

# UNIVERSIDAD AUTÓNOMA “GABRIEL RENÉ MORENO”

INSTITUTO PARA LA EXCELENCIA EN LOS NEGOCIOS DEL GAS,  
ENERGÍA E HIDROCARBUROS

**UNIDAD DE POSTGRADO**



## “EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE Y DE INSTRUMENTOS PARA PREVENIR PROBLEMAS OPERACIONALES EN LA PLANTA DE GAS CURICHE”

Por: **Ing. Ever Andres Rojas Cueto**

Tesis presentada a la Unidad de Postgrado del Instituto para la Excelencia en los Negocios del Gas, Energía e Hidrocarburos de la Universidad Autónoma “Gabriel René Moreno” para optar el grado académico de Magíster en Operaciones Petroleras

Profesor Guía:

**MSc. Ing. Héctor Bely Pacheco Núñez**

Marzo – 2016

Santa Cruz – Bolivia

# UNIVERSIDAD AUTÓNOMA “GABRIEL RENÉ MORENO”

INSTITUTO PARA LA EXCELENCIA EN LOS NEGOCIOS DEL GAS,  
ENERGÍA E HIDROCARBUROS

**UNIDAD DE POSTGRADO**



## **“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE Y DE INSTRUMENTOS PARA PREVENIR PROBLEMAS OPERACIONALES EN LA PLANTA DE GAS CURICHE”**

Por: **Ing. Ever Andres Rojas Cueto**

Tesis presentada a la Unidad de Postgrado del Instituto para la Excelencia en los Negocios del Gas, Energía e Hidrocarburos de la Universidad Autónoma “Gabriel René Moreno” para optar el grado académico de Magíster en Operaciones Petroleras

Profesor Guía:

**MSc. Ing. Héctor Bely Pacheco Núñez**

Marzo – 2016

Santa Cruz – Bolivia

## **MIEMBROS DEL TRIBUNAL DE DEFENSA**

---

**TRIBUNAL 1**

---

**TRIBUNAL 2**

---

**TRIBUNAL 3**

---

**TRIBUNAL 4**

**Vo. Bo.**

---

**DIRECTOR**

**UNIDAD DE POSTGRADO - INSTITUTO PARA LA EXCELENCIA EN LOS  
NEGOCIOS DEL GAS, ENERGÍA E HIDROCARBUROS**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a Dios por protegerme durante todo mi camino y darme fuerzas para superar obstáculos y dificultades a lo largo de mi vida.

A mi madre Carmen Cueto y a mi padre Ever Rojas quienes me enseñaron que todo en la vida se logra con esfuerzo, perseverancia y disciplina. Todos mis méritos son para ustedes, porque gracias a ustedes y a todo lo que han hecho por mí, yo soy quien soy.

A mis hermanos por su apoyo, por acompañarme durante todo este arduo camino y compartir conmigo alegrías y fracasos.

Al Ing. Héctor Pacheco por su valiosa guía y asesoramiento en la realización de mi Tesis.

A todos y cada uno de los catedráticos de INEGAS que me impartieron sus conocimientos para continuar mis estudios de Postgrado.

Al personal de la Universidad Autónoma Gabriel René Moreno y en especial al Instituto Para la Excelencia en los Negocios del Gas Energía e Hidrocarburos por la oportunidad de formarme en sus aulas en los estudios de Maestría en Operaciones Petroleras.

A la empresa Pluspetrol Bolivia Corporation S. A. por facilitarme y permitirme el uso de la información y los datos para la realización de esta Tesis.

Gracias a todas las personas que ayudaron directa e indirectamente en la realización de esta Tesis.

## DEDICATORIA

A Dios por haber depositado en mí mucha salud y perseverancia para seguir adelante y poder lograr esta meta tan valiosa en mi vida.

A mi madre Carmen Cueto que estuvo conmigo a cada instante dándome mucho amor para poder levantarme y seguir adelante con mis ideales y sueños. Sin duda alguna fue la fuerza de amor más grande que pude haber tenido para lograr esto.

A mi padre Ever Rojas por estar día y noche siempre a mi disposición para lo que yo necesitara, sin importarle lo que tenía que hacer para estar ahí conmigo siempre apoyándome.

A mi hermana Mayra y mi hermano Marco, que me brindaron apoyo durante todos mis estudios y aun en los momentos difíciles ellos supieron como motivarme para seguir adelante.

# CONTENIDO

<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
ANTECEDENTES.....	4
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	5
OBJETIVOS .....	7
Objetivo General .....	7
Objetivos Específicos .....	7
HIPOTESIS .....	7
VARIABLES.....	8
Variables Independientes.....	8
Variable Dependiente.....	8
JUSTIFICACIÓN.....	8
Justificación técnica .....	8
Justificación económica .....	8
Justificación ambiental .....	9
DELIMITACIÓN Y ALCANCE .....	9
Límites Temporales.....	9
Alcance .....	9
METODOLOGÍA.....	9
Tipo de investigación.....	9
Nivel de la investigación.....	10
Área de investigación .....	10
Fuentes de información.....	10
Técnicas e instrumentos de recolección de información.....	11
Procedimiento Metodológico .....	12
<b>CAPITULO I.....</b>	<b>13</b>
<b>MARCO TEORICO .....</b>	<b>13</b>
1.1 Antecedentes .....	13
1.2 Fundamentos teóricos de gas combustible e instrumentos .....	14
1.3 Sistema de gas combustible e instrumentos de Planta Curiche .....	16
1.3.1 Cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos .....	17
1.3.2 Depurador ó tanque pulmón de gas combustible e instrumentos .....	18

1.3.3	Medición de Gas Combustible.....	19
1.3.4	Filtro coalescedor.....	20
1.4	Bases teóricas .....	21
1.4.1	Gas Natural.....	21
1.4.2	Propiedades y Comportamiento del Gas Natural .....	21
1.4.3	Propiedades Físicas del Gas Natural .....	22
1.4.4	Factor de formación y expansión del Gas Natural.....	25
1.4.5	Contenido de agua en el Gas Natural .....	25
1.4.6	Diagrama de Fases.....	26
1.4.7	Cromatografía de Gases.....	28
1.5	Hidratos de gas.....	29
1.5.1	Formación y estructura del hidrato .....	29
1.5.2	Clasificación de los hidratos.....	30
1.5.3	Estrategias para reducir la formación de hidratos.....	31
1.6	Separadores de gas y petróleo .....	32
1.7	Depuradores de gas.....	33
1.7.1	Depuradores convencionales.....	34
1.7.2	Depuradores ciclónicos .....	35
1.7.3	Descripción de los componentes internos de un depurador .....	37
1.8	Sistema de aire de instrumentos .....	42
1.8.1	Compresores de aire:.....	43
1.8.2	Pre filtros y post filtros.....	46
1.8.3	Secadoras ó deshidratadoras de aire:.....	49
1.8.4	Tanques ó depósitos.....	50
1.8.5	Red de tuberías .....	51
1.9	Simuladores de la Industria Petrolera.....	53
1.9.1	Simulador de Procesos HYSYS .....	53
1.9.2	Simulador GASNET .....	53
<b>CAPITULO II.....</b>		<b>54</b>
<b>DIAGNOSTICO DEL SISTEMA .....</b>		<b>54</b>
2.1	Análisis del proceso de acondicionamiento del gas combustible e instrumentos....	54
2.1.1	Escenario 1. Gas combustible con fuente de alimentación Sep. V-401.....	55
2.1.2	Escenario 2. Gas combustible con fuente de alimentación Sep. V-101.....	57
2.1.3	Fuentes de suministro de gas combustible e instrumentos .....	60

2.2	Análisis de la capacidad del Sistema de Gas Combustible e Instrumentos .....	61
2.2.1	Consumo máximo de Gas Combustible .....	61
2.2.2	Consumo de Gas de Instrumentos .....	61
2.2.3	Consumo Total de Gas Combustible y de Instrumentos.....	63
2.2.4	Cálculo del tiempo de autonomía del sistema .....	64
2.2.5	Verificación de las Caídas de presión en el sistema.....	69
2.2.6	Máxima capacidad de flujo por las cañerías.....	72
2.2.7	Capacidad y configuración del depurador ó tanque pulmón de gas V-920 .....	74
2.3	Análisis ambiental y técnico de tener un sistema de gas instrumentos.....	76
2.3.1	Efectos ambientales por las emisiones continuas de gas a la atmósfera .....	76
2.3.2	Reducción de la vida útil de los dispositivos de control .....	78
2.3.3	Emisión constante de gas metano disminuye seguridad industrial .....	78
2.3.4	Pérdida económica para la empresa .....	78
2.4	Conclusiones del diagnóstico del Sistema.....	79
<b>CAPITULO III.....</b>		<b>80</b>
<b>INGENIERIA Y DESARROLLO DE PROPUESTAS .....</b>		<b>80</b>
3.1	Propuesta para mejorar el acondicionamiento de gas combustible e instrumentos	81
3.1.1	Métodos de prevención de formación de hidratos .....	81
3.1.2	Inhibidores termodinámicos .....	82
3.1.3	Inhibidores de baja dosis.....	83
3.1.4	Inhibición de hidratos por calentamiento indirecto .....	84
3.1.5	Propuesta de instalación de calentadores catalíticos para prevenir hidratos...	85
3.1.6	Propuesta de instalación de válvulas para regulación en dos etapas.....	87
3.1.7	Propuesta de instalación de toma auxiliar de gas combustible del Gasoducto	88
3.1.8	Configuración final del sistema de acondicionamiento del gas combustible ....	90
3.2	Diseño del dimensionamiento de un nuevo depurador de gas .....	92
3.2.1	Cálculo de la velocidad crítica del flujo de vapor .....	93
3.2.2	Cálculo del diámetro del recipiente .....	94
3.2.3	Cálculo del diámetro de la boquilla de entrada.....	95
3.2.4	Cálculo del diámetro de las boquillas de salida del gas y el líquido.....	96
3.2.5	Cálculo de los volúmenes de operación y de emergencia.....	97
3.2.6	Cálculo de la altura efectiva del Depurador de Gas Combustible .....	99
3.2.7	Simulación con el Software GASNET.....	103
3.2.8	Nuevo tiempo de autonomía .....	109



3.3	Diseño de un sistema de aire de instrumentos .....	110
3.3.1	Antecedentes tecnológicos .....	110
3.3.2	Proceso de Decisión .....	115
3.3.3	Características ambientales del sitio .....	118
3.3.4	Consumo de aire de instrumentos para el Sistema de Planta Curiche .....	118
3.3.5	Dimensionamiento del compresor de aire requerido .....	120
3.3.6	Dimensionamiento del volumen del tanque pulmón de aire.....	121
3.3.7	Dimensionamiento del secador y caídas de presión.....	122
3.3.8	Simulación del Sistema de Aire Comprimido en HYSYS .....	124
<b>CAPITULO IV .....</b>		<b>125</b>
<b>ANALISIS COSTO BENEFICIO.....</b>		<b>125</b>
4.1	Implementación para mejoras en el acondicionamiento del gas combustible .....	126
4.1.1	Costos del Calentador Catalítico y válvulas de control .....	126
4.1.2	Costo de implementar una toma auxiliar de gas combustible del Gasoducto	127
4.2	Implementación de un nuevo depurador de gas combustible e instrumentos .....	129
4.2.1	Costos del nuevo depurador de gas combustible .....	129
4.2.2	Cálculo de ahorro de gas por evitar paros de planta .....	130
4.3	Implementación de un sistema de aire de instrumentos .....	131
4.3.1	Costos de los equipos necesarios para el sistema de aire comprimido .....	131
4.3.2	Cálculo los ahorros de gas.....	133
4.3.3	Beneficios económicos y para el medio ambiente.....	135
4.4	Evaluación económica .....	136
4.4.1	Cálculo del VAN y el TIR.....	137
<b>CONCLUSIONES .....</b>		<b>139</b>
<b>RECOMENDACIONES .....</b>		<b>141</b>
<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>		<b>142</b>

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1: Especificaciones del gas de alimentación del escenario 1 .....	55
Tabla 2.2: Composición del gas de salida del Separador V-401 .....	55
Tabla 2.3: Especificaciones del gas de alimentación del escenario 2 .....	57
Tabla 2.4: Composición del gas de salida del Separador V-101 .....	57
Tabla 2.5: Consumo máximo de Gas Combustible .....	61
Tabla 2.6: Consumo típico de gas de instrumentos .....	62
Tabla 2.7: Cantidad de instrumentos asociados a cada equipo de la planta .....	62
Tabla 2.8: Consumo máximo de gas de instrumentos .....	63
Tabla 2.9: Consumo máximo de gas combustible y de instrumentos .....	63
Tabla 2.10: Composición del gas que ingresa al depurador V-920 .....	65
Tabla 2.11: Capacidad del sistema de gas combustible e instrumentos .....	66
Tabla 2.12: Capacidad del depurador-tanque pulmón de gas combustible .....	67
Tabla 2.13: Capacidad total del sistema de gas combustible e instrumentos .....	67
Tabla 2.14: Cálculo del tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos .....	68
Tabla 2.15: Datos para el cálculo de la capacidad de la tubería .....	72
Tabla 2.16: Datos del depurador actual .....	74
Tabla 3.1. Condiciones de Operación .....	92
Tabla 3.2: Condiciones del Gas .....	92
Tabla 3.3: Condiciones del Líquido .....	93
Tabla 3.4: Resumen de Resultados del Diseño del Depurador .....	102
Tabla 3.5: Comparación de valores obtenidos por ambos métodos .....	108
Tabla 3.6: Capacidad del nuevo depurador de gas combustible e instrumentos .....	109
Tabla 3.7: Cálculo del tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos .....	109
Tabla 3.8: Consumo máximo de aire de instrumentos .....	118
Tabla 3.9: Cálculo del volumen del receptor de aire .....	121
Tabla 3.10: Caídas de presión del sistema .....	123
Tabla 4.1: Distribución Diaria Mercado Gas Curiche .....	125
Tabla 4.2: Costos del Calentador Catalítico .....	126
Tabla 4.3: Costos de válvulas de control .....	126
Tabla 4.4: Costos de una toma auxiliar .....	128
Tabla 4.5: Costos de un depurador de gas combustible .....	129
Tabla 4.6: Volumen de gas ahorrado anualmente y beneficio económico .....	130

Tabla 4.7: Costos del compresor de aire .....	132
Tabla 4.8: Costos del tanque de volumen .....	132
Tabla 4.9: Costos del secador de aire .....	133
Tabla 4.10: Cálculo de los costos totales de instalación .....	133
Tabla 4.11: Cálculo de ahorro de gas natural por uso de aire de instrumentos .....	134
Tabla 4.12: Detalle de los costos totales de inversión inicial .....	136
Tabla 4.13: Beneficios económicos .....	137
Tabla 4.14: Flujo de efectivo para las propuestas realizadas .....	137
Tabla 4.15: Resultados del VAN a diferentes tasas de interés .....	138

## INDICE DE FIGURAS

Figura 0.1: Diagrama de Flujo de Planta Curiche .....	3
Figura 1.1: Cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos.....	17
Figura 1.2: Depurador/tanque pulmón de gas combustible e instrumentos .....	19
Figura 1.3: Depurador ó tanque pulmón de gas combustible e instrumentos .....	19
Figura 1.4: Filtro coalescedor .....	20
Figura 1.5: Composición del gas natural .....	21
Figura 1.6: Diagrama de Fases del Gas Natural.....	26
Figura 1.7: Diagrama de Fases Gas Combustible .....	27
Figura 1.8: Composición del gas combustible y de instrumentos de Planta Curiche.....	28
Figura 1.9: Aspectos termodinámicos de los hidratos de gas .....	30
Figura 1.10: Estructuras cristalinas de hidratos comunes.....	30
Figura 1.11: Separador trifásico horizontal. ....	32
Figura 1.12: Depurador de gas convencional .....	34
Figura 1.13: Secciones de un depurador vertical ciclónico .....	36
Figura 1.14: Tipos de deflectores de entrada .....	37
Figura 1.15: Dispositivo de separación tipo ciclón .....	38
Figura 1.16: Figura de una malla.....	39
Figura 1.17: Aspecto real de un eliminador de niebla tipo malla de alambre .....	39
Figura 1.18: Eliminador de niebla tipo aleta.....	40
Figura 1.19: Compresor de tornillo .....	45
Figura 1.20: Ejemplo compresor exento de aceite.....	46
Figura 1.21: Tabla ISO sobre calidad del aire.....	47
Figura 1.22: Filtros de aire.....	48
Figura 1.23: Secador por Membranas .....	49
Figura 1.24: Tanques o acumuladores de aire comprimido .....	50
Figura 2.1: Simulación del proceso de acondicionamiento de gas de la toma del V-401 .....	56
Figura 2.2: Análisis de Formación de Hidratos .....	56
Figura 2.3: Simulación del proceso de acondicionamiento de gas de la toma del V-101 .....	58
Figura 2.4: Análisis de Formación de Hidratos .....	58
Figura 2.5: Temperatura de formación de hidratos .....	59
Figura 2.6: Diagrama de Fases del gas que sale del Separador V-401 .....	65
Figura 2.7: Caída de presión en el gas instrumentos.....	69

Figura 2.8: elección del Schedule y Diámetro de la cañería .....	70
Figura 2.9: Presión de llegada al punto final.....	70
Figura 2.10: Diagrama de flujo del sistema de gas combustible e instrumentos .....	71
Figura 2.11: Datos cargados en el simulador .....	72
Figura 2.12: Resultados del Cálculo de capacidad de la tubería .....	73
Figura 2.13: Depurador/Tanque pulmón de gas combustible e instrumentos .....	74
Figura 3.1: Mecanismos de inhibición de hidratos .....	82
Figura 3.2: Calentador Catalítico Eléctrico .....	84
Figura 3.3: Ubicación del calentador en la cañería .....	84
Figura 3.4: Modelos de calentadores catalíticos .....	86
Figura 3.5: Calentador Catalítico a implementar.....	87
Figura 3.6: Válvula de control.....	88
Figura 3.7: Punto para toma auxiliar de gas combustible .....	89
Figura 3.8: Llegada de nueva línea de gas combustible proveniente del Gdto. ....	90
Figura 3.9: Configuración final del Cuadro de Regulación de gas combustible.....	91
Figura 3.10: Valores recomendados para la constante K .....	93
Figura 3.11: Representación gráfica del nuevo depurador .....	102
Figura 3.12: Software GASNET (ICONSA).....	103
Figura 3.13: Selección del tipo de separador y parámetros operacionales .....	104
Figura 3.14: Selección de parámetros fijos y opcionales .....	104
Figura 3.15: Resultados: Datos iniciales.....	105
Figura 3.16: Resultados: Datos iniciales.....	105
Figura 3.17: Resultados: Características del Gas.....	106
Figura 3.18: Resultados: Propiedades, Flujo de gas y velocidad crítica .....	106
Figura 3.19: Resultados: Diámetro y dimensiones de las boquillas .....	107
Figura 3.20: Resultados: Altura Total y Caudales Máximos de Flujo .....	107
Figura 3.21: Sistema de control neumático de gas natural .....	111
Figura 3.22: Esquema de señales y accionamiento.....	112
Figura 3.23: Sistema de aire comprimido para instrumentación .....	113
Figura 3.24: Esquema de un sistema de aire comprimido .....	123
Figura 3.25: Simulación del Sistema de Aire Comprimido Propuesto .....	124

## LISTADO DE ABREVIATURAS Y UNIDADES

### ABREVIATURA:

API

GPSA

PDVSA

EPA

RASH

ASTM

### DESCRIPCION:

American Petroleum Institute

Gas Production Supplier Association

Petróleos de Venezuela S. A.

Environmental Protection Agency (USA)

Reglamento Ambiental del Sector Hidrocarburos

American Society for Testing Materials

### UNIDAD:

MMscfd

Mscfd

scfd

scf

ft<sup>3</sup>

Nm<sup>3</sup>/d

Nm<sup>3</sup>

m<sup>3</sup>

BPD

psig

psia

bar (g)

bar (a)

in

m

ft

BTU/H

### DESCRIPCION:

Millones de pies cúbicos estándar por día

Miles de pies cúbicos estándar por día

Pies cúbicos estándar por día

Pies cúbicos estándar

Pies cúbicos

Metros cúbicos normales por día

Metros cúbicos normales

Metros cúbicos

Barriles por día

Libras por pulgadas cuadradas manométricas

Libras por pulgadas cuadradas absolutas

Unidad de presión en bares manométricos

Unidad de presión en bares absolutos

Pulgadas

Metros

Pies

Unidad Térmica Británica por Hora

## RESUMEN

La presente investigación tuvo como propósito evaluar el sistema de gas combustible y de instrumentos de la Planta de Gas Curiche, con la finalidad de identificar las causas que ocasionan problemas operacionales asociados al suministro de gas, determinar si la capacidad del sistema podrá abastecer el consumo futuro de gas combustible e instrumentos debido a las implementaciones de nuevos equipos de compresión para gases de media y baja presión y analizar los efectos que ocasiona el utilizar gas natural para instrumentos.

En cuanto a la metodología de la investigación, la misma fue de tipo documental y de campo, con un nivel descriptivo. Los objetivos específicos consistieron en analizar el proceso de acondicionamiento actual del gas combustible e instrumentos, recopilar los datos de consumo máximo de gas, calcular el volumen en stock del sistema, la capacidad de flujo del depurador de gas y de las tuberías, con lo cual se determinó si el sistema abastecerá el incremento de consumo, de igual manera se analizaron los efectos medioambientales y técnicos que ocasiona el utilizar gas natural para el accionamiento de los instrumentos.

Se realizaron propuestas de ingeniería para la mejora del sistema y para prevenir problemas operacionales, las cuales consistieron en la implementación de calentadores catalíticos de gas para evitar la formación de hidratos, asimismo la implementación de válvulas de control para la regulación en dos etapas, un nuevo depurador de gas combustible, para lo cual se realizó el diseño de un nuevo recipiente, tomando en cuenta las normas API, PDVSA y lo recomendado por el GPSA, el cual reemplazará al actual depurador debido a que en el estudio se verifica que el mismo no cuenta con la capacidad ni la configuración interna adecuada para manejar el caudal máximo de consumo. También se elabora la propuesta de instalación de una toma auxiliar de gas combustible proveniente del Gasoducto, para abastecer al sistema en caso se produzca un paro de planta y el mismo quede sin suministro de gas. Para verificar estos cálculos se utilizaron los simuladores HYSYS y GASNET.

Finalmente se plantea el reemplazo del sistema de gas de instrumentos por un sistema de aire de instrumentos, enfocándonos en reducir las emisiones de gas metano por parte de las válvulas de control, logrando tener un sistema autónomo que trabaje de manera independiente del sistema de gas combustible, y que cuente con un tiempo de autonomía adecuado para el suministro de aire de instrumentos en caso de paros de planta.

## ABSTRACT

This research aims to evaluate the fuel gas system and instruments Curiche Gas Plant, in order to identify the causes that cause operational problems associated with gas supply, determine if the system capacity will supply future consumption fuel gas and instruments due to the implementation of new compression equipment for medium and low gas pressure and analyze the effects caused by the natural gas used for instruments.

In terms of research methodology, it was documentary and field with a descriptive level. The specific objectives were to analyze the current process of fuel gas conditioning and instruments to collect data maximum consumption of gas, calculate the volume in stock system, the flow capacity of the gas scrubber and pipelines, which determined if the system will provide increased consumer equally environmental and technical effects causing the natural gas used for driving instruments analyzed.

Engineering proposals for improving the system were conducted and to prevent operational problems, which included the implementation of catalytic gas heaters to prevent hydrate formation also implement control valves for regulating in two stages, a new cleaner fuel gas, for which the design of a new container is made, taking into account the API, PDVSA standards and recommended by the GPSA, which will replace the current debugger because the study verified that it does not It has the capacity nor adequate internal configuration to handle the maximum consumption flow. The proposed installation of an auxiliary fuel intake gas from the pipeline is also prepared to supply the system if a strike occurs and plant it runs out of gas supply. To verify these calculations and GASNET HYSYS simulator was used.

Finally the gas system replacement instrument for instrument air system, focusing on reducing methane emissions from gas control valves, managing to have an autonomous system that works independently of the fuel gas system arises and that has an appropriate time autonomy for the supply of instrument air in case of plant shutdowns.



## INTRODUCCIÓN

El presente estudio se basa en evaluar el sistema de gas combustible e instrumentos, analizando las distintas variables que intervienen en el mismo, con la finalidad de identificar las causas que generan problemas operacionales y que afectan a la producción del Campo Curiche.

El Campo Curiche sirve de centro de acopio y recolección del gas producido principalmente por los yacimientos ubicados en el Área San Isidro, operada por la empresa Pluspetrol Bolivia Corporation S. A. Dentro de las instalaciones del Campo Curiche se encuentra la Planta de Gas Curiche, la cual está ubicada a 185 km de la ciudad de Santa Cruz, en el municipio de Charagua, cuyo objetivo principal es separar en una fase primaria y comprimir el gas proveniente de los pozos del campo Curiche.

La Planta Curiche es la encargada de separar en una fase primaria el gas natural, condensado y agua de producción, tales productos llegan como una mezcla multicomponente de fluidos provenientes de los pozos del Campo Curiche al colector de entrada, el Campo Curiche cuenta con pozos de presión alta, es decir pozos con presiones de surgencia mayores a 1300 psig, y pozos de presión intermedia, menores a 800 psig.

Los fluidos de presión alta son separados en separadores trifásicos operados a 1100 psig, separándose el gas, condensado y agua en distintas corrientes de flujo, el gas natural de presión alta luego de ser separado es enviado a la Planta Tacobo por un Gasoducto de 8 pulgadas de diámetro. Los fluidos de presión intermedia son separados en separadores trifásicos operados a 600 psig, el flujo gaseoso que es separado de los líquidos es direccionado al sistema de compresión de gases de presión intermedia, donde el gas es comprimido hasta una presión superior a 1100 psig, lo que le permite unirse a la corriente de salida de los gases de presión alta, para ser transportado a través del Gasoducto de 8 pulgadas hasta la Planta Tacobo, donde el gas es procesado en una planta Dew Point, realizándose el acondicionamiento del punto de rocío para cumplir especificaciones de venta. El condensado separado es transportado por un Oleoducto de 6 pulgadas de diámetro hasta la Planta Tacobo para su estabilización y almacenamiento en tanques atmosféricos. El agua de producción es enviada a la Planta Tacobo por un Acueducto de 2 pulgadas.

La presión promedio de operación de la Planta Curiche es de 1100 psig, la producción del campo es de 34,11 MMscfd, 299,21 BPD de condensado y 68,02 BPD de agua de producción.<sup>1</sup>

La Planta Curiche cuenta con los Sistemas de Separación Primaria, Compresión de gases de presión intermedia, Sistema de gas combustible e instrumentos, Almacenamiento de condensado y Sistema contra incendios.

Un sistema gas combustible y de instrumentos presenta diversos equipos: sistema de válvulas de regulación, depurador ó tanque pulmón, y filtros, que son de suma importancia para acondicionar el gas y este sea el adecuado para la alimentación de los equipos que requieran su consumo para su funcionamiento.

El sistema gas combustible y de instrumentos de la Planta Curiche proporciona el combustible para el funcionamiento de varios equipos, principalmente los compresores de gas de media presión y los generadores de energía eléctrica. Este sistema también proporciona el gas para instrumentos con el que trabajan las válvulas de control de presión y nivel de los recipientes presurizados.

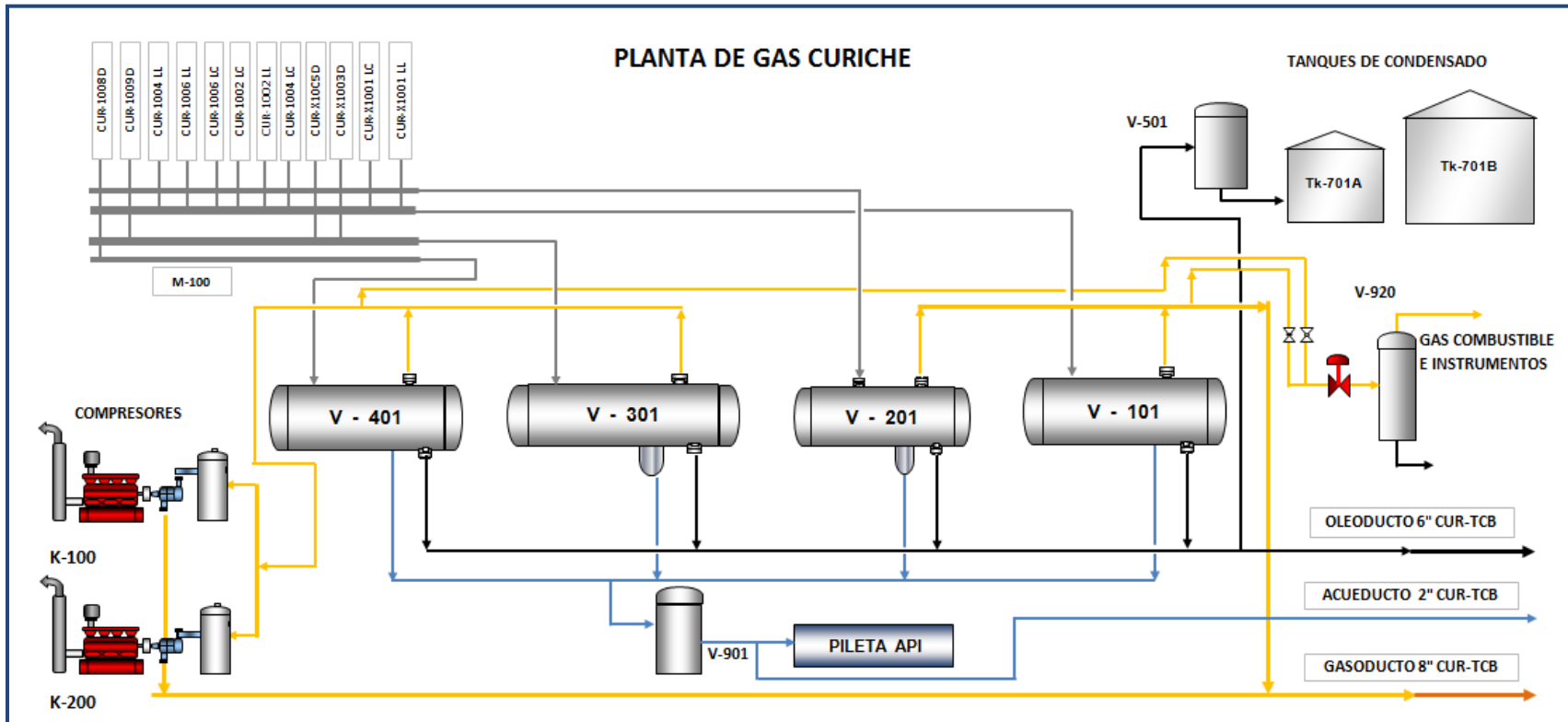
El sistema de gas combustible de Planta Curiche cuenta con dos tomas de gas para combustible y para instrumentos, la primera toma se realiza de la línea (cañería) del gas de salida del separador de producción V-101, y la segunda toma proviene de la línea de salida del gas del separador de producción V-401. Actualmente el sistema funciona con la segunda toma, la que proviene del separador V-401, dejando la otra en reserva. Este gas es acondicionado en un cuadro de regulación por medio de una válvula de control de presión, de 600 psig a 120 psig, los líquidos contenidos en el gas originados en el proceso de expansión, se extraen en el depurador-tanque pulmón V-920, donde ocurre la separación en la fase líquida y gaseosa. El gas luego pasa por un filtro coalescente F-920, y de allí es distribuido en diversas líneas a los equipos y válvulas que requieren su consumo.

En la Figura 0.1 puede observarse el diagrama del sistema descrito anteriormente.

---

<sup>1</sup> Parte Diario de Producción Planta Curiche 08-09-2015

Figura 0.1: Diagrama de Flujo de Planta Curiche



Fuente: Elaboración propia

## ANTECEDENTES

Pluspetrol Bolivia Corporation S.A. inició sus operaciones en Bolivia en Octubre de 1990 en el Área Bermejo, donde instaló una Planta de Tratamiento de Gas con capacidad de 50 MMscfd y construyó un gasoducto de 12 pulgadas de diámetro y 28 Km de longitud para exportar gas a la Argentina de los yacimientos profundos de Campo Bermejo (pozo BJO-X44).

