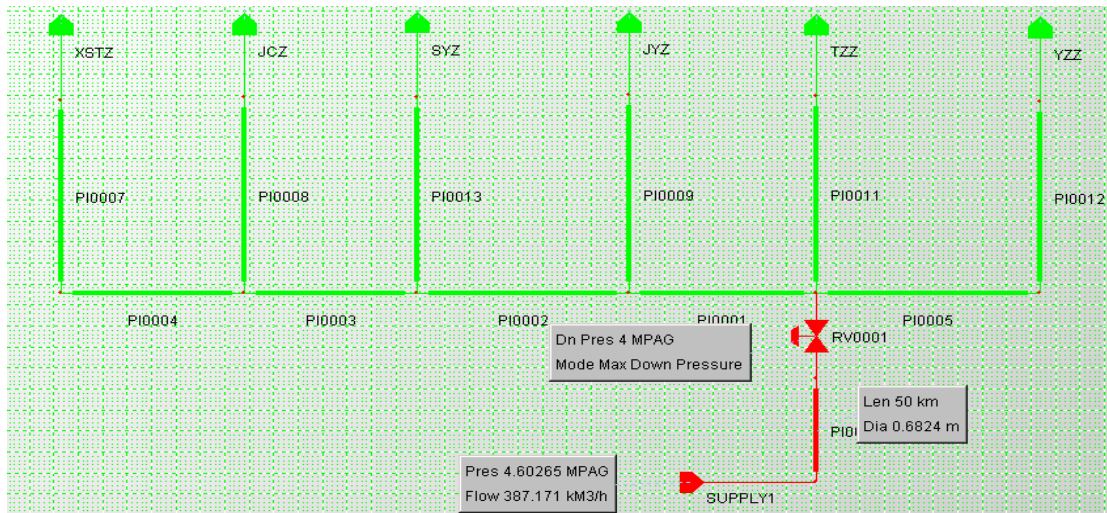
- ◇ 整理数据
- ◇ 作稳态计算
- ◇ 输入动态脚本表 (Transient scenario, import, export)
- ◇ 仔细安排 Supply 的约束条件
- ◇ 仔细安排需要的趋势报告 (千万不要忘记 XREG 和重要设备的 MODE)
- ◇ 作动态计算
- ◇ 检查计算结果, 查看动态报告中是否有出错信息, 注意动态趋势报告中 MODE 的变化情况, 判断结果是否符合实际
- ◇ 对计算结果不满意时, 修改管网参数或约束条件后重作动态计算
- ◇ 对结果基本满意后, 以上次计算的最后结果作初值, 再启动动态计算 (Transient Restart), 直至得到呈稳定周期性变化的动态结果, 判断结果是否符合实际
- ◇ 整理计算结果。

### 案例 PEAKSHAVING

- 1) 打开基本模型文件 Peakshaving, 该模型是一假想城市的 4.0MPa 高压干线, 各个 Delivery 将与 2.5MPa 高压干线相连, 因此它们的压力不得低于 2.6MPa。在基本模型文件中假定各管段的管径为  $\varnothing 660$ , 各 Delivery 的不均匀系数和高日流量如文件 Dataforpeakshaving.xls 所示。
- 2) 打开 Dataforpeakshaving.xls 文件, 先检查不均匀系数之和是否为 24。为各 Delivery 计算出小时流量, 高日平均小时流量, 以及高日总用气量的平均小时流量。
- 3) 按各 Delivery 的高日平均小时流量作为 Maximum Flow 的约束值和初始设定值。进行稳态计算。
- 4) 点击 Simulation 菜单的 Transient Scenario 按钮, 在脚本表中插入所有的 Delivery, 并选择 Max Flow 作为要在脚本表中改变的设定值, 再插入几个时间序列。右击脚本表, 导出空白脚本。用 Excel 打开空白脚本表, 观察脚本表的 Excel 格式, 按此格式重新排列 Dataforpeakshaving 中的数据, 保存该文件, 再另存该文件。另存时选用 CSV (逗号分隔)。在 PLS 中导入该 CSV 文件。如果想在脚本表中反映台阶式的流量变化, 在脚本表中插入适当的时间序列, 粘贴上适当的数据。
- 5) 把高日总用气量的平均小时流量作为 Supply 的最大流量约束条件。

- 6) 在 Supply 和 Delivery 的趋势报告中加入 Pressure, flow, 和 Mode 在 Pipe 的趋势报告中加入 Inventory。
- 7) 作动态计算。
- 8) 查看动态报告, 注意是否存在不可接受的质量平衡误差。查看趋势曲线, 发现没有反应 Delivery 的流量呈台阶式的变化。
- 9) 把趋势报告的采集频度改为 0.1 小时, 重作动态计算。
- 10) 查看趋势曲线, 发现 Supply 的压力正在回升时, 计算结束, 看不出其压力、流量是否已呈稳定的周期性变化。点击工具条上的 Transient Restart 按钮, 选择 Use current case, 程序将把上一次动态计算的末态设置为下次计算的初态。再次点击 Transient Restart 按钮, 再次选择 Use current case, 程序将以接着上次计算的结果再次进行动态计算。再查看趋势曲线, 可以看见较为稳定的周期性结果。用 Excel 打开 Peakshaving.wtg 文件, 计算每一时刻的总管存量, 作总管存量变化曲线。发现总管存量的变化大约为 5.5 万方, 正是靠管存量的变化, 管道才起到了调峰的作用。
- 11) 仔细检查各 Delivery 的压力变化情况, 发现有的 Delivery 的最低压力小于 2.6MPa 的限定值, 表明  $\phi 660$  的管道, 在 Supply 的流量约束等于高日流量的小时平均值时不能满足案例的要求。
- 12) 把基本模型文件另存为 Peakshaving-a, 去掉 Supply 的流量约束, 让它可以自由波动。作动态模拟, 点击 Transient Restart 按钮, 再次点击 Transient Restart 按钮。查看趋势曲线, 发现各个 Delivery 的最低压力都远远超过要求。减小模型中管道的管径, 重复上述过程, 发现管径一直减小到  $\phi 559$  仍然能够满足要求。用 Excel 打开 Peakshaving-a.wtg 文件, 计算每一时刻的总管存量, 作总管存量变化曲线, 发现总管存量的变化大约为 9.8 万方。查看 Supply 的压力、流量趋势曲线, 发现其流量变化范围很大。在此案例中管道起到的调峰作用很小, 主要靠上游气源进行调峰, 管网自身的管径小了, 但是上游能否提供如此宽厚的供气条件却是一个需要讨论的大问题。
- 13) 把基本模型文件另存为 Peakshaving-b, 把其中的管径改为  $\phi 711$ 。作动态模拟, 点击 Transient Restart 按钮两次。查看趋势曲线, 发现各个 Delivery 的最低压力都能满足要求。因此在本案例中, 如果完全靠管道自身的储气能力进行调峰, 至少需要  $\phi 711$  的管道。
- 14) 把基本模型文件另存为 Peakshaving-c, 放宽 Supply 的最大流量限定值 (例如  $400\text{km}^3/\text{h}$ ), 作动态模拟, 点击 Transient Restart 按钮两次。查看趋势曲线, 发现各个 Delivery 的最低压力都能满足要求。用 Excel 打开 Peakshaving-c.wtg 文件, 计算每一时刻的总管存量, 作总管存量变化曲线, 发现总管存量的变化大约为 40.7 万方。查看 Supply 的压力、流量趋势曲线, 发现其流量大多数时  $400\text{km}^3/\text{h}$ , 但是当它的压力为 4.0MPa 时流量又可以远小于平均流量。本案例表明, 当管道的调峰能力略有不足时, 若气源能够提供比平均值大一些的流量, 也能解决一部分问题。
- 15) 现在假定在本管网之前还有一段 6.4MPa,  $\phi 711$ , 50km 的管道。如果充分利用这一管道的储气能力, 本管网的管径应为多少? 把基本模型文件另存

为 Peakshaving-d, 把模型改为如下图所示:

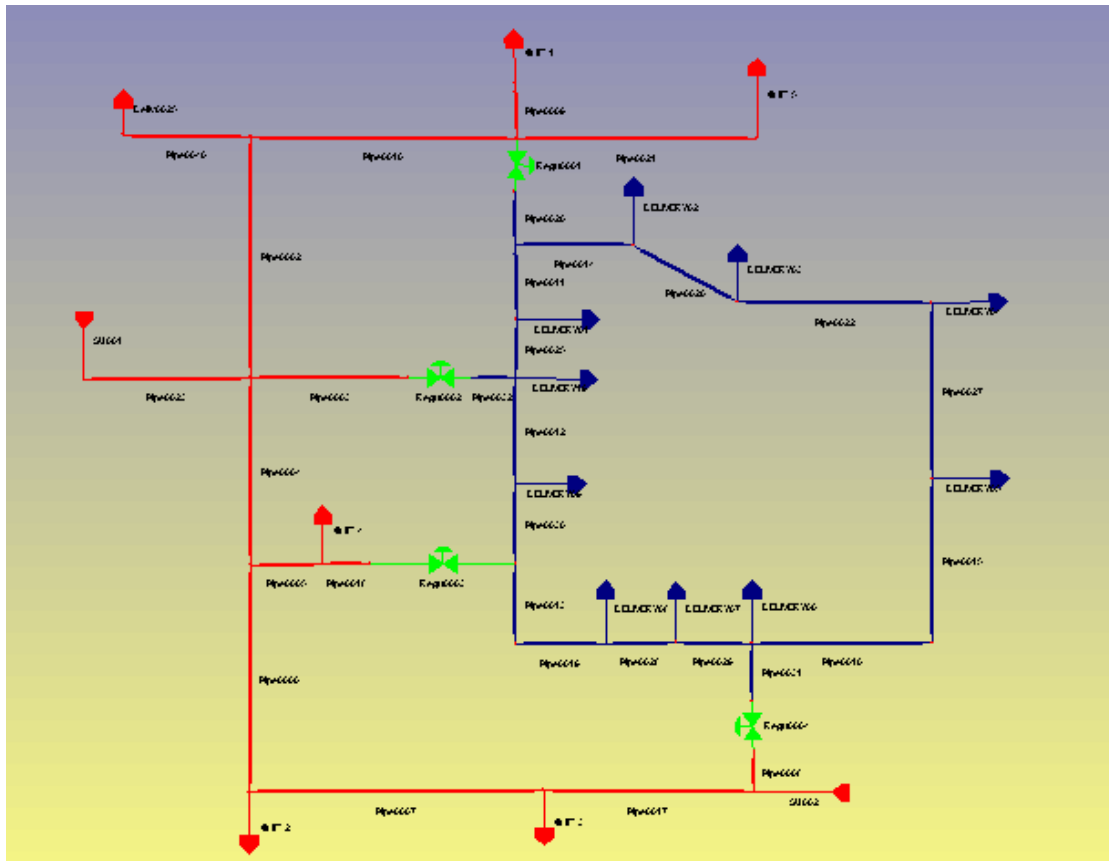


注意学习使用本案例中依据管径或依据压力来控制管道颜色的方法。把 Supply 的最大压力约束改为 6.4MPa, 流量约束不变。把 RV0001 的 Down max pressure 限定为 4.0MPa, 并且把它指定成设定值, 在 RV0001 的趋势报告中选择上、下游压力, 通过流量和 Mode。减小原管网的管径, 作动态模拟, 点击 Transient Restart 按钮两次。查看趋势曲线, 发现原管网的管径降到  $\phi 559$  时仍然能够满足要求。用 Excel 打开 Peakshaving-c.wtg 文件, 计算原管网每一时刻的总管存量, 作原管网总管存量变化曲线, 与 50km, 6.4MPa 管道的管存量变化曲线相比较, 可以发现本案例中 6.4MPa 管道的管存量变化很大 (约 49 万方), 是主要的起调峰作用的管道。

## 案例 Twolevel

打开基本模型文件 Twolevel。如下图所示, 这是一个两级压力的燃气管网。红色部分为 4.0MPa 的城市高压燃气管道 A, 蓝色部分是 1.6MPa 的次高压燃气管道 A。两种级别的管道之间用 4 个调节器勾通, 调节器的设定值为最大下游压力为 1.6MPa。4.0MPa 管道有两个气源, 它的直接用户是几个压力不得低于 3.0MPa 的电厂。1.6MPa 管道上的 Delivery 表示到次高压燃气管道 B 的入口, 因此其压力不得低于 0.8MPa。各个 Delivery 流量随时间变化的规律如脚本表所示。





本案例有两个子网，应当先研究次高压子网，然后再把高压子网加上一起分析。现已初步确定了两级子网的管径，但是还有一部分用户的压力不能满足要求，试找出解决办法。

- 1) 进行动态模拟，首先查看两个 Supply 的压力流量趋势，发现 60 小时前其压力基本维持在 4.0MPa 左右，从大约 60 小时起其压力就呈一种有规律的下降趋势，到 159 小时后压力在接近于 0 的负值与一很大的正值之间振动。159 小时之后的压力值已不可接受。初步判断可能 Supply 的流量约束条件存在问题。
- 2) 导出动态脚本，用 Excel 进行检查。该脚本含有 168 小时（一星期）的数据，求出各 Delivery 的周平均小时流量和总的周平均小时流量。发现两个 Supply 的流量约束之和正好等于总的周平均小时流量。显然这是一个包含了小时调峰和日调峰的动态脚本。分别算出每一天的小时平均流量（万立方米/小时）如下表所示：

星期	一	二	三	四	五	六	日	周平均
平均流量	63.62	64.03	80.67	80.88	80.62	81.2	81.98	76.2

显然要完全靠管道在周一、周二储气，供其它日子使用是很困难的。回忆上一案例放宽流量约束条件试试。

- 3) 现假设气源能按高日 81 万立方米/小时的流量供气。把基本模型文件另存为 Twolevel-1，保持 Su002 的约束不变，把 Su001 的最大流量约束改为

