

# **UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA**

Facultad de Ingeniería de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica



## **DISEÑO ÓPTIMO DEL PROCESO DE UNA PLANTA DE REGULACION, MEDICION, ACONDICIONAMIENTO Y GASODUCTO DE GAS NATURAL PARA UNA CENTRAL TERMICA EN LA CIUDAD DE ICA**

### **TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:  
INGENIERO PETROQUÍMICO**

**ELABORADO POR:  
JAVIER RAUL MELGAR GÁLVEZ**

**PROMOCIÓN 1995-0**

**LIMA-PERU  
2011**

Gracias a Dios que me dio a conocer a las personas indicadas porque se convirtieron en mis maestros.

Gracias a mi familia Olinda, Franco, Claudia y Alejandro que me impulsan a seguir superándome porque de ellos aprendo cada día que luchar es lo importante.

# INDICE

<b>CAPITULO I: INTRODUCCION .....</b>	<b>1</b>
1. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN .....	1
2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	2
3. HIPÓTESIS .....	3
4. OBJETIVOS .....	3
<b>CAPITULO II: INGENIERÍA DE TRANSPORTE DE GAS POR GASODUCTOS.....</b>	<b>4</b>
1 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL GAS NATURAL .....	4
1.1 Factor Z de los Gases .....	4
1.2 Densidad del gas.....	4
1.3 Propiedades Reducidas.....	4
1.4 Peso molecular medio .....	5
2 HIDRATOS EN SISTEMAS DE GAS NATURAL .....	5
2.1 Consideraciones primarias .....	6
2.2 Consideraciones secundarias.....	6
2.3 Predicción de las condiciones de hidrato del gas natural dulce .....	7
2.4 Predicción del hidrato basada en la composición para gases dulces....	8
2.5 Proceso de estrangulamiento .....	8
3 PRINCIPIOS DE FLUJO DEL GAS NATURAL .....	10
3.1 Ecuaciones estándar .....	11
3.2 Velocidad máxima.....	15
3.3 Presión estática (cabeza) en líneas de flujo .....	15
4 FLUJO DEL GAS EN ESTADO INESTABLE.....	18
4.1 Flujo transitorio en la tubería .....	18
4.2 Venteo y Purga .....	18
5 CAMBIOS DE TEMPERATURA EN LA TUBERÍA .....	19
5.1 Coeficiente de transferencia de calor total (U).....	23
5.2 Temperatura Tg .....	24
5.3 Temperatura en tuberías superficiales.....	25
<b>CAPITULO III: EQUIPOS DE REGULACIÓN Y MEDICIÓN DE GAS NATURAL.....</b>	<b>28</b>
1 BRIDAS Y ACCESORIOS BRIDADOS.....	28
2 FILTROS .....	28

2.1	Carcasa .....	28
2.2	Elemento filtrante .....	29
3	TRAMPAS LANZADORAS Y RECEPTORAS DE RASPADORES.....	29
4	LINEAS DE VENTEOS.....	29
5	ENDEREZADORES DE FLUJO.....	30
6	LINEAS DE INSTRUMENTACION. ....	30
7	VALVULAS REGULADORAS DE PRESION.....	30
7.1	Regulación en etapa Sencilla:.....	30
7.2	Regulación en doble etapa:.....	30
7.3	Regulación monitora: .....	31
7.3.1	Principio de operación .....	31
7.4	Regulación en paralelo: .....	32
7.5	Regulación por transferencia de mando ("Override"):.....	32
8	MEDIDORES.....	33
8.1	Medidores de relación de flujo.....	33
8.2	Medidores de desplazamiento.....	33
9	MEDICION DEL FLUJO.....	33
9.1	Medidor de Coriolis.....	34
9.2	Medidores acústicos .....	34
9.3	Medidor de turbina .....	35
9.4	Placas de Orificio .....	37
9.5	Medidores Rotativos.....	37
9.6	Medidores de Diafragma .....	38
10	CROMATOGRAFOS.....	38
11	ODORIZADORES.....	38

## **CAPITULO IV: INSTRUMENTOS Y CONTROL DE PROCESOS..... 40**

1	DESARROLLO DE SISTEMA DE CONTROL DE PROCESO .....	40
1.1	MEDIDA DE NIVEL Y CONTROL .....	42
1.1.1	Otros tipos de medidores de nivel.....	43
1.2	MEDIDA DE LA PRESIÓN.....	44
1.3	MEDIDA Y CONTROL DE LA TEMPERATURA .....	44
1.3.1	Medida de la temperatura.....	44
2	SISTEMAS DE ALIVIO DE PRESIÓN .....	45
2.1	Clasificación de Válvulas de Alivio .....	46
2.1.1	Válvulas de alivio convencionales.....	46
2.1.2	Válvulas de alivio balanceadas .....	47

2.1.3	Válvulas de alivio con piloto .....	48
2.1.4	Los discos de ruptura .....	49
2.2	Dimensionamiento de válvulas de alivio.....	49
3	SCADA.....	52
3.1	Clasificación de los Sistema Scada .....	53
3.2	Componentes del Sistema Scada.....	54
3.2.1	La Estación Maestra O Master.....	54
3.2.2	Las Unidades Remotas o RTU.....	54
3.3	Red de Comunicaciones (Telemetría).....	55
3.4	La estación de Supervisión.....	56
4	CONTROL DE PROCESOS.....	57
4.1	Descripción Funcional.....	57
4.2	Centro de Control .....	58

## **CAPITULO V: DATOS BÁSICOS DE DISEÑO ..... 59**

1	ESPECIFICACIONES DEL GAS NATURAL DEL GASODUCTO DE CAMISEA. ....	59
2	UBICACIÓN GEOGRAFICA .....	62
3	CONDICIONES OPERATIVAS .....	63
3.1	Capacidad .....	63
3.2	Presiones.....	63
3.3	Temperaturas .....	63

## **CAPITULO VI: DISEÑO DE INGENIERÍA BASICA ..... 64**

1	UNIDAD DE REGULACIÓN Y MEDICIÓN .....	65
1.1	Válvula de emergencia .....	65
1.2	Etapas de Filtrado .....	65
1.3	Medición de Gas.....	66
1.4	Calentador de Gas .....	67
1.5	Unidad de Regulación N° 1 .....	68
1.6	Unidad de Regulación N° 2.....	68
2	UNIDAD GASODUCTO .....	68
2.1	Junta Dieléctrica. ....	68
2.2	Válvula de Emergencia .....	69
2.3	Trampa de Lanzamiento.....	69
2.4	Trampa de Recepción.....	69
3	UNIDAD DE REGULACIÓN Y REPARTO .....	70
3.1	Calentador Eléctrico .....	70
3.2	Unidad de Regulación de Presión N° 3 .....	70

3.3	Unidad de Regulación de Presión N° 4 .....	70
3.4	Etapa de Filtrado .....	70
4	UNIDADDE LA CENTRAL TÉRMICA.....	71
5	SISTEMA DE ODORIZACIÓN .....	71
5.1	Bomba de Odorizador .....	72
5.2	Líneas de succión y descarga .....	72
5.3	Módulo de Control .....	72
5.4	Depósito de odorante:.....	72
5.5	Boquilla de inyección.....	72
6	SISTEMA BLOW DOWN .....	72
7	DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS.....	73
7.1	FILTROS.....	74
7.1.1	Filtros de Partículas de la Unidad 102 .....	74
7.1.2	Filtros de Partículas de la Unidad 104 .....	75
7.2	MEDIDOR ULTRASÓNICO .....	76
7.3	HORNO DE CALENTAMIENTO (H-102) .....	78
7.4	VÁLVULAS DE REGULACIÓN DE PRESIÓN .....	79
7.5	GASODUCTO .....	80
7.6	HORNO DE CALENTAMIENTO ELÉCTRICO .....	81
7.7	SISTEMA ODORIZADOR .....	82
7.8	RECIPIENTES BLOW DOWN.....	83

## **CAPITULO VII: DISEÑO DE TUBERÍAS..... 85**

1	GENERALIDADES .....	85
2	ESTUDIO DE CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS .....	87
2.1	Caídas de presión de los flujos multifásicos .....	88
3	CRITERIOS DEL DISEÑO DE TUBERIAS .....	89
3.1	DISEÑO DE DE BRIDAS .....	90
3.2	DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.3.....	90
3.2.1	Presión de diseño bajo norma ASME B31.3 .....	90
3.2.2	Presión de Prueba Hidrostática de tuberías.....	91
3.2.3	Presión de diseño de la brida .....	92
3.2.4	Presión de Prueba Hidrostática Brida .....	92
3.3	DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.8.....	92
3.3.1	Presión de Diseño .....	92
3.3.2	Presión de Prueba hidrostática de un Gasoducto .....	93
3.3.3	Presión de diseño de la brida .....	94
3.3.4	Presión de Prueba Hidrostática Brida .....	94

<b>CAPITULO VIII: DISEÑO DEL CONTROL DEL</b>		
<b>PROCESO .....</b>		<b>96</b>
1	FILOSOFIA DE LA INSTRUMENTACIÓN .....	96
2	EQUIPOS DE SEGURIDAD DEL PROCESOS .....	97
2.1	Sistema Básico del Control de Procesos .....	97
2.1.1	Instrumentación del Control de Procesos .....	97
2.1.2	Sistema de Odorización del gasoducto, .....	97
2.1.3	Sistema de Válvulas de alivio, .....	97
2.2	Sistema de Emergencia .....	97
2.2.1	Válvula Shut Down de la Central Térmica .....	97
2.2.2	Line Break.....	98
3	SISTEMAS DE CONTROL BASICO DEL PROCESO .....	98
3.1	Unidad de Regulación y Medición (ERM)- Área 102 .....	98
3.1.1	Filtros de Gas de 10 Micrones .....	98
3.1.2	Filtros de Gas de 5 Micrones .....	99
3.1.3	Unidad de Medición de Gas.....	99
3.1.4	Horno de Calentamiento de Gas .....	99
3.1.5	Unidad de Regulación 1 .....	100
3.1.6	Unidad de Regulación 2.....	100
3.2	Gasoducto. Área 103 .....	100
3.2.1	Trampa de lanzamiento .....	101
3.2.2	Trampa de Receptora .....	101
3.3	Unidad de regulación y reparto (URR). Área 104.....	101
3.3.1	Calentamiento Eléctrico.....	102
3.3.2	Unidad de Regulación 3.....	102
3.3.3	Unidad de Regulación 4.....	102
3.3.4	Filtros de Gas de 1 micrón .....	103
3.4	Sistema de Odorización. Área 106 .....	103
3.5	Sistema Blow Down. Área 107 .....	104
4	CONTROL EN EMERGENCIA .....	104
4.1	Unidad de Regulación y Medición (ERM)- Área 102 .....	104
4.1.1	Válvula de Emergencia HV-102.....	104
4.1.2	Sistema ESD de recipientes de los Filtros .....	105
4.1.3	Sistema ESD en la Unidad de Medición de Gas.....	105
4.1.4	Sistema ESD en el Horno de Calentamiento de Gas .....	105
4.1.5	Sistema ESD en las Unidades de Regulación 1 y 2 .....	106
4.2	Gasoducto. Área 103 .....	106

4.2.1	Válvula Shut Down HV-103.....	106
4.2.2	Válvula de Alivio de Gasoducto.....	106
4.2.3	Detectores de Fuego y Gas (sistema F&G).....	107
4.2.4	Sistema de Detección de Fuga.....	108
4.2.5	Protección Catódica y Junta Dieléctrica.....	108
4.2.6	Protección Externa Tricapa de Polietileno.....	108
4.3	Unidad de regulación y reparto (URR). Área 104.....	109
4.3.1	Sistema ESD en Calentador H-104.....	109
4.3.2	Sistema ESD en las Unidades de Regulación 3 y 4.....	109
4.3.3	Sistema ESD de recipientes de los Filtros.....	109
4.4	Central Térmica-Efecto Transiente. Área 105.....	110
4.5	Sistema de Odorización. Área 106.....	111
4.6	Blow Down. Área 107.....	111
4.7	Protección Miscelánea.....	112
5	AUTÓMATAS PROGRAMABLES (PLC).....	112
<b>CAPITULO IX: EVALUACION ECONOMICA.....</b>		<b>113</b>
1	BASES DE EVALUACIÓN.....	113
1.1	Metodología.....	113
1.2	Periodo de Proyección.....	113
1.3	Tasa de Actualización.....	113
1.4	Depreciación.....	113
1.5	Impuesto a la Renta.....	113
1.6	Criterios de Rentabilidad.....	114
2	INVERSIÓN TOTAL.....	114
3	ESTIMADO DE INGRESOS.....	114
4	ESTIMADO DE EGRESOS.....	115
5	RENTABILIDAD DEL PROYECTO.....	116
<b>CAPITULO X: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>		<b>119</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.....</b>		<b>121</b>
<b>ANEXO A: PROPIEDADES FISICAS DEL GAS NATURAL.....</b>		<b>122</b>
1	Constantes Físicas.....	123
2	Factores de comprensibilidad.....	124
3	Curvas de Presión y Temperatura para la predicción de formación de Hidratos de Gas.....	125

4	Expansión Permisible de un Gas Natural de 0.6 de Gravedad sin formación de hidratos .....	125
5	Expansión Permisible de un Gas Natural de 0.7 de Gravedad sin formación de hidratos .....	126
6	Ejemplos de Composición del Gas .....	127
7	Constantes de equilibrio Sólido vapor para el metano. ....	127
8	Constantes de equilibrio Sólido vapor para el etano.....	128
9	Constantes de equilibrio Sólido vapor para el propano. ....	129
10	Constantes de equilibrio Sólido vapor para el iso-butano. ....	130
11	Constantes de equilibrio Sólido vapor para n-butano.....	131
12	Constantes de equilibrio Sólido vapor para Dióxido de Carbono. ....	132
13	Constantes de equilibrio Sólido vapor para Sulfuro de Hidrógeno. ....	133

## **ANEXO B: SIMULACION DEL PROCESO ..... 134**

1	RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO COMPLETO	135
1.1	Diagrama de Flujo de las Estaciones de Regulación, Medición y Gasoducto .....	135
1.2	Características de las corrientes de la Simulación de la Estación de Regulación, Medición y Gasoducto.....	136

## **ANEXO C: ESPECIFICACIÓN TÉCNICA DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO ..... 137**

1	DISEÑO DE LOS FILTROS.....	138
1.1	Códigos y normas de referencia .....	138
1.2	Características del Diseño Mecánico .....	138
1.3	Cálculo de los filtros de la Unidad de Regulación y Medición.....	138
1.3.1	Resumen de los cálculos mediante el simulador.....	138
1.3.2	Cálculo de la parte cilíndrica .....	139
1.3.3	Cálculo de las tapas.....	140
1.4	Cálculo de los Filtros de la Unidad de Regulación y Reparto.....	141
1.4.1	Resumen de los cálculos .....	141
1.4.2	Cálculo de la parte cilíndrica .....	142
1.4.3	Cálculo de las tapas.....	143
3	DISEÑO DEL MEDIDOR DE FLUJO .....	144
3.1	Normas de referencia.....	144
3.2	Figura del medidor de flujo .....	144
4	ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS VÁLVULAS DE REGULACIÓN .....	145
4.1	NORMAS DE REFERENCIA.....	145
4.2	PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO .....	145

4.2.1	Ecuación Universal de dimensionamiento.....	145
4.2.2	Velocidad del Gas.....	146
4.2.3	Tabla del fabricante para la selección de la válvula.....	147
4.3	RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DELAS VALVULAS DE REGULACION .....	148
5	DISEÑO DE LOS RECIPIENTES BLOW DOWN.....	149
5.1	Códigos y normas de referencia .....	149
5.2	Diseño de Blow Down de la Unidad de Regulación y Medición.....	149
5.2.1	Parte cilíndrica del recipiente.....	150
5.2.2	Tapas elípticas del recipiente .....	151
5.3	Diseño de Blow Down de la Unidad Regulación y Reparto .....	152
5.3.1	Parte cilíndrica del recipiente Blow Down .....	153
5.3.2	Tapas elípticas del recipiente .....	154
<b>ANEXO D: DISEÑO TUBERIAS DE ACUERDO AL CODIGO ASME .....</b>		<b>155</b>
1	DATOS DE DISEÑO DE BRIDAS .....	156
2	DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.8. Factores de diseño. ....	157
3	CONDICIONES DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME B31.8.....	158
4	DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.3 .....	159
5	CONDICIONES DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME B31.3.....	160
6	CÁLCULO DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME B31.3 ....	161
<b>ANEXO E: INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.....</b>		<b>162</b>

## LISTADO DE TABLAS

Tabla 1: Resumen de Ecuaciones de Flujo de Gas .....	12
Tabla 2: Condiciones Ambientales. Captación de la Tubería Principal de Camisea y Central Térmica .....	59
Tabla 3: Análisis cromatográfico de la calidad del gas natural de Camisea .....	59
Tabla 4: Características del gas natural de Camisea .....	60
Tabla 5: Composición molar del gas para el servicio de gas combustible en el punto de derivación del gasoducto .....	60
Tabla 6: Cálculo de las propiedades críticas del Gas y Peso molecular promedio ....	61
Tabla 7: Resumen de propiedades del Gas Natural .....	62
Tabla 8: Las condiciones climáticas de la Zona de Independencia-Ica, donde se instalarán los generadores eléctricos .....	62
Tabla 9: Condiciones de operación requeridas por la Central Térmica .....	63
Tabla 10: Distancias límites a edificaciones .....	86
Tabla 11: Cuadro resumen de Diseño de Tuberías según Norma ASME .....	95
Tabla 12: Evaluación Económica del Proyecto .....	117
Tabla 13: Sensibilidad del Proyecto .....	118

# **CAPITULO I: INTRODUCCION**

## **1. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN**

En la actualidad el Gas Natural es, dentro del sector energético, el combustible de mayor crecimiento en el mundo por las ventajas que ofrece su uso industrial, siderúrgico, petroquímico, doméstico y como fuente generadora de electricidad.

En la generación eléctrica el gas compite con el petróleo, el carbón y las centrales hidroeléctricas. Debido a su bajo costo los generadores eléctricos que usan petróleo o carbón van reemplazando estos insumos por gas natural. Además en lo relativo a la inversión inicial, la generación eléctrica utilizando gas natural como fuente de energía, compite ventajosamente con una central hidráulica.

La forma más económica para transportar el gas es a través de tuberías como sucede en todos los países que cuentan con este recurso o que lo importan.

Existe un crecimiento de oferta y demanda de energía eléctrica en el Perú y los proyectos de construcción de centrales térmicas con gas natural en estos momentos tienen una gran rentabilidad para la industria peruana, los proyectos de construcción de plantas de acondicionamiento y transporte de gas natural para abastecimiento de estas centrales térmicas hacen viable el crecimiento de la oferta de la energía eléctricas.

El departamento de Ica tiene un gran crecimiento en su demanda energética debido a la agroindustria por lo que existen proyectos para satisfacer esta demanda en la región. Uno de los proyectos a ejecutarse es la construcción de la Línea de Transmisión Independencia - Ica a 220 KV y Subestaciones Eléctricas asociadas que permitirá dar mayor capacidad de transmisión en el Sistema Interconectado Nacional (SINAC) y principalmente a la zona sur medio del país: Ica, Ayacucho y Huancavelica.

El DS Nro. 041-2004-EM publicado el 24 de noviembre de 2004, dictó las

medidas promocionales a fin que los titulares de autorizaciones de generación eléctrica que utilicen como combustible el petróleo y sus derivados o carbón puedan efectuar la modificación de su derecho, incluida su ubicación geográfica, con el objeto de generar energía eléctrica usando gas natural como combustible.

Se ha instalado Central Térmica Independencia con 04 Grupos electrógenos y 02 Turbinas a Gas con una capacidad total de 100 MW de potencia para abastecer de energía eléctrica a la zona sur medio del país que comprende la región Ica, Ayacucho y Huancavelica. Esta Central Térmica está ubicada en la subestación de Transmisión Eléctrica Independencia en la Provincia de Pisco, Departamento Ica.

La Central Térmica se encuentra a una distancia de 4 kilómetros del lugar más accesible del gasoducto principal de TGP.

## **2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

La no existencia de un proceso eficiente para la alimentación de Gas Natural a una Central Térmica nos lleva a plantear una investigación para:

Revisar los principios para realizar los cálculos para la obtención de las propiedades físico químicas del Gas Natural a diferentes condiciones de operación. También se desarrollarán los factores y condiciones de operación para la formación de hidratos que son perjudiciales en el transporte de Gas Natural.

Desarrollar los principios de flujo de Gas Natural en estado estacionario y para el estado no estacionario, el efecto de la temperatura, velocidades máximas y mínimas que afectan en el diseño de un sistema de Suministro de Gas Natural.

Desarrollar el diseño conceptual de los instrumentos y control de procesos de Gas Natural en el cual se evaluará las tecnologías para el desarrollo de un sistema de control de procesos, sistema de seguridad por baja presión, sobre presión y sistema de control remoto (SCADA).

Desarrollar el diseño básico del sistema de suministro de Gas Natural aplicado para el caso de transporte de Gas Natural de 30 MMPCD hacia una Central Térmica en Ica. Este diseño básico abarcará el diseño del proceso de acondicionamiento y el dimensionamiento de los equipos de las áreas de regulación, medición, transporte por ducto según las normas y reglamentos para la industria.

Desarrollar la filosofía de la instrumentación y control del proceso que

describirá y establecerá los criterios para la interconexión de los sistemas de control, los criterios de detección temprana de la presencia de gas y fuego en el ambiente de la planta para mantener la operación segura, controlar y supervisar las señales de las unidades del proceso. Se diseñará el control del proceso abarcando: el sistema de control básico y el control del proceso en emergencia.

El desarrollo la parte económica de este proyecto se basará en la determinación del costo de la ingeniería propuesta teniendo como base los equipos especificados para cada proceso.

Las herramientas fundamentales en los cálculos para el diseño en ingeniería de este proyecto serán los Simuladores comerciales de Procesos en la industria del Petróleo y Gas Natural. Con correlaciones utilizadas en la industria del Gas Natural, estos softwares simularán una amplia variedad de condiciones de operación y que van desde cálculos en fase simple hasta los cálculos en doble fase en presencia de calentamiento o enfriamiento en las tuberías.

### **3. HIPÓTESIS**

El desarrollo de un óptimo proceso de suministro de Gas Natural adecuadamente diseñado para una instalación de transporte que permitirá el abastecimiento a una Central Térmica para la generación eléctrica.

### **4. OBJETIVOS**

Desarrollar los fundamentos teóricos aplicables al transporte y acondicionamiento del Gas Natural para el consumo en una Central Térmica.

Seleccionar las tecnologías adecuadas para el transporte y acondicionamiento del Gas Natural aplicables para un diseño de suministro a una Central Térmica.

Desarrollar el diseño básico para el suministro de 30 millones de pies cúbicos diarios (MMPCD) para una central térmica ubicada en el Distrito de Independencia, Provincia de Pisco Departamento de Ica.

El diseño básico para el caso propuesto abarcará la elaboración del diseño de la Ingeniería de Procesos, Instrumentación y Control de procesos, Transporte por Gasoductos y la determinación del costo de la ingeniería propuesta.

# CAPITULO II: INGENIERÍA DE TRANSPORTE DE GAS POR GASODUCTOS.

## 1 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL GAS NATURAL

### 1.1 Factor Z de los Gases

La ecuación de gas ideal estado es una herramienta conveniente y a menudo satisfactoria al ocuparse de los gases en las presiones que no exceden una atmósfera. Los errores de esta ecuación son cerca de 2-3% en esta gama de presiones. Sin embargo, los errores pueden escalar a cientos por cientos de las presiones más altas.

El factor Z proporciona el cociente del volumen verdadero del gas al del gas ideal.

$$PV = ZnRT = ZmRT/MW \quad \text{Ecuación 1}$$

El factor Z es un parámetro sin dimensiones, independiente de la cantidad de gas, determinada por las características del gas, de la temperatura, y de la presión. Conociendo el factor Z, el cálculo de las relaciones PVT es tan fácil en alta presión como a presión baja.

### 1.2 Densidad del gas

La ecuación usada para calcular densidad del gas es:

$$\rho = \frac{(MW).P}{10.73 RT} \quad \text{Ecuación 2}$$

El valor para R es 10.73 cuando la presión es psia, volumen es pies cúbicos, la cantidad de gas en libra mol, y la temperatura es °R.

### 1.3 Propiedades Reducidas

El teorema correspondiente a los estados de los fluidos que tienen el mismo valor de temperatura reducida y presión reducida tienen el mismo volumen reducido. La característica reducida es la característica dividida por el valor de la característica

en el punto crítico. Así, según el teorema, diversos líquidos que tienen la misma temperatura reducida y de presión reducida tienen el mismo factor Z.

Temperatura Reducida,  $T_r = T/T_c$

Presión Reducida,  $P_r = P/P_c$

Para las mezclas de gases, las condiciones reducidas pueden ser resueltas usando valores pseudo-críticos en vez de los valores críticos verdaderos:

Temperatura pseudo reducida,

$$Tr = T / (\sum_i y_i T_{ci}) \quad \text{Ecuación 3}$$

Presión pseudo reducida,

$$Pr = P / (\sum_i y_i P_{ci}) \quad \text{Ecuación 4}$$

#### 1.4 Peso molecular medio

El peso molecular medio; para una mezcla de gases es:

$$MW_{avg} = \sum_i y_i MW_i \quad \text{Ecuación 5}$$

## 2 HIDRATOS EN SISTEMAS DE GAS NATURAL

Un hidrato es una combinación física de agua y de otras pequeñas moléculas para producir un sólido que tenga un aspecto de "hielo" pero posee una estructura diferente que el hielo. Su formación en sistemas de gas y/o de NGL puede tapan las tuberías, equipo, y los instrumentos, restringiendo o interrumpiendo el flujo.

Hay tres estructuras cristalinas reconocidas para tales hidratos. En estas estructuras, las moléculas de agua construyen el enrejado y los hidrocarburos, el nitrógeno, el CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S ocupan las cavidades. Moléculas más pequeñas (CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S) estabilizan a un cubo centrado en el cuerpo llamada Estructura I. Las moléculas más grandes (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) forma de un diamante-enrejado llamado Estructure II.

Las moléculas n-parafinas más grandes que n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> no forman los hidratos de Estructura I ni II pues son demasiado grandes para estabilizar el enrejado. Sin embargo, algunas iso-parafinas y ciclo-alcanos más grandes que el pentano se saben que forman los hidratos de estructura H.

La composición del gas determina el tipo de la estructura. Las mezclas de gases formarán típicamente la estructura II. Los números limitadores de hidrato (cociente

entre las moléculas de agua y las moléculas del componente gaseoso incluido) se calculan usando el tamaño de las moléculas del gas y el tamaño de las cavidades en enrejado de H<sub>2</sub>O.

De un punto de vista práctico, el tipo de la estructura no afecta al aspecto, a las características, o a los problemas causados por el hidrato. Éste, sin embargo, tiene un efecto significativo sobre la presión y la temperatura en los cuales los hidratos forman. Los hidratos de la Estructura II son más estables que la Estructura I esta es la razón por la cual los gases que contienen C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> e i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> formarán los hidratos en temperaturas más altas que las mezclas de gases similares que no contienen estos componentes. El efecto del C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> y del i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> sobre condiciones de la formación del hidrato se puede ver en el Anexo A. A 1000 psia, el gas 0.6 SP.GR (la composición se muestra en el Anexo A) tiene una temperatura de la formación del hidrato el cuál es 12-13°F por encima del metano puro.

La presencia de H<sub>2</sub>S en mezclas de gases naturales da lugar a una temperatura substancialmente más caliente para la formación del hidrato a una presión dada. El CO<sub>2</sub>, tiene generalmente un impacto menor y reduce a menudo la temperatura de la formación del hidrato a una presión fijada para una mezcla de gases de hidrocarburos.

Las condiciones que afectan a la formación del hidrato son:

### **2.1 Consideraciones primarias**

- El gas o el líquido debe estar en o por debajo de su punto de condensación del agua o condición de la saturación (NOTA: el agua líquida no tiene que estar presente para que los hidratos se formen)
- Temperatura
- Presión
- Composición

### **2.2 Consideraciones secundarias**

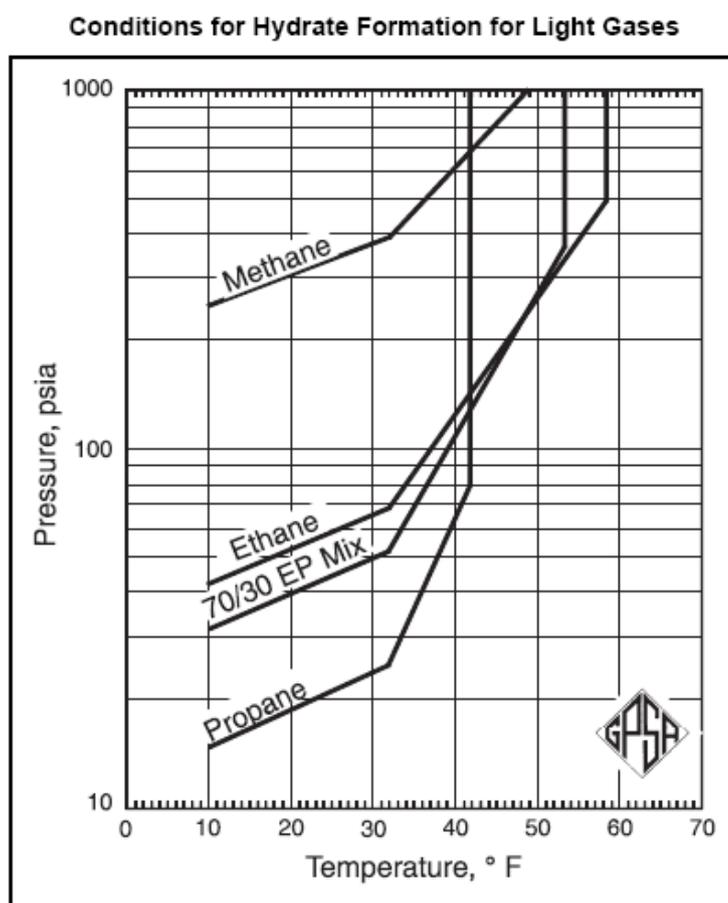
- Mezcla con hidrocarburos más pesados
- Cinética de reacciones con los componentes del gas
- Sitio físico para la formación cristalina y la aglomeración por ejemplo un codo, un orificio, un termopozo, o indicador de presión.
- Acidez del gas

- La formación del hidrato ocurrirá generalmente cuando la presión aumenta y/o la temperatura disminuye según la condición de la formación del hidrato.

### 2.3 Predicción de las condiciones de hidrato del gas natural dulce

La figura 1 basada en datos experimentales, presenta las curvas del equilibrio de la presión-temperatura del hidrato para el metano puro, etano, propano, y para una mezcla nominal del propano del etano el 30% del 70%.

**Figura 1: Condiciones para la formación de Hidratos en gases livianos.**



Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-13

## 2.4 Predicción del hidrato basada en la composición para gases dulces

Varias correlaciones han probado ser útiles para predecir la formación del hidrato de gases dulces y los gases que contienen cantidades mínimas de CO<sub>2</sub> y/o de H<sub>2</sub>S. Las correlaciones más confiables requieren un análisis de gas. El método Katz utiliza las constantes de equilibrio sólido vapor definidos por la Ecuación 6

$$K_{VS} = \frac{y}{x_s} \quad \text{Ecuación 6}$$

**ADVERTENCIA:** No aplica para componentes puros - solamente mezclas.

Las correlaciones aplicables al valor de K para el hidrato que forma las moléculas (metano, etano, propano, iso-butano, normal butano, dióxido de carbono, y sulfuro de hidrógeno) se muestran en anexo A. El butano normal no puede formar un hidrato por sí mismo pero puede contribuir a la formación del hidrato en una mezcla.

Para los propósitos del cálculo, todas las moléculas demasiado grandes para formar los hidratos tienen un valor K de infinito. Éstos incluyen todos los hidrocarburos parafínicos normales más grande que el butano normal.

El Nitrógeno es asumido como un no formador de hidrato y se le asigna un valor K de infinito.

Los valores de  $K_{vs}$  se utilizan en una ecuación de "punto de rocío" para determinar la temperatura o la presión del hidrato. El cálculo es iterativo y se alcanza la convergencia cuando se satisface la función objetivo siguiente Ecuación 7

$$\sum_{i=1}^{i=n} \left( \frac{y_i}{K_{VS}} \right) = 1.0 \quad \text{Ecuación 7}$$

Se debe ser prudente cuando algunas iso-parafinas de peso molecular más altos y ciertos ciclos-alcanos presentes pues pueden formar hidratos de la estructura H.

**Nota:** La figura 1 predice la expansión permitida solamente hasta una presión alrededor de 700 psia.

## 2.5 Proceso de estrangulamiento

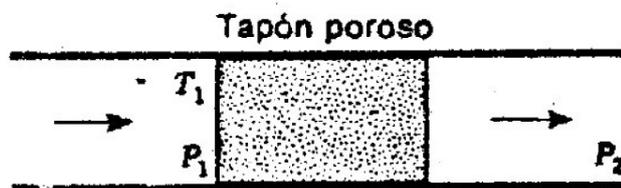
El término proceso de estrangulamiento se usa para describir un flujo continuo en una tubería en la que se tienen condiciones cercanas a las de entalpia constante. Considérese un gas a una temperatura  $T_1$ , y a una presión  $P_1$ , que pasa a

través de un tapón poroso (véase la Figura 2), válvula o utensilio similar que ofrezca resistencia al paso de la corriente. A la salida de la sección, la presión habrá disminuido a  $P_2$ . Supóngase que el aparato está aislado de los alrededores, que no se produce trabajo de eje y que los cambios totales en energía cinética y potencial son despreciables. Entonces, la relación de energía en régimen permanente será:

$$\Delta H = H_2 - H_1 = 0 \quad \text{Ecuación 8}$$

El proceso es de entalpía constante.

**Figura 2: Flujo a través de un tapón poroso. (Expansión de Joule Thomson.)**



Generalmente hay un cambio de temperatura que acompaña a la disminución de presión y la relación de estos cambios se conoce como coeficiente de Joule-Thomson:

$$\eta = \left( \frac{T_2 - T_1}{P_2 - P_1} \right)_H \quad \text{Ecuación 9}$$

Este coeficiente es una propiedad del gas y en consecuencia es función de la temperatura y la presión. Para los cambios finitos que se presentan en una expansión de Joule-Thomson en la Figura 2 sólo puede medirse un valor promedio de  $\eta$ . A medida que los cambios de presión y de temperatura se reducen, la variación de  $\eta$  disminuye hasta que en el límite el valor de  $\eta$ , a P y T dadas, es:

$$\eta = \left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad \text{Ecuación 10}$$

El valor numérico de  $\eta$  puede ser positivo, negativo o cero. Para un gas ideal  $\eta = 0$ . Esto significa que se tiene un cambio despreciable en la temperatura cuando un gas ideal fluye a través de una válvula aislada. Para gases reales,  $\eta$  es positiva a presiones y temperaturas moderadas; esto es, el gas se enfría cuando se expande a través de una válvula. A cualquier temperatura, a medida que la presión aumenta se alcanza un punto en el que  $\eta = 0$  y presiones más altas  $\eta$  es negativa. Los estados para los cuales  $\eta = 0$  se conocen como puntos de inversión; dichos estados se localizan en un diagrama P-H en los puntos en que la pendiente de una línea de

temperatura constante se hace infinita, esto es,  $\left(\frac{\partial P}{\partial H}\right)_T = \infty$  ó  $\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = 0$ .

### 3 PRINCIPIOS DE FLUJO DEL GAS NATURAL

Las ecuaciones termodinámicas fundamentales usadas para el flujo líquido también se pueden utilizar para los gases. Para manejar convenientemente la Ecuación 11,

$$\int V dP + \frac{g}{g_c} (\Delta H) + \frac{\Delta(v^2)}{2g_c} = -\frac{2fLv^2}{g_c d} - W \quad \text{Ecuación 11}$$

Se hacen a menudo varias asunciones:

- Que no se hace ningún trabajo externo por o en el sistema, es decir,  $W = 0$ .
- Que el flujo es isotérmico.
- Que los cambios en la elevación en una tubería larga son insignificantes, es decir,  $\Delta H = 0$ .

Estas tres asunciones permiten que la Ecuación 11 sea reescrita como:

$$\int V dP = -\frac{2fLv^2}{g_c d} - W \quad \text{Ecuación 12}$$

El flujo es en estado estacionario. La pérdida de presión debido a los cambios de la energía cinética es insignificante.

Para evaluar el término integral se hace la asunción siguiente:

$$V = \frac{nRT_m z_m}{P} \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde  $T_m$ , y  $z_m$ , representan de la temperatura media y el factor de compresibilidad sobre el rango de la integración. La substitución de la Ecuación 13 en la Ecuación 12 y la integración resulta la "Ecuación Básica":

$$q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right] \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2) d^5}{f \gamma L T_m z_m} \right]^{0.5} \quad \text{Ecuación 14}$$

Todas las asunciones antedichas son generalmente satisfactorias en tuberías típicamente larga. Sin embargo, esas ecuaciones derivadas sobre esta base contienen a menudo un factor de eficiencia, E, para corregir las limitaciones modelo (véase la Tabla 1).

La asunción del flujo isotérmico tiene poco efecto sobre la exactitud final, que puede ser probada si se asume que condiciones adiabáticas, el extremo opuesto.

El uso de un factor de compresibilidad medio  $z_m$ , es conveniente. Puede ser resuelto en la presión media  $P_m$ , que alternadamente se estima en la ecuación:

$$P_m = 2/3 \left[ \frac{P_1^3 - P_2^3}{P_1^2 - P_2^2} \right] = 2/3 \left[ (P_1 + P_2) - \left( \frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right) \right] \quad \text{Ecuación 15}$$

Donde están las presiones  $P_1$  y  $P_2$  absolutas de entrada y salida, respectivamente. La temperatura media se puede encontrar de la ecuación:

$$T_m = \left[ \frac{T_1 - T_2}{\ln \left( \frac{T_1 - T_g}{T_2 - T_g} \right)} \right] + T_g \quad \text{Ecuación 16}$$

Donde:  $T_g$  = temperatura de alrededores del gasoducto

### 3.1 Ecuaciones estándar

La Tabla 1 resume varias ecuaciones estándar derivadas de la ecuación de flujo básica basada en las condiciones medias antedichas. La Ecuación 17 es la ecuación básica que contiene un "factor de fricción"; "f". Las ecuaciones de Weymouth y Panhandle A y de B son simplemente la ecuación básica, usando las correlaciones del factor de fricción demostradas. La ecuación de Weymouth asume el "f" que depende solamente de diámetro de la tubería; las ecuaciones de Panhandle utilizan diversas correlaciones para "f" en función del flujo del gas, densidad relativa y diámetro de la tubería. La ecuación de AGA utiliza los valores "f" demostrados en la Tabla 1.

El factor de fricción,  $F_f$ , en la ecuación parcialmente turbulenta de AGA (Ecuación 21), explica varios factores: la condición de la pared de la tubería, soldadura, los cambios de dirección de la tubería, las válvulas de aislamiento, etc. Es comparable con la eficiencia de la tubería usada en las ecuaciones de Panhandle. El AGA ha desarrollado un gráfico para el  $F_f$  en función del "índice de curva"; en grados/milla. Para las paredes lisas de acero o las tuberías pasadas con raspatubos, el factor de fricción varía de cerca de 0.92 a 0.98 dependiendo del índice de la curva.

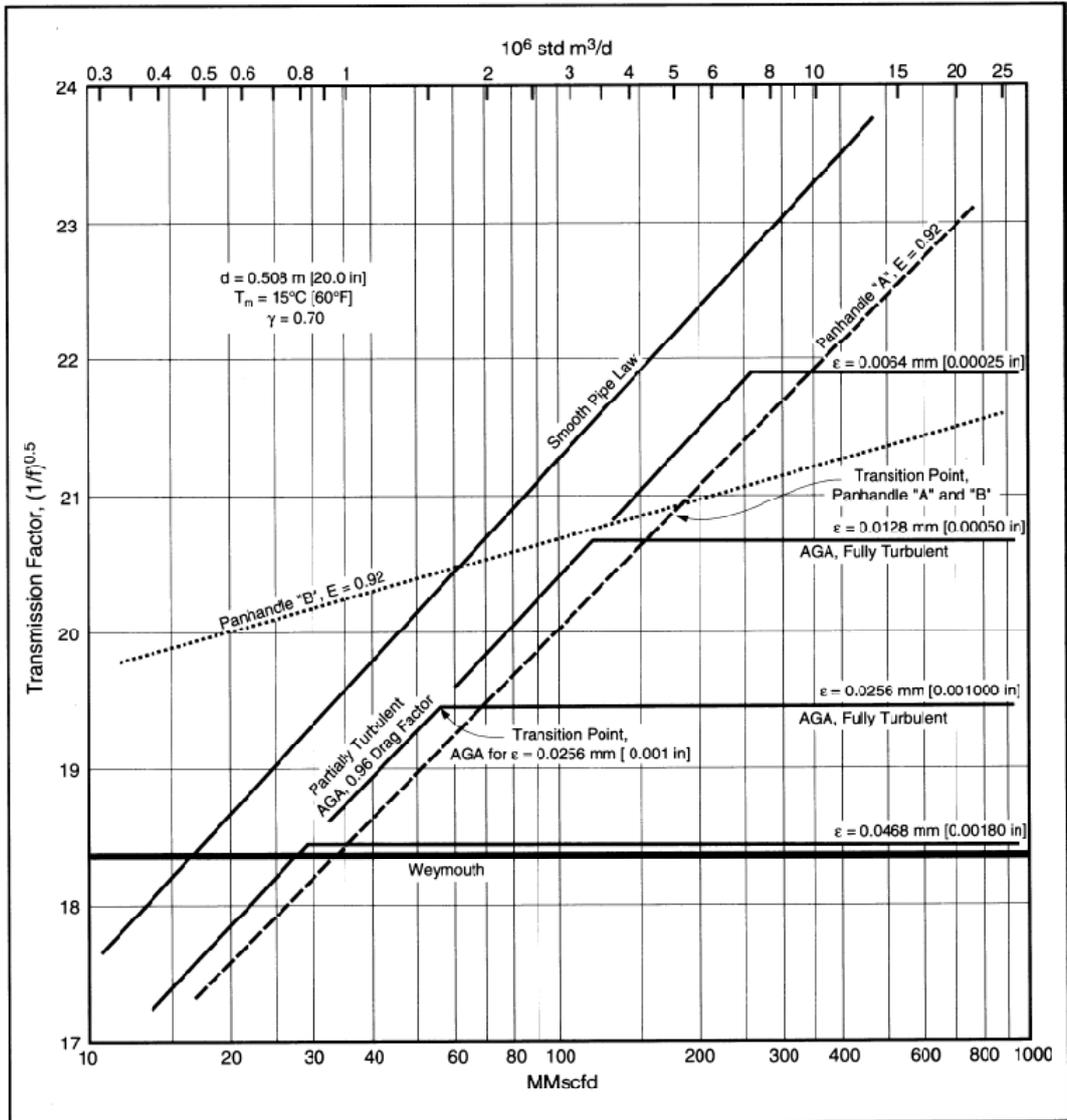
Tabla 1: Resumen de Ecuaciones de Flujo de Gas

	SI	FPS
<p><b>Ecuación 17 Básica</b></p> $q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)d^5}{(f)(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (E)$	K=5.746x10 <sup>5</sup>	K=38.774
<p><b>Ecuación 18 de Weymouth.</b></p> $q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)d^{5.333}}{(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (E)$	K=1.185x10 <sup>7</sup> $f = \frac{0.00235}{d^{0.33}}$	K=433.49 $f = \frac{0.008}{d^{0.33}}$
<p><b>Ecuación 19 de Panhandle A.</b></p> $q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.0788} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)d^{4.854}}{(\gamma)^{0.8541}(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5394} (E)$	K=1.364x10 <sup>7</sup> $f = \frac{0.0195}{(q\gamma/d)^{0.1461}}$	K=433.87 $f = \frac{0.0192}{(q\gamma/d)^{0.1461}}$
<p><b>Ecuación 20de Panhandle B.</b></p> $q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.02} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)d^{4.961}}{(\gamma)^{0.961}(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.51} (E)$	K=1.321x10 <sup>7</sup> $f = \frac{0.00360}{(q\gamma/d)^{0.03922}}$	K=737 $f = \frac{0.00359}{(q\gamma/d)^{0.03922}}$
<p><b>Ecuación 21 de AGA</b></p> $q_{sc} = K \left[ \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)d^5}{(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (F_t)$	K=5.746x10 <sup>5</sup>	K=38.774
	<p><b>Parcialmente Turbulento</b></p> $F_t = F_f \sqrt{1/f_{sPL}}$ $= F_f \left[ 4 \log \left( \frac{Re}{\sqrt{1/f}} \right) - 0.6 \right]$	<p><b>Turbulento</b></p> $F_f = 4 \log(3.74 d/e)$

Donde:

	SI	FPS
$q_{sc}$ = Flujo de gas a $T_{sc}, P_{sc}$	$m^3/d$	scf/día
$P$ = Presión absoluta	kPa	Psia
$P_{sc}$ = Presión a condiciones estándares	kPa	Psia
$T_m$ = Temperatura media de la línea	K	°R
$T_{sc}$ = Temperatura a condiciones estándar	K	°R
$T_g$ = Temperatura del suelo	K	°R
$d$ = Diámetro interno de la tubería	m	in
$\varepsilon$ = Rugosidad absoluta	m	in
$L$ = Longitud de la tubería	m	mi
$\mu$ = Viscosidad	Pa s	Lb/ft-sec
$z_m$ = Factor de compresibilidad media	-	-
$F$ = Factor de fricción Fanning	-	-
$E$ = Eficiencia de tubería	-	-
$Re$ = Número de Reynold	-	-
$F_t$ = Factor de transmisión ( $\sqrt{1/f}$ )	-	-
$F_f$ = Factor de fricción	-	-
$\gamma$ = Gravedad específica del gas (aire = 1.0)	-	-

El uso de un factor de transmisión  $(1/f)^{0.5}$  es común en la transporte del gas. Es una función del  $Re$ . La Figura 3 muestra la relación básica para las condiciones de flujo en una tubería de 20" de diámetro, a 15°C y con una densidad relativa del gas de 0.7. La ecuación de Weymouth es una línea horizontal para el flujo completamente turbulento. La ley de la tubería lisa (sin rugosidad) y Panhandle A son paralelos a la ecuación de AGA para el flujo parcialmente turbulento. La ecuación de AGA para el flujo completamente turbulento es una serie de líneas horizontales dependiendo de la rugosidad de la tubería ( $\varepsilon$ ).



**Figura 3: Comparación del factor de transmisión**

Aunque la Figura 3 demuestre un cambio agudo entre el flujo parcialmente turbulento y turbulento, hay realmente una zona de la transición. Si se desea utilizar la ecuación de AGA, se utiliza la Ecuación 22 para determinar el número Re.

$$Re = 20.91 \left( \frac{d}{\epsilon} \right) \left[ \log \left( \frac{3.7d}{\epsilon} \right) \right] \quad \text{Ecuación 22}$$

Si el valor de Re es menos que lo calculado de la Ecuación 22, utilice la forma parcialmente turbulenta; si es mayor, utilice la ecuación de flujo turbulento. Para la mayoría de las líneas de transmisión del gas natural de diámetro grande funcionamiento seco en un ambiente no corrosivo,  $\epsilon = 15 - 33 \mu\text{m}$ . [600 - 1300  $\mu\text{in}$ ] con  $19 \mu\text{m}$ . [750  $\mu\text{in}$ ] un promedio razonable.

Debe observarse sin embargo eso en los sistemas corroídos “ε” puede ser tan alto como 100 a 1000 μm [3940 a 39 400 μ in]. En el análisis final, la utilidad de una ecuación dada dependerá de experiencia con ella en circunstancias diversas. La ecuación de Weymouth se utiliza generalmente en el diseño de un sistema de recopilación de gas puesto que maximiza las necesidades del diámetro de la tubería para un flujo dado y su caída de presión.

### 3.2 Velocidad máxima

La velocidad máxima permitida en una línea de gas es gobernada por el ruido, la pérdida de presión y las consideraciones por variaciones de las presiones del sistema. La Ecuación 23 da una pauta para establecer cualquier límite de velocidad máximo. La velocidad del diseño siempre debe ser menos que esta velocidad máxima.

$$v = \frac{A}{(\rho)^{0.5}} \quad \text{Ecuación 23}$$

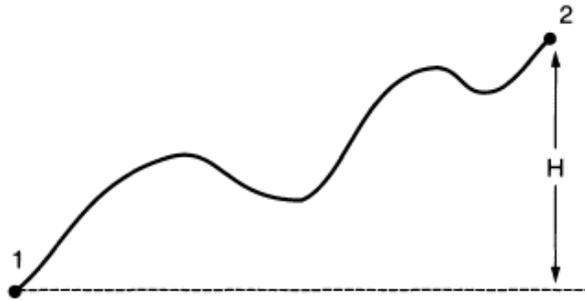
Donde:

	SI	FPS
$v$ = velocidad	m/s	ft/sec
$\rho$ = densidad	Kg/m <sup>3</sup>	lbm/ft <sup>3</sup>
A = constante	146	120

A una presión de cerca de 7.0 MPa [1000 psia] la Ecuación 23 demostrarán una velocidad máxima de 17-18 m/s [56-59 ft/sec]. Aproximadamente a 14.0 MPa la velocidad máxima será cerca de dos tercios de esta cantidad.

### 3.3 Presión estática (cabeza) en líneas de flujo

Todas las ecuaciones mostradas en el Tabla 1 se basan en la asunción que la línea es horizontal; por ejemplo, no hay ningún cambio de la energía potencial que afecta a P<sub>1</sub> y a P<sub>2</sub>. En práctica real la línea puede ir cuesta arriba o cuesta abajo.



**Figura 4**

Para el flujo del gas monofásico se hace una corrección a veces para la elevación relativa entre los puntos (1) y (2) de la Figura 4. Antes de usar las ecuaciones horizontales una cierta corrección se debe hacer a  $P_1$  o a  $P_2$ , para convertir el  $\Delta P$  a la cuál habría sido si la línea era horizontal, es decir ajustar el  $\Delta p_{total}$  para el  $\Delta P_{elevación}$ .

Puesto que el gas es compresible y la temperatura varía, muchos modelos pueden ser utilizados. La ecuación más simple utiliza una temperatura y una compresibilidad medias, no hace caso de cualquier cambio de la energía cinética y asume un factor de fricción constante. Para estas asunciones, de las ecuaciones de energía básicas, se puede derivar la ecuación

$$\frac{H\gamma}{AT_m z_m} = \ln\left(\frac{P_A}{P_B}\right) \quad \text{Ecuación 24}$$

Donde:

	<b>SI</b>	<b>FPS</b>
$H$ = Cabeza	m	Ft
$\gamma$ = densidad relativa del gas	-	-
$T_m$ = Temperatura media del gas	K	°R
$z_m$ = Compresibilidad media del gas	-	-
$P_A$ = Presión en el fondo de la columna estática (horizontal)	MPa	psia
$P_B$ = Presión en el tope de la columna estática (elevación real)	MPa	psia
$A$ = Constante	29.28	53.34

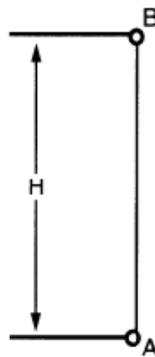
La Ecuación 24 también se puede escribir en la forma:

$$P_A = (P_B)(e^s) \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde:

$$e = 2.718$$

$$s = \frac{H\gamma}{AT_m z_m}$$



**Figura 5**

Los subíndices A y B de la Figura 5 se utilizan para demostrar el cambio de la presión debido solamente a la carga. No confundir éstos con (o especificado) las presiones medidas  $P_1$  y  $P_2$ . En el caso ascendente,  $P_2$  para el uso en las ecuaciones de flujo horizontales será mayor que el  $P_2$  real. En la Ecuación 25,  $P_2$  real será insertado como  $P_B$ , y el valor calculado del  $P_A$  será el nuevo  $P_2$  para el uso en las ecuaciones de flujo horizontales. Para el flujo descendente el  $P_2$  horizontal efectivo será menos que el  $P_2$  real puesto que H en la Ecuación 23 (y “s” en la Ecuación 25) será un número negativo.

También recordar que la longitud L se debe establecer el perfil de la línea y no simplemente la distancia geográfica entre (1) y (2)

La idea es incorporar las correcciones de la presión y de la longitud directamente en las ecuaciones de flujo. El método mostrado es más simple y más directo.

Para la mayoría de los gasoductos reales la corrección por cambios de

elevación y de longitud es muy pequeña.

#### **4 FLUJO DEL GAS EN ESTADO INESTABLE**

Toda la discusión a este punto se basa en el flujo de estado estacionario. El flujo del estado inestable es, sin embargo, una consideración importante. Esto no se puede analizar a fondo y convenientemente por cálculos manuales pero hay algunas aproximaciones simples que pueden mostrar su utilidad.

##### **4.1 Flujo transitorio en la tubería**

Cada vez que el índice de retiro del gas de una línea difiere de la entrada, ocurre el flujo en el estado inestable. Durante la operación rutinaria esto ocurre debido a que la línea es de uso frecuente para el almacenamiento y pueda abastecer en momento de cargas máximas. Durante demanda máxima, la salida excede la entrada y la presión está disminuyendo a través de la línea. Esto se refiere como la preparación y entrega de la tubería. Entre las cargas máximas la entrada excede salida y la presión se acumula otra vez.

Para predecir el comportamiento de la línea, se debe comenzar con las ecuaciones básicas de continuidad y después desarrollar un modelo de solución que aproxime el comportamiento transitorio del sistema de tubería. Esto es terminantemente un modelo de simulación en computadora. Se debe examinar cuidadosamente para comprobar si se ajusta a la situación específica del sistema.

##### **4.2 Venteo y Purga**

El venteo y las purgas ocurren cuando es necesario ventear y purgar una línea de gas. Éste es un caso especial del flujo del estado inestable.

Se puede estimar el tiempo de la purga con algunas ecuaciones simples. Para el caso del flujo crítico (cuando el cociente de la presión más alta a una presión más baja es mayor de dos):

$$t = \left( \frac{BV}{C_d A_v} \right) \left( \frac{\gamma}{zT} \right)^{0.5} \ln \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \quad \text{Ecuación 26}$$

Donde:

	SI	FPS
t= tiempo de la purga	s	sec
B = constante	0.09	5.3
V = volumen real del sistema	m <sup>3</sup>	ft <sup>3</sup>
C <sub>d</sub> = Coeficiente de la válvula de descarga	-	-
A <sub>v</sub> = área de la válvula de escape	m <sup>2</sup>	in <sup>2</sup>
γ = gravedad específica de del gas	-	-
z = factor de compresibilidad medio del gas	-	-
T = temperatura media del gas	K	°R
P <sub>1</sub> = presión de sistema inicial	kPa	psia
P <sub>2</sub> = presión de sistema final	kPa	psia

El factor de la temperatura y de compresibilidad del gas aguas arriba de la válvula de escape cambia durante el período de la purga. Termodinámicamente el proceso de la purga es entre isoentrópico e isentálpico. El cálculo de la temperatura media y factor de compresibilidad requiere un cierto conocimiento de la trayectoria termodinámica que no se sabe exactamente. Para la mayoría de los casos de purga el uso de la temperatura inicial y el factor de compresibilidad es una asunción razonable.

La Ecuación 26 fue desarrollada para el flujo crítico (acústico). Una vez que baja la presión de sistema cerca de 200-300 kPa [30-50 psia] el flujo es probablemente subcrítico. Afortunadamente el tiempo requerido para depresionar hasta un sistema atmosférico generalmente no tiene que ser calculado. Cuando se hace esto, la Ecuación 26 da una estimación razonable del tiempo total de purga si P<sub>2</sub> se fija cerca del 80% de presión atmosférica.

## 5 CAMBIOS DE TEMPERATURA EN LA TUBERÍA

La mayor parte de las ecuaciones usadas comúnmente para los cálculos de la pérdida de presión requieren el uso de un solo valor de la temperatura. Ésta será una temperatura media. En una solución numérica (computadora) la línea se divide en

una serie de secciones a temperatura constante; una solución analítica (manual) puede relacionar la línea entera como una sección. No obstante se hace, que la temperatura usada sea representativa anticipando el valor que resulte. El valor usado tiene un impacto directo en los valores de una propiedad físicos usados.

La predicción de la distribución de la temperatura en el sistema que fluye puede ser tan importante como el perfil de la presión. Afecta a muchas consideraciones del diseño que rodean la línea. El punto de congelamiento del petróleo crudo, hidratos del gas, comportamiento de la fase del vapor-líquido y el contenido en agua del gas son todos termosensibles. Una predicción confiable de la temperatura es uno de los primeros pasos en el procedimiento de cálculo.

La temperatura en cualquier momento se predice mediante el balance con uso de la Primera Ley de la Termodinámica. Si se ignoran los cambios de la energía potencial y cinética - y el trabajo se iguala a cero en la sección de la tubería involucrada - esta primera ley de balance para un sistema de estado estacionario se reduce a  $\Delta H = Q$ .