En el año 1997 como resultado del llamado a licitación de Áreas Libres de Exploración, Pluspetrol nominó y se adjudicó con una participación del 100%, 6 bloques exploratorios: Yacuiba, O'Connor, Entre Ríos, Río Seco, Arenales y San Isidro.

Como consecuencia de la nacionalización de los hidrocarburos dispuesta por la ley 3058 y el DS 28701, en fecha 28 de Octubre de 2006 Pluspetrol Bolivia Corporation S.A suscribió dos Contratos de Operación con Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos. El Contrato de Operación denominado "Tacobo y Otros" comprende los campos: i) Yacuiba, Campo Madrejones Boliviano, ii) Río Seco, Campo Río Seco, iii) O'Connor-Huayco, Campo Huayco, iv) San Isidro, Campos Tacobo, Curiche y Tajibo.<sup>2</sup>

El Campo Curiche inició operaciones en 2010, con el pozo CUR-X1001, en su fase inicial la planta Curiche sólo contaba con un separador de prueba de presión alta (V-201), y el gas se transportaba hasta la Planta Tacobo por un Gasoducto de 6 pulgadas.

El sistema de gas combustible e instrumentos de la Planta Curiche se implementó en 2011, como parte de la Ingeniería de la Segunda Fase de ampliación de Planta Curiche, con el ingreso de más pozos en producción, se montaron las instalaciones de la Planta, principalmente compuestas por un separador de producción de presión alta (V-101), dos generadores de energía eléctrica, sistema contra incendios, tanques de almacenaje de condensado y el sistema de instrumentación compuesto principalmente por válvulas de control. El sistema de gas combustible e instrumentos contaba inicialmente con dos tramos de regulación, compuesto por válvulas tipo Big Joe, un Depurador de Gas Combustible (V-920) que también funciona como tanque pulmón de gas instrumentos y un filtro coalescedor,

---

<sup>2</sup> Datos obtenidos de página web de Pluspetrol Bolivia. <http://www.pluspetrolbolivia.com.bo/>

la fuente de suministro de gas era tomada de la línea de salida de gas del separador de producción V-101.

Posteriormente, durante el año 2011, se reemplazó en el tramo superior de regulación de presión de gas combustible, la válvula reguladora tipo Big Joe por una válvula de control (LCV-910A), debido a fallas que hubo con la regulación de las válvulas tipo Big Joe, las cuales en varias ocasiones presentaron venteo por falla en regulación y rotura de diafragma.

El año 2012 se instaló el primer compresor para gases de presión intermedia (K-100), y un separador de prueba para pozos de presión intermedia (V-301), debido a la puesta en producción de un pozo de presión intermedia.

El año 2013 se instaló un segundo compresor para gases de presión intermedia (K-200), debido al incremento de flujo de gas por la apertura de otro pozo de presión intermedia.

El 2014 se instaló otro Separador de producción para presión intermedia (V-401), y se realizó la instalación de una toma de gas de la línea de salida de gas de dicho separador, para alimentar el sistema de gas combustible, habilitándose la misma y dejando la otra toma en reserva.

También se reemplazó las válvulas tipo Big Joe por una válvula de control (LCV-910B) en el tramo inferior, dejando dicho tramo en reserva para utilizarlo con la otra toma de gas proveniente del separador V-101.

## **PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

El sistema de gas combustible ha generado diversos problemas operacionales en la Planta de Gas Curiche, los más significativos que se tienen son paros no programados de compresores de gas y generadores de energía eléctrica por falta de suministro de gas combustible esto debido a problemas de formación de hidratos en la línea de regulación de gas combustible, obstruyendo el paso del gas combustible, lo cual afecta directamente en la producción del campo, este problema también interrumpe el suministro de gas instrumentos y por ende existe descontrol por parte de las válvulas que necesitan este suministro para realizar el control de niveles y presión.

Asimismo, debido a que las fuentes para suministro de gas natural al sistema de gas combustible son provenientes de las líneas de salida de gas de los separadores de producción V-101 y V-401, y que cuando se presenta un paro de planta con venteo total debido al accionamiento de las válvulas del sistema instrumentado de seguridad, el sistema de gas combustible e instrumentos se queda sin suministro de gas para el rearme del sistema y la puesta en marcha de las válvulas y equipos de planta, lo cual ocasiona que el paro demore un tiempo mayor del previsto ocasionando que los operadores tengan que realizar operaciones de modo manual para presurizar lentamente el sistema, lo cual significa una pérdida de producción de gas.

Adicionalmente se tiene conocimiento que debido a la declinación natural de la energía de los reservorios asociados al campo, todos los pozos alcanzarán a producir a presiones medias y bajas. Para tal efecto, se instalarán en el segundo semestre del presente año dos compresores adicionales para gas de media y baja presión (K-300/K-400), que junto con los compresores existentes (K-100/K-200), permitan entregar el gas producido por el campo a la planta de procesamiento de Tacobo bajo las condiciones de presión requeridas, por tanto, debido a que esta adecuación requiere un mayor consumo de gas combustible y de instrumentos, se hace necesario determinar si la capacidad actual del sistema de gas combustible e instrumentos podrá abastecer el consumo requerido por los nuevos equipos a instalarse.

Es importante mencionar que el utilizar gas natural como gas de instrumentos genera emisión constante de gases a la atmósfera, esto debido al funcionamiento de las válvulas neumáticas de control y seguridad que requieren dicho gas para su accionamiento, esto se considera un problema ambiental y de seguridad industrial en las instalaciones, lo cual debe ser analizado en el presente estudio, para buscar subsanar dicho problema.

Por estas razones, se considera importante evaluar el proceso de acondicionamiento, la capacidad del sistema de gas combustible e instrumentos, y los efectos ambientales y técnicos que ocasiona el utilizar gas natural como gas instrumentos, para poder identificar las causas de los problemas de operación que se presentan y que afectan significativamente a la producción del campo y a la seguridad de las operaciones en planta.

## **OBJETIVOS**

### **Objetivo General**

Evaluar el sistema de gas combustible y de instrumentos de la Planta de Gas Curiche, con la finalidad de identificar y solucionar las causas que generan problemas operacionales, hasta el primer trimestre del presente año.

### **Objetivos Específicos**

- Analizar el proceso actual de acondicionamiento y suministro del gas combustible y de instrumentos de la Planta de Gas Curiche identificando las causas que generan problemas operacionales.
- Determinar si la capacidad actual del sistema abastecerá el consumo futuro debido a la implementación de dos compresores de gas.
- Analizar los efectos ambientales y técnicos que causa el tener un sistema de gas de instrumentos que genera emisiones continuas de gas a la atmósfera.
- Verificar con los Simuladores HYSYS y GASNET las alternativas de mejora propuestas.

## **HIPOTESIS**

El acondicionamiento inadecuado del gas combustible e instrumentos ocasiona problemas operacionales que derivan en paros no programados de compresores de gas, generadores de energía eléctrica y fallas que se presentan en las válvulas de control y seguridad, asimismo si la capacidad del sistema no fuese capaz de abastecer el consumo creciente por las implementaciones de nuevas unidades de compresión conllevaría mayores problemas operacionales, por ello es importante evaluar el sistema de gas combustible e instrumentos, a fin de identificar las causas que ocasionan los problemas operacionales actuales y prevenir problemas futuros, asimismo a partir de este estudio plantear propuestas de mejora al sistema para garantizar el suministro adecuado del mismo.

## **VARIABLES**

### **Variables Independientes**

- Proceso de acondicionamiento del gas combustible e instrumentos.
- Capacidad del sistema de gas combustible e instrumentos.
- Sistema de gas instrumentos con emisiones de gas a la atmósfera.

### **Variable Dependiente**

- Problemas operacionales del sistema de gas combustible e instrumentos.

## **JUSTIFICACIÓN**

### **Justificación técnica**

Debido a que se tienen paros de planta por corte en el suministro de gas combustible e instrumentos, como consecuencia del congelamiento de la línea de regulación, lo cual ocasiona pérdidas económicas a la empresa, asimismo debido a que la Planta Curiche ha ido aumentando el caudal de producción y en la misma se han ido implementando fases de ampliación, se prevé la compra de dos nuevos compresores para gases de media y baja presión, se considera necesario evaluar el proceso de acondicionamiento y la capacidad del sistema de gas combustible, asimismo evaluar el utilizar gas natural para instrumentos en vez de aire comprimido y los beneficios que conllevarían el reemplazar este sistema.

### **Justificación económica**

Desde el punto de vista económico es muy importante para la empresa evitar cualquier paro de Planta que pueda ocasionarse por falta de abastecimiento de gas combustible al no tener flexibilidad operacional. Asimismo se tendrá un mejor rendimiento financiero como resultado de la reducción de emisiones de gas si se reemplaza el sistema de gas instrumentos por un sistema de aire comprimido.



### **Justificación ambiental**

La reducción de emisiones de metano de los dispositivos neumáticos mediante la conversión a sistemas de control e instrumentación con aire comprimido, puede producir para las compañías de gas natural no solo importantes beneficios económicos, sino también beneficios para el medio ambiente, reduciendo sustancialmente las emisiones de gas metano a la atmósfera.

## **DELIMITACIÓN Y ALCANCE**

### **Límites Temporales**

El presente proyecto está limitado a la Planta de Gas Curiche gestión 2015, sin embargo la metodología empleada puede usarse para realizar el mismo estudio en otras plantas de procesamiento de gas similares.

### **Alcance**

El presente trabajo tiene como alcance evaluar el proceso de acondicionamiento y la capacidad del sistema de gas combustible y de instrumentos de la Planta de Gas Curiche, identificando las causas de los problemas operacionales y mejorando las operaciones en base a soluciones a ser planteadas.

## **METODOLOGÍA**

### **Tipo de investigación**

Según la naturaleza del problema y los objetivos planteados, la investigación es en primer lugar de carácter descriptiva y documental, ya que se observa y reflexiona sistemáticamente sobre realidades (teóricas o no) utilizando para ello diferentes tipos de documentos; y en segundo lugar, de campo, porque la técnica a seguir por el investigador se basará en métodos que permitan obtener datos en forma directa en la organización involucrada en la investigación.

Al respecto, (Balestrini, 2001): “un diseño de investigación se define de campo, porque los datos obtenidos son de fuente primaria, en los estudios de campo el investigador

usa la selección de sujetos y la medición de condiciones existentes en la situación de campo como un método de determinar correlaciones” (p. 136).

Según Tamayo y Tamayo (Tamayo, 2001), expresa que: “La investigación documental, es cuando recurrimos a la utilización de los datos secundarios, es decir aquellos que han sido obtenidos por otros y nos llegan elaborados y procesados de acuerdo con los fines de quienes inicialmente los elaboran y manejan”. (p. 109).

### **Nivel de la investigación**

El estudio a realizar tiene un nivel descriptivo porque comprende la descripción, registro, análisis e interpretación de las condiciones existentes en el momento y no se altera el curso de los eventos.

Al respecto Tamayo y Tamayo (2001) plantea que la investigación descriptiva: “Consiste en comprender la descripción, registro, análisis e interpretación de la naturaleza actual y la composición o procesos de los fenómenos”.

Durante el desarrollo de la investigación se realiza una descripción del sistema de gas combustible y de instrumentos de la Planta Curiche, así como lo relacionado a las condiciones actuales de operación.

### **Área de investigación**

La presente investigación se llevará a cabo en la empresa Pluspetrol Bolivia Corporation S. A., específicamente en el sistema de gas combustible de la Planta de Gas Curiche, instalación adscrita a la Gerencia de Producción y Mantenimiento.

### **Fuentes de información**

- **Fuentes de información primarias**

Observación directa no estructurada y participante de los procesos operacionales del sistema de gas combustible de la Planta de Gas Curiche. Se menciona también:

- Documentos técnicos de la Ingeniería de Planta Curiche, Data Books, P&ID y Planos.
- Históricos del comportamiento de las instalaciones registrados por los equipos de medición de planta Curiche.

- **Fuentes de información secundarias**

Dentro de las cuales se puede mencionar:

- Manuales, Normas y Procedimientos del rubro petrolero: API, GPSA, PDVSA.
- Páginas de Internet, artículos relacionados al tema.
- Bibliografía especializada en el área de tratamiento de gas, sistemas de gas combustible e instrumentos, sistemas de aire de instrumentos, diseño de separadores, entre otros.

### **Técnicas e instrumentos de recolección de información**

Los instrumentos de recolección de datos a emplear en el desarrollo del presente proyecto serán: revisión de documentos y observación directa, por considerarse los métodos más adecuados para recabar la información necesaria. Se utilizará la revisión de documentos, de tipo técnicos, manuales de operación y mantenimiento, normas internacionales.

Según (Latorre, Rincón y Arnal, 2003) se define como: “una técnica en la cual se recurre a información estricta, ya sea bajo la forma de datos que puedan haber sido producto de mediciones hechas por otros, como textos que en sí mismos constituyen los eventos de estudio”. Se consideran las bibliografías referentes al tema útiles para la consecución de los objetivos planteados en este proyecto de investigación.

Otro instrumento a usar será la observación directa, a través de la cual se buscará recabar la información necesaria, mediante la percepción y la visualización de los hechos, se requiere obtener un análisis de forma directa reflejado por el individuo. Para Fidias (2004) la observación “consiste en el uso sistemático de nuestros sentidos orientados a la capacidad de la realidad que se requiere estudiar”. En tal sentido podemos afirmar que la percepción del investigador es un elemento que recoge todos aquellos aspectos que pueden estar difusos dentro de la investigación.

## **Procedimiento Metodológico**

- **Etapa I: Recopilación de la información.**

En esta etapa se recopila la información que sustenta teóricamente la investigación, así como de los antecedentes relacionados con el tema en estudio. Así mismo se ubican los datos de operación, funcionamiento y mantenimiento de los equipos involucrados para su análisis. Se consultaron textos, manuales, normas, catálogos, documentos técnicos, páginas de Internet, entre otros.

- **Etapa II: Descripción del proceso de acondicionamiento del gas combustible e instrumentos.**

En esta etapa, se verifica y levanta mediante diagramas de flujo de proceso los diferentes componentes del sistema de gas combustible e instrumentos de Planta Curiche a las condiciones actuales de operación. Con esta información se valida el diagrama de flujo de procesos del sistema de gas combustible y las condiciones actuales o reales de operación con el simulador HYSYS.

- **Etapa III: Diagnóstico del sistema de gas combustible e instrumentos**

Una vez levantada la información de la red hidráulica y de proceso para el acondicionamiento del gas combustible e instrumentos, a las condiciones de operación actual, se realiza la evaluación del sistema de gas combustible, analizando el proceso de acondicionamiento del mismo, la capacidad del sistema y los efectos técnicos y ambientales de tener un sistema de gas instrumentos, con ello se obtendrá un diagnóstico del sistema, determinando así las causas de los problemas operacionales mencionados.

- **Etapa IV: Propuestas de ingeniería para mejora del sistema**

Una vez identificadas las causas de los problemas operacionales, se procede a elaborar propuestas de ingeniería y propuestas técnicas de mejora del sistema, tomando en cuenta aspectos de diseño, las operaciones y el medio ambiente.

- **Etapa V: Análisis Costo Beneficio**

Se realiza el análisis costo beneficio de las propuestas de ingeniería realizadas, resaltando el beneficio financiero y ambiental que pudiera tener el implementar lo sugerido en esta Tesis.

## CAPITULO I

### MARCO TEORICO

#### 1.1 Antecedentes

Luego de haber realizado una revisión bibliográfica y documental se puede citar o hacer referencia de ciertos antecedentes correspondientes a otras investigaciones desarrolladas, que servirán como referencias para el desarrollo de este proyecto:

En su libro **Diccionario del Gas** (Martinez Marcias) define al gas combustible como aquel gas natural capaz de quemarse con la debida presencia de aire, asimismo define al gas combustible seco como aquel gas natural que no contiene componentes pesados (C3+) y se encuentra deshidratado cumpliendo las debidas especificaciones.

En los libros **Standard Handbook Petroleum Natural Gas Engineering Volume 1 y 2** (William Lyons, 1996) se definen las características principales del gas natural, sus propiedades físico-químicas, asimismo el comportamiento de los gases ideales y gases reales, principios y fundamentos que se deben estudiar para realizar el presente estudio.

Fernando Cedeño (Cedeño, Octubre 2009), en su Tesis “**Evaluación del sistema de acondicionamiento del gas combustible de la Planta Compresora de Alta Presión (PIGAP I)**”, de PDVSA, propone la evaluación de un sistema de gas combustible y plantea las mejoras para que el proceso que garantice las especificaciones requeridas por el fabricante de los turbocompresores de la Planta, en función a las condiciones del gas de alimentación.

Dayana Ramírez (Ramirez, Marzo 2010), en su Tesis “**Evaluación del Sistema de gas combustible para el suministro de gas a las turbo-bombas de Planta RESOR del Complejo Jusepín-PDVSA, en Monagas**”, realiza la evaluación del sistema de gas combustible, analizando las fallas operacionales que el sistema presenta y que afectan al acondicionamiento del gas combustible que utilizan las turbinas, causando menos capacidad de inyección a los pozos productores de petróleo y por ende se ve afectada la recuperación secundaria de los yacimientos petrolíferos.

Leonel Boutto (Marzo 2010), en su Tesis “**Diseño de un depurador de gas – líquido para la estación de flujo Orocual 1. PDVSA Distrito Norte. Estado Monagas**”, plantea una propuesta del diseño del cuerpo de un depurador. Tal equipo se diseñó para que cumpla con las condiciones de operación y se realizó con la ayuda de principios técnicos encontrados en los Manuales de Diseño de Procesos para tambores separadores y en los Manuales de Ingeniería de Diseño para recipientes a presión, entre otros.

En la **Ingeniería Cuarta Fase de Planta Curiche** (Pluspetrol, 2013), se menciona que se tiene planificada para la gestión 2015 la implementación de dos nuevos compresores de gas, marca Ajax DPC 2804 LE.

En el libro **Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones** (Martinez, 1994), se explica las características de las plantas de procesamiento de gas natural, asimismo los lineamientos del diseño de equipos de proceso de plantas de tratamiento de gas natural.

## 1.2 Fundamentos teóricos de gas combustible e instrumentos

Se ha consultado bibliografía sobre los sistemas de gas combustible, de igual manera sobre los sistemas de gas o aire de instrumentos, consultando libros y manuales donde se ha obtenido los lineamientos más importantes mencionados a continuación.

En el **Engineering Data Book** de la **Gas Processors Suppliers Association** (GPSA, 2004), se indica que los sistemas de combustible deben mantenerse libres de contaminantes sólidos que pudieran obstruir las boquillas de instrumentación y de combustible. Además, la temperatura del gas combustible debe mantenerse por encima del punto de rocío de hidrocarburos para evitar bolsones de líquidos en los usuarios de combustible. Si el combustible se suministra desde un sistema de presión superior por la presión decepción, la corriente a menudo necesita algún tipo de procesamiento para evitar la condensación.<sup>3</sup>

Los sistemas de aire de instrumentos son fundamentales para el buen funcionamiento de las instalaciones de procesamiento de gas, ya que todos los instrumentos y controles dependen de aire de instrumentos presurizado seco para la operación.

---

<sup>3</sup> GPSA-Engineering Data Book. Section 18: Utilities

Los sistemas se diseñan generalmente para proporcionar una presión de aire de 100 psig para los usuarios. Aunque la mayoría de los componentes de instrumentación no requieren esta alta presión, a menudo grandes válvulas con requisitos de cierres rápidos necesitan esta presión para funcionar correctamente.

Los compresores de tornillo (tanto de aceite inundado y sin aceite) son el estilo más utilizado de los compresores en este servicio

El secado del aire de instrumentos es crítico para evitar el ensuciamiento y la posible congelación en el sistema y los instrumentos de aire. Una especificación de punto de rocío de -40 °F es común, pero las especificaciones varían de acuerdo a las condiciones climáticas del lugar. El secado se realiza normalmente con alúmina activada o tamiz fijo secadores de lecho moleculares similar a los deshidratadores de gas natural. El aire de instrumentos húmedo se puede secar mediante el uso de refrigeración para enfriar el aire y condensar el agua. El aire se recalienta entonces a las condiciones ambientales de usuario.<sup>4</sup>

Un tanque de almacenamiento de aire de instrumentos (para este estudio sería gas de instrumentos) debe tener la capacidad suficiente para mantener el flujo durante unos cinco (5) minutos. Los sistemas de aire de instrumentos son normalmente diseñados para presiones de hasta 125 psig y deben ser protegidos por válvulas de alivio. El aire de instrumentos debe estar libre de toda contaminación, tales como aceite, agua y gases peligrosos o corrosivos. Después de ser comprimido, el aire de instrumentos debe ser enfriado para eliminar la mayor parte del agua contenida. Un filtro posterior puede ser necesario para eliminar el arrastre de partículas de los deshidratadores.<sup>5</sup>

Se toma como referencia el **Manual de Aire Comprimido de Atlas Copco 7ma edición** (Copco, 2010) y el **Manual del Aire Comprimido de Central Air** (Air, 2010), elaborados por instituciones especialistas en el área de ingeniería de sistemas de aire comprimido para plantas procesadoras de gas natural.

---

<sup>4</sup> GPSA-Engineering Data Book. Section 18: Utilities

<sup>5</sup> GPSA-Engineering Data Book. Section 4: Instrumentation

### 1.3 Sistema de gas combustible e instrumentos de Planta Curiche

El sistema gas combustible de Planta Curiche se diseñó para cubrir los requerimientos de consumo de los equipos de planta como ser compresores de gas y generadores de energía, asimismo este sistema provee de gas de instrumentos de las válvulas de control.

El proceso que se tiene en Planta Curiche es separación en una fase primaria y compresión de gases de media presión, el gas combustible que se utiliza es tomado de dos puntos, utilizándose sólo uno a la vez, dejando el otro en reserva. El primer punto de toma proviene de la tubería de gas de 8 pulgadas de diámetro de la salida del separador de producción V-101, a través de una tubería de 2 pulgadas, direccionando el gas al cuadro de regulación de gas combustible, aquí, este gas experimenta una caída de presión de 1100 psig hasta 120 psig, mediante una válvula reguladora de presión. El segundo punto de toma proviene de la tubería de gas de 6 pulgadas de la salida del separador de producción V-401, a través también de una tubería de 2 pulgadas, direccionando el gas hasta el cuadro de regulación de combustible, donde se empalma al mismo, y es bloqueado de la otra toma por medio de una válvula esfera. Actualmente se utiliza la segunda toma, la cual tiene una presión de 600 psig, y la misma es regulada hasta 120 psig.

En este cambio de presión, ocurre la formación de condensados, producto de la disminución de temperatura en el gas, como consecuencia de la expansión sufrida por este. Los líquidos contenidos en el gas originados en el proceso de expansión, se extraen en el depurador V-920, donde ocurre la separación en la fase líquida y gaseosa, posteriormente el gas es filtrado por un filtro coalescedor y distribuido para el consumo de los compresores, generadores e instrumentos de planta.

El condensado separado en el depurador-tanque pulmón V-920, aproximadamente 1.0 BPD en promedio, debería ser direccionado hasta el tanque flash de condensado V-501, donde luego de la separación y flasheo, el condensado debería ser enviado hasta los tanques de almacenamiento de condensado TK-701 A/B, sin embargo, debido a la carencia que existe en el depurador de una válvula de control, el mismo es drenado manualmente y el condensado recuperado es depositado en la cámara slop de la Pileta API.

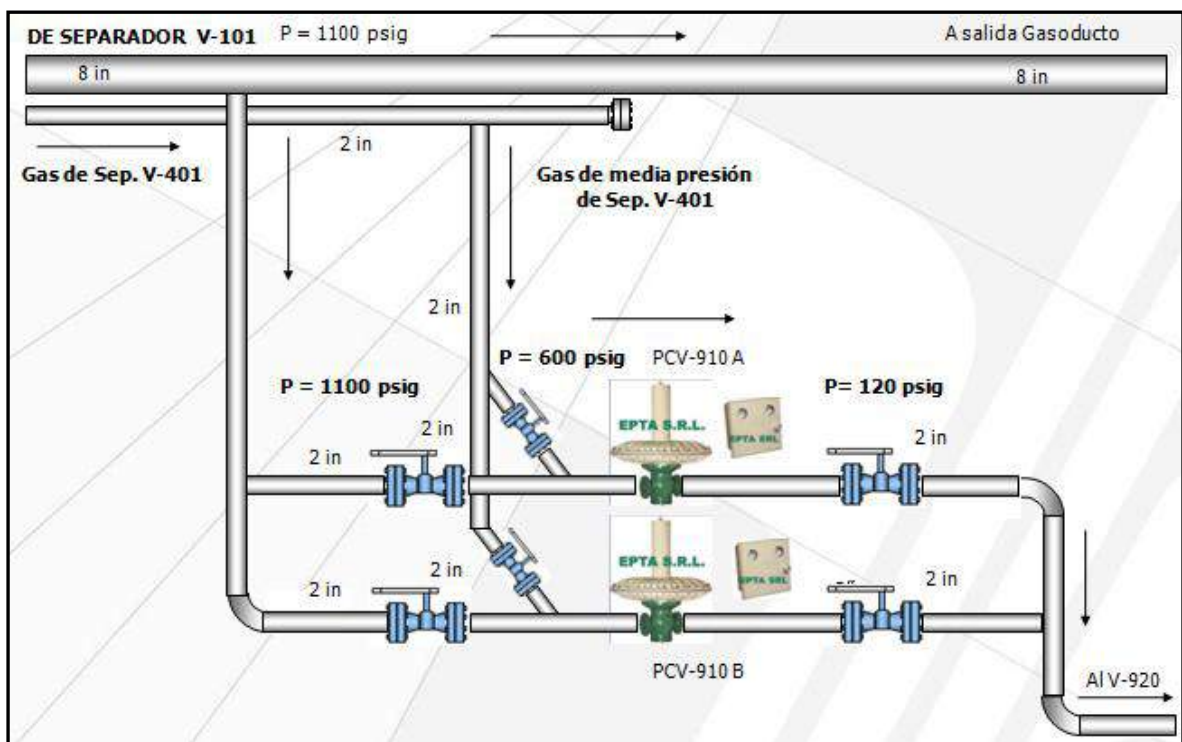


### 1.3.1 Cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos

El cuadro de regulación de gas combustible está compuesto por dos tramos de regulación, cada uno cuenta con válvulas de control y regulación de presión, las tomas de gas combustible provienen de dos fuentes, la primera de la línea de gas de salida del Separador V-101 (1100 psig), y la segunda de la línea de gas de salida del Separador V-401 (600 psig), actualmente se utiliza la toma proveniente del Separador V-401, dejando en reserva la otra toma, este gas es regulado a una presión de 120 psig, donde se tiene la formación de condensados por la alta diferencial de presión y dichos condensados son separados en el depurador/tanque pulmón de gas V-920.

En la figura 1.1 se puede observar mejor el cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos.

**Figura 1.1: Cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos**



Fuente: Elaboración propia

### 1.3.2 Depurador ó tanque pulmón de gas combustible e instrumentos

De acuerdo a la **Norma API 12J** (API, 2008) un separador es un recipiente utilizado para separar el líquido (petróleo, agua u otro fluido) del gas. El separador puede ser o bien de dos fases o de tres fases. Separadores de dos fases quitan el total de líquido del gas, mientras que los separadores trifásicos también eliminar el agua libre del líquido de hidrocarburos. Asimismo la norma define a un depurador como un tipo de separador que se ha diseñado para manejar corrientes altas de flujo de gas con relación a las raciones de líquidos. Estos se utilizan comúnmente en conjunción con los deshidratadores, plantas de extracción, instrumentos, o compresores para protección contra líquidos arrastrados.

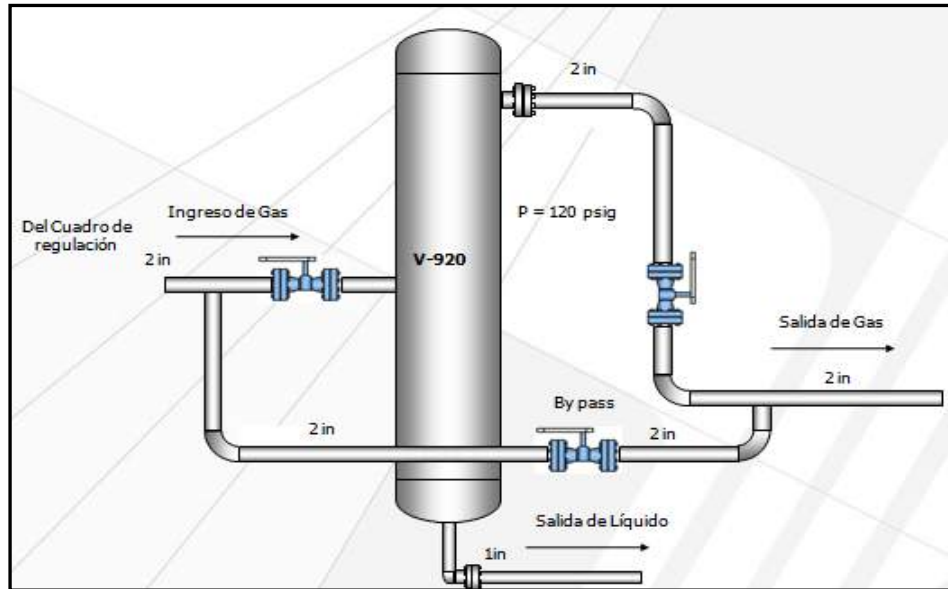
Al igual que los separadores, los depuradores son equipos presurizados (recipientes a presión), estos últimos son diseñados bajo condiciones específicas que permitan la separación de dos fases. La función básica de un depurador es remover las pequeñas cantidades de hidrocarburos condensados que son arrastradas por una mezcla que es predominantemente gaseosa a la salida de los separadores crudo-gas. Estos dispositivos entran dentro de la descripción de separadores, por lo que a partir de ahora en este trabajo se usará el término separador como sinónimo de depurador.

Un depurador de gas puede ser similar a un separador de crudo y gas. Es común que se usen para mantener fluidos que contienen menos líquidos que aquellos producidos de pozos petrolíferos y gasíferos, es decir, no poseen capacidad para hacer una separación gas-líquido cuando los volúmenes de líquido pueden ser apreciables, ni tampoco tamaño suficiente para que el asentamiento por fuerza gravitacional sea óptimo.

Los depuradores de gas normalmente se usan en líneas de recolección, venta y distribución donde no se requiere el manejo de mezclas de líquidos o de líquidos seguidos de gases como en el caso del separador de crudo y gas. La función básica de un depurador es remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa. Su diseño se fundamenta en la primera sección de separación, donde predominan elementos de impacto para remover partículas líquidas.

El depurador de gas combustible V-920 e instrumentos del sistema de Planta Curiche fue diseñado a 285 psig y 125 °F, con una capacidad de manejo de flujo de 480 Mscfd.

**Figura 1.2: Depurador/tanque pulmón de gas combustible e instrumentos**

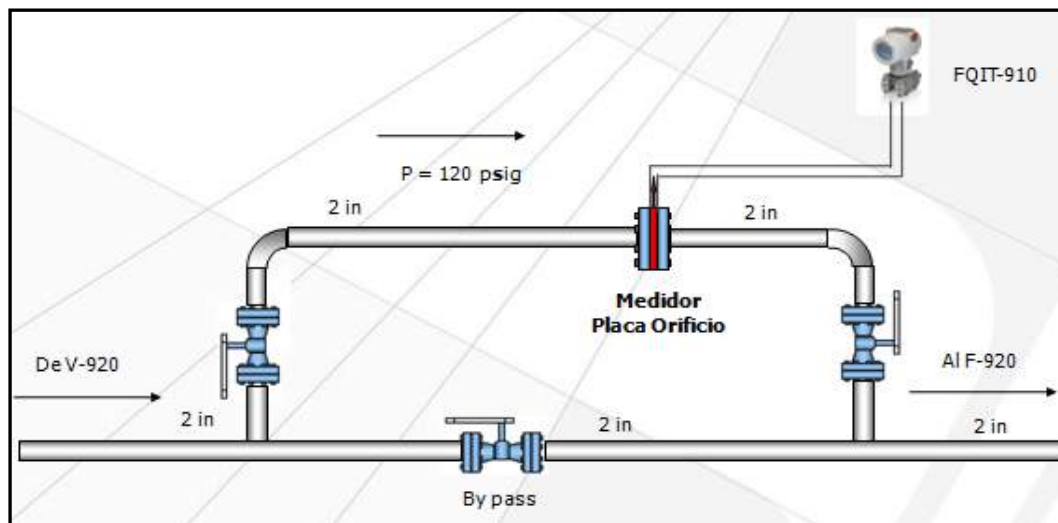


Fuente: Elaboración propia

### 1.3.3 Medición de Gas Combustible

A la salida del depurador ó tanque pulmón se tiene el medidor Daniel que realiza la medición del gas consumido, el mismo cuenta con una placa orificio, actualmente es de 0,75 in. El consumo promedio es de 220 Mscfd con los dos compresores Ajax en funcionamiento, al 60 % de su capacidad.