45.24. 运行动态模拟，查看两个 Supply 的压力、流量趋势，不仅没有出现异常，其趋势已明显呈现一种有规律的周期曲线。再进一步查看各 Delivery 的压力、流量趋势，可发现次高压管网中所有的 Delivery 都能满足要求，但高压管网中有的电厂的最低压力还不能满足要求。解决问题的方法之一是继续放宽流量限制，需要放宽到多少可以计算，能否实现还需要得到上游的同意。现考虑一种增加储气设施的方法：现假定用一段长 5km，管径 4m 的管段来表示储气设施。在模型中插入该管段，作动态模拟，寻找储气设施的最佳位置。通过试算，发现：把储气设施放道次高压管道时，没有明显作用；把储气设施放道高压管道时有较明显的作用，其中，regu0001 的上游侧是较为理想的位置。

- 4) 现寻求避免使用储气设施的方法。把基本模型文件另存为 Twolevel-2。假定 Su001 只能均衡供气，保持其原有约束不变。再假定 Su002 具有一定的调节能力，希望用它来解决日调峰的问题。设 Su001 按 40.4 万立方米/小时均衡供气，每天总平均流量的不足部分由 Su002 补充。在动态脚本表中为 Su001 增加一行，选择在脚本表中控制它的流量限定值 Flow Maximum，按下表输入其流量限定值（万立方米/小时）：

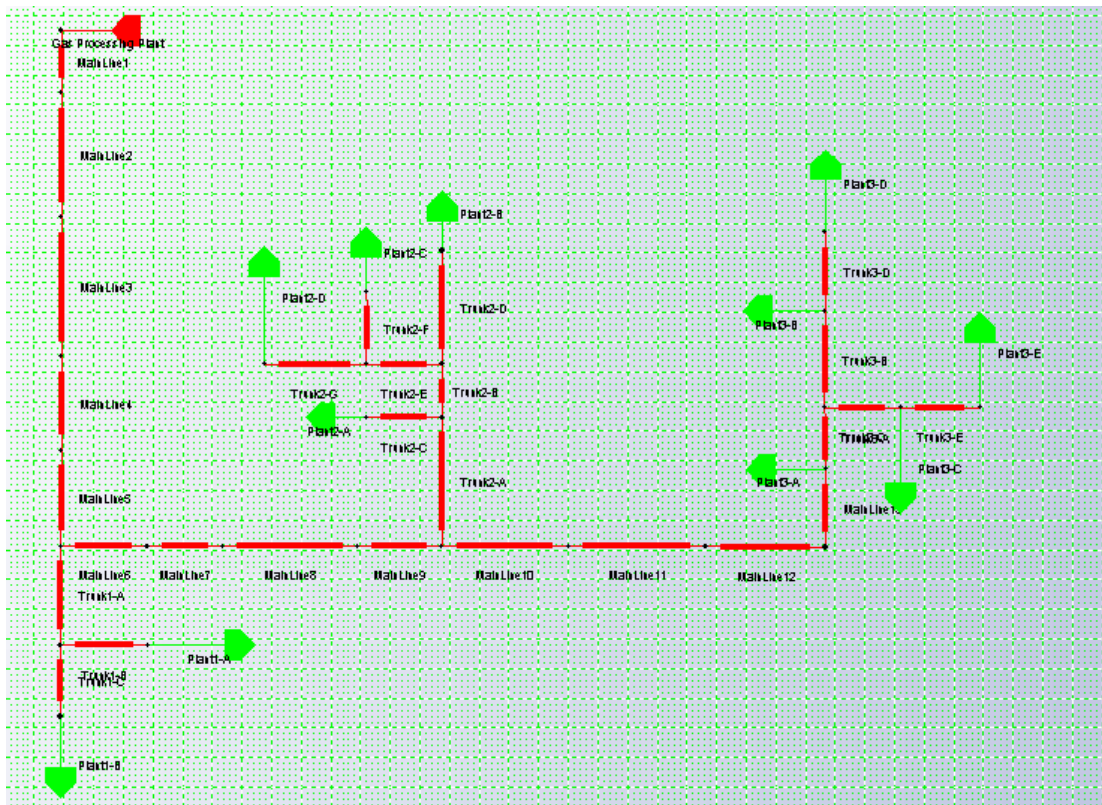
小时	1-24	25-48	49-72	73-96	97-120	121-144	145-168
流量	23.23	23.63	40.27	40.48	40.23	40.8	41.58

作动态计算，检查趋势报告。发现原基本模型文件计算结果中的非正常振荡已不存在，除了有的电厂压力还不满足要求外，其余都已正常，优于 Twolevel-1 中未加储气设施时的计算结果。

- 5) 由于 Twolevel-2 已接近满足要求，如果 Su001 能适当增加供气量，即可完全满足所有要求。把 Twolevel-2 另存为 Twolevel-3，适当放大 Su001 的流量约束，经过试算，发现：当其最大流量约束为 44.6 万立方米/小时，高压管道和次高压管道上的全部用户都得到满足。

## 三. 气源中断、持续时间、及恢复过程案例分析

本案例研究如下图所示的管网的气源中断后的工况。



本案例的 Supply 表示一个气体处理厂，它供应三个地区的工业用户，本案例研究气体处理厂突然中断供气后管网的工况。

- 1) 打开基本模型文件 Gpplost。本模型在 0.1 小时把气体处理厂的流量设置成 0，作 21 小时的动态模拟。假定各用户的压力小于 10barG 时为低压报警，而压力小于 5barG 时为紧急低压报警。为了研究在管网气源突然中断的情况下各用户可以持续工作的时间，方法之一是在各 delivery 的趋势报告中加入压力趋势，并要求程序以最大的频度采集趋势数据，模拟结束后在趋势报告中查找出现低压的时间。较为简单的方法是在 Simulation/Option 的 Alarm 对话框中，设定默认报警界限中低压报警限 (lo) 为 10barG，紧急低压报警限 (lolo) 为 5barG。动态模拟结束后，打开报警视窗，即可看见各 Delivery 出现报警的时间，或持续工作的时间。运行动态模拟，观察出现报警的时间，可以发现 1 支路最先出现报警，其次是 3 支路出现报警，倒是位于管网中部的 2 支路在 21 小时内都未出现报警。
- 2) 下一步研究气体处理厂最迟要在什么时间开始供气，才不会产生紧急低压报警。把基本模型文件另存为 Gpplost-1。把动态模拟计算脚本表的结束时间改为 96 小时，再在中间插入两个时刻，例如 12.99 和 13。按下表修



改脚本表。

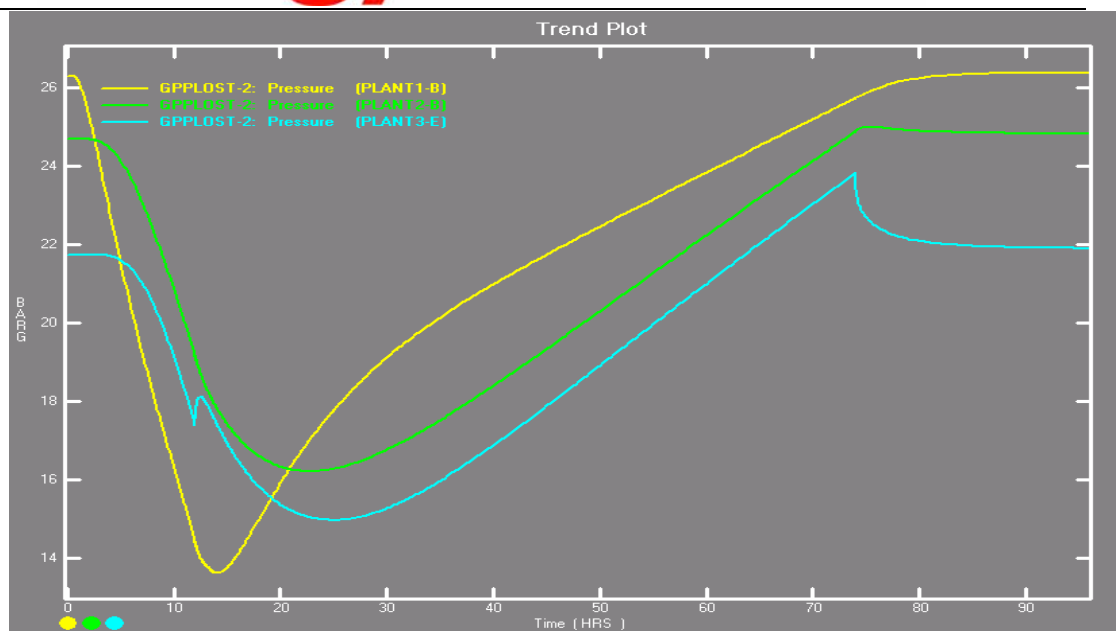
时间	0.1	12.99	13	96
Flow max	0	0	2000	2000

此脚本表的意思是，气体处理厂停止供气 13 小时后才开始正常供气。作动态计算，发现恢复供气并不能立即提高用户压力，其中一支路的用户压力在恢复供气 1 小时后开始上升，二支路用户压力要在恢复供气 20 多小时后才开始缓慢上升，而三支路要等到恢复供气 30 多小时后才开始缓慢上升。显然不能等到即将出现报警时才恢复供气。修改停气时间，进行试算，发现：本案例中，气体处理厂最多停气??小时，否则即使恢复供气，有的用户也会出现紧急低压报警。从本案例还可看出，气体处理厂恢复供气后，虽然没有出现紧急低压报警，但整个管网系统的恢复很慢，几乎是停留在一个较低的压力水平上工作。

- 3) 现在开始研究恢复系统原有状态的方法。管网停留在较低压力水平工作，是因为在停气期间消耗了管道内储存的气体，而恢复供气后，气源的供气量只是稍大于用户的消耗量，管存气量无法恢复到原有水平，这就是管道压力迟迟不能恢复的原因。如果气源能够临时加大供气量，使供大于求，管存量就会逐步恢复。假定本案例的气源供应量是恒定的，不能临时增加产量，剩下的办法是临时关掉一个或几个用户，人为造成求小于供，使管存量尽快恢复，早日脱离这种低压下的脆弱平衡。把 Gpplost-1 文件另存为 Gpplost-2，在动态脚本中插入一行，在 Delivery 中选择一个例如 plant3-e，临时停止供气。在脚本表中插入两个时刻，例如 79.99 和 80。按下表修改脚本表。

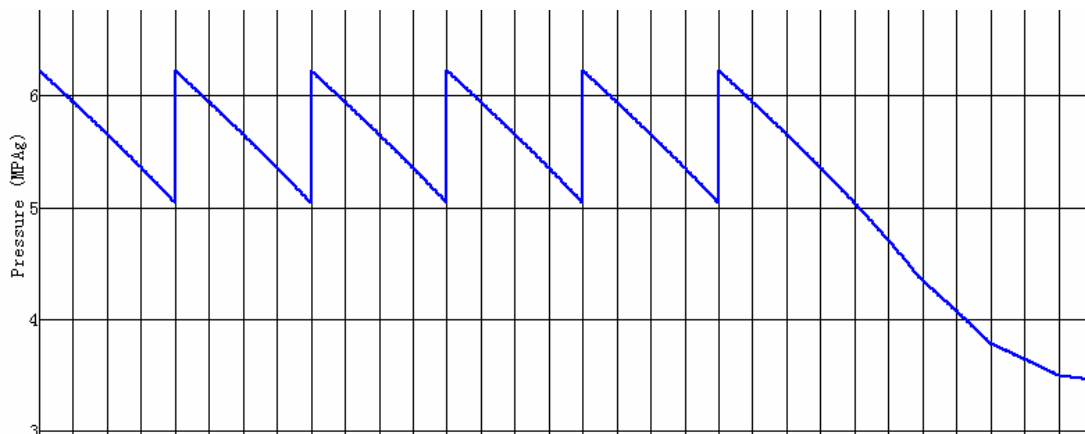
		01.	11.99	12	79.99	80	96
Plant3-E	Flow max		319	0	0	319	319
Gas Plant	Flow max	0	0	2000			2000

此脚本表的意思是在气体处理厂恢复供气的同时停止向 Plant3-E 供气，目的是计算需要停止向 Plant3-E 供气多长时间，管网才能恢复到事故前的原有状态。经过试算，发现从 12 时到??时停气，从??时后整个管网可以恢复到原有状态。讨论：有什么较快的方法减少试算的次数，讨论各支路压力趋势图的特点。



## 四. 压缩机停机及其后果分析案例研究

打开基本模型文件 Linewithcomp，这是一理想化的、水平管道、等间距布站的长输管线。为了突出要研究的问题，模型中没有考虑压缩机站的自耗气问题。运行稳态模拟，显示管道沿线的压力变化曲线。

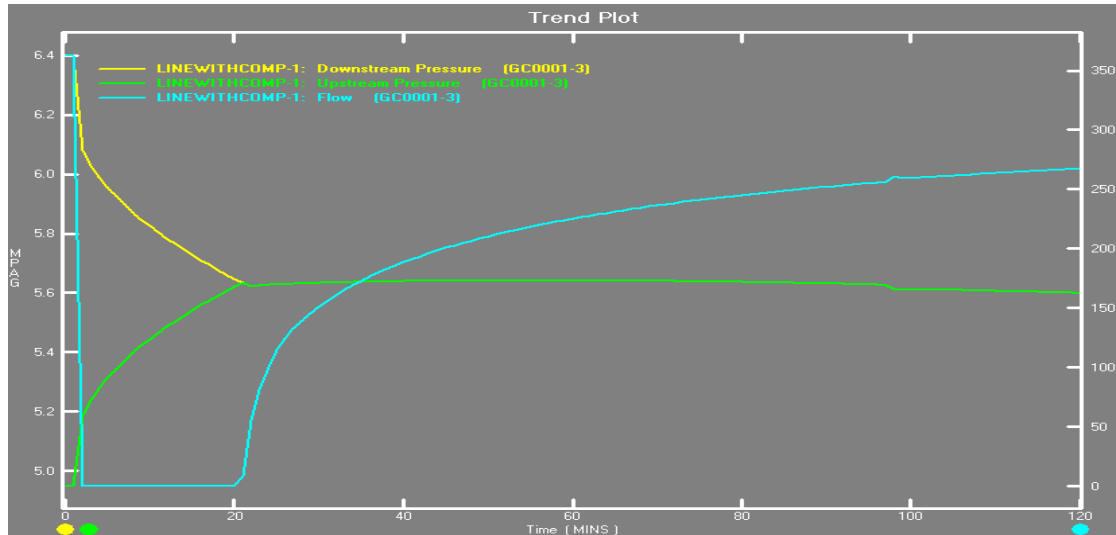


- 1) 三号站停止运行后的短期效应案例研究。把基本模型文件另存为 Linewithcomp-1，把时间单位改为分钟。在各个压缩机中加入最大功率 3.8MW 和最大压比 1.42 的约束条件。在脚本表中插入一行，选择 GC0001-3 及其 Status 作为需要改变的设定值。按下表编辑脚本表：