La entalpia de un gas aumenta con la disminución de presión; es casi independiente de la presión para un líquido. Así pues, la entalpia en cualquier punto en la línea depende de ambos de la presión sobre ese punto y la pérdida o ganancia de energía térmica a través de la pared de la tubería.

Del principio de transferencia de calor,  $Q = UA\Delta t_m$ . Para una tubería circular esto se puede escribir como:

$$Q = (U)(\pi dL)(\Delta t_m) \quad \text{Ecuación 27}$$

Donde:

$U$  = coeficiente de transferencia de calos total

$\pi = 3.1416$

$d$  = diámetro de la tubería

$L$  = longitud de la sección de la tubería =  $L_2 - L_1$

$\Delta T_m$ , = logaritmo de  $\Delta T$  promedio =  $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$

$Q$  = pérdida de calor en la línea en la sección longitudinal  $L$

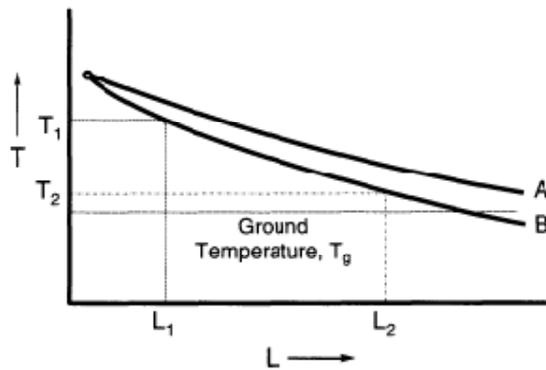
$\Delta T_1 = T_1 - T_g$

$$\Delta T_2 = T_2 - T_g$$

$T_g$  = temperatura normal de la tierra o del agua en ese punto (suficientemente lejos de la tubería sin ser perturbada por ella)

La relación general se demuestra en la figura 6. Si la temperatura del fluido es mayor que  $T_g$ , la transferencia de calor será negativo como se muestra; si es menos que el  $T_g$ , el  $Q$  será positivo y las curvas se acercarán a  $T_g$  por debajo.

La línea A de la figura 6 es para el caso donde el efecto de la presión sobre entalpía se ignora, según la discusión siguiente. Esto es un proceso simple de transferencia de calor y la temperatura del fluido no puede caer debajo de  $T_g$ . La línea B refleja el cambio adicional en la temperatura debido al efecto de la presión sobre la entalpía. En la práctica esta línea no caería normalmente más de 2-3°C debajo del  $T_g$  para las situaciones ordinarias de caída de presión.



**Figura 6**

Si no ocurre ningún cambio de fase en la sección de la línea, la ecuación siguiente se aplica.

$$h = \int_{T_1}^{T_2} m C_p dT + \int_{P_1}^{P_2} \left[ V - T \left( \frac{\partial V}{\partial T} \right)_P \right] dP \quad \text{Ecuación 28}$$

Esta ecuación relaciona entalpía con la capacidad de calorífica ( $C_p$ ) y  $P$ ,  $V$  y  $T$ . El segundo término es cero, principalmente para un gas ideal y un líquido.

Si la caída de presión en el segmento de línea ( $dP$ ) es pequeña comparada a la presión absoluta, el segundo término de la ecuación es pequeño comparado al primer término. Para una línea de gas a una presión sobre el 3500 kPa [500 Psi], se ignora este segundo término dado que no es importante. Por lo tanto hay tres métodos de soluciones básicas para la ecuación de  $\Delta h$ .

- Utilizar el programa de ecuación de estado de entalpia-PVT.(1)
- Aproximar el segundo término asumiendo una serie de expansiones Joule-Thomson. (2)
- Ignorar el segundo término. (3)

El método (1) es una solución rutinaria de computadora. El método (3) es una solución manual fácil. La exactitud práctica es tan buena para (1) si se calcula una línea de gas por segmentación de modo que la caída de presión por el segmento no exceda el cerca de 20% de la presión inicial. El método (2) se lleva a cabo antes que con el uso de la computadora como método manual para calcular el efecto de la presión en las temperaturas (A, B). Podría ser programado pero no es tan conveniente como el método (1). Ambos métodos (1) y (2) requieren soluciones iterativas.

El método (2) puede ser aproximado traduciendo el cambio de la entalpia con la presión en un cambio de temperatura por unidad de longitud. Si se hace esto, la Ecuación 30 resulta:

$$\ln \left[ \frac{(T_1 + JL_1) - (T_g + J/a)}{(T_2 + JL_2) - (T_g + J/a)} \right] = \alpha L \quad \text{Ecuación 29}$$

Donde:

	SI	FPS
Cp = Capacidad calorífica	J/kg°C	Btu/lb°F
L <sub>1</sub> = distancia desde punto inicial	m	ft
L <sub>2</sub> = distancia desde punto inicial	m	ft
L = L <sub>2</sub> - L <sub>1</sub> ,	m	ft
T <sub>1</sub> = temperatura en L <sub>1</sub>	°C	°F
T <sub>2</sub> = temperatura en L <sub>2</sub>	°C	°F
γ = Gravedad específica del gas (aire = 1.0)	-	-
T <sub>g</sub> = temperatura del suelo o agua	°C	°F
J = coeficiente Joule-Thomson	°C/m	°F/ft
d = diámetro externo de la tubería	m	Ft
U = coeficiente total de transferencia de calor.	W/m <sup>2</sup> °C	Btu/ft <sup>2</sup> °F
m = flujo másico de gas	kg/s	
α = dU/(mC <sub>p</sub> )		

Debido al efecto del Joule-Thomson, es posible que la temperatura del gas sea

menor que el de la tierra. Es probable que ocurra esto en largas extensiones de líneas que tienen una caída de presión mayor o en las estaciones de regulación. Según la calidad de los gases naturales en la tubería el enfriamiento por la expansión Joule-Thomson son aproximadamente 0.004 a 0.005°C/kPa [0.05-0.06°F/psi] en tuberías que operan cerca de 6900 kPa [1000 psia].

Con el método (3) el término “J” en la Ecuación 31 es cero y la Ecuación 30 resulta.

$$\ln \left[ \frac{T_1 - T_g}{T_2 - T_g} \right] = \frac{dUL}{mC_P} \quad \text{Ecuación 30}$$

Las ecuaciones antedichas se solucionan normalmente para la  $T_2$ . Se obtiene tomando el antilogaritmo del lado izquierdo. Esto significa que cualquier error en los datos se amplifica.

### 5.1 Coeficiente de transferencia de calor total (U).

Éste es el número que representa todas las resistencias en serie. En una tubería enterrada, todas las siguientes resistencias al flujo del calor pueden ocurrir:

1. Coeficiente de película entre el líquido y la pared de la tubería
2. Conductividad interna de la pared de la tubería
3. Espacio anular entre la tubería y exterior de la tubería
4. Pared de la tubería
5. Capa de la tubería
6. Aislamiento
7. Capa o unión de concreto
8. Arena de relleno
9. Suelo cerca de la tubería a una temperatura sobre lo normal transfiere calor a la tubería.

Una línea enterrada en suelo tendría normalmente resistencias 1, 4, 5, 8 y 9; enterrado en el fondo del mar se puede aplicar 1, 4, 5 y 7. En un pozo con el líquido que fluye dentro de la tubería se tendría la serie 1, 2, 3, 4, 7 y 9. El uso del aislamiento se puede justificar solamente en situaciones muy especiales.

La resistencia 9 es necesaria para corregir el aumento de la temperatura alrededor de la tubería sobre la  $T_g$ , la temperatura de la masa de la tierra en esa profundidad. Los perfiles de temperaturas demuestran, que es común que la temperatura de tierra es más alta que  $T_g$  hasta 5 m [15 pies] de la línea. Esto es una resistencia efectiva que reduce flujo del calor.

Como con un cambiador de calor, los valores más confiables del "U" son encontrados por prueba. Un estudio de las líneas de recolección y de transmisión sin aislar demuestra valores de U entre 0.4-3.5 W/m<sup>2</sup> K [0.07-0.6 Btu/hr-ft<sup>2</sup> F]. La mayor parte de los valores medidos están en la mitad inferior de este rango. La resistencia del suelo es limitante. El extremo inferior del rango se aplica al suelo flojo-seco y al extremo más alto al suelo compactado con alto contenido de humedad.

Las tuberías que atraviesan el fondo del mar o el río exhibirán coeficientes de transferencia de calor más altos, particularmente si está presente una corriente fuerte. Para las líneas revestidas expuestas con concreto, los coeficientes de transferencia de calor pueden ser tan altos como 7.0 W/m<sup>2</sup>K [1.25 Btu/hr-ft<sup>2</sup>-°F]. Para las líneas enterradas o parcialmente enterradas el coeficiente total será más cercano los valores en el párrafo arriba.

Una línea dada puede cruzar diversos ambientes con pérdida de calor. El método más práctico es reconocer que un cálculo basado en un solo valor del "U" es básicamente inválido. Se escoge un rango probable de valores de datos de prueba para llegar al rango de respuestas. Entonces se diseña para el caso menos favorable.

## **5.2 Temperatura Tg.**

Esta no es una cantidad constante sino depende de la temperatura del aire a un cierto grado. En una profundidad enterrada debajo de la "línea de enfriamiento"; la temperatura del suelo variará generalmente de 2-16°C [35-60°F] según la estación. La máxima temperatura de tierra será afectada por la temperatura del aire por un mes o dos. Casi igual rango de temperaturas será encontrada por debajo del agua a 30 m [100 pies] de profundidad. En aguas de superficie sin corrientes pronunciadas, la fluctuación será menos. Algunos lagos tendrán una variación del agua inferior no más que 3°C [5°F] en un año.

La importancia sobre la temperatura debe ser una parte del planeamiento si la temperatura del contenido de la línea es un factor de diseño con excepción de cálculos de la pérdida de presión. Para las consideraciones preliminares la temperatura mínima no será menos de 0-1°C [32-34°F].

Debido a cambios en la Tg, el valor del "U" variará también estacionalmente. En un clima templado con estaciones perceptibles, el "U" puede estar 50-60% más

alto en invierno que en verano. En teoría esto no debe ocurrir, el "U" al ser independiente del Tg, como se observa en la práctica.

### 5.3 Temperatura en tuberías superficiales.

Las ecuaciones antedichas no aplican para líneas superficiales; el Tg no es aplicable. La temperatura máxima del fluido en la línea es el resultado del aumento del calor diurno por la radiación del sol y la pérdida correspondiente por la convección al aire. La diferencia relativa de éstos determinaría el grado de calentamiento por la distancia. La temperatura depende de:

- Hora
- Condiciones atmosféricas
- Temperatura del aire (Ta)
- Velocidad del viento
- Color y características superficiales de la tubería
- Flujo y características del fluido en la tubería

La temperatura máxima para una línea en superficie se puede estimar por la ecuación:

$$T = \left[ \frac{R}{(\pi h_a)} \right] + T_a$$

**Ecuación 31**

	SI	FPS
T= temperatura máxima del fluido	°C	°F
R= radiación solar absorbida	W/m <sup>2</sup>	Btu/hr/ft <sup>2</sup>
h <sub>a</sub> = coeficiente de la película de aire por convección	W/m <sup>2</sup> -°C	Btu/hr-ft <sup>2</sup> -°F
π= 3.1416		
T <sub>a</sub> = temperatura del ambiente	°C	°F

Los valores de R y  $h_a$  pueden ser estimados en la siguiente tabla:

Superficie de la tubería	R		Velocidad del viento		$h_a$	
	SI	FPS	m/s	mph	SI	FPS
Acero con alta oxidación	950	300	0	0	11.4	2.0
Oxidado	728	230	0.9	2	14.8	2.6
Normal	570	180	2.2	5	19.9	3.5
Nuevo	348	110	4.5	10	25.6	4.5
Pintado de aluminio	285	90	6.7	15	28.4	5.0
Pintado de blanco	238	75	8.9	20	29.5	5.2

La Ecuación 31 demuestra la temperatura máxima posible con el sol directamente por encima, un cielo claro y una línea suficientemente larga para alcanzar equilibrio termal entre el aumento de la energía de la radiación y la pérdida de la convección. En un caso típico, la subida de la temperatura en el ambiente no excederá 10-16°C [18-30°F].

La temperatura real será probablemente más baja que el máximo a menos que la línea expuesta sea muy larga. Las propiedades de los fluidos, la velocidad, la longitud de la tubería, la estación del año (posición del sol) y la posición geográfica todos influyen en el efecto de la radiación real. Puesto que no todos los éstos son constantes con tiempo, ni en su performance.

En la noche, incluso en un clima tropical, las pérdidas de radiación en un cielo claro, oscuro pueden ser enormes. Puede ocurrir rápidos cambios de temperatura por lo tanto se deberá estimar tales temperaturas.

**Aislamiento de tuberías.** El propósito del aislamiento es reducir el índice de pérdida de energía, hacia o desde una tubería, de una manera rentable. Con un grupo de resistencias en serie, la que está con la conductividad más baja controla la pérdida de calor total.

Las tuberías submarinas, particularmente en agua profunda han estimulado nuevo interés en tuberías aisladas. La deposición de hidratos y parafinas se puede prevenir por el uso de inhibidores, o manteniendo la temperatura del fluido sobre el hidrato y/o el punto de congelamiento. La segunda opción requiere tuberías aisladas.

Las tuberías que están en uso extenso en el golfo de México y de Mar del

Norte. Estas líneas utilizan una tubería conductor aislante que contiene la línea de flujo de la producción, la línea del inhibidor, el medio de calefacción, la línea de control, etc. El aislamiento es típicamente poliuretano. Los coeficientes de transferencia de calor total varían entre  $0.26 \text{ W/m}^2\text{-K}$  [ $0.046 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$ ] para un espesor del aislamiento de 54 milímetros [ $2\text{-}1/8$ "] a  $10.6 \text{ W/m}^2\text{-K}$  [ $1.9 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$ ] para un espesor de 11 milímetros [ $7/16$ "].

# **CAPITULO III: EQUIPOS DE REGULACIÓN Y MEDICIÓN DE GAS NATURAL**

## **1 BRIDAS Y ACCESORIOS BRIDADOS.**

Las conexiones entre tuberías y equipos están realizadas mediante bridas y accesorios bridados, que tienen designación ANSI de acuerdo a la presión de operación de la estación. Las bridas se conocen como " 150, 300, 400, 600, 900, 1500, y 2500 lb American Steel Flange Standards" (ANSI B16.5-1968).

## **2 FILTROS**

Los filtros son equipos diseñados con el fin de retirar las partículas sólidas que se puedan encontrar en el flujo del gas. Los filtros deben garantizar que todas las partículas mayores de 5 micras se retiraran de la corriente de gas. En el código ASME B 31B, existen las condiciones que debe cumplir la instalación del equipo dentro del conjunto de la Estación de Medición y Regulación de Gas Natural.

Los filtros se seleccionan de acuerdo a ciertas condiciones de la línea que identifican la necesidad de determinado tipo de filtración: Presión de la línea, Diferencial de presión a través del equipo, tamaño permitido de partícula después de filtración, Calidad del gas. La duración de los elementos filtrantes no representa necesariamente su calidad, pues la función del elemento es deteriorarse al retirar del fluido las partículas sólidas y encontrar los filtros limpios después de un periodo largo de tiempo puede significar deficiente filtración.

El filtro consta de dos partes principales que son:

### **2.1 Carcasa**

Es el recipiente en el que se aloja el elemento filtrante y que almacena la suciedad retirada del gas; tiene conexiones bridadas a la entrada y la salida de la corriente de gas, usualmente en orden ascendente y por lo general también posee un drenaje. Se fabrica en acero al carbón, teniendo en consideración en las conexiones bridadas la presión de operación. Su fabricación debe cumplir con lo dispuesto en el

Código ASME sección III, división 1.

## **2.2 Elemento filtrante**

Es la parte del filtro encargada de la filtración en sí del flujo de gas. Se fabrica de materiales porosos o permeables como la fibra de vidrio aglomerados con resinas poliméricas. Se le fabrica un soporte y un drenaje en poliéster y se monta sobre un alma de acero. Se instalan unas tapas de acetal y se le hacen empaques de elastómero.

Existe un tipo especial de filtración denominada coalescente cuyo funcionamiento se puede describir así: El gas a presión fluye a través de varias capas de medios filtrantes, cada uno con poros de abertura progresivamente mayor. A medida que las pequeñas gotas son empujadas por la corriente a pasar por estos poros, se van juntando o coalesciendo, generando gotas de mayor tamaño cada vez, este fenómeno ocurre hasta que la gota adquiere un tamaño que le permite caer gracias a su propio peso

## **3 TRAMPAS LANZADORAS Y RECEPTORAS DE RASPADORES.**

Cuando se requiere limpiar una tubería, se utiliza un limpiador o raspador que se desplaza por la tubería impulsada por la diferencial de presión que se crea en el flujo al taponarse el paso libre de gas con el mismo cuerpo del limpiador. Para introducir el raspador a la tubería se necesita de una estructura conocida como trampa de despacho o recibo de raspadores según sea su función. La trampa consiste de un By-pass de la tubería principal con la capacidad de seccionarse aguas arriba y aguas abajo del lugar donde se introducen los limpiadores.

Una vez que se tiene presión cero en el By-pass, se abre una compuerta que permite el acceso del elemento de limpieza, y se presuriza el By-pass, permitiendo que el raspador sea arrastrado por el flujo del gas.

## **4 LINEAS DE VENTEOS.**

Todas las tuberías de las estaciones se conectan a líneas de seguridad o líneas de venteo, que permiten aliviar la presión de las líneas principales en caso de sobrepresión o falla de la estación. Estas líneas, conducen a una línea de venteo o antorcha que enciende automáticamente y quema los excedentes de gas aliviado y no permiten la liberación del gas sin quemar a la atmósfera.

## **5 ENDEREZADORES DE FLUJO.**

En algunas partes de la tubería se requiere que el gas fluya en forma recta y sin vórtices para que las mediciones sean más exactas o sin perturbación, entonces se dispone de enderezadores de flujo que son haces de tuberías de pequeños diámetros que se inscriben en estructuras mayores y obligan el paso de la corriente de gas por ellos creando las condiciones para un flujo uniforme y recto.

## **6 LINEAS DE INSTRUMENTACION.**

La mayoría de equipos en las estaciones tienen conexiones a tuberías de muy bajo diámetro que toman parte del flujo y alimentan mecanismos transductores de presión o de caudal generando señales para lectura o para accionamiento de los equipos, estas tuberías son como líneas de instrumentación y los traductores conforman la instrumentación de la estación.

## **7 VALVULAS REGULADORAS DE PRESION.**

Son los elementos que se encargan de reducir la presión en el flujo de gas. Estos elementos se disponen en la estación, de acuerdo a la necesidad de reducción de presión entre entrada y salida de la estación; entre mayor sea la razón presión de entrada a presión de salida, mayor número de etapas de regulación se requerirán.

Los procesos en que la regulación del gas se hace de una manera no adecuada, generan ruido y cambios bruscos de temperatura en la línea. (Formación de hidratos o agua y condensación de hidrocarburos). De acuerdo al destino que esté definido para la estación, se pueden encontrar diversos esquemas de regulación, algunos son:

### **7.1 Regulación en etapa Sencilla:**

La regulación en etapa sencilla comprende un solo regulador que debe cumplir con la reducción, control y estabilización del flujo de gas. Son aplicadas en estaciones de bajo caudal en el que las exigencias de regulación son pobres.

### **7.2 Regulación en doble etapa:**

Cuando la razón de regulación es grande, se debe realizar el proceso con dos reguladores trabajando en serie y ambos en operación. El primer regulador realiza una primera disminución de la presión y el segundo termina la regulación del flujo hasta su valor de entrega.

### 7.3 Regulación monitora:

Consta de dos reguladores en serie en los que trabaja solamente el primero (Trabajador) y el segundo (monitor) permanece abierto operando solamente en caso de falla del primero, gracias a que su presión de ajuste es mayor. Los dos reguladores tienen líneas de instrumentación aguas abajo de su punto de instalación. Es un esquema seguro y estable en la presión de entrega.

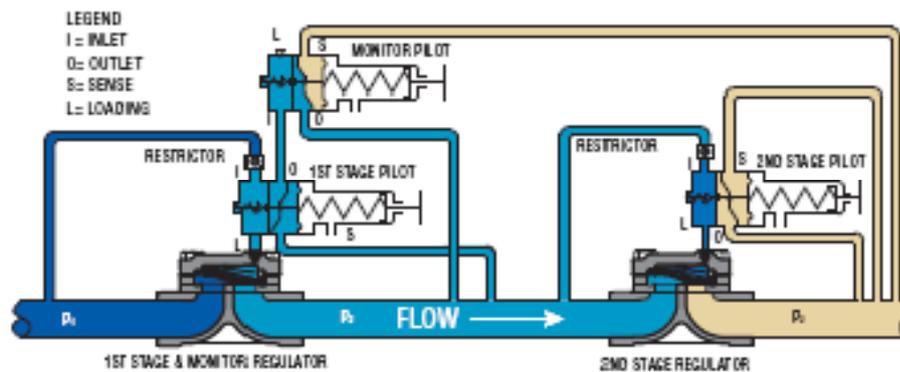


Figura 7

#### 7.3.1 Principio de operación

En caudal nulo, cuando la presión de salida es mayor que el punto de ajuste del piloto del regulador, el piloto se cierra y la presión de ingreso se carga completamente en la caja del resorte de la válvula principal a través de la conexión de carga del piloto. En esta condición, el diafragma se cierra firmemente contra la placa de la válvula reguladora. El diferencial de presión a través del diafragma agrega a la fuerza del resorte para cerrar la válvula (figura 7).

Cuando ocurre una demanda de flujo del sistema río abajo, la caída de presión a la salida disminuye, haciendo que el piloto abra y la presión de salida se alivie más rápidamente en el alojamiento del resorte de la válvula principal en él puede entrar a través del orificio "restringidor". La reducción de la presión sobre el diafragma permite que la presión de entrada levante progresivamente el diafragma de la placa de la válvula reguladora, abriendo la válvula y satisfaciendo la demanda de flujo en el sistema río abajo (figura 7).

Cuando la demanda para el flujo cesa o se reduce, la presión río abajo aumenta, haciendo que el piloto regulador cierre. La presión de entrada continúa pasando con la restricción hasta que la presión del cargamento iguale la presión de entrada.

La fuerza del resorte, más el diferencial de presión a través del diafragma cierra el diafragma contra la placa de la válvula principal (figura 8).

El ajuste del orificio restrictores variable y afecta la relación de flujo, la estabilidad y la sensibilidad de respuesta de la válvula reguladora. Aberturas más pequeñas del restrictor dan lugar a una ganancia más alta (sensibilidad) y a velocidades de cierre más lentas. Aberturas más grandes dan lugar a una menor ganancia (mayor Banda proporcional), a mayor estabilidad, y a una velocidad cierre más rápido.

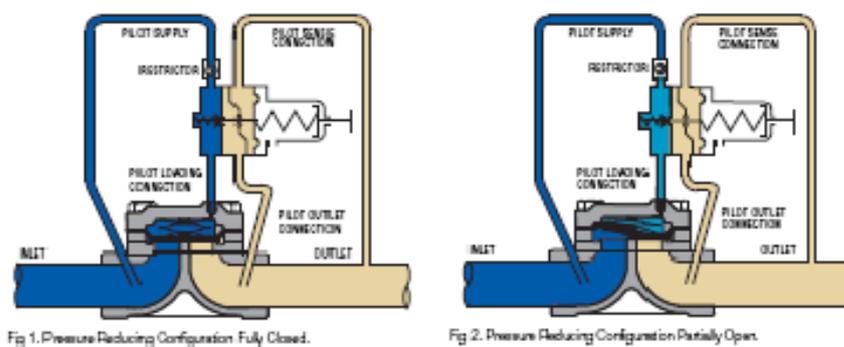


Figura 8

#### 7.4 Regulación en paralelo:

Se constituye cuando se instala más de un regulador en trenes paralelos. Este esquema se usa para atender grandes demandas en aplicaciones en las que un solo regulador no alcanza a satisfacer el consumo total. También sirve para contar con una regulación de emergencia en casos muy críticos por su continuidad.

#### 7.5 Regulación por transferencia de mando ("Override"):

Consiste básicamente en dos reguladores en serie, siendo el primero un regulador piloteado cuyo ajuste de presión es a una presión ligeramente superior a la de entrega, para que, en caso de que el segundo falle, no se exponga a sobrepresión el sistema servido con gas. El segundo regulador, del tipo de falla abierto, se carga mediante un segundo piloto que toma la presión de la salida del piloto del primer regulador. Se logra así una regulación muy precisa con un segundo regulador, en construcción y mantenimientos sencillos. En este sistema el segundo regulador es el que controla mientras el primero está abierto. Si el segundo regulador falla, la regulación se transfiere al primero.

Si una regulación genera excesivo enfriamiento, puede ocasionar el congelamiento de los reguladores. Un valor aproximado del enfriamiento es  $0.5^{\circ}\text{C}$  por cada bar de presión reducida.

El ruido es otro efecto indeseable y su valor máximo de intensidad es de 85 decibeles y 500 Hz de frecuencia, por lo cual se debe evitar mediante barreras acústicas ya sea en la tubería, en los reguladores o en la estación.

## **8 MEDIDORES.**

Debido a la precisión con la que se debe realizar la medición del gas, se requiere seleccionar este tipo de equipos con criterios claros y conocimiento fiable de las condiciones del flujo que medirán.

Los medidores de las estaciones de regulación son medidores que determinan el gas traspasado de la empresa transportadora a la empresa distribuidora y permiten realizar el registro usado en la facturación de transporte y suministro.

Los medidores se pueden encontrar de varias clases de acuerdo al mecanismo usado para registrar el paso de gas.

### **8.1 Medidores de relación de flujo.**

Son aquellos que operan con una corriente continua de gas, pasando a través del elemento primario que a su vez actúa sobre los elementos secundarios que indican o registran la relación de flujo. Los tipos de medidores de relación de flujo usados para gas son: Orificio, Rotámetros, Turbinas, Coriolis, Ultrasónicos.

### **8.2 Medidores de desplazamiento.**

Son medidores que determinan la cantidad total o volumen de gas que pasa a través del medidor en el momento de la lectura. Los tipos de medidores de desplazamiento positivo más comunes son: Diafragma, rotativos, Bulbo Húmedo.

## **9 MEDICION DEL FLUJO**

El flujo es el más difícil de las variables de proceso de medir. No puede ser medido directamente como ejercer presión o nivelar, es medido por diferencial de presión, la rotación de la turbina, etc. además, la medida del flujo debe ser hecho en el mismo líquido, no paralelamente al flujo. Por tales razones se ha desarrollado muchas técnicas de medida del flujo. Este texto concentrará en los usados en la industria Petróleo y Gas.

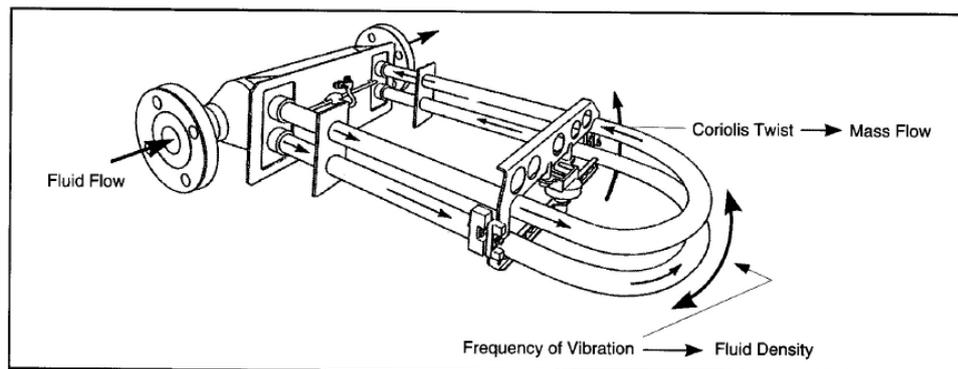
La elección de un medidor es determinada por su confiabilidad mecánica y de la medida y su rango. La confiabilidad es una cuestión de experiencia y de prueba. El rango necesario se debe establecer por cálculos del diseño preliminar.

La medida del flujo ha sido tradicionalmente mecánica o se ha utilizado un cierto tipo de medida de la presión diferenciada. En usos fiscales de la medida con placa de orificio ha sido el tipo más común, aunque los de coriolis, de turbina, y los medidores ultrasónicos que son también ampliamente utilizados.

### 9.1 Medidor de Coriolis

Un medidor de los coriolis se puede utilizar para calcular la producción petrolífera neta de un separador de prueba. El corte de agua puede ser determinado comparando la densidad de la emulsión a las densidades de referencia del aceite y del agua libre. Usando los factores de corrección del corte y de la densidad del agua el flujo de la emulsión se descompone en factores para computar el aceite neto y el agua en las condiciones estándar. Los medidores de Coriolis también se utilizan para la medición fiscal de NGLs.

Son compactos, tienen un alto rango (20: 1) y es exacto (el  $\pm 0.2\%$ ). Las desventajas incluyen coste inicial y la falta de potencial del tubo de flujo si el material de la construcción no es compatible con el líquido que es medido.



**Figura 9: Medidor de Coriolis**

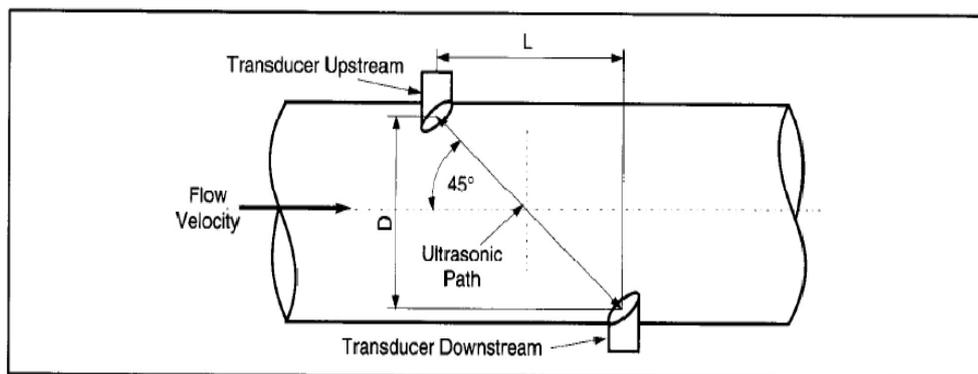
### 9.2 Medidores acústicos

Los medidores ultrasónicos hacen uso de la interrelación entre la velocidad del flujo y la velocidad acústica en el medio fluido. Se usan cristales o cuarzos piezoeléctricos, que emiten pulsos acústicos y la velocidad de propagación de un

pulso en el medio se mide con un transductor. AGA trabaja en un reporte titulado "Medición Ultrasónica para aplicaciones en gas natural" y se llama reporte AGA 9. El código ASME MFC-5M aplica para este tipo de medidores.

Se fabrican varios tipos de medidores tipo acústico, Doppler y de contra-propagación. Este último es aplicable a la medición del gas natural. Este tipo de medidor ha sido aplicado en aumento para las líneas mayores de gas porque no está en la propia tubería de gas, no causa ninguna pérdida de presión, y es portable. Puede medir flujo en cualquier dirección e indicar la dirección. El rango de trabajo es cerca de 100:1.

Según las indicaciones de la figura, para el medidor acústico de la sola trayectoria, se utilizan dos transductores que transmiten y reciben simultáneamente pulsos acústicos. El flujo es obtenido midiendo la diferencia de tiempo entre las dos ondas sobre la misma trayectoria, una con y contra el flujo el fluido.



**Figura 10: Medidor de flujo acústico.**

La diferencia en pruebas en tuberías mayores el medidor acústico de la sola trayectoria con las medidas de medidores de orificio es aproximadamente  $\pm 0.5\%$  para una exactitud de  $\pm 2.0\%$ . Los medidores acústicos de trayectoria múltiple, con los transductores adicionales y las trayectorias adicionales, tienen exactitudes dentro del  $\pm 0.5\%$  y son comunes en la medida fiscal costa afuera porque los requisitos de espacio de la cubierta son menos que lo requerida para los medidores de orificio

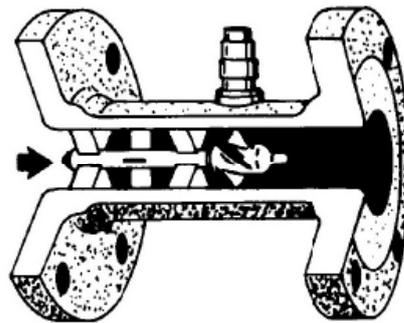
### 9.3 Medidor de turbina

Un medidor de turbina es un medidor que tiene un juego de aspas montadas sobre un rotor y se pone sobre la línea de flujo. El flujo hace girar las aspas y la velocidad angular del rotor es directamente proporcional con la velocidad del flujo

que está siendo medido. Los métodos para transmitir la medición de la velocidad angular del rotor varían según el fabricante y pueden ser: Pulsos magnéticos que registran las revoluciones, registradores Ópticos, relación de engranajes. Los medidores de turbina deben cumplir los aspectos contemplados en el reporte AGA 7 y en la norma ISO 9951.

El medidor de turbina tiene una amplia gama de la aplicabilidad a excepción en los líquidos de gran viscosidad. El Rango de trabajo está sobre el 20:1 para los líquidos y hasta el 100:1 para los gases a veces.

Los medidores de turbina vienen en varias configuraciones, pero todos transmiten una señal basada en la velocidad de rotación que alternadamente es una función del flujo y características del fluido. La opción se debe basar en experiencia con un modelo dado en un servicio dado.



**Figura 11**

Es a menudo deseable una pantalla. Si es utilizado, debe ser bastante robusta para soportar la diferencial de presión debido al empuje. En un medidor para líquido, el flash, la cavitación o demasiado vapor deben ser evitados puesto que el vapor puede exceder los límites de velocidad la turbina que causa una medida inexacta y que lleva posiblemente a fallar. Si la línea es calentada es mejor no montar el preamplificador de señal en el cuerpo del medidor para evitar el recalentamiento.

Cuando están seleccionados correctamente, los medidores de turbina son aceptables. Su aceptabilidad para la transferencia de la custodia ha sido lenta en algunas áreas debido a la carencia de la experiencia probada comparada al medidor del orificio. Los medidores de turbina para líquidos han tenido mejor aceptación que los de servicio para gas porque pueden ser probadas más fácilmente, sin embargo, los medidores de turbina son ampliamente utilizados para la medida fiscal del gas

natural en Europa.

La capacidad de repetición es a menudo el  $\pm 0.5\%$  en prueba y la exactitud está dentro del  $\pm 1\%$ . Como en todos los medidores estos valores están en función de las condiciones del medidor.

El medidor de turbina de flujo axial ha probado ser útil para altos de flujos de gas. Su rango de trabajo está hasta 100:1 y tiene una respuesta lineal al flujo.

Estos medidores descritos se utilizan en usos selectivos. Los medidores más comunes son actualmente medidores de turbina y de orificio. El uso de los medidores acústicos para la medida fiscal del gas natural está aumentando rápidamente.

#### **9.4 Placas de Orificio**

Este tipo de medidor, usa el teorema de Bernoulli, el cual establece que en la corriente de un fluido que fluye, la suma de la cabeza de presión, la cabeza de velocidad y la cabeza de altura permanece constante. (Además de las pérdidas de presión por fricción).

Este principio permite realizar un cambio del área de la tubería por medio de una placa de orificio, que produce una diferencial de presión en la corriente del gas, la velocidad se calcula entonces y con el área del orificio se puede calcular el caudal.

La Placa de orificio es el instrumento más común de la transferencia de la custodia para el gas natural. Se ha utilizado durante muchos años basado en los cálculos hechos con una ecuación de flujo empírica del informe No. 3 de AGA o de ANSÍ/API 2530.

En la transferencia de custodia hay consideraciones especiales. Éstos incluyen los factores del medidor de mercurio y medidor de fuelles, usan los medidores cuadráticos, la estandarización de medidas, etc.

#### **9.5 Medidores Rotativos**

En los medidores rotativos un par de rotores maquinados con alta precisión para girar dentro de una carcasa con alta tolerancia a la presión generan en su movimiento volúmenes definidos de gas, que están aforados para transmitir un registro del gas medido. Los medidores de desplazamiento positivo, deben revisarse bajo el reporte AGA 2.1 para medidores de desplazamiento.

## **9.6 Medidores de Diafragma**

Los medidores de diafragma, son medidores en los que el gas al pasar por compartimentos cerrados genera sobre un diafragma interno movimientos secuenciales, movimiento este que a través de engranajes transmiten un dato proporcional al volumen de gas que se mide. Para este tipo de medidores también se verifica lo contenido en el reporte AGA 2.1.

## **10 CROMATOGRAFOS.**

Es una técnica analítica basada en el principio físico de distribución de moléculas en dos fases, una estacionaria que puede ser líquido o sólido y una móvil que es un gas transportador. Esta técnica es utilizada para la separación, identificación y cuantificación de una mezcla. En la cromatografía de gases, los agentes de separación son sólidos adsorbentes que constituyen el empaque de las columnas.

Aquí una muestra gaseosa se inyecta al instrumento, donde se vaporiza y pasa a través de una columna. Las propiedades físicas de los componentes individuales, tales como tamaño molecular, punto de ebullición y polaridad, ocasionan que ellos fluyan a diferentes velocidades, a través de la columna y se separen en mayor o menor grado. Todos los componentes pasan a través de la columna y emergen en orden inverso a la afinidad que tengan con los materiales de la columna. Pero normalmente tienden a separarse de acuerdo con el peso molecular y con el punto de ebullición. Se usa un detector para identificar los componentes de interés que salen de las columnas de separación. Se usa un detector de conductividad térmico para medir las concentraciones a nivel porcentual. Existe cromatografía en laboratorio y cromatografía en línea.

## **11 ODORIZADORES.**

Antes de entregar el gas a las redes del distribuidor, se le agrega algo de olor desagradable ya que hasta este momento se ha transportado inodoro y se requiere que sea percibido antes de que alcance su límite inferior de inflamabilidad. Como el gas natural alcanza su límite inferior de inflamabilidad cuando tiene una concentración aproximada de 5% en aire, el odorizador debe permitir detectarlo cuando esta concentración sea solo del 1 %.

El odorizador debe poder introducir el odorizante al gas sin una variación

amplia en el nivel de odorización. Existen varios tipos de odorizadores, de mayor o menor complejidad y de varias capacidades. El más común es el de tipo “Bypass”, que opera autónomamente, sin partes o piezas mecánicas, por lo que es muy confiable.

Este odorizador se instala en el “Bypass” de una válvula de la estación parcialmente cerrada o en una placa de orificio. La presión diferencial creada por la restricción en la línea principal se usa para producir un flujo de gas a través del odorizador, el cual es proporcional al flujo sobre la línea principal. La uniformidad de la odorización depende de que se mantenga la proporción establecida, a través de un amplio rango de condiciones de flujo en la línea principal, esto se logra a través de la instalación de una válvula de precisión en la línea de Bypass, aguas arriba del punto de odorización. Esta válvula de precisión y la restricción en la línea principal crean la condición de dos orificios en paralelo, ocasionando que el flujo de gas a través del Bypass permanezca proporcional a las variaciones del flujo en la línea principal. Los cambios en la presión de la línea se pueden compensar fácilmente, mediante un simple ajuste de la válvula.

Otros tipos de odorizadores son: de mecha, de burbujeo, de goteo, de bomba, de medidor y bomba, combinaciones de los sistemas anteriores, dosificadores electrónicos.

# CAPITULO IV: INSTRUMENTOS Y CONTROL DE PROCESOS

## 1 DESARROLLO DE SISTEMA DE CONTROL DE PROCESO

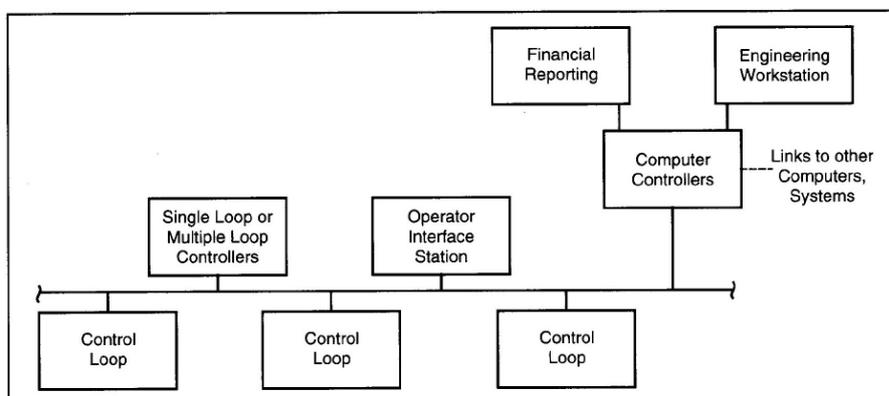
Los primeros sistemas de control de proceso eran utilizados localmente montados en los instrumentos y los reguladores. Los reguladores eran típicamente neumáticos y localizados cerca del punto de medición y de la válvula de control. Los operadores tenían que ir físicamente al regulador a cambiar puntos de ajuste o a tomar medidas. Estos sistemas todavía se utilizan hoy en muchas de las instalaciones viejas en tierra. Mientras que los procesos llegaron a ser más complejos, el uso de las Salas de Control era necesario para mejorar la eficacia de la operación y la eficacia de la planta. Las Salas de Control también disminuyeron requisitos de los personales y dieron lugar a un mejor control de calidad

A mediados de los años 70 fueron instalados los primeros sistemas de control distribuido (DCS). Su introducción fue estimulada por la necesidad de sistemas de control más confiables y el desarrollo del microprocesador.

El control distribuido es más una filosofía de control que el hardware real. En el DCS, las funciones de control tales como entradas y salidas (I/O), o rutinas de la simulación y de la optimización son "distribuidos" al control de señales. Los reguladores son microprocesadores capaces de realizar una variedad de algoritmos en la señal de control. Éstos pueden incluir las funciones clásicas del PID así como proporcionalidad, linealidad, cascada, alarma y parada. Se necesita solo una computadora central para tales funciones, mejorando la confiabilidad, el ahorro de dinero y la aceleración de respuestas en los procesos.

Hay varias configuraciones de DCS, pero todos contienen elementos similares: reguladores alejados, reguladores programables de la lógica (PLCs); una red de comunicaciones llamado a menudo una "vía de datos"; y una estación del interfaz de operador, generalmente un teclado y pantalla de la consola. La mayoría de los sistemas también incluyen una computadora principal para la información de los datos e interconectan con los sitios de trabajo de la ingeniería o la información

financiera.



**Figura 12: Esquema de un Sistema de Control Distribuido (DCS)**

La transmisión de datos es típicamente digital y las carreteras de datos redundantes están instaladas a menudo para maximizar confiabilidad de sistema. Puesto que muchas de las funciones de control complejas han sido "distribuidos" al regulador programable (realmente un microprocesador) el sistema de control completo no sufre si un regulador falla. Se utilizan los Controladores de lazo simple (SLCs) y los reguladores de lazo múltiple (MLCs). Un SLC maneja solamente un solo lazo de control mientras que un MLC puede manejar varios lazos de control y permitir que la información sea transmitida entre los lazos. El MLCs es de uso frecuente en sistemas de control interactivos tales como en los fraccionadores. SLCs es más confiable puesto que una falta del regulador afecta solamente a un lazo.

Otra ventaja de DCS es la capacidad de ejecutar rutinas de la optimización en todo el sistema de control. La optimización permite que los puntos de ajuste en varios lazos de control de proceso sean ajustados basados en consideraciones económicas.

Los algoritmos tales como simuladores, controles proporcionales, calculadoras se pueden manejar en el regulador distribuido mientras que los cálculos de los resultados se hacen en la computadora central. De esta manera como el producto/costes de energía cambia, la operación del equipo de proceso también cambia para maximizar beneficio. Este tipo de sistema de control ha sido especialmente popular para el control de fraccionadores de NGL.

Para todo tipo de sistema de control usado es imprescindible que el personal responsable implicada en el diseño y la operación entienda el proceso. Pues, todos

los lazos de control manipulan una energía o un balance material. Sin una comprensión de los principios termodinámicos y de las relaciones principales que son la base del proceso, es imposible construir un sistema de control eficaz incluso con las capacidades del microprocesador disponibles hoy. Una precaución final, mientras que el hardware por microprocesador del control es más versátil, compacto y confiable que los antiguos sistemas análogos se requiere de personal mejor entrenado. Las compañías deben estar dispuestas a invertir más dinero para entrenar a sus operadores y al personal de instrumentación para utilizar y para mantener con eficacia estos equipos.

### **1.1 MEDIDA DE NIVEL Y CONTROL**

La medida y el control del nivel líquido es una parte integrante de planta y de proceso del campo. Se utilizan un número de mecanismos. Los de uso frecuentes en la producción de petróleo y del gas y el proceso son:

- Válvula operada mecánica o neumática actuada por un flotador.
- Válvula de control actuada por un el desplazamiento del "flotador"
- Válvula de control actuada por una célula DP.

La opción del mecanismo de control depende de la presión, del flujo y de las necesidades del servicio. En un separador horizontal puede ser necesario llevar a cabo un nivel constante, más constante que en un separador vertical. En algunos recipientes el nivel se permite fluctuar para recibir los flujos intermitentes.

El sistema de control de nivel más simple utiliza un flotador que se levante y caiga con el nivel; flota en el líquido. El más simple de éstos es un flotador operada mecánicamente por una válvula de petróleo donde el movimiento del flotador actúa una válvula a través de un acoplamiento. Hasta presiones de cerca de 800 kPa [115 psia] éstos son elementos de equipos confiables. A presiones más altas la fuerza requerida para accionar la válvula excede la capacidad del flotador.

A presiones cerca de 5.0 MPa [725 psia] este flotador será combinado normalmente con una válvula operada neumáticamente. Esto es una unidad estándar en los separadores verticales en usos para la separación del petróleo. Es un sistema simple pero de rango limitado y no puede trabajar bien en usos sensibles de control de nivel.

El desplazamiento del "flotador" es el control de nivel de uso general en

operaciones de producción. El tipo “flotador” de desplazamiento no es un flotador realmente puesto que el movimiento total es generalmente menos de un cuarto pulgada. Este opera con el principio de Arquímedes que indica que un cuerpo es empujado por una fuerza igual al peso de líquido desplazado.

Este medidor de nivel es un elemento de desplazamiento generalmente de un diámetro de 76 milímetros [3 pulgadas]. Para el servicio normal de nivel es 360-380 milímetros [14-15 pulgadas] de largo. La masa especificada del flotador varía dependiendo de la densidad del fluido.

En el control "estándar" el flotador se ata a un tubo de torque por medio de una barra del flotador. El fuerza torsional es el peso del flotador tantas veces es la longitud de la barra del flotador. Se ata una pequeña aleta al extremo del tubo de torque. Este se mueve con el cambio de la fuerza de torque para efectuar la relación de corrimiento del piloto neumático y así la presión sobre el diafragma de actuador de la válvula.

#### **1.1.1 Otros tipos de medidores de nivel.**

Un instrumento de la capacitancia consiste en una barra de metal cubierta con el aislamiento del Teflón si el líquido conduce electricidad. Si el líquido es dieléctrico consiste en una barra de metal dentro de un tubo del metal. La capacitancia del sistema varía linealmente con los cambios de nivel. El cambio correspondiente de la señal se puede utilizar en el control de nivel.

Un instrumento acústico y ultrasónico utiliza ondas encima de los 20 kHz transmitidos por un transductor/sensor que es rebotado en la superficie líquida. Esto se puede utilizar para medir interfaces de líquido-espuma, los sólidos, las mezclas, etc.

Los instrumentos de radiación utilizan rayos gama de fuentes como el radio o el cobalto 60. Una serie de células de medición en un plano vertical detecta la radiación recibida a través del recipiente. La relación de Geiger-Mueller es más baja a través del líquido que a través del gas. Debido a los problemas del peligro potencial las aplicaciones de este instrumento es limitado.

Muchos otros instrumentos de medida, calibradores de tensión y similares, también se han utilizado, pero tienen poco uso práctico en sistemas de petróleo y de gas.

## **1.2 MEDIDA DE LA PRESIÓN**

El método más común de medida de la presión en sistemas neumáticos es el tubo de bordón. Los tubos de bordón se fabrican en un número de rangos de presión. Trabajan en el principio de deformación elástica del tubo que, alternadamente, mueve un arreglo del orificio - aleta similar.

## **1.3 MEDIDA Y CONTROL DE LA TEMPERATURA**

La temperatura es la más difícil de todas las variables de proceso de controlar. Los sistemas del control de la temperatura son caracterizados por proceso grande y la medida se retrasa. Los reguladores de temperatura (con excepción los de acción directa) pueden emplear la acción derivada (del rango) para contrariar el retraso del sistema y para acelerar respuesta de regulador.

### **1.3.1 Medida de la temperatura**

Puesto que la temperatura es un concepto indicativo de "actividad" molecular; no puede ser medido directamente, sino debe ser medido por inferencia. Las maneras de las cuales la temperatura puede ser deducida incluyen: extensión y contracción de líquidos y metales, cambios en volumen o la presión del gas, cambio en resistencia eléctrica e intensidad de la radiación emitida. Los dispositivos más comunes de la medida de la temperatura son:

- a) Termómetros: de mercurio y Bimetal
- b) Termopares
- c) Dispositivos de la resistencia eléctrica
- d) Pirómetros de radiación

La selección del mejor sensor para un uso dado es una función de la gama de temperaturas, de la exactitud, de la velocidad de la respuesta, del coste inicial y de los requisitos de mantenimiento.

Sin importar el aparato de medición usado le debe ser insertado en una punta de prueba para medir la temperatura dentro de un recipiente o de una tubería.

La temperatura en la punta de prueba es el resultado de tres procesos del traspaso térmico: traspaso térmico por la convección entre el líquido que fluye y la extremidad, conducción a lo largo de la punta de prueba, y aumento o pérdida del radiación o desde las paredes. El error en la temperatura medida puede ser

particularmente grande en las corrientes de gas caliente que atraviesan la tubería sin aislar. Usando una punta de prueba como (A), la temperatura registrada puede ser 10-20% menor. Esto es debido a la transferencia relativamente pobre de la convección a la punta de prueba comparada a las pérdidas radiantes a la pared. Aislar la punta de prueba como en (B) previene el efecto de la pared más fría y aumenta la medida de la temperatura.

## **2 SISTEMAS DE ALIVIO DE PRESIÓN**

Las instalaciones de producción y de proceso se diseñan mecánicamente para funcionar en un marco definido. Las excursiones fuera de este marco pueden llevar a la falla de equipo y/o a la pérdida de contención. Los sistemas de alivio de presión son una parte integrante del sistema de salvaguardia usado para proteger los equipos del proceso.

El API 14C especifica dos niveles de protección para un sistema de proceso además del esquema de control normal de los procesos. El primer nivel de protección es protección típicamente equipada diseñada para aislar el recipiente de proceso (o la sección del proceso que puede incluir varios recipientes e instalación de tubos que intervienen) de la fuente de sobrepresión. Este sistema debe ser independiente del sistema de control de proceso normal y poseer la suficiente diversidad de componentes para reducir al mínimo las fallas debido a las averías comunes. La segunda y la última línea de defensa es con frecuencia una válvula de descarga de presión; aunque en algunos casos los sistemas instrumentados se hayan utilizado en lugar de las válvulas de descarga. Estos sistemas se refieren como sistemas de HIPP (alta protección de la integridad del proceso) y se utilizan a menudo para reducir al mínimo volúmenes de alivio en emergencia, por lo tanto el tamaño de sistema de flare. El uso más común de estos sistemas es en líneas de flujo y tuberías.

Se debe observar que un diseño mecánico completamente clasificado también se puede también utilizar para reducir al mínimo la capacidad de relevación de presión. En estos diseños la presión del diseño sobre la cual se basa el diseño mecánico es mayor que la fuente de sobrepresión.

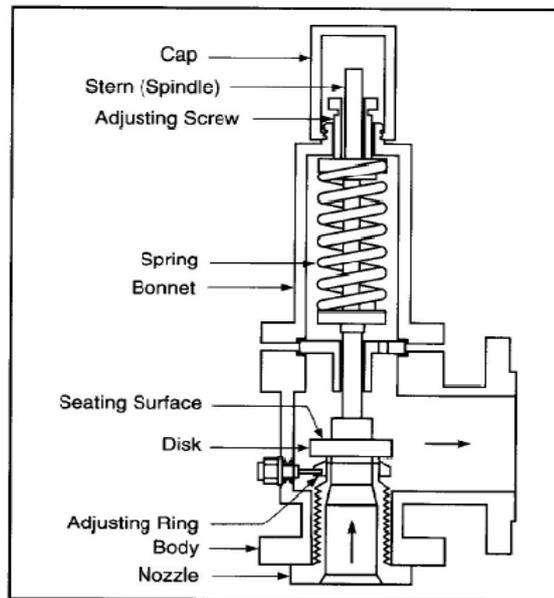
El diseño, la selección y la instalación de los sistemas de la relevación de presión se discute en muchos códigos. Los enumerados abajo son ampliamente utilizados en la industria del Petróleo y Gas.

- La sección VIII ASME del Código de Calderos y Recipiente a Presión
- El API RP520 recomienda la práctica para el diseño y la instalación de sistemas de Presión-Alivio en refinerías: Parte I Diseño, Parte II Instalación
- Guía del API RP521 para la Relevación de Presión y los Sistemas de Depresuramiento

## **2.1 Clasificación de Válvulas de Alivio**

### **2.1.1 Válvulas de alivio convencionales**

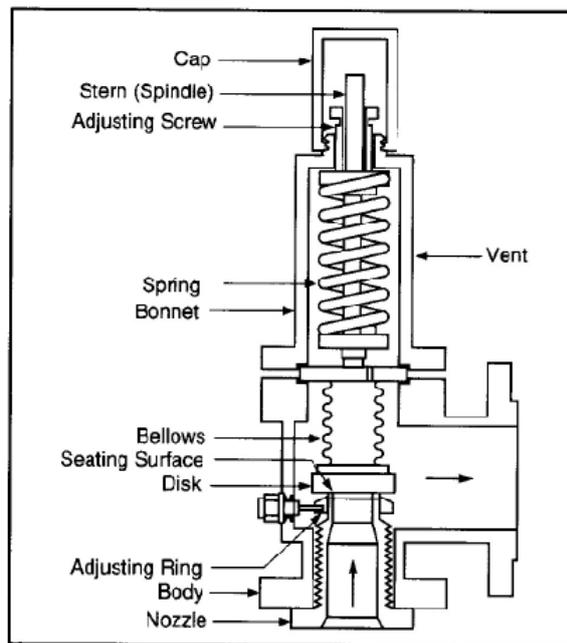
Se utilizan típicamente en los sistemas de relevo abierto donde la corriente que pasa a través de la válvula se ventea directamente a la atmósfera. Las válvulas convencionales son simples, robustas y baratas, pero su capacidad puede ser restringida seriamente si existe contrapresión en la válvula. Esto es porque el “back pressure” aumenta la fuerza del asiento en la válvula y puede que la válvula no abra a la presión del sistema. Las válvulas convencionales no deben ser utilizadas si la contrapresión excede el 10% de la presión del sistema. Ésta es la razón primaria por la que las válvulas convencionales se utilizan raramente en sistemas cerrados de la relevación. Otra preocupación en válvulas convencionales es “chatter”. El “chatter” ocurre cuando el “back pressure built up” del flujo de alivio cierra la válvula después de que se abra. La válvula entonces traquetea mientras que se abre y se cierra en varias ocasiones. El “chatter” causa con frecuencia falla de la válvula. La figura 16 muestra una válvula de descarga convencional.



**Figura 13: Válvula de Alivio Convencional con un resorte simple de ajuste para control del “Blow Down”**

### 2.1.2 Válvulas de alivio balanceadas

Se utilizan un pistón o fuelles para reducir el efecto de la contrapresión sobre la válvula. La figura 14 demuestra un tipo fuelles balanceados en la válvula de alivio. El área cubierta por los fuelles es igual al área del asiento y los fuelles es ventado a la atmósfera, así que la contra presión tiene mucho menos efecto sobre la presión a la cual la válvula se abre y también releva capacidad. Las válvulas de fuelles generalmente balanceadas se utilizan en los sistemas donde la contra presión no excede cerca de 30% de la presión seteadas; por lo tanto pueden ser utilizadas en los sistemas los cuales ventean a flares. Las válvulas equilibradas son más complejas que las válvulas convencionales y la corrosión o la fatiga de los fuelles pueden comprometer su funcionamiento.

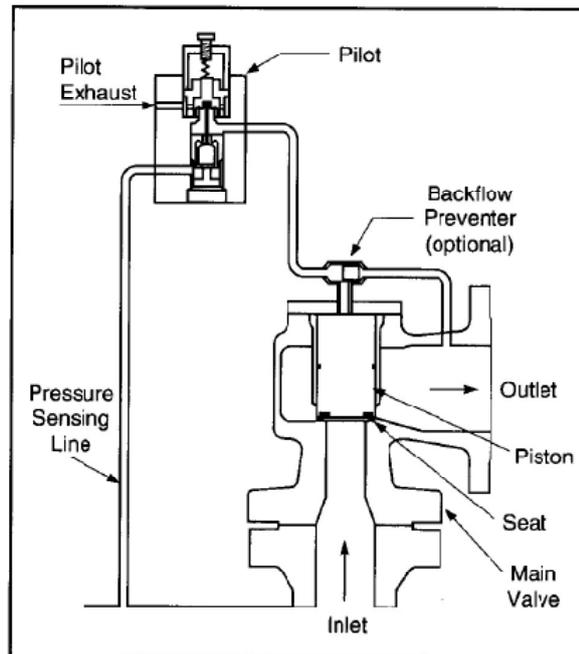


**Figura 14: Válvula de alivio balanceada**

### 2.1.3 Válvulas de alivio con piloto

La fuerza del asiento es suministrada por la presión del recipiente a través de un piloto neumático a la parte trasera de un pistón. La siguiente figura 15 muestra una válvula de alivio con piloto. Puesto que el área en la parte trasera del pistón es mayor que el área del asiento, la fuerza del asiento está en un máximo apenas debajo de la presión seteada.