**Figura 1.3: Depurador ó tanque pulmón de gas combustible e instrumentos**



Fuente: Elaboración propia

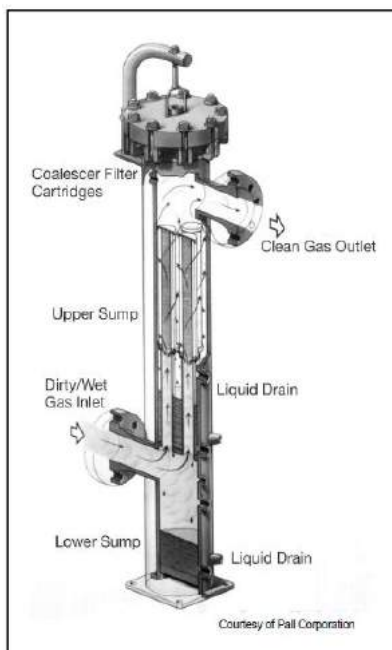
### 1.3.4 Filtro coalescedor

La filtración, en el sentido más estricto, sólo se aplica a la separación de partículas sólidas de un fluido por el paso a través de un medio poroso. Sin embargo, en la industria de procesamiento de gas, filtración comúnmente se refiere a la eliminación de sólidos y líquidos de una corriente gaseosa.<sup>6</sup>

El filtro de presión más comúnmente utilizado en la industria de procesamiento de gas es un filtro de cartucho. Los filtros de cartucho se construyen de cualquiera de un medio de filtro auto portante o un medio de filtro unido a un núcleo de soporte. Dependiendo de la aplicación, un número de elementos de filtro están montados en un recipiente de filtro.

El flujo es normalmente desde el exterior, a través del elemento de filtro, y hacia fuera a través de una descarga común. Cuando poros en el medio de filtro se bloquean, o como se desarrolla la torta de filtro, la presión diferencial mayor a través de los elementos indicará que los elementos de filtro mucho limpiarse o sustituirse.

**Figura 1.4: Filtro coalescedor**



Fuente: Extraído del Data Book Engineering de la GPSA

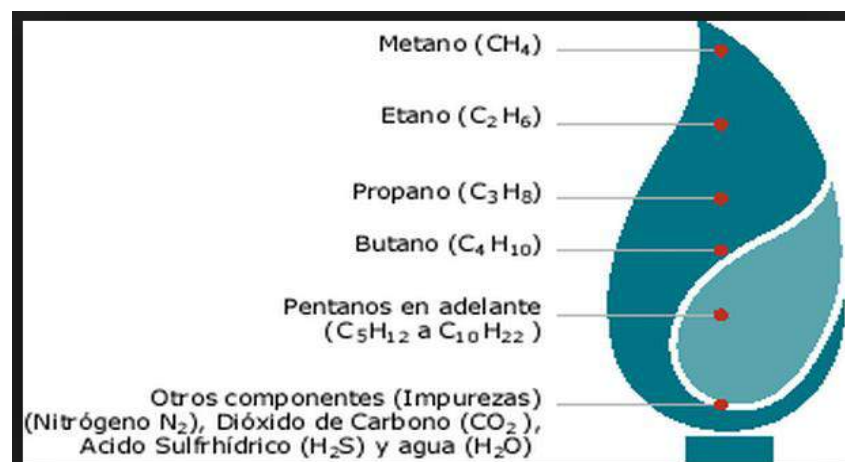
<sup>6</sup> GPSA: SECTION 7 Separation Equipment PARTICULATE REMOVAL — FILTRATION Pag. 7-17

## 1.4 Bases teóricas

### 1.4.1 Gas Natural

El gas natural extraído de los yacimientos, es un producto incoloro e inodoro, no tóxico y más ligero que el aire. Procede de la descomposición de los sedimentos de materia orgánica atrapada entre estratos rocosos y es una mezcla de hidrocarburos ligeros en la que el metano ( $\text{CH}_4$ ) se encuentra en grandes proporciones, acompañado de otros hidrocarburos y gases cuya concentración depende de la localización del yacimiento (figura 1.5). El gas natural es una fuente de energía eficaz, rentable y limpia, y por sus precios competitivos y su eficiencia como combustible, permite alcanzar considerables economías a sus utilizadores.

**Figura 1.5: Composición del gas natural**



Fuente: Petróleo y Gas Natural Monografías

### 1.4.2 Propiedades y Comportamiento del Gas Natural

Un gas, es definido como un fluido homogéneo, generalmente de baja densidad y viscosidad, sin volumen definido y ocupa cualquier espacio en el cual se coloca. Los gases que se ajustan a esta definición se denominan gases perfectos o ideales. La definición anterior del gas, se cumple generalmente en condiciones de baja presión y temperatura, pero gradualmente el gas se aparta de esta definición, y el comportamiento teórico se aleja del observado, a medida que aumenta la presión y/o la temperatura.

### 1.4.3 Propiedades Físicas del Gas Natural

Durante la recolección, transporte, procesamiento, almacenamiento y distribución del gas natural, pueden existir condiciones de presión, volumen y temperatura muy variables. Es indispensable el conocimiento estas propiedades físicas tanto para el diseño de los equipos o sistemas, como para su procesamiento y distribución.

Dado que el gas natural es una mezcla de hidrocarburos, la cual varía en cantidades relativas, las propiedades físicas de una mezcla dependerán de las propiedades individuales de sus componentes y su grado de contribución a la mezcla. Entre las propiedades se encuentran:

- **Peso molecular del gas,  $PM$**

El gas natural por ser una mezcla de hidrocarburos debe sus propiedades a los componentes puros que lo forman, ya que una mezcla no se puede representar con una fórmula sencilla, su comportamiento puede estudiarse considerando el denominado peso molecular aparente. Es por ello que esta se obtiene sumando la fracción molar de cada  $i$ -ésimo ( $Y_i$ ) componente por su respectivo peso molecular ( $PM_i$ ), es decir:

$$PM = \sum_{i=1}^n Y_i \times PM_i$$

(Ec. 1.1)

- **Gravedad específica,  $\gamma_g$**

La gravedad específica de un componente del gas se define como la razón de la densidad de una sustancia a la densidad del aire, ambas medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_a} = \frac{PM_g}{PM_a}$$

(Ec. 1.2)

Donde:

$PM_g$ : Peso molecular del gas, lb/lbmol.

$PM_a$ : Peso molecular del aire (28,96 lb/lbmol).

Si se conoce la gravedad específica de los componentes  $\gamma_i$ , y la fracción molar de los mismos ( $Y_i$ ), la gravedad específica de la muestra puede calcularse por:

$$\gamma_g = \sum_{i=1}^n Y_i \times \gamma_i$$

(Ec. 1.3)

- **Densidad del gas,  $\rho_g$**

Se define la densidad, como la relación entre la masa de una sustancia por unidad de volumen. En el caso de un gas se rige por la ecuación:

$$\rho_g = \frac{P \times PM_g}{Z \times R \times T}$$

(Ec. 1.4)

Donde:

$\rho_g$ : Densidad, lb/ft<sup>3</sup>.

$PM_g$ : Peso Molecular del gas, lb/lbmol.

$P$ : Presión, psia.

$T$ : Temperatura, °R.

$R$ : 10,73 psia\*ft<sup>3</sup>/lbmol\*°R.

$Z$ : Factor de compresibilidad del gas, adimensional.

- **Volumen específico,  $v_g$**

Se define como el volumen ocupado por una sustancia por unidad de peso, y para el caso de un gas real se expresa como:

$$v_g = 0,3704 \times \frac{Z \times T}{P \times \gamma_g}$$

(Ec. 1.5)

Donde:

$v_g$  : Volumen específico, ft<sup>3</sup>/lb.

$PM$ : Peso Molecular, lb/lbmol.

$P$  : Presión absoluta, psia.

$T$ : Temperatura absoluta, °R.

$Z$ : Factor de compresibilidad del gas, adimensional.

- **Factor de compresibilidad, Z**

Es un parámetro con el cual se corrige el comportamiento de los gases ideales para ajustarlos a las condiciones reales o actuales, expresando la manera como realmente se comportan los fluidos compresibles. El valor de Z establece una diferencia fundamental entre el comportamiento de los fluidos en estado líquido y el de los fluidos gaseosos.

La ecuación a usar será la de los gases ideales pero con el factor Z como corrección:

$$P \times V = Z \times n \times R \times T$$

(Ec. 1.6)

Se ha determinado que el valor de Z para diferentes gases con base en el teorema de los estados correspondientes, el cual dice que a las mismas condiciones de presión y temperaturas pseudo-reducidas, todos los gases tienen el mismo factor de compresibilidad. La presión y temperatura pseudo-reducidas están definidas como:

$$Prs = \frac{P}{Psc}$$

$$Trs = \frac{T}{Tsc}$$

Donde:

$Prs$  y  $Trs$  : Presión y Temperatura pseudo-reducidas, adimensional.

$P$  y  $T$ : Presión y Temperatura absoluta de operación, psia.

$Psc$  y  $Tsc$ : Presión y Temperatura pseudo-críticas, psia.

Standing y Katz desarrollaron una correlación gráfica, la cual se puede utilizar para determinar el factor de compresibilidad del gas natural a partir de la presión y temperatura pseudo-reducidas.

Además de este existen otros métodos para calcular el valor de Z, tales como, Beggs and Brill (BB), Peng Robinson (PR), Soave-Redlich-Kwong (SKR), entre otros. El método que se empleará en esta tesis para el cálculo del factor de compresibilidad del gas será el de Beggs and Brill.

- **Viscosidad del gas,  $\mu_g$**

Es la relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de este, que se aplica a una porción de fluido para que adquiera movimiento.



#### 1.4.4 Factor de formación y expansión del Gas Natural

En ingeniería de yacimientos de gas, el principal uso de la ecuación real de estado es relacionar el volumen de volúmenes de embalse de hidrocarburos. Esto se logra mediante el uso del factor de formación de gas  $B_g$  o el factor de expansión de gas  $E$ . El factor de volumen de formación de gas es el volumen ocupado en el depósito por un pie cúbico estándar de gas o de la relación entre el volumen de gas en el depósito a su volumen en condiciones normales.<sup>7</sup>

Para condiciones estándar se asume 14.73 psia y 60 °F, asimismo el factor Z sería 1.

$$B_g = 0.0283 * \frac{Z * T}{P}$$

(Ec. 1.7)

Aunque  $B_g$ , generalmente se expresa en unidades de pies cúbicos de yacimiento por pie cúbico estándar, a veces es útil para expresarla en barriles por pie cúbico estándar. El factor de expansión de gas es simplemente el recíproco del factor de volumen de formación de gas.

$$E = \frac{1}{B_g}$$

(Ec. 1.8)

#### 1.4.5 Contenido de agua en el Gas Natural

El gas natural está frecuentemente saturado en agua en el yacimiento, cuando éste sale del reservorio y fluye hacia los cabezales de los pozos, que tienen temperaturas más bajas, tenderá a producir un condensado de agua. La pérdida de presión también afecta el contenido del agua, pero este efecto es menor que el asociado al cambio de temperatura.

Los efectos del agua en el gas natural requieren de dos cálculos principalmente, el primero es cuantificar el contenido del agua en el gas y el segundo son las predicciones para las condiciones a las cuales habrá formación de hidratos.

El contenido de agua en el gas depende de las condiciones de presión y temperatura y de la composición del gas. El efecto de la composición se incrementa con la presión y esta es particularmente importante si el gas contiene dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno.

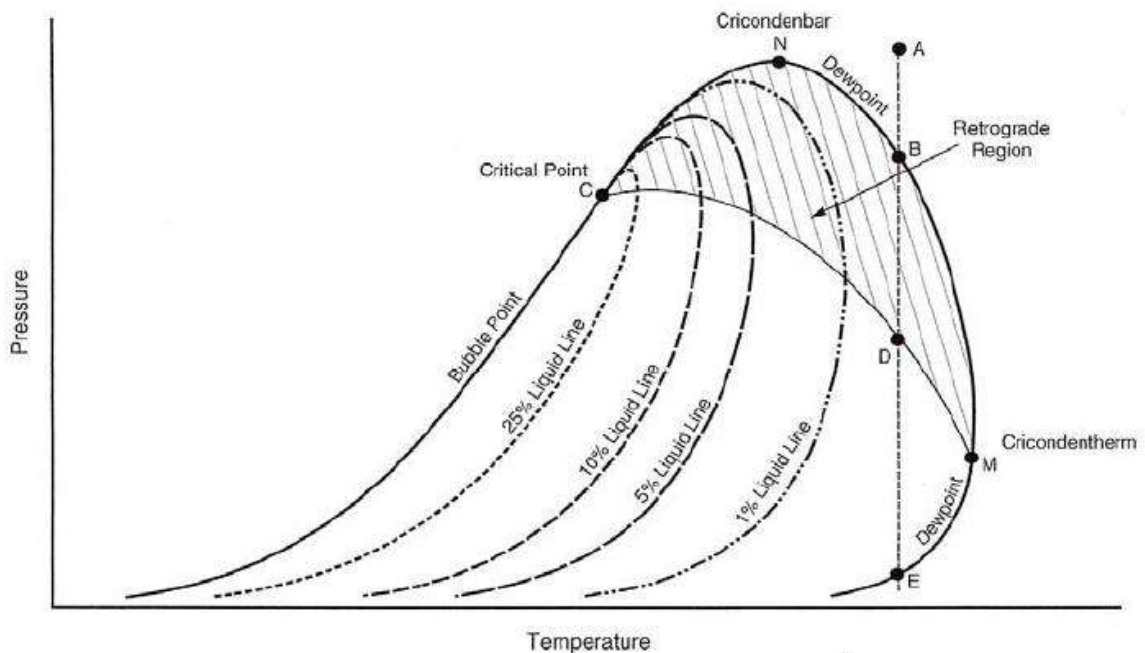
<sup>7</sup> Ikoku-Chi. Natural-Gas Production Engineering; Boyun Guo Petroleum-production-engineering

### 1.4.6 Diagrama de Fases

Generalmente, cuando se hace referencia al gas natural se habla de una mezcla de hidrocarburos que a condiciones ambiente se encuentra en estado gaseoso. Sin embargo la posibilidad de que el llamado gas natural esté realmente en estado gaseoso depende de su composición, de la presión y de la temperatura a las cuales está sometido. Es decir, cualquier gas se puede licuar o ser mantenido en forma gaseosa mediante la correcta utilización de la presión y la temperatura.

A través de ecuaciones específicas se puede describir el comportamiento de fases de un hidrocarburo, es decir, se puede estimar qué fases coexisten bajo condiciones conocidas de presión y temperatura. La representación gráfica de esta información es lo que se conoce como envolvente de fases de un hidrocarburo, que dependerá exclusivamente de la composición de hidrocarburo en cuestión (véase figura 1.6).

**Figura 1.6: Diagrama de Fases del Gas Natural**



Fuente: Ingeniería del Gas y Procesos ICONSA

Existen varios términos utilizados para definir la ubicación de varios puntos en la envolvente de fases, los cuales se explican a continuación:

**Cricondenbárico:** Es el punto de máxima presión en el que el líquido y el vapor pueden existir (punto N).

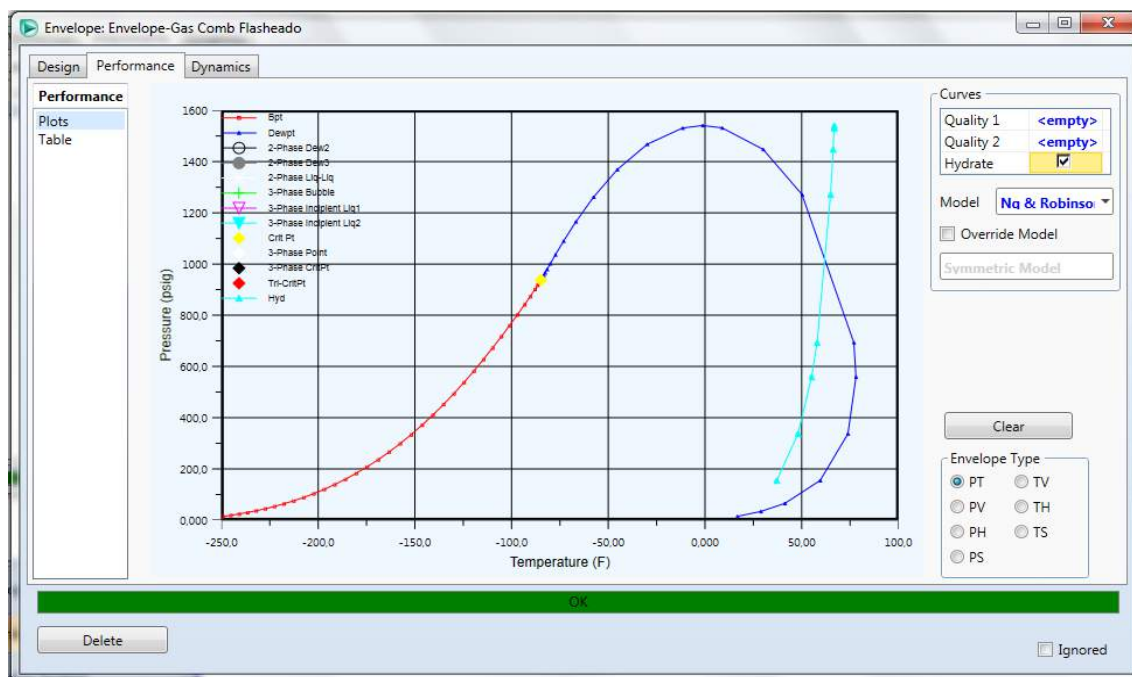
**Cricondertérmico:** Es el punto de máxima temperatura a la cual el líquido y el vapor pueden coexistir en equilibrio (punto M).

**Región Retrograda:** Dentro de esta área de la envolvente ocurre condensación de líquido al disminuir la presión o al incrementar la temperatura (opuesto al comportamiento normal conocido).

**Líneas de Calidad:** Estas, muestran porcentajes constantes de calidad (% de la fase de vapor presente en la mezcla de fases líquido – vapor), se interceptan en el punto crítico C y son esencialmente paralelas a las curvas de **Punto de Ebullición** (Bubble Point) y **Punto de Rocío** (Dew Point). La curva de punto de ebullición representa el 0% de vapor y la curva de punto de rocío es el 100% de vapor.

En la figura 1.7, se puede observar los diagramas de fase del gas que se utiliza en el sistema de gas combustible e instrumentos.

**Figura 1.7: Diagrama de Fases Gas Combustible**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

### 1.4.7 Cromatografía de Gases

Es una técnica en la que la muestra se volatiliza y se inyecta en la cabeza de una columna. La cromatografía de gases permite determinar cuantitativa y cualitativamente los componentes de la muestra. Tanto del gas que se extrae de los yacimientos como del monitoreo de este en los diferentes procesos a los cuales es sometido el gas. Se debe hacer la respectiva cromatografía a los efectos de verificar si se están cumpliendo con los parámetros de calidad del gas para sus diferentes usos.

Existen dos tipos de cromatografía de gases: la Cromatografía de Gas-Sólido (GSC) y la Cromatografía de Gas-Líquido (GSL). En la figura 1.8 se puede ver el resultado de un análisis Cromatográfico.

**Figura 1.8: Composición del gas combustible y de instrumentos de Planta Curiche**

Componente	Fracción Molar
N2	0,0159
CO2	0,0001
H2O	0,0013
C1	0,9065
C2	0,0400
C3	0,0189
iC4	0,0036
nC4	0,0063
iC5	0,0028
nC5	0,0015
C6	0,0017
C7	0,0008
C8	0,0005
C9	0,0001
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>

Fuente: Pluspetrol. Planta Curiche.

## 1.5 Hidratos de gas

Los hidratos de gas natural son sólidos compuestos de moléculas de gas y de agua, se forman cuando los componentes están bajo condiciones de baja temperatura y alta presión.

Los cristales forman en su interior cavidades poliédricas de agua en las que quedan atrapadas pequeñas moléculas de gas. Son sustancias sólidas que se asemejan al hielo, sin embargo se pueden formar a temperaturas sobre el punto de congelación del agua.

La formación de hidratos en el gas natural se presentará si existe agua libre y esta se enfría por debajo de la temperatura llamada “de formación de hidratos”. Los hidratos de gas natural son recursos potenciales de combustible debido a que en la mayoría de ellos predomina el metano. Por otro lado, los hidratos pueden producir pérdidas económicas y riesgos potenciales pues producen taponamiento de las líneas y de las facilidades.

### 1.5.1 Formación y estructura del hidrato

Las condiciones que contribuyen a la formación de los hidratos de gas son altas presiones y bajas temperaturas, la presencia de agua libre en la corriente gaseosa, hidrocarburos livianos y gases capaces de formar hidratos. Otros factores no menos importantes son las altas velocidades del gas y la agitación ya que permite un incremento del área interfacial entre el gas y el agua.

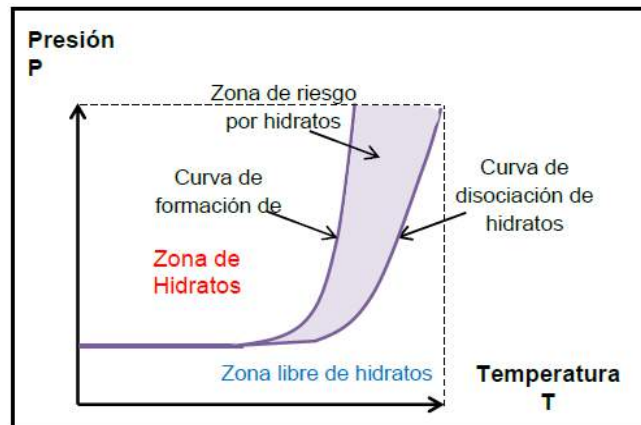
Los hidratos son una estructura cristalina compuesta por enlaces tipo puentes de hidrógeno creados a partir de moléculas de agua generando cavidades capaces de alojar moléculas de gas. Además de considerar las moléculas formadoras y los enlaces que gobiernan la formación de los hidratos de gas, sus propiedades termodinámicas juegan un papel importante en el entendimiento de los procesos de formación y disociación de los cristales, lo que permite tener una decisión más acertada del método a seleccionar para el tratamiento de los problemas asociados a la formación de los hidratos de gas.<sup>8</sup>

Para los operadores es vital conocer las condiciones a las cuales se formarán los hidratos de gas. Estas condiciones se perciben en la curva de formación de hidratos (donde existe el riesgo infalible de formación, ver figura 1.9).

---

<sup>8</sup> Sloan E. Dendy. Fundamental principles and applications of natural gas hydrates

**Figura 1.9: Aspectos termodinámicos de los hidratos de gas**

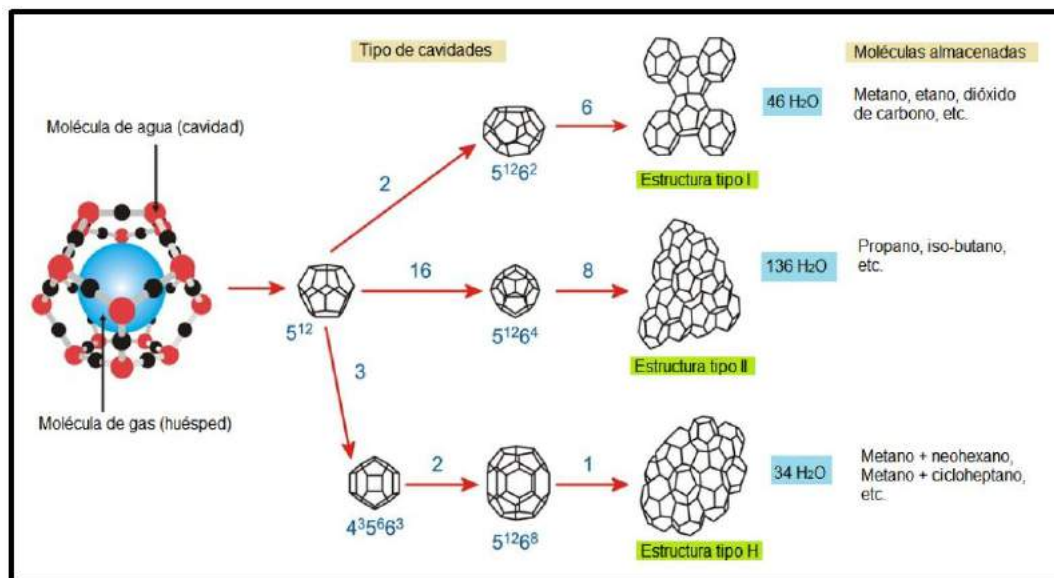


Fuente: Sloan E. D. Fundamental principles and applications of natural gas hydrates

### 1.5.2 Clasificación de los hidratos

Existen tres tipos de hidratos de gas de acuerdo a su estructura: hidratos SI (Estructura tipo I), hidratos SII (Estructura tipo II) y los hidratos SH (Estructura tipo H). Estas estructuras se diferencian en el tamaño y número tanto de sus cavidades como de sus celdas<sup>9</sup>. En la figura 1.10 puede observarse las características de dichas estructuras.

**Figura 1.10: Estructuras cristalinas de hidratos comunes**



Fuente: Sloan E. Fundamental principles and applications of natural gas hydrates

<sup>9</sup> Koh Carolyn A. Towards a fundamental understanding of natural gas hydrates.

### 1.5.3 Estrategias para reducir la formación de hidratos

- **Control de presión:** consiste en diseñar y operar el sistema de tal forma que la presión de este sea suficientemente baja como para mantener los líquidos fuera de la curva de formación de hidratos. Esta es una estrategia poco práctica ya que las presiones que se requieren para transportar los fluidos de producción se encuentran por encima de la presión de formación de hidratos a temperatura ambiente.
- **Control de temperatura:** con el fin de mantener la temperatura de los fluidos de producción fuera de la curva de formación de hidratos a las presiones operativas del sistema se aplica calentamiento activo o aislamiento térmico de la tubería que transporta en este caso el gas natural evitando el enfriamiento de la misma y la formación de hidratos.
- **Remoción de agua:** es un método popular en la exportación de gas que consiste en eliminar el agua presente mediante la separación y la deshidratación en plantas de acondicionamiento de punto de rocío o plantas criogénicas.
- **Inyectar inhibidores químicos:** inyectar inhibidores químicos en el sistema para modificar las condiciones o cinética/morfología de la formación de hidratos.

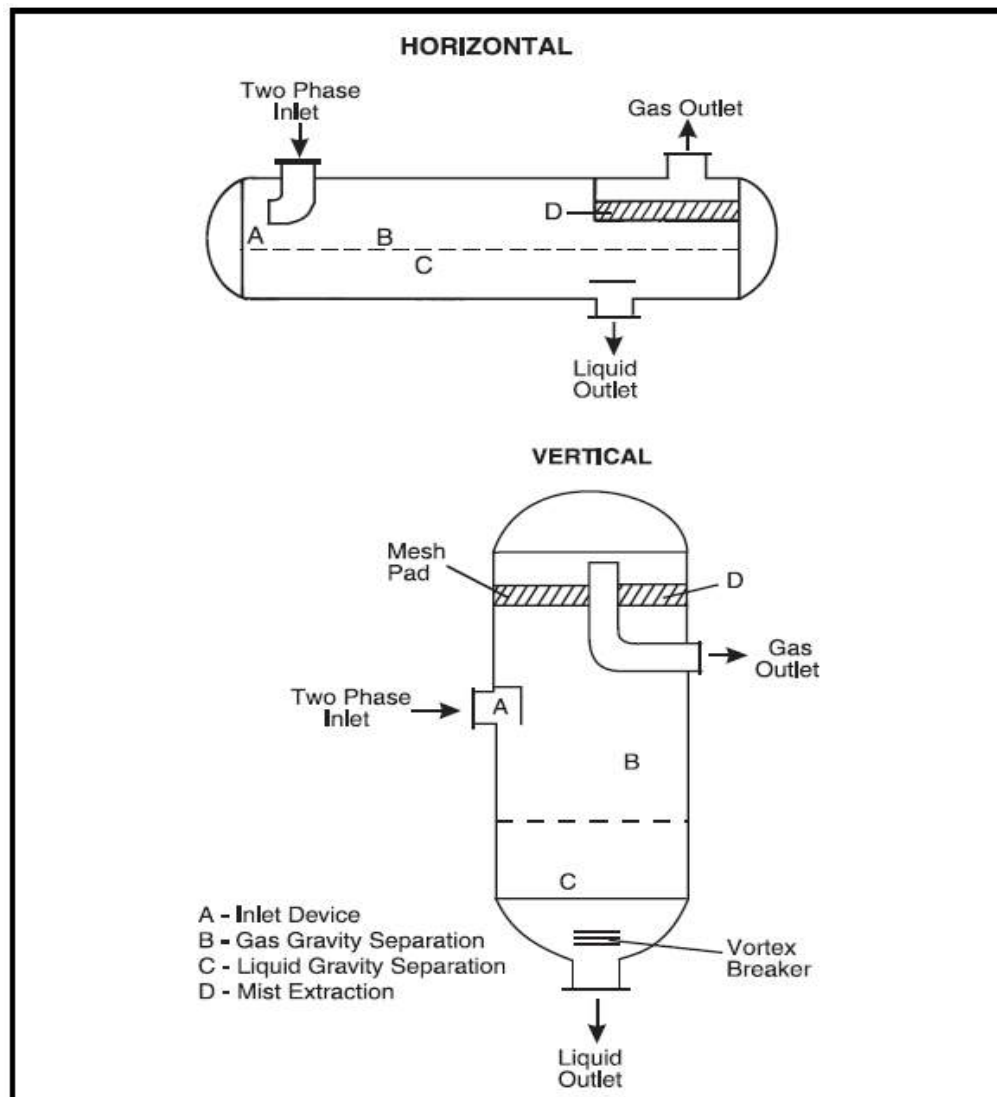
La elección de cuál de estas estrategias puede ser la más adecuada depende de varios factores, principalmente de las características del fluido que pasan por la tubería y de los costos de implementación, además se debe tomar en cuenta los rangos de temperaturas y presiones que se espera alcanzar en el proceso.

Para comprender la naturaleza de la formación de hidrato es fundamental hacer la mejor elección. ¿Dónde y cómo el metano forma hidratos en la tubería? ¿Cómo puede ser fácilmente detectado? ¿Cómo puede ser la mejor manera de suprimir o evitar la formación de hidratos? En la presente investigación se analizará y verificará si se tiene este problema en el cuadro de regulación del sistema de gas combustible e instrumentos, y se plantearán opciones de mejora para evitar la formación de hidratos.

## 1.6 Separadores de gas y petróleo

De acuerdo a la **Norma API 12J** un separador es un recipiente utilizado para separar el líquido (petróleo, agua u otro fluido) del gas. El separador puede ser o bien de dos fases o de tres fases. Separadores de dos fases quitan el total de líquido del gas, mientras que los separadores trifásicos también eliminan el agua libre del líquido de hidrocarburos. Los separadores son fabricados en tres tipos básicos: Cilíndrico horizontal, Cilíndrico vertical y Esféricos. En la figura 1.11 puede observarse la configuración de los separadores horizontales y verticales, que son lo más utilizados en la industria petrolera y gasífera.