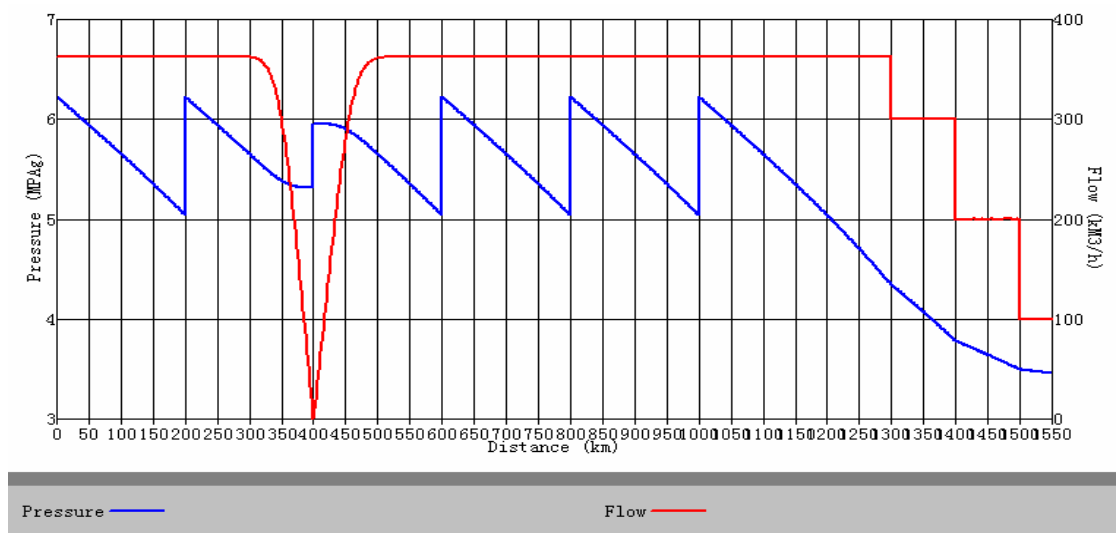
NAME	Set point	Initial	1	120
GC0001-3	Status	ON	OFF	OFF

其意思是在第一分钟关掉压缩机站，计算 120 分钟内管网状态的变化。本案例研究三号站停止运行后的短期效应，因此把三号站的前后压力和流量纳入趋势报告，同时把各个 delivery 的压力、流量也纳入趋势报告。把动态报告的频度设为 10 分钟一次，把趋势报告的频度设为每分钟一次。运行动态模拟，先查看与三号站有关的发展趋势报告。发现，三号站的停机后其通过流量突然变为零，压缩机站关闭，其上游管段处于储气状态，而下游管段处于抽空状态。因此它的上游压力不断提高，而下游压力不断下降。到了第 21 分钟三号站的上、下游压力相等，压缩机站进入旁通状态，其通过流量一开始增加很快，然后流量增加的步伐逐步放缓。处于旁通状态后，三号站的压力逐步缓慢下降。再查看各个 Delivery 的压力变化趋势，可以看出，在本案例中三号站停机的 2 小时内没有对下游用户造成直接的影响。为了进一步观察三号站停机后的短期效应，在文件菜单中点击 Purge 按钮，选择清除所有的计算结果。重作稳态模拟后，在屏幕上显示管道沿线压力、流量变化曲线。以交互方式运行动态模拟，着重观察三号站两侧管段的压力、流量变化。可以看见停机后三号站上、下游压力逐步接近的过程。还可以看见停机后，三号站的流量立即为零，最靠近三号站的管道流量最先变小，以三号站为中心流量变小的范围逐步向两侧扩大。再往下还可以看见当三号站上、下游压力相等后，三号站及三号站两侧流量变化的情况。

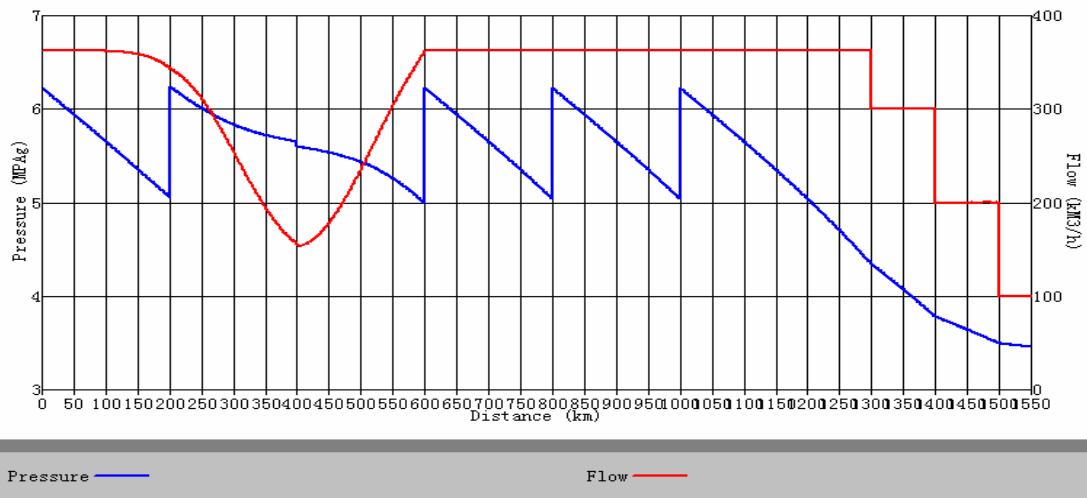
三号站停机后上、下游压力和通过流量的变化曲线：



三号站停机后，未打开旁通前，管道沿线压力流量变化快照：



三号站停机，打开旁通后，管道沿线压力流量变化快照：

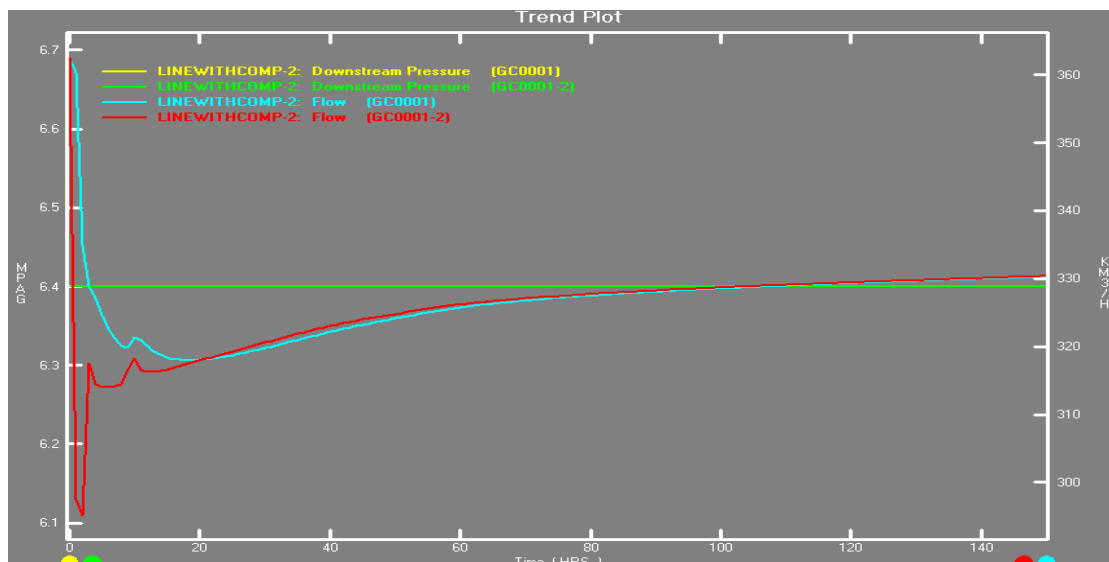


- 2) 本案例研究三号站停机后的长期影响。把模型文件 Linewithcomp-1 另存为 Linewithcomp-2, 把时间单位改回用小时, 在趋势报告中加入各个压气站的上、下游压力、流量和 MODE。按下表修改动态脚本:

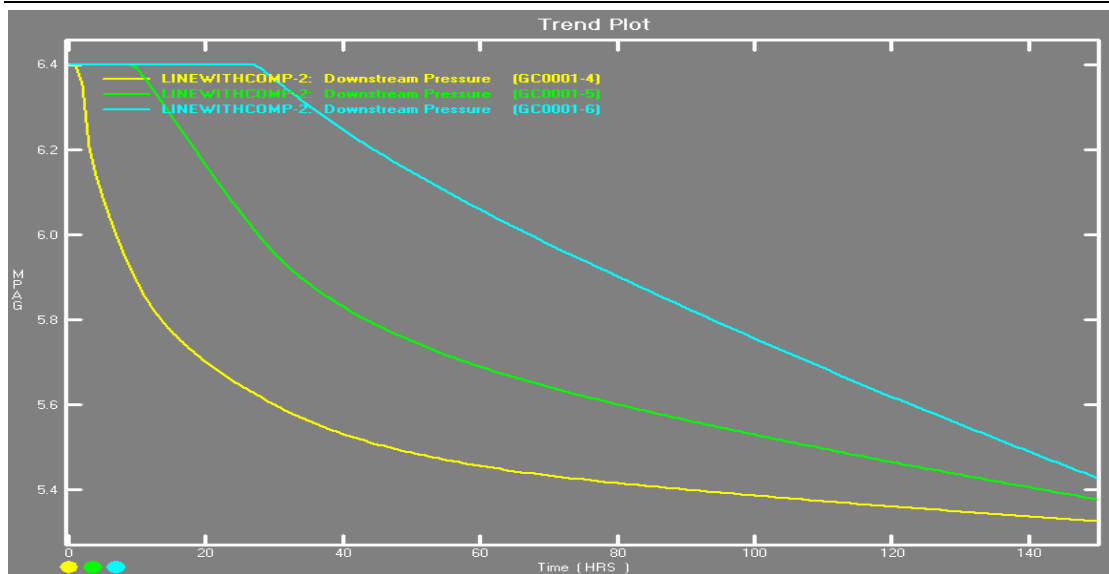
NAME	Set point	Initial	0.1	150
GC0001-3	Status	ON	OFF	OFF

作动态模拟, 查看趋势曲线, 发现:

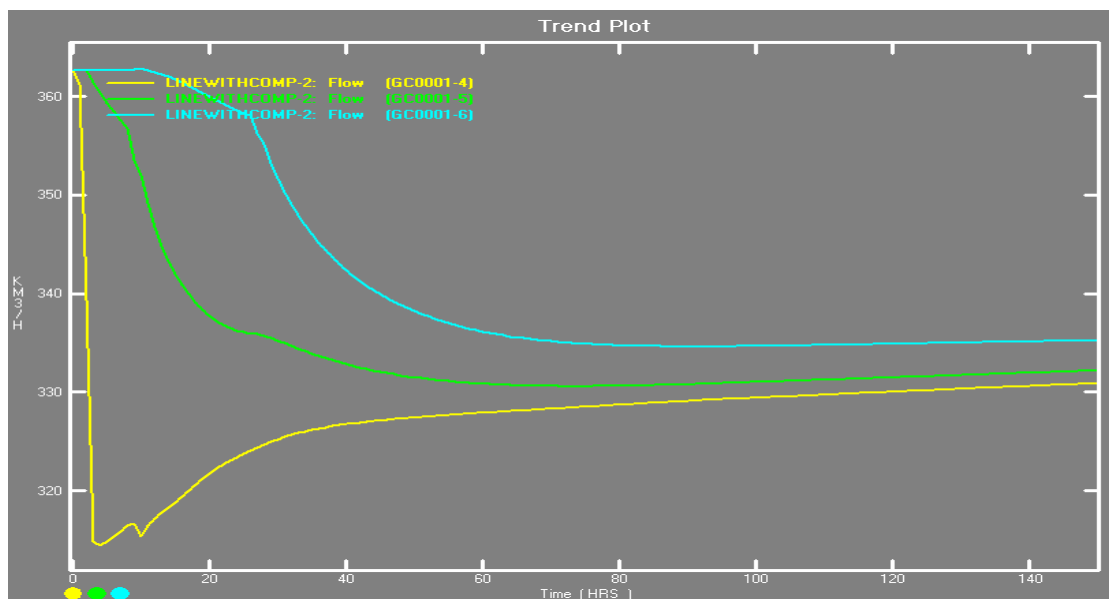
三号站上游各站的流量都有先减小, 后又有所上升但停留在一较低流量水平的趋势, 其中二号站离三号站较近, 受三号站状态变化的影响流量波动较大。由于流量总趋势是减小, 功率和压比都没有问题, 两个站都能维持 6.4MPa 的出口压力。如下图所示:



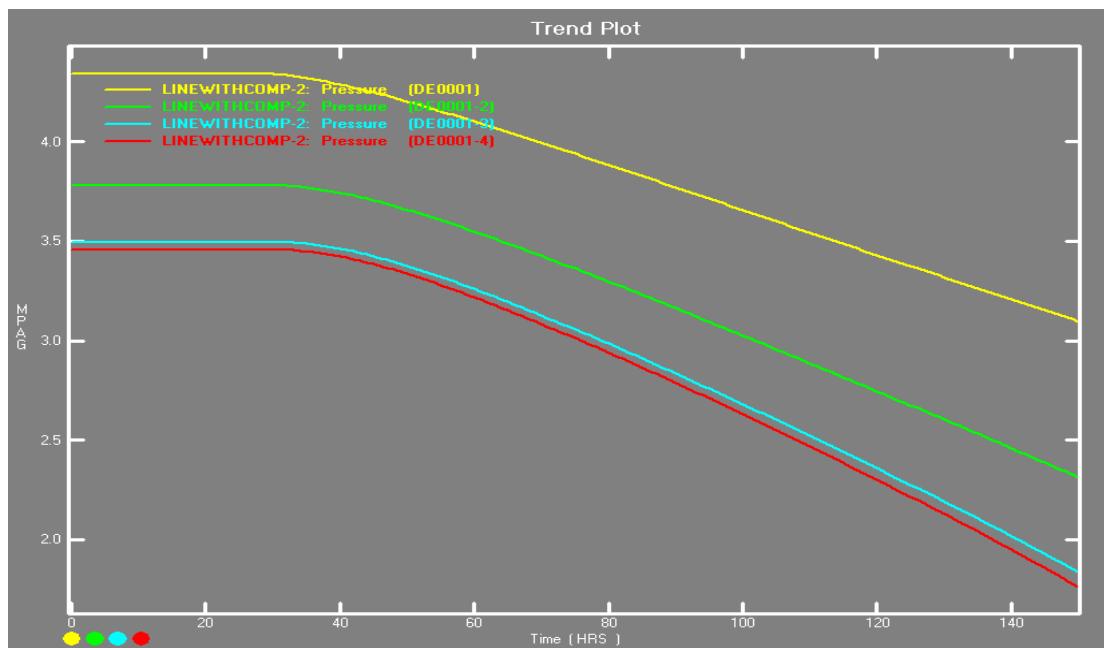
三号站停机后, 其下游各站的出口压力都先后开始下降, 其中 4 号站在 2 小时开始下降, 5 号站在 10 小时开始下降, 6 号站要到 10 小时才开始下降。如下图所示:



三号站停机后，其下游各站的流量也开始下降，并有停留于一较低水平的趋势。其中 4 号站因为距离三号站较近，其流量变化的程度也比另外两个站更为剧烈。如下图所示：



三号站停机后，各个用户也先后受到影响。用户压力下降的特点是：在最后一个压气站仍然能维持 6.4MPa 的出口压力之前，用户压力基本不受影响。当末压气站的压力开始下降，各用户的压力迅速下降，虽然略有先后，但时间差别不大。最远的用户压力大约在 108 小时后将到最低允许压力 2.5MPa 以下。如下图所示：

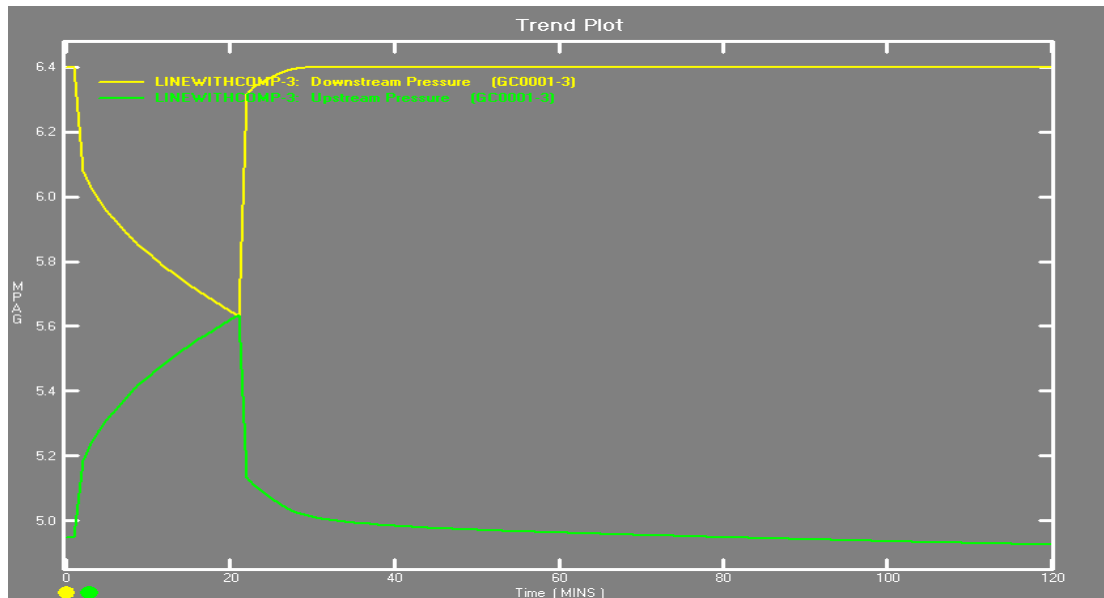


## 五. 缩机再启动的时机和系统的恢复过程案例研究

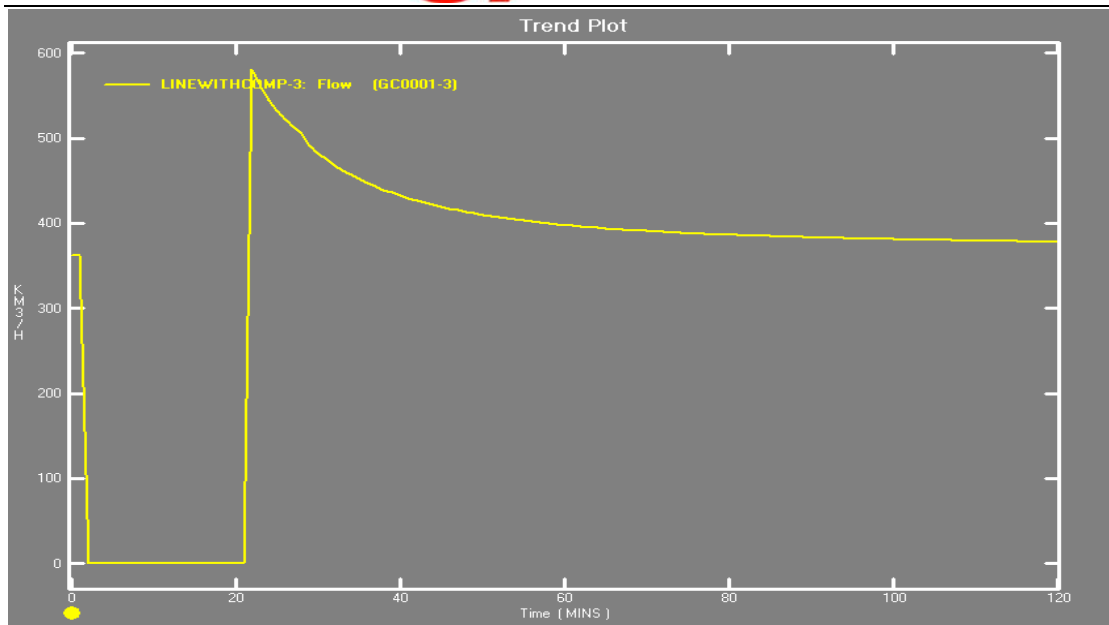
- 1) 本案例接着研究三号站压缩机再启动的最早时机。把 Linewithcomp-1 文件另存为 Linewithcomp-3，研究三号站停机后的最早启动时机。按下表修改动态脚本：

NAME	Set point	Initial	1	9.99	10	120
GC0001-3	Status	ON	OFF	OFF	ON	ON

这一脚本的意思是在三号站停机后 10 分钟即重新启动压缩机，观察软件的反应。作动态模拟，查看趋势曲线，发现：虽然在第 10 分钟发出了启动命令，软件并没有立即启动压缩机，而是等到压缩机上下游压力相等时才启动压缩机，注意观察压缩机的流量，压缩机刚启动时有一流量冲击，这是实际操作中需要注意的问题。本案例的趋势图如下：



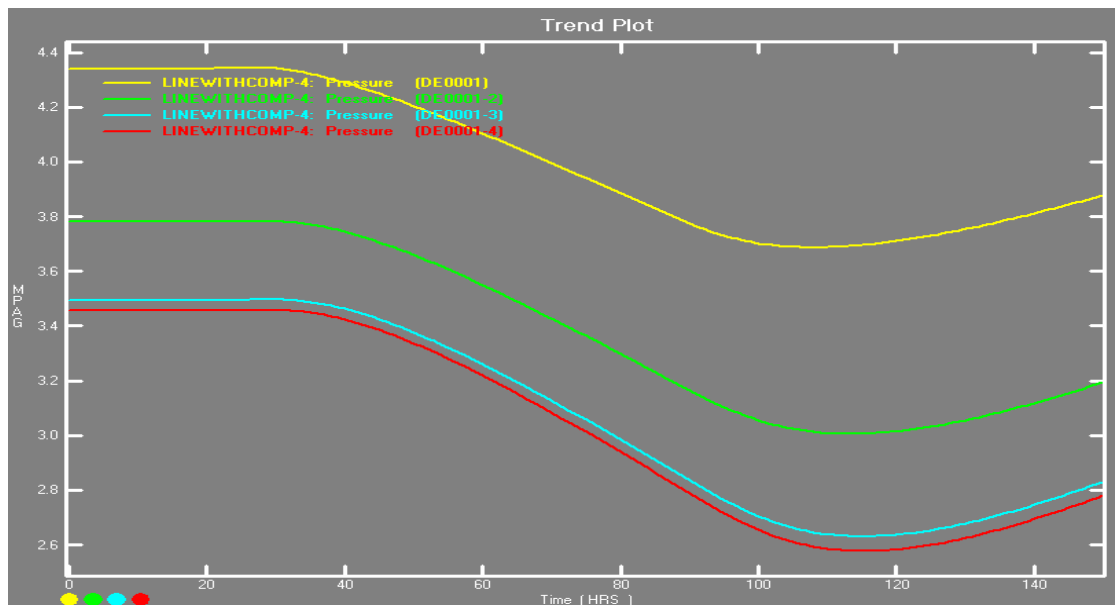




- 2) 本案例研究三号站压缩机再启动的最迟时机，所谓最迟时机是指：如果晚于这一时刻启动压缩机，用户的压力就可能低于 2.5MPa 的限定值。把 Linewithcomp-2 文件另存为 Linewithcomp-4，研究三号站停机后的最迟启动时机。按下表修改动态脚本(时间单位为小时)：

NAME	Set point	Initial	0.01	80.9	90	150
GC0001-3	Status	ON	OFF	OFF	ON	ON

这一脚本考虑到在启动压缩机后，用户的压力还要继续下降，要等一段时间后才会回升，因此在最远端的用户下降到最低允许压力之前，第 90 小时就启动了压缩机。改变启动压缩机的时间，通过试算发现：本案例中启动压缩机的最迟时间大约为第??小时。本案例中用户压力变化趋势图如下：

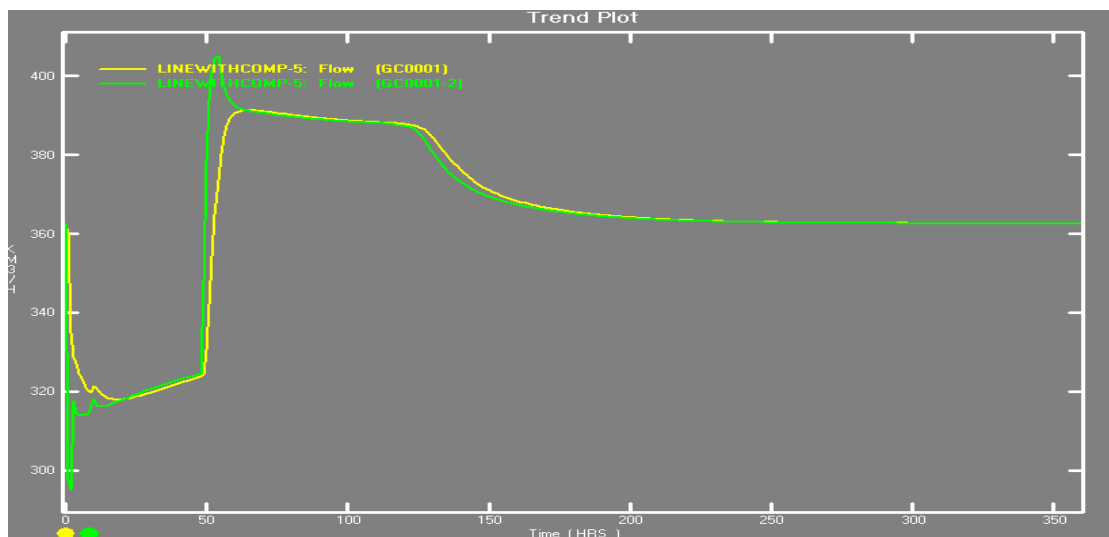


- 3) 本案例研究三号站压缩机停机 48 小时后、再启动时系统的恢复过程，以及重要设备参数对恢复过程的影响。把 Linewithcomp-4 文件另存为 Linewithcomp-5。按下表修改动态脚本(时间单位为小时)：