Cuando se alcanza la presión seteada, el piloto ventea a la presión sobre el pistón a la atmósfera y la válvula se abre. Las válvulas operadas con piloto tienen una alta capacidad, pueden funcionar con una contra presión cercana al 50% sin pérdida de la capacidad y permitir que el recipiente de proceso opere mucho más cerca a la presión de seteo. Por una parte es muy importante que mantengan las líneas y al piloto limpios. Estas válvulas no se recomiendan en servicio de fluido sucio potencial presencia de agua. Son probablemente el tipo más común de válvula de alivio usado en instalaciones de producción/proceso.



**Figura 15: Válvula de alivio con piloto**

Las válvulas convencionales y balanceadas utilizan un resorte para sostener el plug de de válvula en el asiento cuando la presión del recipiente está debajo de la presión seteadas en la válvula de alivio. Las válvulas con piloto utilizan un pistón para mantener la válvula cerrada.

#### **2.1.4 Los discos de ruptura**

Se pueden utilizar en lugar de las válvulas de alivio. Hay varios tipos. Son simples, baratos, robustos y tienen una capacidad más alta que una válvula de descarga. Las desventajas son bastante obvias. Relevar el contenido entero del sistema, requiriendo la parada del sistema. No pueden ser probadas y sufren de fatiga cuando están funcionadas por períodos prolongados cerca de su presión de ruptura. Todavía encuentran muchos usos en el proceso de aceite y del gas. Están instalados a menudo antes de una válvula de alivio para prevenir fugas, particularmente cuando el líquido es tóxico o costoso (ejemplo Freón). También los utilizan en intercambiadores de casco y tubos para proteger al lado de la casco del intercambiador contra la sobrepresión si una falla del tubo ocurre en el servicio de alta presión.

#### **2.2 Dimensionamiento de válvulas de alivio**

La ecuación siguiente se puede utilizar para dimensionamiento de las válvulas

de alivio en servicios del Gas Natural.

$$w = (B)CK_0AP_1\sqrt{M/zT} \quad \text{Ecuación 32}$$

Donde:

	SI	FPS
w = la masa a través de la válvula	Kg/h	Lb/hr
B = constante de conversión	$7.6 \times 10^{-5}$	1.0
C = factor dependiendo del cociente de calor específico	-	-
$K_0$ = coeficiente de descarga de la válvula	Obtenido del fabricante	
A = área eficaz de la descarga de la válvula	mm <sup>2</sup>	In <sup>2</sup>
$P_1$ = presión de alivio aguas arriba	kPa(a)	Psia
M = peso molecular del gas	-	-
T = temperatura de la entrada	K	°R
z = factor de compresibilidad	-	-

La presión de alivio aguas arriba,  $P_1$ , en kPa(g) o psig es igual a la presión de seteo más (la sobrepresión permitida y la presión atmosférica. Se define la sobrepresión como el aumento de la presión sobre la presión de seteo del dispositivo de alivio. La Figura 18: Relaciones de presión para una válvula de alivio ilustra varios términos de la válvula de alivio. Si la presión de seteo es igual a la presión de operación máxima permitida (MAWP) del recipiente, la sobrepresión es el 10% del MAWP para los recipientes a presión protegidos por una sola válvula. Si la presión de seteo es menos que el MAWP del recipiente la sobrepresión puede ser mayor.

La Ecuación 32 no debe ser utilizada cuando el flujo que atraviese la válvula está en el flujo crítico que es típicamente el caso si la relación de presión es mayor de 2:1. Si la contrapresión en la válvula excede la contrapresión del flujo crítico, la ecuación se debe modificar para tomar en cuenta la presión aguas abajo. Los fabricantes de la válvula de descarga utilizan tamaños estándar del orificio en válvulas de descarga. Estos tamaños estándar se resumen en las tablas que sigue junto con los valores del "C".

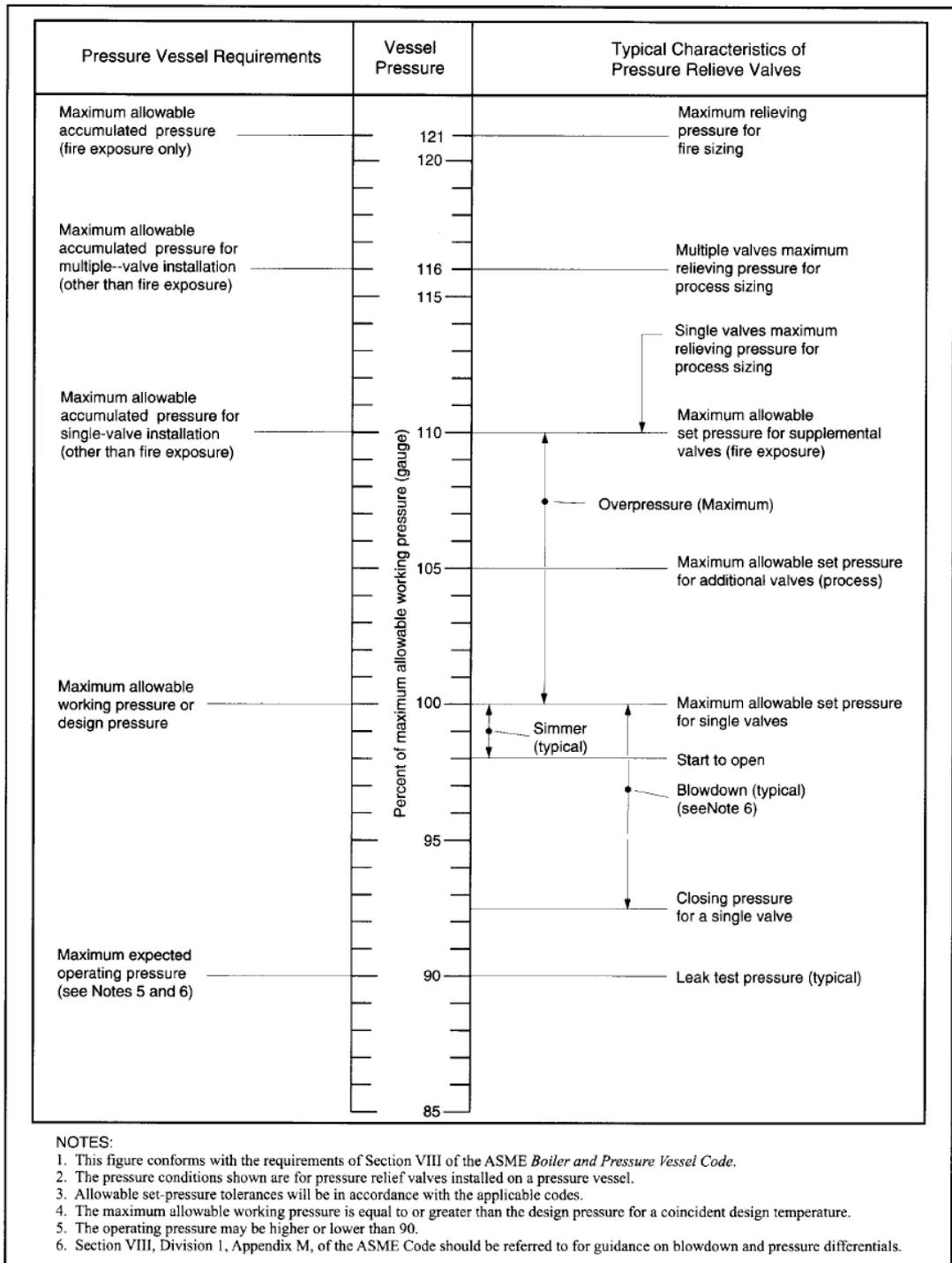
**Figura 16: Tamaños del orificio de válvulas de alivio**

<b>k</b>	<b>C</b>
1.00	315
1.10	327
1.16	333
1.20	337
1.25	342
1.30	347
1.35	351
1.40	356

where: k = heat capacity ratio =  $C_p/C_v$

**Figura 17: Valores de “C”**

<b>Orifice</b>	<b>Area</b>		<b>Orifice</b>	<b>Area</b>	
	<b>mm<sup>2</sup></b>	<b>in<sup>2</sup></b>		<b>mm<sup>2</sup></b>	<b>in<sup>2</sup></b>
D	71.0	0.110	L	1841.	2.853
E	126.5	0.196	M	2323.	3.60
F	198.1	0.307	N	2800.	4.34
G	324.6	0.503	P	4116.	6.38
H	506.5	0.785	Q	7129.	11.05
J	830.3	1.287	R	10 323.	16.0
K	1186.	1.838	T	16 774.	26.0



**Figura 18: Relaciones de presión para una válvula de alivio**

### 3 SCADA

Son las siglas de Supervisión Control y Adquisición de Datos. También algunos autores lo definen como la tecnología que habilita la colección de datos de locaciones remotas, así como el envío de información a estas locaciones. El Scada

permite que se omita la necesidad de tener operadores en estas locaciones alejadas, que a partir de ahora serán conocidas como estaciones remotas.

Un sistema Scada permite que un operador, ubicado en una estación central a grandes distancias de la ubicación de los procesos industriales, pueda hacer ajustes o cambios en los controladores locales de los procesos. Tal es el caso de abrir o cerrar válvulas a distancias, conocer el estado de los interruptores de seguridad de un sistema, monitorear el estado de las alarmas del proceso y obtener información de las variables del proceso involucradas.

Cuando la distancia de los procesos llega a ser muy grande: cientos o miles de kilómetros desde un punto a otro, los beneficios en reducir costos de visitas de rutinas pueden ser apreciadas. El valor de los beneficios se incrementa si la zona a visitar es poco accesible. Los programas necesarios y en su caso, el hardware adicional que se necesite, se denomina, en general, sistema SCADA.

Un SCADA debe cumplir varios objetivos para que su instalación sea perfectamente aprovechada:

- Deben ser sistemas de arquitectura abierta, capaces de crecer o adaptarse según las necesidades cambiantes de la empresa.
- Deben comunicarse con total facilidad y de forma transparente al usuario con el equipo de planta y con el resto de la empresa (redes locales. y de gestión).
- Deben ser programas sencillos de instalar, sin excesivas exigencias de hardware y fáciles de utilizar, con interfaces amigables para el usuario.

### **3.1 Clasificación de los Sistema Scada**

Los sistemas SCADA se caracterizan por una gran diversidad, dependiendo del proceso que controlan, tecnología utilizada, localización geográfica, etc. A continuación se agrupan los sistemas Scada según su distribución geográfica, ya que comparten características desde este punto de vista.

Las descripciones generales del hardware y el software básicos utilizados en cada sistema son en general válido encontrándose diferencias mayores en el software de aplicación, que se adapta a cada caso.

Sistemas con desarrollo Lineal

- Oleoductos.
- Gasoductos.
- Poliductos.
- Acueductos,
- Redes de ferrocarriles y subterráneo.
- Redes de distribución de energía eléctrica.

Sistemas ramificados

En este caso el sistema abarca una superficie importante:

- Yacimientos,
- Redes de distribución de gas, agua o electricidad.
- Los sistemas asociados a estos procesos que dependen en forma importante de sus características particulares.

## **3.2 Componentes del Sistema Scada**

### **3.2.1 La Estación Maestra O Master**

Recibe datos de las condiciones de los equipos en campo que es enviada por las estaciones remotas (RTU). Procesa la información y envía comandos a las estaciones remotas para mantener las variables de los procesos dentro de los parámetros establecidos. La estación maestra dependiendo del tipo de sistema Scada a implementar puede ser una PC con un software de supervisión y control. En muchos casos se opta por trabajar con un PLC con capacidad de comunicación que realizaría la tarea de leer la información de las unidades remotas.

### **3.2.2 Las Unidades Remotas o RTU**

Controlan todas las señales de entrada y salida del campo como válvulas, equipos de medición, motores, etc. Monitorean las condiciones de los dispositivos de campo y almacenan los estados de las alarmas. Envían los estados y alarmas de los equipos en campo y reciben comandos de la estación maestra.

Algunos autores clasifican a las RTU es unidades tontas y unidades inteligentes. En los inicios de los sistemas Scada era común instalar unidades tontas que sólo se encargaban de enviar información a la estación maestra y esta estación tomaba la decisión y se la transmitía al RTU.

En la actualidad las RTU tontas sido reemplazados por los RTU inteligentes que básicamente son pequeños PLC's que tienen capacidad de comunicaciones y se encargan de hacer un control de procesos en forma local y posteriormente la estación

maestra se informa de la acción tomada por la RTU a fin de actualizar su registro de los datos.

Otros autores clasifican a las RTU dependiendo del número de señales de entrada salida que maneja cada equipo. Se considera a un RTU con menos de 100 señales de I/O como pequeñas, hasta 500 I/O como medianas y mayores a 500 I/O como grandes.

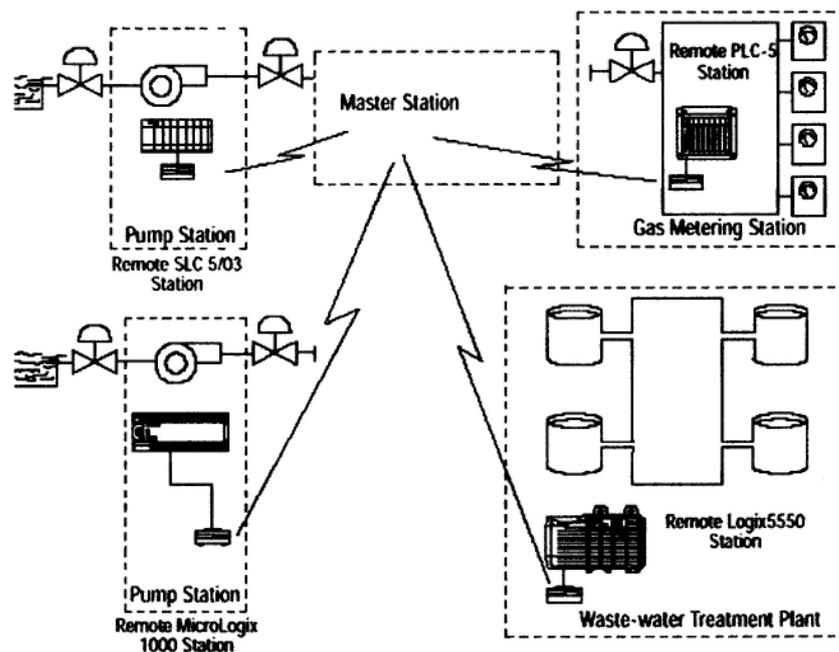


Figura 19: Componentes de un Sistema Scada

### 3.3 Red de Comunicaciones (Telemetría)

Permite establecer el intercambio de información entre la estación maestra y las unidades remotas. Cuando hablamos de telemetría nos referimos básicamente a tres componentes:

- **La topología usada:** Corresponde al arreglo geométrico de los nodos. Entre los principales se tiene el punto a punto, punto a multipunto, etc.
- **Modo de transmisión:** Es la forma como viaja la información entre los distintos nodos de la red. Se puede tener dos modos principales: Full Dúplex y Half Dúplex.
- **El medio utilizado:** Corresponde al tipo de medio utilizado para enviar y recibir la información. Puede ser una línea física dedicada, a través del medio atmosférico, a través de las líneas de alta tensión,

etc.

### **3.4 La estación de Supervisión**

Permite la visualización gráfica del estado del proceso, es decir proporciona al operador las funciones de control y supervisión de la planta. El proceso se representa mediante sinópticos almacenados en el ordenador de proceso y generados desde el editor incorporado en el SCADA o importados desde otra aplicación durante la configuración del paquete.

Algunos softwares de supervisión:

- RSVIEW32, de Rockwell Software.
- InTouch, de Wonderware.
- WinCC, de Siemens.
- Coros LS-B/Win, de Siemens.
- SYSMAC SCS, de Omron.
- FIXDMACS, de Omron-Intellution.

Un software de supervisión SCADA debe estar en disposición para ofrecer las siguientes prestaciones:

- Posibilidad de crear paneles de alarma, que exigen la presencia del operador para reconocer una parada o situación de alarma, con registro de incidencias.
- Generación de históricos de señal de planta, que pueden ser volcados para su proceso sobre una hoja de cálculo.
- Ejecución de programas que modifican la ley de control o incluso, el programa total sobre el autómata, bajo ciertas condiciones.
- Posibilidad de programación numérica, que permite realizar cálculos aritméticos de elevada resolución sobre la CPU del ordenador y no sobre la del autómata, menos especializado, etc.

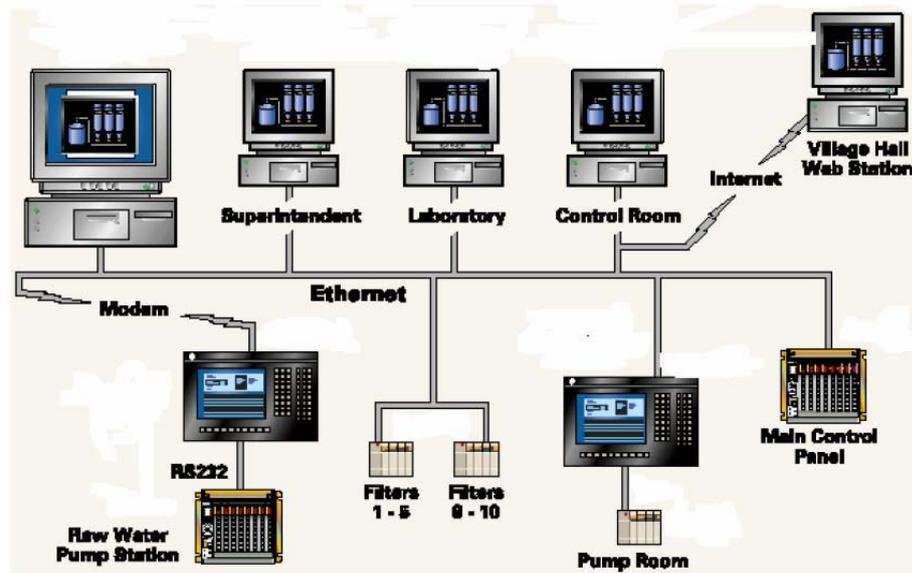


Figura 20: Estación de Supervisión

## 4 CONTROL DE PROCESOS

### 4.1 Descripción Funcional

Desde el punto de vista de la funcionalidad, el sistema comprende tres partes o grupos funcionales:

#### a) Sistema del Control Básico de Procesos BPCS

Son los instrumentos que forman parte del Control Básico de procesos, en este texto se agrupan todos los instrumentos pertenecientes a este sistema unidad por unidad.

Este grupo incluye los transmisores y actuadores necesarios para cumplir las necesidades de operación dictadas por la funcionalidad de la planta. Básicamente estos equipos son: Indicadores locales, transmisores de nivel, temperatura, flujo, válvulas, motores, controladores y detectores F&G.

#### b) Sistema Instrumentado de Seguridad SIS

Sistema Instrumentado de Seguridad formado por los siguientes sistemas:

- Sistema ESD.- Son los instrumentos que forman parte del sistema de paradas de emergencia, son instrumentos separados del sistema BPCS
- Sistema LDS.- Sistema de detección de fuga de gas en gasoducto
- Sistema F&G.- Sistema de Detección de Fuego y Gas
- Sistema CCTV.- Sistema de Circuito Cerrado de TV.

## **4.2 Centro de Control**

El Centro de Control será diseñado para cumplir todas las necesidades del sistema en cuanto a disponibilidad, funcionalidad y alta tecnología.

Asimismo, para la comunicación exterior de soporte telefónico se prevé instalar un módem con el fin de poder realizar un mantenimiento de software correctivo o preventivo a larga distancia en aquellos casos en los que se requiera una asistencia técnica inmediata.

El núcleo fundamental del sistema de control es el Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA), software estándar empleado en todas aquellas funciones del sistema de control, desarrollándose programas especiales para funciones particulares del sistema.

La interfase gráfica con el usuario será de amplia aplicación comercial se recomienda la herramienta GUIDE (Guide User Development Environment) o un equivalente, considerada como estándar en el mercado para aplicaciones en tiempo real de sistemas de telemando y control. Este software de aplicación está dotado de diálogos, botoneras, barras de menú, etc. Dentro de un entorno de multiventanas, consiguiendo así que la interfase hombre-máquina sea "amigable" y que el operador precise memorizar un mínimo de conocimientos sobre sistema informático.

# CAPITULO V: DATOS BÁSICOS DE DISEÑO

## 1 ESPECIFICACIONES DEL GAS NATURAL DEL GASODUCTO DE CAMISEA.

Se muestran los datos meteorológicos, climatológicos, las características geográficas y datos de propiedades fisicoquímicas del Gas Natural a las diferentes condiciones de presión y temperatura de la planta.

**Tabla 2: Condiciones Ambientales. Captación de la Tubería Principal de Camisea y Central Térmica**

<b>CONDICIONES AMBIENTALES</b>	<b>Pto. de Captación</b>	<b>Central Térmica</b>
Altitud:	375 msnm	220 msnm
Temperatura ambiente:	15 a 35°C	15 a 35°C
Humedad relativa:	70 a 90%	70 a 90%
Precipitaciones:	100 mm	100 mm
Horas medias de sol:	12	12

**Tabla 3: Análisis cromatográfico de la calidad del gas natural de Camisea**

<b>COMPONENTE</b>	<b>RESULTADO</b>
H <sub>2</sub> S	0,00 % molar
CO <sub>2</sub>	0,22% molar
Inerte totales	1.2% molar
Agua Libre	0.0 % molar
Vapor de Agua	Gas Natural saturado

**Tabla 4: Características del gas natural de Camisea**

<b>COMPONENTE</b>	<b>RESULTADO</b>
Punto de rocío de hidrocarburos	-50.0 a -56° C @ 5.5 mPa
Tamaño máximo de sólidos (asumido)	50% > 10 micrones 10 micrones > 40% > 5 micrones 10% < 5 micrones
Tamaño máximo de líquidos	2,5 micrones

**Tabla 5: Composición molar del gas para el servicio de gas combustible en el punto de derivación del gasoducto**

<b>COMPONENTES</b>	<b>FORMULA</b>	<b>% MOLAR</b>
Sulfhídrico	SH <sub>2</sub>	0,000
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.9621
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0,2224
Metano	C <sub>1</sub>	87,9457
Etano	C <sub>2</sub>	10,6498
Propano	C <sub>3</sub>	0,2013
Iso-Butano	i-C <sub>4</sub>	0,0059
Normal-Butano	n-C <sub>4</sub>	0.0086
Iso-Pentano	i-C <sub>5</sub>	0.0010
Normal-Pentano	n-C <sub>5</sub>	0,0007
Hexano	C <sub>6</sub>	0.0024
Heptano	C <sub>7</sub>	0,000
Octano	C <sub>8</sub>	0,000
Nonano	C <sub>9</sub>	0,000
Decano	C <sub>10</sub>	0,000
EGlicol	EGlicol	0,000
Agua	H <sub>2</sub> O	0,39
<b>TOTAL</b>		<b>100,00</b>

**Tabla 6: Cálculo de las propiedades críticas del Gas y Peso molecular promedio**

COMPONENTES	Fórmula	Frac. Molar, y <sub>i</sub>	Temp. Crítica T <sub>ci</sub> , °K	Temp. Pseudocrítica T <sub>pc</sub> , °K	Pres. Crítica P <sub>ci</sub> , kPa	Pres. Pseudocrítica P <sub>pc</sub> , kPa	Peso molecular, MW	Peso molecular de la mezcla, y <sub>i</sub> . MW
Sulfhídrico	SH <sub>2</sub>	-		-		-	34.0820	-
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.0096	33.0	0.3175	1,293.0	12.44	28.0135	0.2695
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0.0022	304.1	0.6763	7,374.0	16.40	44.0100	0.0979
Metano	CH <sub>4</sub>	0.8795	190.6	167.6245	4,599.0	4,044.62	16.0420	14.1082
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.1065	305.4	32.5245	4,880.0	519.71	30.0690	3.2023
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0020	369.8	0.7444	4,240.0	8.54	44.0960	0.0888
Iso-Butano	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.00006	407.8	0.0241	3,640.0	0.21	58.1220	0.0034
Normal-Butano	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.00009	425.1	0.0366	3,784.0	0.33	58.1220	0.0050
Iso-Pentano	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00001	460.4	0.0046	3,381.0	0.03	72.1490	0.0007
Normal-Pentano	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00001	469.6	0.0033	3,365.0	0.02	72.1490	0.0005
Hexano	n- C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.00002	507.5	0.0122	3,012.0	0.07	86.1750	0.0021
Heptano	C <sub>7</sub>	-		-		-	100.2020	-
Octano	C <sub>8</sub>	-		-		-	114.2290	-
Nonano	C <sub>9</sub>	-		-		-	128.2550	-
Decano	C <sub>10</sub>	-		-		-	142.2820	-
EGlicol	EGlicol	-		-		-		-
Agua	H <sub>2</sub> O	-					18.0153	
<b>TOTAL</b>		<b>1.0000</b>		<b>201.97</b>		<b>4,602.38</b>		<b>17.7784</b>

**Tabla 7: Resumen de propiedades del Gas Natural**

Propiedad	Valor
Temperatura Pseudo crítica	202 °K
Presión Pseudo crítica	4602 kPa
Peso Molecular Promedio	17.78 kg/kg-mol
G: $Den_{Gas}/Den_{aire}$	0.6138

## 2 UBICACIÓN GEOGRAFICA

Las instalaciones para esta planta estarán comprendidas en dos áreas una en la zona de captación del Gasoducto troncal de Camisea y la otra en la zona de la Central Térmica donde se ubicarán los grupos electrógenos y Turbinas a Gas. Denominaremos la Estación ERR (Estación de Regulación y Reparto) donde están ubicados los Grupos Electrógenos y las Turbinas a Gas de la Central Térmica. Se tiene acceso vial por Carretera Vía Los Libertadores km. 22 que conecta en el 226 Km. De la Panamericana Sur de Lima. Ubicación corresponde al Distrito de Independencia de la Provincia de Pisco, Departamento de Ica.

La planta tiene acceso carretero mediante la Carretera Vía Los Libertadores km. 22, a la cual también se conecta el Puerto Marítimo de Pisco (esta vía es una variante que nace en el Km. 226 de la Panamericana Sur).

**Tabla 8: Las condiciones climáticas de la Zona de Independencia-Ica, donde se instalarán los generadores eléctricos**

CONDICIONES CLIMATICAS	MEDIDAS
Altura sobre nivel del mar	220 msnm
Clima	Templado
Temperatura máxima absoluta	28°C
Temperatura mínima absoluta	14°C
Precipitación pluvial anual	10 mm/m2
Humedad relativa media	90%
Presión atmosférica	750 mm Hg
<b>Viento</b>	
Dirección predominante	sur, sur oeste
Velocidad máxima	17 m/s (61 KPH)
Velocidad media	8 m/s (29 KPH)

### 3 CONDICIONES OPERATIVAS

#### 3.1 Capacidad

La capacidad de la Planta será de 30 MMSCFD (millones de pies<sup>3</sup>/día a condiciones estándar 14.7 psia y 60 °F)

**Tabla 9: Condiciones de operación requeridas por la Central Térmica**

	<b>Flujo MMSCFD</b>	<b>Presión barg (psig)</b>	<b>Temperatura °C (°F)</b>	<b>Partículas (micrones)</b>
<b>Generadores Eléctricos</b>	4.0	8.0 (116)	0.0 (32)	1.0
<b>Turbinas a Gas</b>	20.0	28.0 (406)	20.0 (68)	1.0
<b>TOTAL CONSUMO</b>	24.0			
<b>TOTAL SUMINISTRO</b>	30.0 (*)	8 y 28 barg	14.7 y 20 °C	1.0

(\*) El flujo de gas suministrado es mayor al flujo requerido porque considera posibles ampliaciones en el futuro.

#### 3.2 Presiones

La presión barométrica del gas en la entrada a la Planta normalmente estará en el orden de 90-115 bares, sin embargo en condiciones extraordinarias, la presión en la entrada se puede elevar hasta 150 bar (es lo que se llama condiciones de contingencia).

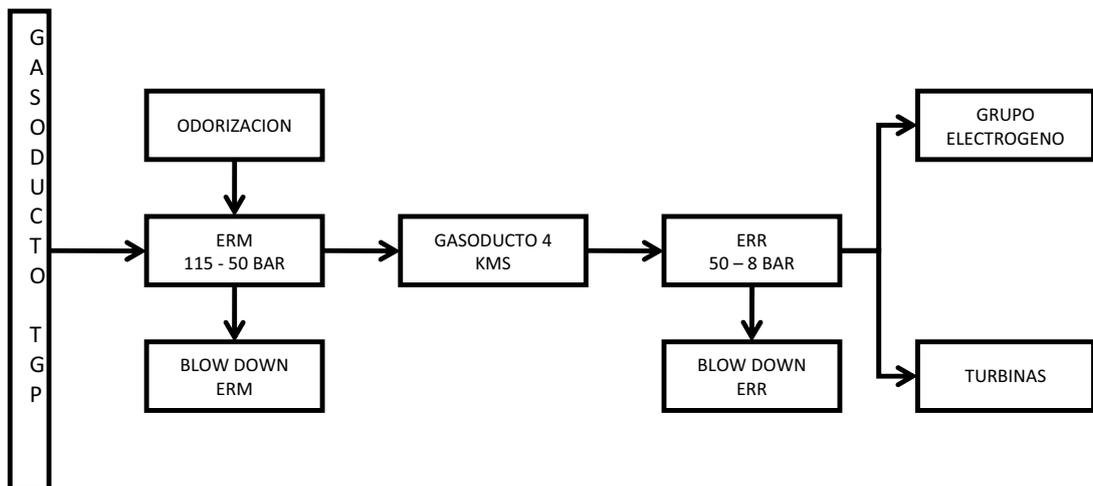
#### 3.3 Temperaturas

La temperatura de ingreso del gas a la Planta estará en el rango de 22 a 30 °C.

# CAPITULO VI: DISEÑO DE INGENIERÍA BÁSICA

El esquema general que se propone para Sistema de suministro de abastecimiento de Gas Natural hacia la Central Térmica se presenta en la figura 26. Este esquema general se ha dividido en 06 áreas:

- Unidad de Regulación y Medición - ERM
- Unidad de Gasoducto
- Unidad de Regulación y Reparto - ERR
- Unidad de la Central Térmica
- Sistema de Odorización
- Sistema Blow Down



**Figura 21: Esquema general del sistema de suministro de Gas Natural a la Central Térmica**

La Central Térmica compuesta de 04 grupos electrógenos y 02 Turbinas a Gas requiere de determinadas condiciones específicas de suministro de Gas Natural para su funcionamiento.

De acuerdo a la Tabla 9 del Capítulo V: Datos Básicos de Diseño, los Grupos Electrógenos requieren una temperatura mínima de 0°C (32 °F), 8 barg (116 Psig) y

máximo 1 micrón de partículas sólidas para su operación normal. Las Turbinas a Gas en cambio requieren una temperatura mínima de 20°C (68 °F), 28 barg (406 Psig).

## **1 UNIDAD DE REGULACIÓN Y MEDICIÓN**

Esta unidad de Regulación y Medición (ERM) es el comienzo del Sistema de suministro de Gas Natural a la Central Térmica, dispondrá de una válvula (HV-102) de protección redundante con la válvula en el lado de TGP. Esta unidad tendrá la función **purificar** el gas natural entregado por TGP, eliminando los aerosoles (hidrocarburos pesados y humedad) y partículas sólidas mayores de 5 micrones. La siguiente función de esta unidad será la **medición** el gas recibido y finalmente **regular** la presión del gas a 45-50 barg para entregarlo a la siguiente unidad. Los equipos de la Unidad de Regulación y Medición serán:

### **1.1 Válvula de emergencia**

Esta válvula tipo bola de emergencia (HV-102) es de protección redundante con la válvula de emergencia de TGP en el sitio. Esta válvula de emergencia, con accionamiento neumático actuará en caso de alarmas y dispositivos de corte por baja presión y las alarmas por alta presión y muy altas presiones

### **1.2 Etapa de Filtrado**

En esta unidad están considerados cuatro filtros de partículas que son recipientes provistos de filtros de fibra de vidrio que retiran las partículas sólidas mayores de 5 micrones contenidas en el gas natural entregado por TGP, asimismo en estos recipientes se retendrá las “bolsonadas” de líquido que acompañe al gas (sobre todo durante las etapas de mantenimiento del gasoducto de TGP), de esta manera se evitará la corrosión del gasoducto y la formación de hidratos en las válvulas de regulación por efecto Joule Thomson.

Esta etapa de filtración tendrá una capacidad de operación de 30 MMSCFD (35400 SM<sup>3</sup>/H) de gas y una capacidad máxima de 33.9 MMSCFD (40000 SM<sup>3</sup>/H). Su presión de diseño es de 130 barg. LA función de esta de filtración será retener partículas hasta 5 micrones mediante dos etapas de filtrado: Los filtros F-102-1A y F-102-1B o sus equipos redundantes F-102-2A y F-102-2B que serán instalados en un circuito paralelo, con el siguiente arreglo.

#### **a) Filtros de Gas de 10 Micrones.**

Estos filtros (F-102-1A / F-102-2A) se especifican para retener partículas

mayores de 10 micrones, debido a que realizará la separación de la mayor cantidad de suciedad proveniente del gasoducto de TGP

Se espera que la temperatura normal de ingreso del gas de TGP sea de 68 °F (20 °C), que la presión de ingreso normal variará entre 90 a 115 barg, y que la caída de presión máxima en los filtros será de 1 barg (14.5 psig), en cuyo instante ocurrirá el cambio al filtro redundante mientras que el otro pase a limpieza de mantenimiento y luego espera al siguiente cambio. El aseguramiento del cambio del tren de filtros se realizará automáticamente mediante medidores de presión diferencial o manualmente después del sonido de la alarma respectiva.

**b) Filtros de Gas de 5 Micrones**

La función principal de esta etapa de filtración (F-102-1B/F-102-2B) es retener partículas de 5 a 10 micrones de diámetro.

La tecnología moderna de filtración por cartuchos permite retirar en una segunda etapa las partículas sólidas mayores de la malla especificada (en este caso 5 micrones), simultáneamente dicho cartucho elimina los hidrocarburos líquidos pesados pero no en gran cantidad, como sí lo harán los filtros coalescentes utilizados en la tercera etapa de filtración que se encuentran en la parte inferior de estos filtros, este tipo de filtración por etapas permite optimizar los tiempos de mantenimiento de cada etapa de filtración y disponer de varios puntos de control de caídas de presión. Los cartuchos filtrantes que se saturan con partículas sólidas deben ser descartados y reemplazados por un nuevo set.

**1.3 Medición de Gas**

La función de esta etapa será la Medición tipo custodia del gas vendido por TGP, consta del medidor de flujo ultrasónico y el computador de flujo de donde se enviará las señales directamente al sistema de comunicación remota de TGP y al PLC local.

El sistema de medición dispondrá de elementos de toma de presión y temperatura y sus respectivos transmisores que permitirán las correcciones propias para determinar el volumen de venta de gas a condiciones normales. Se describen los equipos de medición de Gas.

**a) Medidor de Flujo Ultrasónico**

El medidor (FE-102 A/B) considerado para este proyecto es del tipo

ultrasónico, que cumple las especificaciones del Cap. 9 de AGA.

La especificaciones técnicas de dicho medidor de flujo tiene un rango mínimo de 1 MMSCFD y un máximo de 30 MMSCFD, lo cual es adecuado porque el consumo mínimo de gas estará en el orden de 1 MMSCFD y el consumo máximo en el orden 24 MMSCFD.

#### **b) Computador de flujo**

El medidor de flujo dispondrá de un computador propio (FC-102-A/B) de donde se envía las señales directamente al sistema de comunicación de TGP, al PLC local (PLC-102). Este equipo podrá tomar las señales de las variables del proceso (P, T, F) y las alarmas correspondientes a través de un switch del sistema de comunicaciones. Las funciones del computador de flujo son:

- Leer los valores de estado en los transmisores de presión, temperatura y flujo
- Recibir los valores de la composición del gas del cromatógrafo de gases y realizar los cálculos volumétricos
- Generar los reportes correspondientes
- Interactuar con el sistema SCADA de TGP
- Proveer una interfase local de operador (HMI)

#### **1.4 Calentador de Gas**

Se instalará un horno de calentamiento (H-102) del gas para prevenir la formación de Hidratos en el gasoducto por el efecto de reducción violenta de presión (efecto Joule Thomson).

La capacidad del horno se calculará en base al enfriamiento producido por la reducción de presión en las etapas de regulación 1 y 2 de la unidad de Regulación y Medición (ERM); la temperatura de ingreso de gas al horno será de 20 °C (68 °F) y la presión de operación normal será de 90 a 115 barg y la presión máxima de contingencia de 150 barg.

El gas combustible para lograr este calentamiento será tomado de una línea del proceso.

El horno contará con la instrumentación y control del proceso, así como los sistemas interlock y enclavamientos de emergencia para cada situación de emergencia.

### **1.5 Unidad de Regulación N° 1**

La configuración recomendada para todas las etapas de regulación es el arreglo WORKING MONITOR que consiste en que normalmente trabajan dos reguladores en serie; una llamada OPERATIVA y la otra llamada MONITOR que entrará automáticamente a trabajar cuando falle la operativa, lo cual evitará interrupciones en la entrega de gas aún en condiciones de flujo y presión variables al ingreso de la unidad reguladora de la primera etapa.

Esta primera etapa de regulación ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 90-115 barg a la presión de salida de 70-85 barg mediante válvulas reguladoras (PRV-102-1A/PRV-102-1B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-102-1C/PRV-102-1D).

### **1.6 Unidad de Regulación N° 2**

Esta segunda etapa de regulación ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 70-85 barg a la presión de salida de 45-50 barg mediante válvulas reguladoras (PRV-102-2A/PRV-102-2B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-102-2C/PRV-102-2D).

La condición de contingencia desaparece en la primera etapa de regulación y no se transmite a esta segunda etapa ni a las demás etapas de regulación, excepto la contingencia por baja presión que se puede generar por rotura del gasoducto.

## **2 UNIDAD GASODUCTO**

El gasoducto es el sistema principal del proyecto. El objetivo de esta unidad será el transporte del gas desde el punto de entrega de TGP hasta la Central Térmica.

Para la cumplir con la operación y mantenimiento, la unidad de gasoducto requiere los siguientes equipos:

### **2.1 Junta Dieléctrica.**

Esta brida (SP-101) cumple la función de aislar el sistema de protección catódica del gasoducto de la Central Térmica de las instalaciones de la Unidad de Regulación y Medición, se complementa con la junta monolítica del límite de propiedad con TGP en su función de aislamiento del gasoducto de la Central Térmica del gasoducto de TGP (o sea estas dos juntas son redundantes en este último objetivo).

La función de la junta es evitar que haya flujo de corriente entre las dos bridas, en consecuencia debe evitarse todo contacto metálico entre ambas bridas (la posibilidad de que el empernado sea el punto de fuga se evita mediante protección con material no conductor, incluyendo el tubo aislante para los espárragos).

## **2.2 Válvula de Emergencia**

Esta válvula tipo bola de emergencia (HV-103) es de protección del Gasoducto. Esta válvula de emergencia, con accionamiento neumático actuará en caso de alarmas y dispositivos de corte por baja presión y las alarmas por alta presión y muy altas presiones

## **2.3 Trampa de Lanzamiento**

Se ha previsto la instalación de trampas para lanzamiento TL-103, con la finalidad de mantener la limpieza y evitar la acumulación de residuos de corrosión. También este sistema cumple con el requisito de que el gasoducto tenga opción para calibrar el espesor remanente de la tubería o la velocidad de corrosión de la tubería mediante detectores inteligentes que viajarán a través del ducto (recomendado por el sistema de integridad de ductos según DS-081-2007-EM).

Según norma, en los siguientes seis meses de puesto en servicio el gasoducto deberá establecer un plan de integridad de ductos, y en ella realizará una inspección mediante raspapubos inteligentes que serán introducidos sin dificultad en el gasoducto debido a que cuentan con el lanzador y receptor de scrappers inteligentes.

Por otro lado se prevé la instalación de protección catódica mediante ánodos de sacrificio, para evitar la corrosión externa de la tubería, adicionalmente se incluye una protección tricapa de material de polietileno, asegurándose que haya un aislamiento dieléctrico en cada extremo del gasoducto mediante juntas dieléctricas (SP-103-1/2)

## **2.4 Trampa de Recepción**

Se prevé la instalación de una trampa de recepción de raspapubos TR-103, con la finalidad de recibir los raspapubos lanzados por el TL-103, esto servirá para mantener la limpieza y evitar la acumulación de residuos de corrosión. También este sistema cumple con el requisito de que el gasoducto tenga opción para calibrar el espesor remanente de la tubería o la velocidad de corrosión de la tubería mediante

detectores inteligentes que viajarán a través del ducto (recomendado por el sistema de integridad de ductos según DS-081-2007-EM).

### **3 UNIDAD DE REGULACIÓN Y REPARTO**

Esta Unidad se encargará de la regulación final de la presión y el reparto a la Central Térmica; esta Unidad consiste de los siguientes equipos:

#### **3.1 Calentador Eléctrico**

El calentador eléctrico (H-104) instalado en esta Unidad tiene la función de afrontar dos requisitos:

- El descenso de temperatura en las siguientes etapas de Regulación N°s 3 y 4.
- La temperatura mínima de entrega a las turbinas de gas especificado en el Capítulo 5.

El horno será del tipo de resistencia eléctrica por estar ubicado cerca a la Central Térmica. El horno contará con la instrumentación y control de procesos adecuado, así como los sistemas de emergencia para las situaciones indicadas.

Esencialmente el calentador (H-104) es un recipiente ASME en cuyo interior, los tubos de gas son calentados externamente por resistencias eléctricas.

#### **3.2 Unidad de Regulación de Presión N° 3**

Esta tercera etapa de regulación ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 50 barg máximo a la presión de salida de 28 barg mediante válvulas reguladoras (PRV-104-3A/PRV-104-3B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-104-3C/PRV-102-3D). La salida de esta unidad alimenta las turbinas de gas.

#### **3.3 Unidad de Regulación de Presión N° 4**

Esta cuarta etapa de regulación ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 28 barg máximo a la presión de salida de 8 barg mediante válvulas reguladoras (PRV-104-4A/PRV-104-4B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-104-4C/PRV-102-4D).

#### **3.4 Etapa de Filtrado**

La etapa de Filtrado (F-104-A/B) en la Unidad de Regulación y Reparto será para retener los posibles bolsones de líquido y retener partículas sólidas y a su vez

retener hidrocarburos más pesados que el propano (filtro separador de sólidos y coalescente), que retenga partículas mayores a 1 micrón.

La tecnología moderna de filtración por cartuchos especificado para este proyecto es adecuada, porque permite retirar en una primera etapa las partículas sólidas mayor de la malla especificada (en este caso 1 micrón), simultáneamente dicho cartucho elimina el hidrocarburo líquido pesado mediante la función coalescente del cartucho (el efecto pernicioso del hidrocarburo líquido que no es retirado en un filtro coalescente es producir negro de humo durante su combustión en las máquinas que ocasionarán deterioro mecánico de los mismos). Esta etapa de filtración es la última antes del ingreso del gas a la Central Térmica.

Estos filtros dispondrán de la instrumentación para la indicación y registro de las variables de proceso como son presión, temperatura y caída de presión en dichos filtros.

Se espera que la temperatura normal de ingreso a las Turbinas de Gas sea 20 °C y 0 °C a los grupos electrógenos

La caída de presión del gas a través de los filtros variará entre 0 a 15 psig, en cuyo instante ocurrirá el cambio del filtro redundante mientras que el otro pase a limpieza de mantenimiento y luego espera al siguiente cambio. El sistema dispone de las válvulas adecuadas para aislar un sistema y poner en funcionamiento el circuito redundante.

#### **4 UNIDAD DE LA CENTRAL TÉRMICA**

Esta unidad (105) consiste de los 04 Grupos Electrógenos de 6 MW de potencia cada uno y las 02 Turbinas de Gas de 35 MW de potencia cada uno. Las condiciones de operación planificadas para esta Central Térmica se presentan en la Tabla 9 del Capítulo V.

#### **5 SISTEMA DE ODORIZACIÓN**

Este sistema de Odorización (Unidad 106) permitirá la detección de fuga mediante inyección de un odorante (tipo MERCAPTANO) que se añadirá en el punto de ingreso del gasoducto, la detección se realizará por inspección olfativa en caso haya fuga en el gasoducto. Los equipos principales de este sistema son:

### **5.1 Bomba de Odorizador**

La bomba de este sistema será de accionamiento neumático, con cabezal de inyección a diafragma hidráulico, con dos diafragmas, asegurando en caso de rotura no contaminar el medio ambiente.

Esta bomba debe cumplir la Norma API 675. Por su diseño se asegura un trabajo de 24 hs/24 hs sin interrupción de funcionamiento los 365 días del año y un mínimo mantenimiento tal lo indica la norma. Asimismo tendrá una bomba de relevo.

### **5.2 Líneas de succión y descarga**

Tubería de interconexión serán construidas en Acero inoxidable AISI 316 sin costura.

### **5.3 Módulo de Control**

Este sistema dispondrá de un controlador automático que tendrá como función principal odorizar en forma proporcional a la señal de caudal y en caso de falla de bomba titular conmutará automáticamente a la bomba de reserva emitiendo a su vez una señal de alarma por falla de bomba

### **5.4 Depósito de odorante:**

El depósito será de 500 Lts de capacidad, de configuración cilíndrica vertical con los extremos toriesféricos; cálculo y diseño según norma ASME VIII y construcción según norma ASME IX, presión de operación 4 Bar. El material de construcción es Acero Inoxidable AISI 316, revestimiento exterior poliuretánico alifático (epoxi) color blanco, pintado según procedimiento interno del fabricante.

### **5.5 Boquilla de inyección**

Para inyectar el químico en el centro de la vena de la línea de proceso. Permitiendo por su diseño una correcta difusión en forma de "Spray" del químico a inyectar. La misma consta de una válvula de retención que por su diseño permite que la dosificación del químico se realice en forma uniforme independientemente de las diferencias de presión en la línea de proceso.

## **6 SISTEMA BLOW DOWN**

Esta unidad se diseñará para cumplir con las disposiciones de la norma respecto a la protección del personal, equipos y medio ambiente; de tal manera que

no habrá drenaje libre de hidrocarburo líquido contaminante hacia la atmósfera ni durante la operación, ni durante la etapa de mantenimiento de la planta ni del gasoducto de TGP.

Toda agua de desplazamiento o hidrocarburo recibido durante el mantenimiento del gasoducto de TGP será enviada al sistema Blow Down para su recuperación y posterior disposición hacia los lugares de procesamiento de aguas aceitosas.

Inicialmente el gas entregado contendrá solo el agua saturada en el gas, pero las instalaciones están preparadas para recibir el gas con alto contenido de líquidos (agua e hidrocarburos pesados)

Otra función del sistema Blow Down será recibir las descargas de las válvulas de alivio, y los drenajes de los filtros.

Finalmente dicho sistema se complementa con una tubería de venteo que descarga a más de 30 pies de altura donde la presencia de una fuerte corriente de aire en la zona (Viento Paracas) diluirá el gas venteado a niveles por debajo de la concentración de explosividad, en consecuencia solamente se ha instalado una tubería de venteo de 6" de diámetro y no una antorcha de quema (porque ésta última ocasionaría mayor contaminación ambiental por la necesidad de estar emitiendo CO<sub>2</sub> a la atmósfera permanentemente).

Esta Unidad comprenderá 02 recipientes (V-107-A/B). Existirán un recipiente en la Unidad ERM y otro en la Unidad ERR.

## **7 DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS**

El diseño y dimensionamiento de los equipos se elaboran de acuerdo a las bases de diseños requeridas para el caso propuesto para el suministro a una Central Térmica de 30 MMPCD de Gas Natural. Este diseño se ha revisado y evaluado con simuladores de procesos químicos. La selección de la alternativa propuesta se presenta en los párrafos siguientes teniendo como resultados las principales dimensiones de los equipos para su adquisición y fabricación respectiva.

## 7.1 FILTROS

### 7.1.1 Filtros de Partículas de la Unidad 102

#### a) Bases del diseño

El diseño de los filtros tiene dos partes: Separación de partículas y bolsonadas de líquidos y Dimensionamiento del recipiente según el código ASME para recipientes de alta presión Sección VIII División 1. De acuerdo a la descripción anterior esta unidad tendrá las siguientes condiciones de diseño:

ITEM	DESCRIPCION	Condiciones de Diseño
F-102-1A/B F-102-2A/B	4 Filtros de partículas para gas combustible, apto para retirar el 99.99% de partículas sólidas mayores de 5 micrones, por etapas	Presión = 130 barg (1887 psig)  Temperatura = 150 °F  Presión Diferencial en cartuchos filtrantes = 15 psig (máximo)  Flujo de gas = 30.0 MMSCFD

#### b) Presentación de los cálculos del simulador

En el Anexo C se presentan las normas técnicas de referencia para su diseño y construcción y los cálculos del simulador.

#### c) Resultados del Dimensionamiento del Filtro en el Simulador

	F-102-1A/1B	F-102-2A/2B
<b>Presión Diseño (barg)</b>	130 (1885 PSI)	130 (1885 PSI)
<b>Temperatura diseño (°F)</b>	150	150
<b>Diámetro Calculado (pulg)</b>	20(*)	20(*)
<b>Longitud (pulgadas)</b>	95.47(*)	95.47(*)
<b>Espesor Casco (pulg)</b>	1.25 (a)	1.25 (a)
<b>Espesor Tapas (pulg)</b>	1.25 (a)	1.25 (a)
<b>Máxima Presión Resistencia Mecánica Casco barg(psig)</b>	155 (2249)	155 (2249)
<b>Máxima Presión Resistencia Mecánica Cabezaes barg(psig)</b>	164.8(2390)	164.8(2390)

#### Notas:

(a).- En los cálculos se cambió el objetivo de máxima presión asegurada de resistencia mecánica con el espesor de 1.25 pulgadas

(\*).- La longitud es mayor que la relación  $L/D = 3$ ; por una necesidad de mayor tiempo de residencia de líquido en el fondo y por una necesidad de contar con un espacio para acumulación de sólidos.

Este diseño es conservador porque la temperatura máxima posible será de 100 °F, y al estar diseñado a 150 °F, le confiere una mayor posibilidad de resistencia mecánica.

### 7.1.2 Filtros de Partículas de la Unidad 104

#### a) Bases del diseño

El cálculo de los filtros tiene dos partes: Separación de partículas y bolsonadas de líquidos y Dimensionamiento del recipiente según el código ASME para recipientes de alta presión Sección VIII División 1. De acuerdo a la descripción de esta unidad tendrá las siguientes condiciones de diseño:

ITEM	DESCRIPCION	Condiciones de Diseño
F-104-A/B	2 Filtros de partículas para gas combustible, apto para retirar el 99.99% de partículas sólidas menores de 5 micrones y mayores de 0.3 micrones	Presión = 10.34 barg (150 psig) Temperatura = 100 °F Presión Diferencial en cartuchos filtrantes = 15 psig (máximo) Flujo de gas = 6.0 MMSCFD

#### b) Presentación de los cálculos del simulador

En el Anexo C se presentan las normas técnicas de referencia para su diseño y construcción y los cálculos del simulador.

### c) Resultados del Dimensionamiento del Filtro en el Simulador

	<b>F-104-1A/1B</b>
Presión Diseño (barg)	10.34 (150 PSI)
Temperatura diseño (°F)	100
Diámetro Calculado (pulg)	20(*)
Longitud (pulgadas)	95.47(*)
Espesor Casco (pulg)	0.25 (a)
Espesor Tapas (pulg)	0.25 (a)
Máxima Presión Resistencia Mecánica Casco barg(psig)	155 (2249)
Máxima Presión Resistencia Mecánica Cabezales barg(psig)	164.8(2390)

#### Notas:

(a).- En los cálculos se cambió el objetivo de máxima presión asegurada de resistencia mecánica con el espesor de 0.25 pulgadas

(\*).- La longitud es mayor que la relación  $L/D = 3$ ; por una necesidad de mayor tiempo de residencia de líquido en el fondo y por una necesidad de contar con un espacio para acumulación de sólidos.

## 7.2 MEDIDOR ULTRASÓNICO

### a) Bases del diseño

El medidor considerado para este proyecto será del tipo ultrasónico, QSONIC de 4"Ø, ANSI 900#, que cumple las especificaciones del Cap. 9 de AGA. Dispone de un computador propio (FC-102-A/B) de donde se envía las señales hacia un PLC local (PLC-102); dispone de elementos de toma de presión y temperatura y sus respectivos transmisores que permitirán las correcciones propias para determinar el volumen de venta de gas a condiciones normales (1.014 barg y 15.6 °F).

Este medidor ultrasónico cumple con los rangos de medición de mínimo de 1 MMSCFD a un máximo de 30 MMSCFD, distribuidos de la siguiente manera:

	<b>Consumo Teórico (MMSCFD)</b>	<b>Consumo Diseño (MMSCFD)</b>
<b>Grupos Electrógenos</b>	4.0	6.0
<b>Turbinas a Gas</b>	18.0	20.0
<b>Ampliación</b>	8.0	4.0
<b>TOTAL</b>	30.0	30.0

Con estos datos se ha seleccionado las dimensiones del medidor de flujo.

### b) Presentación de los cálculos del simulador

Para el medidor ultrasónico, QSONIC de 4"Ø, ANSI 900# seleccionado se tiene la siguiente corrida de prueba que confirma su dimensionamiento.

### Meter Flow Rates From Velocity in Feet per Second

	U.S. Units		SI Units	
Company: 0	Nominal Meter Size:	4 Inches	101.60	mm
Meter Type: Q.Sonic	Meter Bore:	3.826 Inches	97.18	mm
Customer Name:	Max. Required Flow Rate:	100 Ft/Sec	30.48	M/Sec
Meter Location: 0	Min. Required Flow Rate:	2 Ft/Sec	0.61	M/Sec
Date: 13/02/2009	Test Pressure:	1667.15 PSIG	114.95	Bar
	Test Temperature:	150 Deg F	65.56	Deg C
	Specific Gravity:	0.6 S.G.		
	Carbon Dioxide:	0.3 Mole %		
	Nitrogen:	0.2 Mole %		

Velocity (FPS)	Flow Rate ACFM	Velocity (M/S)	Meter Flow Rates					
			ACFH	ACMH	MSCFH	MMSCFD	MSCMH	MSCMD
2.00	10	0.61	575	16.3	62.82	1.5	1.78	42.7
5.00	24	1.52	1,437	40.7	157.06	3.8	4.45	106.7
10.00	48	3.05	2,874	81.4	314.12	7.5	8.89	213.5
20.00	96	6.10	5,748	162.8	628.24	15.1	17.79	427.0
30.00	144	9.14	8,623	244.2	942.37	22.6	26.68	640.4
40.00	192	12.19	11,497	325.6	1,256.49	30.2	35.58	853.9
50.00	240	15.24	14,371	406.9	1,570.61	37.7	44.47	1,067.4
80.00	383	24.38	22,994	651.1	2,512.97	60.3	71.16	1,707.8
90.00	431	27.43	25,868	732.5	2,827.10	67.9	80.05	1,921.3
100.00	479	30.48	28,742	813.9	3,141.22	75.4	88.95	2,134.8

### c) Resultados del Dimensionamiento del Medidor de flujo

A la velocidad de flujo de 40 FPS (40 pies/seg) se podrá medir un volumen de 30 MMSCFD (Es decir en condiciones de diseño, se podrá trabajar en la mitad de la escala, lo cual asegura un desempeño holgado, y con buena flexibilidad para afrontar contingencias de aumentos o disminuciones intempestivas en todo el rango de diseño).

El sistema de medición propuesto tiene una incertidumbre de medida total menor que  $\pm 0.5\%$  con 95% de nivel de confianza para flujo volumétrico, y  $\pm 1\%$  con un 95% de nivel de confianza para flujo energético.

### 7.3 HORNO DE CALENTAMIENTO (H-102)

#### a) Bases del diseño

La capacidad del horno será el requerimiento total de calentamiento; la temperatura de ingreso de gas al horno será de 20 °C (68 °F) y la temperatura de salida será de 57 °C (135°F) máximo para un flujo de 30 MMPCD. La presión de operación normal será de 90 a 115 barg y la presión máxima de contingencia de 150 barg.

#### b) Presentación de los cálculos del simulador

De acuerdo a la simulación presentada en el Anexo B; el flujo calórico al ingreso del horno es -115 MMBtu/hr ( $-121 \times 10^6$  kJ/hr) y -111 MMBtu/hr ( $-117 \times 10^6$  kJ/hr) a la salida; por lo tanto el Duty de calor requerido es de 3.189 MMBtu/hr.