**Figura 1.11: Separador trifásico horizontal.**



Fuente: GPSA Engineering Data book



## 1.7 Depuradores de gas

Un depurador de es un tipo de separador que se ha diseñado para manejar corrientes altas de flujo de gas con relación a las raciones de líquidos. Estos se utilizan comúnmente en conjunción con los deshidratadores, plantas de extracción, instrumentos, o compresores para protección contra líquidos arrastrados.

Al igual que los separadores, los depuradores son equipos presurizados (recipientes a presión), estos últimos son diseñados bajo condiciones específicas que permitan la separación de dos fases. La función básica de un depurador es remover las pequeñas cantidades de hidrocarburos condensados que son arrastradas por una mezcla que es predominantemente gaseosa a la salida de los separadores crudo-gas. Estos dispositivos entran dentro de la descripción de separadores, por lo que a partir de ahora en este trabajo se usará el término separador como sinónimo de depurador.

Un depurador de gas puede ser similar a un separador de crudo y gas. Es común que se usen para mantener fluidos que contienen menos líquidos que aquellos producidos de pozos petrolíferos y gasíferos, es decir, no poseen capacidad para hacer una separación gas-líquido cuando los volúmenes de líquido pueden ser apreciables, ni tampoco tamaño suficiente para que el asentamiento por fuerza gravitacional sea óptimo.

Los depuradores de gas tipo seco utilizan extractores de niebla y otros dispositivos interiores similares a los separadores de crudo y gas, dándole preferencia al extractor de niebla tipo coagulación. Por su parte, el depurador de gas tipo mojado pasa la corriente de gas a través de un baño de aceite u otro líquido que lava el polvo del gas: luego se hace pasar éste a través de un extractor de niebla donde todos los líquidos son removidos del gas.

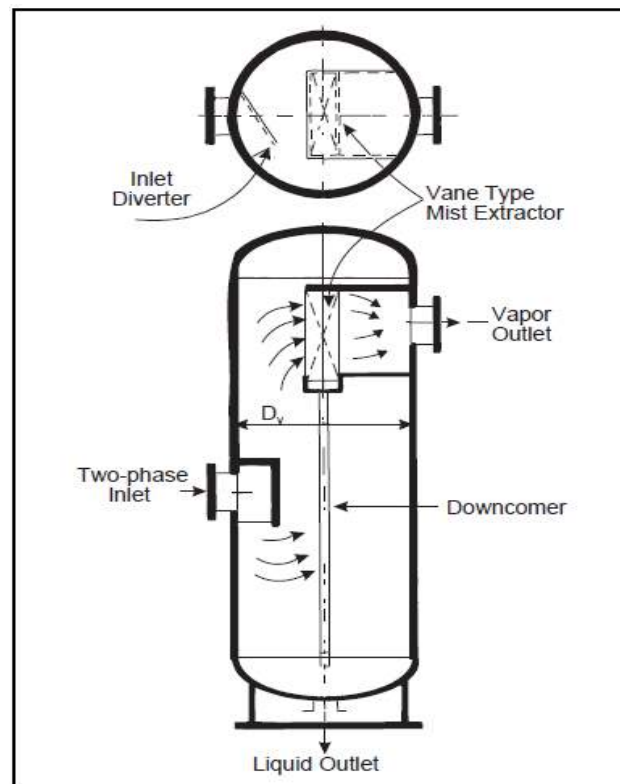
La función básica de un depurador es remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa. Su diseño se fundamenta en la primera sección de separación, donde predominan elementos de impacto para remover partículas líquidas. A continuación se describen los tipos de depuradores de uso común en las plantas de procesos de gas natural.

### 1.7.1 Depuradores convencionales

El funcionamiento de estos depuradores se basa en los principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos, los cuales son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia.

En el proceso de separación para el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, libera el líquido de las burbujas de gas atrapadas. A continuación se explicará de manera más detallada como intervienen los principios de separación en el funcionamiento interno del equipo. Ver figura 1.12.

**Figura 1.12: Depurador de gas convencional**



Fuente: GPSA Engineering Data book

- **Separación primaria o inicial**

El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada, tales como deflectores ó distribuidores.

- **Separación secundaria (por gravedad)**

En esta parte, las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas (luego de haber pasado la separación inicial) son separadas hasta cierto punto. En este caso, la velocidad del gas se reduce apreciablemente, en consecuencia, la corriente de gas se eleva con una velocidad tan reducida que la fuerza de gravedad se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua.

- **Separación por coalescencia**

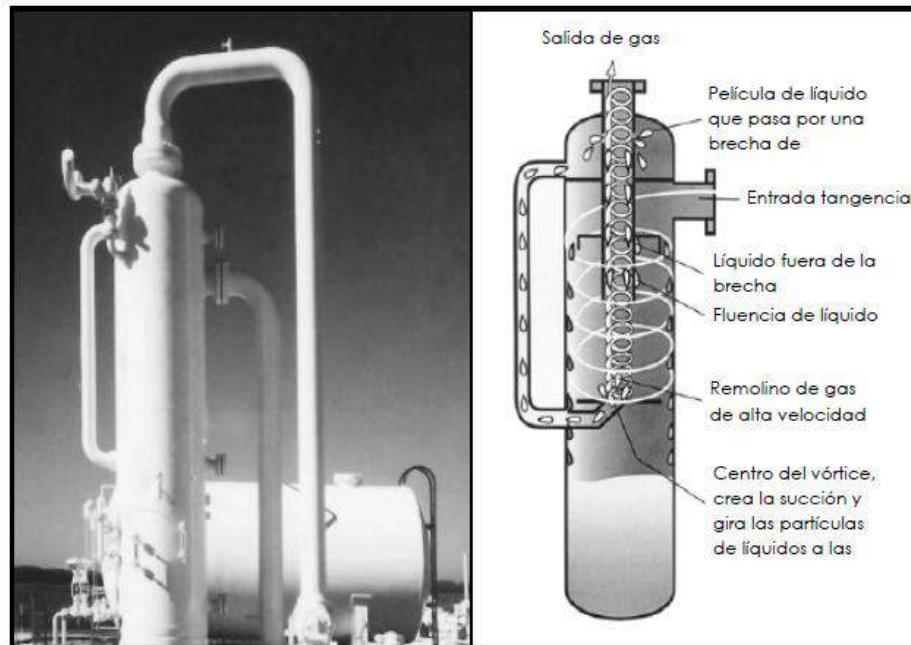
En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana, es por ello que en esta sección se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. Por coalescencia, tales partículas alcanzan un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad. Para lograrlo es necesario tener elementos eliminadores de niebla o mallas para el caso de separadores líquido-vapor.

- **Recolección de las fases líquidas**

Las fases líquidas ya separadas requieren de un volumen de control y emergencia para una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo.

### 1.7.2 Depuradores ciclónicos

La geometría optimizada del equipo (boquilla de entrada de forma tangencial) produce la rotación de la mezcla. La fuerza centrífuga que resulta, mueve las partículas líquidas y sólidas hacia la pared del recipiente, donde forman una película líquida que fluye hacia abajo hasta llegar al fondo del recipiente. El gas sale del recipiente a través del cilindro central. El dispositivo se conecta al inyector del enchufe del gas va a los bafles en el fondo de la parada del mismo elemento permitiendo, de esta manera asegurar, que el gas no llegue a la parte inferior o el líquido llegue a la parte superior, aunque puede ocurrir por problemas de operación del sistema de depuración. En la figura 1.13 se muestra un depurador ciclónico.

**Figura 1.13: Secciones de un depurador vertical ciclónico**

Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

Los depuradores ciclónicos realizan su operación en las siguiente dos fases:

- **Primera fase de separación**

Ocurre mientras el gas entra a través de un inyector tangencial, creando la fuerza centrífuga y forzando las partículas líquidas más pesadas a la pared del recipiente. Los líquidos drenan al compartimento en el fondo del recipiente.

- **Segunda fase de separación**

La separación secundaria ocurre a medida que el gas converge en el centro del separador y entra en el tubo de encuentro de los vórtices. Dentro de este tubo, el gas rota a una velocidad mayor y obliga a los líquidos entrampados remanentes hacia la pared del tubo. Este líquido es arrastrado de forma ascendente hacia la salida de gas. Antes de salir del recipiente, el líquido y un 10% de gas de una corriente secundaria son dirigidos hacia una pequeña trampa en el tubo de encuentro de los vórtices y regresan a la sección de separación primaria. Un área de baja presión en la sección de separación primaria, creada por el gas, provee la fuerza necesaria de presión diferencial.

### 1.7.3 Descripción de los componentes internos de un depurador

Los internos de un separador prestan una gran variedad de funciones, todas con el objetivo de mejorar la separación de las fases y/o garantizar una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo. Entre tales funciones están:

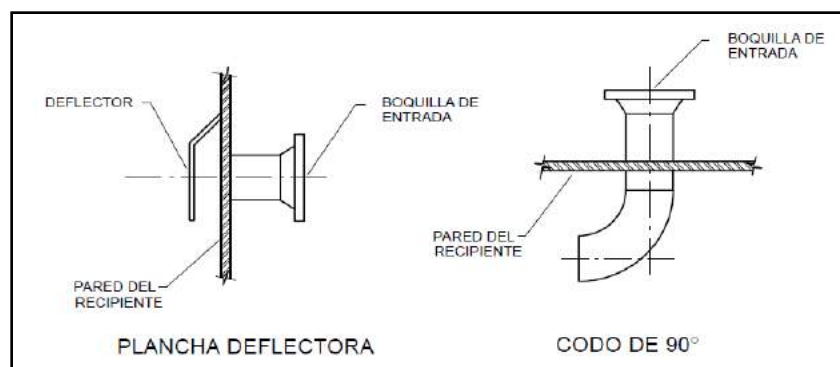
- **Separación primaria de las fases:** Reducción del momentum de las fases cambio en la dirección del flujo de las mismas (deflectores, distribuidores de entrada).
- **Reducción en oleaje o salpicaduras:** evita o reduce el “re-arrastre” de gotas de líquido por la corriente de vapor.
- **Coalescencia de gotas muy pequeñas:** Para separaciones vapor-líquido, los eliminadores de niebla (mallas de alambre, laberinto de aletas, etc.).
- **Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido:** rompe vórtices.
- **Reducción mecánica de formación de espuma:** placa rompe espuma.

A continuación se explican los elementos internos de un depurador de gas y líquido:

#### 1) Deflectores

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera, ver figura 1.14. El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre.

**Figura 1.14: Tipos de deflectores de entrada**



Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

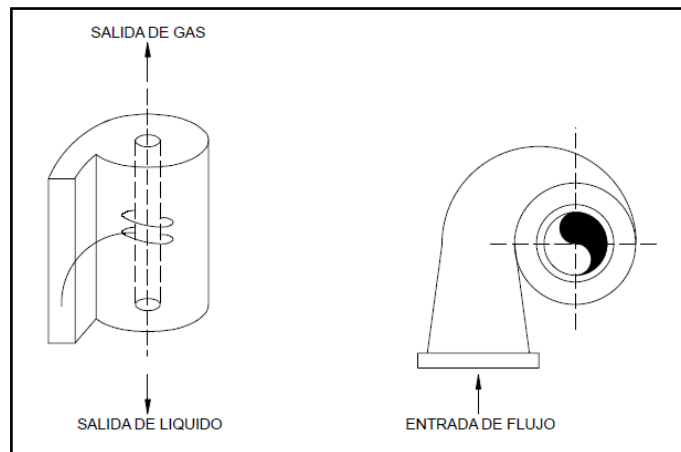
## 2) Distribuidores de entrada

Los distribuidores son aditamentos de tubería internamente colocados perpendicularmente a la boquilla de entrada, los cuales tienen ranuras u orificios, por los cuales salen las dos fases a una baja velocidad. Estos aparatos, además, ayudan a una distribución pareja de las fases en el área disponible de flujo favoreciendo su separación.

## 3) Ciclones

Los ciclones funcionan de forma que la separación mecánica se efectúa por la fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas al provocar el movimiento giratorio sobre la corriente de alimentación. Para lograr este efecto se coloca una chimenea ciclónica cerca de la boquilla de alimentación, ver figura 1.15. Esta chimenea produce una alta velocidad y una gran caída de presión.

**Figura 1.15: Dispositivo de separación tipo ciclón**



Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

## 4) Eliminador de niebla tipo malla

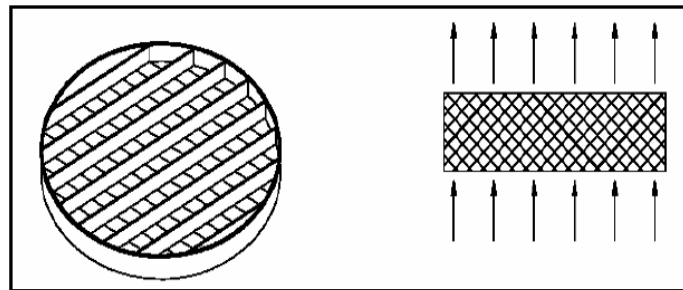
Descrito en general como “demister” ó “Malla de Alambre”, consiste en un filtro trenzado de alambre (ver figura 1.16), normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica, con un espesor entre 3 y 7 pulgadas y densidad entre 10 y 12 lb/ft<sup>3</sup>. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido debido a su bajo costo de instalación. Para efectos de los MDP de tambores, se usará el genérico “Mallas” para describir este tipo de eliminador de niebla. Estos eliminadores tienen

la ventaja de que producen una baja caída de presión, y son altamente efectivos si la velocidad del vapor puede mantenerse dentro de un rango apropiado. La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho que el gas es forzado a pasar a través de éstos por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos.

Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:

- El líquido no pueda abandonar el elemento y se acumule en éste.
- El flujo de gas sea restringido como consecuencia de esta acumulación.
- La caída de presión llegue a tal valor que el líquido sea expulsado aguas abajo del separador, ocasionando arrastre.

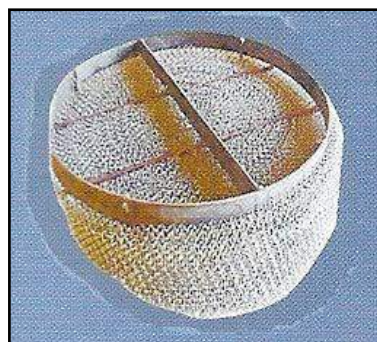
**Figura 1.16: Figura de una malla**



Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

La desventaja con respecto a otros eliminadores de niebla, es que si hay sólidos pegajosos en la corriente de gas ó es un servicio sucio, el sistema es más propenso a obstruirse. En la figura 1.17 se ilustra el aspecto real de un eliminador de niebla tipo malla.

**Figura 1.17: Aspecto real de un eliminador de niebla tipo malla de alambre**

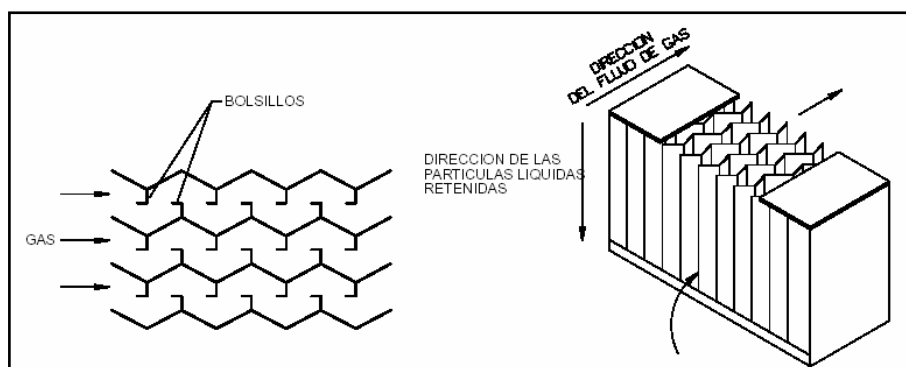


Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

### 5) Eliminador de niebla tipo aleta

Los eliminadores tipo aleta consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente (ver figura 1.18), con unas series de bolsillos recolectores de líquido.

**Figura 1.18: Eliminador de niebla tipo aleta**



Fuente: Diseño de un Depurador de Gas, L. Boutto.

El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta y son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente. Una característica de este elemento es que el líquido recolectado no es drenado en contracorriente al flujo de gas; en consecuencia la eficiencia de separación con respecto al eliminador tipo malla aumenta considerablemente.

Las ventajas de este eliminador son su alta eficiencia y durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construyen en forma compacta no son propensos a desarmarse. Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafínicos o asfálticos, además su alto costo con relación a los otros tipos de eliminadores.

### 6) Eliminador de niebla tipo ciclón

Estos dispositivos producen la separación debido a un cambio en la cantidad angular de movimiento de la corriente bifásica. Estos elementos tienen forma de ciclón, es decir, un cilindro hueco con aberturas que permiten la entrada de la corriente en forma tangencial. El gas gira en torno al eje del cilindro y abandona la parte superior, mientras que las partículas líquidas por efecto de la diferencia de densidades salen desprendidas de la corriente por la fuerza centrífuga aplicada sobre ellas debido a la rotación, golpeando las paredes del



elemento y goteando por la parte inferior. Su principal uso se limita a corrientes formadas básicamente por gas o cuando la diferencia de densidad relativa entre las fases es pequeña.

Un aspecto importante respecto a estos eliminadores es que la eficiencia de separación depende mucho de la velocidad del gas y por lo tanto del caudal manejado. Cuando este cae por debajo de los valores recomendados por el fabricante, la eficiencia de separación disminuye drásticamente, por esta razón no son recomendados cuando el flujo de alimentación es variable, como por ejemplo en los separadores de estaciones de flujo. Por otra parte, cuando la velocidad es muy alta se produce abrasión y desgaste excesivo, obligando al cambio frecuente del mismo y generando caídas de presión de hasta 140 pulgadas de agua.

### **7) Rompe vórtices**

Cuando un líquido es drenado de un recipiente, se pueden producir condiciones que originen la formación de un remolino. Este efecto en separadores ocasiona el escape de la fase de vapor por la boquilla de desalojo de líquido, lo cual es indeseable sobre todo desde el punto de vista de seguridad. Para solventar este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos.

### **8) Placa rompe espuma**

Consiste en una serie de placas paralelas longitudinales direccionadoras del flujo, colocadas en la zona de retención de líquidos de los separadores horizontales. Estas placas evitan que las burbujas de gas que ascienden a través del líquido colapsen y produzcan la agitación necesaria para formar la espuma.

### **9) Rompe olas**

Cuando se tienen separadores horizontales muy largos, se debe evitar la propagación de las ondulaciones y los cambios de nivel en dirección longitudinal que son producidos por la entrada súbita de tapones de líquido dentro del separador. Para eliminar dichas ondulaciones es usual colocar placas en sentido transversal al separador, conocidas como rompe-olas. Dichas placas son de gran utilidad para las labores de control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno.

## 1.8 Sistema de aire de instrumentos

El sistema de aire comprimido es muy habitual en todo tipo de instalaciones industriales, el caso que nos ocupa es el estudio de un sistema de aire comprimido en una planta de procesos de gas natural

El aire comprimido dentro en este tipo de plantas suele dividirse en:

- **Aire de instrumentos:** Usado en válvulas de control y válvulas todo-nada, así como en pequeños motores neumáticos. En este caso el aire atmosférico es comprimido, almacenado en un tanque de volumen, filtrado y secado para utilizarlo en instrumentos.
- **Aire de servicios:** El aire utilizado para servicios generales, tales como pequeñas bombas neumáticas, arrancadores de motor de compresoras de gas, herramientas neumáticas, sopletes de arena a presión, etc., es comprimido y almacenado sin necesidad de ser secado.

El aire a comprimir es tomado de la atmósfera e introducido en los compresores, donde adquirirá las condiciones de presión adecuadas. Una vez comprimido se hace pasar por los pre filtros, bifurcándose a continuación en dos corrientes: la fracción de aire de servicios se conduce directamente a su tanque de almacenamiento, mientras que la parte del aire destinada a instrumentos es secada y filtrada de nuevo en los post filtros, para posteriormente almacenarse en el tanque de instrumentos.

El aire comprimido en general es utilizado para el manejo de equipos de planta y para instrumentación. El uso del aire comprimido en equipos de planta hace referencia a dispositivos robustos como taladros, pulidores, elevadores, motores y otros; aunque también es utilizado para actuadores de precisión y pequeños motores neumáticos, así como en equipos tales como turbina o calderas y válvulas de control. Estos equipos tienen una función de control de procesos más que de potencia. Debido a la precisión de sus componentes, el aire comprimido usado en ellos ha de tener una calidad superior a la usada en un equipo robusto. Por ejemplo, el aire ha de tener un contenido de humedad tan bajo que su punto de rocío sea siempre superior a la menor temperatura en cualquier lugar de la red con el fin de evitar la presencia de condensados.

Además, las impurezas del aire deberán ser menores que  $0.1\text{g/Nm}^3$  y hasta un tamaño de  $3\text{g/Nm}^3$ .

### **Elementos básicos de una red de aire comprimido**

Los elementos principales que componen una red de aire comprimido y que describiremos a continuación son:

- Compresor
- Enfriadores
- Pre filtros
- Post filtros
- Secadoras/Deshidratadoras de aire
- Tanques o depósitos.
- Red de tuberías

#### **1.8.1 Compresores de aire:**

El compresor aspira el aire de la atmosfera y lo comprime en un volumen más pequeño, almacenándolo después en un depósito.

Para producir aire comprimido se utilizan compresores que elevan la presión del aire al valor de trabajo deseado. El aire comprimido viene de la estación compresora y llega a las instalaciones a través de tuberías.

Los compresores móviles se utilizan en la rama de la construcción o en máquinas que se desplazan frecuentemente. En el momento de la planificación es necesario prever un tamaño superior de la red, con el fin de poder alimentar aparatos neumáticos nuevos que se adquieran en el futuro. Por ello, es necesario sobredimensionar la instalación, al objeto de que el compresor no resulte más tarde insuficiente, puesto que toda ampliación posterior en el equipo generador supone gastos muy considerables.

Es muy importante que el aire sea puro. Si es puro el generador de aire comprimido tendrá una larga duración. También debería tenerse en cuenta la aplicación correcta de los diversos tipos de compresores.

### **Tipos de compresores**

Básicamente hay siete tipos de compresores de aire que se utilizan en la industria, que se agrupan a su vez en dos grandes familias: compresores de desplazamiento positivo (CDP); los cuales encierran un volumen de gas o aire y después incrementan la presión reduciendo dicho volumen mediante el desplazamiento de uno o más miembros en movimiento; y los compresores rotodinámicos o turbocompresores (TC); los cuales funcionan a presión constante.

Dentro de los compresores de desplazamiento positivo (CDP) tenemos el compresor de tornillo, de paletas deslizantes, de anillo líquido, de lóbulo y de husillo, y los de tipo rotodinámicos o turbocompresores (TC) están los centrífugos y los axiales.

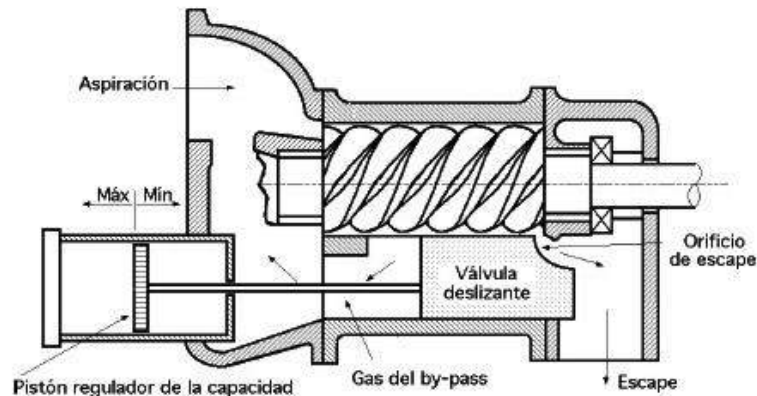
El más utilizado en la industria es el compresor de tornillo, el cual describiremos a continuación:

- **Compresor de tornillo (CDP)**

Este tipo de compresores son alternativos de desplazamiento positivo y ofrecen un caudal elevado y estable en condiciones de presión variables; estas características lo hacen ideal para las instalaciones de aire comprimido.

Las piezas principales del compresor de tornillo son los rotores macho y hembra, que giran en direcciones opuestas mientras disminuye el volumen entre ellos y la carcasa. Cada elemento de tornillo tiene una relación de presiones integrada fija que depende de su longitud, del paso del tornillo y de la forma de la lumbrera de descarga. Para lograr la máxima eficacia la relación de presiones integrada debe adaptarse a la presión de trabajo requerida.

Estos compresores son fáciles de conservar, la salida de aire en estos compresores es lisa y libre de los impulsos que se pueden hallar en otros modelos de compresor de aire, tienen un gran volumen de aire a una gran presión. Son de larga duración y de rápido funcionamiento. La figura 1.19 muestra las partes principales de un compresor de tornillo.

**Figura 1.19: Compresor de tornillo**

Fuente: Manual del Aire Comprimido Atlas Copco

El ciclo de trabajo de este tipo de compresores se divide en cuatro etapas. Comienzo de la compresión. El cilindro se encuentra lleno de aire:

- 1) **Etapa de compresión.** El pistón actúa sobre la masa de aire reduciendo su volumen original con un aumento paralelo de la presión del mismo. Las válvulas del cilindro permanecen cerradas.
- 2) **Etapa de expulsión.** Justo antes de completar la carrera de compresión la válvula de descarga se abre. El aire comprimido sale del cilindro, debido a su propia presión, a través de la válvula de descarga. Antes de alcanzar el final de carrera la válvula de descarga se cierra dejando el espacio libre del cilindro lleno de aire a la presión de descarga.
- 3) **Etapa de expansión.** Durante esta etapa tanto la válvula de descarga como la de entrada permanecen cerradas. El pistón comienza la carrera de retroceso, el aire contenido dentro del cilindro sufre un aumento de volumen con lo que la presión interior del sistema se reduce.
- 4) **Etapa de admisión.** El pistón durante esta etapa retrocede provocando una depresión en la interior del cilindro que es compensada por la entrada de aire a través de la línea de admisión. Justo antes de llegar al punto inferior de la carrera la válvula de admisión se cerrará, volviendo al estado inicial con lo que comienza un nuevo ciclo.

Para la aplicación que nos requiere se utilizará compresores de este tipo pero exentos de aceites, ya que no se admiten concesiones cuando se trata de aire limpio y 100 % exento de aceite. Sólo compresores exentos de aceite admiten aire exento de aceite; clase 0 según ISO 8573-1. En la figura 1.20 se ilustra un ejemplo de un compresor de tornillo exento de aceite.

**Figura 1.20: Ejemplo compresor exento de aceite**



Fuente: Manual del Aire Comprimido Atlas Copco

En los compresores de tornillo exentos de aceite emplean frecuentemente engranajes externos para sincronizar la posición de los rotores que giran en sentido contrario. Como los rotores no hacen contacto entre sí ni con la carcasa no se necesita lubricación dentro de la cámara de compresión. Por consiguiente el aire comprimido estará libre de aceite. Los rotores y la carcasa se fabrican con gran precisión para minimizar las fugas desde el lado de presión al lado de aspiración.

### 1.8.2 Pre filtros y post filtros

El aire del ambiente contiene contaminantes que se filtran en el compresor, estos contaminantes son concentrados durante la compresión y salen por el sistema de aire comprimido. Un sistema típico de compresión se contamina con partículas sólidas abrasivas como el polvo, residuos de tubería y óxido, lubricantes del compresor, gotas de agua condensada, aceite y vapor de hidrocarburos.

Todos los compresores aspiran aire húmedo y sus filtros de aspiración no pueden modificar esto ni eliminar totalmente las partículas sólidas del aire atmosférico. La humedad es también muy dañina para el sistema ayudando a la corrosión y causando el desgaste excesivo de los componentes. La humedad se acumulará en los puntos bajos del sistema y se congelará durante el tiempo frío, produciendo la detención del sistema y la rotura de líneas.

La humedad llega al interior de la red con el aire que aspira el compresor. La cantidad de humedad depende en primer lugar de la humedad relativa del aire, que a su vez depende de la temperatura del aire y de las condiciones climatológicas. La humedad absoluta es la cantidad de agua contenida en un metro cúbico de aire.

Un filtro ideal removerá toda la suciedad y humedad del sistema neumático sin causar caída de presión en el proceso, o causando la mínima posible. Los sistemas de aire contaminados aumentan los costos de operación al robar energía del sistema de aire; dando como resultado reducción en eficiencia, daños a equipos que operan con aire, mayor mantenimiento y costes de reparación, así como una disminución de la productividad.

Tanto los pre filtros como los post filtros serán de tipo seco y serán capaces de retener cualquier impureza que pudiera venir en el aire comprimido, en el rango de 1 hasta 3 micras. Las características que deben cumplir los filtros se especifican mediante normas internacionales. En la siguiente tabla (1.21) se describe la norma ISO para filtros que en la siguiente sección del proyecto describiremos.

**Figura 1.21: Tabla ISO sobre calidad del aire**

Clase	Tamaño de partículas m	Punto de rocío en °C	Máximo contenido de aceite mg/m <sup>3</sup>
1	0,1	-70	0,01
2	1	-40	0,1
3	5	-20	1
4	15	+3	5
5	40	+7	25
6	-	+10	-

Fuente: Manual del aire comprimido Air Central

Los pre filtros son comunes tanto al aire de instrumentos como al de servicio, siendo los post filtros únicamente utilizados para el aire de instrumentos. El principio de funcionamiento de los pre filtros y post filtros es el mismo. El aire comprimido atraviesa el elemento filtrante desde el interior hasta el exterior. En este proceso las partículas sólidas son retenidas por las diferentes capas que forman el elemento filtrante, mientras que las microgotas de agua que recibe el filtro son eliminadas mediante los dispositivos de purga ubicados en la parte inferior del filtro. Ver figura 1.22.

**Figura 1.22: Filtros de aire**



Fuente: KAESER Compresores

Existen varios modelos de filtros usados en instalaciones de aire comprimido según el tipo de malla o membrana:

- **Filtros de fibra:** Son muy eficaces para la eliminación de aceite, aunque es difícil controlar con precisión la cantidad de aceite que queda en el aire ya que la temperatura entre otros factores tiene un efecto importante. Sólo pueden eliminar aceite en forma de gotas o aerosoles.
- **Filtros de carbón activo:** Cubre una gran superficie interna. Pude absorber del 10 20% de su propio peso en aceite. El ideal para la eliminación de aceite en forma vapor. Deben contener la cantidad apropiada de carbón para no provocar grandes pérdidas de presión.
- **Filtros estériles:** Este tipo de filtros no ofrecen buenos resultados si existe agua libre en el aire. Tienen alta resistencia térmica y mecánica. Puede ser esterilizado mediante vapor directo en autoclave.



### 1.8.3 Secadoras ó deshidratadoras de aire:

La humedad en las líneas de aire puede crear problemas tales como la formación de hielo en las válvulas y controles. Esto puede ocurrir, por ejemplo, si aire a muy alta presión es estrangulado a muy baja presión a un régimen de flujo elevado. El efecto de venturi del aire estrangulado produce bajas temperaturas, que harán que cualquier humedad en el aire se congele y forme hielo. Esto hace que la válvula sea muy difícil o imposible de operar.

Por otro lado, las gotas de agua pueden producir un golpe de ariete de agua en un sistema de aire que tenga alta presión y un flujo elevado, y pueden causar corrosión, óxido, y la dilución de los lubricantes dentro del sistema. Por estas razones, los secadores de aire son usados para secar el aire comprimido.

Todos los secadores, aunque de distintas marcas y modelos trabajan según el mismo principio, el aire comprimido que entra al secador se pre enfría en el intercambiador aire/aire y seguidamente se introduce en el evaporador donde se enfría hasta alcanzar la temperatura del punto de rocío deseado. A continuación penetra en el evaporador donde el agua condensada es separada y evacuada por la purga automática. Antes de salir del secador el aire comprimido vuelve a entrar al intercambiador aire/aire donde es recalentado por el aire comprimido caliente de entrada. La temperatura del aire es controlada por un termostato que detiene el compresor cuando alcanza la temperatura prefijada. Ver figura 1.23.

**Figura 1.23: Secador por Membranas**



Fuente: KAESER Compresores

#### 1.8.4 Tanques ó depósitos

El tanque de aire de instrumentos tendrá su recipiente cilíndrico- verticales, diseñado conforme los requerimientos de ASME, sección VIII.