NAME	Set point	Initial	0.01	47.9	48	360
GC0001-3	Status	ON	OFF	OFF	ON	ON

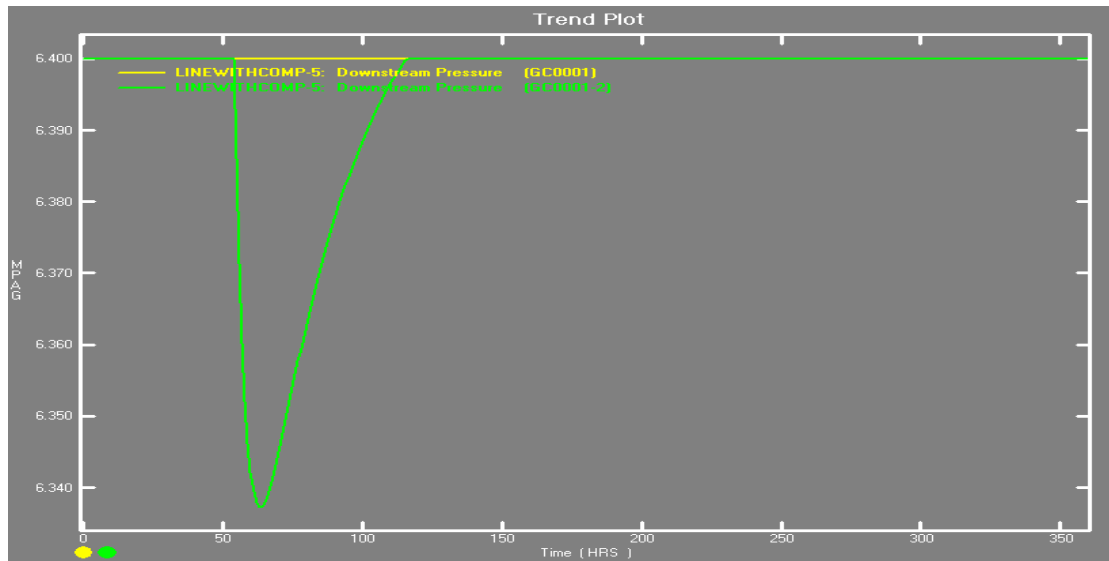
为了简化起见，暂时不考虑气源的流量限制。运行动态模拟，查看趋势图和趋势报告，分析系统的恢复过程：

- ◇ 三号站之前的 1、2 号压气站流量变化趋势如下：两站在三号站停机后流量都有所下降，而三号站启动后流量都上升到超过正常值以上，再逐步下降到正常值。其中二号站波动较大。

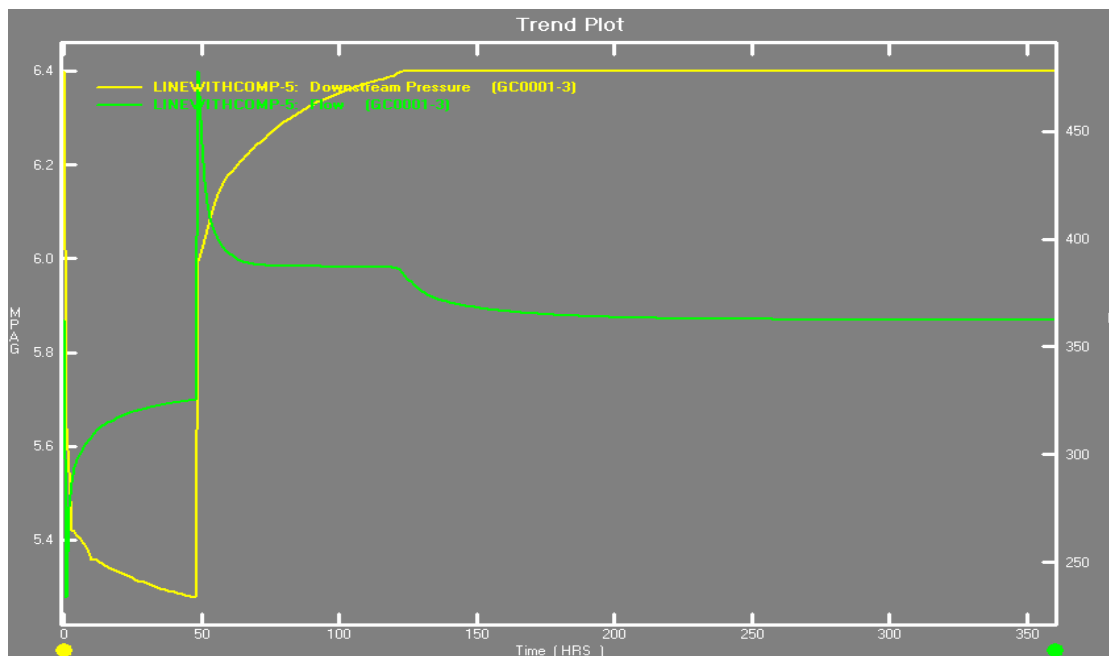


- ◇ 三号站之前的 1、2 号压气站压力变化趋势如下：两站在三号站再启动前都能保持 6.4MPa 的出口压力。而三号站启动后由于二号站的流量增加较大，使二号站进入最大功率状态，不能维持 6.4MPa 的出口压力，

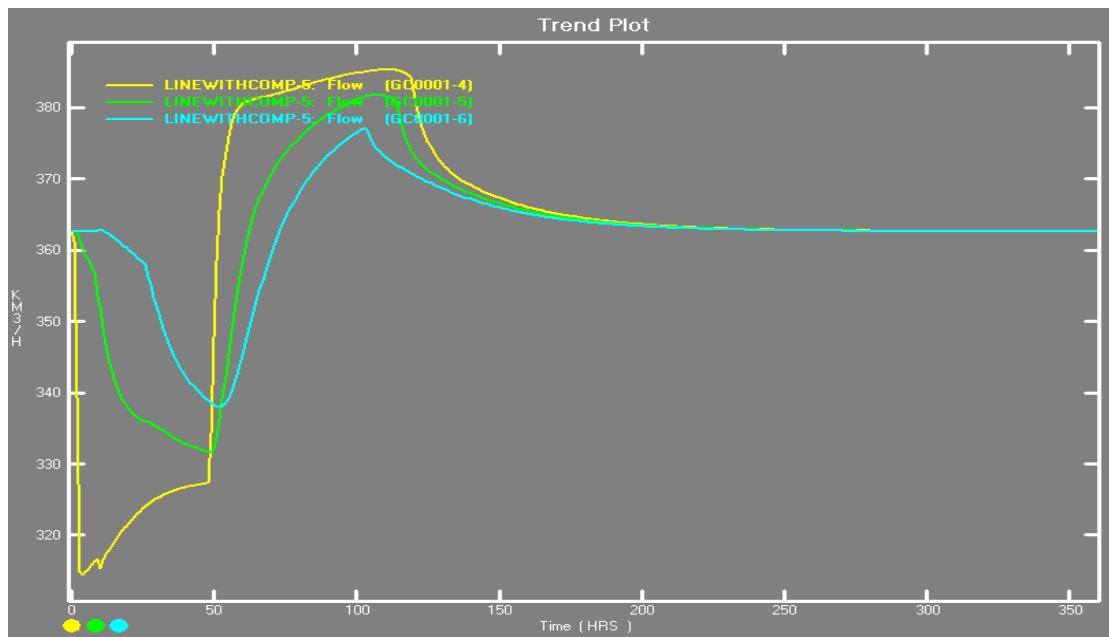
此后由于二号站通过流量迅速下降，二号站在大约 115 小时又回到维持出口压力 6.4MPa 的状态。



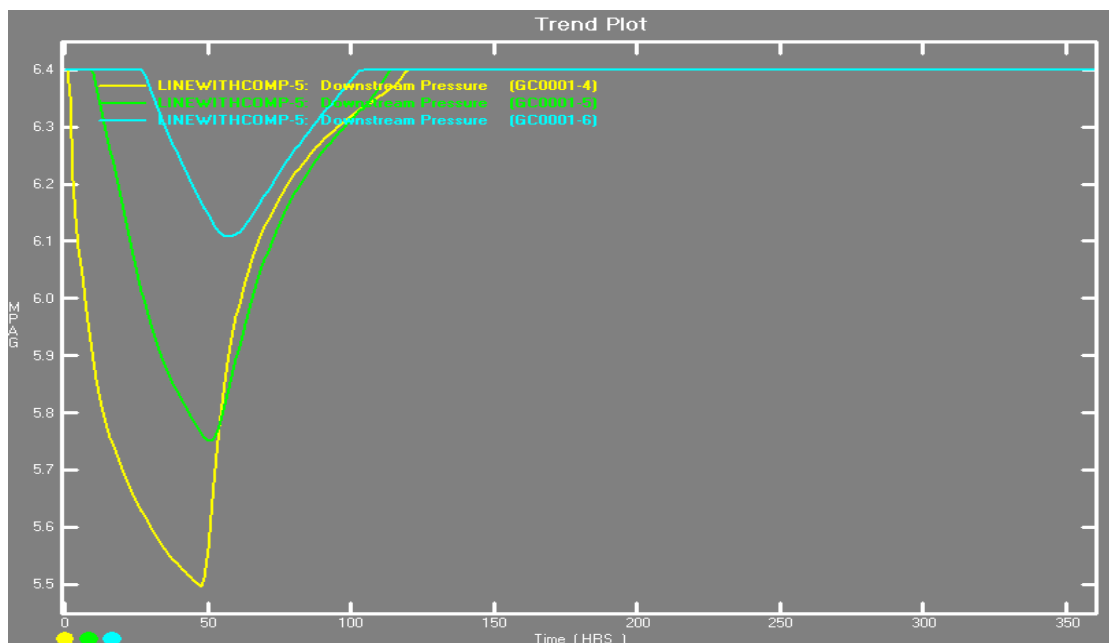
- ◇ 三号站自身的压力经过了迅速下降、缓慢下降、上升，和复原（第 123 小时）等几个阶段，三号站的流量经过了迅速为 0、逐步上升、迅速上升后回到一稳定值、再逐步下降复原（第 250 小时）等过程。对应的压缩机状态为，关闭、旁通、最大功率、最大出口压力等状态。注意出口压力是逐步上升复原，而流量是逐步下降复原，在压力复原后，流量还要相当一段时间后才能复原。趋势图如下：



- ◇ 三号站下游各压气站的流量先下降后上升，然后再下降到正常值。其中 4 号站的流量在 3 号站开始旁通时就开始缓慢上升，而处于最大压比状态，而且它在 3 号站启动后流量上升幅度最大，最后回到正常值。5、6 号压气站的流量要在 3 号站启动后才开始上升，上升幅度也较小。

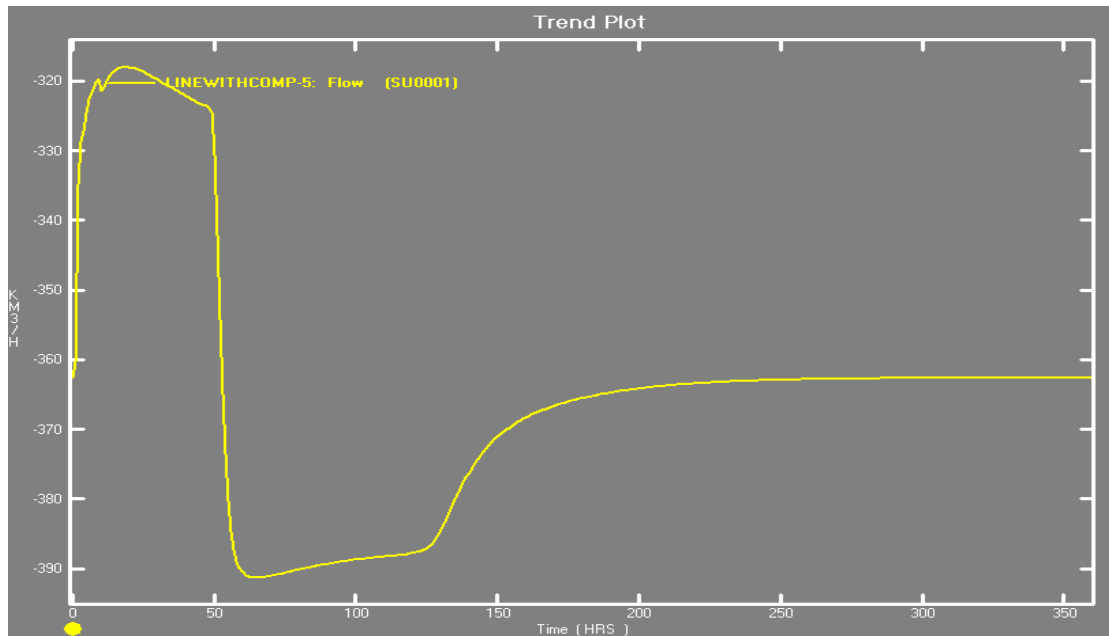


- ◇ 三号站下游各压气站的压力先下降后上升，最后逐步上升到正常值。其中最靠近的 4 号压气站压力最先下降、最后回升、最后回到正常值。而最远的 6 号压气站压力最后下降、最先回升、最先回到正常值。总的来说压力要比流量先回到正常值。