Considerando la eficiencia aproximada de diseño del calentador del 78% (75% proceso + 3% pérdida por radiación), se tendría la cantidad de calor que debe liberar el horno mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Calor liberado} &= \text{Duty} / \text{Eficiencia global} = 3.189 \times 10^6 / 0.78 = 4.1 \times 10^6 \\ \text{Btu/hr} &= 4.1 \text{ MMBtu/hr} \end{aligned}$$

El consumo propio de gas combustible para lograr este calentamiento se calcula de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{Consumo combustible} &= \text{Calor liberado} / \text{LHV} \\ &= 4.1 \times 10^6 / 979.4 \\ &= 4,186 \text{ SCF/hr} = 70 \text{ pie}^3/\text{min (cfm)} \end{aligned}$$

Donde LHV es el poder calorífico neto, 979.4 BTU/pie<sup>3</sup>

#### c) Resultados del Dimensionamiento del Horno en el Simulador

El horno será del tipo calentamiento en lecho fijo de agua caliente (Dowtherm 4000 EG - 90% etilenglicol). La capacidad del horno será de 4.1 MM.BTU/hr (que es el requerimiento total de calentamiento). La presión de operación normal será de 90 a 110 barg y la presión de diseño de 130 barg, para un flujo de 30 MMSCFD (59747 Lb/hr).

## 7.4 VÁLVULAS DE REGULACIÓN DE PRESIÓN

### a) Bases del diseño

El diseño se realizará en base a los requerimientos del esquema general presentado en la figura 21 del presente capítulo y al diagrama de flujo presentado en el Anexo B.

### b) Presentación de los cálculos

Los cálculos se muestran en el Anexo B

### c) Resultados de las especificaciones de las válvulas de regulación

- Unidad de Regulación N° 1

Válvulas reguladoras de esta la unidad de Regulación Nro. 1 será de 3"Ø ANSI 900# RTJ (PRV-102-1A/PRV-102-1B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-102-1C/PRV-102-1D).

Considerando un factor de seguridad del 1.5 en el diseño del sistema, se tendría una presión de ingreso de 130 barg a una temperatura de calentamiento en el horno de 57.2 °C (135 °F); mediante el simulador, fijando la presión de salida en 85 bar (1233 psig), la temperatura resultante por efecto Joule Thomson será de 100 °F (37.8 °C).

La temperatura de formación de hidratos a estas condiciones de la tubería sería de 58 °F (El exceso de calentamiento a 100 °F es para afrontar las subsiguientes reducciones de presión, hasta llegar a 28 barg en la salida de la tercera etapa de regulación).

- Unidad de Regulación N° 2

En esta unidad se tendrán válvulas reguladoras de 3"Ø ANSI 600# RF (PRV-102-2A/PRV-102-2B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-102-2C/PRV-102-2D).

Considerando una presión de ingreso de 85 bar a una temperatura de calentamiento en el horno de 57.2 °C (135 °F); mediante el simulador, fijando la presión de salida en 45-50 bar (1233 psig), la temperatura resultante por efecto Joule Thomson será de 100 °F (37.8 °C).

La temperatura de formación de hidratos a estas condiciones de la tubería sería de 64.4 °F (18.0 °C).

- Unidad de Regulación N° 3

En esta unidad se tendrán válvulas reguladoras de 3"ø ANSI 300# RF (PRV-104-3A/PRV-104-3B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-104-3C/PRV-102-3D).

Para regular la presión del gas desde el ingreso a 50 barg máximo (725 psig) a 28 bar (406 psig) que será la presión requerida por las turbinas de Gas, también ha establecido que la temperatura mínima de entrega de gas a las turbinas será de 20 °C (68 °F); si no existiese calentamiento, la temperatura de salida de esta unidad de regulación sería aproximadamente 12 °C. En estas condiciones la temperatura para la formación de hidratos es 10°C (50 °F).

- Unidad de Regulación N° 4

En esta unidad se tendrán válvulas reguladoras de 2"ø ANSI 300# RF (PRV-104-4A/PRV-104-4B), con actuador neumático. Las válvulas redundantes serán: (PRV-104-4C/PRV-102-4D).

Esta etapa se encargará de regular la presión del gas desde el ingreso a 28 bar máximo (406 psig) a 8 bar (116 psig). Los Grupos Electrógenos requieren que la temperatura mínima del gas sea de 0 °C (32 °F). Sabemos que en el proceso de regulación (expansión) la temperatura de salida del gas luego de la expansión de 28 a 8 barg (116 psig) será de 10.8 °C, en consecuencia está por encima de la temperatura requerida y no necesitará ningún calentamiento adicional ya que la temperatura de formación de hidratos para esa presión será de 0.0 °C (32 °F).

## 7.5 GASODUCTO

### *a) Bases del diseño*

Las condiciones de diseño de este gasoducto son: presión de 50 barg (725 psig), temperatura de 150 °F; el material de la línea será de acero al carbono API-5L Gr.B o A-106 y por lo tanto los accesorios correspondientes son de clase (ANSI 300#), el espesor de la línea calculada para tales condiciones es la cédula 40 (0.322"). Estará limitada por bridas con juntas dieléctricas ANSI 300# (SP-103-1/2) en ambos extremos del gasoducto.

### *b) Presentación de los cálculos*

Los cálculos han sido realizados con el simulador cuyos resultados se muestran

en el Anexo B

**c) Resultados de las especificaciones del Gasoducto**

El estudio hidráulico de flujo en tuberías del proyecto ha sido presentado en el Capítulo VII.

El resultado de las características del gasoducto son: 8" API5L Gr70 SCH40 con un espesor de 0.322 pulgadas. La presión de diseño es 50 barg y la prueba hidrostática será 76.6 barg (1110 psi).

El diseño es adecuado puesto que según los resultados del simulador se tiene un tipo de flujo en fase simple a una velocidad de 5 pies por segundo (máximo es 66 pies por segundo. La caída de presión resultante es de 0.02 pulgadas por pies cuando la caída de presión típica es de 0.3 pulgadas por pie.

## **7.6 HORNO DE CALENTAMIENTO ELÉCTRICO**

**a) Bases del diseño**

La capacidad del horno (H-104) será el requerimiento total de calentamiento; la temperatura de ingreso de gas al horno será de 20 °C (68 °F) y la temperatura de salida será de 35 °C (95°F) máximo para un flujo de 30 MMPCD. La presión de operación normal será de 45-50 barg y la presión máxima de contingencia de 52 barg.

**b) Presentación de los cálculos del simulador**

De acuerdo a la simulación presentada en el Anexo B; el flujo calórico al ingreso del horno es -111.36 MMBtu/hr (-117.5 x 10<sup>6</sup> kJ/hr) y -110.71MMBtu/hr (-116.6 x 10<sup>6</sup> kJ/hr) a la salida; por lo tanto el Duty de calor requerido es de 0.654 MMBtu/hr.

Considerando la eficiencia aproximada de diseño del calentador del 65% (63% proceso + 2% pérdida por radiación), se tendría la cantidad de calor que debe liberar el horno mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Calor liberado} = \text{Duty} / \text{Eficiencia global} = 0.6537 \times 10^6 / 0.65 = 1.0 \times 10^6 \text{Btu/hr} = 1.0 \text{ MMBtu/hr}$$

El consumo electricidad para lograr este calentamiento se calcula de la siguiente manera:

Consumo electricidad = Calor liberado x equivalente =  $1.0 \times 10^6 \times 0.000292875 = 292.88 \text{ KW} = 392.752 \text{ HP}$

**c) Resultados del Dimensionamiento del Horno (H-104)**

El horno eléctrico especificado tiene las siguientes características: la presión de diseño es 50 barg (725 psi) y 65°C (150°F), el casco será de 12"Ø SCH-80 SA-106B con una brida de 12"Ø clase 300 SA-105, las bridas de ingreso y salida serán de 6"Ø clase 300. El consumo eléctrico será 298 kW ±5%, de 3 fases 460 V en 3 fases y una capacidad de transferencia de 15 W/in<sup>2</sup>. La capacidad de carga es de 55000 lb/hr a una temperatura de ingreso de 18°F (65 °F) y 35°C (95°F) de salida.

## **7.7 SISTEMA ODORIZADOR**

**a) Bases del diseño**

De acuerdo a norma ASME B31.8 capítulo VII en el apartado 871, cualquier gas distribuido a los clientes a través de líneas principales de servicio o utilizado para los propósitos domésticos en plantas de compresión, que no posea naturalmente un olor distintivo hasta el punto de su presencia en la atmósfera sea fácilmente perceptible en todas las concentraciones de gas mayor a un quinto del límite de explosividad inferior, tendrán un odorante agregado a él para hacerlo perceptible.

Adicionalmente se utilizará un odorante de acuerdo con los requisitos siguientes:

- El odorante, cuando está mezclado con el gas en la cantidad especificada, no será de perjuicio a los seres humanos o a los materiales presentes en el sistema de gas y no será soluble en agua en mayor medida que las partes 2.5 del odorante a 100 porciones de agua por peso.
- Los productos de la combustión del odorante serán no tóxicos a los seres humanos que respiran el aire que contiene los productos de la combustión y no serán corrosivos o dañosos a los materiales con los cuales tales productos de la combustión vendrían ordinariamente en contacto.
- La combinación del olor odorante y natural del gas proporcionará un olor distintivo de modo que cuando el gas está presente en aire en la

concentración de mínimo 1% por el volumen, el olor sea fácilmente perceptible por una persona con un sentido del olor normal.

#### **b) Presentación de los cálculos**

De acuerdo a las características del odorante propuesto por el fabricante se tiene que para un caudal máximo de 30 MMPCD a 50 barg la inyección del odorante seleccionado será 1.8 Lts /hr (15 mg/m<sup>3</sup>) a una presión de 60 Barg.

### **7.8 RECIPIENTES BLOW DOWN**

#### **a) Bases del diseño**

El concepto de diseño de los recipientes es que a las condiciones de operación (presión, temperatura y flujo), es recibir las descargas de las válvulas de alivio que relevará durante la contingencia, el flujo total de 30 MMSCFD de gas; calculado a las condiciones de presión y temperatura existentes en el punto de relevo de la válvula.

Se diseñará 01 recipiente de Blow Down para la unidad de Filtración, Regulación y Medición en el cual las condiciones de operación de presión y temperatura son mayores. Se diseñará otro recipiente para la Unidad de Regulación y reparto donde las condiciones de operación son menores y se encuentra cerca a las Central Térmica.

#### **b) Cálculos**

Las normas para su diseño y construcción con la simulación se encuentran en el Anexo C.

El cálculo de los recipientes de los filtros tiene dos partes: primero el cálculo de las dimensiones de los separadores Blow Down que se realiza para el volumen del gas recepcionado en las dos unidades (Unidad 102 y Unidad 104) y segundo el dimensionamiento del recipiente según el código ASME para recipientes de alta presión Sección VIII División 1.

En la Unidad 102, se calcula el recipiente Blow Down V-107A para una contingencia de 500 barriles por día de hidrocarburo líquido por consiguiente se tiene un tiempo de residencia de más de una hora, lo cual es tiempo suficiente para que los sistemas de alarma informen de la contingencia ocurrida y que en caso necesario puedan tomar las acciones correctivas necesarias, aún en forma manual en caso de

que los sistemas de desfogue de líquido y vapor no respondan.

En la Unidad 104, se calcula el recipiente Blow Down V-107B para una contingencia menor en el gasoducto de la unidad 103 por consiguiente un tiempo de residencia de será más de 15 horas, lo cual es tiempo más que suficiente para que los sistemas de alarma informen de la contingencia ocurrida y que en caso necesario puedan tomar las acciones correctivas necesarias, aún en forma manual en caso de que los sistemas de desfogue de líquido y vapor no respondan.

**c) Resultados**

Ver el Anexo C para el cálculo de los espesores de los recipientes, según la CODIGO ASME SEC VIII DIV.1-2001, ha sido realizado con el simulador, cuyos resultados mostramos a continuación:

	<b>V-107A</b>	<b>V-107B</b>
<b>Presión Diseño barg</b>	8.62 barg (125 PSIG)	10.345 barg (150 PSIG)
<b>Temperatura diseño (°F)</b>	100	100
<b>Diámetro Calculado (pulg)</b>	36"	18"
<b>Longitud (pulg)</b>	126" (*)	60" (*)
<b>Espesor Casco (pulg)</b>	0.2415 (a)	0.195 (a)
<b>Espesor Tapas (pulg)</b>	0.2412 (a)	0.195 (a)

Notas: (a).- El espesor recomendado es de 0.25 pulgadas

# CAPITULO VII: DISEÑO DE TUBERÍAS

## 1 GENERALIDADES

Los gasoductos están constituidos por tuberías enterradas de acero al carbono de alto límite elástico, unidas entre sí mediante soldaduras adecuadas. Las tuberías, se construyen normalmente con grados de acero superiores al X52, fundamentalmente X70. Los grados de acero superiores a X80 sólo se utilizan en casos particulares, ya que estos pueden dar problemas de soldabilidad, y necesitan protección catódica especial.

El gasoducto se diseña teniendo en consideración las condiciones de operación y los requerimientos durante la vida del proyecto, incluyendo el abandono. En orden a determinar el posible rango y los parámetros de operación de la tubería, es necesario realizar un estudio hidráulico. Para una tubería con un diámetro, unas propiedades del fluido y un caudal dado, el análisis hidráulico puede determinar la presión y la temperatura a lo largo de la tubería para los casos uniformes y estacionarios, así como para los transitorios. Todo resultado debe tomarse considerando los cambios en el caudal y el régimen operación durante la vida útil total del gasoducto. El valor típico de velocidades es de 10 m/s y en régimen continuo de funcionamiento se deben evitar velocidades superiores a 20 m/s.

A continuación se indica una lista de factores de riesgo, que tienen un denominador común, que es la pérdida de integridad técnica: corrosión y erosión interna, corrosión y acciones mecánicas externas, fatiga, fuerza hidrodinámica, fuerzas geotécnicas, desarrollo de defectos en los materiales, sobrepresión, fuerzas térmicas, dilatación y contracción. Los niveles de riesgo se pueden reducir usando un dimensionamiento adecuado de la tubería utilizando aceros más resistentes y espesores mayores, cambios de trazado, y en general disponiendo de medios y recursos mayores en la inspección y control de obra, y métodos de operación y mantenimiento controlados.

Además, para minimizar los riesgos potenciales que una rotura o avería

producida en los gasoductos podría suponer sobre bienes, servicios y personas, se subdivide la longitud total de los mismos mediante válvulas de seccionamiento que permiten aislar y disponer de compartimientos estancos que contribuyan a tal fin, y que, además, facilitan las labores de mantenimiento y la operación de los gasoductos.

La selección del trazado se realiza teniendo en cuenta la seguridad de las poblaciones y el medio ambiente, así como la accesibilidad para el mantenimiento, la inspección y el coste directo derivado de la longitud y de otras dificultades constructivas derivadas de la orografía, etc.

Los ductos de Gas Natural deberán cumplir con las distancias establecidas en la siguiente tabla:

**Tabla 10: Distancias límites a edificaciones**

	Diámetro de la tubería (pulgadas) de $\phi \leq 6''$	Diámetro de la tubería (pulgadas) de $6 > \phi \leq 12''$	Diámetro de la tubería (pulgadas) de $\phi > 12''$
Clase 1 y 2	12.5 m	15.5 m	20.0 m
Clase 3	12.5 m	20.0 m	25.0 m
Clase 4	12.5 m	20.0 m	25.0 m

Con el fin de prevenir daños mecánicos, con carácter general los gasoductos van enterrados. En condiciones normales, la profundidad mínima de enterramiento, entendiéndose como tal el recubrimiento sobre la generatriz superior de la tubería una vez que esta última queda instalada, es de un metro. En los cruces con cursos de agua e infraestructuras, las profundidades de enterramiento que se adoptan son superiores a las citadas anteriormente.

En determinadas zonas de cultivo han de considerarse los drenajes de las aguas superficiales, así como la profundidad de posibles roturas en zonas de labranza. Aunque la cobertura de un metro sea suficientemente segura, si se prevén lavados de tierras o grandes maquinarias agrícolas se estudia particularmente cada caso en campo.

La localización en superficie de las tuberías enterradas se realiza claramente mediante señales verticales. En zonas donde el riesgo de interferencia con

excavadoras mecánicas es alto, se instala una cinta plástica encima de la tubería, advirtiendo con ello la presencia de la misma y disminuyendo el riesgo.

Los tramos aéreos de tubería se instalan en zonas limpias y no apoyadas directamente en el suelo para evitar la corrosión externa. Para ello se diseñarán soportes distanciados según cálculos adecuados para no sobrepasar nunca la tensión permitida.

Las tuberías enterradas que operan a elevadas temperaturas pueden producir levantamientos en la superficie. Para prevenir esos casos se utilizan figuras de expansión denominadas liras, espaciadas suficientemente, o se utiliza una mayor cobertura de enterramiento.

Con objeto de aislarlas del medio agresivo del que están rodeadas, las conducciones disponen de dos tipos de protección; la denominada pasiva que es suministrada por un revestimiento de polietileno que se aplica externamente a la tubería; y la activa, también denominada sistema de protección catódica, cuyo objeto es disminuir el potencial de la estructura con relación al del suelo, para evitar fenómenos de corrosión.

El propósito del presente este capítulo es definir la metodología de cálculo para determinar el espesor y la caída de presión a lo largo del recorrido del gasoducto que corresponde a la unidad de Regulación y Medición (ERM), Gasoducto y La unidad de Regulación y Reparto.

## **2 ESTUDIO DE CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS**

Para determinar los diámetros de las tuberías de conducción de fluidos se ha utilizado las herramientas de simulación.

El software utilizado simular una amplia variedad de situaciones que van desde cálculos en fase simple hasta los cálculos en doble fase en presencia de calentamiento o enfriamiento en las tuberías. Este software ofrece tres modos de cálculo: Caída de presión, Flujo y Longitud.

El modo apropiado seleccionado para este proyecto fue el método de Gregory-Aziz-Mandhane porque se obtiene mejores resultados (más conservadores) cuando se trata de flujos multifásicos.

## 2.1 Caídas de presión de los flujos multifásicos

Para los flujos multifásicos, se ha utilizado el método de Gregory-Aziz-Mandhane que rinde resultados más conservadores que el método Beggs & Brill para este caso particular de flujo multifásico.

La presión normal de operación fluctuará entre 90 y 115 barg; tomando un 10% de seguridad, la presión de diseño sería 130 barg (1885 psig). También se deberá verificar que dicho diseño soporta una presión de contingencia de 150 barg (2175psig).

La presión normal de operación estará en el orden de 90 a 115 barg; pero por razones de cálculo térmico, se asumirá una presión de ingreso al proceso de 150 barg, para obtener el máximo dimensionamiento de los calentadores y la máxima condensación de líquidos por alta presión.

El resultado de las simulaciones para las condiciones de diseño indicadas son las siguientes:

	<b>URM</b>	<b>GASODUCTO</b>	<b>URR 1</b>	<b>URR 2</b>
<b>Material Tubo</b>	A-106 B	API-5L-X70	A-106 B	A-106 B
<b>Diámetro (pulg)</b>	6"Sch 80	8"Sch 40	6"Sch 80	4"Sch 40
<b>Velocidad (fps)</b>	18.4	5.0 (a)	47.21	26.8
<b>Caída Presión. (pulg/pie)</b>	0.136	0.02 (b)(c)	0.28	0.15
<b>Presión salida (barg)</b>	<b>48.99</b>	<b>46.85</b>	<b>26.99</b>	<b>6.987</b>
<b>Tipo de Flujo</b>	Fase simple (V)	Fase simple (V)	Fase simple (V)	Fase simple (V)
<b>Diagnostico</b>	Optimo	Mucho diámetro	Optimo	Optimo

NOTAS: FPS (pies/seg) del ingles feet/second

(a).- La velocidad típica de 20 m/seg (66 FPS) para el diseño es mucho mayor que el resultado de 5.0 FPS en la simulación, por lo tanto el diseño es adecuado, sin embargo se puede decir que las velocidades muy bajas pueden causar deposición excesiva de suciedad y peligro de inicio de corrosión por "pitting" en caso de existir humedad en el tubo. El Gas de Camisea es relativamente seco y que prácticamente no existirá líquido en la línea, pero a pesar de ello se deberá verificar el

ensuciamiento en dicho tramo en cada mantenimiento.

(b).- La caída de presión típica es de 0.30 pulg/pie de longitud en líneas de distribución de gas a usuarios: El resultado en esta simulación indica 0.02 pulg/pie un valor mucho menor que dicha referencia, por lo tanto el diseño está sobredimensionado.

(c).- La sobrecapacidad en el caso del gasoducto se justifica por la necesidad de contar con la cantidad suficiente de gas para afrontar una emergencia de corte de suministro (para disponer de suficiente gas durante el tiempo de reacción de los instrumentos de protección de los grupos electrógenos y las turbinas, que reaccionan en 5 segundos).

### 3 CRITERIOS DEL DISEÑO DE TUBERIAS

Los códigos más importantes para esta evaluación hacen referencia a la norma ASME B31.3 y B31.8, así como las normas API referidas a tuberías.

Los espesores han sido calculados según las condiciones de presión y temperatura de la tubería de la respectiva unidad, cuyo resumen de datos de ingreso, son los siguientes:

Condiciones Diseño	Área 102 A	Área 102 B	Área 103	Área 104 A	Área 104 B
<b>Descripción línea</b>	6"-ASTM A-106-B SCH80	6"-ASTM A-106-B SCH80	8"-API5L-Gr70 SCH40	6"-ASTM A-106-B SCH80	4"-ASTM A-106-B SCH40
<b>Espesor línea (in)</b>	0.432	0.432	0.322	0.432	0.237
<b>Presión (barg.)</b>	130	90	50	28	8
<b>Bridas ANSI</b>	900#	600#	300#	300#	150#
<b>Temperatura (°C)</b>	37.8 (a)	37.8 (b)	32.2	22.0	10.3

Notas:

(a).- El área 102 A comprende el tramo de tubería 6" ASTM A-106 SCH80 desde la salida de la válvula shut-downHV-102, pasa por la Unidad de Filtración, Unidad de Medición, el calentador hasta la salida de la Unidad de Regulación 1.La presión máxima de trabajo en el área 102 A, se asumió igual a 130 barg (115 bar x 1.10).

(b).- El área 102 B comprende el tramo de tubería 6” ASTM A-106 SCH80 desde la salida de la Unidad de Regulación 1, pasa por la Unidad de Regulación 2 hasta la entrada de la Trampa Lanzadora. La presión máxima de trabajo en el área 102 B, se asumió igual a 90 barg (78 bar x 1.10).

### 3.1 DISEÑO DE DE BRIDAS

Las especificaciones técnicas de las bridas ASTM A-105 a utilizarse, según ASME B16.5, para temperaturas menores que 100 °F, que es la temperatura prevaleciente en el gasoducto.

El resumen de las presiones de trabajo para cada clase de brida es el siguiente:

	Bridas ANSI				
	150	300	600	900	1500
<b>Presión Trabajo a 100°F (Psig máximo)</b>	285	740	1480	2220	3705
<b>Prueba Hidrostática (Psig mínimo)</b>	427.5	1110	2220	3330	5557.5

### 3.2 DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.3

Las tuberías dentro de las áreas de las plantas de proceso que se diseñan con el código ASME B31.3 (O sea todas las unidades indicadas en el área 102), el gasoducto (Área 103) se rigen por el código ASME B31.8.

#### 3.2.1 Presión de diseño bajo norma ASME B31.3

El párrafo 304.1.2 del código ASME B31.3, establece dos condiciones para las ecuaciones de diseño cuando el espesor es menor que D/6:

$$P = 2 t (SE + PY)/D \quad \text{Ecuación 33}$$

Donde:

P: Presión de diseño manométrica interna. Psig.

t: Espesor de la Presión de Diseño. Pulgadas.

E: Factor de Calidad de la tabla A-1A de ASME B31.3 (Anexo D)

S: Tensión del Material de la Tabla A-1 de ASME B31.3 (Anexo D)

Y: Coeficiente de la Tabla 304.1.1 de ASME B31.3 (Anexo D)

D: Diámetro externo de la tubería. Pulgadas.

Para el Cálculo de la tubería 6"-ASTM A-106-SCH-80 en el Área 102 A, que comprende el tramo de desde la salida de la Válvula de Emergencia, sigue el ingreso de los Filtros, sigue al Calentador, hasta la salida de la Unidad de Regulación 1. La presión máxima de diseño según ASME B31.3 que puede soportar la tubería según la Ecuación anterior es:

$$P = 2 \times 0.432 (35,000 \times 1.0 + 4815.7 \times 0.4) / 6.625 = 4815.7 \text{ Psig} \\ (332.1 \text{ barg}).$$

Esta presión 332.1 barg es mayor a la Presión de Diseño de 153.1 barg (2220 Psig) del proyecto, en consecuencia la tubería recomendada es correcta (6"-ASTM A-106-SCH80).

### 3.2.2 Presión de Prueba Hidrostática de tuberías

Se basa en el párrafo 345.4.2 de la norma que nos remite a la ecuación siguiente:

$$P_T = \frac{1.5PS_T}{S} \quad \text{Ecuación 34}$$

Donde:

$P_T$ : Presión manométrica mínima de prueba

P: Presión manométrica mínima interna

$S_T$ : Esfuerzo a la temperatura de prueba

S: Esfuerzo a la temperatura de diseño (Ver la tabla A-1 del Anexo D) de ASME B31.3

(a) La prueba hidrostática no es menor a 1.5 de la presión de diseño

(b) Para temperaturas de diseño mayores a la temperatura de prueba, la mínima presión de prueba puede ser calculada por la ecuación anterior, excepto cuando el valor de  $S_T/S$  exceda a 6.5. En el caso del proyecto tenemos temperaturas ambiente por lo tanto  $S_T$  es igual a S.

El cálculo de la Presión de Prueba Hidrostática de la tubería del Área 102, que comprende el tramo de desde la salida de la Válvula de Emergencia, sigue el ingreso

de los Filtros, sigue al Calentador, hasta la salida de la Unidad de Regulación 1 es como sigue:

Considerando la presión de diseño de 130 barg, se determina que la presión de la prueba hidrostática es  $PH = 130 \times 1.5 = 195 \text{ barg}$  (2828 psig).

### 3.2.3 Presión de diseño de la brida

Según el acápite 8.3 del código ASTM/ANSI B16.5 según esto para una brida ASTM A-105, ANSI 900#; el rating resultante a una temperatura menor de 100 °F es 2220 psig.

### 3.2.4 Presión de Prueba Hidrostática Brida

Según el acápite 8.3 del código ASTM/ANSI B16.5: la mínima presión de prueba hidrostática sería de  $2220 \times 1.5 = 3330 \text{ psig}$  (229.7 barg)

En consecuencia la brida tiene mayor performance que la tubería, por lo tanto no es limitante.

En resumen:

	TUBERÍA	BRIDA	Proyecto
Presión Diseño barg (psig)	332.1 (4815.7)	191.375 (2775)	130.0 (1885)
Presión Hidrostática barg (psig)	195 (2828)	229.7 (3330)	195 (2828)

La prueba hidrostática del sistema del área 102A (Salida de la Válvula de Emergencia HV-102 hasta salida de la Unidad de Regulación 1 debe ser realizado a 195 barg (2828) psig, satisface la máxima presión de diseño del Proyecto.

## 3.3 DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.8

### 3.3.1 Presión de Diseño

La siguiente fórmula corresponde al párrafo 841.11 del código ASME B31.8.

$$P = \frac{2St}{D} FET \quad \text{Ecuación 35}$$

Donde:

El espesor de gasoductos (t) se estima considerando la presión interna propia del fluido (P), el diámetro exterior del tubo (D) y el esfuerzo de trabajo admisible del

material (S), además se añade un sobre espesor por corrosión de C (generalmente 3.0 mm).

La tubería del gasoducto propuesto es de 8"-API5L-X70-SCH40 PSL2. Las condiciones de diseño se dan en el siguiente cuadro.

	<b>SÍMBOLO</b>	<b>VALOR</b>	<b>REFERENCIA</b>
Eficiencia Longitudinal	E	1.00	Tubería sin costura Tabla 841.115A
Factor de Diseño	F	0.80	Locación Clase I Div I Tabla 841.114A
Yield Stress (ksi)	S	70000	API-5L-X70 Apéndice D
Factor de Temperatura	T	1.0	Temp<250 °F Tabla 841.1116 <sup>a</sup>
Tubería 8"nom.	D	8.625	Diámetro externo
Espesor. pulgadas	t	0.322	8"ø x Sch-40

Utilizando la Ecuación 35 se calcula la presión máxima de diseño según ASME B31.8 que puede soportar la tubería del gasoducto, sin costura en una Clase 1 División 1 y a una temperatura menor a 250°F.

El Cálculo para la tubería 8"-API5L-X70-SCH40 PSL2, que comprende el tramo desde la salida de la Unidad de Regulación 2, sigue la trampa de lanzamiento TL-103, el gasoducto de 8", hasta la trampa de recepción TR-103. La presión máxima de diseño según ASME B31.8 que puede soportar la tubería en una locación Clase 1 División 1, según la ecuación anterior es:

$$P = 2 \times 70,000 \times 0.322 \times 0.80 \times 1.0 \times 1.0 / 8.625 = 4181.3 \text{ psig (288.4 barg)}.$$

Esta presión 288.4 barg (4181.3psig) es mayor a la presión de diseño de 50.0 barg (725 Psig) del proyecto, en consecuencia la tubería recomendada es correcta (8"-API5L-X70-SCH-40).

### **3.3.2 Presión de Prueba hidrostática de un Gasoducto.**

La prueba hidrostática de un Gasoducto se basa en el párrafo 841.33 de la norma ASME B31.8 que nos remite a la Tabla 841.322(f) del Anexo D.

En dicha tabla se indica que para una prueba hidrostática con agua en una locación Clase 1 División 1, la presión mínima será  $PH = 1.25 \times MOP$  (no establecen presión máxima). Donde: PH = Presión de prueba hidrostática, MOP = Maximum

Operating Pressure (Presión Máxima de Operación).

Esta ecuación no establece la relación con la máxima presión de diseño, en consecuencia, para un diseño seguro, tomaremos  $MOP = 50.0$  barg.

Entonces la Presión de prueba hidrostática del gasoducto una locación de Clase 1 División 1 del Proyecto será  $PH = 1.25 \times 50.0 = 62.5$  barg (906.25 psig).

### 3.3.3 Presión de diseño de la brida

Según el acápite 8.3 del código ASTM/ANSI B16.5 para una brida ASTM A-105, ANSI 300#; el rating resultante a una temperatura menor de 100 °F es 740 psig (51.0 barg).

### 3.3.4 Presión de Prueba Hidrostática Brida

Según el acápite 8.3 del código ASTM/ANSI B16.5 la prueba hidrostática de una brida se realizará a 1.5 veces la Presión Máxima de Operación (MOP).

Por lo tanto la mínima presión de prueba hidrostática una brida ASTM A-105, ANSI 300# sería de  $740 \times 1.5 = 1110$  psig (76.6 barg)

Siendo la Presión de prueba hidrostática de la brida de mayor performance que la tubería, la Prueba hidrostática se realizará a la Presión de Prueba de la brida de Clase 300#.

En resumen:

	<b>TUBERÍA</b>	<b>BRIDA</b>	<b>Proyecto</b>
Presión Diseño barg (psig)	288.4 (4181.3)	51.0 (740)	50.0 (725.0)
Pr. Hidrostática barg (psig)	62.5 (906.25)	76.6 (1110)	76.6 (1110)

La prueba hidrostática del sistema del Gasoducto debe ser realizado a 1110 psig (76.6 barg), conforme a la máxima presión de diseño del Proyecto.

**Tabla 11: Cuadro resumen de Diseño de Tuberías según Norma ASME.**

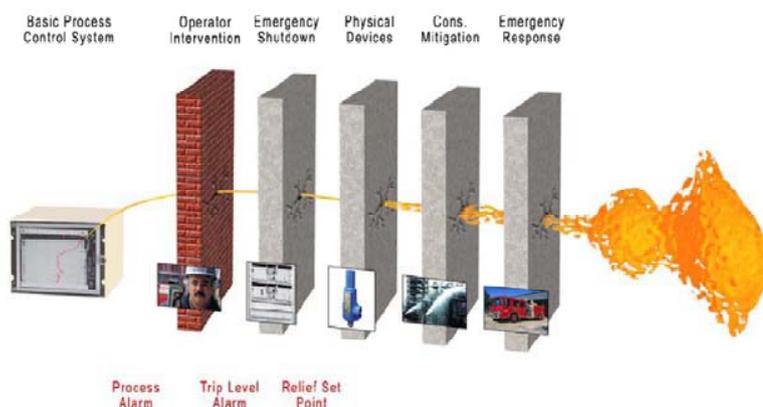
AREA	NORMA	Presión Diseño barg (psig)						Pr. Hidrostática barg (psig)		
		TUBERÍA		BRIDA		PROYECTO		TUBERÍA	BRIDA	PROYECTO
		Diámetro	Diseño barg (Psig)	ANSI	Presión de Trabajo barg (Psig)	Presión de Trabajo barg (Psig)	Diseño barg (Psig)	barg (Psig)	barg (Psig)	barg (Psig)
<b>102A</b>	ASME B-31.3	6"-ASTM A-106-B SCH-80	332.1 (4815.7)	900#	153.1 (2220)	90-115 (1305-1668)	130.0 (1885)	195.0 (2828)	229.7 (3330)	195.0 (2828)
<b>102B</b>	ASME B-31.3	6"-ASTM A-106-B SCH-80	332.1 (4815.7)	600#	102.0 (1480)	70-85 (1015-1233)	90.0 (1305)	135.0 (1957.5)	153.1 (2220)	135.0 (1957.5)
<b>103</b>	ASME B-31.8	8"-API 5L-G70 SCH-40	288.4 (4181.3)	300#	51.0 (740)	45-50 (653-725)	50.0 (725.0)	62.5 (906.25)	76.6 (1110)	62.5 (906.25)
<b>104A</b>	ASME B-31.3	6"-ASTM A-106-B SCH-80	332.1 (4815.7)	300#	51.0 (740)	45-50 (653-725)	50.0 (725.0)	75.0 (1088)	76.6 (1110)	75.0 (1088)
<b>104B</b>	ASME B-31.3	4"-ASTM A-106-B SCH-40	265.4 (3849)	150#	19.7 (285)	6-8 (87-116)	8.0 (174.0)	12.0 (174.0)	29.5 (427.5)	12.0 (174.0)

# CAPITULO VIII: DISEÑO DEL CONTROL DEL PROCESO

## 1 FILOSOFIA DE LA INSTRUMENTACIÓN

Los sistemas de control serán implementados para mantener la operación segura, mediante el control y supervisión de las señales de todas las unidades de Procesos de la Planta y Gasoducto.

El sistema de control de proceso básico (BPCS) es responsable de la operación normal de la planta y en muchos casos se utiliza en la primera capa de protección contra condiciones inseguras. Normalmente si el BPCS no puede mantener el control, las alarmas notificarán operaciones para que la intervención humana restablezca el control dentro de los límites especificados. Si el operador fracasa en su intento entonces otras capas de protección, tales como: válvulas de seguridad de la presión, procesos con diseño intrínsecamente seguro, o Sistema de Seguridad instrumentado (SIS) son necesarios para restablecer el proceso a un estado seguro y atenuar cualesquier peligro.



**Figura 22: Sistemas de Control de Procesos**

Para que esta jerarquía sea eficaz es crítico que cada capa de protección sea

independiente o separada. Esto significa que las capas múltiples (por ejemplo, BPCS y SIS) no deben contener los componentes comunes que en caso de una falla singular podría inhabilitarían las múltiples capas de protección. En el caso del SIS y de BPCS, la práctica tradicional del diseño de la separación evitaría que la capa del SIS se desactive cuando la capa de BPCS experimente un problema.

## **2 EQUIPOS DE SEGURIDAD DEL PROCESOS**

### **2.1 Sistema Básico del Control de Procesos**

Se ha considerado tres tipos de protecciones primarias en el Sistema de Control Básico del Proceso siguientes:

#### **2.1.1 Instrumentación del Control de Procesos**

El cual comprende todos los instrumentos de control como medidores de presión, temperatura, flujo, nivel y que son enviados a un panel de control del PLC.

#### **2.1.2 Sistema de Odorización del gasoducto,**

Descrito anteriormente.

#### **2.1.3 Sistema de Válvulas de alivio,**

El sistema de válvulas de alivio cumple la función de proteger los recipientes, equipos y líneas. Este sistema cuenta con el sistema Blow Down (Unidad 107 descrita anteriormente) para recepcionar los drenajes y gases venteados por las válvulas de alivio. Este sistema cumple con los requerimientos del código API RP-520 y API RP-526, y el DS-081-EM-2007.

Se adjunta la ubicación y la hoja de cálculo de las válvulas de alivio especificadas para cada equipo, en el Anexo D.

### **2.2 Sistema de Emergencia**

En general, podemos decir que el sistema ESD está constituido por las válvulas Shut Down y los switches de nivel en todos los recipientes de presión.

#### **2.2.1 Válvula Shut Down de la Central Térmica**

Esta válvula (HV-102) ubicada a la entrada de la Planta, protegerá a toda la estación en caso de que la presión de ingreso del gas sobrepase las 143 barg. Los equipos de las estaciones ERM y ERR mediante el código ASME Sección VIII

División 1.

### **2.2.2 Line Break**

Este es un dispositivo de protección por baja presión en caso de que se presentase una fuga por rotura o picadura que originase un orificio en el ducto. Mediante este dispositivo funcionará el actuador de la válvula HV-102 que cierra automáticamente cuando la presión desciende a razón de 4 bar/minuto. También actuará un corte automático cuando la presión desciende a 54 barg sin importar otra condición

## **3 SISTEMAS DE CONTROL BASICO DEL PROCESO**

A continuación se describe el control del proceso en cada una de las Unidades.

### **3.1 Unidad de Regulación y Medición (ERM)- Área 102**

Este sistema es el comienzo de los equipos de propiedad de la Central Térmica y tiene la función de posibilitar la **filtración** del gas natural entregado por TGP, eliminando los aerosoles (hidrocarburos pesados y humedad) y partículas sólidas mayores de 5 micrones. La segunda función es la **medición** el gas recibido y finalmente **regular** la presión del gas a 45-50 barg para entregarlo a la siguiente área del proyecto que es el gasoducto. A continuación se describe el control de cada uno de los equipos:

#### **3.1.1 Filtros de Gas de 10 Micrones**

Esta etapa de filtración ha sido especificada para retener partículas mayores de 10 micrones, debido a que realizará la separación de la mayor cantidad de suciedad proveniente del gasoducto de TGP.

Las condiciones de presión y temperatura en el ingreso del gas a la planta son transmitidas hacia el PLC-102, mediante el cual se podrá detectar las condiciones de alta, muy alta presión y baja temperatura.

Se espera que la temperatura normal de ingreso del gas de TGP sea de 68 °F (20 °C), que la presión de ingreso normal variará entre 90 a 115 barg, y que la caída de presión máxima en los filtros será de 1 barg (14.5 psig), en cuyo instante ocurrirá el cambio al filtro redundante mientras que el otro pase a limpieza de mantenimiento y luego espera al siguiente cambio. El aseguramiento del cambio del tren de filtros se

realizará automáticamente mediante medidores depresión diferencial PDIT-102-1A/2A o manualmente después del sonido de la alarma respectiva.

Existirá también un control de nivel de fondo de cada filtro. Mediante un transmisor de nivel hacia el PLC-2 que emitirá una señal de alarma por alto nivel o por bajo nivel para que se pueda drenar manualmente. En el Anexo E: Instrumentación y Control se detallan cada uno de estos equipos de control.

### **3.1.2 Filtros de Gas de 5 Micrones**

La función principal de esta etapa de filtración es retener partículas menores de 10 micrones y mayores a 5 micrones.

Los instrumentos de control de estos filtros tendrán las mismas funciones que los filtros de 10 micrones.

### **3.1.3 Unidad de Medición de Gas**

La función de esta etapa es la Medición tipo custodia del gas que ingresa a La Central Térmica y vendido por TGP, cuenta con los siguientes equipos e instrumentos:

El sistema de medición dispone de elementos de toma de presión y temperatura y sus respectivos transmisores que permitirán las correcciones propias para determinar el volumen de venta de gas a condiciones normales.

Mediante un radio Modem se enviará las señales de indicaciones de las variables de proceso (P, T, F) y las alarmas correspondientes hacia la sala de control de TGP y hacia la sala de control de la Central Térmica.

Los rangos de medición de dicho medidor varían de un mínimo de 1 MMSCFD a un máximo de 30 MMSCFD.

Los instrumentos y señales para el control de esta operación se listan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.1.4 Horno de Calentamiento de Gas**

La capacidad del horno será de 5.8 MM.BTU/hr (que es el requerimiento total de calentamiento); la temperatura de ingreso de gas al horno será de 20 °C (68 °F) y la temperatura de salida será de 135 °F máximo. La presión de operación normal será de 90 a 115 barg y la presión máxima de contingencia de 150 barg.

El horno contará su propio panel de control con la instrumentación adecuada para el logro de ese trabajo, así como los sistemas interlock y enclavamientos de emergencia para cada situación de emergencia.

Al ingreso y a la salida de este equipo se dispondrá de transmisores de temperatura hacia el PLC-102 que emitirán señales de alarma por baja temperatura. Los valores se indican en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.1.5 Unidad de Regulación 1**

Esta primera etapa de regulación (PRV-102-5A/5B/6A/6B) ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 90-115 barg a la presión de salida de 70-85 barg mediante válvulas tipo bola ANSI 900# RTJ, con actuador neumático.

A la salida de esta etapa de regulación 1 se dispondrá de transmisores de presión y temperatura hacia el PLC-102 que emitirán señales de alarma por alta, muy alta, baja y muy baja presión y baja temperatura.

Los instrumentos y señales para el control de esta operación se listan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.1.6 Unidad de Regulación 2**

Esta segunda etapa de regulación (PRV-102-7A/7B/8A/8B) ajustará la presión del gas desde un valor normal de ingreso a 70-85 barg a la presión de salida de 50 barg mediante válvulas reguladoras ANSI 600# RF, con tomas desde la misma línea.

A la salida de esta Etapa de Regulación 2 se dispondrá de transmisores de presión y temperatura hacia el PLC-102 que emitirán señales de alarma por alta, muy alta, baja y muy baja presión y baja temperatura.

Los instrumentos y señales para el control de esta operación se listan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

## **3.2 Gasoducto. Área 103**

El gasoducto es el sistema principal del proyecto. El objetivo de esta unidad es el transporte del gas desde el punto de entrega de TGP hasta el área de Regulación y Reparto de la Central Térmica (CT).

Las condiciones de diseño de este gasoducto son: presión de 50 barg (725 psig), temperatura de 150 °F; el material de la línea será de acero al carbono API-5L

Gr.B o A-106 y por lo tanto los accesorios correspondientes de clase ANSI 300#, el diámetro será de 8"ø, el espesor de la línea calculada para tales condiciones es la cédula 40 (0.322"). Esta limitada por bridas con juntas dieléctricas ANSI 300# (SP-103-1/2) en ambos extremos del gasoducto.

Al inicio y final del gasoducto se tendrá transmisores de presión y temperatura hacia el PLC-102 que enviará señales de alarmas por baja muy baja, alta y muy alta presión en el panel de control.

Esta área también incluye los lanzadores y receptores de raspatabos (TL-103 y TR-103), con la finalidad de mantener la limpieza y evitar la acumulación de residuos de corrosión. Este sistema cumple con el requisito de que el gasoducto tenga opción para calibrar el espesor remanente de la tubería o la velocidad de corrosión de la tubería mediante detectores inteligentes que viajarán a través del ducto (recomendado por el sistema de integridad de ductos según DS-081-2007-EM).

### **3.2.1 Trampa de lanzamiento**

Esta Trampa Lanzadora (TL-103) requiere un indicador local de presión y un indicador de paso del raspatabo con indicación en el panel del PLC-102.

Los instrumentos de control de la Trampa Lanzadora se indican en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.2.2 Trampa de Receptora**

Esta Trampa Receptora (TR-103) requiere un indicador local de presión y un indicador de paso del raspatabo con indicación en el panel del PLC-104. Adicionalmente incluye un transmisor de presión hacia el PLC-104 con un enclavamiento de cierre hacia la válvula de emergencia HV-102.

Los instrumentos de control de la Trampa Lanzadora se indican en el Anexo E: Instrumentación y Control.

Para protección de esta unidad 103 dispondrá adicionalmente de una válvula de emergencia HV-103, Sistema de detección de Fuga, Sistema F&G que son descritos en el Sistema de Control en emergencia.

## **3.3 Unidad de regulación y reparto (URR). Área 104**

Es el área que se encargará de la regulación final de la presión y el reparto de

gas natural hacia los grupos electrógenos y Turbinas a Gas de la Central Térmica. Los controles en cada área serán los siguientes:

### **3.3.1 Calentamiento Eléctrico**

El calentador eléctrico (H-104) instalado en ERR tiene la función de afrontar dos requisitos: a) El descenso de temperatura en las unidades de regulación 3 y 4 y b) La temperatura mínima de entrega a las turbinas de gas

El horno será del tipo de resistencia eléctrica. El horno contará con su propio panel de control con la instrumentación adecuada para el logro de ese trabajo, así como los sistemas interlock y enclavamientos de emergencia para las situaciones indicadas.

Al ingreso y a la salida de este equipo se dispondrá de transmisores de temperatura hacia el PLC-102 que emitirán señales de alarma por baja temperatura.

### **3.3.2 Unidad de Regulación 3**

Esta tercera etapa de regulación (PRV-104-1A/1B/2A/2B) ajustará la presión del gas desde una presión normal de ingreso a 50 barg (725 psig) a la presión de salida de 28 barg (406 psig) mediante válvulas tipo bola ANSI 600# RF, con actuador neumático.

A la entrada y salida de esta etapa de regulación 3 se dispondrá de transmisores de presión y temperatura hacia el PLC-104 que emitirán señales de alarma por alta, muy alta, baja y muy baja presión y baja temperatura. La alarma por baja temperatura a la salida del Horno será 10°C (50°F).

Los instrumentos y señales para el control de esta operación se listan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.3.3 Unidad de Regulación 4**

Esta unidad se encargará de regular la presión del gas desde el ingreso a 28 bar máximo (406 psig) a 8 bar (116 psig). Los grupos electrógenos requieren que la temperatura mínima del gas sea de 0 °C (32 °F).

Sabemos que en el proceso de regulación (expansión) la temperatura de salida del gas luego de la expansión de 28 a 8 barg (116 psig) será de 10.8 °C, en consecuencia está por encima de la temperatura requerida y no necesitará ningún

calentamiento adicional ya que la temperatura de formación de hidratos para esa presión será de 0 °C (32 °F). En esta unidad se tendrá una alarma por baja temperatura a 0 °C (32 °F).

Los instrumentos y señales para el control de esta operación se listan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.3.4 Filtros de Gas de 1 micrón**

Para retener los posibles bolsones de líquido y retener partículas sólidas y líquidas provenientes del gasoducto (Área 103) hasta un tamaño de 0.3 micrones.

Estos filtros disponen de la instrumentación para la indicación y registro de las variables de proceso como son presión, temperatura y caída de presión en dichos filtros.

Se espera que la temperatura normal de ingreso del gas a los Grupos Electrógenos Caterpillar sea de 10.3 °C

La caída de presión del gas a través de los filtros variará entre 0 a 15 psig, en cuyo instante ocurrirá el cambio del filtro redundante mientras que el otro pase a limpieza de mantenimiento y luego espera al siguiente cambio.

Existirá también un control de nivel de fondo de cada filtro. Mediante un transmisor de nivel hacia el PLC-4 que emitirá una señal de alarma por alto nivel o por bajo nivel para que se pueda drenar manualmente.

El sistema dispone de las válvulas adecuadas para aislar un sistema y poner en funcionamiento el circuito redundante; la lista completa de los instrumentos y equipos de esta unidad se encuentra en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.4 Sistema de Odorización. Área 106**

Esta unidad será una unidad paquete, incluido sus instrumentos. El punto de inyección del odorizador será en una conexión cercana a la trampa de lanzamiento TL-103 en ERM.

Este sistema dispondrá de un controlador automático que tendrá como función principal odorizar en forma proporcional a la señal de caudal y en caso de falla de bomba titular conmutará automáticamente a la bomba de reserva emitiendo a su vez una señal de alarma por falla de bomba

Los instrumentos están indicados en el Anexo E: Instrumentación y Control.

### **3.5 Sistema Blow Down. Área 107**

Este sistema se encuentra en las dos áreas principales ERM y ERR y está compuesto por tanque Blow Down y una tubería de venteo principalmente. El control de este sistema se realizará mediante los visores de nivel y los interruptores de alto y bajo nivel de los tanques Blow Down que enviará una señal de alarma al panel de control. El diagrama de control de este proceso se encuentra en el Anexo E: Instrumentación y Control.

## **4 CONTROL EN EMERGENCIA**

Las operaciones de emergencia cuentan con el auxilio de los equipos del “Sistema de Control Básico del Procesos” (BPCS), definidos en el punto anterior y principalmente cuando éstas no actúan existe un sistema redundante o “Sistema de Control en Emergencia” (ESD).

En general, podemos decir que el sistema ESD está constituido por las válvulas Shutdown y los switches de nivel en todos los recipientes de presión.

Las válvulas de alivio son también los principales medios de protección de líneas y recipientes, pero no forman parte del sistema ESD porque pertenecen al sistema de seguridad adicional.

### **4.1 Unidad de Regulación y Medición (ERM)- Área 102**

#### **4.1.1 Válvula de Emergencia HV-102**

El principal proceso de control en esta área lo realizará la válvula de emergencia que recibirá las señales de contingencia (enclavamientos) de cualquier área de la planta y tendrá la función de cerrar. Esta válvula actuará por alta presión a 141 barg (2045 psig) para proteger los recipientes ASME de esta área 102 y por baja presión cerrará a 54 barg (783 psig). Adicionalmente se tendrá una seguridad redundante por baja presión del Sistema denominado “Line Break” que enviará una señal neumática a 54 barg (783 psig) o en caso que el sistema baje su presión 4 bar por minuto.

Las características de la válvula HV-102, Sistema Line Break y los instrumentos de control con sus respectivos seteos se encuentran en el Anexo E:

Instrumentación y Control.

Se considera que la operación del sistema de comunicación para el actuador de dicha válvula HV-102 estará enlazada mediante el PLC-102, que mediante la antena de comunicación y los módems correspondientes remitirán las señales de lectura hacia la sala de control en la Central Térmica.

#### **4.1.2 Sistema ESD de recipientes de los Filtros**

Está constituido por los switches de nivel, su función es entrar a actuar cuando ninguno de los instrumentos del sistema BPCS ni el operador ha tomado acción ante una emergencia, tenemos los siguientes instrumentos:

**LSL-102-1A/1B y LSH-102-1A/1B.**- Interruptores de BAJO y ALTO nivel en la parte inferior de los recipientes F-102-1A/1B/2A/2B correspondientes.

**LAL-102-1A/1B y LAH-102-1A/1B.**- Estas alarmas reciben las señales de los interruptores respectivos y tienen la función de informar al operador para que drene manualmente el líquido del recipiente.

Cada uno de los cuatro filtros de esta Unidad tendrá una protección adicional el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-102-1A/1B/2A/2B) que relevará y protegerá al recipiente cuando la presión ascienda a 143 barg. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.1.3 Sistema ESD en la Unidad de Medición de Gas**

La protección de los medidores es la misma que los de los recipientes de filtración, por estar muy cercanos a ellos.

#### **4.1.4 Sistema ESD en el Horno de Calentamiento de Gas**

El horno contará su propio panel de control con la instrumentación adecuada para el logro de ese trabajo, así como los sistemas interlock y enclavamientos de emergencia para cada situación de emergencia y están indicados en el Anexo E: Instrumentación y Control.

Esta Unidad de Calentamiento tendrá una protección adicional el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-102-4) que relevará y protegerá cuando la presión ascienda a 143 barg en el sistema. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.1.5 Sistema ESD en las Unidades de Regulación 1 y 2**

Ninguno, debido a que el control de los eventos de emergencia se controla mediante el sistema BPCS.

La unidad de Regulación 1 tendrán una protección por sobre presión el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-102-5) que relevará y protegerá la unidad cuando la presión ascienda a 88 barg a la salida de la unidad de Regulación 1. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.2 Gasoducto. Área 103**

Está constituido por el sistema de la válvula shutdown, válvulas de Alivio y el sistema Fire and Gas.

##### **4.2.1 Válvula Shut Down HV-103**

Válvula del sistema de emergencia ESD (HV-103), tendrá cierre por baja presión a 40 barg (580 psig) y por alta presión a 48 barg (696 psig)

La válvula (HV-103) será tipo bola de 8"Ø, paso total, alloy, A350-Gr.LF6, CL1, ANSI 300, WN, RF, API 6D, con accionamiento neumático, para la visualización completa.

La Válvula de emergencia (HV-103) será del tipo ON-OFF con accionamiento neumático. El control de corte por alta presión se realiza a 48 barg, y el corte por baja presión a 40 barg se realiza mediante la señal de la válvula solenoide VS-102 proveniente del PLC-102. Existen alarmas de alta y baja presión PAHH a 46 barg y PALL a 42 barg.

Las señales de mando a esta válvula se emitirán desde el PLC-102 que a su vez recibirá la señal de campo mediante los transmisores de presión del sistema BPCS ya descritos en la sección de operaciones normales.

##### **4.2.2 Válvula de Alivio de Gasoducto**

Esta Unidad de Gasoducto tendrá una protección por sobre presión el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-103-1/2) que relevará y protegerá la unidad cuando la presión ascienda a 50.5 barg en el Gasoducto. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.2.3 Detectores de Fuego y Gas (sistema F&G)**

La segunda protección del gasoducto es mediante los instrumentos de detección de fuego y gas (a esto se ha dado en llamar sistema F&G, del inglés FIRE & GAS).

Los detectores de Gas son del tipo de rayos infrarrojos, y los detectores de flama son del tipo iónico, de diseño basado en microprocesador, altamente resistentes a RFI Electromagnetic Interference (or EMI, también llamado radio frequency interference), y humedad, de operación a dos hilos. Deberán ser listados por UL y aprobados por FM. Las ubicaciones de los equipos están de acuerdo al código NFPA-72.

Sistema de Detección de Fuego y Gas (F&G) del proyecto tiene como función la detección temprana de la presencia de gas y fuego en el ambiente de la planta y el sistema de mitigación del siniestro, que será implementado para mantener la operación segura, la preservación de las vidas del personal operativo y el cuidado de medio ambiente; de los recintos cerrados como son la Estación o Unidad de Medición y Regulación y la Estación o Unidad de Regulación y Reparto. Todos los equipos de la planta pertenecen a este sistema.

Los detectores de humo para recintos cerrados son seleccionados en base a que en dicha área no existirá normalmente fuego abierto ni material inflamable.

En los ambientes donde habrá fuego abierto se utilizarán detectores térmicos o de temperatura, como es el caso de los hornos (El set point de temperatura para los detectores será de 135 °F). En los demás ambientes se consideran detectores de humo.

En el párrafo 2-3.6.6.3 del código NFPA-72 existe una tabla y un gráfico que nos permite determinar el área de cobertura de los detectores utilizados en la protección de almacenes y salas de control. Si se asume que existirán 30 cambios de aire por hora en el sistema de ventilación de la sala de control del gráfico se obtiene 250 ft<sup>2</sup> de área de cobertura de cada detector.

Pero considerando las obstrucciones (paredes de la oficina) se considera suficiente la instalación de un detector por ambiente, excepto en las áreas en donde se requiere redundancia en:

- **Zona de Fuego abierto.-** Requiere redundancia T-T (Temperatura-Temperatura). Esto se debe a que se necesita aumentar la confiabilidad de los detectores en caso de que se deteriore uno de ellos, o en caso de falla (se asume que en esta zona existirá siempre presencia de humo, por lo cual no es recomendable el uso de detectores de humo).
- **Sala de Combustibles.-** Requiere redundancia T-S (Temperatura-Smoke). Esto se debe a que si falla el detector de temperatura pueda actuar el detector de humo.
- **Oficina.-** Requiere redundancia S-S (Smoke-Smoke). Se asume que normalmente no existirá fuego, por lo tanto los dos detectores se justifican por falla de uno de ellos y para aumentar la confiabilidad del sistema.

#### 4.2.4 Sistema de Detección de Fuga

El gasoducto dispondrá de un sistema de detección de fuga mediante inyección de un odorizante (tipo MERCAPTANO) que se añadirá en el punto de ingreso del gasoducto en ERM, la detección se realizará por inspección olfativa en caso haya fuga en el gasoducto.

La segunda manera de detección de fugas en las estaciones se realizará por instrumentos detectores de gas y también por detectores de fuego (el Sistema F&G, del inglés FIRE & GAS).

El tercer método de detección de fuga es el llamado “detección por SOFTWARE” fue específicamente desarrollado para proveer detección de fugas durante transientes y para reemplazar sistemas de detección de fugas existentes que producían muchas falsas alarmas dentro de los oleoductos.