El tanque contará con las boquillas necesarias para la entrada y salida de aire, conexiones de instrumentos, válvulas de seguridad, drenaje, etc.

Por norma general el tanque debe amortiguar las fluctuaciones de caudal de los compresores, que suelen funcionar de forma discontinua, y evitar que se transmitan a los puntos de consumo. Por lo tanto los compresores se regulan para que arranquen paren y almacenen aire a presión en el depósito, tratando de espaciar al máximo sus ciclos de trabajo y siempre manteniendo la presión mínima requerida en los puntos de consumo de aire. A continuación, en la figura 1.24 se muestran ejemplos de tanques de aire comprimido.

**Figura 1.24: Tanques o acumuladores de aire comprimido**



Fuente: Manual del aire comprimido Air Central

### 1.8.5 Red de tuberías

Puesto que el compresor, el depósito y los enfriadores suelen colocarse en una zona cercana entre ellos, es preciso diseñar la distribución en planta de las líneas de suministro desde el compresor a los puntos de consumo.

Se ha de procurar que la distribución minimice en la medida de lo posible las longitudes de las tuberías desde el compresor al punto más alejado. En aquellas redes que sean muy extensas, es preferible situar el compresor en una zona central, minimizando así la distancia al punto más alejado.

Algunos detalles importantes que es recomendable respetar a la hora de diseñar la instalación del aire comprimido:

- Procurar que la tubería sea lo más recta posible con el fin de disminuir la longitud de tubería, número de codos, té, y cambios de sección que aumentan la pérdida de presión en el sistema.
- Los puntos de drenajes se colocan con la ayuda de Té, ya que el cambio brusco en la dirección del flujo facilita la separación de las gotas de agua de la corriente de aire.
- La tubería no debe entrar en contacto con los cables eléctricos para así evitar accidentes.
- En la instalación de la red deberá tenerse en cuenta cierta libertad para que la tubería se expanda o contraiga ante variaciones de la temperatura. Si esto no se garantiza es posible que se presentes "combas" con su respectiva acumulación de agua.
- Las tuberías deben ir descendiendo levemente en la dirección del flujo. La pendiente puede fijarse aproximadamente en un 1%.
- Las conexiones de las ramificaciones se hacen desde arriba (para obstaculizar al máximo posibles entradas de agua).
- En todos los puntos bajos es recomendable colocar puntos de drenaje. Así mismo, en la línea principal de distribución se pueden colocar cada 30-40 metros; saliendo siempre desde el punto inferior de la tubería.
- El número de juntas y codos debe reducirse al máximo posible, de esta forma las pérdidas de la red serán menores.

- Las conexiones de tuberías de servicio o bajantes deben hacerse desde la parte superior de la tubería secundaria para evitar el descenso de agua por gravedad hasta los equipos neumáticos y su deterioro asociado.
- Un buen diámetro de la tubería principal evita problemas ante una ampliación de la red.
- Antes de implementar extensiones o nuevas demandas de aire en la red debe verificarse que los diámetros de la tubería si soportan el nuevo caudal.

La red de tuberías estará formada por:

- **Tubería principal**, es la línea que sale del conjunto de compresores conduce todo el aire que consume la planta. Debe tener la mayor sección posible para evitar pérdidas de presión y prever futuras ampliaciones de la red con su consecuente aumento de caudal.
- **Tuberías secundarias**, se derivan de la tubería principal para conectarse con las tuberías de servicio. El caudal que por allí circula es el asociado a los elementos alimentados exclusivamente por esta tubería. También en su diseño se debe prever posibles ampliaciones en el futuro.
- **Tuberías de servicio e instrumentación**, son las que surten en sí los equipos neumáticos. En sus extremos tienen conectores rápidos y sobre ellas se ubican las unidades de mantenimiento. Con el fin de evitar obstrucciones se recomiendan diámetros entorno a ½" en la tubería. Puesto que generalmente son segmentos cortos las pérdidas son bajas y por tanto la velocidad del aire en las tuberías de servicio puede llegar hasta 5 m/s.

Para este proyecto no se necesita calcular la red de tuberías debido a que la misma ya existe, solo se requiere calcular el compresor, el tanque reservorio y el deshidratador de aire, ya que se utilizará la misma red de tuberías de gas instrumentos

## **1.9 Simuladores de la Industria Petrolera**

### **1.9.1 Simulador de Procesos HYSYS**

La simulación es la representación de un proceso o fenómeno mediante un modelo, que permite analizar sus características. A través del modelo se trata de explicar el comportamiento de un proceso, sistema o unidad industrial.

Aspen Tech es la empresa que desarrolla y comercializa el simulador HYSYS, el cual es un simulador de Procesos, estático secuencial modular, aplicado a la industria petrolera, química y petroquímica.

El simulador Aspen HYSYS permite simular las operaciones de sistemas o instalaciones complejas en régimen estacionario o transitorio. Contiene una extensa base de datos con ecuaciones termodinámicas, así como de modelos para el cálculo de procesos de destilación, reacciones químicas, transferencia de calor, equipos rotativos, entre otros. Posee una importante precisión en los cálculos, mejorando los tiempos de respuesta.

En el presente proyecto de Tesis se utilizará la última versión del simulador de Aspen, HYSYS V8.4.

### **1.9.2 Simulador GASNET**

GASNET es un simulador de propiedad de la empresa Ingenieros, Consultores y Asociados ICONSA de la República de Venezuela, el mismo es proveído en los cursos de capacitación que dicha institución dicta en diversos países, uno de ellos Bolivia.

GASNET es un paquete compendia de los programas para el cálculo de todos los diseños tales como: Separadores Verticales y Horizontales, Tuberías, Redes, Propiedades de Gas, Factor Z, etc. Para usarlo es suficiente que llame la herramienta que desea utilizar y pida el ejemplo. Así habrá comenzado su estudio.<sup>10</sup>

En la presente investigación se utilizará los paquetes para la verificación de los cálculos de separadores y tuberías.

---

<sup>10</sup> <http://www.gas-training.com/Gasnet.html>

## CAPITULO II

### DIAGNOSTICO DEL SISTEMA

El propósito del presente Capítulo, es realizar un diagnóstico del sistema de gas combustible y de instrumentos, evaluando y analizando el proceso de acondicionamiento del gas combustible, la capacidad del mismo y los efectos medioambientales que ocasiona el tener un sistema de gas de instrumentos, para determinar cualquier situación que afecte la operación normal del mismo. Esta evaluación se realiza sobre la base de datos y hechos recogidos y ordenados sistemáticamente, que permiten juzgar mejor qué es lo que está pasando.

Para el caso en estudio, se busca identificar las causas que originan los problemas operacionales mencionados en la introducción, para ello se realizan cálculos analíticos con los datos recopilados, y de igual manera se utiliza el simulador HYSYS como una herramienta para la realización de cálculos con métodos numéricos.

#### 2.1 Análisis del proceso de acondicionamiento del gas combustible e instrumentos

Con la finalidad de determinar el efecto de las fuentes de suministro de gas combustible en el sistema de acondicionamiento actual, se evalúan diferentes escenarios a los efectos de validar si con estas condiciones se logra tener un acondicionamiento óptimo del gas. En los dos siguientes escenarios se plantea el análisis de las fuentes por separado, es decir en caso de un evento en el separador V-401, se debe operar con la fuente que quede disponible, en este caso sería la toma del Separador V-101.

**Escenario 1.** Sistema de gas combustible con fuente de la salida de gas del Separador de producción V-401, a 600 psig y 88 °F.

**Escenario 2.** Sistema de gas combustible con fuente de la salida de gas del Separador de producción V-101, a 1100 psig y 93 °F.

### 2.1.1 Escenario 1. Gas combustible con fuente de alimentación Sep. V-401.

Consistió en evaluar el proceso de acondicionamiento del sistema de gas combustible con la fuente de suministro del gas proveniente de la línea de salida de gas del Separador V-401, el cual proviene de una separación primaria. Las condiciones de operación para este escenario son de acuerdo a la tabla 2.1.

**Tabla 2.1: Especificaciones del gas de alimentación del escenario 1**

Descripción	Dato operativo
Presión (psig)	600
Temperatura (°F)	88
Flujo de gas (Mscfd)	220

En cuanto a la composición del gas, la misma será conforme a la tabla 2.2.

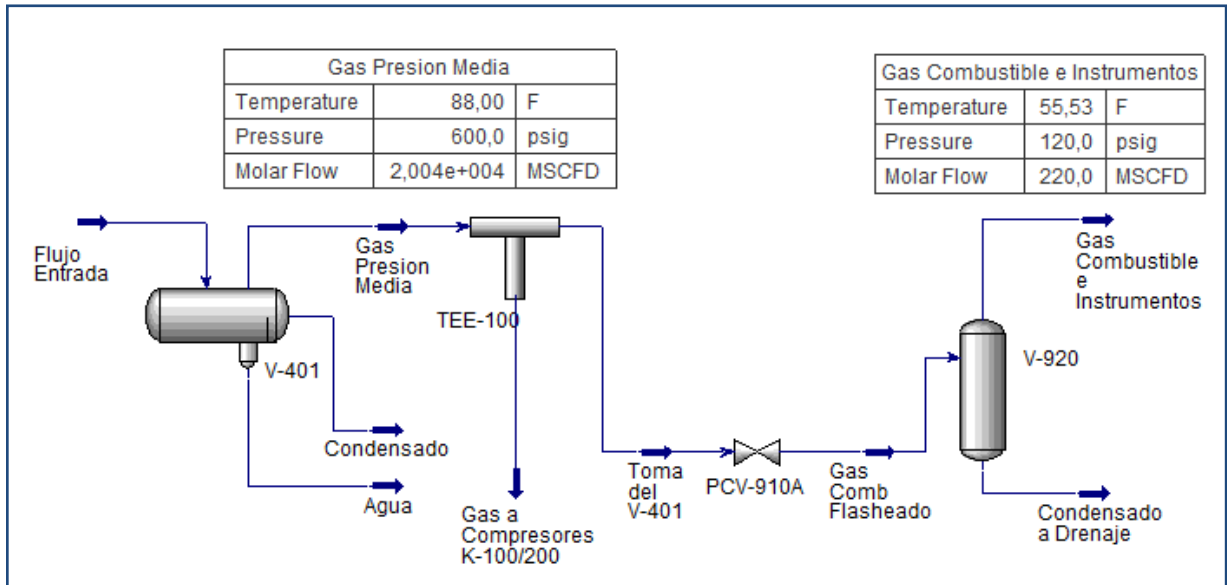
**Tabla 2.2: Composición del gas de salida del Separador V-401**

Componente	Fracción Molar
N2	0,0159
CO2	0,0001
H2O	0,0013
C1	0,9065
C2	0,0400
C3	0,0189
iC4	0,0036
nC4	0,0063
iC5	0,0028
nC5	0,0015
C6	0,0017
C7	0,0008
C8	0,0005
C9	0,0001
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>

Fuente: Cromatografía tomada en Planta Curiche.

La figura 2.1 muestra el modelo (diagrama de flujo de proceso) en el simulador HYSYS para el escenario en estudio.

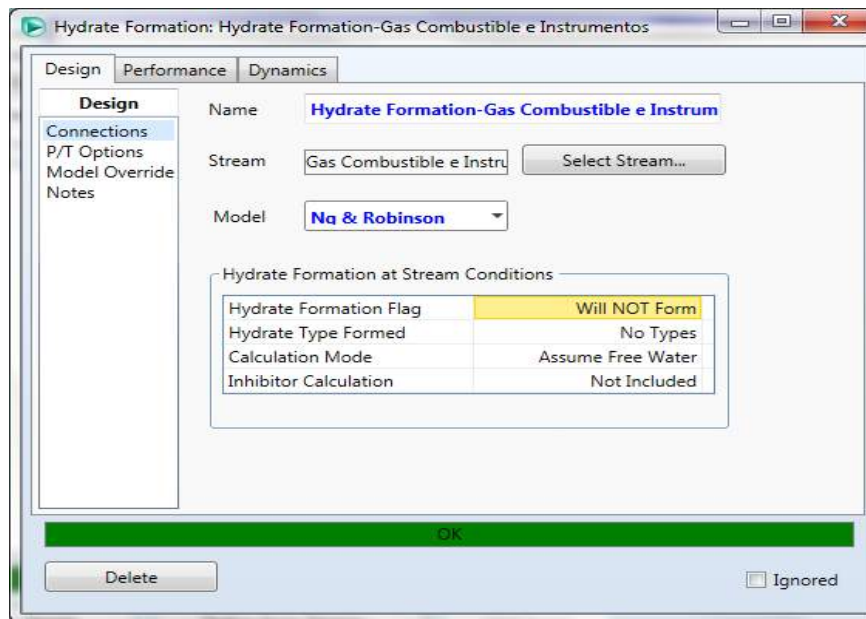
**Figura 2.1: Simulación del proceso de acondicionamiento de gas de la toma del V-401**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

Este escenario permite evaluar si se presenta formación de hidratos a consecuencia de la caída de presión de 600 a 120 psig, lo que ocasiona un descenso de temperatura hasta 55.53 °F, sin embargo esta temperatura está por encima de la temperatura de formación de hidratos, que será 33,63 °F. En la figura 2.2 se muestra el resultado de dicho análisis.

**Figura 2.2: Análisis de Formación de Hidratos**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS



### 2.1.2 Escenario 2. Gas combustible con fuente de alimentación Sep. V-101.

Consistió en evaluar el proceso de acondicionamiento del sistema de gas combustible con la fuente de suministro del gas proveniente de la línea de salida de gas del Separador V-101, el cual proviene también de una separación primaria. Las condiciones de operación para este escenario son de acuerdo a la tabla 2.3.

**Tabla 2.3: Especificaciones del gas de alimentación del escenario 2.**

Descripción	Dato operativo
Presión (psig)	1100
Temperatura (°F)	93
Flujo de gas (Mscfd)	220

En cuanto a la composición del gas, la misma será conforme a la tabla 2.4.

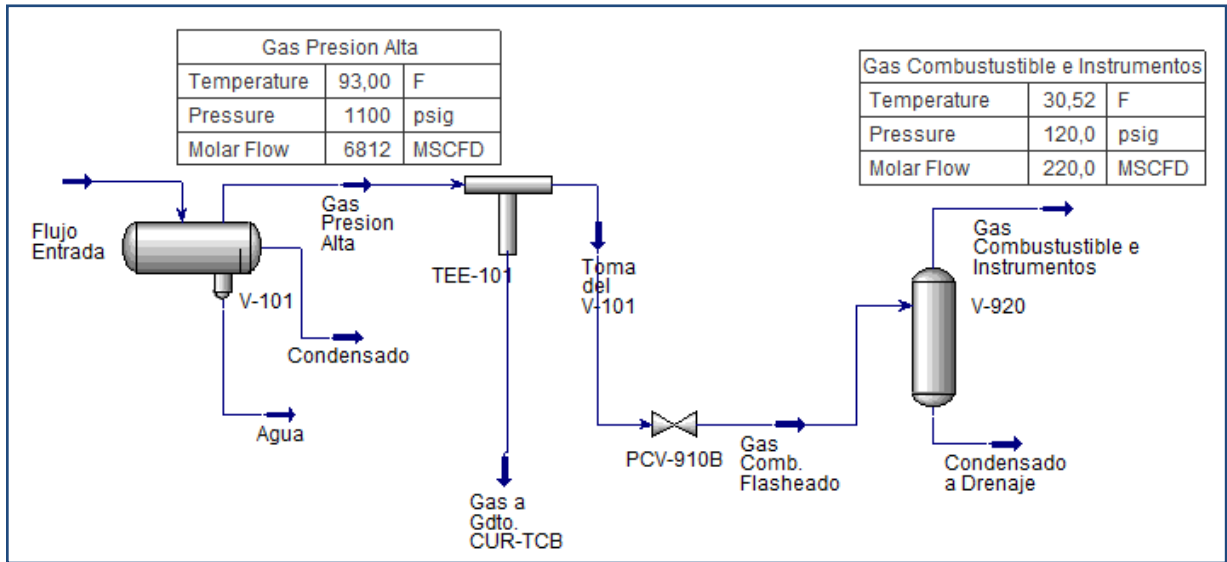
**Tabla 2.4: Composición del gas de salida del Separador V-101**

Componente	Fracción Molar
N2	0,0134
CO2	0,0005
H2O	0,0009
C1	0,9175
C2	0,0375
C3	0,0169
iC4	0,0029
nC4	0,0053
iC5	0,0023
nC5	0,0005
C6	0,0011
C7	0,0007
C8	0,0004
C9	0,0001
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>

Fuente: Cromatografía tomada en Planta Curiche.

La figura 2.3 muestra el modelo (diagrama de flujo de proceso) en el simulador HYSYS para el escenario en estudio.

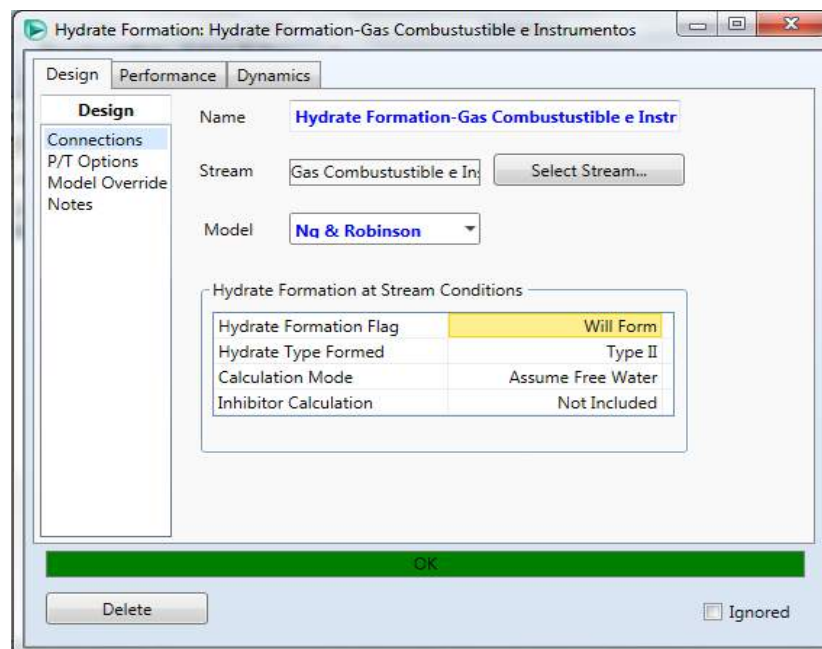
**Figura 2.3: Simulación del proceso de acondicionamiento de gas de la toma del V-101**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

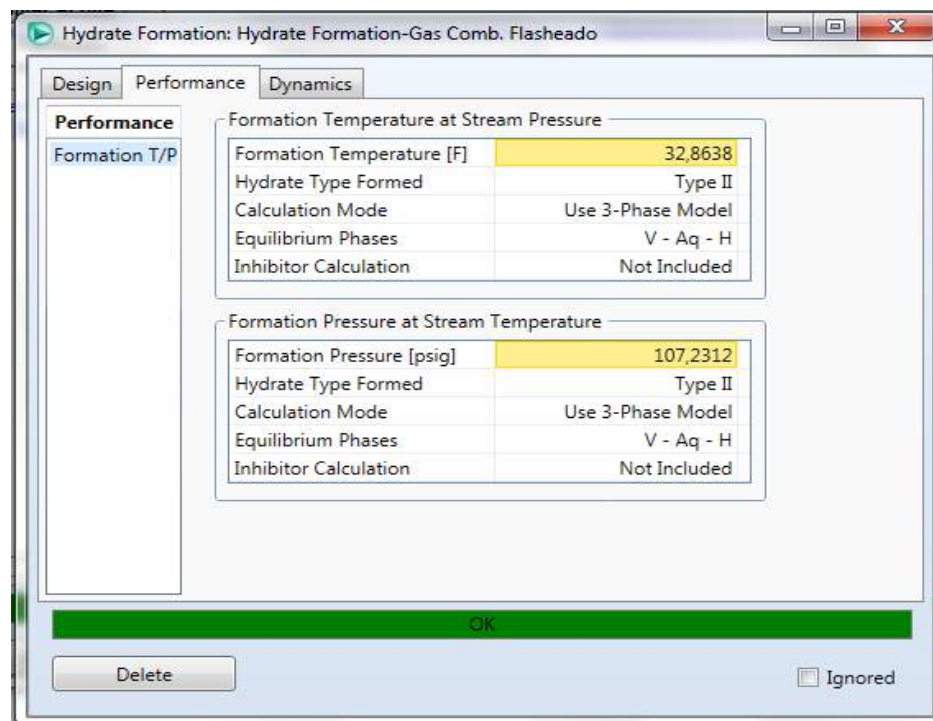
Este escenario permite evaluar si se presenta formación de hidratos a consecuencia de la caída de presión, dando como resultado que si se tendrá formación de hidratos debido a que la temperatura resultante 30,52°F disminuye por debajo de la temperatura de formación de hidratos que es de 32,86 °F. En la figuras 2.4 y 2.5 se indica dichos resultados.

**Figura 2.4: Análisis de Formación de Hidratos**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

Figura 2.5: Temperatura de formación de hidratos



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

Debido a que el gas proporcionado es de alta presión, 1100 psig, y que el mismo es regulado por la válvula de regulación PCV-910B a 120 psig en el cuadro de regulación de gas combustible, se presenta formación de hidratos en la línea de 2 pulgadas, mucho más en las estaciones de otoño e invierno y por las noches cuando desciende la temperatura ambiente.

Como se puede observar se tiene problemas de formación de hidratos en la línea de regulación de gas cuando se utiliza esta fuente como suministro de gas al sistema de gas combustible e instrumentos. La formación de hidratos genera muchos problemas operacionales, principalmente la obstrucción en la línea lo que impide el paso del gas natural, lo cual deja sin alimento de combustible y gas instrumentos a los equipos de planta y válvulas de control, lo cual desencadena problemas operacionales, llegando a ocasionar paros de planta, ocasionando pérdidas económicas a la empresa.

Como resultado de esta investigación, se planteará propuestas de mejora para este problema, lo cual será expuesto más adelante.

### 2.1.3 Fuentes de suministro de gas combustible e instrumentos

Actualmente el sistema de gas cuenta, como ya se ha mencionado, con dos fuentes para toma de gas combustible, una proveniente de la línea de salida de gas del separador V-101, y la otra de la línea de salida de gas del separador V-401. Es importante analizar lo que ocurriría si el sistema de gas combustible e instrumentos quedase sin suministro de gas de estas dos fuentes.

De acuerdo a la lógica de control del Sistema Instrumentado de Seguridad recientemente implementado, si se activara un detector de humo o fuego, esto ocasionaría un paro total de planta con venteo y despresurización del sistema, accionando las válvulas de seguridad SDV (Shut down valve) en modo de cierre, y abriendo la válvula de venteo BDV (Blown down valve), lo cual dejaría los sistemas de planta despresurizados, y en caso el paro se prolongase no se tendría gas combustible ni de instrumentos para poder poner en marcha los compresores de gas ni el generador de electricidad, asimismo las válvulas de control y seguridad no podrán activarse por la insuficiencia de gas de instrumentos.

Esto ocasiona que la planta se quede sin suministro de gas combustible y gas instrumentos para la puesta en marcha luego del paro, obligando a realizar operaciones adicionales que llevan tiempo y ocasionan que el paro dure más tiempo que lo previsto.

Se considera entonces un problema operacional la ausencia de una toma auxiliar de gas que suministre el combustible y el gas instrumentos a los equipos para las situaciones de paros de planta, de modo tal que al momento del arranque esto no genere la mayor atención ni problemas a los operadores, y puedan así enfocarse en el arranque continuo de los equipos asegurándose el adecuado suministro de combustible y gas instrumentos.

El suministro auxiliar debe ser ubicado en un punto que no se encuentre afectado por la despresurización de la planta, y asegurarse que el mismo cuente con gas permanentemente, de modo tal, que recurrir al mismo sea una condición segura de suministro.

En el siguiente capítulo se planteará una solución a este problema identificado, buscando mejorar el sistema y prevenir de esta manera los problemas operacionales asociados al suministro del gas combustible e instrumentos.

## 2.2 Análisis de la capacidad del Sistema de Gas Combustible e Instrumentos

Se realiza el análisis de la capacidad máxima del sistema de gas combustible e instrumentos, para determinar si el mismo será capaz de abastecer el flujo demandado por los dos nuevos compresores que se tiene planificado implementar, K-300 y K-400, los cuales son de mayor capacidad de compresión respecto a los que se tiene actualmente, K-100 y K-200, para este análisis es necesario conocer el caudal máximo de consumo de los equipos que requieren gas combustible y gas instrumentos para su funcionamiento, y el volumen de gas empaquetado en todo el sistema, con lo cual determinaremos el tiempo de autonomía del mismo y si dicho tiempo es el adecuado en caso se presentara paros de planta con venteo de gas.

### 2.2.1 Consumo máximo de Gas Combustible

La siguiente tabla resume los consumos máximos que demandan los compresores y generadores, trabajando a sus máximas capacidades.

**Tabla 2.5: Consumo máximo de Gas Combustible**

Equipo	Caudal Máximo de Consumo	Unidad
Compresor K-100:	150.000	scfd
Compresor K-200:	150.000	scfd
Compresor K-300:	240.000	scfd
Compresor K-400:	240.000	scfd
Generador G-001:	92.000	scfd
Generador G-002:	92.000	scfd

Fuente: Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche

### 2.2.2 Consumo de Gas de Instrumentos

En la siguiente tabla se muestran los valores de consumo de gas típicos de los instrumentos y válvulas de acción neumática que se consideran para el presente análisis de consumo de gas por instrumentos. Las unidades se indican Nm<sup>3</sup>/h, las cuales son las utilizadas en el ámbito de sistemas de instrumentación, es decir a condiciones FAD, sin embargo los volúmenes totales se convertirán a unidades scfd (pies cúbicos estándar día) para la facilidad en el manejo de los cálculos.

**Tabla 2.6: Consumo típico de gas de instrumentos**

Requerimiento típico de gas de instrumentos		
Tipo de equipo	Gas instrumentos requerido (Nm <sup>3</sup> /h)	Nota
Convertidor de señal (I/P, P/I, E/P, otros)	0,56	Mfr "A"
	0,32	Mfr "B" Simple efecto
	0,45	Mfr "B" Doble efecto
Actuador de válvula	0,16	FO o FC, salida resortes
Posicionador de válvula	0,88	En funcionamiento, durante el ajuste de la posición

Fuente: Piping Design of Instrument Air Distribution. Systems B. Bullough.

En la siguiente tabla se resumen los instrumentos asociados a cada equipo de la planta y que trabajen de manera simultánea, esto a objetos de determinar la condición más crítica donde se tenga el mayor consumo de gas de instrumentos en un instante determinado.

**Tabla 2.7: Cantidad de instrumentos asociados a cada equipo de la planta**

Identificación de Equipo (TAG)	Cantidad de instrumentos		
	Convertidor de señal	Actuador de Válvula	Posicionador de válvula
V-101	5	2	2
V-201	5	2	2
V-301	5	1	2
V-401	5	2	2
K-100/K-200	4	0	2
K-300/K-400	4	0	2
G-001/G/002	2	0	2
P-802/P-803	1	0	1
M-100/M-200	3	3	3
SIST. FLARE	1	2	2
PL-100/PL-200	2	2	2

Fuente: Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche

El consumo total máximo estimado de gas de instrumentos es de **30.096 scfd**, como se puede verificar en tabla 2.8.

**Tabla 2.8: Consumo máximo de gas de instrumentos**

Identificación de Equipo (TAG)	Caudal de gas instrumentos requerido				
	Convertidor de señal (Nm <sup>3</sup> /h)	Actuador de válvula (Nm <sup>3</sup> /h)	Posicionar de válvula (Nm <sup>3</sup> /h)	Total (Nm <sup>3</sup> /h)	Total (scfd)
V-101	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
V-201	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
V-301	1,61	0,16	1,77	3,54	3.168
V-401	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
K-100/K-200	1,29	0,00	1,77	3,05	2.736
K-300/K-400	1,29	0,00	1,77	3,05	2.736
G-001/G/002	0,64	0,00	1,77	2,41	2.160
P-802/P-803	0,32	0,00	0,88	1,21	1.080
M-100/M-200	0,96	0,48	2,65	4,10	3.672
FLARE	0,32	0,32	1,77	2,41	2.160
PL-100/PL-200	0,64	0,32	1,77	2,73	2.448
Total	11,90	2,25	19,45	33,60	30.096

Fuente: Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche

**2.2.3 Consumo Total de Gas Combustible y de Instrumentos**

El consumo total máximo de gas combustible y de instrumentos es de **994.096 scfd**, como se puede verificar en la siguiente tabla:

**Tabla 2.9: Consumo máximo de gas combustible y de instrumentos**

Consumo de gas combustible/instrumentos	scfd	Nm <sup>3</sup> /h	Nm <sup>3</sup> /min
Consumo total gas de instrumentos	30.096	33,60	0,56
Consumo gas combustible K-100	150.000	167,46	2,79
Consumo gas combustible K-200	150.000	167,46	2,79
Consumo gas combustible K-300	240.000	267,93	4,47
Consumo gas combustible K-400	240.000	267,93	4,47
Consumo gas combustible G-001	92.000	102,71	1,71
Consumo gas combustible G-002	92.000	102,71	1,71
Total:	994.096	1.109,78	18,50

Fuente: Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche

### 2.2.4 Cálculo del tiempo de autonomía del sistema

Para realizar el cálculo del tiempo de autonomía del sistema, se deben conocer primeramente la capacidad del volumen empaquetado en las líneas del sistema de gas combustible e instrumentos, a lo cual llamaremos pulmón de gas combustible e instrumentos. El pulmón de gas combustible e instrumentos está conformado por el sistema de cañerías de gas combustible y de instrumentos y por el depurador ó tanque pulmón de gas combustible V-920. (BCUR-000-PL-C-001).

Para determinar la capacidad total del sistema, entonces, se determinan ambas capacidades y se las considera que todo el sistema se encuentra cerrado y opera en condiciones normales a la misma presión.

#### 1) Condiciones operativas para el cálculo de capacidad del sistema

Para realizar el cálculo de la capacidad del sistema de gas combustible se tomó en cuenta los parámetros de operación actuales del sistema de gas combustible, es decir, con el gas que proviene del Separador V-401. Se indican a continuación:

- Presión de operación (pulmón de gas),  $P_1 = 120$  psig (8,27 barg).
- Presión mínima, actuadores de válvulas,  $P_2 = 87$  psig (6 barg).
- Temperatura de operación (depurador/tanque pulmón),  $T_1 = 55,53$  °F (13,07 °C).
- Para los cálculos de tiempo de autonomía desde la presión de operación del pulmón de aire ( $P_1$ ) hasta la presión mínima de los actuadores de válvulas ( $P_2$ ), se consideró evolución isotérmica a  $T_1 = 55,53$  °F (13,07 °C).

#### 2) Características ambientales del sitio:

- Temperatura ambiente máxima:  $T_{atm} = 40$ °C (104°F).
- Presión atmosférica:  $P_{atm} = 14$  psia (445 msnm)
- Humedad relativa:  $HR = 60\%$ .
- Presión de vapor de agua a 30°C:  $P_v = 0,58$  psia (0,04 bar)

#### 3) Composición del gas combustible e instrumentos

Se toma en cuenta la cromatografía del gas de salida del Separador V-401, ya que el sistema mayormente utiliza este gas como fuente, en la tabla 2.10 se indica su composición.