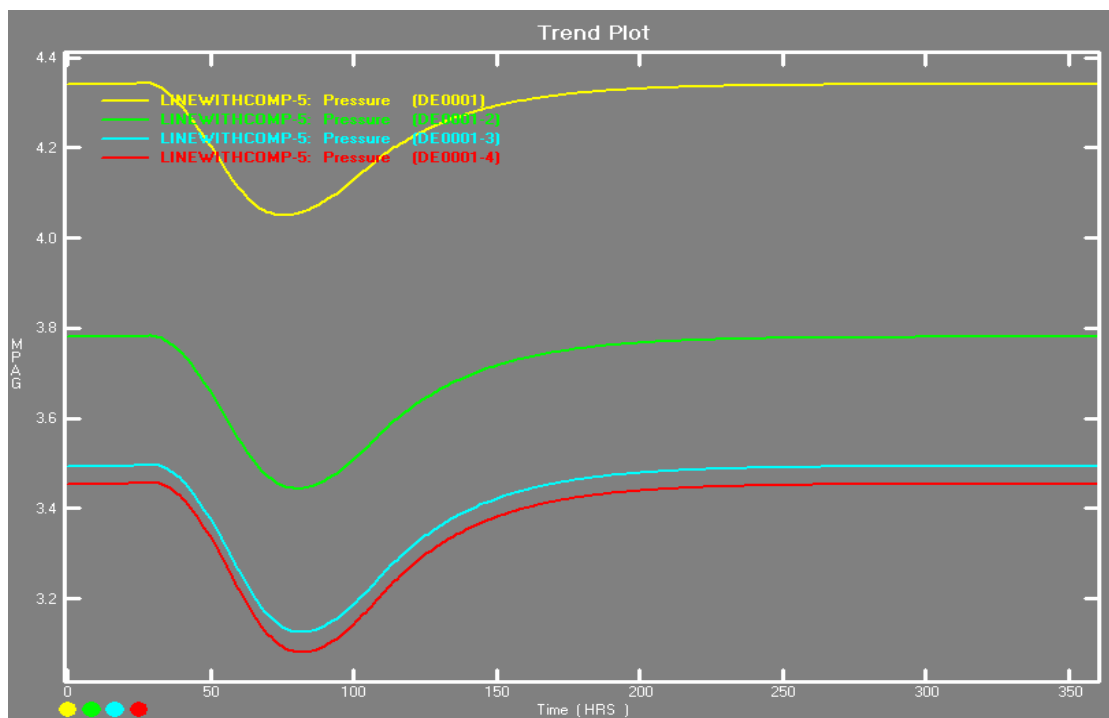


- ◇ 气源的流量变化为先下降到一较低水平，再上升到一较高水平，再下降恢复到正常流量。从这一趋势曲线可以看出：3 号站停机期间进入系统的流量减少了，而 3 号站再启动后，进入系统的流量要大于正常值，一直到补足停机期间的损失，系统才能恢复。因此减少停机期间的损失，加快再启动后补足损失的速度是缩短系统恢复时间的关键。本案例中，紧邻的 4 号站的压比和 5、6 号站的最大功率是维持 3 号站停机

期间流量的关键，而各压气站的最大功率又是提高 3 号站启动后流量补充速度的关键。在本案例中没有考虑气源的流量限制，靠案例中假定的设备能力要求气源能在必要时提供大于正常值约 7.3% 的流量。如果气源不具备这个能力，还需要在模型中加入相应的约束条件，整个系统恢复的时间还要延长。



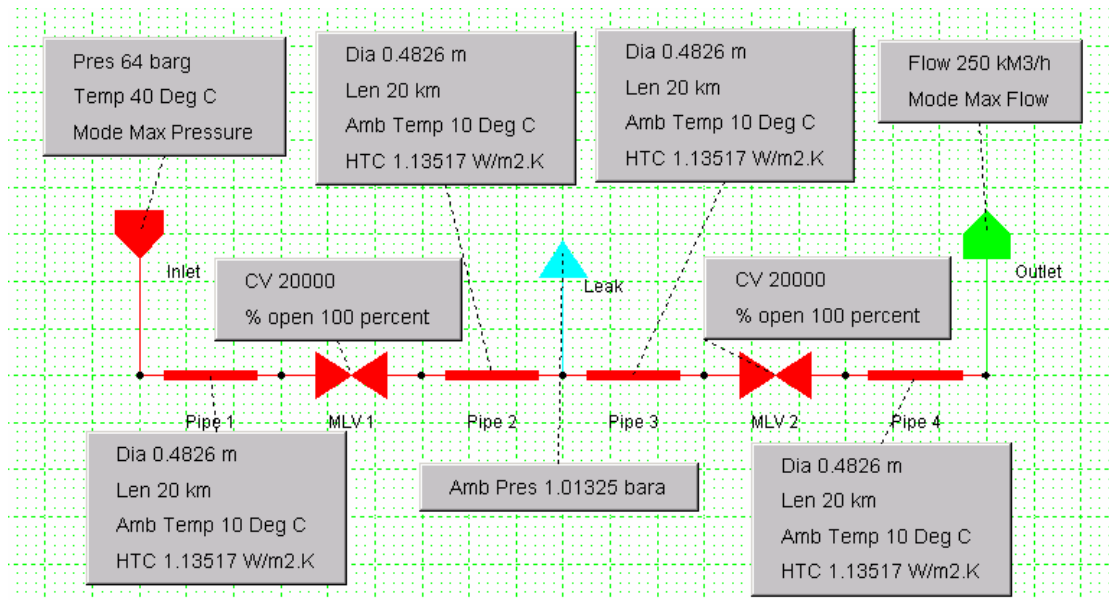
◇ 各用户压力的变化情况比较简单，如下图所示：



◇ 若有兴趣还可利用 Excel 作总管存量变化曲线和总入、出曲线。

## 六. 泄漏分析案例研究

1) 按下图建立管网模型，研究泄漏的影响



气体相对密度为 0.6，热值  $37\text{MJ}/\text{m}^3$ ，选用 SAREM 状态方程。打开温度跟踪，在 SIMULATION 的 OPTION/LEAK 对话框中标选用 IMPLICIT 算法，以获得较高的计算精度。建立动态脚本，假定泄漏发生在第三小时，泄漏部位在 0.1 小时内形成一个相当于直径为 5cm 的圆孔，计算 48 小时的影响。指定需要研究的趋势报告。在 SIMULATION 的 OPTION /VOLUME 对话框中设置：

☒ Volume Accumulation Enabled

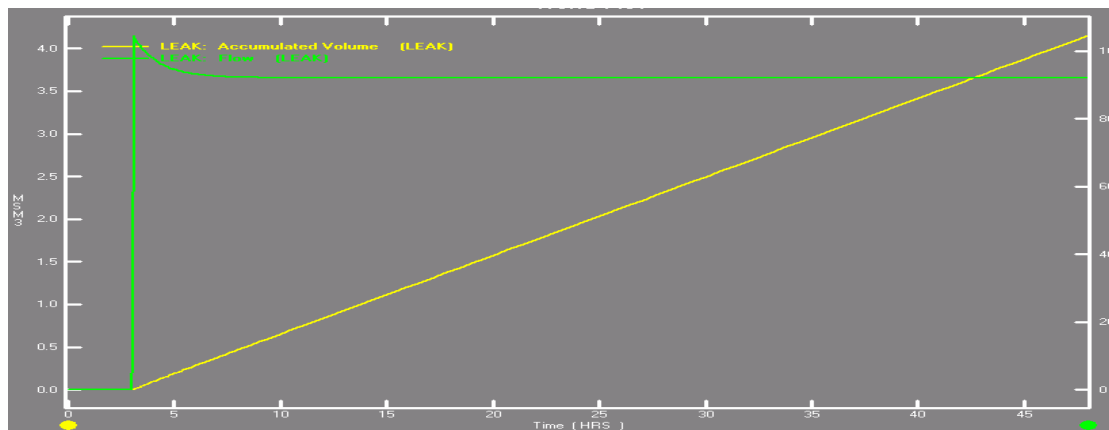
Default Values

Period  hours

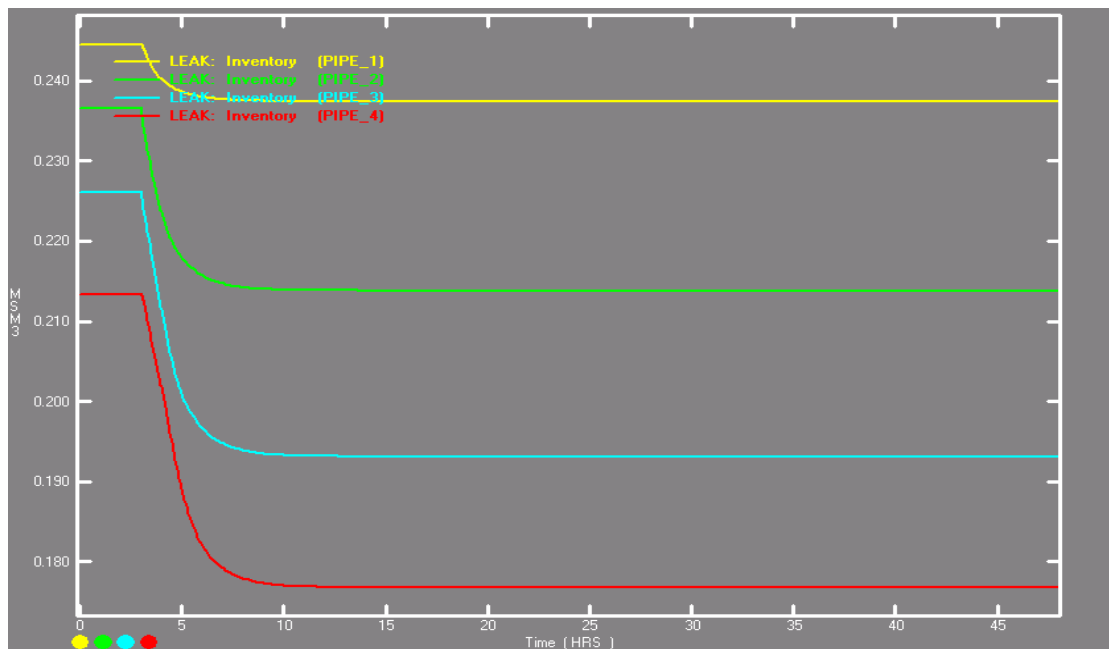
Offset  hours

作动态模拟，分析并回答以下问题：

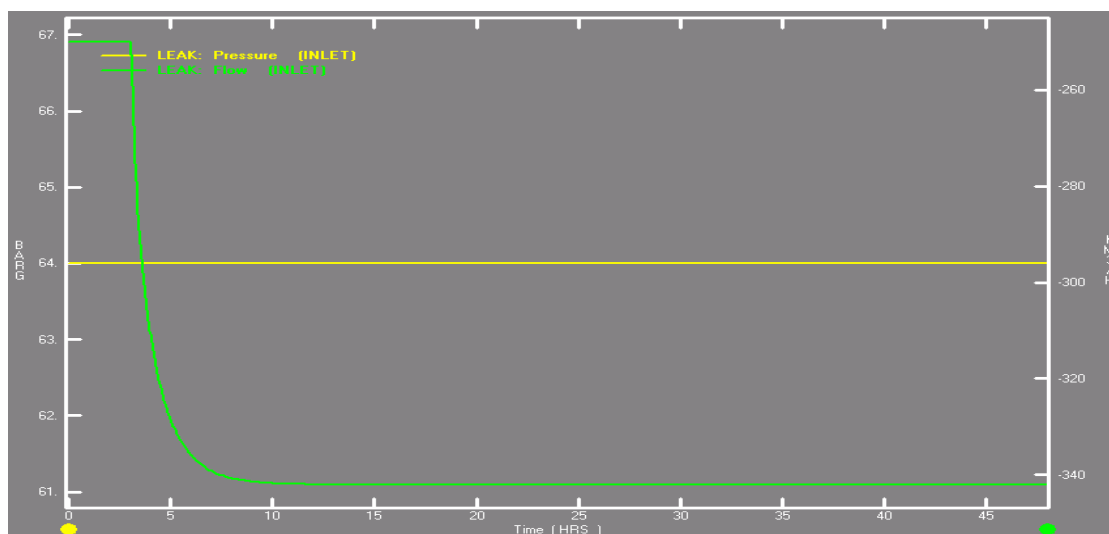
泄漏点流量的变化规律，峰值流量是多少？累计流量如何变化？

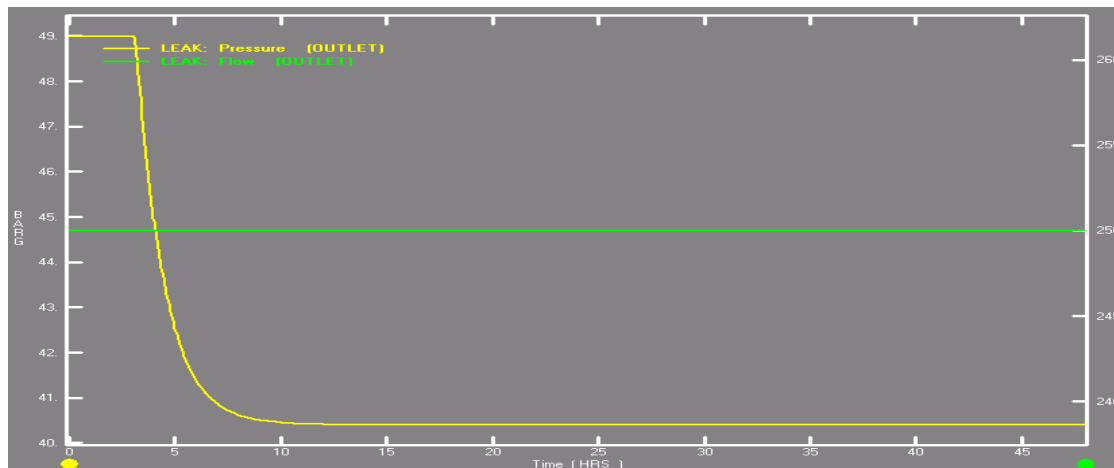


管存量如何变化?



气源和用户的压力流量如何变化?