#### 4.2.5 Protección Catódica y Junta Dieléctrica

Por otro lado se ha previsto la instalación de protección catódica mediante ánodos de sacrificio, para evitar la corrosión externa de la tubería, asegurándose que haya un aislamiento dieléctrico en cada extremo del gasoducto mediante juntas dieléctricas (SP-103-1/2).

#### 4.2.6 Protección Externa Tricapa de Polietileno

La protección externa se realizará mediante una protección tri capa de material

de polietileno, esta protección ha sido aplicada en fábrica y los deterioros ocasionados durante las operaciones de soldeo han sido resanados y verificados previos a su entierro mediante la “prueba Holiday”.

### **4.3 Unidad de regulación y reparto (URR). Área 104**

#### **4.3.1 Sistema ESD en Calentador H-104**

El horno será del tipo de resistencia eléctrica. El horno contará con la instrumentación adecuada para el logro de ese trabajo, así como los sistemas interlock y enclavamientos de emergencia para las diferentes emergencias que se puedan presentar. El control de los eventos de emergencia se realiza mediante el sistema BPCS.

Esta Unidad de Calentamiento tendrá una protección adicional el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-104-1) que relevará y protegerá cuando la presión ascienda a 50.5 barg en el sistema. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.3.2 Sistema ESD en las Unidades de Regulación 3 y 4**

Los eventos de emergencia de las unidades de regulación se controlan mediante el sistema BPCS.

La unidad de Regulación 3 tendrán una protección por sobre presión el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-104-2) que relevará y protegerá la unidad cuando la presión ascienda a 30.8 barg a la salida de la unidad de Regulación 3. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

La unidad de Regulación 4 tendrán una protección por sobre presión el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-104-3) que relevará y protegerá la unidad cuando la presión ascienda a 8.8 barg a la salida de la unidad de Regulación 4. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.3.3 Sistema ESD de recipientes de los Filtros**

Está constituido por los switches de nivel, su función es entrar a actuar cuando ninguno de los instrumentos del sistema BPCS ni el operador ha tomado acción ante

una emergencia, tenemos los siguientes instrumentos:

- Interruptores de BAJO y ALTO nivel (LSL-104-4/5 y LSH-102-4/5) en la parte inferior de los recipientes F-104-4/5 correspondientes.
- Estas alarmas reciben las señales de los interruptores respectivos (LAL-104-4 y LAH-104-4) y tienen la función de informar al operador para que drene manualmente el líquido del recipiente

Cada uno de los dos filtros de esta Unidad tendrá una protección adicional el cual consistirá de una válvula de alivio (PSV-104-4/5) que relevará y protegerá al recipiente cuando la presión ascienda a 8.8 barg. Las características de esta válvula de alivio se presentan en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.4 Central Térmica-Efecto Transiente. Área 105**

La central térmica ha sido considerada con su complejidad particular, de tal manera que la entrada o salida de operación de las turbinas en forma intempestiva sería de consecuencias funestas para el gasoducto y los equipos de ERM y ERR en caso de que no se tomase en cuenta dicha realidad. Esta salida o entrada intempestiva de operación se ha llamado el efecto transiente, porque existe la posibilidad de que momentáneamente haya ausencia de alimentación a de gas a los grupos electrógenos, y/o a las turbinas en caso de falla del gasoducto; y se ha desarrollado un estudio al respecto, cuyo resumen es el siguiente:

Se sabe que el flujo de gas es 59780 lb/hr, esto equivale a 16.6 lb/seg de flujo de gas en el gasoducto.

A las condiciones normales de velocidad de flujo de 5 FPS, en toda la extensión del gasoducto de aproximadamente 3900 metros (12795 pies) existirá la siguiente cantidad de gas en toda la extensión de dicho gasoducto:

Primero calculamos el tiempo de viaje en el gasoducto  $T = 12795 \text{ pies} / 5 \text{ pies/seg} = 2559 \text{ segundos}$  (42.7 minutos).

Cantidad de gas almacenado en la tubería en el tiempo de flujo es 2559 segundos:  $W = 2559 * 16.6 = 42479.4 \text{ Lb}$  de gas.

Asumiendo que las protecciones por bajo o nulo flujo de gas son de 5 segundos (baja de la frecuencia de 60 Hz. A 57 Hz en la producción de corriente eléctrica de los grupos electrógenos Caterpillar) existirá una bajada de presión del gas en el gasoducto desde una presión de aproximadamente 46.7 barg al siguiente valor:  $P2 =$

$$P1 * W2 / W1 = 46.7 * 42479.4 / 59780 = 33.2 \text{ barg.}$$

Esto quiere decir que aún al régimen del consumo total de gas en todas las turbinas y grupos electrógenos juntos; la ausencia de ingreso de gas al gasoducto solamente hará disminuir la presión del gasoducto a 33.2 barg (entonces las turbinas seguirían funcionando después del corte de ingreso de gas, hasta que la presión descienda por debajo de 28 barg).

Por lo cual se ha diseñado las siguientes protecciones:

- El gasoducto ha sido diseñado con una reserva de capacidad para casos de corte del ingreso de gas desde la troncal de TGP (efecto pulmón). El diámetro teórico para un suministro de 30 MMSCFD resultó de 6"  $\phi$  y se amplió a 8"  $\phi$  para disponer de una capacidad para contingencias
- La presión del gasoducto se mantiene en 50 barg (pudo haber sido menor), esto se debe al efecto pulmón para afrontar las transientes de bajo flujo. Esto quiere decir que aún al régimen del consumo total de gas en todas las turbinas y grupos electrógenos juntos; la ausencia de ingreso de gas al gasoducto, durante un tiempo de 5 segundos, solamente hará disminuir la presión del gasoducto a 33.2 barg (entonces las turbinas seguirían funcionando después del corte de ingreso de gas, durante 5 segundos, hasta que la presión descienda por debajo de 28 barg), para entonces las protecciones de las turbinas y grupos electrógenos por bajo flujo mediante la transmisor de flujo de gas hacia el sistema Scada de la turbina ya habrá actuado, con lo cual se afrontaría positivamente este efecto transitorio.

#### **4.5 Sistema de Odorización. Área 106**

Esta unidad ya ha sido descrita en la sección de operaciones normales.

#### **4.6 Blow Down. Área 107**

Existe un recipiente Blow Down en ERM y otro en ERR, las protecciones en emergencia serán 02 interruptores uno por bajo nivel y otro por alto nivel del recipiente Blow Down. La Instrumentación se indica en el Anexo E: Instrumentación y Control.

#### **4.7 Protección Miscelánea**

Para evitar el efecto erosivo del fuerte viento de la zona (viento Paracas), y para disminuir las distancias de seguridad de los equipos se construirá un cerco con “muro perimétrico” en ERM de tal manera que todos los equipos principales de la planta se encuentren dentro de dicho cerco.

Debido a la existencia de un espacio confinado será necesaria la instalación de detectores de Fuego y Gas que ya se ha descrito anteriormente.

### **5 AUTÓMATAS PROGRAMABLES (PLC)**

Para el área URM y Gasoducto se instalará un único PLC-102 para recolectar las señales de campo (proceso); en la URR deberá existir otro PLC-104 para el correspondiente control de procesos BPCS

El sistema instrumentado de seguridad deberá contar con sus propios PLCs, El correspondiente al URM PLC-102 intercambiará señales con el instalado en URR PLC-104.

Se deberá realizar todos los trabajos de configuración en las estaciones de la ERM y ERR a efectos de lograr la comunicación entre ambos sitios y obtener información de la ERM desde la ERR. El PLC-104 asume el control principal del sistema en tanto que el PLC-102 actuara como respaldo en caso de que se presentara algún inconveniente en el PLC-104. En tal sentido, se deberá desarrollar la programación según esta estrategia de control.

La arquitectura de control está basada en el establecimiento de los criterios para la interconexión de los sistemas de control que será implementado para mantener la operación segura, el control y supervisión de las señales de las unidades incluidas en el proyecto (como son la URM, Gasoducto, URR y unidades anexas). Se instalará un Sistema de Supervisión Centralizado (SSC), el cual estará constituido por una red tipo Ethernet que incluirá a los equipos de control propios de cada unidad, convenientemente adaptados para su conexión a la red Ethernet.

La red Ethernet contará con una estación de trabajo (workstation) que podrá establecer un enlace de comunicación con los controles de los equipos generadores de electricidad y con la empresa TGP.

# CAPITULO IX: EVALUACION ECONOMICA

En esta parte se hará la evaluación económica del Proyecto, determinando la rentabilidad del total de la inversión requerida para realizar su ejecución.

## 1 BASES DE EVALUACIÓN

### 1.1 Metodología

Para la realización de la Evaluación económica se ha implementado la metodología del “Flujo de Fondos”, el cual consiste en proyectar los ingresos y Egresos de Proyecto así como la necesidad de Inversión, trayendo el flujo resultante a su valor presente de acuerdo a una tasa de descuento.

El flujo de fondos se representará expresando en miles de dólares (MUS\$) constantes para efectos de la evaluación del Proyecto.

### 1.2 Periodo de Proyección

Se toma un periodo de 10 años, puesto que se estima una vida útil de los equipos del proceso de 10 años.

### 1.3 Tasa de Actualización

Se usará una tasa de Actualización de 12% anual, según el estándar de empresas del Petróleo y Gas.

### 1.4 Depreciación

Se considerará una depreciación del tipo lineal a 10 años, de acuerdo a la vida de los equipos principales.

### 1.5 Impuesto a la Renta

El impuesto a la Renta se considera el 30% sobre la Utilidad Bruta.

## 1.6 Criterios de Rentabilidad

La Evaluación Económica de este Proyecto será llevando a cabo siguiendo los criterios del Valor Neto Actual (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR).

## 2 INVERSIÓN TOTAL

El estimado de Inversión Total se efectúa en base al costo de equipos e instalaciones de Gas Natural para abastecimiento de una Central térmica.

<b>CONSTRUCCIÓN DE GASODUCTO Y ESTACIONES DE REGULACIÓN Y MEDICIÓN</b>	<b>%</b>	<b>MUS\$</b>
Derecho de Vía	2.8	113.6
Suministro y Materiales	37.2	1,509.5
Mano de Obra	49.2	1,996.5
Misceláneos	10.8	438.2
<b>TOTAL</b>		<b>4,057.8</b>

<b>COSTO ESTIMADO DE EQUIPOS GENERADORES DE ELECTRICIDAD</b>	<b>MUS\$</b>
02 Turbinas a Gas Natural de 37.4 MW de Potencia c/u.	10,340.00
04 Grupos Electrógenos de 5.94 MW de Potencia c/u.	15,290.00
<b>TOTAL</b>	<b>25,630.00</b>

<b>INVERSIÓN TOTAL MUS\$</b>	<b>25,630.00</b>
------------------------------	------------------

## 3 ESTIMADO DE INGRESOS

El estimado de ingresos se efectúa con la potencia efectiva de los Generadores Eléctricos tomados de los fabricantes y el precio actual de venta de energía. También se considera mínimo de 90% del servicio de generación eléctrica puesto al generar una energía barata tendrá una alta demanda en el Sistema Interconectado Nacional.

<b>RENDIMIENTO DE PRODUCCION DE LA CENTRAL TÉRMICA</b>	<b>TURBINAS</b>	<b>GRUPOS ELECTROGENOS</b>
UNIDADES	2.0	4.0
CONSUMO DE GAS NATURAL, MMPCD	10.0	1.5
CONSUMO TOTAL GAS NATURAL, MMPCD	20.0	6.0
PODER CALORIFICO, BTU/PCS	1,000.0	1,000.0
CONS. ESPEC. A COND. POT. EFECTIVA, BTU/KW-h	11,844.0	8,709.4

<b>PRODUCCIÓN DE LA CENTRAL TÉRMICA</b>	<b>TURBINAS</b>	<b>GRUPOS ELECTROGENOS</b>
CONSUMO DE G.N, MMBTU	7,200,000	2,160,000
ENERGIA PRODUCIDA, GWh - Año	607.90	248.01
VALOR UNITARIO DE ENERGIA, cUS\$/KWh	4.83	4.83
VENTA DE ENERGIA, MUS\$	29,361.70	11,978.82

#### **4 ESTIMADO DE EGRESOS**

Los egresos son debido al costo del Gas Natural como combustible y a los costos de operación de la Planta, Gasoducto y Central Térmica.

<b>COSTOS UNITARIOS DE LA CENTRAL TÉRMICA</b>	<b>TURBINAS</b>	<b>GRUPOS ELECTROGENOS</b>
PRECIO DE GAS NATURAL, US\$/MMBTU (*)	2.675	2.675
COSTO VARIABLE NO COMBUSTIBLE, US\$/MW-h (**)	3.0	4.5

(\*) INCLUYE PRECIO DE SUMINISTRO Y TRANSPORTE PARA USUARIOS DE LA ZONA

(\*\*) COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

<b>PERSONAL OPERATIVO</b>	<b>MUS\$</b>	<b>MUS\$</b>
Jefe de Planta	2.5	35.0
02 Ingenieros de Turno	2.0	56.0
04 Operadores	1.0	56.0
02 Seguridad	1.0	28.0
<b>TOTAL</b>		<b>175.0</b>

<b>COSTOS FIJOS</b>	<b>MUS\$</b>
Personal operativo	175.0
Mantenimiento 4% de la inversión	1.0
Seguros 1% de la Inversión	256.3
Otros 0.5% de la Inversión	128.2
<b>TOTAL</b>	<b>560.5</b>

## **5 RENTABILIDAD DEL PROYECTO**

Se muestran las tablas siguientes se determina el flujo de fondos mediante y los valores de los criterios de rentabilidad VAN y TIR para determinar cuan rentable es el proyecto mediante el costo del gas natural.

La Tabla 12 muestra los resultados de flujo de fondo para un precio del gas de 2.675 US\$/MMBTU, valor promedio para los usuarios de la zona.

La Tabla 13 muestra el resultado para el máximo precio que puede tomar el gas natural para que este proyecto sea rentable. El precio del Gas será 2.924 US\$/MMBTU.

**Tabla 12: Evaluación Económica del Proyecto**

**EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO**

<b>TASA DE DESCUENTO %</b>		<b>PRECIO DE GAS NATURAL, US\$/MMBTU</b>									
<b>12.0</b>		<b>2.675</b>									
	<b>AÑOS</b>										
	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>
<b>INGRESOS</b>											
TURBINAS A GAS, MUSS	-	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70
GRUPOS ELECTROGENOS, MUSS	-	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82
<b>TOTAL, MUSS</b>	-	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>
<b>EGRESOS</b>											
INVERSION, MUSS	29,687.85	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COSTO DE GAS NATURAL, MUSS	-	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00	25,038.00
COSTO VAR. NO COMBUSTIBLE, MUSS	-	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75
COSTOS FIJOS, MUSS	-	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48
DEPRECIACION, MUSS	-	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78
<b>TOTAL, MUSS</b>	<b>29,687.85</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>	<b>31,507.01</b>
<b>IMPUESTOS 30% UTILIDAD NETA, MUSS</b>		<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>	<b>2,950.06</b>
<b>FLUJO DE CAJA VAN al 12% Año cero TIR</b>	<b>-29,687.85 9,205 19%</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>	<b>6,883.46</b>

**Tabla 13: Sensibilidad del Proyecto**  
**EVALUACION ECONOMICA – SENSIBILIDAD DEL PROYECTO**

TASA DE DESCUENTO %	12.0	PRECIO DE GAS NATURAL, US\$/MMBTU		AÑOS											
		2.924		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
<b>INGRESOS</b>															
TURBINAS A GAS, MUSS	-	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70	29,361.70
GRUPOS ELECTROGENOS, MUSS	-	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82	11,978.82
<b>TOTAL, MUSS</b>	-	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>	<b>41,340.52</b>
<b>EGRESOS</b>															
INVERSION, MUSS	29,687.85	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COSTO DE GAS NATURAL, MUSS	-	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40	27,365.40
COSTO VAR. NO COMBUSTIBLE, MUSS	-	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75	2,939.75
COSTOS FIJOS, MUSS	-	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48	560.48
DEPRECIACION, MUSS	-	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78	2,968.78
<b>TOTAL, MUSS</b>	<b>29,687.85</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>	<b>33,834.41</b>
<b>IMPUESTOS 30% UTILIDAD NETA, MUSS</b>		<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>	<b>2,251.83</b>
<b>FLUJO DE CAJA VAN al 12% Año cero TIR</b>	<b>-29,687.85</b> <b>0</b> <b>12%</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>	<b>5,254.28</b>

# CAPITULO X: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El Sistema de Suministro de Gas Natural de 30 millones de pies cúbicos (MMPCD) propuesto cumple con los requerimientos de una estación de regulación y medición para el abastecimiento a una Central Térmica ubicado en la Ciudad de Ica. La utilización de simuladores utilizados para el cálculo de las propiedades físicas y químicas del gas natural corroboran las condiciones para una operación eficiente y segura porque se evitan los problemas de formación de hidratos y la purificación del gas para ser utilizado como combustible en la Central Térmica.
- El diseño de los equipos que componen este Sistema de Suministro de Gas Natural cumplen con las normas nacionales e internacionales para una estación de regulación y medición para el abastecimiento de Gas Natural. El diseño básico de los equipos está basado principalmente en las normas internacionales ASME B31.8 Gas Transmission and Distribution Piping Systems, ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1: Rules for Construction of Pressure Vessels y la Norma Técnica Peruana NTP 111 y Decreto Supremo DS-081-2007-EM para el diseño en la industria del Gas Natural.
- El Sistema de Suministro de Gas Natural propuesto cumple con los requerimientos de gas en caso de contingencias de la Central Térmica de la Ciudad de Ica. Las contingencias consideradas más importantes son el corte de gas en momentos de máximo consumo y el correcto funcionamiento de los equipos a un mínimo régimen de consumo de gas. El diseño propone el diámetro y la presión adecuada de la tubería de cuatro kilómetros para satisfacer las demandas de gas en caso de estas contingencias.
- El sistema de Control del Proceso propuesto garantiza una operación segura. El control básico del proceso y de emergencia de la planta cumple con los criterios básicos de una operación segura y controlada de acuerdo a la filosofía implementada de la instrumentación y control del proceso. La

filosofía de la instrumentación y control del proceso establece los criterios para la interconexión de los sistemas de control, los criterios de detección temprana de la presencia de gas y fuego en el ambiente de la planta.

- El diseño propuesto tiene la flexibilidad de operar en una demanda mínima de 1 MMPCD y a una demanda máxima de 30 MMPCD. Esta flexibilidad en la operación es factible ya que cada uno de los equipos y la instalación se han diseñado para este rango de operación.
- El Sistema de suministro de 30 MMPCD de Gas Natural a una Central Térmica diseñado es rentable económicamente e incrementará la generación de electricidad en la zona Sur medio que comprende la Ciudad de Ica y parte de los departamentos de Huancavelica y Ayacucho. Los indicadores económicos son:
  - Valor Actual Neto (VAN): 9,205 MUS\$
  - Tasa Interna de Retorno (TIR): 19%
  - Periodo de Recuperación de la Inversión: 10 años
- La sensibilidad económica del proyecto está en base al precio del Gas Natural en US\$. Este proyecto será rentable hasta 2.924 US\$/MMBTU del gas natural.
- Se recomienda el uso del de las Ecuaciones de Estado: Trebble-Bishnoi-Salim (TBS) y Unified Solid-Liquid-Vapor para los modelos termodinámicos de formación de Hidratos en el Gas Natural. Las referencias de estas Ecuaciones de Estado se encuentran en la bibliografía.

# BIBLIOGRAFIA

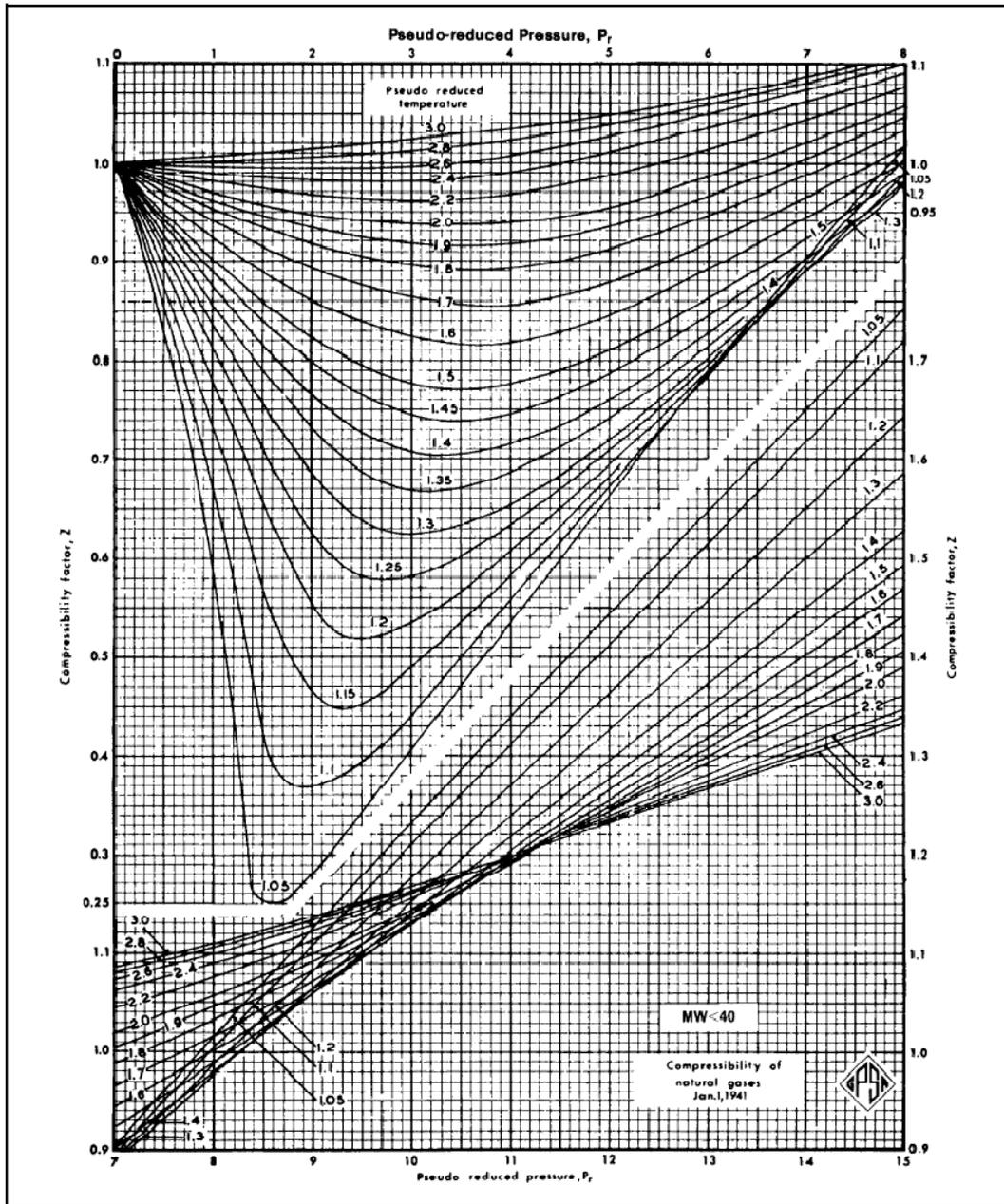
1. ENGINEERING DATA BOOK.  
Tulsa Oklahoma: GPSA.  
Association Gas Processors Suppliers. (2004).
2. CONDITIONING AND PROCESSING.  
Cambell, J. Gas  
Octava Edición 2004
3. ESTACIONES DE RECIBO Y TRANSFERENCIA.  
Delvasto, G.  
Biblioteca FIP - Universidad de Ingenieria
4. PIPELINE RULES OF THUMB  
E. W. McAllister, E.  
USA Elsevier (2005).
5. GAS TRANSMISSION AND PROCESSING  
Código ASME Para Lineas a Presión B31  
Revisión ASME B 31.8 1999
6. PROCESS PIPING  
Código ASME Para Lineas a Presión B31  
Revisión ASME B 31.3 1999
7. RULES FOR CONSTRUCTION OF UNFIRED PRESSURE VESSELS  
Código ASME, Section VIII, Division 1,  
Última Edición y adenda.
8. EL GAS NATURAL DEL YACIMIENTO AL CONSUMIDOR  
Eloy Alvarez Pelegry / Jacobo Balbas Pelaez  
CIE - Dossat 2000
9. Modelling of Methane Gas Hydrate incipient conditions via translated  
Trebble-Bishnoi-Salim (TBS) Equation Of State  
Carlos Giraldo and Matthew Clarke  
University of Calgary, 2500 University Drive NW, Calgary, AB, T2N1N4  
Canada – 2005
10. Methane Gas Hydrates Viewed through Unified Solid-Liquid-Vapor  
Equations of State  
Yokozekei  
DuPont USA - 2004

# **ANEXO A: PROPIEDADES FISICAS DEL GAS NATURAL**

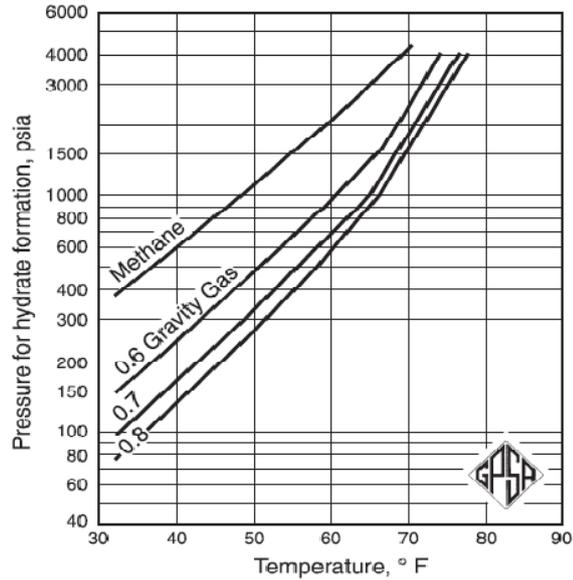
# 1 Constantes Físicas

Number	See Note No. → Compound	Formula	A.		B.		C.		D.			Critical Constants			Number
			Molar Mass (Molecular Weight)	Boiling Point, °F 14.696 psia	Vapor Pressure, psia, 100 °F	Freezing Point, °F 14.696 psia(abs)	Refractive Index 60 °F	Pressure, psia (abs)	Temperature, °F	Volume, ft <sup>3</sup> /lb					
1	Methane	CH <sub>4</sub>	16.042	-258.67	(5000)*	-296.45	1.00041	667.0	-116.66	0.0885	1				
2	Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.069	-127.48	(800)*	-297.04	1.21241	706.6	89.92	0.0775	2				
3	Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.096	-43.72	188.7	-305.73	1.29506	615.5	205.92	0.0728	3				
4	Isobutane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.122	11.08	72.48	-255.30	1.32469	527.9	274.41	0.0715	4				
5	n-Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.122	31.09	51.68	-217.05	1.33593	550.9	305.55	0.0703	5				
6	Isopentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.149	82.11	20.46	-255.80	1.35626	490.4	369.0	0.0685	6				
7	n-Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.149	96.98	15.76	-201.50	1.35993	488.8	385.8	0.0676	7				
8	Neopentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.149	49.12	36.70	2.17	1.34167	463.5	321.0	0.0690	8				
9	n-Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	155.72	4.961	-139.56	1.37717	436.9	453.8	0.0688	9				
10	2-Methylpentane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	140.44	6.773	-244.60	1.37387	436.6	435.8	0.0682	10				
11	3-Methylpentane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	145.84	6.103	-261.20	1.37888	452.5	448.3	0.0682	11				
12	Neohexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	121.49	9.865	-147.69	1.37126	446.7	420.0	0.0667	12				
13	2,3-Dimethylbutane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	136.34	7.410	-199.35	1.37730	454.0	440.2	0.0665	13				
14	n-Heptane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	209.13	1.8203	-131.01	1.38987	396.8	512.9	0.0682	14				
15	2-Methylhexane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	194.05	2.273	-180.87	1.38717	396.0	494.5	0.0673	15				
16	3-Methylhexane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	197.33	2.130	-	1.39091	407.6	503.7	0.0646	16				
17	3-Ethylpentane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	200.25	2.012	-181.44	1.39568	419.2	513.2	0.0665	17				
18	2,2-Dimethylpentane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	174.50	3.494	-190.80	1.38447	401.8	477.1	0.0665	18				
19	2,4-Dimethylpentane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	176.85	3.294	-182.59	1.38383	397.4	475.8	0.0667	19				
20	3,3-Dimethylpentane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	186.87	2.775	-209.99	1.39314	427.9	505.7	0.0662	20				
21	Triptane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.202	177.54	3.376	-12.21	1.39167	427.9	496.3	0.0636	21				
22	n-Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.229	258.21	0.5366	-70.17	1.39962	360.7	564.2	0.0673	22				
23	Diisobutyl	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.229	228.39	1.102	-132.09	1.39461	361.1	530.3	0.0676	23				
24	Isooctane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.229	210.62	1.709	-161.23	1.39365	372.7	519.4	0.0656	24				
25	n-Nonane	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128.255	303.40	0.17003	-64.28	1.40747	330.7	610.8	0.0693	25				
26	n-Decane	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142.282	345.40	0.06160	-21.39	1.41386	304.6	652.2	0.0703	26				
27	Cyclopentane	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	70.133	120.61	9.917	-136.96	1.40896	653.8	461.2	0.0594	27				
28	Methylcyclopentane	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84.159	161.29	4.491	-224.38	1.41210	548.8	499.4	0.0607	28				
29	Cyclohexane	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84.159	177.40	3.267	44.03	1.42863	590.7	536.6	0.0586	29				
30	Methylcyclohexane	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	98.186	213.69	1.809	-195.81	1.42534	503.4	570.3	0.0600	30				
31	Ethene(Ethylene)	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.053	-154.72	-	-272.50	1.24100	731.0	48.5	0.0746	31				
32	Propene(Propylene)	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	42.080	-53.85	227.9	-301.47	1.31256	676.6	198.4	0.0717	32				
33	1-Butene(Butylene)	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56.106	20.79	62.07	-301.65	1.35056	586.4	296.2	0.0683	33				
34	cis-2-Butene	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56.106	38.70	45.93	-218.02	1.36656	615.4	324.4	0.0667	34				
35	trans-2-Butene	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56.106	33.59	49.84	-158.03	1.35887	574.9	311.9	0.0679	35				
36	Isobutene	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56.106	19.56	63.17	-220.61	1.35390	580.2	292.6	0.0681	36				
37	1-Pentene	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	70.133	85.93	19.12	-265.40	1.37426	509.5	376.9	0.0674	37				
38	1,2-Butadiene	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	54.090	51.14	37.23	-213.14	-	655.6	354.3	0.0696	38				
39	1,3-Butadiene	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	54.090	23.85	59.46	-164.05	-	620.3	305.6	0.0654	39				
40	Isoprene	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	68.117	93.30	16.68	-230.71	1.42498	581.6	402.9	0.0665	40				
41	Acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.037	-118.87	-	-113.44	-	880.4	95.3	0.0693	41				
42	Benzene	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78.112	176.10	3.222	41.96	1.50393	710.4	552.2	0.0531	42				
43	Toluene	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92.138	231.10	1.0322	-138.89	1.49946	595.5	605.6	0.0549	43				
44	Ethylbenzene	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106.165	277.09	0.3705	-138.93	1.49827	523.0	651.3	0.0564	44				
45	o-Xylene	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106.165	291.96	0.2632	-13.30	1.50767	541.6	674.9	0.0557	45				
46	m-Xylene	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106.165	282.35	0.3291	-54.12	1.49951	512.9	651.0	0.0567	46				
47	p-Xylene	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106.165	280.99	0.3422	55.86	1.49810	509.2	649.5	0.0572	47				
48	Styrene	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	104.149	293.47	0.2467	-23.15	1.54937	587.8	703.0	0.0534	48				
49	Isopropylbenzene	C <sub>9</sub> H <sub>12</sub>	120.192	306.27	0.1884	-140.81	1.49372	465.4	676.3	0.0568	49				
50	Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> O	32.042	148.17	4.631	-143.79	1.33012	1174	463.1	0.0590	50				
51	Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O	46.069	172.91	2.313	-173.29	1.36309	891.7	465.4	0.0581	51				
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.73	-	-337.04	1.00036	506.7	-220.63	0.0527	52				
53	Carbon dioxide	CO <sub>2</sub>	44.010	-109.12	-	-69.81	1.00048	1070.0	87.76	0.0343	53				
54	Hydrogen sulfide	H <sub>2</sub> S	34.082	-76.52	395.5	-121.81	1.00060	1306.5	212.81	0.0462	54				
55	Sulfur dioxide	SO <sub>2</sub>	64.065	14.04	85.31	-103.81	1.00062	1143	315.48	0.0305	55				
56	Ammonia	NH <sub>3</sub>	17.0306	-27.99	212.0	-107.77	1.00036	1644	270.1	0.0712	56				
57	Air		28.9586	-317.84	-	-	1.00028	551.9	-220.97	0.0458	57				
58	Hydrogen	H <sub>2</sub>	2.0159	-422.97	-	-434.55	1.00013	190.7	-399.9	0.5319	58				
59	Oxygen	O <sub>2</sub>	31.9988	-297.332	-	-361.82	1.00027	731.4	-181.43	0.0367	59				
60	Nitrogen	N <sub>2</sub>	28.0135	-320.431	-	-346.00	1.00028	492.5	-232.53	0.0511	60				
61	Chlorine	Cl <sub>2</sub>	70.9054	-29.25	157.3	-149.73	1.38729	1117	290.93	0.0280	61				
62	Water	H <sub>2</sub> O	18.0153	211.953	0.95051	32.00	1.33342	3200.1	705.10	0.04975	62				
63	Helium	He	4.0026	-452.06	-	-455.75	1.00003	33.0	-450.32	0.2300	63				
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.00	921	-173.52	1.00042	1205	124.77	0.0356	64				

## 2 Factores de compresibilidad



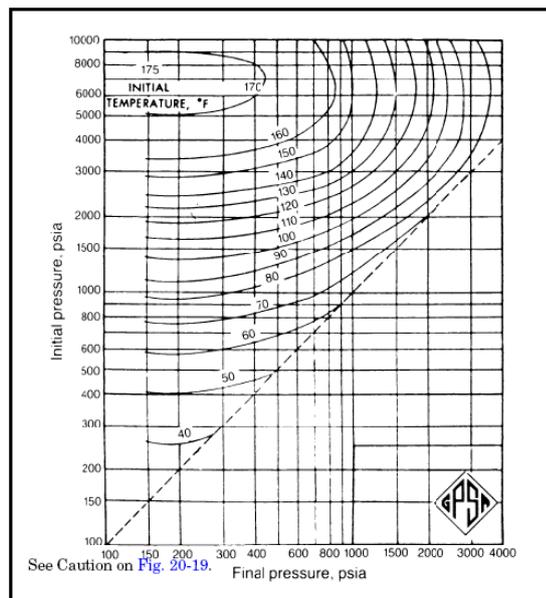
### 3 Curvas de Presión y Temperatura para la predicción de formación de Hidratos de Gas



Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-13

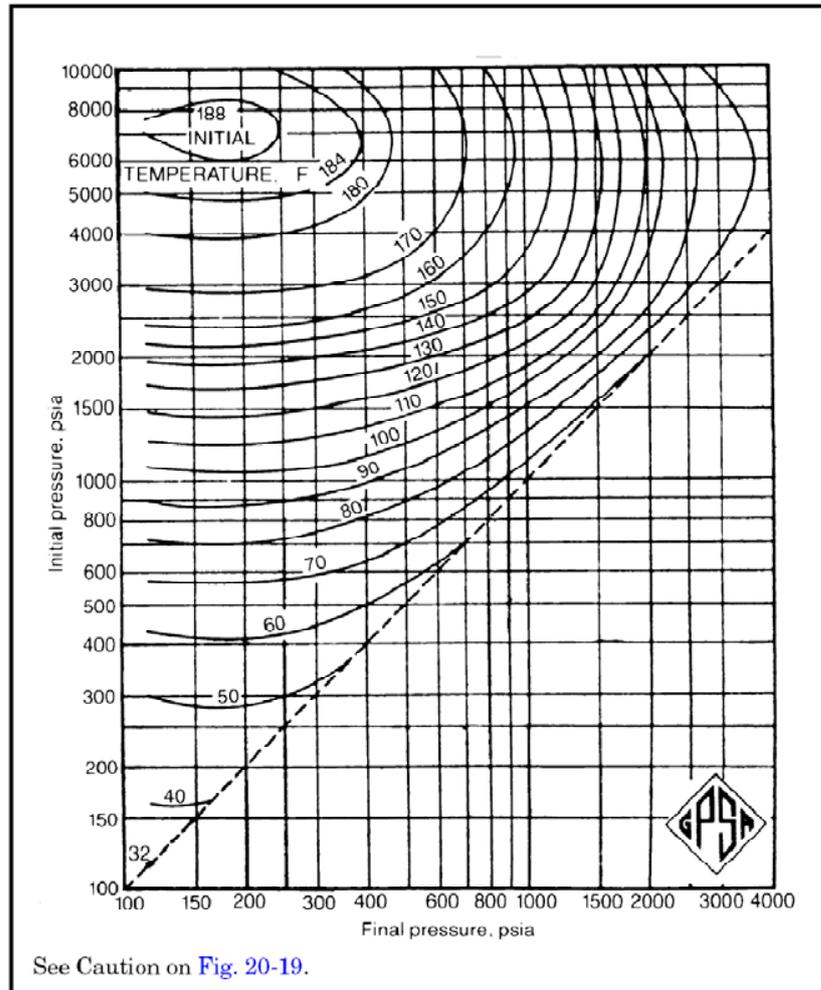
**PRECAUCIÓN:** Sólo debe usarse como primera aproximación de las condiciones de formación de hidratos. Para la determinación más exacta hacer cálculos con  $K_{v-s}$ .

### 4 Expansión Permisible de un Gas Natural de 0.6 de Gravedad sin formación de hidratos



Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-14

## 5 Expansión Permisible de un Gas Natural de 0.7 de Gravedad sin formación de hidratos



Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-13

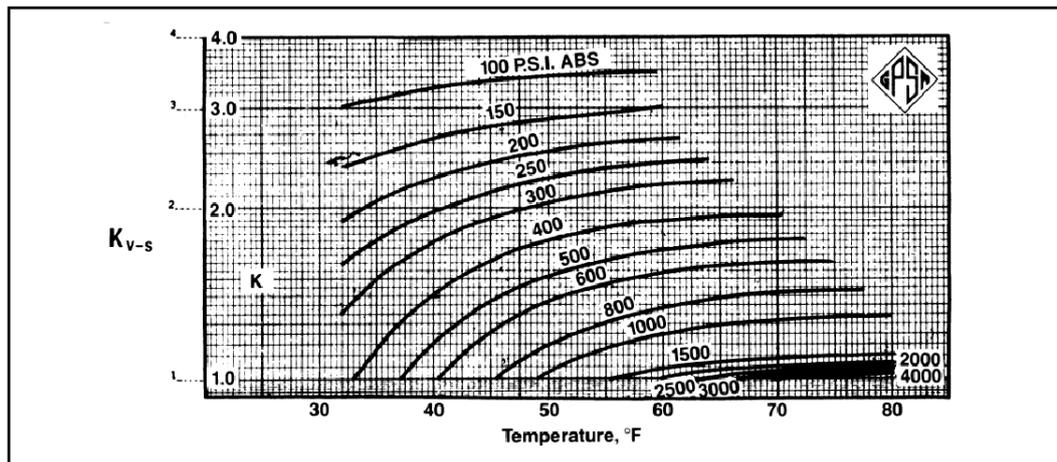
Basado en la gravedad del gas, se puede utilizar para las primeras aproximaciones de las condiciones de la formación del hidrato y para estimar la expansión permitida de gases naturales dulces sin la formación de hidratos. Las condiciones en las cuales los hidratos pueden formar son afectadas fuertemente por la composición del gas. Los gases son saturados con agua.

## 6 Ejemplos de Composición del Gas

Mole Fraction			
C <sub>1</sub>	0.9267	0.8605	0.7350
C <sub>2</sub>	0.0529	0.0606	0.1340
C <sub>3</sub>	0.0138	0.0339	0.0690
iC <sub>4</sub>	0.0018	0.0084	0.0080
nC <sub>4</sub>	0.0034	0.0136	0.0240
nC <sub>5</sub>	0.0014	0.0230	0.0300
Sp. Gr.	0.603	0.692	0.796

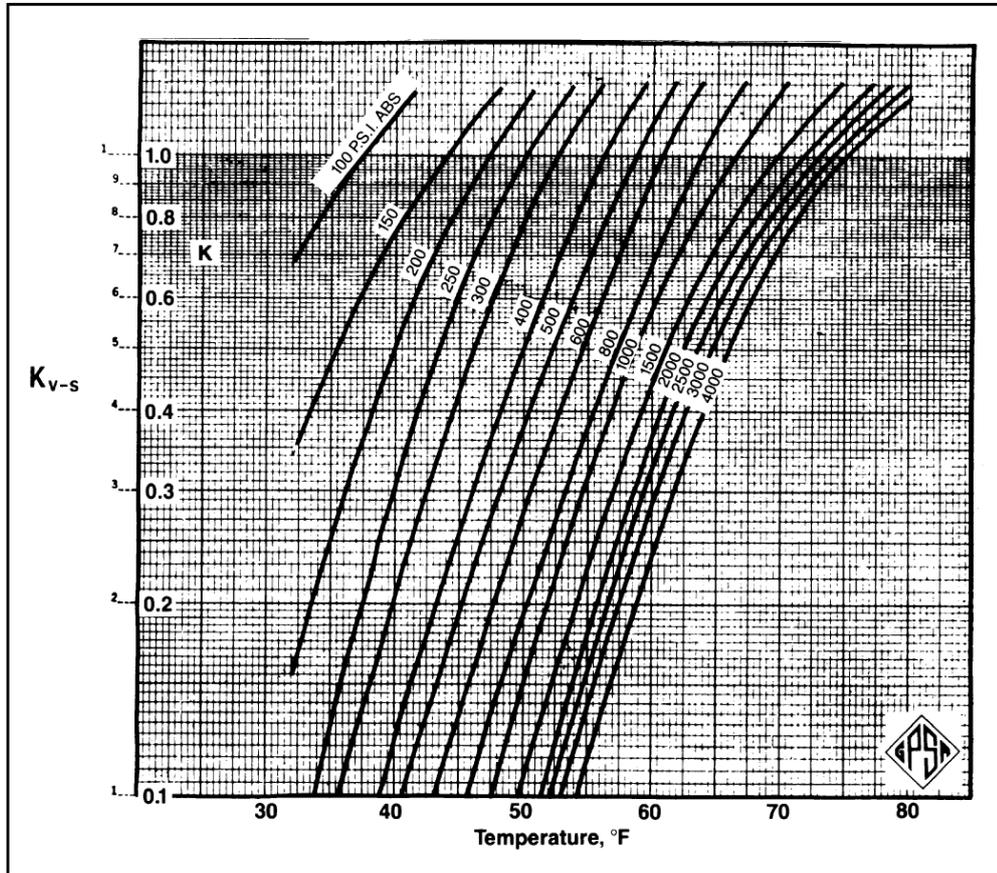
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-15

## 7 Constantes de equilibrio Sólido vapor para el metano.



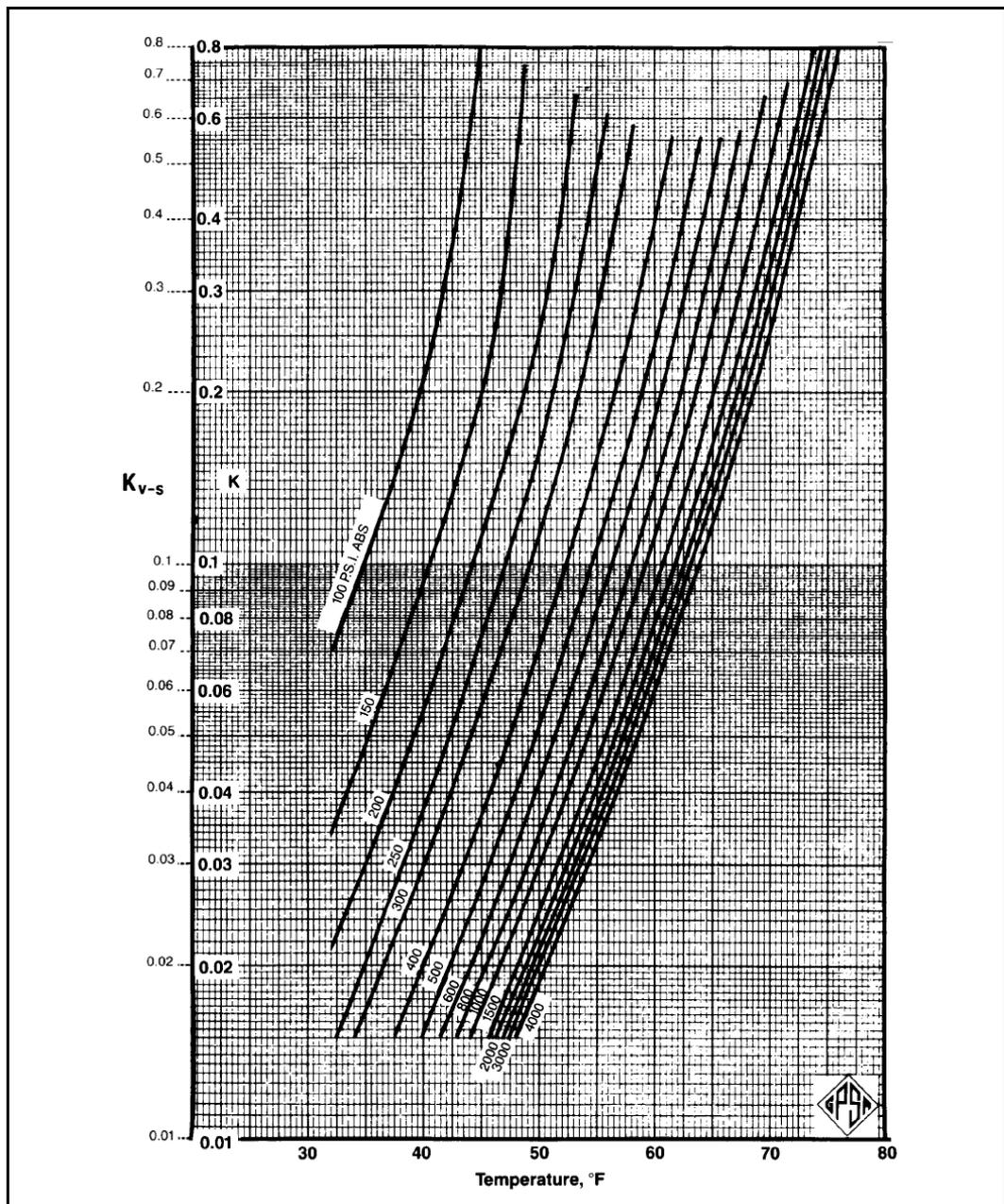
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-15

8 Constantes de equilibrio Sólido vapor para el etano.



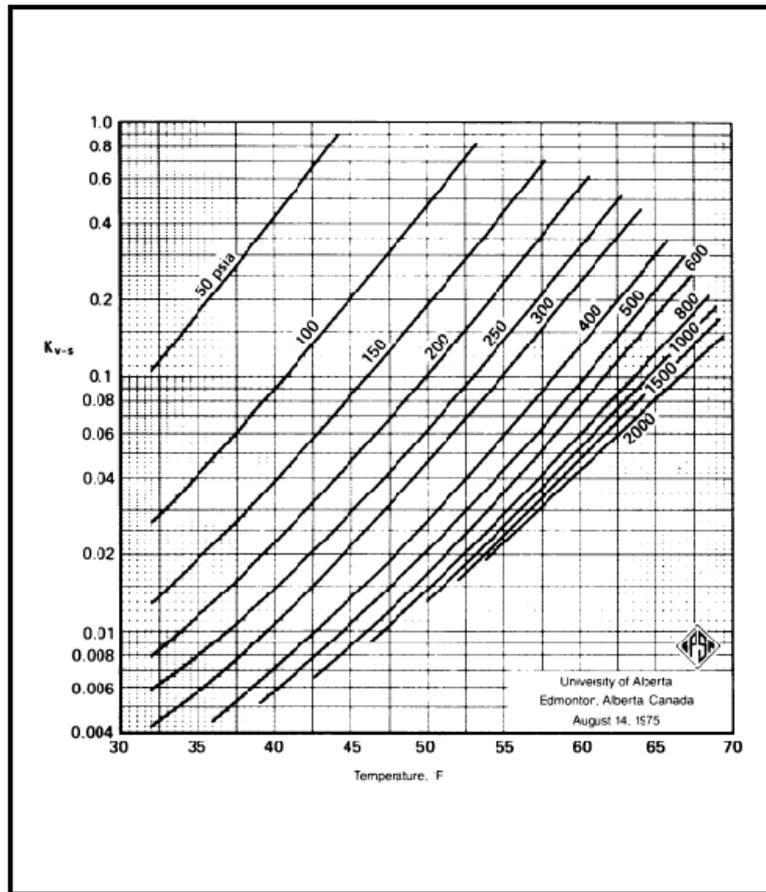
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-16

9 Constantes de equilibrio Sólido vapor para el propano.



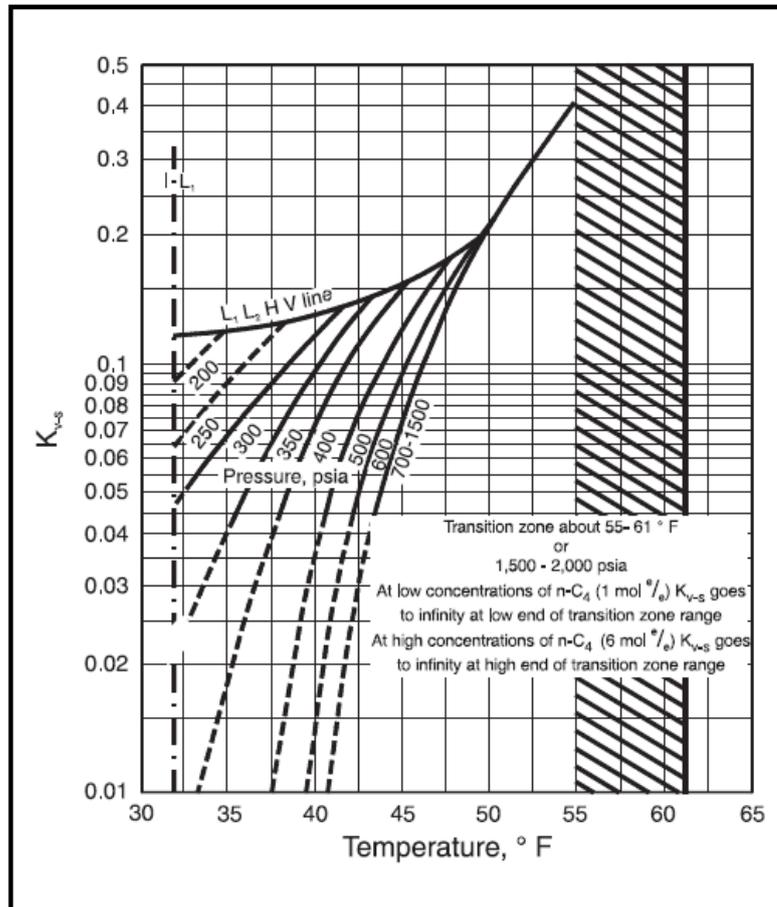
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-17

## 10 Constantes de equilibrio Sólido vapor para el iso-butano.



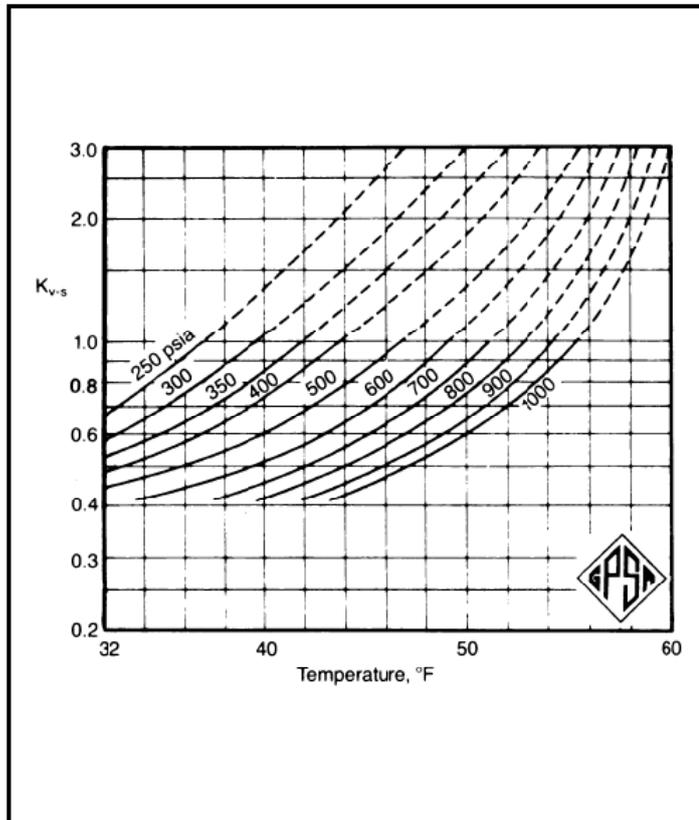
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-18

## 11 Constantes de equilibrio Sólido vapor para n-butano.



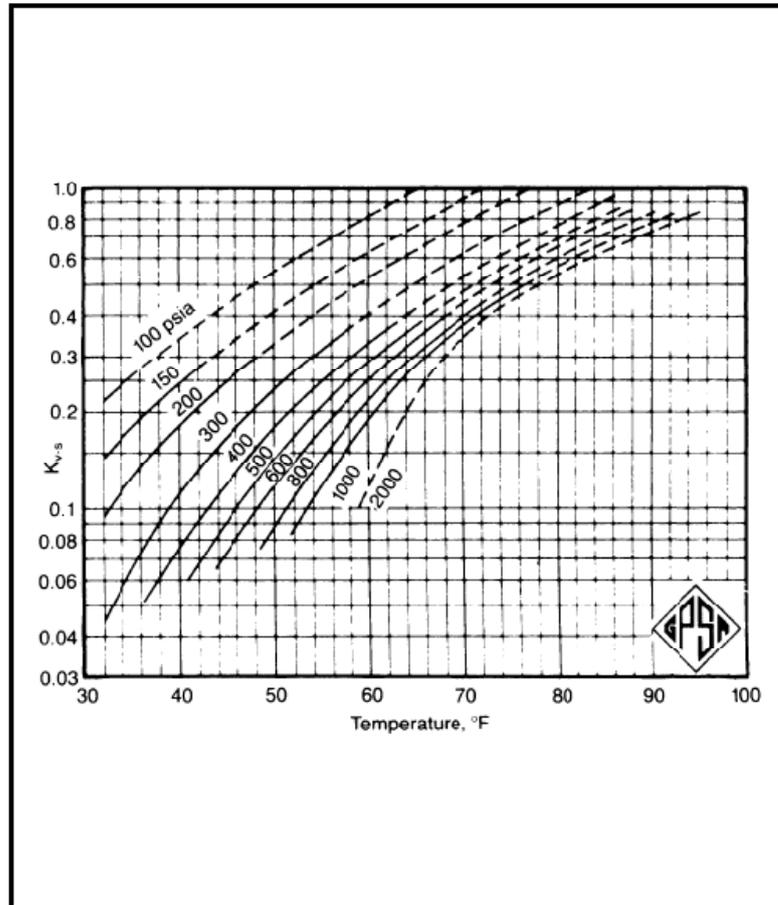
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-18