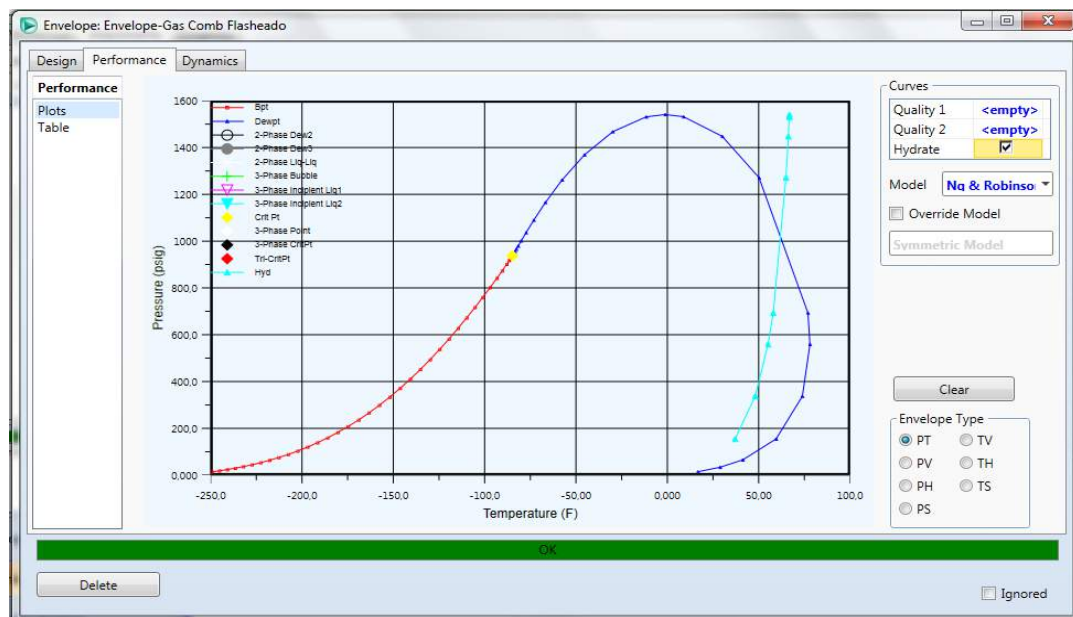
**Tabla 2.10: Composición del gas que ingresa al depurador V-920**

Componente	Fracción Molar
N2	0,0159
CO2	0,0001
H2O	0,0013
C1	0,9065
C2	0,0400
C3	0,0189
iC4	0,0036
nC4	0,0063
iC5	0,0028
nC5	0,0015
C6	0,0017
C7	0,0008
C8	0,0005
C9	0,0001
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>

Fuente: Cromatografía tomada en Planta Curiche.

El diagrama de fases correspondiente a este gas es la que se muestra en la figura No. 2.6.

**Figura 2.6: Diagrama de Fases del gas que sale del Separador V-401**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

#### 4) Capacidad del sistema de tuberías de gas combustible e instrumentos

Para realizar el cálculo de la capacidad de volumen del sistema de cañerías de gas combustible e instrumentos, se tomaron en cuenta dos metodologías de cálculo, la primera con fórmulas extraídas del libro Petroleum Production Engineering (Boyun Guo, 2007), utilizando el factor de formación y expansión del gas, y el segundo método sería utilizando las fórmulas obtenidas del libro Natural Gas Production Engineering (Ikoku, 1992). Asimismo se verificó con el simulador HYSYS los resultados del cálculo del line pack, dando también resultados similares al calculado manualmente. Los resultados se muestran en la tabla 2.11.

**Tabla 2.11: Capacidad del sistema de gas combustible e instrumentos**

Cálculo del volumen del sistema de tuberías					
Línea	Longitud (m)	Longitud (ft)	ND (in)	ID (in)	Volumen (scf)
2"-GI-115-A1A-600	16,59	54,43	2	2,067	12,120
	27,12	88,99	2	2,067	19,813
	1,80	5,91	2	2,067	1,315
	14,24	46,71	2	2,067	10,403
	2,41	7,91	2	2,067	1,761
	4,20	13,78	2	2,067	3,068
	10,12	33,20	1/2	0,546	0,516
	7,31	23,99	1/2	0,546	0,373
2"-GI-108-G6A-600	1,23	4,02	2	2,067	0,899
	32,11	105,36	2	2,067	23,458
2"-GI-113-G6A-600	8,76	28,74	2	2,067	6,400
	1,25	4,10	2	2,067	0,913
	1,76	5,76	2	2,067	1,286
	4,20	13,78	2	2,067	3,068
	40,90	134,19	2	2,067	29,880
2"-GI-145-G6A-600	10,33	33,89	2	2,067	7,547
2"-GI-109-G6A-600	9,10	29,86	2	2,067	6,648
	9,50	31,17	2	2,067	6,940
2"-FG-835-A1A-600	11,20	36,75	2	2,067	8,182
2"-GI-848-G6A-600	10,10	33,14	2	2,067	7,379
2"-FG-642-A1A-600	10,50	34,45	2	2,067	7,671
2"-GI-838-G6A-600	35,55	116,65	2	2,067	25,971
3"-FG-830-A1A-600	35,55	116,65	3	3,068	56,251
2"-FG-615-A1A-600	69,30	227,37	2	2,067	50,628
	10,33	33,89	2	2,067	7,547
	15,50	50,86	2	2,067	11,324
1"-FG-646-A1A-600	96,25	315,80	1	0,957	14,419
<b>Total:</b>	<b>497,21</b>	<b>1.631,34</b>			<b>325,780</b>

Fuente: Dimensiones: Ingeniería Planta Curiche. Cálculo volumen: Elaboración propia

Los resultados del cálculo del volumen total disponible en el sistema de cañerías de gas combustible y de instrumentos, se realizó en base al plano de cañerías de la Ingeniería Cuarta Fase de Planta Curiche (BCUR-000-PL-C-001) ajustado a las condiciones de operación actuales.

El volumen total almacenado por el sistema es de **325,78 scf** (pies cúbicos a condiciones estándar) en un total de 1.631 pies lineales que incluyen el volumen ocupado por los accesorios y cambios de elevación y variación de diámetro de las cañerías.

#### 5) Capacidad del depurador-tanque pulmón de gas combustible

El tanque pulmón de gas combustible tiene las siguientes características:

**Tabla 2.12: Capacidad del depurador-tanque pulmón de gas combustible**

Descripción	Valor	Unidad
Diámetro interno del tanque de gas combustible	12,5	in
Altura (s/s) del tanque de gas combustible	85	in
Volumen acumulado por el tanque	56,60	scf

Fuente: Elaboración propia

#### 6) Capacidad total del sistema de gas combustible-instrumentos

La capacidad total del sistema de gas combustible/instrumentos es de **382,38 scf**, tal como se indica en la tabla 2.13. Para el cálculo del tiempo de autonomía se necesita este dato en m<sup>3</sup>, lo que sería **10,83 m<sup>3</sup>** de gas como volumen total del sistema.

**Tabla 2.13: Capacidad total del sistema de gas combustible e instrumentos**

Descripción	Valor	Unidad
Volumen acumulado por el tanque	56,60	scf
Volumen acumulado por sistema (piping) de gas combustible e instrumentos	325,78	scf
Volumen acumulado por el sistema de gas combustible	382,38	scf

Fuente: Elaboración propia

### 7) Tiempo de Autonomía del Sistema de Gas Combustible e Instrumentos

Para determinar el tiempo de autonomía del sistema se tomará en cuenta la siguiente relación que permite determinar el tiempo de vaciado isotérmico ( $T=13,07\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) del sistema desde la presión de operación normal ( $P_1=120\text{ psig}$ ) hasta la presión mínima de operación efectiva de los instrumentos ( $P_2=87\text{ psig}$ ).

$$t = \frac{VT_{fad}}{QP_{fad}T_1} \times (P_1 - P_2)$$

(Ec. 2.1)

Donde:

$t$ : Tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos (min).

$V$ : Volumen acumulado por el pulmón de gas de instrumentos ( $\text{Nm}^3$ ).

$T_{fad}$ : Temperatura base de medición del gas de instrumentos ( $^{\circ}\text{C}$ )

$P_{fad}$ : Presión base de medición del gas de instrumentos (bar a).

$T_1$ : Temperatura de operación del sistema ( $^{\circ}\text{C}$ ).

$P_1$ : Presión de operación del sistema (bar a).

$P_2$ : Presión mínima de operación de los instrumentos (bar a).

El consumo de gas combustible e instrumentos considerado es la sumatoria del gas de instrumentos más el consumo de gas de los compresores K-100, K-200, K-300 y K-400 más el consumo de un (1) generador (asumiendo que el otro se encuentre en stand-by).

**Tabla 2.14: Cálculo del tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos**

Descripción	Símbolo	Valor	Unidad
Volumen acumulado por el sistema	V	10,83	$\text{Nm}^3$
Temperatura base de medición del gas	$T_{fad}$	15,6	$^{\circ}\text{C}$
Consumo de gas combustible e instrumentos	Q	16,78	$\text{Nm}^3/\text{min}$
Presión base de medición del gas	$P_{fad}$	1,013	bar (a)
Temperatura de operación del sistema	$T_1$	13,07	$^{\circ}\text{C}$
Presión de operación del sistema	$P_1$	9,289	bar (a)
Presión mínima de operación de los instrumentos	$P_2$	7,013	bar (a)
Tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos	t	<b>1,73</b>	<b>min</b>

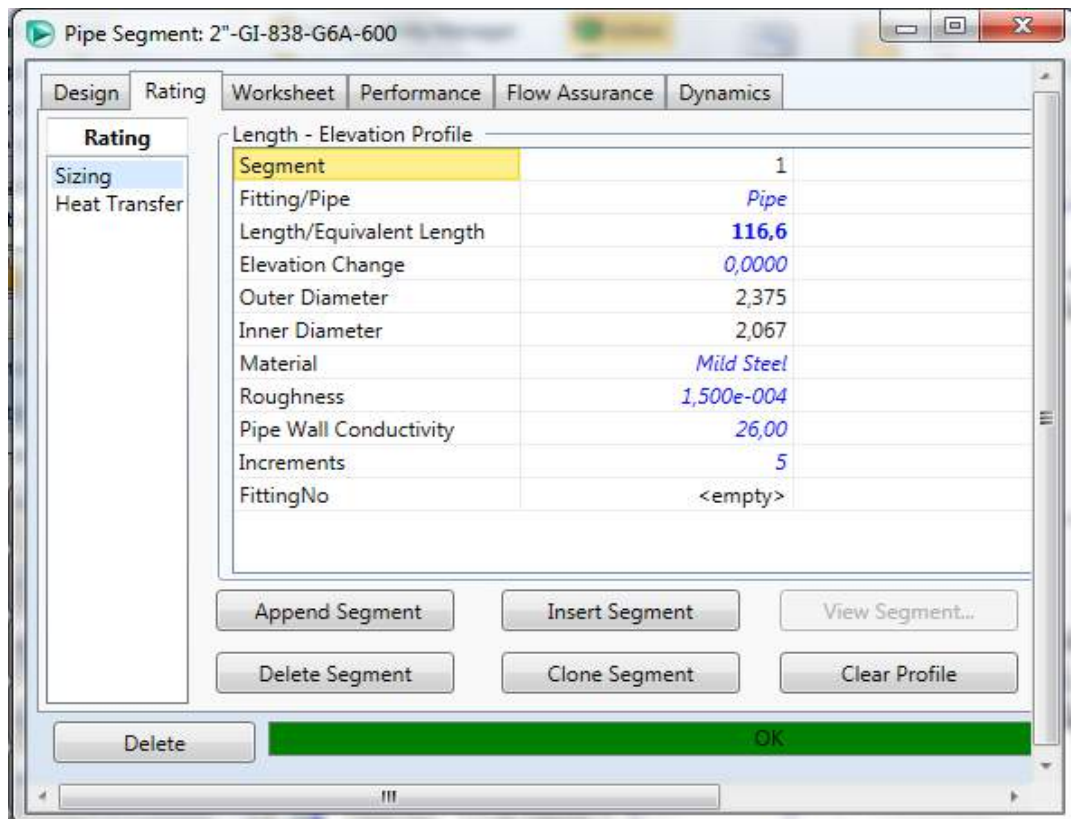
Fuente: Elaboración propia

**2.2.5 Verificación de las Caídas de presión en el sistema**

Se realiza la verificación de las caídas de presión en el sistema, simulando todo el sistema de gas combustible. Se tuvo que en no se tendrá una caída de presión mayor a 3 psi, siendo la menor calculada de 117,1 psig, muy por encima de la presión mínima a la que actúan los instrumentos, que es de 87 psig.

A continuación se muestra un ejemplo del cálculo de la línea de gas instrumentos que va a los compresores K-100/200. En la figura 2.7 se pueden ver los datos necesarios para realizar el cálculo de la caída de presión.

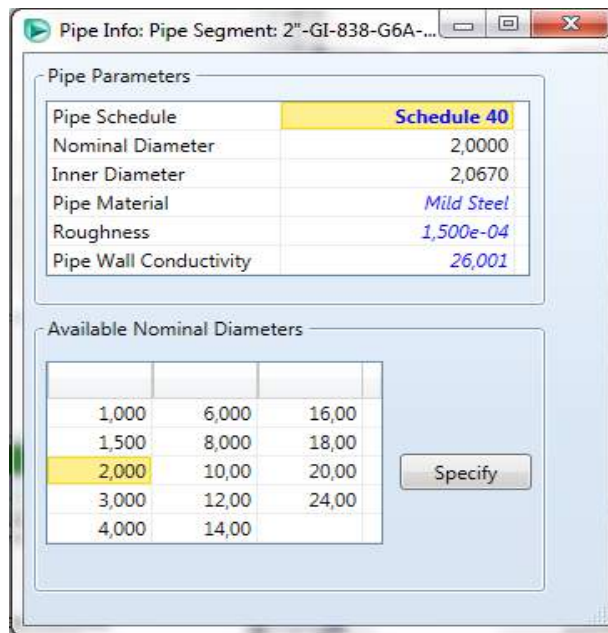
**Figura 2.7: Caída de presión en el gas instrumentos**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

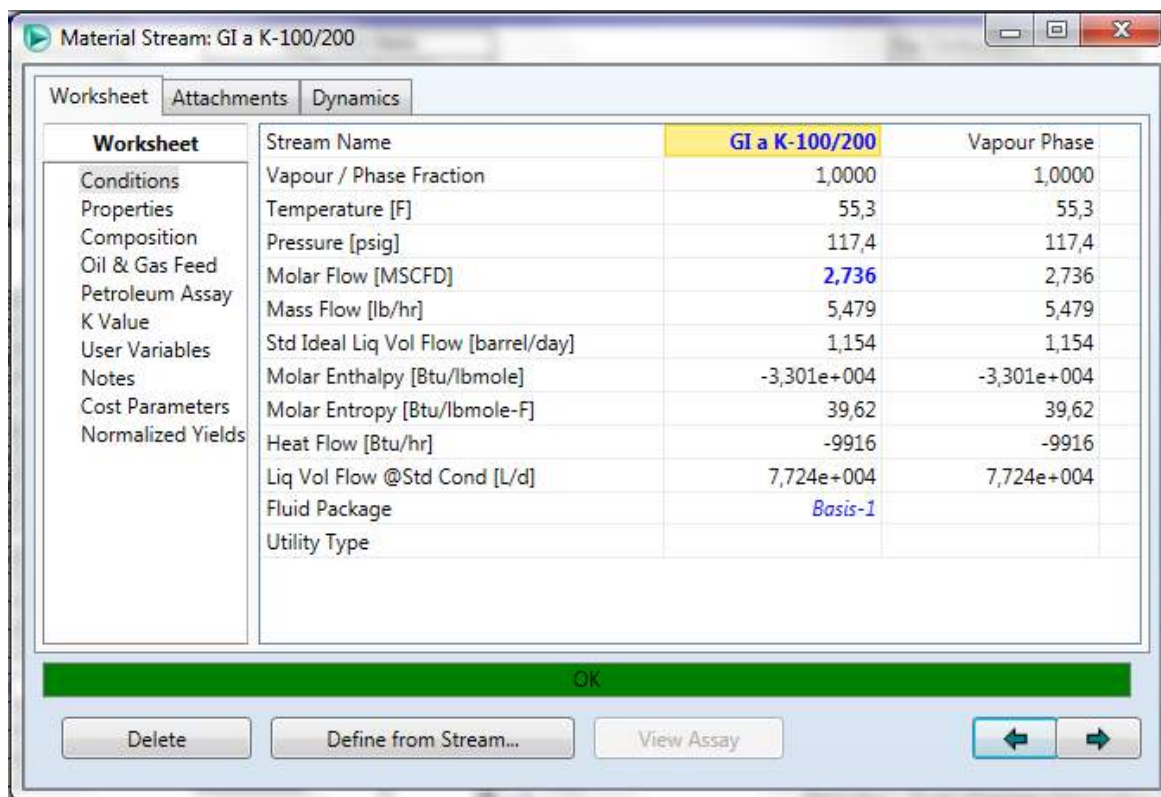
Se calcula utilizando los datos del relevamiento, y se tiene que la presión de llegada al punto final será de 117,4 psig, es decir que se tiene menos de 3 psi de caída de presión. En las figuras 2.8 y 2.9 se puede observar dichos resultados. En la figura 2.10 se muestra el diagrama completo del sistema de gas combustible e instrumentos.

Figura 2.8: elección del Schedule y Diámetro de la cañería



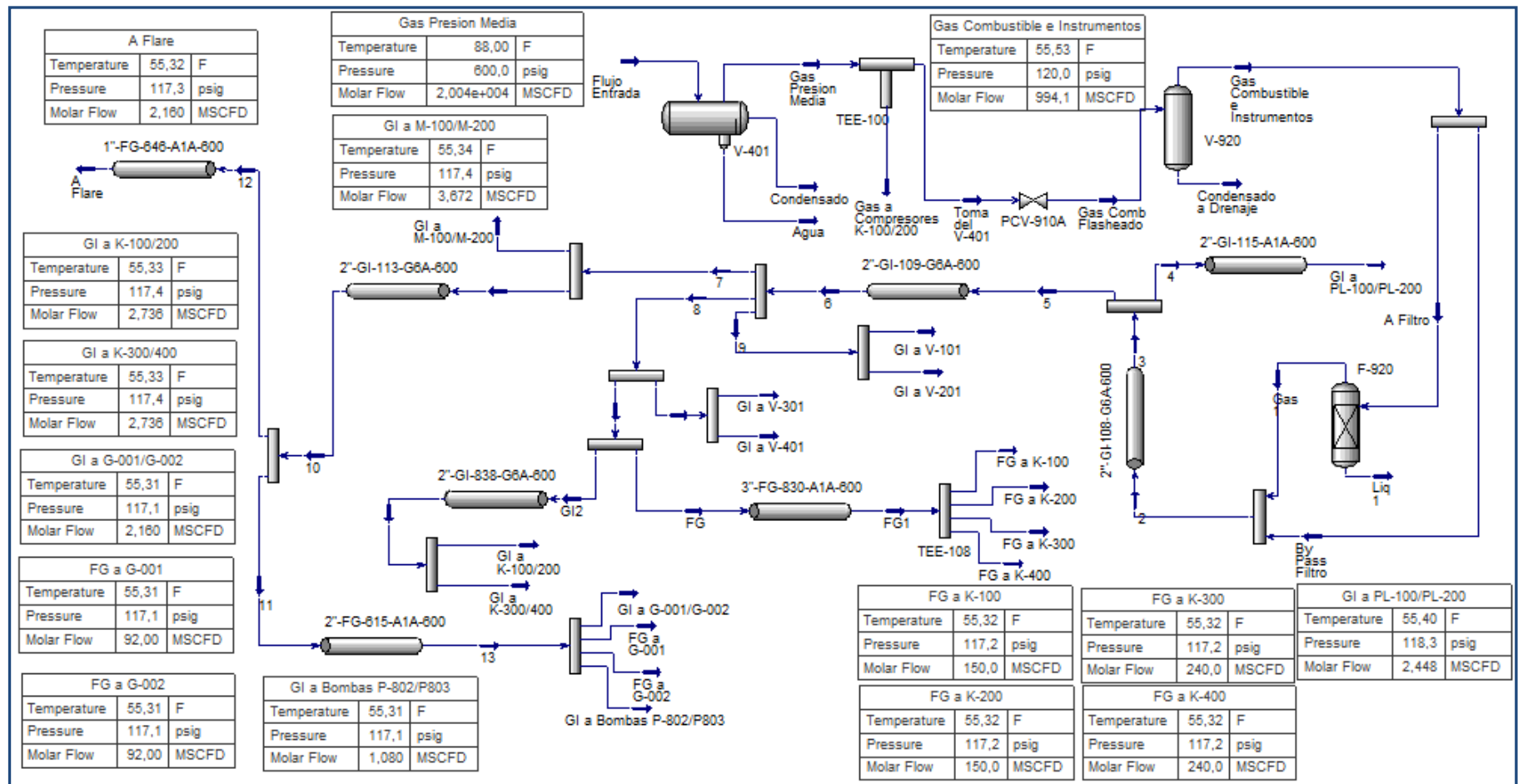
Fuente: Elaboración propia en HYSYS

Figura 2.9: Presión de llegada al punto final



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

Figura 2.10: Diagrama de flujo del sistema de gas combustible e instrumentos



Fuente: Elaboración propia en HYSYS



### 2.2.6 Máxima capacidad de flujo por las cañerías

De acuerdo a los datos obtenidos, el consumo máximo de gas combustible y de instrumentos sería de 994.096 scfd, es importante entonces analizar si las cañerías serán capaces de abastecer este flujo, principalmente la cañería de 2 pulgadas que sale desde el depurador de gas combustible e instrumentos V-920 hasta el punto donde se divide para la distribución del gas combustible e instrumentos, ya que a partir de allí el flujo es menor de acuerdo al consumo de los equipos e instrumentos.

El cálculo se realiza con el simulador GASNET, el cual utiliza las fórmulas de Panhandle y Weymouth, mediante el cual podremos comprobar si la tubería principal podrá ser capaz de manejar el flujo de consumo máximo demandado.

**Tabla 2.15: Datos para el cálculo de la capacidad de la tubería**

Descripción	Dato	Unidad
Longitud Tramo: 2"-GI-108-G6A-600	109,38	ft
Diámetro interno tubería	2,067	in
Presión inicial	120,0	psig
Presión mínima	117,0	psig
Temperatura de flujo	55,53	°F
Gravedad específica del Gas	0,6294	
Presión Pseudocrítica	670,83	psia
Temperatura Pseudocrítica	364,84	°R

**Figura 2.11: Datos cargados en el simulador**

El Equipo es el número:  Eficiencia para Weymouth:   
 ¿Composición del gas es conocida?  NO  SI Eficiencia para Panhandle:   
 ¿Qué desea calcular?  
 Caudal  Diámetro  Presión de entrada  Presión de salida  
 Temperatura de flujo del gas:  °F  
 Presión:  lpcm → Diámetro interno (D.I.):  pulg → Presión:  lpcm  
 Caudal de gas a C.N.:  MMpie³/día  
 Longitud de la tubería:  pie  
 Caudal de gas original a C.N.:  MMpie³/día  
 Características del gas  
 Gravedad específica del gas:

Fuente: Elaboración propia en GASNET



Figura 2.12: Resultados del Cálculo de capacidad de la tubería

TUBERÍAS, RESULTADOS	
<b>Ingenieros Consultores y Asociados, C.A.</b>	
Apartado 10.011, Teléfonos y FAX: (0261) 7928482 - 7920541 Correo electrónico: iconsa@cantv.net; Maracaibo - Venezuela	
<b>Cálculo de tuberías</b>	
<b>DATOS:</b>	
Nombre del tubería:	Tuberia Gas Comb 2 in
La composición de gas es conocida:	NO
Longitud de la tubería:	109,3800 pie
Temperatura de flujo de gas:	55,5300 °F
¿Que se desea calcular?	EL CAUDAL
Presión en la entrada:	120,0000 lpcm
Presión en la salida:	117,0000 lpcm
Diámetro de la tubería:	2,0670 pulg
Eficiencia para Weymouth:	100,0000
Eficiencia para Panhandle:	100,0000
Gravedad específica del gas:	0,6294
Introduce las propiedades pseudocríticas:	SI
Presión pseudocrítica del gas:	670,8300 lpcm
Temperatura pseudocrítica del gas:	364,8400 °F
<b>RESULTADOS:</b>	
Gravedad específica del gas:	0,6294
Peso molecular del gas:	18,2290
Temperatura pseudocrítica del gas:	367,6032 °F
Presión pseudocrítica del gas:	656,8896 lpcm
Coefficiente (Cw) de Weymouth:	61854,4924 pie
Coefficiente (Cp) de Panhandle:	105617,1537 pie
Factor de compresibilidad en la entrada (Ze):	0,9751
Factor de compresibilidad en la salida (Zs):	0,9757
Presión promedio:	118,5063 lpcm
Factor de compresibilidad promedio:	0,9754
Diámetro de la tubería:	2,0670 pulg
Área transversal de la tubería:	0,0233 pie <sup>2</sup>
	<b>WEYMOUTH      PANHANDLE B</b>
Caudal de gas a condiciones normales:	1,2033      2,0694 MMpie <sup>3</sup> /d
Flujo másico:	2408,4651      4141,8602 lb/hr

Fuente: Elaboración propia en el Simulador GASNET

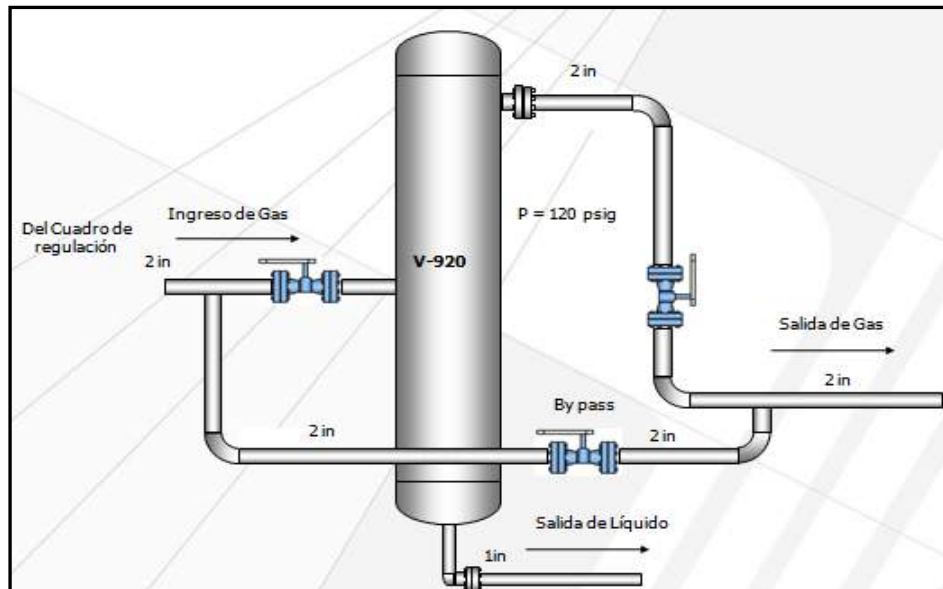
Los resultados que nos arroja el cálculo, tomando en cuenta la metodología de Panhandle, nos indica que la tubería tiene una capacidad de 2,07 MMscfd, es decir que la tubería principal será capaz de manejar eficientemente el flujo máximo incluso si a futuro el mismo se incrementara aún más.

En lo que confiere a nuestra investigación, se puede verificar que la tubería de 2 pulgadas será capaz de manejar el flujo de 994.096 scfd holgadamente.

**2.2.7 Capacidad y configuración del depurador ó tanque pulmón de gas V-920**

De acuerdo a la información recopilada, se analizó la capacidad de flujo del equipo, si la configuración interna es la adecuada y si el control de nivel de líquidos el óptimo. El depurador de gas combustible e instrumentos se muestra a continuación en la figura 2.13.

**Figura 2.13: Depurador/Tanque pulmón de gas combustible e instrumentos**



Fuente: Elaboración propia

El equipo en cuestión cuenta con las características descritas en la tabla 2.16.

**Tabla 2.16: Datos del depurador actual**

Descripción	Dato	Unidad
Diámetro interno	12,5	in
Altura	85	in
Capacidad de flujo	480	Mscfd

Fuente: Ingeniería Planta Curiche

Se realizó el análisis de los factores principales del equipo, y se detalla a continuación los resultados del mismo

- **Capacidad de manejo de flujo de gas**

De acuerdo a los planos de planta, el depurador de gas combustible e instrumentos fue diseñado para una capacidad de 480 Mscfd, ya que en su fase inicial la planta no contaba

con compresores de gas, los cuales fueron implementándose conforme se iban poniendo en producción nuevos pozos los cuales tienen una presión intermedia (presión de surgencia menor a 800 psig). De acuerdo a los datos relevados y a la información revisada el consumo máximo de gas combustible e instrumentos tomando en cuenta a los dos compresores que se tiene planificado implementar sería de 994 Mscfd, por lo cual a simple vista se puede observar que el equipo no tendría la suficiente capacidad para manejar de manera óptima este flujo, es decir, las velocidades del gas serían muy altas, no se tendría un tiempo de residencia adecuado del líquido, entre los principales problemas que se puede identificar.

- **Configuración interna inadecuada del Depurador de gas combustible V-920**

Luego de realizar el relevamiento de equipos en Planta, se constató que el depurador de gas combustible, que funciona también como tanque pulmón de gas instrumentos, no tiene una configuración interna adecuada, dicho equipo se constituye únicamente de un recipiente de acero al carbono sin los elementos internos que se requiere por norma y práctica recomendada para realizar una correcta separación del líquido que arrastra el gas luego de ser separado en una primera fase, es decir no cuenta con la malla coalescedora, placa deflectora, y demás elementos internos muy importantes para una adecuada separación.

- **Funcionamiento ineficiente en el sistema de control de líquido del depurador**

Actualmente el control de nivel de líquido que decanta y acumula en el depurador V-910 de gas combustible se lo realiza manualmente, por lo cual se requiere la instalación de una válvula de control de nivel de líquido. Este punto se subsanara debido a que en el diseño de del nuevo depurador el misma cuenta con la configuración para la instalación de una válvula de control de nivel.

Dentro del relevamiento realizado, se obtuvo la información que el depurador de gas combustible actual, no cuenta con la adecuada configuración interna, es decir, con los dispositivos internos como ser deflector, rompedor de olas, malla coalescedora, y si se toma en cuenta que el gas de Planta Curiche es un gas rico, se ha presentado en alguna ocasión problemas con el control de líquido, teniendo altos niveles en dicho separador, lo cual ha generado un arrastre de líquido obstruyendo a los instrumentos de control de algunas válvulas ocasionando paros de equipos, principalmente compresores de gas.

### 2.3 Análisis ambiental y técnico de tener un sistema de gas instrumentos

Los sistemas de instrumentación neumáticos accionados con gas natural se utilizan frecuentemente en una variedad de industrias de gas natural y petróleo para el control de procesos. Las aplicaciones típicas en control de procesos incluyen regulación de presión, temperatura, nivel de líquido y régimen de flujo. La pérdida constante de gas natural de estos controladores es en conjunto una de las fuentes más importantes de emisiones de metano en la industria de gas natural.

Las compañías pueden lograr una significativa reducción de costos y emisiones de metano mediante la conversión de sistemas de control neumático accionados por gas natural a sistemas de aire comprimido para instrumentación. Los sistemas de aire comprimido para instrumentación reemplazan el gas natural presurizado con el aire comprimido, eliminando las emisiones de metano y proporcionando beneficios de seguridad adicionales.

El utilizar gas natural para el accionamiento de los instrumentos genera efectos ambientales y problemas técnicos, los cuales son mencionados a continuación.

#### 2.3.1 Efectos ambientales por las emisiones continuas de gas a la atmósfera

La utilización de gas natural como gas de instrumentación genera emisiones de metano y dióxido de carbono a la atmósfera, los cuales son gases de efecto invernadero del planeta Tierra, ya que aumentan la capacidad de retención del calor por la atmósfera, lo cual es perjudicial para el medio ambiente, ya que afecta en el calentamiento global del planeta. Además, el gas natural es un gas inflamable, lo que disminuye significativamente la seguridad de operación de la planta.

Es importante definir de una manera más amplia y detallada el efecto invernadero, para comprender de manera precisa como afectan al medio ambiente las emisiones constantes de gases a la atmósfera, el mismo es detallado a continuación.

**Efecto Invernadero:** Se denomina efecto invernadero al fenómeno por el cual determinados gases, que son componentes de la atmósfera planetaria, retienen parte de la energía que el suelo emite por haber sido calentado por la radiación solar. Afecta a todos los cuerpos planetarios dotados de atmósfera. De acuerdo con la mayoría de la comunidad científica, el efecto invernadero se está viendo acentuado en la Tierra por la emisión de

ciertos gases, como el dióxido de carbono y el metano, debido a la actividad humana. Este fenómeno evita que la energía solar recibida constantemente por la Tierra vuelva inmediatamente al espacio, produciendo a escala mundial un efecto similar al observado en un invernadero.