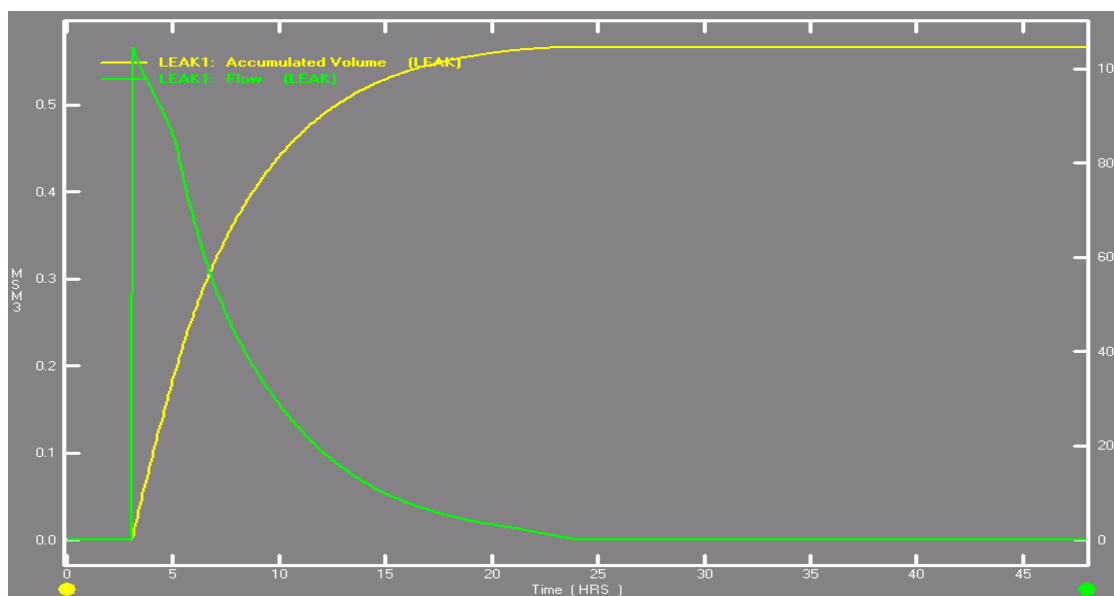


- 2) 现在假定在第 5 小时发现了泄漏，关闭了泄漏管段两端的切断阀，同时也关断了气源和用户，按照下表修改动态脚本：

Dev Type	NAME	Set point	Initial	3	3.1	4.99	5	48
Leak dev	Leak	Diameter	0	0	0.5			0.5
Block V	MLV 2	% Open	100			100	0	0
Block V	MLV 1	% Open	100			100	0	0
Supply	Inlet	Flow max	250			250	0	0
Delivery	Outlet	Flow max	250			250	0	0

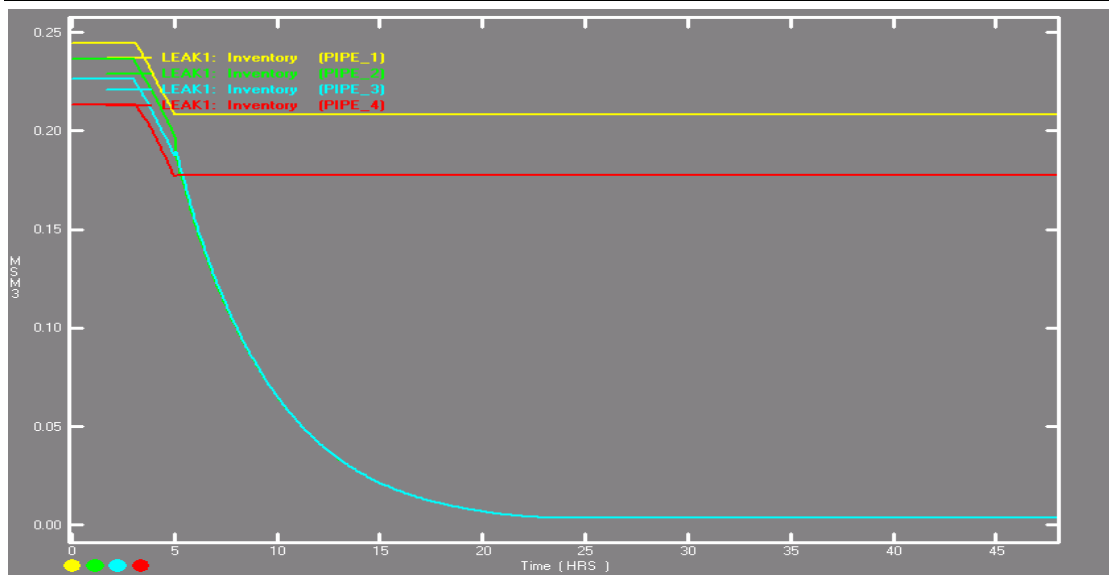
作动态模拟，分析并回答以下问题：

泄漏点流量的变化规律，峰值流量是多少？累计流量如何变化？

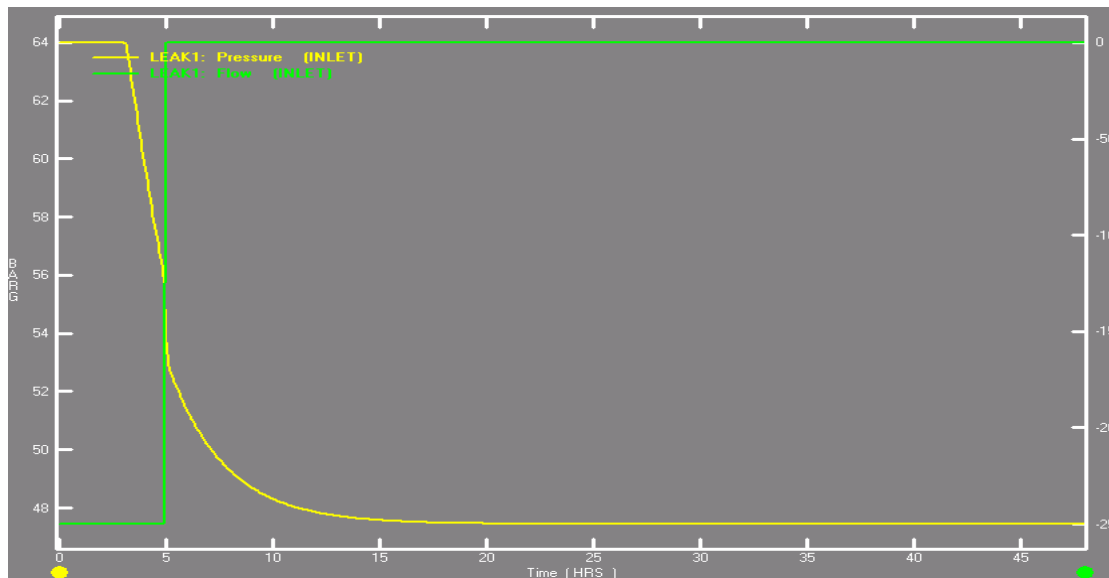


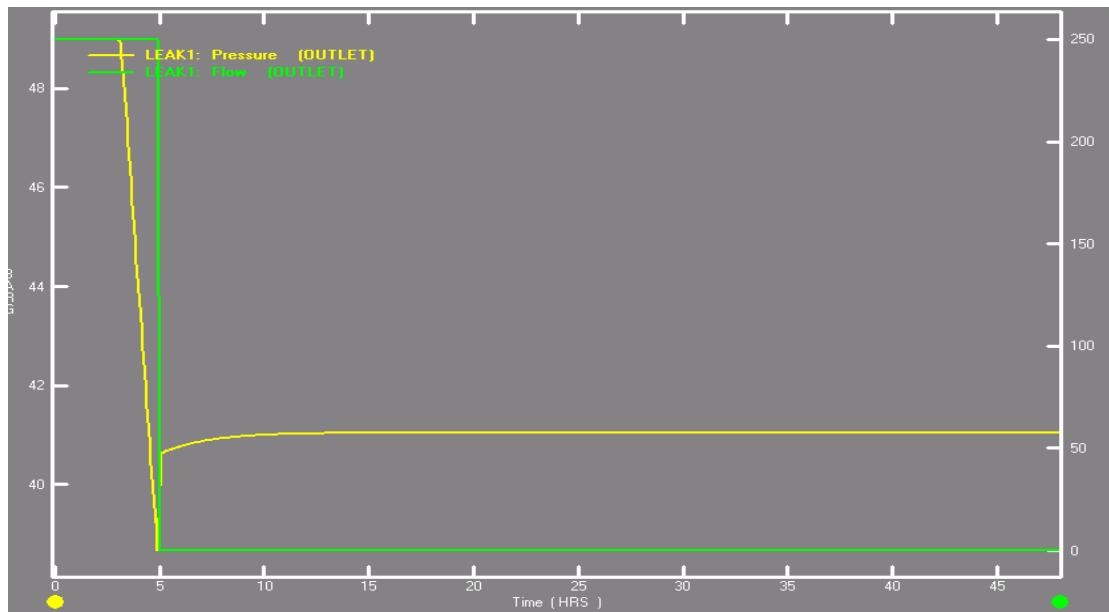
管存量如何变化？PIPE2 和 PIPE3 需要的放空时间是多少。





气源和用户的压力流量如何变化？



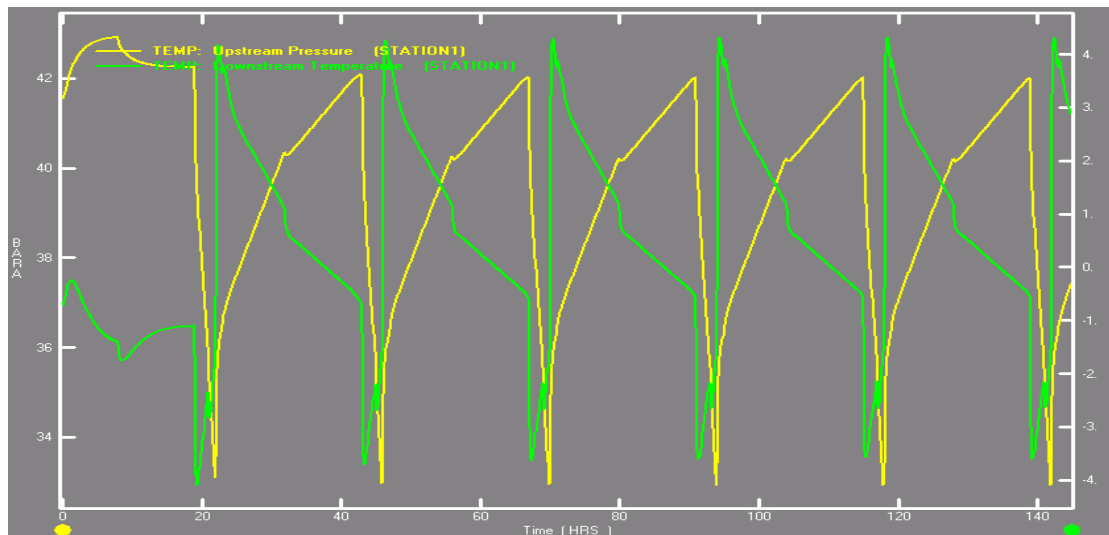


## 七. 储气、调峰和调压时的温度变化案例研究。

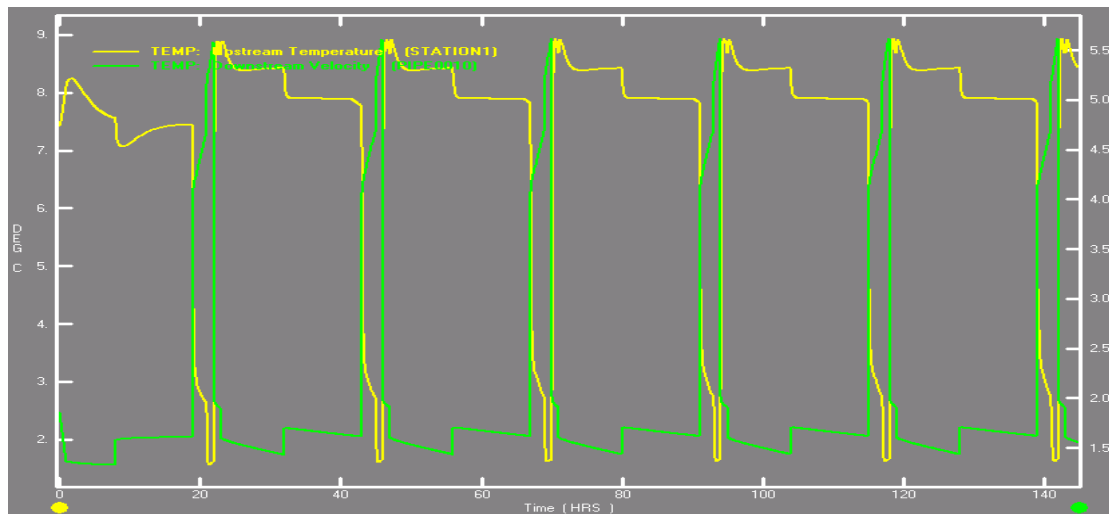
一般说来调压站都需要对气体节流，节流时气体的温度要下降，有关的温度计算也很简单。但是当调压站的上游管段存在储气和调峰的过程时，还需要考虑调压站上游气体温度的变化，只有使用动态模拟软件才能解决这一类的问题。

打开 Temp 模型，查看动态脚本，本案例中 Power Plant 是一调峰电厂，它每日有 4 种不同的的用气量，而本案例的另一用户 Delivery1 是一均衡用户。由于到用户的气体都需要调压，本案例是一同时存在储气、调峰和调压的示例，但是在本案例中将集中于温度变化过程的研究。

作动态模拟，显示 Station1 的上游压力和调压后的温度，从图中可以看出本案例中温度最低的时候并不是上游压力最高，节流效应最大的时候。温度最低的时候发生在上游压力下降到一定程度之后。




进一步的研究发现，在储气过程中 Station1 的上游压力逐步升高，上游气体的温度也逐步升高。因此上游压力最高时，也就是储气终了之时，上游温度相对较高，因此调压后的温度不是最低。再进一步的研究发现，直接与上游气体温度密切相关的是 Pipe10 下游端的气体流速，是气体机械能与内能相互转换的结果。显示 Station1 上游温度和 Pipe10 下游气体流速的动态趋势图如下：



为了更好的了解储气和调峰时压力与流量的关系，流速与温度的关系，下一步把压力与流量沿管道的变化曲线和，温度与流速沿管道的变化曲线显示在屏幕上，然后做交互式的动态模拟，观察并解释它们的变化规律。