**12 Constantes de equilibrio Sólido vapor para Dióxido de Carbono.**



Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-18

13 Constantes de equilibrio Sólido vapor para Sulfuro de Hidrógeno.



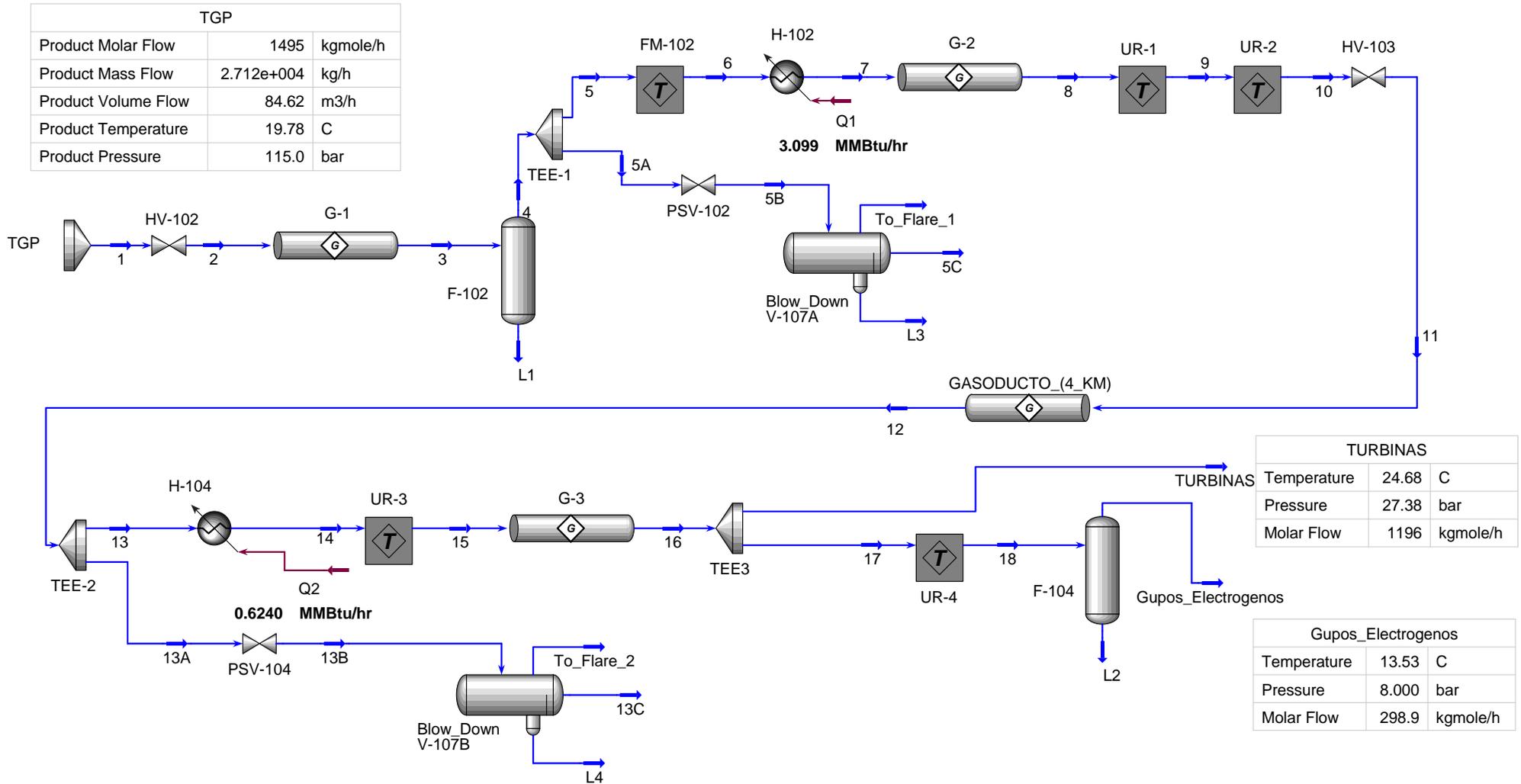
Fuente: (Association Gas Processors Suppliers, 2004). Pág. 20-18

## **ANEXO B: SIMULACION DEL PROCESO**

## **1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO COMPLETO**

### **1.1 Diagrama de Flujo de las Estaciones de Regulación, Medición y Gasoducto**

TGP		
Product Molar Flow	1495	kgmole/h
Product Mass Flow	2.712e+004	kg/h
Product Volume Flow	84.62	m3/h
Product Temperature	19.78	C
Product Pressure	115.0	bar



TURBINAS		
Temperature	24.68	C
Pressure	27.38	bar
Molar Flow	1196	kgmole/h

Gupos_Electrogenos		
Temperature	13.53	C
Pressure	8.000	bar
Molar Flow	298.9	kgmole/h

**1.2 Características de las corrientes de la Simulación de la Estación de Regulación, Medición y Gasoducto.**

1			Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC	
2			Unit Set:	NewUser	
3			Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006	
4					
5					
6	<b>Valve: HV-102</b>				
7					
8					
9	<b>CONNECTIONS</b>				
10					
11	<b>Inlet Stream</b>				
12					
13	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION		
14	1	Mixer	TGP		
15	<b>Outlet Stream</b>				
16					
17	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
18	2	Compressible Gas Pipe	G-1		
19	<b>RATING</b>				
20					
21	<b>Sizing</b>				
22					
23	Sizing Conditions				
24	Inlet Pressure	115.0 bar	Molecular Weight	18.13	Current
25	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	0.0000 kPa *	Flow Rate 2.712e+004 kg/h
26	Valve Type and Sizing Method				
27	Linear		Sizing Method: Cv (standard) cal/min.sqrt(psi)		
28	C1	25.00 Km	0.9000	Cv ---	Cg ---
29	<b>Nozzle Parameters</b>				
30					
31	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *		
32			1	2	
33	Diameter	(m)	5.000e-002	5.000e-002	
34	Elevation (Base)	(m)	0.0000	0.0000	
35	Elevation (Ground)	(m)	0.0000	0.0000	
36	Elevation (% of Height)	(%)			
37					
38	<b>Compressible Gas Pipe: G-1</b>				
39					
40	<b>CONNECTIONS</b>				
41					
42	<b>Inlet Stream</b>				
43					
44	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION		
45	2	Valve	HV-102		
46	<b>Outlet Stream</b>				
47					
48	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
49	3	Separator	F-102		
50	<b>PARAMETERS</b>				
51					
52	Pressure Drop	4.889 kPa	Property Method	Compressible Gas	
53	Maximum Mach Number	0.0090			
54	Maximum Pressure	---			
55	Maximum Velocity	3.895 m/s			
56	<b>DIMENSIONS</b>				
57					
58	<b>Length - Elevation Profile</b>				
59					
60	Section	1			
61	Length	(m)	20.00 *		
62	Elevation Change	(m)	0.0000 *		
63	Cells		10 *		
64	<b>Overall Dimensions</b>				
65					
66	Pipe Schedule	Schedule 80	Inner Diameter	152.4 mm	
67	Nominal Diameter	146.3 mm	Material	Mild Steel	
68	Outlet Diameter	168.3 mm	Roughness	4.572e-002 mm	
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 18

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

## Separator: F-102

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
3	Compressible Gas Pipe G-1

#### Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
4	Tee: TEE-1
L1	

#### Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

### PARAMETERS

Vessel Volume:	---	Level SP:	30.00 % *	Liquid Volume:	---
Vessel Pressure:	115.0 bar	Pressure Drop:	0.0000 kPa *	Duty:	0.0000 MMBtu/hr
				Heat Transfer Mode:	Heating

### RATING

#### Sizing

Cylinder	Vertical	Separator has a Boot:	No
Volume	---	Diameter	---
		Height	---

#### Nozzles

Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter	---	Height	---
	3	4	L1		
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002		
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (% of Height) (%)	---	---	0.00		

## Valve: Medidor\_Flujo @FM-102

### PARAMETERS

#### Physical Properties

Pressure Drop:	24.82 kPa *
----------------	-------------

### PROPERTIES

#### Inlet Properties : 3 @FM-102

	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	21.08	21.08		
Pressure: (bar)	115.0	115.0		
Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495		
Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4425	-4425		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.725	7.725		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7		
Molar Density (kgmole/m3)	6.302	6.302		
Mass Density (kg/m3)	114.3	114.3		
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3		

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

## Valve: Medidor\_Flujo @FM-102 (continued)

### PROPERTIES

#### Inlet Properties : 3 @FM-102

13	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---		
14	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	60.10	60.10		
15	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.314	3.314		
16	Thermal Conductivity (W/m-K)	4.769e-002	4.769e-002		
17	Viscosity (cP)	1.606e-002	1.606e-002		
18	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
19	Molecular Weight	18.13	18.13		
20	Z Factor	0.7456	0.7456		

#### Outlet Properties : 4 @FM-102

		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
23					
24	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
25	Temperature: (C)	21.00	21.00	21.00	
26	Pressure: (bar)	114.7	114.7	114.7	
27	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	1.952e-003	
28	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	3.517e-002	
29	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	3.524e-005	
30	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004	-2.855e+005	
31	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4425	-4425	-1.585e+004	
32	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1	52.51	
33	Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.726	7.726	2.915	
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7	-5.282e-004	
35	Molar Density (kgmole/m3)	6.291	6.291	56.27	
36	Mass Density (kg/m3)	114.1	114.1	1014	
37	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3	998.0	
38	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---	1015	
39	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	60.08	60.08	77.51	
40	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.314	3.314	4.302	
41	Thermal Conductivity (W/m-K)	4.763e-002	4.763e-002	0.6050	
42	Viscosity (cP)	1.605e-002	1.605e-002	0.9779	
43	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	72.79	
44	Molecular Weight	18.13	18.13	18.02	
45	Z Factor	---	0.7456	8.336e-002	

## Heater: H-102

### PARAMETERS

51	Pressure Drop:	13.79 kPa *	Duty:	3.099 MMBtu/hr	Volume:	0.1000 m3
52	Function:	Not Selected	Zones:	1		

### PROPERTIES

6

		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
57					
58	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
59	Temperature: (C)	21.00	21.00	21.00	
60	Pressure: (bar)	114.7	114.7	114.7	
61	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	1.952e-003	
62	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	3.517e-002	
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	3.524e-005	
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004	-2.855e+005	
65	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4425	-4425	-1.585e+004	
66	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1	52.51	
67	Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.726	7.726	2.915	
68	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7	-5.282e-004	

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

## Heater: H-102 (continued)

### PROPERTIES

6

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
14 Molar Density (kgmole/m3)	6.291	6.291	56.27
15 Mass Density (kg/m3)	114.1	114.1	1014
16 Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3	998.0
17 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---	1015
18 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	60.08	60.08	77.51
19 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.314	3.314	4.302
20 Thermal Conductivity (W/m-K)	4.763e-002	4.763e-002	0.6050
21 Viscosity (cP)	1.605e-002	1.605e-002	0.9779
22 Surface Tension (dyne/cm)	---	---	72.79
23 Molecular Weight	18.13	18.13	18.02
24 Z Factor	---	0.7456	8.336e-002

7

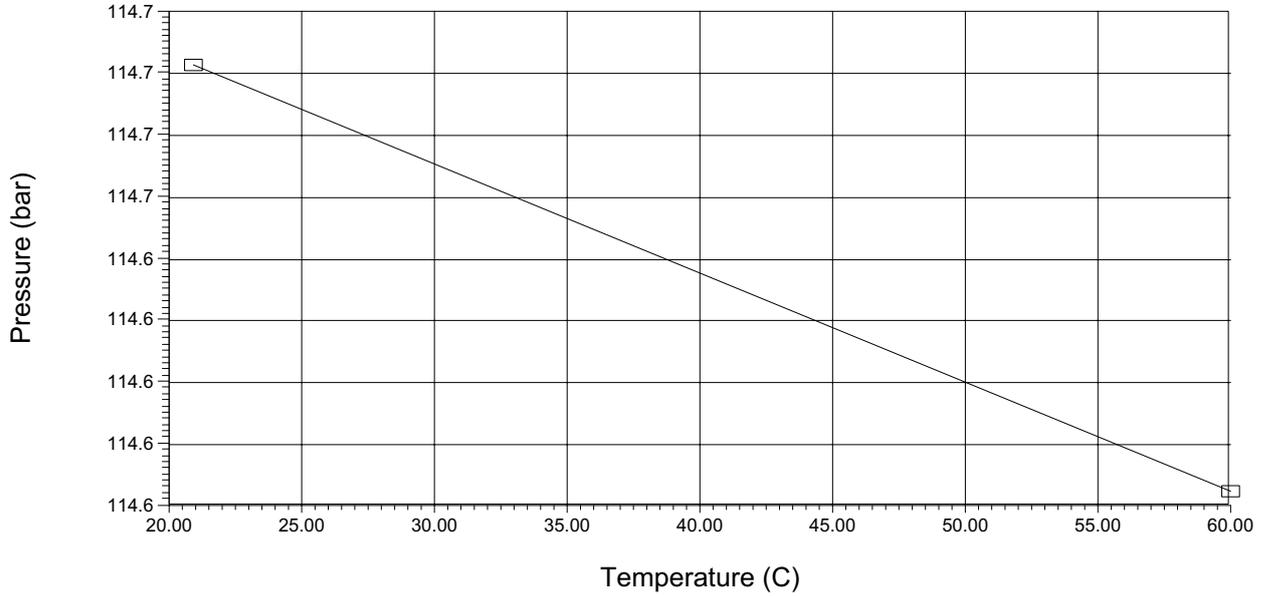
	Overall	Vapour Phase	
28 Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
29 Temperature: (C)	60.00 *	60.00	
30 Pressure: (bar)	114.6	114.6	
31 Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
32 Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
33 Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
34 Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.804e+004	-7.804e+004	
35 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4304	-4304	
36 Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	147.1	
37 Mass Entropy (kJ/kg-C)	8.112	8.112	
38 Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.6	-110.6	
39 Molar Density (kgmole/m3)	4.907	4.907	
40 Mass Density (kg/m3)	88.98	88.98	
41 Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3	
42 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---	
43 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	53.31	53.31	
44 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.940	2.940	
45 Thermal Conductivity (W/m-K)	4.852e-002	4.852e-002	
46 Viscosity (cP)	1.593e-002	1.593e-002	
47 Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
48 Molecular Weight	18.13	18.13	
49 Z Factor	0.8428	0.8428	

### PERFORMANCE PLOT

51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	

1	Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2	Unit Set:	NewUser
3	Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4		
5		

**Heater: H-102 (continued)**



**Compressible Gas Pipe: G-2**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
7	Heater H-102

**Outlet Stream**

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
8	Standard Sub-Flowsheet UR-1

**PARAMETERS**

Pressure Drop	0.5756 kPa	Property Method	Compressible Gas
Maximum Mach Number	0.0111		
Maximum Pressure	---		
Maximum Velocity	5.031 m/s		

**DIMENSIONS**

**Length - Elevation Profile**

Section	1		
Length (m)	5.000 *		
Elevation Change (m)	0.0000 *		
Cells	10 *		

**Overall Dimensions**

Pipe Schedule	Schedule 80	Inner Diameter	152.4 mm
Nominal Diameter	146.3 mm	Material	Mild Steel
Outlet Diameter	168.3 mm	Roughness	4.572e-002 mm

**Valve: VALV\_REGULADORA\_1 @PRV\_1**

**RATING**

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

**Valve: VALV\_REGULADORA\_1 @PRV\_1 (continued)**

**Sizing**

Sizing Conditions

12	Inlet Pressure	114.6 bar	Molecular Weight	18.13	Current
13	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	2956 kPa	Flow Rate 2.710e+004 kg/h

Valve Type and Sizing Method

15	Equal Percentage		Sizing Method: Cv (standard) cal/min.sqrt(psi)		
16	C1	25.00 Km	0.9000	Cv	131.9 USGPM * Cg 3298

**Nozzle Parameters**

19	Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *
20			5A	'3	
21	Diameter	(m)	5.000e-002	5.000e-002	
22	Elevation (Base)	(m)	0.0000	0.0000	
23	Elevation (Ground)	(m)	0.0000	0.0000	
24	Elevation (% of Height)	(%)			

**Valve: VALV\_REGULADORA\_2 @PRV\_2**

**RATING**

**Sizing**

Sizing Conditions

33	Inlet Pressure	85.00 bar	Molecular Weight	18.13	Current
34	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	3500 kPa	Flow Rate 2.710e+004 kg/h

Valve Type and Sizing Method

36	Linear		Sizing Method: Cg		
37	C1	25.00 Km	0.9000	Cv	61.23 USGPM Cg 1531

**Nozzle Parameters**

40	Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *
41			6	6A	
42	Diameter	(m)	5.000e-002	5.000e-002	
43	Elevation (Base)	(m)	0.0000	0.0000	
44	Elevation (Ground)	(m)	0.0000	0.0000	
45	Elevation (% of Height)	(%)			

**Valve: HV-103**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

53	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
54	10	Standard Sub-Flowsheet UR-2

**Outlet Stream**

57	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
58	11	Compressible Gas Pipe GASODUCTO_(4_KM)

**RATING**

**Sizing**

Sizing Conditions

64	Inlet Pressure	50.00 bar	Molecular Weight	18.13	Current
65	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	0.0000 kPa *	Flow Rate 2.710e+004 kg/h

Valve Type and Sizing Method

67	Linear		Sizing Method: Cv (standard) cal/min.sqrt(psi)		
68	C1	25.00 Km	0.9000	Cv	--- Cg ---

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

## Valve: HV-103 (continued)

### Nozzle Parameters

11	Base Elevation Relative to Ground Level			0.0000 m *
12		10	11	
13	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
14	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	
15	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	
16	Elevation (% of Height) (%)			

## Compressible Gas Pipe: GASODUCTO\_(4\_KM)

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

24	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION
25	11	Valve	HV-103

#### Outlet Stream

28	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION
29	12	Tee	TEE-2

### PARAMETERS

32	Pressure Drop	148.4 kPa	Property Method	Compressible Gas
33	Maximum Mach Number	0.0138		
34	Maximum Pressure	---		
35	Maximum Velocity	5.783 m/s		

### DIMENSIONS

#### Length - Elevation Profile

40	Section	1		
41	Length (m)	4000 *		
42	Elevation Change (m)	-100.0 *		
43	Cells	10 *		

#### Overall Dimensions

46	Pipe Schedule	Schedule 40	Inner Diameter	203.2 mm
47	Nominal Diameter	202.7 mm	Material	Mild Steel
48	Outlet Diameter	219.1 mm	Roughness	4.572e-002 mm

### PROFILES

#### Data

53	Axial Length (m)	Elevation (m)	Cells	Cell Length (m)
54				
55	0.0000	0.0000	---	---
56	4000	-100.0	10	400.0

#### Pipe Table

59	Axial Length (m)	0.0000	200.0	600.0	1000	1400
60	Pressure (bar)	50.00	49.93	49.78	49.63	49.49
61	Temperature (C)	34.19	28.13	24.42	25.86	25.30
62	Mass Flow (kg/h)	27102.9	27102.9	27102.9	27102.9	27102.9
63	Velocity (m/s)	5.775	5.669	5.616	5.660	5.666
64	Mach Number	0.0136	0.0134	0.0134	0.0135	0.0135
65	Mass Density (kg/m3)	40.39	41.14	41.53	41.21	41.17
66	Internal Energy (kJ/kg)	265.9	260.7	257.5	258.7	258.3
67	Enthalpy (kJ/kg)	389.7	382.1	377.4	379.2	378.5
68	Speed Of Sound (m/s)	425.9	421.7	419.1	420.1	419.7

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006

## Compressible Gas Pipe: GASODUCTO\_(4\_KM) (continued)

### PROFILES

#### Pipe Table

13	Axial Length	(m)	1800	2200	2600	3000	3400
14	Pressure	(bar)	49.34	49.19	49.04	48.89	48.74
15	Temperature	(C)	25.52	25.44	25.47	25.46	25.46
16	Mass Flow	(kg/h)	27102.9	27102.9	27102.9	27102.9	27102.9
17	Velocity	(m/s)	5.687	5.703	5.721	5.738	5.756
18	Mach Number		0.0135	0.0136	0.0136	0.0137	0.0137
19	Mass Density	(kg/m3)	41.02	40.90	40.78	40.65	40.53
20	Internal Energy	(kJ/kg)	258.4	258.4	258.4	258.4	258.4
21	Enthalpy	(kJ/kg)	378.7	378.6	378.7	378.7	378.7
22	Speed Of Sound	(m/s)	419.9	419.8	419.8	419.8	419.8
23	Axial Length	(m)	3800	4000			
24	Pressure	(bar)	48.59	48.52			
25	Temperature	(C)	25.46	25.46			
26	Mass Flow	(kg/h)	27102.9	27102.9			
27	Velocity	(m/s)	5.774	5.783			
28	Mach Number		0.0138	0.0138			
29	Mass Density	(kg/m3)	40.40	40.34			
30	Internal Energy	(kJ/kg)	258.4	258.4			
31	Enthalpy	(kJ/kg)	378.7	378.7			
32	Speed Of Sound	(m/s)	419.8	419.8			

## Heater: H-104

### PARAMETERS

38	Pressure Drop:	13.79 kPa *	Duty:	0.6240 MMBtu/hr	Volume:	0.1000 m3
39	Function:	Not Selected	Zones:	1		

### PROPERTIES

13

	Overall	Vapour Phase		
44				
45	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
46	Temperature: (C)	25.46	25.46	
47	Pressure: (bar)	48.52	48.52	
48	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
49	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
50	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
51	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.850e+004	-7.850e+004	
52	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4329	-4329	
53	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.7	151.7	
54	Mass Entropy (kJ/kg-C)	8.368	8.368	
55	Heat Flow (MMBtu/hr)	-111.2	-111.2	
56	Molar Density (kgmole/m3)	2.237	2.237	
57	Mass Density (kg/m3)	40.56	40.56	
58	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3	
59	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---	
60	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	46.01	46.01	
61	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.538	2.538	
62	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.682e-002	3.682e-002	
63	Viscosity (cP)	1.249e-002	1.249e-002	
64	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
65	Molecular Weight	18.13	18.13	
66	Z Factor	0.8736	0.8736	

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

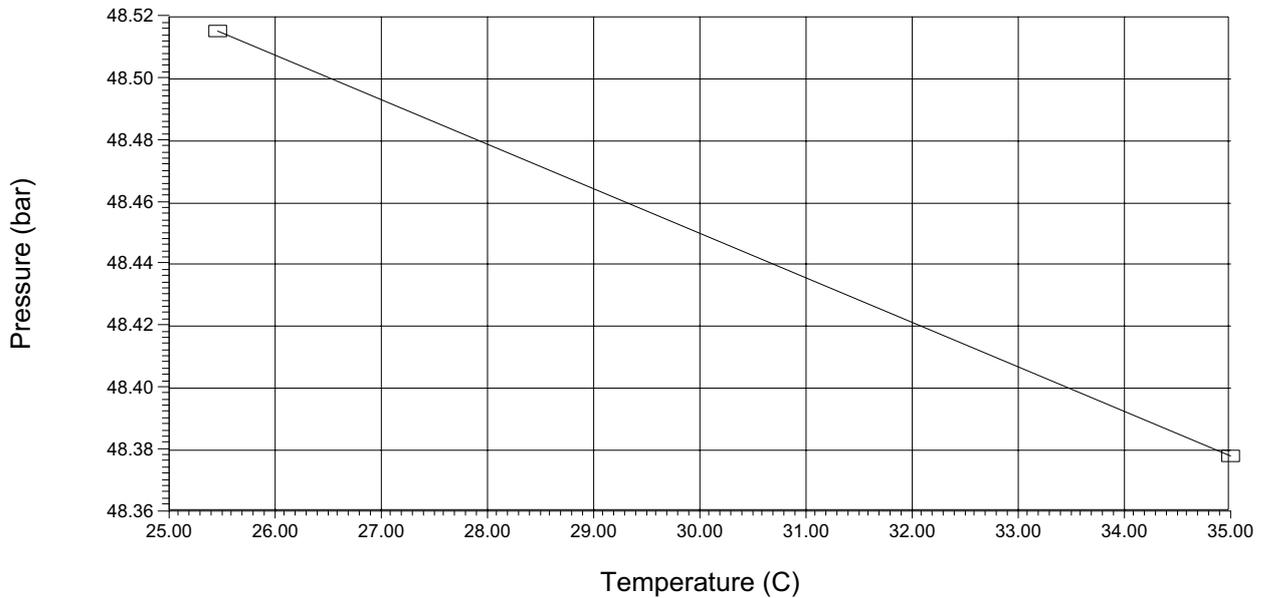
**Heater: H-104 (continued)**

**PROPERTIES**

14

	Overall	Vapour Phase		
14	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
15	Temperature: (C)	35.00 *	35.00	
16	Pressure: (bar)	48.38	48.38	
17	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
18	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.806e+004	-7.806e+004	
21	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4305	-4305	
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	153.2	153.2	
23	Mass Entropy (kJ/kg-C)	8.449	8.449	
24	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.6	-110.6	
25	Molar Density (kgmole/m3)	2.128	2.128	
26	Mass Density (kg/m3)	38.58	38.58	
27	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	320.3	320.3	
28	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	---	---	
29	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	45.73	45.73	
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.522	2.522	
31	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.794e-002	3.794e-002	
32	Viscosity (cP)	1.275e-002	1.275e-002	
33	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
34	Molecular Weight	18.13	18.13	
35	Z Factor	0.8874	0.8874	

**PERFORMANCE PLOT**



**Valve: VALV\_REGULADORA\_3 @PRV\_3**

**RATING**

**Sizing**

Sizing Conditions

1			Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC	
2			Unit Set:	NewUser	
3			Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006	
4					
5					
6	<b>Valve: VALV_REGULADORA_3 @PRV_3 (continued)</b>				
7					
8					
9	Inlet Pressure	48.38 bar	Molecular Weight	18.13	Current
10	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	2038 kPa	Flow Rate 2.710e+004 kg/h
11	Valve Type and Sizing Method				
12	Linear		Sizing Method: Cg		
13	C1	25.00 Km	0.9000	Cv 108.8 USGPM	Cg 2721
14	<b>Nozzle Parameters</b>				
15					
16	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *		
17			13	14	
18	Diameter	(m)	5.000e-002	5.000e-002	
19	Elevation (Base)	(m)	0.0000	0.0000	
20	Elevation (Ground)	(m)	0.0000	0.0000	
21	Elevation (% of Height)	(%)			
22	<b>Compressible Gas Pipe: G-3</b>				
23					
24	<b>CONNECTIONS</b>				
25					
26	<b>Inlet Stream</b>				
27					
28	<b>Outlet Stream</b>				
29	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION		
30	15		Standard Sub-Flowsheet		UR-3
31	<b>Outlet Stream</b>				
32					
33	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
34	16		Tee		TEE3
35	<b>PARAMETERS</b>				
36					
37	Pressure Drop	62.22 kPa	Property Method	Compressible Gas	
38	Maximum Mach Number	0.1014			
39	Maximum Pressure	---			
40	Maximum Velocity	42.27 m/s			
41	<b>DIMENSIONS</b>				
42					
43	<b>Length - Elevation Profile</b>				
44					
45	Section	1			
46	Length	(m)	20.00 *		
47	Elevation Change	(m)	0.0000 *		
48	Cells		10 *		
49	<b>Overall Dimensions</b>				
50					
51	Pipe Schedule	Schedule 40	Inner Diameter	101.6 mm	
52	Nominal Diameter	102.3 mm	Material	Mild Steel	
53	Outlet Diameter	114.3 mm	Roughness	4.572e-002 mm	
54	<b>Valve: VALV_REGULADORA_4 @PRV_4</b>				
55					
56	<b>RATING</b>				
57					
58	<b>Sizing</b>				
59					
60	Sizing Conditions				
61					
62	Inlet Pressure	27.38 bar	Molecular Weight	18.13	Current
63	Valve Opening	50.00 % *	Delta P	1938 kPa	Flow Rate 5421 kg/h
64	Valve Type and Sizing Method				
65	Equal Percentage		Sizing Method: Cv (standard) cal/min.sqrt(psi)		
66	C1	25.00 Km	0.9000	Cv 54.92 USGPM *	Cg 1373
67	<b>Nozzle Parameters</b>				
68					
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 10 of 18	

1				Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC		
2				Unit Set:	NewUser		
3				Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006		
4							
5							
6	<b>Valve: VALV_REGULADORA_4 @PRV_4 (continued)</b>						
7							
8							
9	Base Elevation Relative to Ground Level			0.0000 m *			
10			6			7	
11	Diameter	(m)	5.000e-002			5.000e-002	
12	Elevation (Base)	(m)	0.0000			0.0000	
13	Elevation (Ground)	(m)	0.0000			0.0000	
14	Elevation (% of Height)	(%)					
15	<b>Separator: F-104</b>						
16	<b>CONNECTIONS</b>						
17	<b>Inlet Stream</b>						
18	Stream Name			From Unit Operation			
19	18			Standard Sub-Flowsheet		UR-4	
20	<b>Outlet Stream</b>						
21	Stream Name			To Unit Operation			
22	Gupos Electrogenos						
23	L2						
24	<b>Energy Stream</b>						
25	Stream Name			From Unit Operation			
26							
27	<b>PARAMETERS</b>						
28	Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %	Liquid Volume:	---	
29	Vessel Pressure:	8.000 bar	Pressure Drop:	0.0000 kPa *	Duty:	0.0000 MMBtu/hr	Heat Transfer Mode: Heating
30	<b>RATING</b>						
31	<b>Sizing</b>						
32	Cylinder		Vertical		Separator has a Boot: No		
33	Volume	---	Diameter	---	Height	---	
34	<b>Nozzles</b>						
35	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	Diameter		---	Height
36			18	Gupos_Electrogenos		L2	
37	Diameter	(m)	5.000e-002			5.000e-002	5.000e-002
38	Elevation (Base)	(m)	0.0000			0.0000	0.0000
39	Elevation (Ground)	(m)	0.0000			0.0000	0.0000
40	Elevation (% of Height)	(%)	---			---	---
41	<b>Material Stream: GAS</b>			Fluid Package: Basis-1			
42				Property Package: Peng Robinson			
43	<b>CONDITIONS</b>						
44			Overall	Vapour Phase			
45	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000			
46	Temperature: (C)		20.00 *	20.00			
47	Pressure: (bar)		115.0 *	115.0			
48	Molar Flow (kgmole/h)		1494 *	1494			
49	Mass Flow (kg/h)		2.709e+004	2.709e+004			
50	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		84.60	84.60			
51	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-8.024e+004	-8.024e+004			
52	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		139.8	139.8			
53	Heat Flow (MMBtu/hr)		-113.6	-113.6			
54	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)		---	---			
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 11 of 18	

1			Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC	
2			Unit Set:	NewUser	
3			Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006	
4					
5					
6			Fluid Package:	Basis-1	
7	<b>Material Stream: AGUA</b>		Property Package:	Peng Robinson	
8					
9	<b>CONDITIONS</b>				
10					
11		Overall	Aqueous Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
13	Temperature: (C)	20.00 *	20.00		
14	Pressure: (bar)	115.0 *	115.0		
15	Molar Flow (kgmole/h)	1.259	1.259		
16	Mass Flow (kg/h)	22.68 *	22.68		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.273e-002	2.273e-002		
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.856e+005	-2.856e+005		
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	52.24	52.24		
20	Heat Flow (MMBtu/hr)	-0.3408	-0.3408		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.235e-002 *	2.235e-002		
22			Fluid Package:	Basis-1	
23	<b>Material Stream: 1</b>		Property Package:	Peng Robinson	
24					
25	<b>CONDITIONS</b>				
26					
27		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
28	Vapour / Phase Fraction	0.9995	0.9995	0.0005	
29	Temperature: (C)	19.78	19.78	19.78	
30	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0	
31	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	0.7676	
32	Mass Flow (kg/h)	2.712e+004	2.710e+004	13.83	
33	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.62	84.61	1.386e-002	
34	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.041e+004	-8.031e+004	-2.856e+005	
35	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	139.7	139.8	52.19	
36	Heat Flow (MMBtu/hr)	-114.0	-113.8	-0.2078	
37	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	1.363e-002	
38			Fluid Package:	Basis-1	
39	<b>Material Stream: 2</b>		Property Package:	Peng Robinson	
40					
41	<b>CONDITIONS</b>				
42					
43		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
44	Vapour / Phase Fraction	0.9995	0.9995	0.0005	
45	Temperature: (C)	19.78	19.78	19.78	
46	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0	
47	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	0.7676	
48	Mass Flow (kg/h)	2.712e+004	2.710e+004	13.83	
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.62	84.61	1.386e-002	
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.041e+004	-8.031e+004	-2.856e+005	
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	139.7	139.8	52.19	
52	Heat Flow (MMBtu/hr)	-114.0	-113.8	-0.2078	
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	1.363e-002	
54			Fluid Package:	Basis-1	
55	<b>Material Stream: 3</b>		Property Package:	Peng Robinson	
56					
57	<b>CONDITIONS</b>				
58					
59		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
60	Vapour / Phase Fraction	0.9995	0.9995	0.0005	
61	Temperature: (C)	21.08	21.08	21.08	
62	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0	
63	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	0.7293	
64	Mass Flow (kg/h)	2.712e+004	2.710e+004	13.14	
65	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.62	84.61	1.317e-002	
66	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.033e+004	-8.023e+004	-2.855e+005	
67	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.0	140.1	52.53	
68	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.9	-113.7	-0.1974	
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 12 of 18	

1					Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC				
2					Unit Set:	NewUser				
3					Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006				
4										
5										
6	<b>Material Stream: 3 (continued)</b>				Fluid Package:	Basis-1				
7									Property Package:	Peng Robinson
8										
9	<b>CONDITIONS</b>									
10		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase						
11										
12	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	1.295e-002						
13	<b>Material Stream: 4</b>				Fluid Package:	Basis-1				
14									Property Package:	Peng Robinson
15										
16	<b>CONDITIONS</b>									
17		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase						
18										
19	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000						
20	Temperature: (C)	21.08	21.08	21.08						
21	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0						
22	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	0.0000						
23	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	0.0000						
24	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	0.0000						
25	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004	-2.855e+005						
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1	52.53						
27	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7	0.0000						
28	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	0.0000						
29	<b>Material Stream: L1</b>				Fluid Package:	Basis-1				
30									Property Package:	Peng Robinson
31										
32	<b>CONDITIONS</b>									
33		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase						
34										
35	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000						
36	Temperature: (C)	21.08	21.08	21.08						
37	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0						
38	Molar Flow (kgmole/h)	0.7293	0.0000	0.7293						
39	Mass Flow (kg/h)	13.14	0.0000	13.14						
40	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.317e-002	0.0000	1.317e-002						
41	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.855e+005	-8.023e+004	-2.855e+005						
42	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	52.53	140.1	52.53						
43	Heat Flow (MMBtu/hr)	-0.1974	0.0000	-0.1974						
44	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.295e-002 *	0.0000	1.295e-002						
45	<b>Material Stream: 5</b>				Fluid Package:	Basis-1				
46									Property Package:	Peng Robinson
47										
48	<b>CONDITIONS</b>									
49		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase						
50										
51	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000						
52	Temperature: (C)	21.08	21.08	21.08						
53	Pressure: (bar)	115.0	115.0	115.0						
54	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	0.0000						
55	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	0.0000						
56	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	0.0000						
57	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004	-2.855e+005						
58	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1	52.53						
59	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7	0.0000						
60	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	0.0000						
61	<b>Material Stream: 6</b>				Fluid Package:	Basis-1				
62									Property Package:	Peng Robinson
63										
64	<b>CONDITIONS</b>									
65		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase						
66										
67	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000						
68	Temperature: (C)	21.00	21.00	21.00						
69	Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) Page 13 of 18									

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006

6	<b>Material Stream: 6 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
12	Pressure: (bar)	114.7	114.7	114.7
13	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	1.952e-003
14	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	3.517e-002
15	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	3.524e-005
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.023e+004	-8.023e+004	-2.855e+005
17	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	140.1	140.1	52.51
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-113.7	-113.7	-5.282e-004
19	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	3.465e-005

20	<b>Material Stream: 7</b>		Fluid Package:	Basis-1
21			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
25				
26	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
27	Temperature: (C)	60.00 *	60.00	
28	Pressure: (bar)	114.6	114.6	
29	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
30	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.804e+004	-7.804e+004	
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	147.1	
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.6	-110.6	
35	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

36	<b>Material Stream: 8</b>		Fluid Package:	Basis-1
37			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
41				
42	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
43	Temperature: (C)	58.31	58.31	
44	Pressure: (bar)	114.6	114.6	
45	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
46	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
47	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
48	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.813e+004	-7.813e+004	
49	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	146.8	146.8	
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.7	-110.7	
51	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

52	<b>Material Stream: 9</b>		Fluid Package:	Basis-1
53			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
57				
58	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
59	Temperature: (C)	48.73	48.73	
60	Pressure: (bar)	85.00	85.00	
61	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
62	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.813e+004	-7.813e+004	
65	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	148.9	148.9	
66	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.7	-110.7	
67	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

1			Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2			Unit Set:	NewUser
3			Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4				
5				
6			Fluid Package:	Basis-1
7	<b>Material Stream: 10</b>		Property Package:	Peng Robinson
8				
9	<b>CONDITIONS</b>			
10				
11		Overall	Vapour Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	34.19	34.19	
14	Pressure: (bar)	50.00	50.00	
15	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
16	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.813e+004	-7.813e+004	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	152.7	152.7	
20	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.7	-110.7	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	
22			Fluid Package:	Basis-1
23	<b>Material Stream: 11</b>		Property Package:	Peng Robinson
24				
25	<b>CONDITIONS</b>			
26				
27		Overall	Vapour Phase	
28	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
29	Temperature: (C)	34.19	34.19	
30	Pressure: (bar)	50.00	50.00	
31	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
32	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
33	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
34	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.813e+004	-7.813e+004	
35	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	152.7	152.7	
36	Heat Flow (MMBtu/hr)	-110.7	-110.7	
37	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	
38			Fluid Package:	Basis-1
39	<b>Material Stream: 12</b>		Property Package:	Peng Robinson
40				
41	<b>CONDITIONS</b>			
42				
43		Overall	Vapour Phase	
44	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
45	Temperature: (C)	25.46	25.46	
46	Pressure: (bar)	48.52	48.52	
47	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
48	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.850e+004	-7.850e+004	
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.7	151.7	
52	Heat Flow (MMBtu/hr)	-111.2	-111.2	
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	
54			Fluid Package:	Basis-1
55	<b>Material Stream: 13</b>		Property Package:	Peng Robinson
56				
57	<b>CONDITIONS</b>			
58				
59		Overall	Vapour Phase	
60	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
61	Temperature: (C)	25.46	25.46	
62	Pressure: (bar)	48.52	48.52	
63	Molar Flow (kgmole/h)	1495	1495	
64	Mass Flow (kg/h)	2.710e+004	2.710e+004	
65	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.61	84.61	
66	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.850e+004	-7.850e+004	
67	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.7	151.7	
68	Heat Flow (MMBtu/hr)	-111.2	-111.2	
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	

1			Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC				
2			Unit Set:	NewUser				
3			Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006				
4								
5								
6	<b>Material Stream: 13 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1			
7							Property Package:	Peng Robinson
8								
9	<b>CONDITIONS</b>							
10		Overall	Vapour Phase					
11								
12	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	---	---				
13	<b>Material Stream: 14</b>			Fluid Package:	Basis-1			
14							Property Package:	Peng Robinson
15								
16	<b>CONDITIONS</b>							
17		Overall	Vapour Phase					
18								
19	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000				
20	Temperature:	(C)	35.00 *	35.00				
21	Pressure:	(bar)	48.38	48.38				
22	Molar Flow	(kgmole/h)	1495	1495				
23	Mass Flow	(kg/h)	2.710e+004	2.710e+004				
24	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	84.61	84.61				
25	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-7.806e+004	-7.806e+004				
26	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	153.2	153.2				
27	Heat Flow	(MMBtu/hr)	-110.6	-110.6				
28	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	---	---				
29	<b>Material Stream: 15</b>			Fluid Package:	Basis-1			
30							Property Package:	Peng Robinson
31								
32	<b>CONDITIONS</b>							
33		Overall	Vapour Phase					
34								
35	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000				
36	Temperature:	(C)	24.68	24.68				
37	Pressure:	(bar)	28.00	28.00				
38	Molar Flow	(kgmole/h)	1495	1495				
39	Mass Flow	(kg/h)	2.710e+004	2.710e+004				
40	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	84.61	84.61				
41	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-7.806e+004	-7.806e+004				
42	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	157.3	157.3				
43	Heat Flow	(MMBtu/hr)	-110.6	-110.6				
44	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	---	---				
45	<b>Material Stream: 16</b>			Fluid Package:	Basis-1			
46							Property Package:	Peng Robinson
47								
48	<b>CONDITIONS</b>							
49		Overall	Vapour Phase					
50								
51	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000				
52	Temperature:	(C)	24.68	24.68				
53	Pressure:	(bar)	27.38	27.38				
54	Molar Flow	(kgmole/h)	1495	1495				
55	Mass Flow	(kg/h)	2.710e+004	2.710e+004				
56	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	84.61	84.61				
57	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-7.805e+004	-7.805e+004				
58	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	157.5	157.5				
59	Heat Flow	(MMBtu/hr)	-110.6	-110.6				
60	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	---	---				
61	<b>Material Stream: TURBINAS</b>			Fluid Package:	Basis-1			
62							Property Package:	Peng Robinson
63								
64	<b>CONDITIONS</b>							
65		Overall	Vapour Phase					
66								
67	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000				
68	Temperature:	(C)	24.68	24.68				
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 16 of 18			

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006

6	<b>Material Stream: TURBINAS (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
12	Pressure: (bar)	27.38	27.38	
13	Molar Flow (kgmole/h)	1196	1196	
14	Mass Flow (kg/h)	2.168e+004	2.168e+004	
15	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	67.69	67.69	
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.805e+004	-7.805e+004	
17	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	157.5	157.5	
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-88.46	-88.46	
19	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

20	<b>Material Stream: 17</b>		Fluid Package:	Basis-1
21			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
26	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
27	Temperature: (C)	24.68	24.68	
28	Pressure: (bar)	27.38	27.38	
29	Molar Flow (kgmole/h)	298.9	298.9	
30	Mass Flow (kg/h)	5421	5421	
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	16.92	16.92	
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.805e+004	-7.805e+004	
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	157.5	157.5	
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-22.11	-22.11	
35	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

36	<b>Material Stream: 18</b>		Fluid Package:	Basis-1
37			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS				
		Overall	Vapour Phase	
42	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
43	Temperature: (C)	13.53	13.53	
44	Pressure: (bar)	8.000	8.000	
45	Molar Flow (kgmole/h)	298.9	298.9	
46	Mass Flow (kg/h)	5421	5421	
47	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	16.92	16.92	
48	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.805e+004	-7.805e+004	
49	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	167.3	167.3	
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-22.11	-22.11	
51	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	

52	<b>Material Stream: Gupos_Electrogenos</b>		Fluid Package:	Basis-1
53			Property Package:	Peng Robinson

CONDITIONS					
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
58	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
59	Temperature: (C)	13.53	13.53	13.53	
60	Pressure: (bar)	8.000	8.000	8.000	
61	Molar Flow (kgmole/h)	298.9	298.9	0.0000	
62	Mass Flow (kg/h)	5421	5421	0.0000	
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	16.92	16.92	0.0000	
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.805e+004	-7.805e+004	-1.688e+005	
65	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	167.3	167.3	86.02	
66	Heat Flow (MMBtu/hr)	-22.11	-22.11	0.0000	
67	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---	0.0000	

1		Case Name:	D:\JAVIER MELGAR\TESIS 2010\SM_TESIS_03.HSC
2		Unit Set:	NewUser
3		Date/Time:	Sun Feb 19 00:35:02 2006
4			
5			

6	<b>Material Stream: L2</b>	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	Peng Robinson
8			

CONDITIONS					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	13.53	13.53	13.53	
14	Pressure: (bar)	8.000	8.000	8.000	
15	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000	
16	Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.688e+005	-7.805e+004	-1.688e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	86.02	167.3	86.02	
20	Heat Flow (MMBtu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.0000 *	0.0000	0.0000	

22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

**ANEXO C: ESPECIFICACIÓN  
TÉCNICA DE LOS EQUIPOS DEL  
PROCESO**

# 1 DISEÑO DE LOS FILTROS

## 1.1 Códigos y normas de referencia

Los equipos serán diseñados de acuerdo al código ASME, Section VIII, Division I, como específica "Rules for Construction of Unfired PressureVessels". Última Edición y adenda.

## 1.2 Características del Diseño Mecánico

- Resistir los esfuerzos aplicados por presión interna, peso del recipiente, viento, sismos, reacción de los soportes, impacto y cambios de temperatura. En su diseño el fabricante verificará las cargas externas en el cuerpo o cabezales (tuberías, plataformas, etc.).
- La presión de operación máxima permisible deberá estar limitada por el cuerpo o los cabezales no por las partes menores.
- El Filtro contará con cartucho(s) reemplazable(s).

## 1.3 Cálculo de los filtros de la Unidad de Regulación y Medición

### 1.3.1 Resumen de los cálculos mediante el simulador

PRODUCT:	ERM FILTERS	TAG Nº	F-102-1AB-2AB	Ot. Shells	4	Ot. Heads	8
----------	-------------	--------	---------------	------------	---	-----------	---

PIPE AND SHELL Ver 2.1

ASME CODE VIII DIV I 2007 EDITION  
ASME L-2.2.1  
VERIFICATION CALC #3

DESIGN CONDITIONS:

2249	<- P, DESIGN PRESSURE (PSIG)
0	<- PA, EXTERIOR PRESSURE (PSIG)
150	<- TEMPERATURE (°F)

DIMENSIONS: INCHES

20,00	<- DO - OUTSIDE DIAMETER
1,250	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS
95,47	<- LENGTH
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE

MATERIAL AND CONDITIONS:

SA-516-70	<- MATERIAL CODE	16
23100,0	<- S, ALLOWABLE STRESS LEVEL (PSI)	
1	<- EL - LONGITUDINAL EFFICIENCY (CIRC. STRESS)	
0,6	<- EC - CIRC. CONNECTING EFFICIENCY (LONGITUDINAL STRESS)	

SOME VESSEL DATA

CUBIC FEET			SALLONS	BARRELS	Metal Wt	EXTERNAL AREA (FT²)	
SHELL	HEAD	TOTAL	TOTAL		TN	SHELL	HEAD
13	1	14	104	2,5	2.154	42	6

PRINT SHELL1

VOL. (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA
13	1.994	1,125	2.721	-0
		OKAY	OKAY	

CALCULATE SH1

HEADER DESIGN CONDITIONS:

2390	<- P, INTERIOR PRESSURE (PSIG)
------	--------------------------------

DIMENSIONS: INCHES

1,250	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE
1,5	<- SKIRT, STRAIGHT LENGTH

PRINT HEAD1

VOL. (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA
0,6	161	1,125	2.892	0,0
		OKAY	OKAY	

CALCULATE ELL1

### 1.3.2 Cálculo de la parte cilíndrica

**Pipe and Shell** ver 2.1      F-102-1A/B-2A/B      **Date:** 20-feb-10      Page 1 of 1

ASME Code VIII Div 1 2001 edition

**ERM FILTERS** <- BM      ASME L-2.2.1 <- BM Item #      **4** <- BM Qty

**SHELL** Component

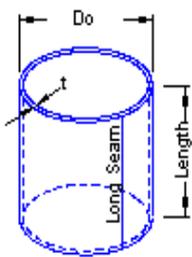
**Dimensions:**

20,000 <- Do - Outside Diameter

1,250 <- t - Nominal Wall Thickness

95,470 <- Length

0,125 <- Cor, Corrosion Allowance



**Material and Conditions:**

SA-516-70 <- Material

23100 <- S, Allowable Stress Level (psi)

1 <- E - Longitudinal Efficiency (circ. stress)

0,6 <- Ec - Circ. Connecting Efficiency (longitudinal stress)

0,0% <- UTP, Undertolerance allowance (%)      **13,29** <- Volume (cubic ft)

0,000 <- UTI, Undertolerance allowance (inch)      **1.993,7** <- Material Weight (lbs cs)

2721,0574478 <- P, Interior Pressure

0,0 <- Pa, Exterior Pressure

1 <- B, From exterior pressure curve      **0,004199** <- A (use to lookup B)

**Variables:**

UT = t\*UTP+UTI = 1,25\*0+0      undertolerance      UT = 0,000

Ri = Do/2-t+corr = 20/2-1,25+0,125      inside radius      Ri = 8,875

nt = t-Corr-UT = 1,25-0,125-0      nominal thick      nt = 1,125      ntPipe

LDo =      L/Do = 4,774

DoT = Do/t      DoT = 17,778

**Pressure UG-27 (c) (1,2)**

ta = P\*Ri/(S\*E-0,6\*P) = 2721,057\*8,875/(23100\*1-0,6\*2721,057)      ta = 1,124935

tb = P\*Ri/(2\*S\*E+0,4\*P) = 2721,057\*8,875/(2\*23100\*0,6+0,4\*2721,057)      tb = 0,838

tmin = Max(ta,tb) <= nt      Okay      tmin = **1,125**      tminPipe

PMaxA = (S\*E\*nt)/(Ri+0,6\*nt) = (23100\*1\*1,125)/(8,875+0,6\*1,125)      PMaxA = 2721,2

PMaxB = (2\*S\*E\*nt)/(Ri+0,4\*nt) = (2\*23100\*0,6\*1,125)/(8,875+0,4\*1,125)      PMaxB = 3701,5

PMax = Min(PMaxA,PMaxB)      Okay      PMax = **2721,2042**

tr1 = P\*Ri/(S\*1-0,6\*P) = 2721,057\*8,875/(23100\*1-0,6\*2721,057)      tr1 = 1,125      trPipe

**Exterior Pressure UG-28 (c)**

A = Interpolated from IID Part D Table G      A = 0,004199

PalMax = 4\*B/(3\*DoT) = 4\*1/(3\*17,778)      Okay      PalMax = **0,1**

tre = (3\*Do\*Pa)/(4\*B) = (3\*20\*0)/(4\*1)      tre = 0,000      trePipe

**-UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)**

Rf = (do-t)/2 = (20-1,25)/2      9,375

% elong = (50\*W/Rf\*(1-0)) = (50\*1,25/9,375\*(1-0))      % elongation = **6,7**

0,1% <- Max Elongation

Yes <- Cold formed      **6,7%** <- Elongation

no <- Vessel carries lethal substances (Yes/no)

no <- Impact testing is required (Yes/no)

no <- Greater than 10% reduction in thickness

no <- Formed between 250 and 900 Degrees F

YES <- Shell is greater than 5/8" thick before forming

Required	Yes ?	
no	no	0
Stress Relieve ?	YES	0

### 1.3.3 Cálculo de las tapas

Elliptical Head ver 2.11		F-102-1A/B-2A/B	Date: 20-11-10	Page 1 of 1
ASME Code VIII Div 1 2007				
ERM FILTERS		<- BM	<- BM Item # 8	<- BM Qty
HEADS		<- Component		
<b>Dimensions:</b>				
20,000	<- Do, outside diameter			
4,438	<- h			
1,250	<- tb, thickness before forming			
1,250	<- tf, thickness after forming			
0,125	<- Cor, corrosion allowance			
1,500	<- Skirt, straight skirt length			
<b>Material and Conditions:</b>				
SA-516-70	<- material			
23,100	<- S, allowable stress level (psi)			
1,00	<- E, efficiency			
2891,6912	<- P, interior pressure			
0,0	<- Pa, exterior pressure			
15,945	<- B, from exterior pressure curve			
<b>Calculated Properties:</b>				
24,0	<- Approximate blank diameter			
160,6	<- Approximate weight for steel, (lbs)			
0,64	<- Volume (cuft, includes skirt)			
14,20	<- Spherical Limit (0.8 * D)			
0,00869	<- A value to lookup B			
<b>Diagram:</b>				
<b>Variables:</b>				
D = Do-2*t	= 20-2*1,125	D = 17,75		
ho = h+t	= 4,438+1,125	ho = 5,56		
D/2h = D/(2*h)	= 17,75/(2*4,438)	D/2h = 2,000		
Do/2ho = Do/(2*ho)	= 20/(2*5,563)	Do/2ho = 1,798		
K = Interpolated value from table 1-4.1	interior	K = 1,000		
Kone = Interpolated value from table UG-37	spherical	Kone = 0,900		
Kzero = Interpolated value from table UG-33.1	exterior	Kzero = 0,809		
t = tf+corr	= 1,25+0,125	t = 1,375		
Ro = Ko*D	= 0,809*20	Ro = 16,182		
<b>Interior Pressure App 1-4(c)(d), UG-37 1(a)</b>				
TMinI = (P*D*K)/(2*S*E-0.2*P) <= t		TMinI (min thickness) = 1,125069		
= (2891,691*17,75)/(2*23100*1-0,2*2891,691) <= 1,125		OKAY		
PMax = (2*S*E*t)/(K*D+0.2*t) >= P		PMax = 2891,5160		
= (2*23100*1*1,125)/(1*17,75+0,2*1,125) >= 2892		OKAY		
TSpI = (P*D*Kone)/(2*S*E-0.2*P)		TSpI (required sphere zone thick) = 1,013		
= (2891,691*17,75*0,9)/(2*23100*1-0,2*2891,691)				
<b>Exterior Pressure UG-33(d), UG-28(d)</b>				
A = 0.125/(Ro*t)	= 0,125/(16,182*1,125)	A = 0,008690		
PaMax = B/(Ro*t) >= Pa	= 15945/(16,182*1,125) >= 0	PaMax = 1108,5		
TMinE = (Ro*Pa)/B	= (16,182*0)/15945	TMinE = 0,000		
<b>Head stress relief UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)</b>				
% elong = ((75*t)/h)*(1-0)	= ((75*1,125)/4,438)*(1-0)	% elong = 21,1		
5,0% <- Max Elongation				
Yes <- Cold Formed	21,1% <- Elongation	Required	Yes?	
no <- Vessel carries lethal substances (Yes/no)		no	no	
no <- Impact testing is required (Yes/no)		no	no	
no <- Formed between 250 and 900 Degrees F		no	no	
no <- Greater than 10% reduction in thickness		no	no	
Yes <- Head is greater than 5/8" thick before forming		Yes?	YES	
		Stress Relieve?	YES	
<b>2 : 1 Ratio Head per UG-32 (d)</b>				
Suggested starting point for h produces a head according to UG-32 (d)		D/4 = h =	4,4375	
Other values of h can be used. Calculations performed according to App 1-4 @				
When this value is used, UG-32(d) and App. 1-4 @ give the same result				

## 1.4 Cálculo de los Filtros de la Unidad de Regulación y Reparto

### 1.4.1 Resumen de los cálculos

PRODUCT: ERR FILTER	TAGN° F-102-46	Qt. Shells 2	Qt. Heads 4
---------------------	----------------	--------------	-------------

PIPE AND SHELL ver 2.1  
 ASME CODE VIII DIV 1 2007 EDITION  
 ASME L-2.2.1  
 VERIFICATION CALD #3  
 DESIGN CONDITIONS:

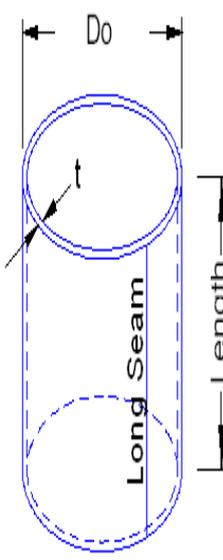
150	< P, DESIGN PRESSURE (PSIG)
0	< PA, EXTERIOR PRESSURE (PSIG)
100	< TEMPERATURE (°F)

SHELL DIMENSIONS: INCHES

20,00	< Do - OUTSIDE DIAMETER
0,216	< T - NOMINAL WALL THICKNESS
95,47	< LENGTH
0,125	< CORR, CORROSION ALLOWANCE

MATERIAL AND CONDITIONS:

SA-516-70	< MATERIAL CODE	16
23300,0	< S, ALLOWABLE STRESS LEVEL (PSI)	
0,85	< EL - LONGITUDINAL EFFICIENCY (CIRC. STRESS)	
0,65	< EC - CIRC. CONNECTING EFFICIENCY (LONGITUDINAL STRESS)	



PRINT SHELLS      CALCULATE SHELL

Vol. (CUFT)	MATL. WT. (Lb)	THIN (IN)	P MAX (PSIG)	DELTA
17	364	0,091	181,5	-0,000
		0,125	0,125	

HEADER DESIGN CONDITIONS:

150	< P, INTERIOR PRESSURE (PSIG)
-----	-------------------------------

HEAD THICKNESS: INCHES

0,216	< T - NOMINAL WALL THICKNESS
0,125	< CORR, CORROSION ALLOWANCE
1,5	< SKIRT, STRAIGHT LENGTH

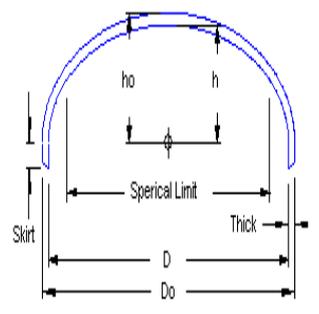
PRINT HEADS      CALCULATE HEADS

Vol. (CUFT)	MATL. WT. (Lb)	THIN (IN)	P MAX (PSIG)	DELTA
0,9	34	0,091	181	0,000
		0,125	0,125	

SOME VESSEL DATA

CUBIC FEET			GALLONS	BARRELS	Metal Wt	EXTERNAL AREA (FT²)	
SHELL	HEAD	TOTAL	TOTAL		TM	SHELL	HEAD
17	2	18	137	3	0,18	42	6



## 1.4.2 Cálculo de la parte cilíndrica

Pipe and Shell ver 2.1		F-102-4/5	Date:	20-feb-10	Page	1 of 1
ASME Code VIII Div 1 2007 edition						
ERR FILTER	< BM	ASME1-2.2.1 <- BM Item #	2	< BM Qty		
SHELL	Component					
<b>Dimensions:</b>						
20,000	< Do - Outside Diameter					
0,216	< t - Nominal Wall Thickness					
95,470	< Length					
0,125	< Cor, Corrosion Allowance					
<b>Material and Conditions:</b>						
SA-516-70	< Material					
23300	< S, Allowable Stress Level (psi)					
0,85	< E1 - Longitudinal Efficiency (circ. stress)					
0,65	< E2 - Circ. Connecting Efficiency (longitudinal stress)					
0,0%	< UTP, Undertolerance allowance (%)	16,61	< Volume (cubic ft)			
0,000	< UTI, Undertolerance allowance (inch)	364,0	< Material Weight (lbs cs)			
181,5	< P, Interior Pressure					
0,0	< Pa, Exterior Pressure					
1	< B, From exterior pressure curve	0,000084	< A (use to lookup B)			
<b>Variables:</b>						
UT =	fUTP+UTI	= 0,216*0+0	undertolerance	UT =	0,000	
Ri =	Do/2-t+corr	= 20/2-0,216+0,125	inside radius	Ri =	9,909	
nt =	t Cor-UT	= 0,216-0,125=0	nominal thick	nt =	0,091	ntPipe
LDo =	LDo	= 95,47/20		LDo =	4,774	
DoT =	Do/nt	= 20/0,091		DoT =	219,037	
<b>Pressure UG-27 (c) (1,2)</b>						
ta =	F <sup>2</sup> Ri/(S <sup>2</sup> E1+0,6 <sup>2</sup> P)	= 181,5*9,909/(23300*0,85-0,6*181,5)		ta =	0,091	
tb =	F <sup>2</sup> Ri/(2 <sup>2</sup> S <sup>2</sup> E2+0,4 <sup>2</sup> P)	= 181,5*9,909/(2*23300*0,65+0,4*181,5)		tb =	0,059	
tmin =	Max(ta,tb) <= nt	Okay		tmin =	0,091	tminPipe
PMaxA =	(S <sup>2</sup> E1*nt)/(Ri+0,6*nt)	= (23300*0,85*0,091)/(9,909+0,6*0,091)		PMaxA =	181,5	
PMaxB =	(2 <sup>2</sup> S <sup>2</sup> E2*nt)/(Ri-0,4*nt)	= (2*23300*0,65*0,091)/(9,909-0,4*0,091)		PMaxB =	280,2	
PMax =	Min(PMaxA,PMaxB)	Okay		PMax =	181,5	
tr1 =	F <sup>2</sup> Ri/(S <sup>2</sup> 1-0,6 <sup>2</sup> P)	= 181,5*9,909/(23300*1-0,6*181,5)		tr1 =	0,078	trPipe
<b>Exterior Pressure UG-28 (c)</b>						
A =	Interpolated from IID Part D Table G			A =	0,000084	
PaMax =	4 <sup>2</sup> B/(3 <sup>2</sup> DoT)	= 4 <sup>2</sup> 1/(3 <sup>2</sup> 219,037)	Okay	PaMax =	0,0	
tre =	(3 <sup>2</sup> Do <sup>2</sup> Pa)/(4 <sup>2</sup> B)	= (3 <sup>2</sup> 20 <sup>2</sup> 0)/(4 <sup>2</sup> 1)		tre =	0,000	trePipe
<b>-UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)</b>						
Rf =	(do-t)/2	= (20-0,216)/2			9,89185	
% elong =	(50*VRf) <sup>2</sup> (1-0)	= (50*0,216*9,892) <sup>2</sup> (1-0)		% elongation =	1,1	
0,1%	< Max Elongation					
Yes	< Cold formed	1,1%	< Elongation			
no	< Vessel carries lethal substances (Yes/no)			Required	Yes ?	
no	< Impact testing is required (Yes/no)			no	no	0
no	< Greater than 10% reduction in thickness			no	no	0
no	< Formed between 250 and 900 Degrees F			no	no	0
no	< Shell is greater than 5/8" thick before forming			no	no	0
				Stress Relieve ?	no	0

### 1.4.3 Cálculo de las tapas

#### Elliptical Head

ver 2.11

F-102-45

Date: 20-10-10

Page 1 of 1

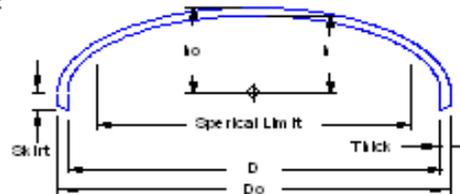
ASME Code VIII Div 1 2007

ERR FILTER	<- BM
HEADS	<- Component

<- BM Item # 8 <- BM Qty

#### Dimensions:

20,000	<- Do, outside diameter
4,955	<- h
0,216	<- tb, thickness before forming
0,216	<- tf, thickness after forming
0,125	<- Cor, corrosion allowance
1,500	<- Skirt, straight skirt length



#### Material and Conditions:

SA-516-70	<- material
23,300	<- S, allowable stress level (psi)
0,85	<- E, efficiency
181,500	<- P, interior pressure
0,0	<- Pa, exterior pressure
15,945	<- B, from exterior pressure curve

#### Calculated Properties:

26	<- Approximate blank diameter
34	<- Approximate weight for steel, (lbs)
7	<- Volume (cuft, includes skirt)
15,85	<- Spherical Limit (0.8 * D)
0,00064	<- A value to lookup B

#### Variables:

D = Do - 2*tf	= 20 - 2*0,091	D = 19,82
ho = h + t	= 4,955 + 0,091	ho = 5,05
D/2h = D/(2*ho)	= 19,818/(2*4,955)	D/2h = 2,000
Do/2ho = Do/(2*ho)	= 20/(2*5,045)	Do/2ho = 1,982
K = Interpolated value from table 1-4.1 interior		K = 1,000
Kone = Interpolated value from table UG-37 spherical		Kone = 0,900
Kzero = Interpolated value from table UG-33.1 exterior		Kzero = 0,892
t = tf + corr	= 0,216 + 0,125	t = 0,091
Ro = Ko * Do	= 0,892 * 20	Ro = 17,838

#### Interior Pressure App 1-4(c)(d), UG-37 1(a)

TMinI = (P*D*K)/(2*S*E*0.2*P) <= t	TMinI (min thickness) = 0,091
= (181,5*19,818*1)/(2*23300*0,85*0,2*181,5) <= 0,091	OKAY
PMax = (2*S*E*t)/(K*D+0.2*t) >= P	PMax = 181,5000
= (2*23300*0,85*0,091)/(1*19,818+0,2*0,091) >= 182	OKAY
TSpI = (P*D*Kone)/(2*S*E*0.2*P)	TSpI (required sphere zone thick) = 0,070
= (181,5*19,818*0,9)/(2*23300*1*0,2*181,5)	

#### Exterior Pressure UG-33(d), UG-28(d)

A = 0.125/(Ro*t)	= 0,125/(17,838*0,091)	OKAY
PaMax = B/(Ro*t) >= Pa	= 15945/(17,838*0,091) >= 0	PaMax = 81,2
TMinE = (Ro*Pa)/B	= (17,838*0)/15945	TMinE = 0,000

#### Head stress relief UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)

% elong = ((75*t)/h)*(1-0)	= ((75*0,091)/4,955)*(1-0)	% elong = 3,3
----------------------------	----------------------------	---------------

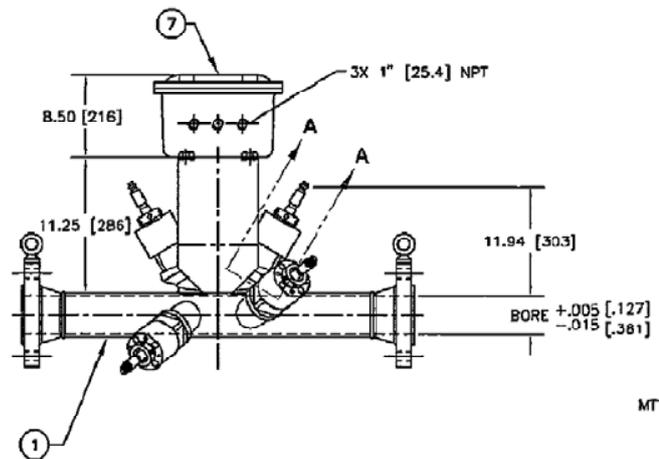
5,0%	<- Max Elongation
Yes	<- Cold Formed
no	<- Vessel carries lethal substances (Yes/no)
no	<- Impact testing is required (Yes/no)
no	<- Formed between 250 and 900 Degrees F
no	<- Greater than 10% reduction in thickness
no	<- Head is greater than 5/8" thick before forming
Required	no
no	no
Stress Relieve?	no

### 3 DISEÑO DEL MEDIDOR DE FLUJO

#### 3.1 Normas de referencia

- AGA: Report N° 9 Medidores Ultrasónicos
- 01 TI ET 002: Sistema de Medición y Control-Nuevas Conexiones NG-COGA
- API CAP-14.3: Manual of Petroleum Measurement Standards

#### 3.2 Figura del medidor de flujo



1.- Cuerpo del medidor de flujo

7.- Caja de conexiones de las señales

A.- Transductores



## **4 ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS VÁLVULAS DE REGULACIÓN**

### **4.1 NORMAS DE REFERENCIA**

API 6D: Válvulas, tapas terminales, conectores y placas giratorias para ductos

### **4.2 PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO**

El factor más importante para que el funcionamiento de la válvula de regulación sea adecuado en un sistema de Gas Natural es la determinación del tamaño correcto de la válvula. Es muy Importante para la formación de un criterio técnico, la evaluación de las condiciones en que deberá funcionar la válvula como primer requisito para escoger el tamaño correcto.