El efecto invernadero es un fenómeno atmosférico natural que permite mantener una temperatura agradable en el planeta, al retener parte de la energía que proviene del sol. A través de las actividades humanas se liberan grandes cantidades de carbono a la atmósfera a un ritmo mayor de aquel con que los productores y el océano pueden absorberlo, éstas actividades han perturbado el presupuesto global del carbono, aumentando, en forma lenta pero continua el CO<sub>2</sub> en la atmósfera; propiciando cambios en el clima con consecuencias en el ascenso en el nivel del mar, cambios en las precipitaciones, desaparición de bosques, extinción de organismos y problemas para la agricultura.

Gases como el CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, ozono superficial (O<sub>3</sub>)<sup>4</sup>, óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) y clorofluorocarbonos se acumulan en la atmósfera como resultado de las actividades humanas, derivando en un aumento del calentamiento global, esto ocurre porque los gases acumulados frenan la pérdida de radiación infrarroja (calor) desde la atmósfera al espacio. Una parte del calor es transferida a los océanos, aumentando la temperatura de los mismos, lo que implica un aumento de la temperatura global del planeta. Como el CO<sub>2</sub> y otros gases capturan la radiación solar de manera semejante al vidrio de un invernadero, el calentamiento global producido de este modo se conoce como efecto invernadero.

El resultado de un efecto invernadero acrecentado sería una planeta cada vez más cálido, con consecuencias climáticas difíciles de predecir pero casi con toda seguridad indeseables. A partir del protocolo de Kioto, numerosos gobiernos han aceptado tomar medidas para reducir las emisiones de estos gases.

Asimismo en la Ley 1333 del Medio Ambiente de Bolivia en el Art. 20 (Ley del Medio Ambiente. Ley 1333. Bolivia, 1992) se menciona que se consideran actividades y/o factores susceptibles de degradar el medio ambiente a aquellas que contaminan el aire. También es importante indicar que en el Art. 35 del RASH (Reglamento Ambiental del Sector Hidrocarburos. DS 24335. Bolivia, 1996) se menciona que la empresa debe tomar provisiones necesarias para minimizar las emisiones o fugas gaseosas en las instalaciones petroleras.

### **2.3.2 Reducción de la vida útil de los dispositivos de control**

El tener un sistema de gas para instrumentos reduce la vida útil de los dispositivos de control y disminuye la eficiencia de operación. El gas natural utilizado en dispositivos e instrumentos de control neumáticos usualmente contiene gases corrosivos (tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno) que pueden reducir la vida operativa eficaz de estos dispositivos. Además, el gas natural usualmente produce subproductos de oxidación de hierro, que pueden obstruir los orificios pequeños del equipo resultando en una reducción de eficiencia de operación o peligros. Al utilizar aire comprimido para instrumentación, adecuadamente filtrado y secado, se reduce la degradación del sistema y aumenta la vida útil de operación.

### **2.3.3 Emisión constante de gas metano disminuye seguridad industrial**

El uso de gas natural como suministro para instrumentos, disminuye significativamente la seguridad de las plantas procesadoras y los sistemas de transmisión y distribución de gas natural, debido a que el gas natural es una sustancia inflamable la cual está siendo venteadada constantemente a la atmósfera durante los ciclos de control de las válvulas.

### **2.3.4 Pérdida económica para la empresa**

El utilizar gas natural como gas de instrumentos significa dejar de comercializar un volumen de gas que se emplea en dicho servicio, lo cual se convierte en una pérdida económica cuantificable.

La industria petrolera recomienda utilizar aire comprimido para el accionamiento de las válvulas de control y seguridad de las plantas de procesos, de igual manera los entes reguladores medioambientales de cada país recomiendan a las empresas utilizar aire comprimido para instrumentos.

Tomando en cuenta los anteriores puntos, se hace necesario el reemplazar el sistema actual de gas instrumentos por un sistema de aire comprimido para instrumentos, lo cual se desarrollará en el siguiente capítulo.

## 2.4 Conclusiones del diagnóstico del Sistema

Luego de realizar la evaluación del sistema de gas combustible e instrumentos, donde se analizó el proceso de acondicionamiento del gas natural que se utiliza como combustible y suministro para instrumentos, la capacidad máxima y los efectos técnicos y ambientales de utilizar gas para instrumentos, se llega a obtener un diagnóstico de dicho sistema, el mismo concluye con lo siguiente:

- Cuando se suministra gas utilizando como fuente la salida de gas del separador V-101, luego de la regulación de 1100 psig a 120 psig, debido a la alta caída de presión por la regulación en una sola etapa se tiene formación de hidratos, lo cual ocasiona problemas operacionales, pudiendo desencadenar los mismo en paros no programados de compresores de gas y en el generador de energía eléctrica, ya sea por falta de combustible o por falla en las válvulas de control de presión.
- Cuando se produce un paro de planta con despresurización de equipos, y al estar sin presión los separadores V-101 y V-401, no se cuenta con una fuente de suministro alterna, lo cual demora el arranque de la planta, ocasionando así pérdida de producción.
- El depurador de gas combustible V-920 no tiene la capacidad de manejar el flujo máximo demandado tomando en cuenta el consumo de los dos nuevos compresores que se tiene planificado instalar en planta, además no cuenta con una configuración interna de acuerdo a Normas de la industria para la separación de gas y líquido.
- El utilizar gas para el accionamiento de los instrumentos tiene efectos ambientales y técnicos negativos, lo que produce daños al medio ambiente por la emisión constante de gas metano y dióxido de carbono a la atmósfera, y daños físicos a los instrumentos.
- El tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos es de 1,73 minutos. Es decir, el sistema garantizará, bajo las condiciones anteriormente definidas, aproximadamente 1,73 minutos, en caso de que el sistema deje de recibir alimentación de gas. Este valor se encuentra por debajo de las prácticas recomendadas por los especialistas en sistemas de aire de instrumentos para plantas de gas, donde el GPSA recomienda un mínimo de 5 minutos para el buen accionamiento de las válvulas de control y seguridad.

## CAPITULO III

### INGENIERIA Y DESARROLLO DE PROPUESTAS

Tomando en cuenta los resultados de la evaluación del Sistema de Gas Combustible e Instrumentos y el diagnóstico obtenido del mismo, se realiza propuestas de ingeniería que buscan mejorar el funcionamiento del sistema y prevenir de esta manera problemas operacionales asociados al suministro de gas. Las propuestas que se plantean como resultado de nuestra investigación son las siguientes:

- **Propuesta para mejorar el acondicionamiento del gas combustible e instrumentos**, eligiendo uno de los métodos para prevenir la formación de hidratos en la regulación del sistema y planteando la regulación del gas en dos etapas.
- **Proponer una toma auxiliar de gas combustible e instrumentos**, lo cual significaría que el sistema no se quedase sin suministro en caso de paro de planta y venteo de la misma, asimismo se aseguraría el suministro continuo de gas de instrumento para el buen accionamiento de las válvulas de control y seguridad de planta.
- **Diseño del dimensionamiento de un nuevo depurador de gas combustible**, capaz de manejar un caudal de gas mayor a 1 MMscfd y que cuente con la configuración interna adecuada conforme a las normas y prácticas recomendadas de la industria gasífera.
- **Diseño de un sistema de aire de instrumentos**, que reemplace al gas instrumentos, dicha propuesta se enmarca desde el punto de vista ambiental y técnico, ya que reducirá las emisiones de gas metano ocurridas por el accionamiento constante de las válvulas de control, asimismo se tendrá un sistema independiente al de gas combustible, lo cual aseguraría el buen accionar de las válvulas en caso de paros de planta, ya que se tomaría en cuenta que el nuevo sistema cumpla con las normas recomendadas que especifican que un sistema de aire de instrumentos debe tener por lo menos un tiempo de 5 minutos de autonomía para casos de paro de planta.



### 3.1 Propuesta para mejorar el acondicionamiento de gas combustible e instrumentos

#### 3.1.1 Métodos de prevención de formación de hidratos

Para la prevención de la formación de hidratos existen diversos métodos, entre los más utilizados en la industria petrolera podemos mencionar los siguientes:




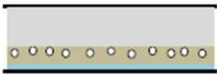
- Mantener la temperatura del sistema operativo por encima del umbral de formación de hidratos, mediante el calentamiento indirecto.
- Eliminar el agua del sistema.
- Inyectar un inhibidor (metanol o monoetilenglicol) de manera eficaz para disminuir la formación de hidratos por debajo de la temperatura de funcionamiento del sistema.
- Añadir inhibidores cinéticos (polímeros de bajo peso molecular) que vincule con el hidrato de superficie, retrasa el crecimiento de cristales por un período de tiempo que más largo que el tiempo de residencia de agua libre en el sistema.
- Añadir antiglomerantes que impidan la agregación de los cristales de hidratos por la dispersión de agua libre como gotitas en suspensión dentro del petróleo o condensado transportado.

La elección de cuál de estos métodos depende de una serie de factores, incluyendo la configuración del sistema, el rango de temperaturas y presiones que se espera alcanzar durante el funcionamiento, la importancia relativa de los volúmenes de gas, agua y de hidrocarburos líquidos involucrados, y un número de consideraciones de costos.

Para el caso en estudio, no se considera factible la eliminación del agua del sistema ya que en la Planta Curiche se tiene un sistema de separación primaria, siendo el gas deshidratado y procesado recién en la Planta de gas Tacobo, por ello los métodos posibles a aplicarse serían el de calentamiento indirecto y los de inhibición química.

Los métodos de inhibición química, comprenden los termodinámicos que evitan la formación ó disocian los hidratos, y los de baja dosis, retardan el crecimiento y evitan la aglomeración de los cristales de hidratos en las líneas de flujo; y el método de inhibición de hidratos por calentamiento indirecto mantiene la temperatura del gas por encima de la temperatura de formación de hidratos, evitado así la formación de los mismos. Ver figura 3.1.

**Figura 3.1: Mecanismos de inhibición de hidratos**

Método de inhibición	Mecanismo de inhibición
Ninguno	 <p>Se forman tapones de hidratos.</p>
Termodinámicos y por Calentamiento Indirecto	 <p>No se forman tapones de hidratos.</p>
De baja dosis: inhibidores cinéticos	 <p>No se forman tapones de hidratos.</p> <p>Se forman tapones a tiempos de residencia largos, desde minutos hasta semanas dependiendo de las condiciones de operación del sistema.</p>
De baja dosis: inhibidores antiglomerantes.	 <p>Los cristales de hidratos son dispersados en la fase de hidrocarburos condensados.</p>

Fuente: Frostman L. M. Anti- agglomerant hydrate inhibitor for prevention of hydrate

### 3.1.2 Inhibidores termodinámicos

Entre los inhibidores termodinámicos se encuentran el metanol (MeOH) y el monoetilenglicol (MEG), estos son usados comúnmente para controlar o prevenir la formación del hidrato debido a su habilidad para reducir considerablemente las temperaturas de formación de hidratos (ver figura 3.1). De acuerdo a su capacidad de inhibición se evalúa que químico se utilizará, donde el metanol suele ser más efectivo que el MEG al reducir las condiciones de formación de hidratos a menores temperaturas.

Otros alcoholes y glicoles también pueden ser usados al momento de inhibir la formación de hidratos de gas, pero hay dos factores que hacen del MEG y del Metanol los inhibidores termodinámicos más comunes ellos son el rendimiento y el costo.

#### Ventajas:

- Reducen la temperatura de formación de hidratos, cambiando el potencial químico del agua, es decir, reduce el punto de congelación.
- Trabajan para cualquier sistema de hidrocarburos.

- Algunos inhibidores como el metanol inhiben tanto en fase líquida como en fase vapor, lo cual es ventajoso durante procesos transitorios como el reinicio de operaciones.

**Desventajas:**

- Se requiere grandes cantidades para realizar la inhibición.
- Se debe disponer de suficiente espacio debido a que los volúmenes de almacenamiento son de gran tamaño.
- Los requerimientos para bombeo y almacenamiento pueden conducir a altos costos.
- El inhibidor puede causar precipitación de las sales en el agua producida.
- Incompatibilidad entre el inhibidor y los materiales de fabricación de líneas de flujo, los equipos y facilidades.

**3.1.3 Inhibidores de baja dosis**

Los métodos de inhibición con baja dosis afectan la cinética, es decir, afectan la rapidez con que se forman y se aglomeran los hidratos de gas por lo cual son procesos dependientes del tiempo.

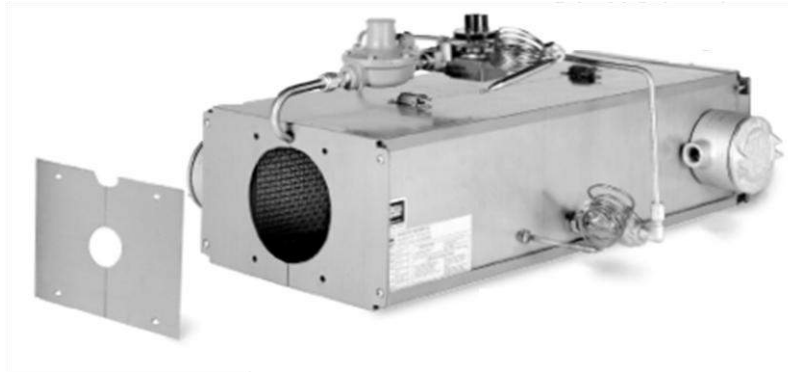
- Inhibidores Cinéticos:** son polímeros de bajo peso molecular disueltos en un líquido portador que se inyectan a la fase acuosa presente en las líneas y no alteran la termodinámica de la formación de hidratos, pero modifican la cinética de formación de hidratos. Su efecto depende del tiempo de tránsito a través de la tubería (ver figura 3.1) pues si es suficientemente largo se formarían los hidratos y bloquearían la línea. Para su aplicación primero se debe hacer un análisis de las condiciones de las facilidades de producción en el campo.
- Antiglomerantes:** son productos químicos tensioactivos (surfactantes), que no evitan la formación de hidratos sino la aglomeración de los cristales, manteniéndolos con un tamaño por debajo de los milímetros de magnitud, separados y dispersos en el hidrocarburo evitando su aglomeración y crecimiento como un solo cuerpo. (ver figura 3.1). Los factores que afectan su eficacia son el tipo de hidrocarburo, la salinidad del agua y el corte de agua producido.

Se puede observar que estos métodos presentan limitaciones importantes que son consideradas al momento de elegir entre ellos u otros métodos de inhibición.

### 3.1.4 Inhibición de hidratos por calentamiento indirecto

La inhibición de hidratos por calentamiento indirecto se utiliza en sistemas de gas combustible. Se plantea la instalación de un calentador catalítico eléctrico, similar al de la figura 3.2, debido al poco espacio que se tiene en el cuadro de regulación de gas combustible.

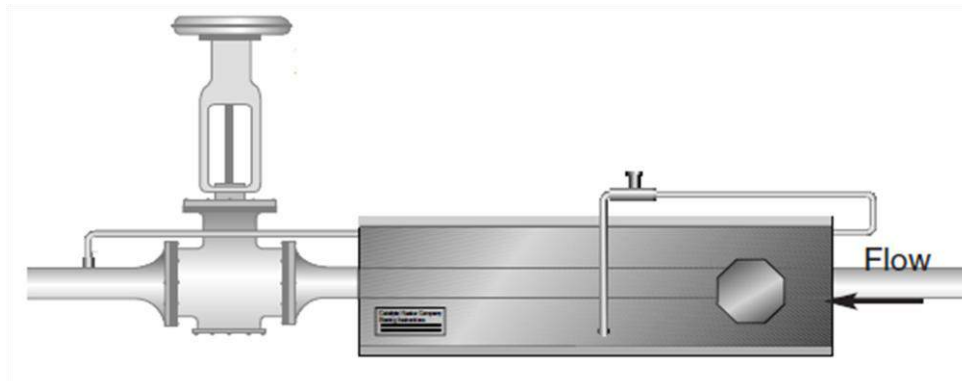
**Figura 3.2: Calentador Catalítico Eléctrico**



Fuente: CATCO Catalytic Heater Company

Los calentadores catalíticos para montaje en cañerías son utilizados para calefaccionar estas, generalmente para evitar el congelamiento de válvulas de control o reguladores, u otros dispositivos ubicados aguas arriba del calentador. En la figura 3.3 se puede observar la ubicación de un calentador catalítico en la cañería.

**Figura 3.3: Ubicación del calentador en la cañería**



Fuente: CATCO Catalytic Heater Company

**Ventajas del calentador catalítico eléctrico para montaje en cañerías:**

- **Eficiencia**

Los calentadores catalíticos generan energía radiante (infrarroja) la cual puede ser dirigida directamente sobre un objeto particular. La energía no es perdida en calentar otros objetos o sobre el aire próximo.

- **Seguridad**

Utilizando el principio de la combustión catalítica, los calentadores catalíticos operan a una temperatura superficial de entre 600 a 800 °F, mucho más bajo que la temperatura de inflamación del gas natural (aproximadamente 1300 °F). Ellos son una fuente segura de calentamiento en áreas peligrosas donde hay riesgo potencial de fuego por la presencia de líquidos y gases combustibles.

Ellos no requieren conexión eléctrica excepto en el momento del arranque, eliminando los inconvenientes de los cableados eléctricos y cortocircuitos.

Los calentadores eléctricos no contienen partes en movimiento y una vez energizados funcionarían indefinidamente siempre y cuando combustible y aire son disponibles. Esos factores hacen a los calentadores catalíticos ideales para aplicaciones remotas.

**3.1.5 Propuesta de instalación de calentadores catalíticos para prevenir hidratos**

La formación de hidratos puede ser prevenida por la aplicación de algunos de los métodos de prevención de hidratos mencionados, sin embargo, su aplicabilidad puede no ser ni práctica ni económicamente factible en algunos casos.

Según la bibliografía revisada, se pudo constatar que los sistemas de gas combustible e instrumentos generalmente utilizan calentadores para la inhibición de hidratos, asimismo se observa muchas desventajas de utilizar inhibidores termodinámicos o de baja dosis para el sistema en estudio, ya que lo que se busca es aumentar la temperatura del gas combustible y de instrumentos, y tanto el glicol (MEG) como el metanol (MeOH) lo que hacen es principalmente disminuir la temperatura de formación de hidratos, y además que su implementación significaría mayores costos de adquisición, operación y mantenimiento.

Por estos motivos se elige la propuesta de implementar calentadores catalíticos para la inhibición de hidratos por calentamiento indirecto, siendo el mismo un método muy eficiente y muy utilizado en la industria gasífera.

#### Consideraciones de diseño:

Los calentadores catalíticos para cañerías son a menudo utilizados para calentar cañerías aguas arriba de válvulas o reguladores. Los calentadores catalíticos para cañerías son diseñados para una fácil instalación y mínimas herramientas son necesarias para su montaje. En la mayoría de los casos su instalación consiste en la apertura de su caja y su ubicación en la cañería y su fijación mediante cerrojos. Con el suministro de gas combustible comienza su operación. Estos pueden ser suministrados tanto para ser pre-calentados mediante una tensión de 12 o 120 voltios y pueden utilizar como gas combustible gas natural o GLP.

Estos modelos incorporan uno o dos calentadores, modelo 624 de 6000 BTU/Hr cada uno. Son disponibles para ser instalados en cañerías de hasta 6".

Estos calentadores catalíticos están aprobados por Factory Mutual para ser utilizados en Clase I, Div II y por CGA para áreas clases I, Div.I& II.

Como opcionales se pueden disponer de regulación de la potencia calorífica a través de termostatos y manifolds de regulación.

Existen calentadores de 6.000 BTU/H y de 12.000 BTU/H, a continuación en la figura 3.4 se indican las características de los mismos.

**Figura 3.4: Modelos de calentadores catalíticos**

Heater				Dimensions (inches)			
Model No.	Heater Size	BTU	No. Used	A	B	C	D
70-045 (1"-3")	624	6,000 -or- 12,000	one -or- two	24.50	6.75	11	15.00
70-045 (4"-6")	624	6,000 -or- 12,000	one -or- two	24.50	8.75	13.00	17.00

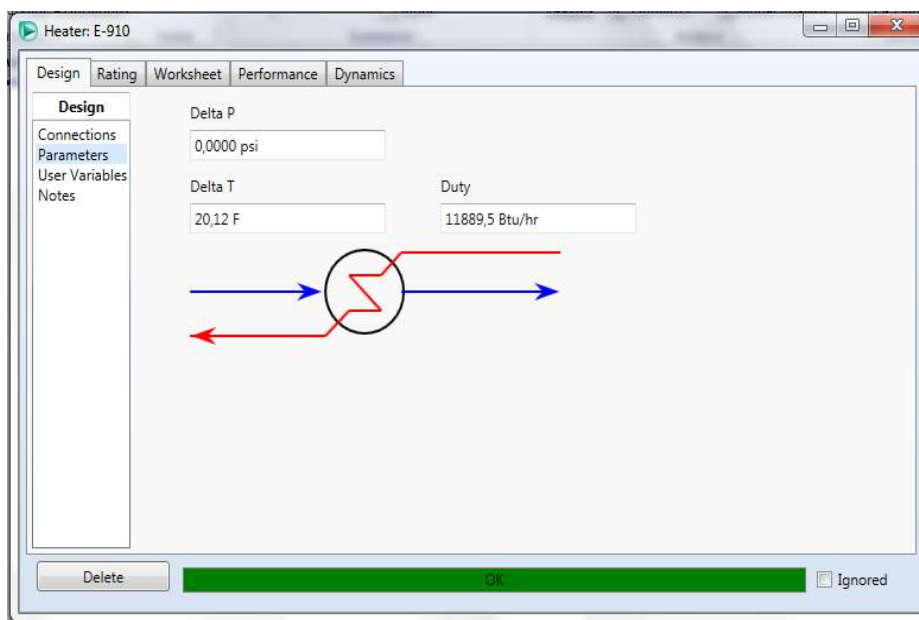
:

Fuente: CATCO Catalytic Heater Company

Para la elección del calentador, se toma en cuenta el consumo máximo de gas combustible y de instrumentos, que sería de 994.096 scfd, se simula en HYSYS y se requiere dos calentadores de 12.000 BTU/H, uno para cada tramo del cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos.

En la figura 3.5 se muestra la diferencial de temperatura requerida en el sistema para evitar la formación de hidratos y el poder calorífico que debe suministrar el calentador catalítico.

**Figura 3.5: Calentador Catalítico a implementar**



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

### 3.1.6 Propuesta de instalación de válvulas para regulación en dos etapas

Debido a que la regulación del gas combustible e instrumentos proveniente del separador V-101 se realiza en una sola etapa, es decir, se tiene instalada en cada tramo del cuadro de regulación una sola válvula que regule la presión de 1100 psig a 120 psig, y en caso se implementase una futura toma auxiliar del gasoducto el gas sería suministrado al sistema también a 1100 psig, se considera necesario implementar dos válvulas más de control para la regulación en dos etapas o cascada, de tal manera que la caída de presión disminuya debido a que se tendrá una presión intermedia en la regulación, lo que significa una menor caída de temperatura.

Dichas válvulas deben ser ubicadas preferentemente aguas abajo de las válvulas de regulación existentes (PCV-910 A/B), la primera etapa regulará de 1100 psig a 600 psig, y la segunda etapa de 600 psig a 120 psig, en medio de ambas se instalarán los calentadores catalíticos, los cuales tendrán la función de elevar la temperatura previa a la regulación de 600 psig a 120 psig, para evitar de esta manera la formación de hidratos en la línea de 2 pulgadas del cuadro de regulación de gas, y así lograr un mejor acondicionamiento del gas combustible e instrumentos.

En la figura 3.6 se muestra un ejemplo de un tipo de válvula de control muy utilizada en los sistemas de instrumentación de las plantas de gas.

**Figura 3.6: Válvula de control**



Fuente: Manual de instrucción válvula Fisher D4

### **3.1.7 Propuesta de instalación de toma auxiliar de gas combustible del Gasoducto**

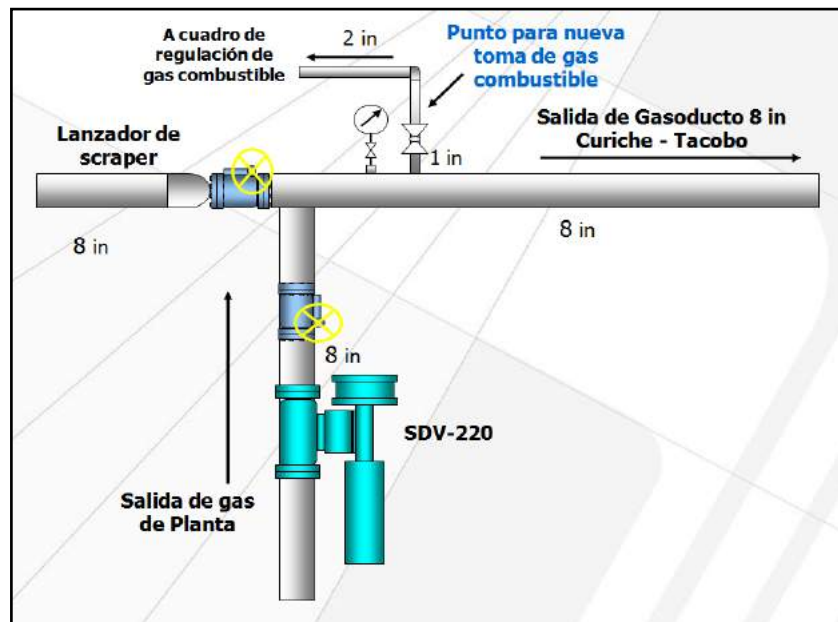
Se realiza la propuesta para la instalación de una nueva toma de gas combustible e instrumentos, la misma que dé solución a una serie de problemas operacionales que ocasiona un paro de planta con venteo total, lo cual deja sin suministro de gas al sistema, debido a que las dos únicas tomas que se tienen provienen de los separadores de producción V-101 y V-401, y que los mismos se quedan sin flujo y sin presión por el venteo de la planta al activarse el sistema instrumentado de seguridad, esto significaría que el sistema quede sin gas combustible y sin gas de instrumentos, lo cual impediría el arranque normal de los equipos y habilitación de las válvulas luego del paro.



De acuerdo a la lógica de control del Sistema Instrumentado de Seguridad recientemente implementado, si se activara un detector de humo o fuego, esto ocasionaría un paro total de planta con venteo y despresurización del sistema, accionando las válvulas de seguridad SDV (Shut down valve) en modo de cierre, y aperturando la válvula de venteo BDV (Blown down valve), lo cual dejaría los sistemas de planta despresurizados, y en caso el paro se prolongase no se tendría gas combustible ni de instrumentos para poder poner en marcha los compresores de gas ni el generador de electricidad, asimismo las válvulas de control y seguridad no podrán activarse por la insuficiencia de gas de instrumentos.

La propuesta plantea soluciones a los problemas operacionales que ocasionaría el contar con una única toma de suministro de gas para combustible e instrumentos, evitando así paros no programados de planta. La toma que se plantea refiere a un punto ubicado en la salida del Gasoducto Curiche-Tacobo el cual tiene un threadolet de una pulgada de diámetro con una válvula de bloqueo donde realizaría la instalación de la tubería. Si bien el gasoducto tiene una presión de 1100 psig, y la caída de presión sería elevada al regular la misma hasta 120 psig, este problema se subsanará con la instalación del calentador catalítico que aumentará la temperatura de la corriente gaseosa en la regulación. En la figura 3.7 se indica el punto auxiliar de gas combustible proveniente del Gasoducto.

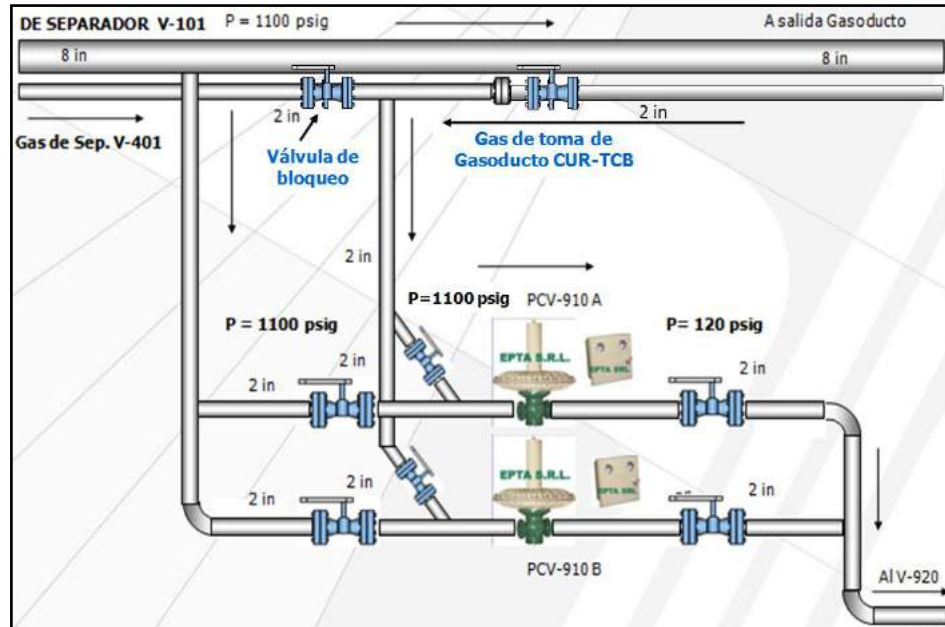
**Figura 3.7: Punto para toma auxiliar de gas combustible**



Fuente: Elaboración propia

En la figura 3.8 se muestra la llegada de la nueva línea de gas combustible proveniente del Gasoducto Curiche-Tacobo.

**Figura 3.8: Llegada de nueva línea de gas combustible proveniente del Gdto.**



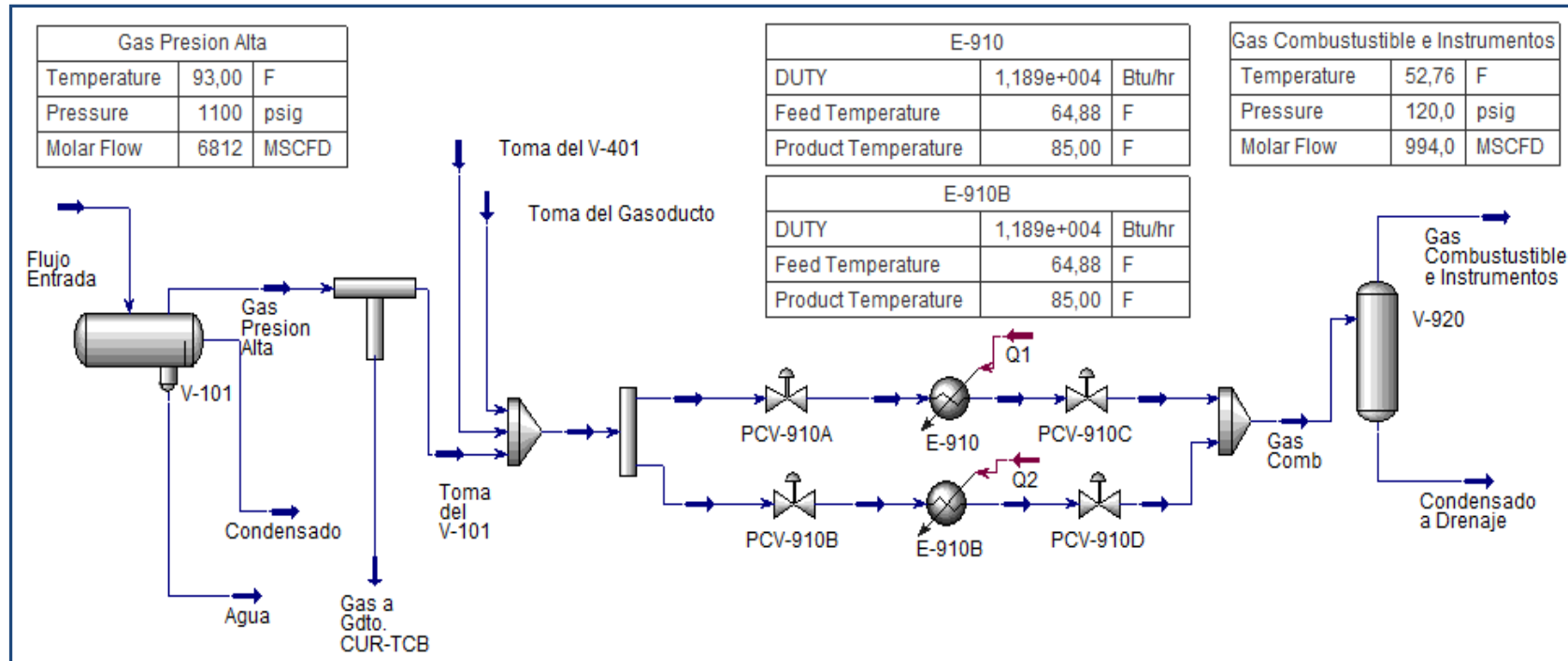
Fuente: Elaboración propia

### 3.1.8 Configuración final del sistema de acondicionamiento del gas combustible

Luego de realizar las propuestas para la mejora del sistema de acondicionamiento del gas combustible e instrumentos de la Planta de gas Curiche, se realizó una simulación con el simulador HYSYS, donde se consideró la implementación de todas las propuestas realizadas, y donde se pudo observar el buen funcionamiento del mismo en base a los resultados de las variables de entrada y salida del mismo.