显示压力、流量变化曲线的步骤如下：先选择 Pipe0001，按住 Shift 键选择

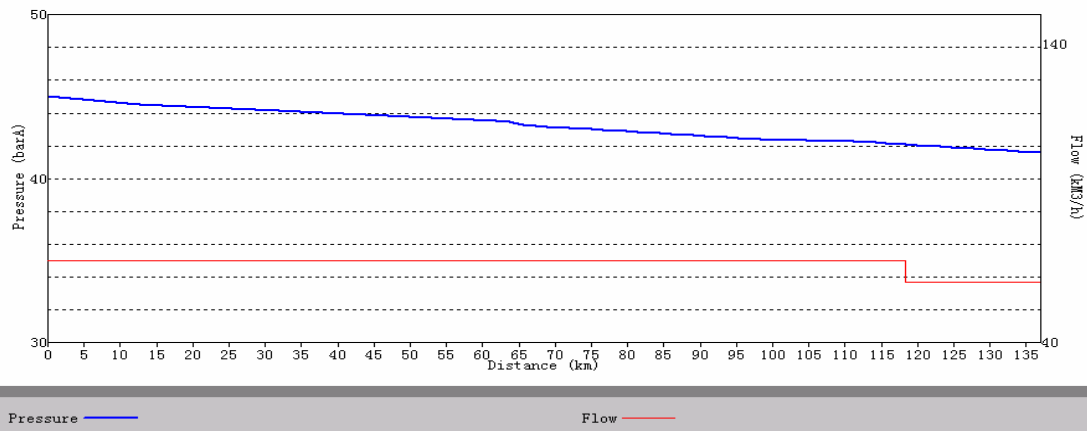
Pipe0010，应当选中所有从 Supply 到 Station1 之间的所有管道。点击工具条上的  按钮，显示压力流量变化曲线。在图形区点击鼠标右键，在弹出菜单中选择 Axis/Y Axis left 按钮，在对话框中去掉对 Autoscale 的选择，在 Y 轴（压力）的 Upper value 和 Lower value 中分别输入 50 和 30。重复上述过程，在 Y Axis right 的 Upper value 和 Lower value 中分别输入 145 和 40。

显示温度、流速变化曲线的步骤如下：先显示温度变化曲线，在图形区点击鼠标右键，在弹出菜单中选择 Chart Properties 按钮，在对话框中选择 velocity，点击 Add 按钮，把它加入到 Right Y axis 之中。在温度的 Upper value 和 Lower value 中分别输入 35 和 -3；在流速的 Upper value 和 Lower value 中分别输入 6 和 1。

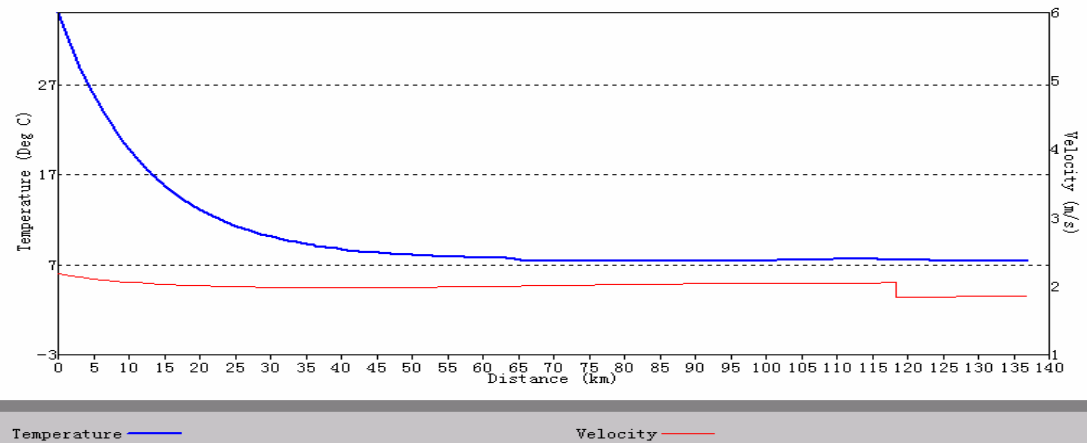
作交互式动态模拟。可得：

初始状态

## Pressure/Flow Profile

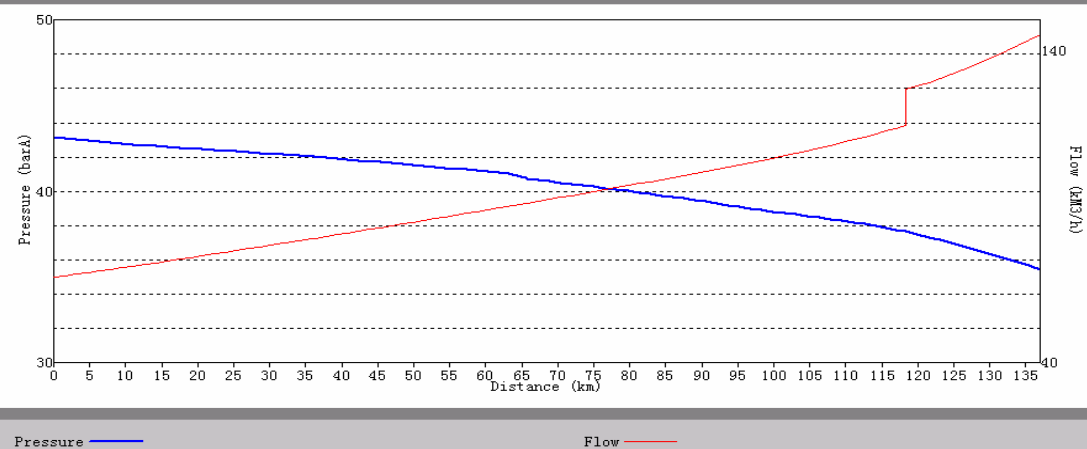


## Temperature/Velocity Profile

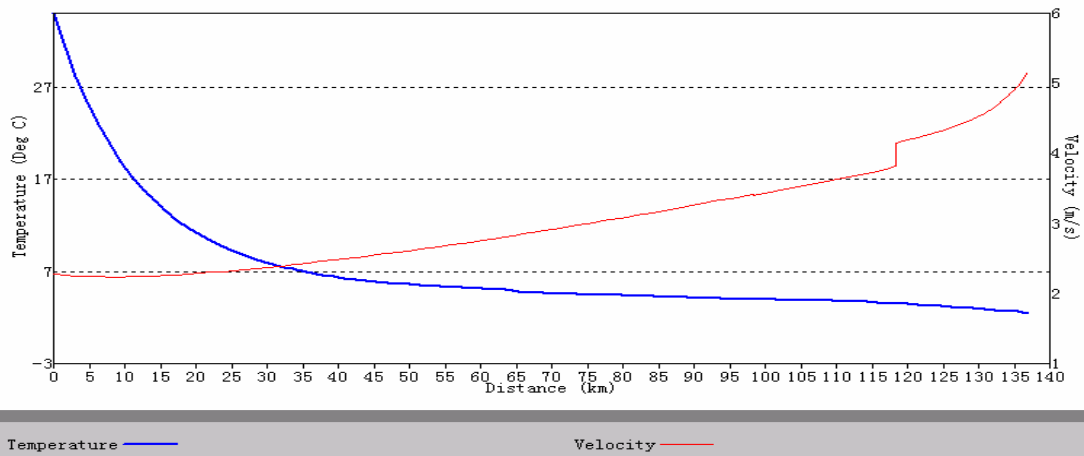


第 21 小时的状态

## Pressure/Flow Profile

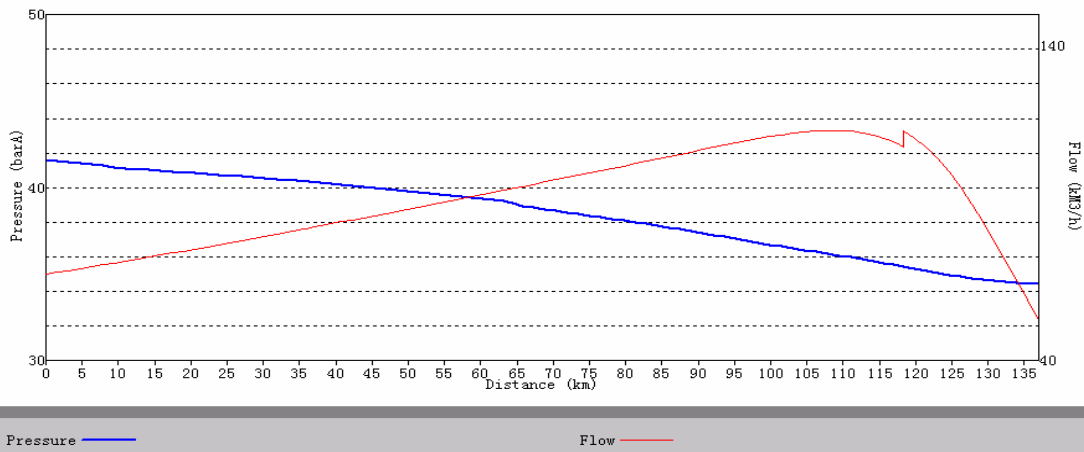


## Temperature/Velocity Profile

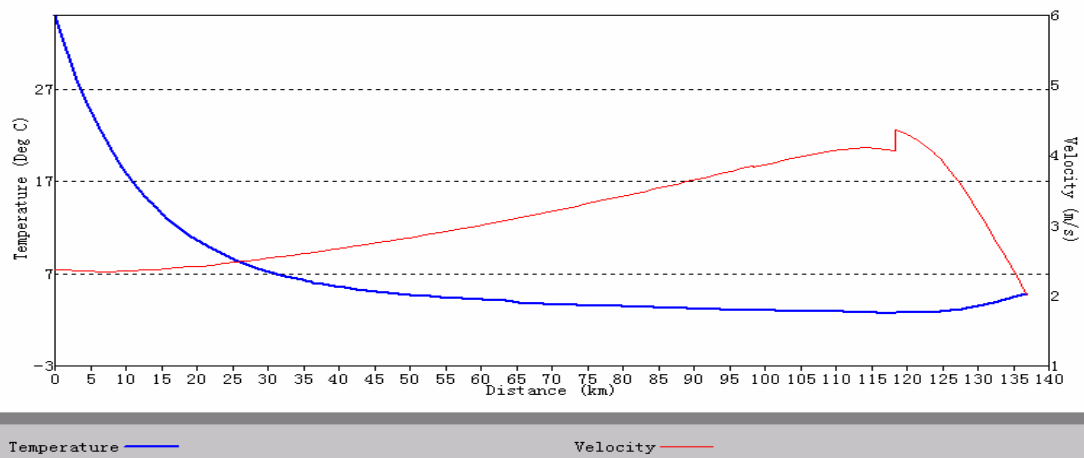


第 22 小时的状态

## Pressure/Flow Profile

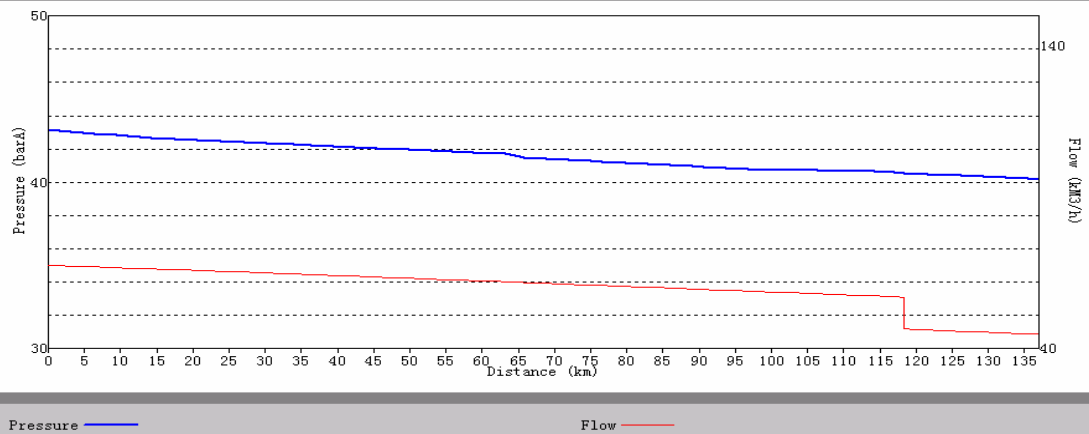


## Temperature/Velocity Profile

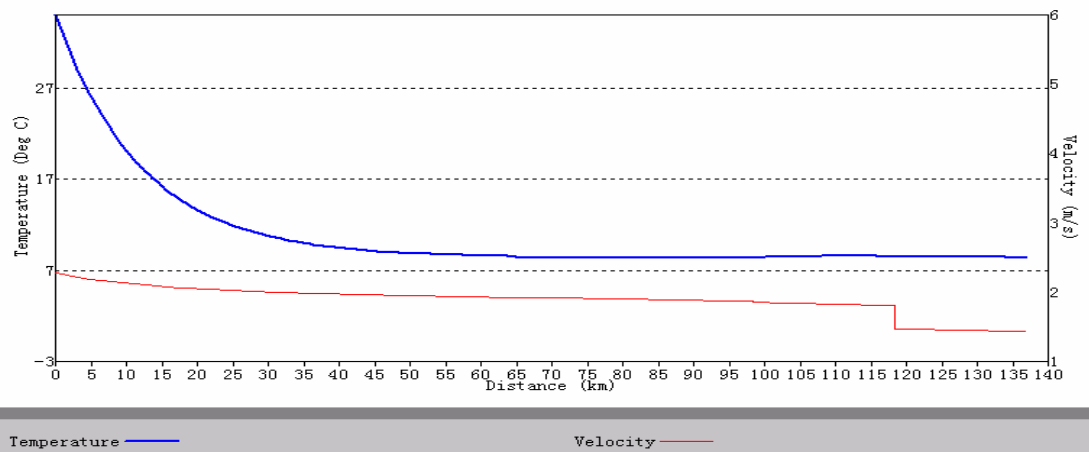


第 31 小时的状态

## Pressure/Flow Profile



## Temperature/Velocity Profile



—