Se requiere la siguiente información básica para obtener el tamaño adecuado de una válvula de Regulación.

- Caudal en Pies cúbico estándar por hora para él gas (SCFH).
- Presión de operación: Presión de entrada. Presión de entrada a la válvula. (P1) y Presión de salida (P2). Expresadas en: Libras por pulgada cuadrada, absolutas (psia)
- Caída de Presión en la Válvula.- La diferencia entre la presión de entrada y la de salida a las condiciones de operación. Expresadas en: Libras por pulgada cuadrada (psi).Para determinar el tamaño se necesita la caída de presión mínima en condiciones de operación con el caudal máximo,
- Cuando la caída de presión existente iguala o excede la mitad de la presión absoluta de entrada, no se tenga en cuenta la caída real y empléese la mitad de la presión absoluta de entrada.
- Gravedad Específica del Gas con referencia al aire (1.0). Emplear la gravedad específica en condiciones estándar, es decir: 14.7 psia (libras por pulgada cuadrada absolutas) y a 60 grados F.;

Con la información básica para realizar el dimensionamiento de la válvula, entonces se puede determinar el tamaño adecuado de la válvula; utilizando las tablas del Fabricante en este caso es la Marca Mooney se selecciona la válvula adecuada.

#### **4.2.1 Ecuación Universal de dimensionamiento**

La siguiente ecuación 39 se utiliza para dimensionamiento de Válvulas para Flujo de Gas:

$$Q = \sqrt{\frac{520}{G \times T}} C_g x P_1 x \text{Sen} \left[ \frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{P_1}} \right] \quad \text{Ecuación 36}$$

Q	Flujo de Gas (SCFH)
C <sub>g</sub>	Coeficiente de Gas
P <sub>1</sub>	Presión de ingreso (psia)
ΔP	Diferencial de Presión en la Válvula ( ΔP = P1 - P2) (psid)
P <sub>2</sub>	Presión de Salida (psia)
C <sub>1</sub>	C <sub>1</sub> Coeficiente de la válvula (C <sub>1</sub> = C <sub>g</sub> /C <sub>v</sub> )
C <sub>v</sub>	Coeficiente de líquido
G	Gravedad específica (0.6 para Natural Gas) (1.0 para Air)
T	Temperatura del gas (°Rankine) (T - 460 + °F)

#### 4.2.2 Velocidad del Gas

Para evitar generar ruido adicional a la salida de la válvula, se recomienda que la velocidad a la salida esté limitada a aproximadamente 0.5 del Mach. Esto es igual aproximadamente 500 ft/sec para el aire y a 700 ft/sec para el gas natural. Los reductores se deben utilizar para reducir más la velocidad a aproximadamente 200 ft/sec o menos para reducir al mínimo pérdida de presión. Las fórmulas para la velocidad y el tamaño de la tubería son como sigue:

$$V = \frac{748 Q}{d^2 P_2} \quad \text{Ecuación 37}$$

V: Velocidad en ft/sec

d: Diámetro interno en pulgadas

Q: Flujo en MSCFH

P<sub>2</sub>: Presión de salida (psia)

**Nota:** Para evitar la posibilidad de ruido excesivo, vibración y daños en el regulador y la tubería, la velocidad a la salida no debe exceder el 70% de la velocidad sónica.

**Aire:** 770 ft/sec y Gas Natural: 1000 ft/sec

### 4.2.3 Tabla del fabricante para la selección de la válvula.

#### Single Port Designs

Nominal Size inches	Stock No.	End Connections	Max Pressure (psig)	Nominal Port Size	C <sub>g</sub>	C <sub>v</sub>	C <sub>i</sub>	Face to Face inches (metric)	Weight (valve only)
1	FG11 & 12	NPT/SWE	1480	1"	450	13.4	34	7.00 (178)	11 lbs.
1	FG 54**	150 CL FLG	285	1"	450	13.4	34	7.25 (184)	14 lbs.
1	FG 55 **	300 CL FLG	740	1"	450	13.4	34	7.75 (197)	16 lbs.
1	FG 56**	600 CL FLG	1480	1"	450	13.4	34	8.25 (210)	18 lbs.
1-1/4	FG 13 & 14	NPT/SWE	1480	1"	450	13.4	34	7.00 (178)	11 lbs.
1-1/2	FG 47 & 48	NPT/SWE	1480	1"	480	13.4	36	7.00 (178)	11 lbs.
1	FG 24	NPT	250*	1"	428	13.1	32	7.00 (178)	8 lbs.
1-1/4	FG 25	NPT	250*	1"	432	13.6	31	7.00 (178)	8 lbs.
1-1/2	FG 26	NPT	250*	1"	457	14	32	7.00 (178)	8 lbs.
2 x 1	FG 29 & 50	NPT/SWE	1480	1"	500	13.4	37	7.00 (178)	14 lbs.
2 x 1	FG 51	150 CL FLG	285	1"	500	13.4	37	10.00 (254)	23 lbs.
2 x 1	FG 52	300 CL FLG	740	1"	500	13.4	37	10.50 (267)	26 lbs.
2 x 1	FG 53	600 CL FLG	1480	1"	500	13.4	37	11.25 (286)	30 lbs.
2	FG 1 & 2	NPT/SWE	1480	2" Std	1130	32	35	8.00 (203)	25 lbs.
2	FG 3	150 CL FLG	285	2" Std	1130	32	32	10.00 (254)	37 lbs.
2	FG 4	300 CL FLG	740	2" Std	1130	32	35	10.50 (267)	39 lbs.
2	FG 5	600 CL FLG	1480	2" Std	1130	32	35	11.25 (286)	43 lbs.
2	FG 27 & 28	NPT/SWE	1480	2" LP	1420	40	35	8.00 (203)	25 lbs.
2	FG 29	150 CL FLG	285	2" LP	1420	40	35	10.00 (254)	34 lbs.
2	FG 30	300 CL FLG	740	2" LP	1420	40	35	10.50 (267)	37 lbs.
2	FG 31	600 CL FLG	1480	2" LP	1420	40	35	11.25 (286)	40 lbs.
2	FG 82	NPT	250*	2" LP	1600	46	35	8.00 (203)	17 lbs.
2	FG 83	150 CL FLG RF	250*	2" LP	1600	46	35	10.00 (254)	22 lbs.
2	FG 84	150 CL FLG FF	250*	2" LP	1600	46	35	10.00 (254)	22 lbs.
2 x 3	FG 119	150 CL FLG	285	3"	1970	56	35	10.00 (254)	78 lbs.
2 x 3	FG 120	300 CL FLG	740	3"	1970	56	35	10.50 (267)	82 lbs.
2 x 3	FG 121	600 CL FLG	1480	3"	1970	56	35	11.25 (286)	88 lbs.
2 x 3	FG 117	NPT CL 600	1480	3"	1970	56	35	8.00 (203)	68 lbs.
2 x 3	FG 118	SWE CL 600	1480	3"	1970	56	35	8.00 (203)	68 lbs.
3	FG 16	150 CL FLG	285	3"	3450	96	36	11.75 (298)	73 lbs.
3	FG 17	300 CL FLG	740	3"	3450	96	36	12.50 (317)	85 lbs.
3	FG 18	600 CL FLG	1480	3"	3450	96	36	13.25 (337)	94 lbs.
4	FG 39	150 CL FLG	285	4"	6500	172	38	13.88 (352)	103 lbs.
4	FG 40	300 CL FLG	740	4"	6500	172	38	14.50 (368)	117 lbs.
4	FG 41	600 CL FLG	1480	4"	6500	172	38	15.50 (394)	143 lbs.
6	FG 44	150 CL FLG	285	6"	12500	313	40	17.75 (451)	200 lbs.
6	FG 45	300 CL FLG	740	6"	12500	313	40	18.62 (473)	240 lbs.
6	FG 46	600 CL FLG	1480	6"	12500	313	40	20.00 (508)	330 lbs.
8	FG 72	150 CL FLG	285	8"	20200	530	38	21.38 (543)	450 lbs.
8	FG 72	300 CL FLG	740	8"	20200	530	38	22.38 (568)	500 lbs.
8	FG 80	600 CL FLG	1480	8"	20200	530	38	24.00 (610)	650 lbs.

\* Ductile Iron & Aluminum \*\* Special welded assembly

#### 4.3 RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DELAS VALVULAS DE REGULACION

El resumen de las especificaciones de las válvulas es el siguiente:

##### RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE LAS VALVULAS DE REGULACION

Unidad de Regulación	Flujo MMSCFD	Diámetro interno (pulgadas)	Clase	Presión bar		T °F	Velocidad ft/sec	Cg	C1	Flujo MMSCFD	OBS
				Ingreso	Salida						
1	30	3	900	115	85	68	84,3	3450	96	132	Ok
2	30	3	600	85	50	135	143,3	3450	96	108	Ok
3	30	3	300	50	28	100	255,9	3450	96	67	Ok
4	5	2	300	28	8	52	335,8	1420	40	18	Ok

## 5 DISEÑO DE LOS RECIPIENTES BLOW DOWN

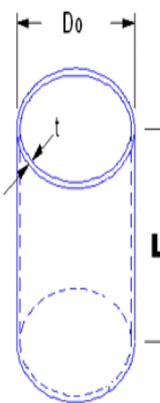
### 5.1 Códigos y normas de referencia

Los equipos serán diseñados de acuerdo al código ASME, Section VIII, Division1, como específica "Rules for Construction of Unfired Pressure Vessels". Última Edición y adenda.

### 5.2 Diseño de Blow Down de la Unidad de Regulación y Medición

El espesor calculado, reportado en esta hoja resumen es 0.2415 pulgadas, el espesor recomendado para el material ASTM A-516-70 sería del espesor de 0.25 pulgadas.

Estos son los cálculos detallados de dichos recipientes:

VESSEL CALCULATION							
PRODUCT:	KODRUM	TAG N°	V-107A	Qt.	1	Qt. Heads	2
PIPE AND SHELL Ver 2.1							
ASME CODE VIII DIV 1 2001 EDITION NO ADDENDA							
ASME L-2.2.1							
VERIFICATION CALC #3							
DESIGN CONDITIONS:							
125	<- P, DESIGN PRESSURE (PSIG)						
0	<- PA, EXTERIOR PRESSURE (PSIG)						
100	<- TEMPERATURE (°F)						
SHELL DIMENSIONS: INCHES							
36,00	<- DO - OUTSIDE DIAMETER						
0,2415	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS						
126,00	<- LENGTH (INCHES)						
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE						
MATERIAL AND CONDITIONS:							
SA-516-70	<- MATERIAL CODE						16
23300,0	<- S, ALLOWABLE STRESS LEVEL (PSI)						
1,0	<- EL - LONGITUDINAL EFFICIENCY (CIRC. STRESS)						
1,0	<- EC - CIRC. CONNECTING EFFICIENCY (LONGITUDINAL STRESS)						
TOTAL VOLUME OF VESSEL							
CUBIC FEET			GALLONS	BARRELS	METAL WT	EXTERNAL AREA (F)	
SHELL	HEAD	TOTAL	TOTAL		TM	SHELL	HEAD
72	9	81	605	14,4	0,49	99	20
							
PRINT SHELL2				CALCULATE SHE			
VOL (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA			
72	970	0,12	151	0,0			
		OKAY	OKAY				
HEAD DESIGN CONDITIONS:							
125	<- P, INTERIOR PRESSURE (PSIG)						
HEAD THICKNESS: INCHES							
0,2412	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS						
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE						
1,5	<- SKIRT, STRAIGHT LENGTH						
PRINT HEAD2				CALCULATE HLL2			
VOL (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA			
4,3	110	0,12	151	0,0			

### 5.2.1 Parte cilíndrica del recipiente

Cálculos según los formatos del código ASME indicado:

Pipe and Shell ver 2.1		ASME L-2.2.1	Date:	05-oct-08	Page	1 of 1
ASME Code VIII Div 1 2001 edición no actualizada						
1	KO DRUM	<- BM	V-107A	<- BM Item #	1	<- BM Qty
2	SHELL	Component				
<b>Dimensions:</b>						
3	36,000	<- Do - Outside Diameter				
4	0,242	<- t - Nominal Wall Thickness				
5	126,000	<- Length				
6	0,125	<- Corr, Corrosion Allowance				
<b>Material and Conditions:</b>						
7	SA-516-70	<- Material				
8	23300	<- S, Allowable Stress Level (psi)				
9	1	<- E - Longitudinal Efficiency (circ. stress)				
10	1	<- Ec - Circ. Connecting Efficiency (longitudinal stress)				
11	0,0%	<- UTP, Undertolerance allowance (%)	72,24	<- Volume (cubic ft)		
12	0,000	<- UTI, Undertolerance allowance (inch)	969,7	<- Material Weight (lbs cs)		
13	151,3	<- P, Interior Pressure				
14	0,0	<- Pa, Exterior Pressure				
15	1	<- B, From exterior pressure curve	0,000070	<- A (use to lookup B)		
<b>Variables:</b>						
16	UT =	t*UTP+UTI	= 0,242*0+0	undertolerance	UT =	0,000
17	Ri =	Do/2-t+corr	= 36/2-0,242+0,125	inside radius	Ri =	17,883
18	nt =	t-Corr-UT	= 0,242-0,125-0	nominal thick	nt =	0,117
19	LDo =	L/Do	= 126,06		LDo =	3,500
20	DoT =	Do/4t	= 36/0,117		DoT =	308,899
<b>Pressure UG-27 (c) (1,2)</b>						
21	ta =	P*E*(S*E-0,6*P)	= 151,25*17,883/(23300*1-0,6*151,25)		ta =	0,117
22	tb =	P*E*(2*S*Ec+0,4*P)	= 151,25*17,883/(2*23300*1+0,4*151,25)		tb =	0,058
23	tmin =	Max(ta,tb) <= nt	Okay		tmin =	0,117
24	PMaxA =	(S*E*nt)/(Ri+0,6*nt)	= (23300*17,883)/(17,883+0,6*0,117)		PMaxA =	151,3
25	PMaxB =	(2*S*Ec*nt)/(Ri+0,4*nt)	= (2*23300*17,883)/(17,883+0,4*0,117)		PMaxB =	304,5
26	PMax =	Min(PMaxA,PMaxB)	Okay		PMax =	151,3
27	tr1 =	P*E*(S*E-0,6*P)	= 151,25*17,883/(23300*1-0,6*151,25)		tr1 =	0,117
<b>Exterior Pressure UG-28 (c)</b>						
28	A =	Interpolated from IID Part D Table G			A =	0,000070
29	PaMax =	4*B*(3*DoT)	= 4*1*(3*308,899)	Okay	PaMax =	0,0
30	tre =	(3*Do*Pa)/(4*B)	= (3*36*0)/(4*1)		tre =	0,000
<b>UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)</b>						
31	Rf =	(do-t)/2	= (36-0,242)/2			17,8792
32	% elong =	(50*t/Rf)*(1-0)	= (50*0,242/17,879)*(1-0)		% elongation =	0,7
33	0,1%	<- Max Elongation				
34	Yes	<- Cold formed	0,7%	<- Elongation		
35	no	<- Vessel carries lethal substances (Yes/no)				
36	no	<- Impact testing is required (Yes/no)				
37	no	<- Greater than 10% reduction in thickness				
38	no	<- Formed between 250 and 900 Degrees F				
39	no	<- Shell is greater than 5/8" thick before forming				
					Required	Yes?
					no	no
					no	no
					no	no
					no	no
					no	no
					no	no
					Stress Relieve?	no

## 5.2.2 Tapas elípticas del recipiente

Cálculos según los formatos del código ASME indicado:

<b>Elliptical Head</b> ver 2.11		Date:	19-feb-10	Page 1 of 1
ASME Code VIII Div 1 2001 no Addenda				
<b>KO DRUM</b>	<- BM	<b>V-107A</b>	<- BM Item#	<b>2</b>
<b>HEADS</b>	<- Component			
<b>Dimensions:</b>				
36,000	<- Do, outside diameter			
8,942	<- h			
0,241	<- tb, thickness before forming			
0,241	<- tf, thickness after forming			
0,125	<- Corr, corrosion allowance			
1,500	<- Skirt, straight skirt length			
<b>Material and Conditions:</b>		<b>Calculated Properties:</b>		
SA-516-70	<- material	45,4	<- Approximate blank diameter	
23,300	<- S, allowable stress level (psi)	110,5	<- Approximate weight for steel, (lbs)	
1,00	<- E, efficiency	4,34	<- Volume (cuft, includes skirt)	
151,3	<- P, interior pressure	28,61	<- Spherical Limit (0.8 * D)	
0,0	<- Pa, exterior pressure	0,00045	<- A value to lookup B	
15,945	<- B, from exterior pressure curve			
<b>Variables:</b>				
D = Do-2*t	= 36-2*0,116	D = 35,77		
ho = h+t	= 8,942+0,116	ho = 9,06		
D/2h = D/(2*h)	= 35,768/(2*8,942)	D/2h = 2,000		
Do/2ho = Do/(2*ho)	= 36/(2*9,068)	Do/2ho = 1,987		
K = Interpolated value from table 1-4.1	interior	K = 1,000		
Kone = Interpolated value from table UG-37	spherical	Kone = 0,900		
Kzero = Interpolated value from table UG-33.1	exterior	Kzero = 0,894		
t = tf-corr	= 0,241-0,125	t = 0,116		
Ro = Ko*D	= 0,894*36	Ro = 32,192		
<b>Interior Pressure</b> App 1-4(c)(d), UG-37 1(a)				
TMinI = (P*D*K)/(2*S*E*0.2*P) <= t		TMinI (min thickness) =	0,116	Okay
= (151,25*35,768*1)/(2*23300*1-0,2*151,25) <= 0,116		PMax =	151	Okay
PMax = (2*S*E*t)/(K*D+0.2*t) >= P				
= (2*23300*1*0,116)/(1*35,768+0,2*0,116) >= 151		TSpI (required sphere zone thick) =	0,105	
TSpI = (P*D*Kone)/(2*S*E*0.2*P)				
= (151,25*35,768*0.9)/(2*23300*1-0,2*151,25)				
<b>Exterior Pressure</b> UG-33(d), UG-28(d)				
A = 0.125/(Ro*t)	= 0,125/(32,192*0,116)	A =	0,000451	Okay
PalMax = B/(Ro*t) >= Pa	= 15945/(32,192*0,116) >= 0	PalMax =	57,5	
TMinE = (Ro*Pa)/B	= (32,192*0)/15945	TMinE =	0,000	
<b>Head stress relief</b> UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)				
% elong = ((75*t)/h)*(1-0)	= ((75*0,116)/8,942)*(1-0)	% elong =	2,0	
5,0% <- Max Elongation		Required	no	
Yes <- Cold Formed	2,0% <- Elongation	no	no	
no <- Vessel carries lethal substances (Yes/no)		no	no	
no <- Impact testing is required (Yes/no)		no	no	
no <- Formed between 250 and 900 Degrees F		no	no	
no <- Greater than 10 % reduction in thickness		no	no	
no <- Head is greater than 5/8" thick before forming		no	no	
		Stress Relieve ?	no	
2 : 1 Ratio Head per UG-32 (d)				
Suggested starting point for h produces a head according to UG-32 (d)		D/4 = h =	8,94191659	
Other values of h can be used. Calculations performed according to App 1-4 @				
When this value is used, UG-32(d) and App. 1-4 @ give the same result				

### 5.3 Diseño de Blow Down de la Unidad Regulación y Reparto

El espesor calculado para el recipiente V-107B, reportado en esta hoja resumen es 0.195 pulgadas, el espesor recomendado para el material ASTM A-516-70 sería del espesor de 0.25 pulgadas.

VESSEL CALCULATION						
PRODUCT:	KO DRUM	TAG N°	V-107B	Qt. 1	Qt. Heads	2
PIPE AND SHELL V&I 2.1						
ASME CODE VIII DIV 1 2001 EDITION NO ADDENDA						
ASME L-2.2.1						
VERIFICATION CALC #3						
DESIGN CONDITIONS:						
150	<- P, DESIGN PRESSURE (PSIG)					
0	<- PA, EXTERIOR PRESSURE (PSIG)					
100	<- TEMPERATURE (°F)					
SHELL DIMENSIONS: INCHES						
18,00	<- DO - OUTSIDE DIAMETER					
0,1949	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS					
60,00	<- LENGTH (INCHES)					
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE					
MATERIAL AND CONDITIONS:						
SA-516-70	<- MATERIAL CODE					16
23300,0	<- S, ALLOWABLE STRESS LEVEL (PSI)					
1,0	<- EL - LONGITUDINAL EFFICIENCY (CIRC. STRESS)					
1,0	<- EC - CIRC. CONNECTING EFFICIENCY (LONGITUDINAL STRESS)					
TOTAL VOLUME OF VESSEL						
CUBIC FEET			GALLONS	BARRELS	METAL WT	INTERNAL AREA (F)
SHELL	HEAD	TOTAL	TOTAL	TM	SHELL	HEAD
8	1	10	73	1,7	0,10	24 5

**PRINT SHELL2**      **CALCULATE SHE**

VOL (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA
8	186	0,07	182	0,0
		OKAY	OKAY	

**HEAD DESIGN CONDITIONS:**

150	<- P, INTERIOR PRESSURE (PSIG)			
<b>HEAD THICKNESS: INCHES</b>				
0,1946	<- T - NOMINAL WALL THICKNESS			
0,125	<- CORR, CORROSION ALLOWANCE			
1,5	<- SKIRT, STRAIGHT LENGTH			

**PRINT HEAD2**      **CALCULATE HLL2**

VOL (CUFT)	MATL. WT (LB)	TMIN (IN)	PMAX (PSIG)	DELTA
0,6	25	0,07	182	0,0

### 5.3.1 Parte cilíndrica del recipiente Blow Down

Cálculos según los formatos del código ASME indicado:

Pipe and Shell ver 2.1		ASME L-2.2.1	Date:	05-oct-08	Page	1 of 1			
ASME Code VIII Div 1 2001 edition no addenda									
KO DRUM	<- BM	V-107B	<- BM Item #	1	<- BM Qty				
SHELL	Component								
<b>Dimensions:</b>									
18,000	<- Do - Outside Diameter								
0,195	<- t - Nominal Wall Thickness								
60,000	<- Length								
0,125	<- Cor, Corrosion Allowance								
<b>Material and Conditions:</b>									
SA-516-70	<- Material								
23300	<- S, Allowable Stress Level (psi)								
1	<- E - Longitudinal Efficiency (circ. stress)								
1	<- Ec - Circ. Connecting Efficiency (longitudinal stress)								
0,0%	<- UTP, Undertolerance allowance (%)	8,46	<- Volume (cubic ft)						
0,000	<- UTI, Undertolerance allowance (inch)	185,5	<- Material Weight (lbs cs)						
181,5	<- P, Interior Pressure								
0,0	<- Pa, Exterior Pressure								
1	<- B, From exterior pressure curve	0,000097	<- A (use to lookup B)						
<b>Variables:</b>									
UT =	t*UTP+UTI	= 0,195*0+0	undertolerance	UT =	0,000				
Ri =	Do/2-t+corr	= 18/2-0,195+0,125	inside radius	Ri =	8,930				
nt =	t-Corr-UT	= 0,195-0,125-0	nominal thick	nt =	0,070	ntPipe			
LDo =	L/Do	= 60/18		LDo =	3,333				
DoT =	Do/t	= 18/0,07		DoT =	257,549				
<b>Pressure UG-27 (c) (1,2)</b>									
ta =	P*Ri/(S*E-0,6*P)	= 181,5*8,93/(23300*1-0,6*181,5)		ta =	0,070				
tb =	P*Ri/(2*S*E+0,4*P)	= 181,5*8,93/(2*23300*1+0,4*181,5)		tb =	0,035				
tmin =	Max(ta tb) <= nt		Okay	tmin =	0,070	tminPipe			
PMaxA =	(S*E*nt)/(Ri+0,6*nt)	= (23300*1*0,07)/(8,93+0,6*0,07)		PMaxA =	181,5				
PMaxB =	(2*S*E*nt)/(Ri+0,4*nt)	= (2*23300*1*0,07)/(8,93+0,4*0,07)		PMaxB =	365,8				
PMax =	Min(PMaxA, PMaxB)		Okay	PMax =	181,5				
tr1 =	P*Ri/(S*1-0,6*P)	= 181,5*8,93/(23300*1-0,6*181,5)		tr1 =	0,070	trPipe			
<b>Exterior Pressure UG-28 (c)</b>									
A =	Interpolated from IID Part D Table G		Okay	A =	0,000097				
PaMax =	4*B/(3*DoT)	= 4*1/(3*257,549)		PaMax =	0,0				
tre =	(3*Do*Pa)/(4*B)	= (3*18*0)/(4*1)		tre =	0,000	trePipe			
<b>-UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)</b>									
Rf =	(do-t)/2	= (18-0,195)/2			8,90256				
% elong =	(50*t/Rf)*(1-0)	= (50*0,195/8,903)*(1-0)		% elongation =	1,1				
0,1%	<- Max Elongation								
Yes	<- Cold formed	1,1%	<- Elongation						
no	<- Vessel carries lethal substances (Yes/no)								
no	<- Impact testing is required (Yes/no)								
no	<- Greater than 10% reduction in thickness								
no	<- Formed between 250 and 900 Degrees F								
no	<- Shell is greater than 5.8" thick before forming								
				Stress Relieve ?	no	0			

### 5.3.2 Tapas elípticas del recipiente

Cálculos según los formatos del código ASME indicado:

**Elliptical Head** ver 2.11 Date: 20-11-10 Page 1 of 1

ASME Code VIII Div 1 2001 no Addenda

**KO DRUM** <- BM **V-107B** <- BM Item# **2** <- BM Qty

**HEADS** <- Component

**Dimensions:**

**18,000** <- Do, outside diameter

**4,465** <- h

**0,195** <- tb, thickness before forming

**0,195** <- tf, thickness after forming

**0,125** <- Cor, corrosion allowance

**1,500** <- Skirt, straight skirt length

**Material and Conditions:**

**SA-516-70** <- material

**23,300** <- S, allowable stress level (psi)

**1,00** <- E, efficiency

**181,5** <- P, interior pressure

**0,0** <- Pa, exterior pressure

**15,945** <- B, from exterior pressure curve

**Variables:**

D = Do-2* <i>t</i>	= 18-2*0,07	D = 17,86
ho = h-t	= 4,465+0,07	ho = 4,53
D/2h = D/(2*h)	= 17,861/(2*4,465)	D/2h = 2,000
Do/2ho = Do/(2*ho)	= 18/(2*4,535)	Do/2ho = 1,985
K = Interpolated value from table 1-4.1 interior		K = 1,000
Kone = Interpolated value from table UG-37 spherical		Kone = 0,900
Kzero = Interpolated value from table UG-33.1 exterior		Kzero = 0,893
t = tf+corr	= 0,195+0,125	t = 0,070
Ro = Ko*Do	= 0,893*18	Ro = 16,076

**Interior Pressure** App 1-4(c)(d), UG-37 1(a)

TMinI = (P\*D\*K)/(2\*S\*E\*0.2\*P) <= t TMinI (min thickness) = **0,070**

= (181,5\*17,861\*1)/(2\*23300\*1-0,2\*181,5) <= 0,07 Okay

RMax = (2\*S\*E\*t)/(K\*D+0.2\*t) >= P RMax = **1,82**

= (2\*23300\*1\*0,07)/(1\*17,861+0.2\*0,07) >= 182 Okay

TSpl = (P\*D\*Kone)/(2\*S\*E\*0.2\*P) TSpl (required sphere zone thick) = **0,063**

= (181,5\*17,861\*0,9)/(2\*23300\*1-0,2\*181,5)

**Exterior Pressure** UG-33(d), UG-28(d) Okay

A = 0.125/(Ro\*t) = 0,125/(16,076\*0,07) A = **0,00541**

PaMax = B/(Ro\*t) >= Pa = 15945/(16,076\*0,07) >= 0 PaMax = **69,1**

TMinE = (Ro\*Pa)/B = (16,076\*0)/15945 TMinE = **0,000**

**Head stress relief** UCS-79(d), UNF-79(d), UHA-44(d)

% elong = ((75\*t)/h)\*(1-0) = ((75\*0,07)/4,465)\*(1-0) % elong = **3,3**

**5,0%** <- Max Elongation

<b>Yes</b> <- Cold Formed	3,3% <- Elongation	Required	<b>no</b>
<b>no</b> <- Vessel carries lethal substances(Yes/no)		<b>no</b>	<b>no</b>
<b>no</b> <- Impact testing is required (Yes/no)		<b>no</b>	<b>no</b>
<b>no</b> <- Formed between 250 and 900 Degrees F		<b>no</b>	<b>no</b>
<b>no</b> <- Greater than 10 % reduction in thickness		<b>no</b>	<b>no</b>
<b>no</b> <- Head is greater than 5/8" thick before forming		<b>no</b>	<b>no</b>

Stress Relieve ? **no**

2 : 1 Ratio Head per UG-32 (d)

Suggested starting point for h produces a head according to UG-32 (d) **DA = h = **4,46519039****

Other values of h can be used. Calculations performed according to App 1-4(c)

154

# **ANEXO D: DISEÑO TUBERIAS DE ACUERDO AL CODIGO ASME**

## 1 DATOS DE DISEÑO DE BRIDAS

Las especificaciones técnicas de las bridas ASTM A-105 a utilizarse, según ASME B16.5, para temperaturas menores que 100 °F, que es la temperatura prevaleciente en el gasoducto (excepto área 102 A que merecerá una aclaración adicional), para el material acero forjado ASTM A-105, son las siguientes.

**TABLES 2  
PRESSURE-TEMPERATURE RATINGS FOR  
GROUPS 1.1 THROUGH 3.17 MATERIALS**

**TABLE 2-1.1 RATINGS FOR GROUP 1.1 MATERIALS**

Nominal Designation	Forgings	Castings	Plates
C-Si	A 105 (1)	A 216 Gr. WCB (1)	A 515 Gr. 70 (1)
C-Mn-Si	A 350 Gr. LF2 (1)		A 516 Gr. 70 (1)(2) A 537 Cl. 1 (3)
C-Mn-Si-V	A 350 Gr. LF6 Cl. 1 (4)		

**NOTES:**

- (1) Upon prolonged exposure to temperatures above 800°F, the carbide phase of steel may be converted to graphite. Permissible, but not recommended for prolonged use above 800°F.  
 (2) Not to be used over 850°F.  
 (3) Not to be used over 700°F.  
 (4) Not to be used over 500°F.

**WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig**

Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
-20 to 100	285	740	990	1480	2220	3705	6170
200	260	675	900	1350	2025	3375	5625
300	230	655	875	1315	1970	3280	5470
400	200	635	845	1270	1900	3170	5280
500	170	600	800	1200	1795	2995	4990

2 **DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.8. Factores de diseño.**

<p style="text-align: center;"><b>TABLE 841.114A BASIC DESIGN FACTOR, <math>F</math></b></p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="text-align: center;">Location Class</th> <th style="text-align: center;">Design Factor, <math>F</math></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Location Class 1, Division 1</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td>Location Class 1, Division 2</td> <td style="text-align: center;">0.72</td> </tr> <tr> <td>Location Class 2</td> <td style="text-align: center;">0.60</td> </tr> <tr> <td>Location Class 3</td> <td style="text-align: center;">0.50</td> </tr> <tr> <td>Location Class 4</td> <td style="text-align: center;">0.40</td> </tr> </tbody> </table>	Location Class	Design Factor, $F$	Location Class 1, Division 1	0.80	Location Class 1, Division 2	0.72	Location Class 2	0.60	Location Class 3	0.50	Location Class 4	0.40	<p style="text-align: center;"><b>TABLE 841.115A LONGITUDINAL JOINT FACTOR, <math>E</math></b></p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="text-align: center;">Spec. No.</th> <th style="text-align: center;">Pipe Class</th> <th style="text-align: center;"><math>E</math> Factor</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td rowspan="3">ASTM A 53</td> <td>Seamless</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Electric Resistance Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Furnace Butt Welded: Continuous Weld</td> <td style="text-align: center;">0.60</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 106</td> <td>Seamless</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 134</td> <td>Electric Fusion Arc Welded</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 135</td> <td>Electric Resistance Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 139</td> <td>Electric Fusion Welded</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 211</td> <td>Spiral Welded Steel Pipe</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td rowspan="2">ASTM A 333</td> <td>Seamless</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Electric Resistance Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>ASTM A 381</td> <td>Double Submerged-Arc-Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td rowspan="3">ASTM A 671</td> <td>Electric Fusion Welded</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Classes 13, 23, 33, 43, 53</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td>Classes 12, 22, 32, 42, 52</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td rowspan="3">ASTM A 672</td> <td>Electric Fusion Welded</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Classes 13, 23, 33, 43, 53</td> <td style="text-align: center;">0.80</td> </tr> <tr> <td>Classes 12, 22, 32, 42, 52</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td rowspan="5">API 5L</td> <td>Seamless</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Electric Resistance Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Electric Flash Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Submerged Arc Welded</td> <td style="text-align: center;">1.00</td> </tr> <tr> <td>Furnace Butt Welded</td> <td style="text-align: center;">0.60</td> </tr> </tbody> </table> <p style="font-size: small;">GENERAL NOTE: Definitions for the various classes of welded pipe are given in para. B04.243.</p>	Spec. No.	Pipe Class	$E$ Factor	ASTM A 53	Seamless	1.00	Electric Resistance Welded	1.00	Furnace Butt Welded: Continuous Weld	0.60	ASTM A 106	Seamless	1.00	ASTM A 134	Electric Fusion Arc Welded	0.80	ASTM A 135	Electric Resistance Welded	1.00	ASTM A 139	Electric Fusion Welded	0.80	ASTM A 211	Spiral Welded Steel Pipe	0.80	ASTM A 333	Seamless	1.00	Electric Resistance Welded	1.00	ASTM A 381	Double Submerged-Arc-Welded	1.00	ASTM A 671	Electric Fusion Welded		Classes 13, 23, 33, 43, 53	0.80	Classes 12, 22, 32, 42, 52	1.00	ASTM A 672	Electric Fusion Welded		Classes 13, 23, 33, 43, 53	0.80	Classes 12, 22, 32, 42, 52	1.00	API 5L	Seamless	1.00	Electric Resistance Welded	1.00	Electric Flash Welded	1.00	Submerged Arc Welded	1.00	Furnace Butt Welded	0.60
Location Class	Design Factor, $F$																																																																						
Location Class 1, Division 1	0.80																																																																						
Location Class 1, Division 2	0.72																																																																						
Location Class 2	0.60																																																																						
Location Class 3	0.50																																																																						
Location Class 4	0.40																																																																						
Spec. No.	Pipe Class	$E$ Factor																																																																					
ASTM A 53	Seamless	1.00																																																																					
	Electric Resistance Welded	1.00																																																																					
	Furnace Butt Welded: Continuous Weld	0.60																																																																					
ASTM A 106	Seamless	1.00																																																																					
ASTM A 134	Electric Fusion Arc Welded	0.80																																																																					
ASTM A 135	Electric Resistance Welded	1.00																																																																					
ASTM A 139	Electric Fusion Welded	0.80																																																																					
ASTM A 211	Spiral Welded Steel Pipe	0.80																																																																					
ASTM A 333	Seamless	1.00																																																																					
	Electric Resistance Welded	1.00																																																																					
ASTM A 381	Double Submerged-Arc-Welded	1.00																																																																					
ASTM A 671	Electric Fusion Welded																																																																						
	Classes 13, 23, 33, 43, 53	0.80																																																																					
	Classes 12, 22, 32, 42, 52	1.00																																																																					
ASTM A 672	Electric Fusion Welded																																																																						
	Classes 13, 23, 33, 43, 53	0.80																																																																					
	Classes 12, 22, 32, 42, 52	1.00																																																																					
API 5L	Seamless	1.00																																																																					
	Electric Resistance Welded	1.00																																																																					
	Electric Flash Welded	1.00																																																																					
	Submerged Arc Welded	1.00																																																																					
	Furnace Butt Welded	0.60																																																																					
<p style="text-align: center;"><b>TABLE 841.116A TEMPERATURE DERATING FACTOR, <math>T</math>, FOR STEEL PIPE</b></p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="text-align: center;">Temperature, °F</th> <th style="text-align: center;">Temperature Derating Factor, <math>T</math></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>250 or less</td> <td style="text-align: center;">1.000</td> </tr> <tr> <td>300</td> <td style="text-align: center;">0.967</td> </tr> <tr> <td>350</td> <td style="text-align: center;">0.933</td> </tr> <tr> <td>400</td> <td style="text-align: center;">0.900</td> </tr> <tr> <td>450</td> <td style="text-align: center;">0.867</td> </tr> </tbody> </table> <p style="font-size: small;">GENERAL NOTE: For intermediate temperatures, interpolate for derating factor.</p>	Temperature, °F	Temperature Derating Factor, $T$	250 or less	1.000	300	0.967	350	0.933	400	0.900	450	0.867																																																											
Temperature, °F	Temperature Derating Factor, $T$																																																																						
250 or less	1.000																																																																						
300	0.967																																																																						
350	0.933																																																																						
400	0.900																																																																						
450	0.867																																																																						

**3           CONDICIONES DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME  
B31.8**

**TABLE 841.322(f)  
TEST REQUIREMENTS FOR PIPELINES AND MAINS TO OPERATE AT HOOP STRESSES OF 30%  
OR MORE OF THE SPECIFIED MINIMUM YIELD STRENGTH OF THE PIPE**

1 Location Class	2 Permissible Test Fluid	3 Pressure Test Prescribed		5 Maximum Allowable Operating Pressure, the Lesser of
		Minimum	Maximum	
1 Division 1	Water	1.25 × m.o.p.	None	t.p. ÷ 1.25
1 Division 2	Water	1.1 × m.o.p.	None	t.p. ÷ 1.1 or d.p.
	Air	1.1 × m.o.p.	1.1 × d.p.	
	Gas	1.1 × m.o.p.	1.1 × d.p.	
2	Water	1.25 × m.o.p.	None	t.p. ÷ 1.25 or d.p.
	Air	1.25 × m.o.p.	1.25 × d.p.	
3 and 4 [Note (1)]	Water	1.40 × m.o.p.	None or d.p.	t.p. ÷ 1.40 or d.p.

d.p. = design pressure  
m.o.p. = maximum operating pressure (not necessarily the maximum allowable operating pressure)  
t.p. = test pressure

GENERAL NOTE: This Table defines the relationship between test pressures and maximum allowable operating pressures subsequent to the test. If an operating company decides that the maximum operating pressure will be less than the design pressure, a corresponding reduction in prescribed test pressure may be made as indicated in the Pressure Test Prescribed, Minimum, column. If this reduced test pressure is used, however, the maximum operating pressure cannot later be raised to the design pressure without retesting the line to the test pressure prescribed in the Pressure Test Prescribed, Maximum, column. See paras. 805.214, 845.213, and 845.214.

NOTE:  
(1) For exceptions, see para. 841.322(d).

#### 4 DISEÑO DE TUBERÍAS BAJO NORMA ASME B31.3

##### 304.1.2 Straight Pipe Under Internal Pressure

(a) For  $t < D/6$ , the internal pressure design thickness for straight pipe shall be not less than that calculated in accordance with either Eq. (3a) or Eq. (3b):

$$t = \frac{PD}{2(SE + PY)} \quad (3a)$$

$$t = \frac{P(d + 2c)}{2[SE - P(1 - Y)]} \quad (3b)$$

$$t_m = t + c \quad (2)$$

The minimum thickness  $T$  for the pipe selected, considering manufacturer's minus tolerance, shall be not less than  $t_m$ .

(b) The following nomenclature is used in the equations for pressure design of straight pipe.

$t_m$  = minimum required thickness, including mechanical, corrosion, and erosion allowances

$t$  = pressure design thickness, as calculated in accordance with para. 304.1.2 for internal pressure or as determined in accordance with para. 304.1.3 for external pressure

$c$  = the sum of the mechanical allowances (thread or groove depth) plus corrosion and erosion allowances. For threaded components, the nominal thread depth (dimension  $h$  of ASME B1.20.1, or equivalent) shall apply. For machined surfaces or grooves where the tolerance is not specified, the tolerance shall be assumed to be 0.5 mm (0.02 in.) in addition to the specified depth of the cut.

$T$  = pipe wall thickness (measured or minimum per purchase specification)

$d$  = inside diameter of pipe. For pressure design calculation, the inside diameter of the pipe is the maximum value allowable under the purchase specification.

$P$  = internal design gage pressure

$D$  = outside diameter of pipe as listed in tables of standards or specifications or as measured

$E$  = quality factor from Table A-1A or A-1B

$S$  = stress value for material from Table A-1

$Y$  = coefficient from Table 304.1.1, valid for  $t < D/6$  and for materials shown. The value of  $Y$  may be interpolated for intermediate temper-

TABLE 304.1.1  
VALUES OF COEFFICIENT  $Y$   
FOR  $t < D/6$

Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482 (900 & Lower)	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	≥ 621 (1150 & Up)
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0	...	...	...	...	...

5 **CONDICIONES DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME B31.3**

TABLE A-1 (CONT'D)										
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS <sup>1</sup>										
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated										
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.		
						Tensile	Yield	to 100	200	300
<b>Carbon Steel (Cont'd)</b>										
<b>Pipes and Tubes (2) (Cont'd)</b>										
...	A 53	1	B	(57)(59)	B	60	35	20.0	20.0	20.0
...	A 106	1	B	(57)						
...	A 333	1	6	(57)						
...	A 334									
...	A 369									
...	A 381	S-1	Y35	...	A					
...	API 5L	S-1	B	(57)(59)(77)	B					
A 299 (> 1 in. thick)	A 671	1	CK75	(57)(67)	A	75	40	25.0	24.4	23.7
A 299 (> 1 in. thick)	A 672	1	N75							
A 299 (> 1 in. thick)	A 691	1	CMS75							
A 299 (≤ 1 in. thick)	A 671	1	CK75	(57)(67)	A	75	42	25.0	25.0	24.8
A 299 (≤ 1 in. thick)	A 672	1	N75							
A 299 (≤ 1 in. thick)	A 691	1	CMS75							
...	API 5L	S-1	X60	(51)(55)(71)(77)	A	75	60	25.0	25.0	25.0
...	API 5L	S-1	X65	(51)(55)(71)	A	77	65	25.7	25.7	25.7
...	API 5L	S-1	X70	(51)(55)(71)	A	82	70	27.3	27.3	27.3
...	API 5L	S-1	X80	(51)(55)(71)	A	90	80	30.0	30.0	30.0
...	A 381	S-1	Y60	(51)(71)	A	75	60	25.0	25.0	25.0

**TABLE A-1B**  
**BASIC QUALITY FACTORS FOR LONGITUDINAL WELD JOINTS IN PIPES, TUBES, AND FITTINGS  $E_j$**   
 These quality factors are determined in accordance with para. 302.3.4(a). See also para. 302.3.4(b) and Table 302.3.4 for increased quality factors applicable in special cases. Specifications, except API, are ASTM.

Spec. No.	Class (or Type)	Description	$E_j$ (2)	Appendix A Notes
<b>Carbon Steel</b>				
API 5L	...	Seamless pipe	1.00	...
...	...	Electric resistance welded pipe	0.85	...
...	...	Electric fusion welded pipe, double butt, straight or spiral seam	0.95	...
...	...	Furnace butt welded	0.60	...
A 53	Type S	Seamless pipe	1.00	...
...	Type E	Electric resistance welded pipe	0.85	...
...	Type F	Furnace butt welded pipe	0.60	...
A 105	...	Forgings and fittings	1.00	(9)
A 106	...	Seamless pipe	1.00	...
A 134	...	Electric fusion welded pipe, single butt, straight or spiral seam	0.80	...
A 135	...	Electric resistance welded pipe	0.85	...
A 139	...	Electric fusion welded pipe, straight or spiral seam	0.80	...
A 179	...	Seamless tube	1.00	...
A 181	...	Forgings and fittings	1.00	(9)
A 234	...	Seamless and welded fittings	1.00	(16)

## 6 CÁLCULO DE PRUEBA HIDROSTÁTICA NORMA ASME B31.3

**345.4.2 Test Pressure.** Except as provided in para. 345.4.3, the hydrostatic test pressure at any point in a metallic piping system shall be as follows:

- (a) not less than  $1\frac{1}{2}$  times the design pressure;
- (b) for design temperature above the test temperature, the minimum test pressure shall be calculated by Eq. (24), except that the value of  $S_T/S$  shall not exceed 6.5:

$$P_T = \frac{1.5 P S_T}{S} \quad (24)$$

where

- $P_T$  = minimum test gage pressure
- $P$  = internal design gage pressure
- $S_T$  = stress value at test temperature
- $S$  = stress value at design temperature (see Table A-1)

(c) if the test pressure as defined above would produce a nominal pressure stress or longitudinal stress in excess of the yield strength at test temperature, the test pressure may be reduced to the maximum pressure that will not exceed the yield strength at test temperature. [See paras. 302.3.2(e) and (f).] For metallic bellows expansion joints, see Appendix X, para. X302.2.3(a).

### **345.4.3 Hydrostatic Test of Piping With Vessels<sup>4</sup> as a System**

(a) Where the test pressure of piping attached to a vessel is the same as or less than the test pressure for the vessel, the piping may be tested with the vessel at the piping test pressure.

# **ANEXO E: INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL**

## UNIDAD DE REGULACION Y MEDICION ERM 102

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
F-102-1/2	Filtro	Primera etapa hasta 10 (F-102-1). Segunda etapa hasta 5 micrones (F-102-2)			
	PSV-102-1A/1B	Válvula de seguridad de protección de los filtros F-102-1A/1B	143 barg (2074 psig).	Valvulas de Seguridad	
	LG-102-1A/AB	Visor de vidrio reflexivo de nivel de los filtros F-102-1A/1B.		BPCS	
	LT-102-1A/1B	Transmisor de nivel de los filtros F-102			
		Indicación en el PLC-102 y alarma por alto nivel (LAH-102-1)			BPCS
		Indicación en el PLC-102 y alarma por bajo nivel (LAL-102-1)			BPCS
	LSH-102-1A/1B	Interruptores de alto nivel con alarmas en PLC-102 LAH-102-1A/1B)		ESD	
	LSL-102-1A/1B	Interruptores de bajo nivel con alarmas en PLC-102 LAL-102-1A/1B)		ESD	
	PI-102-1A/1B	Indicador de Presión en el Filtro F-102-1/2		BPCS	
	TI-102-1A/1B	Indicador de Temperatura en el Filtro F-102-1/2		BPCS	
PdIT-102	Indicadores de caída de presión de los filtros F-102-1A/1B				
	Alarmas de alta caída en la sala de control (PdIH-102-1A/1B)		10 psig	BPCS	
	Alarmas de alta-alta caída en la sala de control (PdIHH-102-1A/1B).		15 psig	BPCS	
FE-102	PIT-102-3/4	Transmisor/Indicador de presión del gasoducto para la corrección del volumen de gas vendido. Hacia el PLC-102.			
		Alarma de baja presión de FE-102 (PAL-102-3/4)	60 barg (870 psig)	BPCS	
		Alarma de alta presión de FE-102 (PAH-102-3/4)	130 barg (1885 psig)	BPCS	
	TIT-102-3/4	Transmisor/Indicador de temperatura del gasoducto para la corrección del volumen de gas vendido. Hacia el PLC-102.			
		Alarma de baja temperatura de FE-102 (TAL-102-3/4)			BPCS
		Alarma de alta temperatura de FE-102 (TAH-102-3/4)	20 °C (68 °F)		BPCS
	FC-102-3/4	Computador de Flujo para determinar el volumen de gas vendido a condiciones estándar 1.014 bar absoluto y 15.6 °C (60 °F y 14.7 psia)			
		Alarma de bajo flujo de FE-102-3/4 (FAL-102-3/4)	1.0 MMSCFD.		BPCS
		Alarma de alto flujo de FE-102-3/4 (FAH-102-3/4)	30.0 MMSCFD.		BPCS
H-102	Horno de calentamiento	El sistema de combustión del horno H-102 por el PLC del mismo equipo. Recibirá la señales de las condiciones de operación del Gas se está calentando			
	TIT-102-7	Transmisor/Indicador de Temperatura de ingreso al H-102 hacia el PLC-102		BPCS	
	TIT-102-8	Transmisor/Indicador de Temperatura de salida del H-102 hacia el PLC-102	68°C (155°F)	BPCS	
	PSV-102-4	Válvula de Seguridad de protección al H-102	143 barg (2074 psig).	Valvulas de Seguridad	

## UNIDAD DE REGULACION Y MEDICION ERM 102

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
PRV-102-5/6	Válvula Reguladora primera etapa UR-1	Presión normal de ingreso	90-115 barg	BPCS	
		Presión normal de salida	70-85 barg	BPCS	
	PIT-102-5	Transmisor/Indicador de Presión de salida de UR1/indicación en la sala de control			
		Alarma de baja presión (PAL-102-5)	60 barg (870 psi)	BPCS	
		Alarma de baja-baja presión (PALL-102-5)	58 barg (798 psi)	BPCS	
		Alarma de alta presión (PAH-102-5)	70 barg (1015 psi)	BPCS	
	TIT-102-5	Alarma de alta-alta presión (PAHH-102-5)	88 barg (1276 psi)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de Temperatura de salida de UR1 - Tramo 1/indicación en la sala de control			
	TIT-102-6	Alarma por baja temperatura a la salida UR-1 (TAL-102-5)	16,8°C (62,3°F)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de Temperatura de salida de UR-1 - Tramo 2/indicación en la sala de control			
	PSV-102-5	Alarma por baja temperatura a la salida UR-1 (TAL-102-5)	16,8°C (62,3°F)	BPCS	
Válvula de Seguridad de protección salida de UR-1		88 barg (1276 psig).	Valvulas de Seguridad		
PRV-102-7/8	Válvula Reguladora segunda etapa UR-2	Presión normal de ingreso	70-85 barg	BPCS	
		Presión normal de salida	45-50 barg	BPCS	
	PIT-102-9	Transmisor/Indicador de Presión de salida de UR-2/indicación en la sala de control			
		Alarma de baja presión (PAL-102-9)	42 barg (609 psi)	BPCS	
		Alarma de baja-baja presión (PALL-102-9)	40 barg (580 psi)	BPCS	
		Alarma de alta presión (PAH-102-9)	46 barg (667 psi)	BPCS	
	TIT-102-9	Alarma de alta-alta presión (PAHH-102-9)	48 barg (696 psi)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de Temperatura de salida de UR1 - Tramo 1/indicación en la sala de control			
	TIT-102-9	Alarma por baja temperatura a la salida UR-1 (TAL-102-9)	14,5°C (58,2°F)	BPCS	
		Alarma por baja temperatura a la salida UR-1 (TAL-102-9)	14,5°C (58,2°F)	BPCS	
HV-103	Válvula sistema de emergencia ESD proteccion del gasoducto	Señal Presión de corte por alta presión (ZSH-103-1) y alarma (ZAH-103-1)	48 barg (696 psi)	ESD	
		Señal Presión de corte por baja presión (ZSL-103-1) y alarma (ZAL-103-1)	40 barg (580 psi)	ESD	
	PIT-103-1	Transmisor/Indicador de presión ingreso del gasoducto y se registra en SC /PIR-103-1			
		Alarma de baja presión (PAL-103-1)	42 barg (609 psi)	BPCS	
		Alarma de baja-baja presión (PALL-103-1)	40 barg (580 psi)	BPCS	
		Alarma de alta presión (PAH-103-1)	46 barg (667 psi)	BPCS	
	TIT-103-1	Alarma de alta-alta presión (PAHH-103-1)	48 barg (696 psi)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de temperatura al ingreso de Gasoducto			
	VS-103-1	Indicación en el PLC (TI-103-1) y registro en la sala de control (TIR-103-1)			BPCS
Válvula de solenoide para la válvula HV-103 del sistema ESD				ESD	

## UNIDAD DE GASODUCTO 103

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD
<b>SP-102</b>	Brida monolítica	Aisla gasoducto por protección catódica. Inicio de Gasoducto.		
<b>SP-103</b>	Brida monolítica	Aisla gasoducto por protección catódica. Final de Gasoducto.		
<b>TL-103</b>	PSV-103-1	Válvula de Seguridad para protección de la trampa de lanzamiento	50,5 barg (732 psig)	
	PSV-103-2	Válvula de Seguridad para protección del Gasoducto.	50,5 barg (732 psig)	
	PI-103-2	Indicador de presión en by pass de trampa lanzadora TL-103		
	PI-103-5	Indicador de presión en trampa lanzadora TL-103		
	XI-103-1	Indicador de paso de raspatubo de TL-103 C/indicación en SC		
<b>TR-103</b>	PSV-103-4	Válvula de Seguridad para protección de trampa Receptora TR-103	50,5 barg (732 psig)	
	PIT-103-4	Transmisor/Indicador de presión de llegada del gasoducto		
	XI-103-3	Indicador de llegada de raspatubo de TL-103 C/indicación en SC		
	PIT-103-2	Transmisor/Indicador de presión llegada a trampa receptora TR-103		
	PIT-103-4	Transmisor/Indicador de presión de trampa receptora TR-103 y registro en SC Enclavamiento en TR-103 (I-103-2)		
	PI-103-4	Indicador de presión en PLC-104 de trampa receptora TR-103		

## UNIDAD DE REGULACION Y REPARTO 104

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
<b>H-104</b>	Horno eléctrico de Calentamiento	El sistema de eléctrico del horno H-104 se controla por el PLC del mismo equipo. Recibirá la señales de las condiciones de operación del Gas que está calentando			
	TIT-104-7	Transmisión/Indicador de temperatura de ingreso del gas al calentador eléctrico C/indicación en SC			
	TIT-104-8	Transmisión/Indicador de temperatura de salida del gas del calentador eléctrico. Señales hacia en panel de H-104			
	PIT-104-1	Transmisor/Indicador de presión en salida de H-104 y registro en SC (PIR-104-1)			
		Alarma de baja presión (PAL-104-1)	42 barg (609 psi)		
		Alarma de baja-baja presión (PALL-104-1)	40 barg (580 psi)		
		Alarma de alta presión (PAH-104-1)	46 barg (667 psi)		
	TIT-104-1	Alarma de alta-alta presión (PAHH-104-1)	48 barg (696 psi)		
		Transmisor/Indicador de temperatura a la salida del H-104			
	Indicación en el PLC (104) y registro en la sala de control (TIR-104-1)			BPCS	
PSV-104-1	Válvula de seguridad de la línea de salida del calentador cuya presión de alivio	50,5 barg (732,5 psig)			
<b>PRV-104-1/2</b>	Válvula Reguladora tercera etapa UR-3	Presión normal de ingreso	50 barg (725 psig)	BPCS	
		Presión normal de salida	28 barg (406 psig)	BPCS	
	PIT-104-2	Transmisor/Indicador de Presión de salida de UR-2/indicación y registro en la sala de control (PIR-104-2)			
		Alarma de baja presión (PAL-104-2)	25 barg (363 psi)	BPCS	
		Alarma de baja-baja presión (PALL-104-2)	20 barg (290 psi)	BPCS	
		Alarma de alta presión (PAH-104-2)	29 barg (421 psi)	BPCS	
	TIT-104-2	Alarma de alta-alta presión (PAHH-104-2)	30 barg (435 psi)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de Temperatura de salida de UR-3 - Tramo 1/indicación en la sala de control			
		Alarma por baja temperatura a la salida UR-3 (TAL-104-2)	10°C (50°F)		BPCS
	PSV-104-2	Válvula de Seguridad de protección salida de UR-3	30,8 barg (447 psig).		Valvulas de Seguridad

## UNIDAD DE REGULACION Y REPARTO 104

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
<b>PRV-104-3/4</b>	Válvula Reguladora cuarta etapa UR-4	Presión normal de ingreso	28 barg (406 psig)	BPCS	
		Presión normal de salida	8 barg (116 psig)	BPCS	
	PIT-104-3	Transmisor/Indicador de Presión de salida de UR-2/indicación y registro en la sala de control (PIR-104-2)			
		Alarma de baja presión (PAL-104-2)	5 barg (73 psi)	BPCS	
		Alarma de baja-baja presión (PALL-104-2)	3 barg (44 psi)	BPCS	
		Alarma de alta presión (PAH-104-2)	8 barg (116 psi)	BPCS	
	TIT-104-3	Alarma de alta-alta presión (PAHH-104-2)	8 barg (116 psi)	BPCS	
		Transmisor/Indicador de Temperatura de salida de UR-4/indicación en la sala de control			
	PSV-104-3	Alarma por baja temperatura a la salida UR-4 (TAL-104-3)	0.0 °C (32 °F)	BPCS	
		Válvula de Seguridad de protección salida de UR-4	8.8 barg(128 psig)	Valvulas de Seguridad	

## UNIDAD DE REGULACION Y REPARTO 104

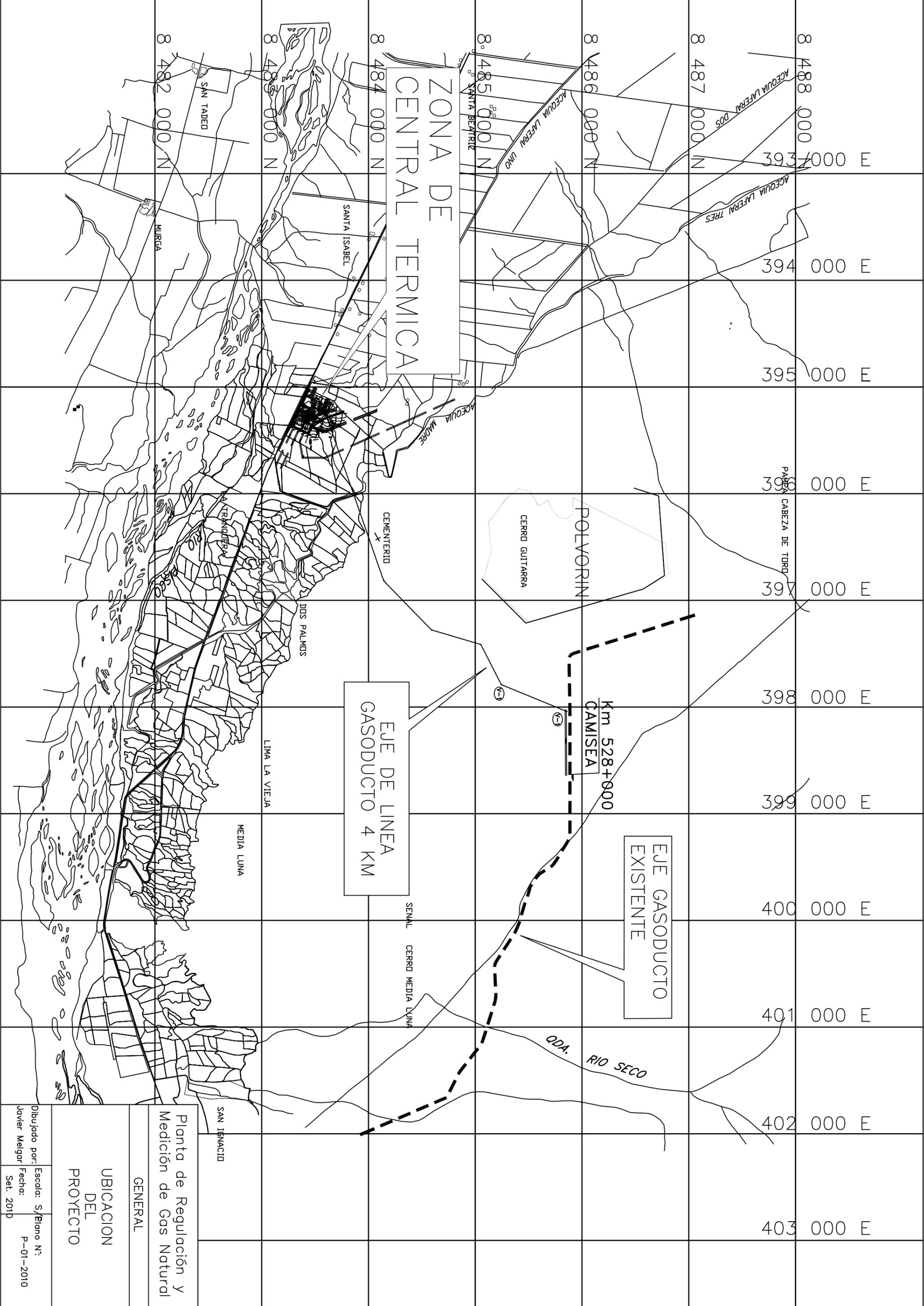
EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
<b>F-104-4/5</b>	Filtros de partículas	Filtración hasta 0,3 micrones			
	PSV-104-4/5	Válvula de seguridad de protección de los filtros F-104-4/5	8.8 barg (127.6 psig).	Valvulas de Seguridad	
	LG-102-1A/AB	Visor de vidrio reflexivo de nivel de los filtros F-104-4/5		BPCS	
	LT-104-4/5	Transmisor de nivel de los filtros F-104-4/5			
		Indicación en el PLC-104 y alarma por alto nivel (LAH-104-4/5)			BPCS
		Indicación en el PLC-104 y alarma por bajo nivel (LAL-104-4/5)			BPCS
	LSH-104-4/5	Interruptores de alto nivel con alarmas en PLC-104 LAH-104-4/5)		ESD	
	LSL-104-4/5	Interruptores de bajo nivel con alarmas en PLC-104 LAL-104-4/5)		ESD	
	PI-104-4/5	Indicador de Presión en el Filtro F-104-4/5		BPCS	
	TI-104-4/5	Indicador de Temperatura en el Filtro F-102-4/5		BPCS	
	PdIT-102	Indicadores de caída de presión de los filtros F-104-4/5			
Alarmas de alta caída en la sala de control (PdIH-104-4/5)		10 psig	BPCS		
Alarmas de alta-alta caída en la sala de control (PdIHH-104-4/5)		15 psig	BPCS		

## UNIDAD DE ODORIZADOR 106

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD	
V-106	Tanque de ododizador	Tanque de 500 galones de odorizante			
	PI-106-A/B	Manómetros del recipiente V-106			
	TI-106	Termómetros del recipiente V-106			
	LG-106	Visores de Vidrio del recipiente V-106			
	LSH-106	Interruptor de alto nivel del recipiente V-106, para arranque de bomba.			
	LSL-106	Interruptor de bajo nivel del recipiente V-106, para parada de bomba.			
	P-106	Bomba de Odorizador			
	SC-106		Arranque remoto del motor de la bomba de Odorizador mediante el enclavamiento I-102-3		
			Enclavamiento del medidor de Flujo (I-102-3)		
PSV-106	Válvula Reguladora del recipiente de Odorizador	250 psig	Valvulas de Seguridad		

## UNIDAD DE BLOW DOWN 107

EQUIPO	INSTRUMENTO	DESCRIPCION	SETEO	SEGURIDAD
V-107	PSV-107 A/B	Válvulas de seguridad de los recipientes V-107-A/B	50 psig	Valvulas de Seguridad
	PI-107-A/B	Manómetros de los recipientes V-107 A/B		
	TI-107-A/B	Termómetros de los recipientes V-107 A/B		
	LG-107-A/B	Visores de Vidrio de los recipientes V-107 A/B		
	LSH-107-A/B	Interruptores de alto nivel de los recipientes V-107 A/B	1 Pie 6 pulgadas	
	LSL-107-A/B	Interruptores de bajo nivel de los recipientes V-107 A/B	1 Pie	
	F-107-A/B	Chimeneas de ventilación ubicados a distancias convenientes respecto de la ubicación del resto de los equipos del área, estos sistemas de ventilación reemplazarán al sistema de flare.		

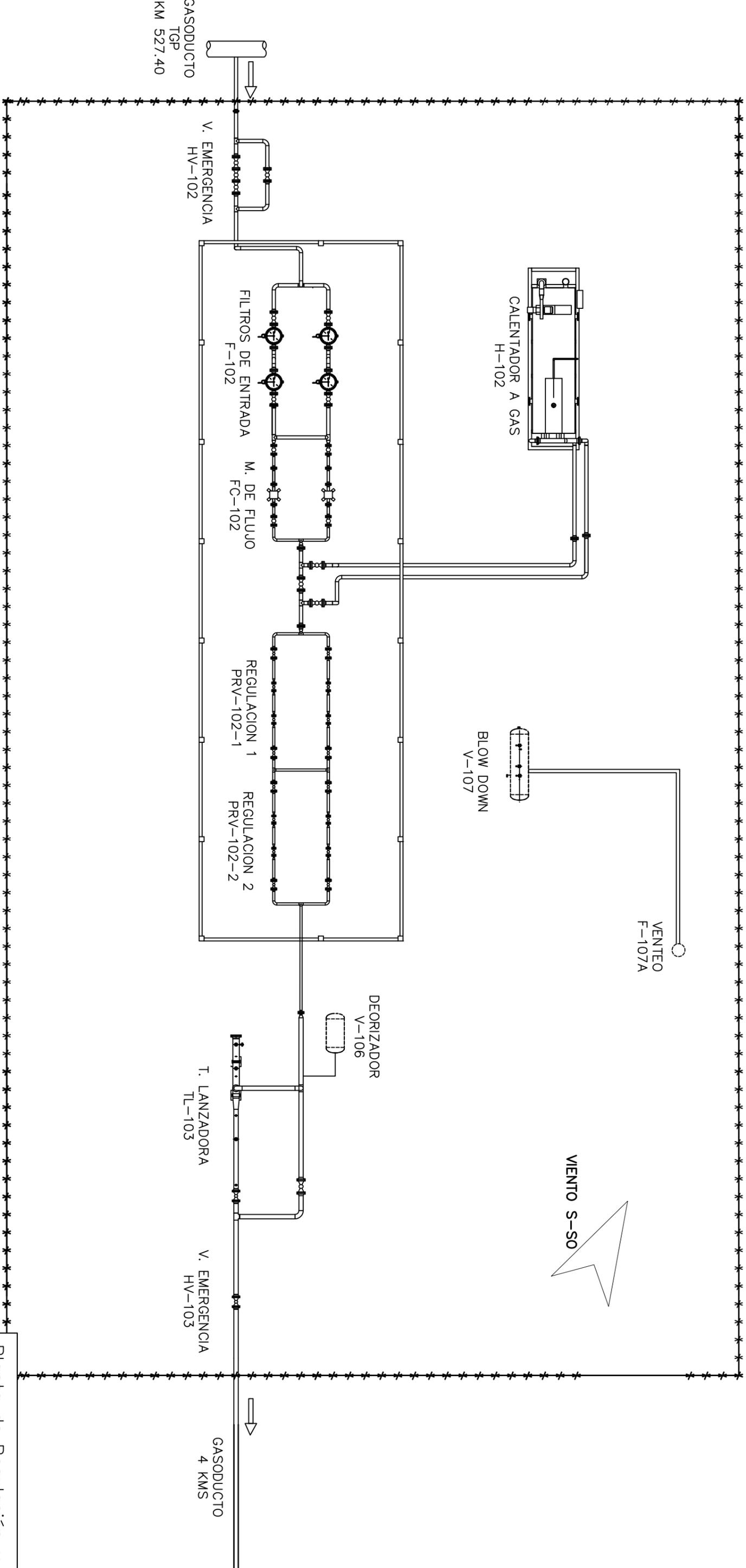


Planta de Regulación y  
Medición de Gas Natural

GENERAL

UBICACION  
DEL  
PROYECTO

Dibujado por: Jovier Melgar  
Escala: S/  
Fecha: Set. 2010  
Plano N°:  
P-01-2010

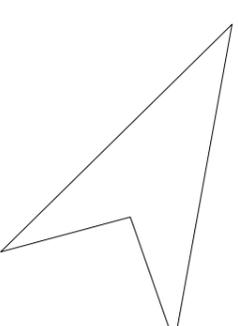
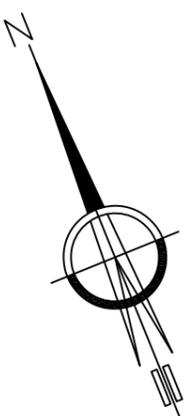
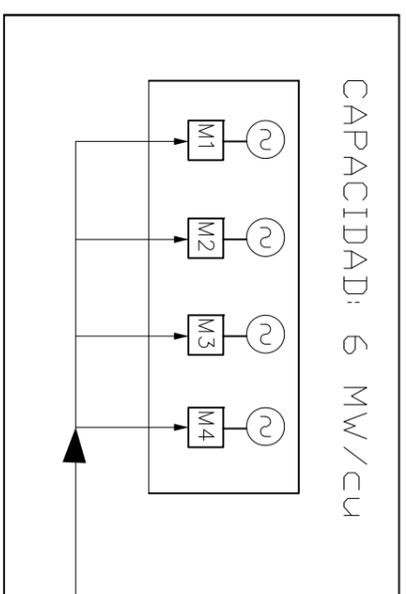


Planta de Regulación y  
Medición de Gas Natural

INSTRUMENTACIÓN  
UBICACIÓN GENERAL DE  
LOS EQUIPOS DE LA  
ESTACION DE  
REGULACION Y MDICION  
(ERM)

Dibujado por: J. MELGAR	Escala: S/	Plano N°: P-02-1/2
Fecha: Set. 2010		

# GENERADORES ELECTRICOS



VIENTO S-SO



GASODUCTO  
4 KMS

T. RECEPTORA  
TR-103

BLOW DOWN  
V-107

FILTROS DE G.E  
F-104

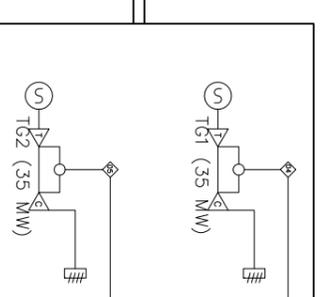
CALENTADOR ELECTRICO  
H-104

REGULACION 3  
PRV-104-3

REGULACION 4  
PRV-104-4

VENTEO  
F-107B

TURBINAS A GAS

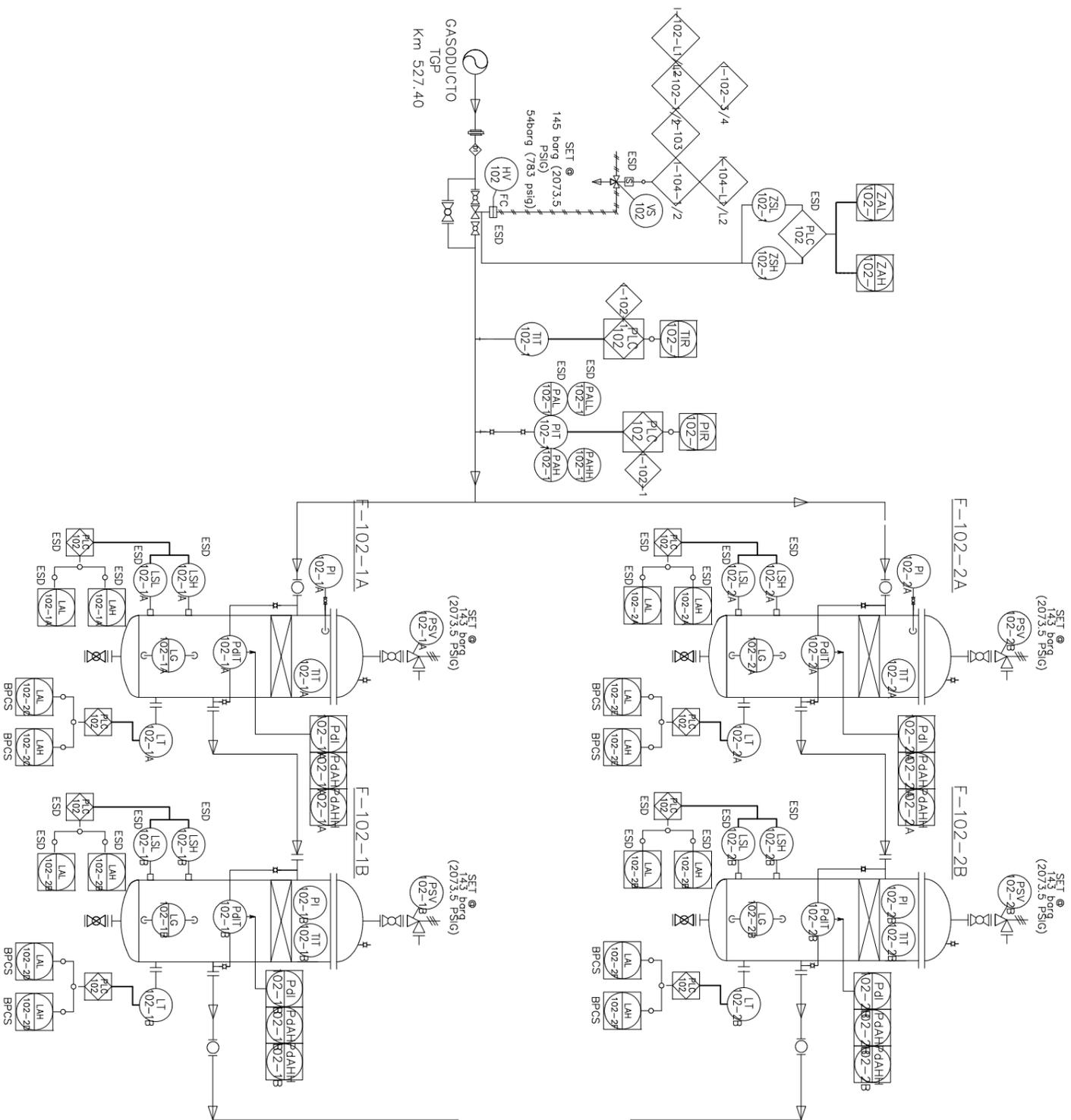


Planta de Regulación y  
Medición de Gas Natural

GENERAL  
UBICACION GENERAL DE  
LOS EQUIPOS DE LA  
ESTACION DE  
REGULACION Y REPARTO  
(ERR)

Dibujado por: Escala: S/Plano N°:  
J. MELGAR Fecha: P-02-2/2  
Set. 2010

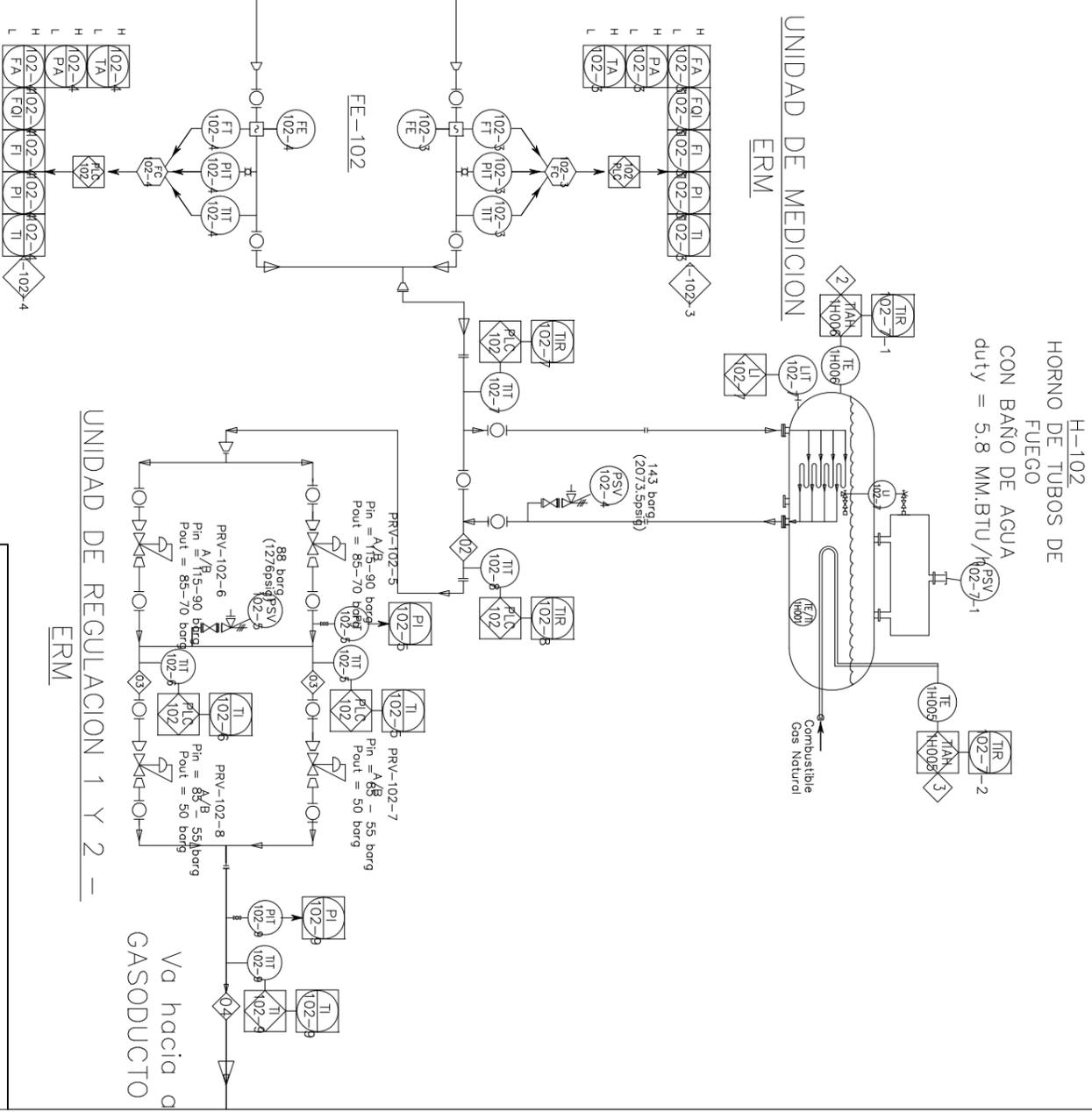
UNIDAD DE FILTRACION – ERM



F-102-1A/2A  
 FILTRO DE 10 MICRONES  
 20" O.D. x 6'-7" S/S  
 DESIGN: 130 barg (1885 PSIG) @ -20/200" F  
 PR.HIDROST: 195 barg (2828 psig)

F-102-1B/2B  
 FILTRO DE 5 MICRONES  
 20" O.D. x 6'-7" S/S  
 DESIGN: 130 barg (1885 PSIG) @ -20/200" F  
 PR.HIDROST: 195 barg (2828 psig)

UNIDAD DE CALENTAMIENTO – ERM



H-102  
 HORNO DE TUBOS DE FUEGO  
 CON BAÑO DE AGUA  
 duty = 5.8 MM.BTU/HR

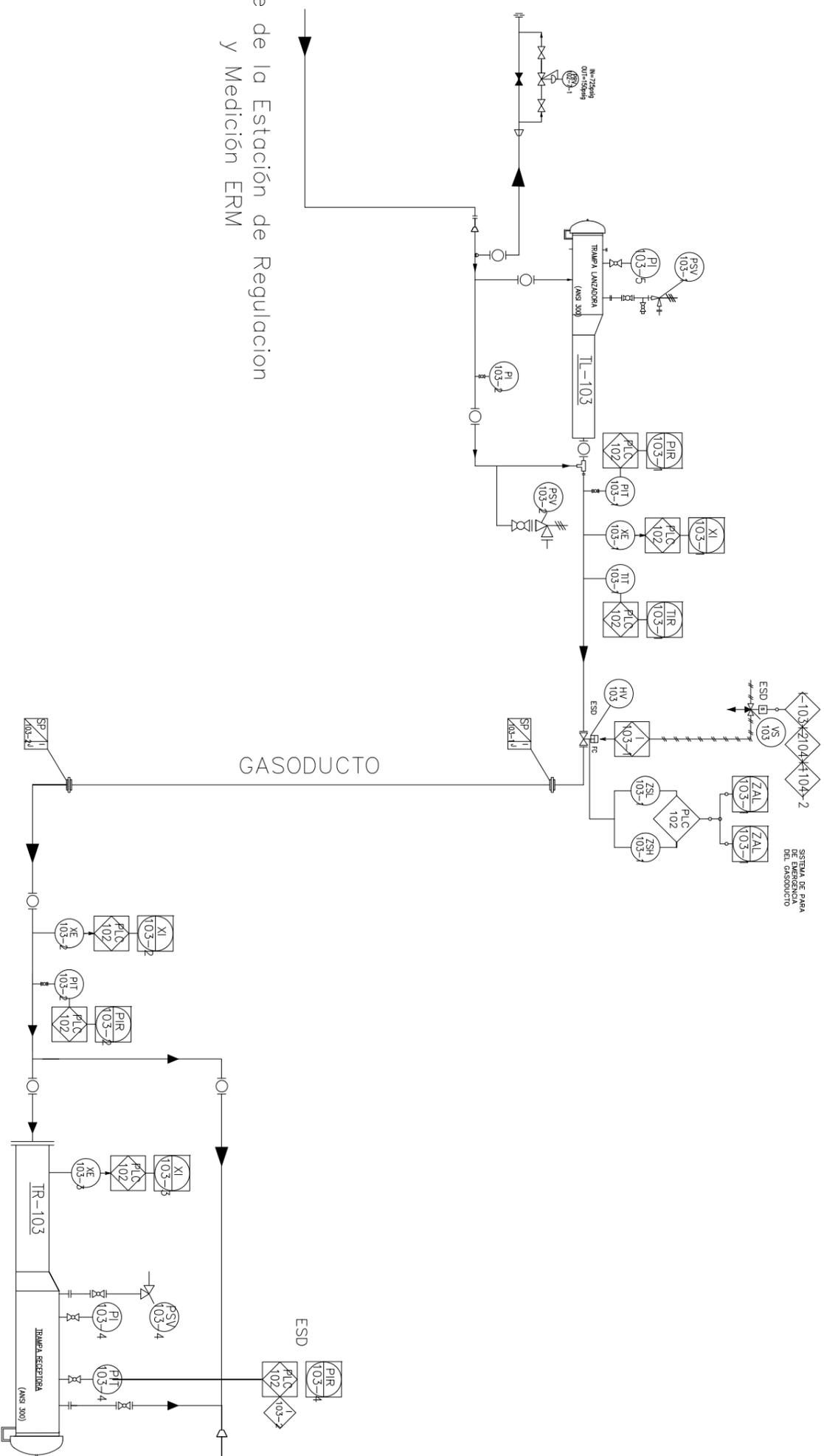
UNIDAD DE REGULACION 1 Y 2 – ERM

Planta de Regulación y  
 Medición de Gas Natural

INSTRUMENTACIÓN  
 TUBERÍA &  
 INSTRUMENTACION  
 ESTACION DE  
 REGULACION Y MEDICION  
 (ERM)

Dibujado	Fecha	Plano N°
Javier Melgar	Set. 2010	P-03-1/3

TL-103  
 SKID DE TRAMPA DE LANZAMIENTO  
 RASPATUBO DE GASODUCTO



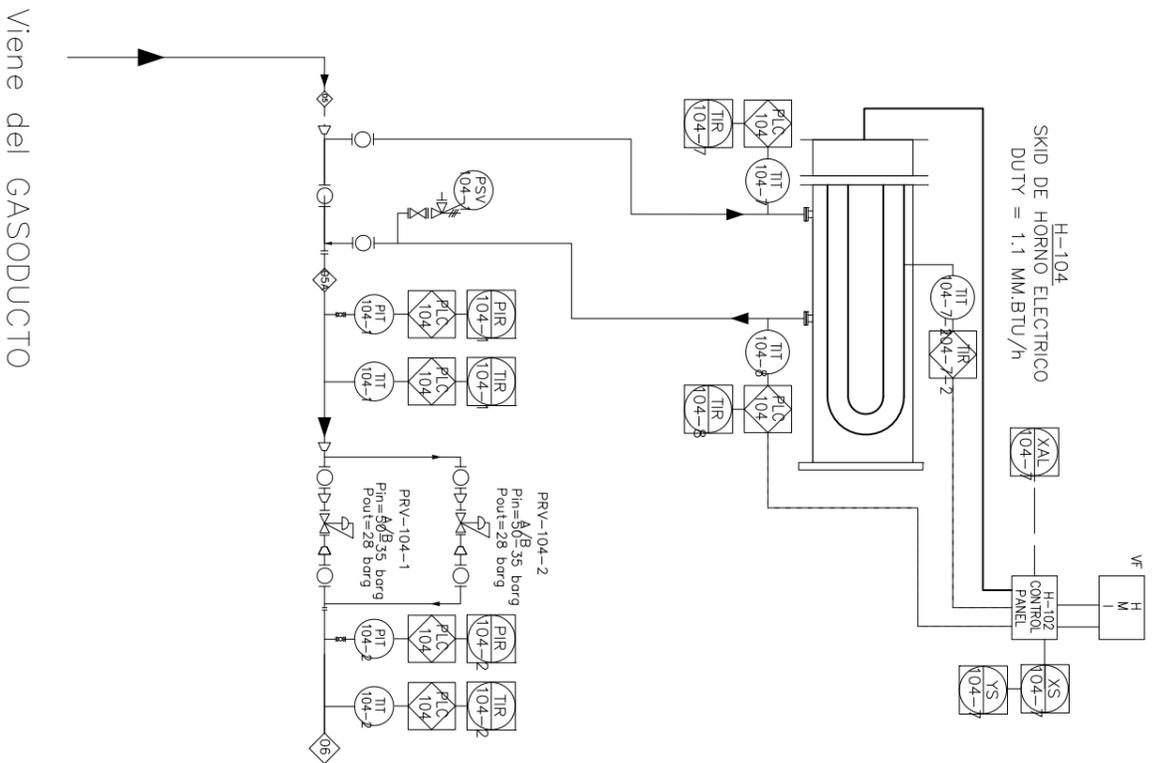
GASODUCTO

Va hacia la Estación de Regulación  
 y Reparto ERR

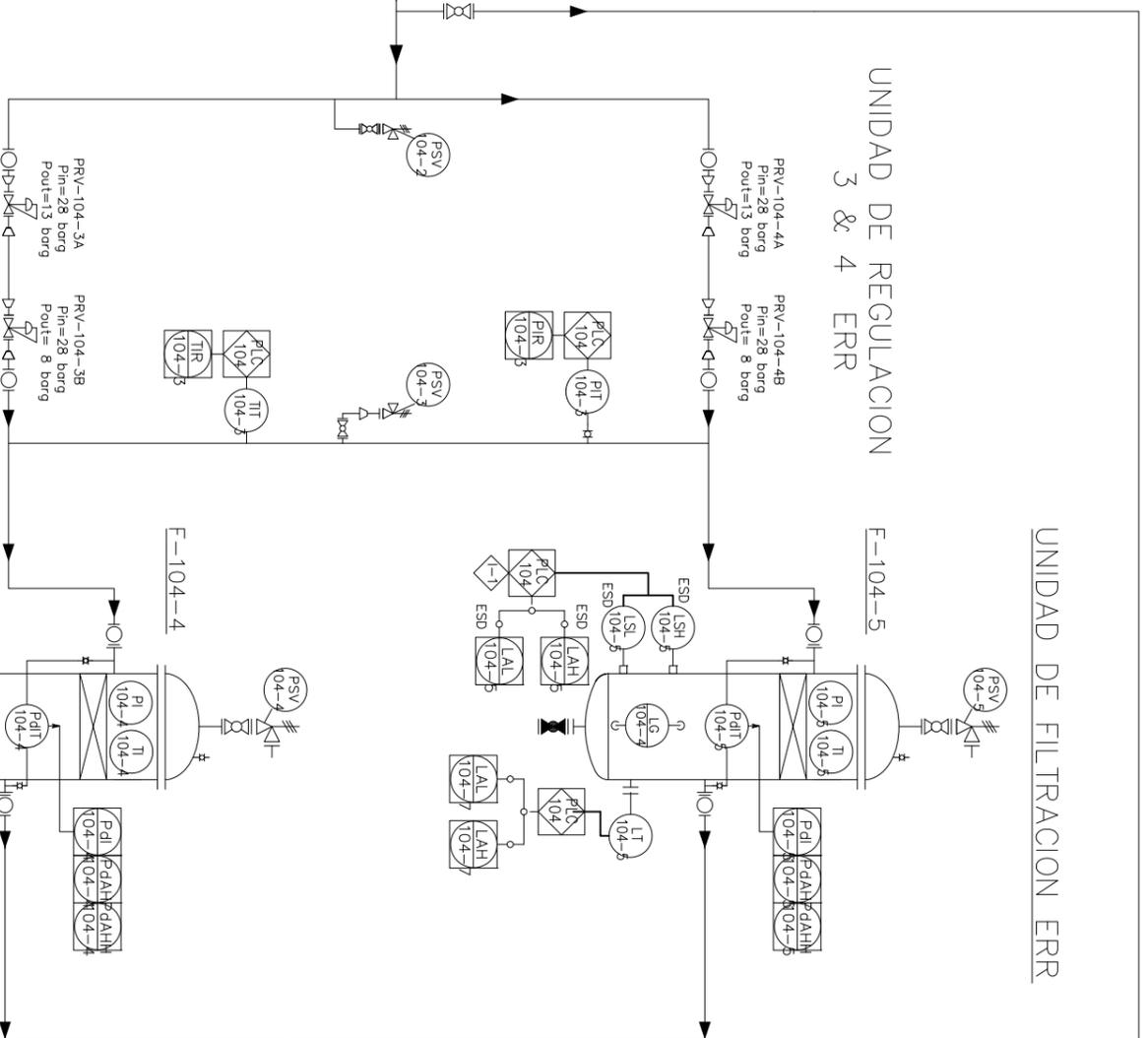
TR-103  
 SKID DE TRAMPA DE RECEPCIÓN  
 RASPATUBO DEL GASODUCTO

Planta de Regulación y Medición de Gas Natural		
INSTRUMENTACIÓN		
TUBERIA & INSTRUMENTACION AREA GASODUCTO		
Dibujado	Fecha	Plano N°
Javier Melgar	Set. 2010	P-03-2/3

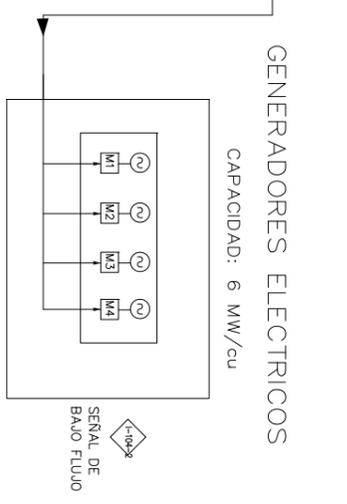
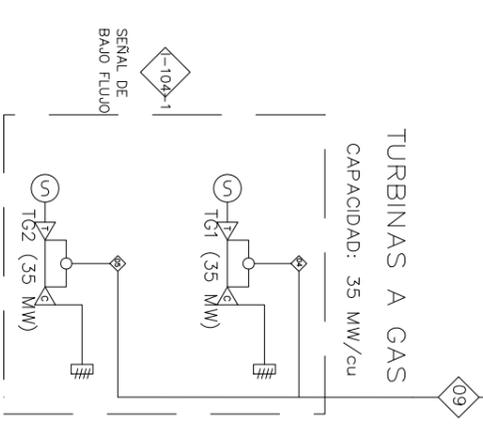
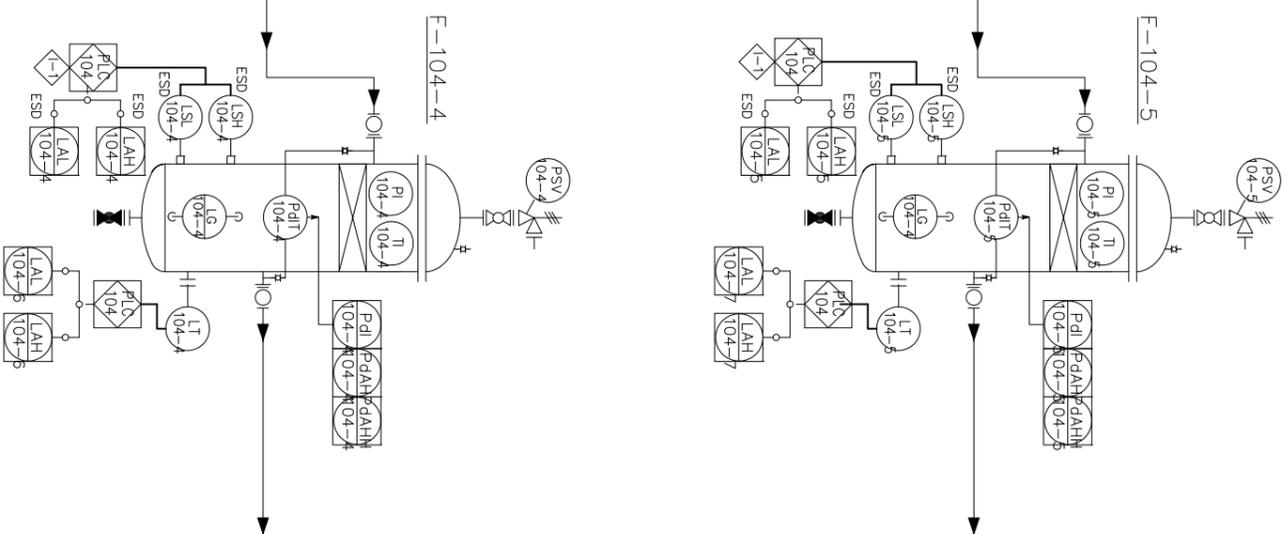
UNIDAD DE CALENTAMIENTO -  
ERR



UNIDAD DE REGULACION  
3 & 4 ERR



UNIDAD DE FILTRACION ERR



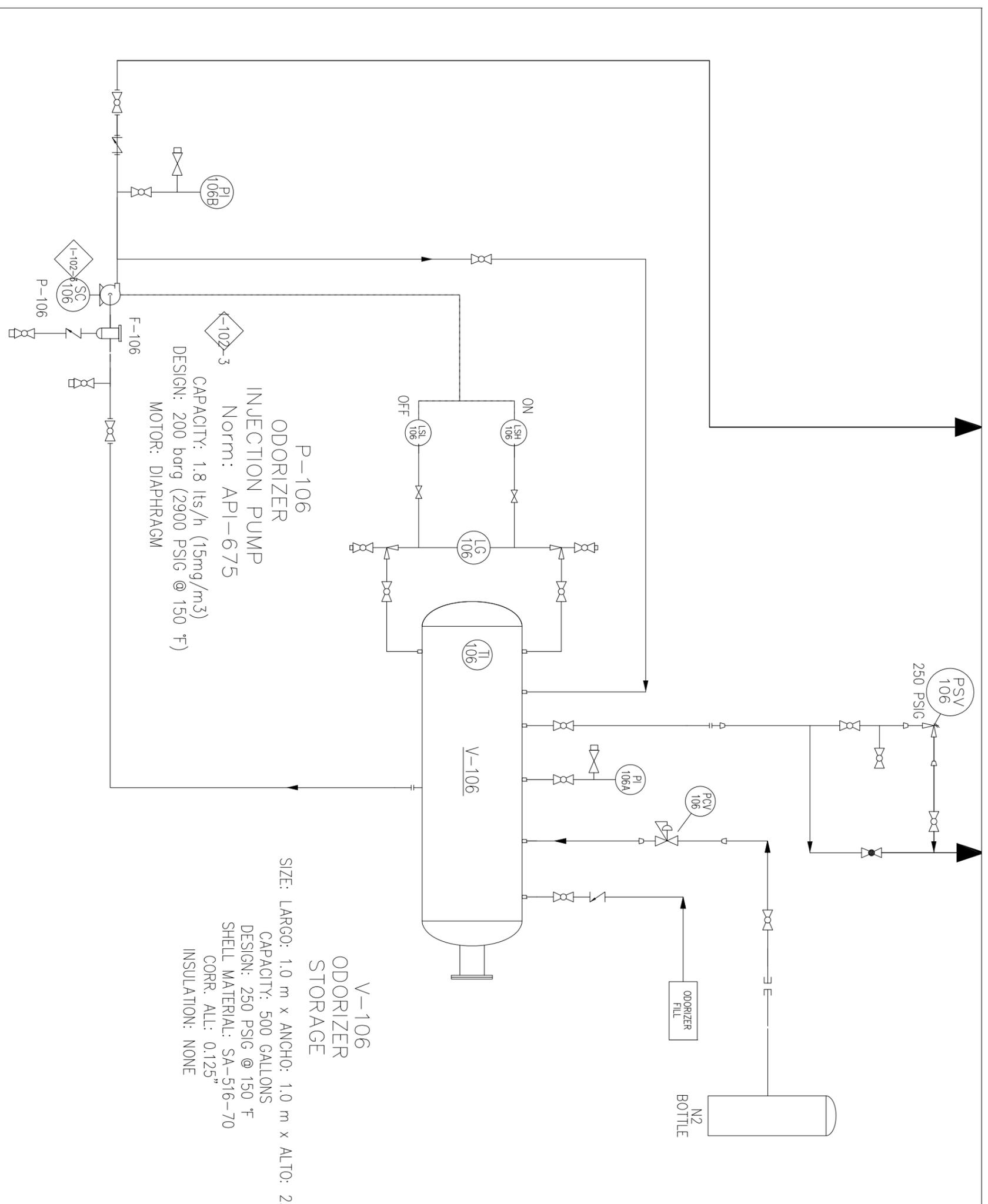
F-104-4/5  
SKID DE FILTRO DE PARTICULAS  
20" O.D. x 6'-7" S/S  
DESIGN: 10.3 barg (150 psig) @ -20/200° F  
PR. HIDROST: 15.5 barg (225 psig)

Viene del GASODUCTO

Planta de Regulación y Medición de Gas Natural		
INSTRUMENTACIÓN		
TUBERIA & INSTRUMENTACION ESTACION REGULACION Y REPARTO (ERR)		
Dibujado	Fecha	Plano N°
Javier Melgar	Set. 2010	P-03-3/3

Hacia el punto de  
inyección de  
Oodorizante en el Area  
103 – Gasoducto

Hacia la línea de  
recolección de  
drenajes y venteos del  
Blow Down



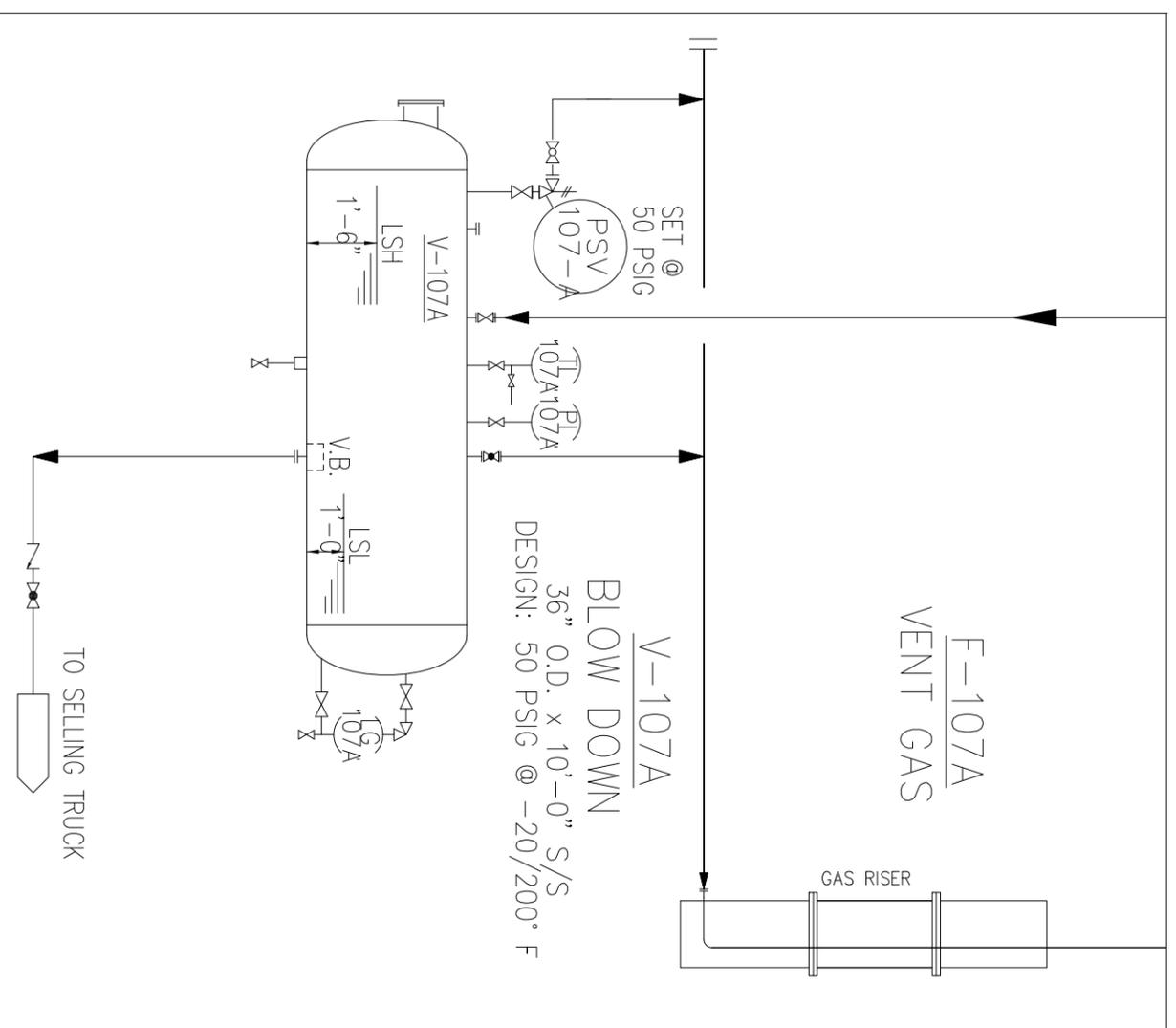
Planta de Regulación y  
Medición de Gas Natural

INSTRUMENTACIÓN

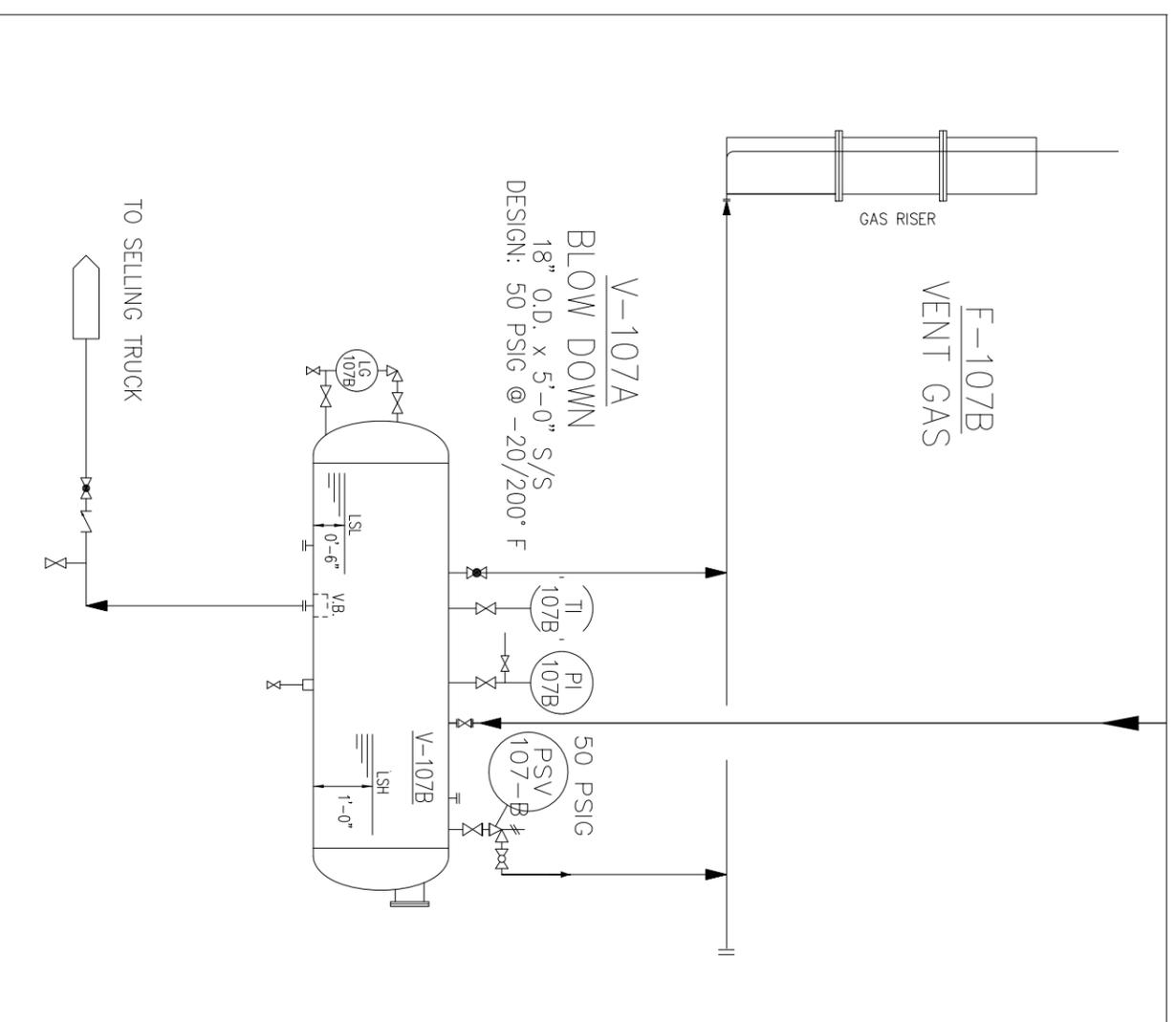
TUBERIA &  
INSTRUMENTACION  
SISTEMA ODORIZADOR

Dibujado	Fecha	Plano N°
Javier Melgar	Set. 2010	P-03-5/5

Linea que viene de recolectar los drenajes y venteos de la ERM



Linea que viene de recolectar los drenajes y venteos de la ERR



## UNIDAD DE BLOW DOWN

TUBERIA &  
INSTRUMENTACION  
SISTEMA BLOW DOWN

Planta de Regulación y  
Medición de Gas Natural

INSTRUMENTACIÓN

TUBERIA &  
INSTRUMENTACION  
SISTEMA BLOW DOWN

Dibujado	Fecha	Plano N°
Javier Melgar	Set. 2010	P-03-4/5