En la figura 3.9 se indica como quedaría configurado el cuadro de regulación de gas combustible e instrumentos, tomando en cuenta la implementación de los calentadores catalíticos, las válvulas de control para la regulación en dos etapas y la toma auxiliar proveniente del gasoducto Curiche Tacobo.

Figura 3.9: Configuración final del Cuadro de Regulación de gas combustible



Fuente: Elaboración propia en HYSYS

### 3.2 Diseño del dimensionamiento de un nuevo depurador de gas

La ingeniería conceptual tiene como función principal definir la función del equipo, para la realización óptima del proceso. Se toma en cuenta para el diseño del dimensionamiento del nuevo depurador que el mismo debe tener una capacidad de manejo de flujo mayor a los 994.096 scfd, es decir aproximadamente 1 MMscfd, debido a las ampliaciones constantes de planta que ha conllevado la implementación de nuevos compresores a consecuencia del incremento de producción de gas, asimismo el decremento de las presiones de los pozos de presión alta ocasionará incremento de carga en los compresores que son los equipos que más consumen gas combustible, se toman en cuenta los siguientes factores para obtener el flujo volumétrico de gas con el cual se diseñará el nuevo recipiente.

Si tomamos en cuenta que el implementar en las próximas gestiones un nuevo compresor de gas significaría el aumento a 1,23 MMscfd, y que como factor de incremento de gas combustible se debe utilizar un factor de 30%, y como factor incremento de gas instrumentos un factor de 20%, tenemos que el flujo volumétrico sería de 2,0 MMscfd. Tomando en cuenta que el volumen que se condensa en el equipo es aproximadamente máximo 1,0 BPD, se utilizará un flujo volumétrico de líquido condensado de 10 BPD.

Se define las condiciones de entrada y salida asociadas al equipo en las tablas a continuación.

**Tabla 3.1. Condiciones de Operación**

Descripción	Valor	Unidad
Presión de Operación	120,0	psig
Temperatura de Operación	55,5	°F

Fuente: Diseño propio

**Tabla 3.2: Condiciones del Gas**

Descripción	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico de Gas	2	MMscfd
Flujo Másico de Gas	1,11	lb/seg
Densidad del Gas @ P y T	0,46	lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad del Gas	0,0108	Cp
Gravedad específica del gas	0,6294	
Factor de compresibilidad Z	0,9795	

Fuente: Diseño propio

**Tabla 3.3: Condiciones del Líquido**

Descripción	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico de Líquido	10	BPD
Flujo Másico de Líquido	0,0333	lb/s
Gravedad API	75	°API
Densidad del Líquido @ P y T	42,76	lb/ft <sup>3</sup>

Fuente: Diseño propio

La ingeniería básica es la etapa en donde se realiza el dimensionamiento del equipo para que pueda ejecutar el proceso de una manera óptima.

### 3.2.1 Cálculo de la velocidad crítica del flujo de vapor

La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada analíticamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de vapor, a través del tambor separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. El próximo cómputo se realiza mediante la ecuación 3.1.

$$V_c = K * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

**(Ec. 3.1)**

Donde:

$K$ : Constante de Souders y Brown.

$\rho_l$ : Densidad del líquido en condiciones de operación (lb/ft<sup>3</sup>, ver tabla 4.2).

$\rho_g$ : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft<sup>3</sup>, ver tabla 4.3).

Se han determinado constantes de Souders y Brown “K” para calcular las velocidades críticas, y de esta forma obviar el tamaño de partícula. En la fig. 3.10 se indica los rangos de K recomendados para recipientes verticales. El recomendado para un depurador es 0,28 ft/s.

**Figura 3.10: Valores recomendados para la constante K**

Typical Values of K for Vertical Separators

Height, feet	K, ft/sec
5	0.12 – 0.24
10 or taller	0.18 – 0.35

\* assumes vessel is equipped with a wire-mesh mist extractor

Fuente: GPSA Engineering Data Book. Section 7: Separation Equipment

Entonces:

$$V_c = 0.28 * \sqrt{\frac{42,76 - 0,46}{0,46}} = 2.70 \text{ ft/s}$$

Luego de haber obtenido el valor de la velocidad crítica, se puede proceder al paso siguiente, el cual es buscar el área de la sección transversal requerida para conseguir esta velocidad pero antes, es necesario hallar el caudal de flujo volumétrico en condiciones de operación, que está definida por la siguiente fórmula:

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g}$$

(Ec. 3.2)

Donde:

$Q_g$ : Flujo de descarga de gas en condiciones de operación ( $ft^3/seg.$ )

$W_g$ : Tasa de flujo de gas (lb/hr, ver tabla 3.3)

$\rho_g$ : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft<sup>3</sup>, ver tabla 3.3)

Entonces:

$$Q_g = \frac{1,11}{0,46} = 2,44 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Se calcula el flujo volumétrico de descarga de gas en condiciones de diseño:

$$Q_v = 1,2 * Q_g$$

$$Q_v = 1,2 * 2,44 = 2,93 \text{ ft}^3/\text{s}$$

### 3.2.2 Cálculo del diámetro del recipiente

Para realizar el cálculo del diámetro del depurador, primero se debe calcular el área transversal requerida, esta área será la que satisfaga la velocidad crítica antes deducida, se consigue a través de la siguiente fórmula:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_c}$$

(Ec. 3.3)

Donde:

$A_v$ : Área transversal requerida ( $ft^2$ ).

$Q_v$ : Flujo de descarga de vapor en condiciones de operación ( $ft^3/seg$ ).

$V_c$ : Velocidad crítica del flujo de vapor ( $ft/seg$ ).

Entonces:

$$A_v = \frac{2,93}{2,70} = 1,09 \text{ ft}^2$$

Ahora se continúa con la determinación del diámetro del recipiente, usando la ecuación del área de un círculo.

$$D = \sqrt{\frac{4 * A_v}{\pi}}$$

(Ec. 3.4)

Donde:

$D$ : Es el diámetro interno del recipiente ( $ft$ ).

$A_v$ : Área transversal requerida ( $ft^2$ ).

$\pi$ : Constante matemática que proporciona la relación entre la longitud de la circunferencia y su diámetro, siendo su valor 3,141592654.

Obteniéndose:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 1,09}{\pi}} = 1,18 \text{ ft} = 15 \text{ in}$$

Se elige el diámetro comercial inmediato, que será de 18 in.  $D' = 18 \text{ in}$

### 3.2.3 Cálculo del diámetro de la boquilla de entrada

En el siguiente paso a seguir se pretende calcular la velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada, según la sección 4.5.2 de la **Norma PDVSA MDP-03-S-03**, se debe usar la ecuación a seguir.

$$V_{boquilla} = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}} < 30 \text{ ft/seg}$$

(Ec. 3.5)

La densidad de la mezcla es:  $\rho_m = 0.469$

Usando la ecuación se obtiene:

$$V_{boquilla} = \frac{60}{\sqrt{0,372}} = 98,43 \text{ ft/seg}$$

$$A_b = \frac{2,93 + 0,00078}{30} = 0,10 \text{ ft}^2$$

Luego de haber realizado esta serie de pasos, es posible usar la ecuación 3.6 para determinar el diámetro de la boquilla de entrada.

$$D_b = \sqrt{\frac{4 * A_b}{\pi}}$$

(Ec. 3.6)

Donde:

$D_b$ : Diámetro de la boquilla (in)

$A_b$ : Área de la boquilla

Al sustituir se tiene lo siguiente:

$$D_b = \sqrt{\frac{4 * 0,10}{\pi}} = 0,36 \text{ ft} \cong 4 \text{ in}$$

### 3.2.4 Cálculo del diámetro de las boquillas de salida del gas y el líquido

El manual del señor Marcías Martínez establece la ecuación 3.7, para obtener primeramente la velocidad que se desea en esta salida de gas del recipiente.

$$V_g = \sqrt{\frac{2517,5}{\rho_g}}$$

(Ec. 3.7)

Donde:

$V_g$ : Velocidad del gas a la salida del recipiente (ft/seg).

$\rho_g$ : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft<sup>3</sup>, ver tabla 3.2).

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.7:



$$V_g = \sqrt{\frac{2517,5}{0,46}} = 74,40 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Posteriormente se calcula el área correspondiente:

$$A = \frac{2,93}{74,40} = 0,04 \text{ ft}^2$$

Usando la ecuación 3.6 para las condiciones de salida del gas del equipo, se tiene que:

$$D_{boq \text{ salida gas}} = \sqrt{\frac{4 * 0,04}{\pi}} = 0,22 \text{ ft} = 3 \text{ in}$$

Para la salida de líquidos del depurador, la **Norma PDVSA N° 90616.1.027**, contempla que su velocidad debe ser menor o igual a 3 ft/seg.

Calculando el área correspondiente:

$$A = \frac{0,00078}{3} = 0,00026 \text{ ft}^2$$

Al usar otra vez la ecuación 3.6 para las condiciones de salida del líquido, el diámetro de la boquilla de salida será:

$$D_{boq \text{ salida liquido}} = \sqrt{\frac{4 * 0,00026}{\pi}} = 0,019 \text{ ft} \cong 1 \text{ in}$$

### 3.2.5 Cálculo de los volúmenes de operación y de emergencia.

Se comenzará buscando en primer lugar el volumen de retención de operación normal de líquido, entre el nivel alto de líquidos condensados (*NAL*) y el nivel bajo (*NBL*), este se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención, tiempo sobre el cual la **Norma PDVSA de Separadores Líquido – Vapor y la Norma API 12J** es muy clara al explicar que para hidrocarburos mayores de 40° API, el tiempo de retención que se estipula es de 1,5 minutos, sin embargo, con el propósito de que el recipiente logre custodiar un poco más de condensados, este tiempo de retención se incremento a 2 minutos.

Para conseguir el volumen de retención de operación normal se tiene la ecuación a seguir:

$$Vr_1 = Ql * tr$$

**(Ec. 3.8)**

Donde:

$Vr_1$ : Volumen de retención de operación normal ( $ft^3$ ).

$Ql$ : Flujo de alimentación de líquido ( $ft^3/seg$ ).

$tr$ : Tiempo de retención (seg).

Flujo de alimentación de líquido en condiciones de operación:

$$Qlo = \frac{10 * 5,61458}{86400} = 0,00065 \text{ } ft^3/s$$

Flujo de alimentación de líquido en condiciones de diseño:

$$Ql = Qlo * 1,2$$

$$Ql = 0,00065 * 1,2 = 0,00078 \text{ } ft^3/s$$

Sustituyendo se obtiene:

$$Vr_1 = 0,00078 * 120 = 0,0936 \text{ } ft^3 = 2,65 \text{ } l$$

Ahora se puede proceder a calcular el volumen de retención de líquido por emergencia, el cual corresponde al tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma si llegara a ocurrir alguna discontinuidad en el proceso (sea de alta o sea de baja), entre el *NAAL* y el *NBBL*. El volumen de retención por emergencia se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta, el cual es 5 minutos (300 s), desde *NAL* hasta *NAAL*, y 5 minutos más (300 s), desde *NBL* hasta *NBBL*, según lo estipulado por la **NORMA PDVSA MDP-03-S-03**.

$$Vr_2 = Ql * 600 \text{ } s$$

**(Ec. 3.9)**

Donde

$Vr_2$ : Volumen de retención operacional para emergencia ( $ft^3$ ).

Sustituyendo se obtiene:

$$Vr_2 = 0,00078 * 600 = 0,4679 \text{ } ft^3 = 13,25 \text{ } l$$

El volumen de retención máximo de líquido, " $Vr$ ", entre el *NAAL* y el *NBBL*, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores, ecuación 3.10.

$$Vr = Vr_1 + Vr_2$$

(Ec. 3.10)

Sustituyendo se tiene:

$$Vr = 0,0936 + 0,4679 = 0,5615 \text{ ft}^3 = 15,90 \text{ l}$$

Ahora con este volumen máximo de líquido se puede conseguir la altura entre el *NBBL* y el *NAAL*.

### 3.2.6 Cálculo de la altura efectiva del Depurador de Gas Combustible

Se realizará el cálculo de la altura del nuevo depurador de gas combustible hasta el tope superior de la malla coalescente, el mismo se hará en 6 pasos explicados a continuación:

#### 1) Cálculo de la altura desde el fondo del Depurador y el *NAAL*

En este proceso en particular se considerarán la futura utilización de interruptores para el control de nivel de los líquidos condensados, por si llegara a ocurrir algún tipo de discontinuidad durante la depuración. Es por ellos que el nivel más bajo de condensados se llamo nivel bajo-bajo de líquidos (*NBBL*) y la **NORMA PDVSA MDP-03-S-03** establece que la distancia mínima entre esta elevación y el fondo del equipo debe ser:

$$h_{NBBL} = 9 \text{ in}$$

#### 2) Cálculo de la altura de líquido entre *NAAL* y *NBBL*.

Conocido *Vr*, la altura de líquido entre *NAAL* y *NBBL* ( $h_{NBBL - NAAL}$ ), viene dada por la ecuación 3.11.

$$h_{NBBL-NAAL} = \frac{4 * Vr}{\pi * D^2}$$

(Ec. 3.11)

Sustituyendo:

$$h_{NBBL-NAAL} = \frac{4 * 0,5615}{\pi * (1,18)^2} = 0,52 \text{ ft} \cong 7 \text{ in}$$

### 3) Cálculo de la altura desde el fondo del tambor y el NAAL ( $h_{fondo-NAAL}$ )

$$h_{fondo-NAAL} = h_{NBBL} + h_{NBBL-NAAL}$$

(Ec. 3.12)

Al sustituir valores:

$$h_{fondo-NAAL} = 9 + 7 = 16 \text{ in}$$

### 4) Fijar la altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada ( $h_{NAAL-boq}$ )

En el caso de tambores verticales sin entrada tangencial, la **Norma PDVSA N° 90616.1.027 de Separadores Líquido – Vapor**, especifica que esta altura debe ser mínimo de 24" o 0,3 veces el diámetro interno del recipiente (el mayor de ellos). Entonces para la segunda opción se tiene que:

$$h_{NAAL-boq} = 0,3 * D$$

(Ec. 3.13)

$$h_{NAAL-boq} = 0,3 * 1,18 = 0,35 \text{ ft} = 4,25 \text{ in}$$

Como es evidente  $4,25 \text{ in} < 24 \text{ in}$ , por lo tanto:

$$h_{NAAL-boq} = 2 \text{ ft} = 24 \text{ in}$$

### 5) Fijar la altura desde la boquilla de entrada y la malla de separación

La **Norma PDVSA MDP-03-S-03**, indica que para el caso de tambores verticales sin entrada tangencial horizontal y con malla de coalescencia, usar un mínimo de 610 *mm* (aprox. 2 *ft*), o 0,5 veces el diámetro del tambor (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla ( $h_{boq-Malla}$ ).

Como se sabe, la mitad del diámetro comercial del recipiente es 229 *mm* (9 *in*), por lo que se toma el siguiente valor para esta altura:

$$h_{boq-malla} = 2 \text{ ft} = 24 \text{ in}$$

### 6) Diseño de la malla separadora por coalescencia

El Diseño de la malla separadora por coalescencia no entra en los alcances del este proyecto. Por lo que no se realizó ningún tipo de cómputo para ello, sin embargo, la **Norma PDVSA MDP-03-S-03**, contempla que para servicios críticos en los que el arrastre de líquido se debe reducir a menos de 1 kg de líquido por 100 kg de gas (1 lb por cada 100 lb de gas), se recomienda una malla de 80 kg/m<sup>3</sup> (5 lb/ft<sup>3</sup>), con espesor de 150 mm (6 in). Como se debe considerar el espesor de la malla para adicionarlo en la suma de todas las alturas, para hallar la altura final de costura a costura, se tomara en cuenta lo dicho por la norma.

Entonces:

$$e_{malla} = 152,4 \text{ mm} = 6 \text{ in}$$

Donde:

$e_{malla}$ : Es el espesor de la malla de coalescencia, por lo tanto:

$$h_{malla} = 0,5 \text{ ft} = 6 \text{ in}$$

### 7) Distancia entre el tope superior de la malla y la línea de costura superior

Para tambores verticales **Norma PDVSA MDP-03-S-03 [6]**, contempla que, la distancia desde la parte superior de la malla, hasta la línea tangente superior, será el valor mayor entre 0,15 veces el diámetro del tambor y 400 mm (16 in). Al realizar el cálculo del 0,15\*D, se tendría una distancia de 2.10 in, lo que evidentemente es menor a la otra opción, por lo tanto:

$$h_o = 400 \text{ mm} = 1,33 \text{ ft} = 16 \text{ in}$$

### 8) Cálculo de la altura efectiva del equipo

Esta altura efectiva no es más que la longitud total del recipiente de costura a costura y se determina por la siguiente ecuación:

$$Leff = h_{fondo - NAAL} + h_{NAAL - boq} + D_b + h_{boq - malla} + e_{malla} + h_o$$

Sustituyendo se tiene:

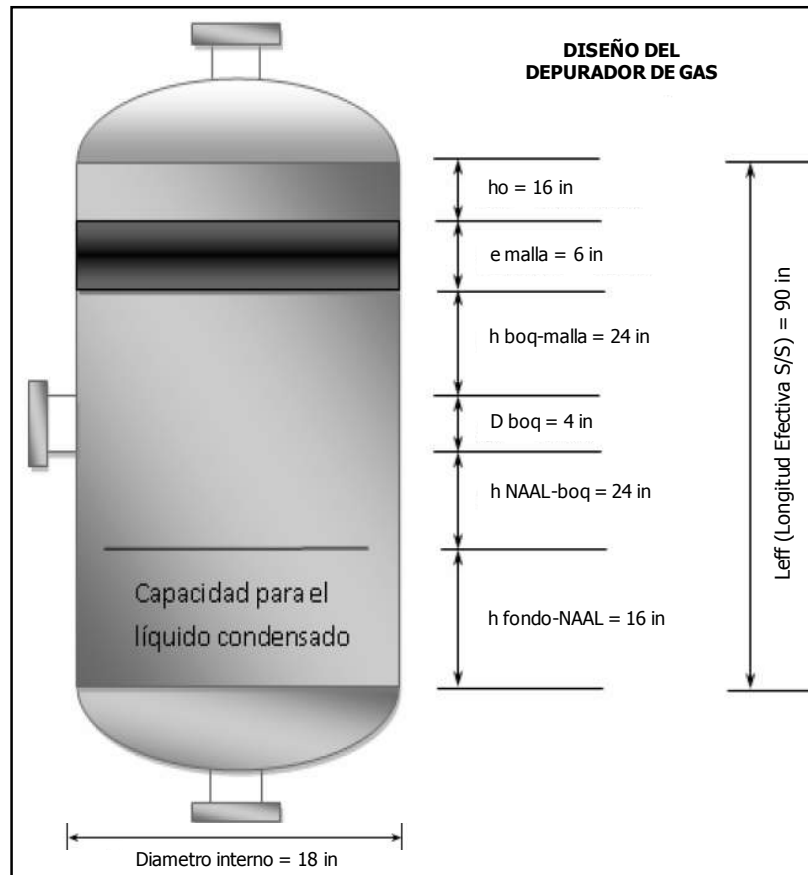
$$Leff = 16 + 24 + 4 + 24 + 6 + 16 = 90 \text{ in}$$

**Tabla 3.4: Resumen de Resultados del Diseño del Depurador**

Descripción de la variable	Simbología	Valor	Unidad
Velocidad crítica del gas	$V_c$	2,7	ft/s
Diámetro del recipiente calculado	$D$	15	in
Diámetro del recipiente comercial	$D'$	18	in
Diámetro de la boquilla de entrada	$D_b$	4	in
Diámetro de la boquilla de salida de gas	$D_{boq\ salida\ gas}$	3	in
Diámetro de la boquilla de salida de líquido	$D_{boq\ salida\ liquido}$	1	in
Altura desde el fondo hasta el nivel bajo de líquido	$h_{fondo-NAAL}$	16	in
Altura desde el nivel bajo hasta boquilla de entrada	$h_{NAAL-boq}$	24	in
Altura desde la boquilla hasta la malla coalescedora	$h_{boq-malla}$	24	in
Altura de la malla coalescedora	$h_{malla}$	6	in
Altura desde tope superior de malla hasta costura	$h_o$	16	in
Altura efectiva del depurador	$Leff$	90	in

Fuente: Elaboración propia

**Figura 3.11: Representación gráfica del nuevo depurador**



Fuente: Elaboración propia

### 3.2.7 Simulación con el Software GASNET

Los datos de operación del sistema fueron cargados en el simulador GASNET de la empresa Ingenieros y Asociados, C. A. (ICONSA), de esta manera se comprueba los cálculos de las dimensiones del depurador vertical, dando resultados similares a los cálculos analíticos realizados, los cuales se indican en las siguientes figuras.

**Figura 3.12: Software GASNET (ICONSA)**



Fuente: Ingenieros Consultores y Asociados, C.A. (ICONSA)

Figura 3.13: Selección del tipo de separador y parámetros operacionales

**SEPARADORES, DATOS**

**Generales**

Identificación del equipo:

**El separador es:**

- Diseño nuevo
- Existente

**Método de cálculo:**

- PDVSA
- GPSA

**Tipo de separador:**

- Vertical bifásico
- Horizontal bifásico
- Horizontal trifásico
- Horizontal trifásico con espuma

**Impurezas:**

Contenido de N2:  %  
 Contenido de CO2:  %  
 Contenido de H2S:  %

**Parámetros fijos y opcionales**

**Gas:**

Caudal de gas a C.N.:  MMpie<sup>3</sup>/d  
 Gravedad específica:

**Petróleo:**

Caudal de petróleo a C.N.:  bls/día  
 Gravedad del petróleo:  °API

**Agua:**

Caudal de agua a C.N.:  bls/día  
 Densidad del agua:  lb/pie<sup>3</sup>

**Condiciones de operación:**

Presión de operación:  lpcm  
 Temperatura del sistema:  °F  
 Presión de diseño:  lpcm

C.N. = Condiciones Normales, (14,696 lpc y 60 °F) ó (1,0332 kg/cm<sup>2</sup> y 15,56 °C)

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.14: Selección de parámetros fijos y opcionales

**SEPARADORES, DATOS**

**Generales**

**Diámetros:**

de la boquilla de gas:  pulg  
 de la boquilla de petróleo:  pulg  
 de la boquilla de agua:  pulg  
 de la boquilla de entrada:  pulg

**Características del metal:**

Corrosión permisible:  pulg  
 Tensión máxima del metal:  lpcm  
 Eficiencia entre las juntas:  %  
 Precio del acero:  \$US/lbs

**Partículas y viscosidades:**

Diam. part. petróleo en agua:  micras  
 Diam. part. agua en petróleo:  micras  
 Viscosidad del petróleo:  cP  
 Viscosidad del agua:  cP

85% de seguridad a la velocidad crítica:  NO  SI  
 Aumenta h líquido, si L/D < 2 ó 2,5:  NO  SI  
 Aumenta el área de gas, si L/D > 4 ó 6:  NO  SI

**Parametros fijos y opcionales**

**Parametros opcionales:**

Constante K de BROW - SOUDERS:  pie/s  
 K del extractor de niebla:  pie/s  
 Espesor del extractor:  pulg  
 Velocidad crítica del separador:  pie/s  
 Tiempo de retención del líquido:  min  
 Altura para la espuma:  pulg  
 Diámetro mínimo deseado:  pulg

**Separadores existentes:**

Diámetro interno (DI):  pulg  
 Altura para el líquido (hl):  pulg  
 Longitud del separador (L):  pulg  
 Altura para el petróleo (hp):  pulg  
 Altura para el agua (ha):  pulg

Fuente: Elaboración propia en GASNET



Figura 3.15: Resultados: Datos iniciales

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
<b>Ingenieros Consultores y Asociados, C.A.</b>	
Apartado 10.011, Teléfonos y FAX: (0261) 7928482 - 7920541 Correo electrónico: iconsa@cantv.net; Maracaibo - Venezuela	
<b>1. DATOS:</b>	
Identificación del equipo.....	Depurador de Gas
El diseño del separador es.....	NUEVO
El método de cálculo es.....	PDVSA
El tipo de separador es.....	VERTICAL BIFÁSICO
<b>1.1. GAS:</b>	
Caudal de gas a condiciones normales.....	2,0000 MMpie <sup>3</sup> /día
Gravedad específica del gas.....	0,6294
<b>1.2. PETRÓLEO:</b>	
Caudal de petróleo a condiciones normales....	10,0000 bls/día
Gravedad del petróleo.....	75,0000 °API
<b>1.3. AGUA:</b>	
Caudal de agua a condiciones normales.....	0,0000 bls/día
Densidad del agua.....	62,4000 lb/pie <sup>3</sup>
<b>1.4. Condiciones de operación:</b>	
Presión de operación.....	120,0000 lpcm
Temperatura del sistema.....	55,5300 °F
Presión de diseño.....	250,0000 lpcm

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.16: Resultados: Datos iniciales

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
<b>1.5. Impurezas:</b>	
Contenido de N2.....	1,5892 %
Contenido de CO2.....	0,0114 %
Contenido de H2S.....	0,0000 %
<b>1.6. Diámetros:</b>	
de la boquilla de gas.....	3,0000 pulg
de la boquilla de petróleo.....	1,0000 pulg
de la boquilla de agua.....	0,0000 pulg
de la boquilla de entrada.....	4,0000 pulg
<b>1.7. Características del metal:</b>	
Corrosión permisible.....	0,1250 pulg
Tensión máxima de metal.....	15600,0001 lpcm
Eficiencia entre las juntas.....	100,0000 %
Precio del acero.....	10,0000 US \$/lbs
<b>1.8. Partículas y viscosidades:</b>	
Diámetro de la partícula de petróleo en agua..	150,0000 micras
Diámetro de la partícula de agua en petróleo..	150,0000 micras
Viscosidad del petróleo.....	1,5000 cP
Viscosidad del agua.....	0,6000 cP
<b>1.9. Parámetros opcionales:</b>	
Constante K de BROW-SOUDERS.....	0,2800 pie/seg
K de extractor de niebla.....	0,5000 pie/seg
Espesor del extractor.....	6,0000 pulg

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.17: Resultados: Características del Gas

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
K de extractor de niebla.....	0,5000 pie/seg
Espesor del extractor.....	6,0000 pulg
Velocidad crit. del separador.....	2,7000 pie/seg
Tiempo de retención del líquido.....	2,0000 min
Altura para la espuma.....	0,0000 pulg
Diámetro mínimo deseado.....	14,0000 pulg
<b>1.10. Separadores existentes:</b>	
Diámetro interno.....	0,0000 pulg
Altura para el líquido.....	0,0000 pulg
Longitud del separador.....	0,0000 pulg
Altura para el petróleo.....	0,0000 pulg
Altura para el agua.....	0,0000 pulg
<b>2. RESULTADOS:</b>	
SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO SEGÚN LA NORMATIVA DE PDVSA	
<b>2.1. Características del gas.</b>	
Peso molecular aparente del gas .....	18,2290
Temperatura crítica del gas .....	-95,9680 °F
Presión crítica del gas .....	654,2721 lpcm
Factor de corrección por acidez (CWA) .....	-459,6361 °F
Temperatura crítica del gas corregida .....	-96,0018 °F
Presión crítica del gas corregida .....	654,2098 lpcm
Temperatura pseudoreducida .....	1,4167
Presión pseudoreducida .....	0,2014

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.18: Resultados: Propiedades, Flujo de gas y velocidad crítica

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
<b>2.2. Propiedades del gas.</b>	
Factor de compresibilidad del gas, Z .....	0,9759
Densidad del gas a condic. de operación .....	0,4551 lb/pie <sup>3</sup>
Volumen molar a 14,696 lpca y 60 °F .....	379,5000 pie <sup>3</sup> /mol
<b>2.3. Características y Propiedades del líquido.</b>	
Densidad del petróleo a C.N.....	42,7584 lb/pie <sup>3</sup>
Densidad del agua.....	62,4000 lb/pie <sup>3</sup>
Densidad del líquido a C.N.....	42,7584 lb/pie <sup>3</sup>
<b>2.4. Flujo de gas y de líquido.</b>	
Flujo másico de gas a condiciones operación ..	4002,8541 lb/hr
Flujo volumétrico de gas a C.O. ....	0,2111 MMpie <sup>3</sup> /dia
Flujo másico del líquido a C.O. ....	100,0293 lb/hr
Flujo volumétrico del líquido a C.O. ....	10,0000 bls/dia
<b>2.5. Cálculo de la velocidad crítica.</b>	
Gravedad del líquido .....	75,0000 °API
Tiempo de retención inicial del líquido .....	2,0000 min
Tiempo de retención seleccionado del líquido..	2,0000 min
Valor inicial de K de separador.....	0,2800 pie/seg
Valor seleccionado de K en el separador.....	0,2380 pie/seg
Velocidad crítica inicial del separador.....	2,7000 pie/seg
Velocidad crítica seleccionada del separador..	2,2950 pie/seg
<b>2.6. Dimensiones del recipiente.</b>	
Área para el flujo de gas .....	1,0647 pie <sup>2</sup>

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.19: Resultados: Diámetro y dimensiones de las boquillas

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
<b>2.6. Dimensiones del recipiente.</b>	
Área para el flujo de gas .....	1,0647 pie <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno inicial .....</b>	<b>13,9716 pulg</b>
<b>Diámetro interno seleccionado .....</b>	<b>18,0000 pulg</b>
Espesor calculado .....	0,2706 pulg
Espesor seleccionado .....	0,2813 pulg
Diámetro externo del separador .....	18,5626 pulg
Área para el diámetro seleccionado .....	1,7671 pie <sup>2</sup>
<b>2.7. Capacidad del separador.</b>	
Flujo volumétrico de gas que puede manejar ...	0,3504 MMpie <sup>3</sup> /día
Flujo másico de gas que puede manejar .....	6643,8742 lb/hr
<b>Densidad de la mezcla a C.O. ....</b>	<b>0,6462 lb/pie<sup>3</sup></b>
<b>2.8. Dimensionamiento de las boquillas.</b>	
Veloc. en la boquilla de entrada calculada ...	46,6847 pie/seg
Veloc. en la boquilla de entrada seleccionada:	46,6847 pie/seg
Diám. de la boquilla de entrada calculada ...	4,0000 pulg
Diám. nominal de la boquilla de entrada .....	4,0000 pulg
Velocidad final en la boquilla de entrada ...	46,6847 pie/seg
Velocidad en la boquilla del gas calculada ...	82,6200 pie/seg
Velocidad en la boquilla del gas seleccionada :	82,6200 pie/seg
Diámetro de la boquilla del gas calculada ...	3,0000 pulg
Diámetro nominal de la boquilla del gas .....	3,0000 pulg
Velocidad final en la boquilla del gas .....	82,6200 pie/seg

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Figura 3.20: Resultados: Altura Total y Caudales Máximos de Flujo

RESULTADOS, SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO, PDVSA	
Velocidad final en la boquilla del gas .....	82,6200 pie/seg
Veloc. en la boquilla del líquido calculada ..	3,3750 pie/seg
Veloc. en la boquilla del líquido seleccionada:	3,3750 pie/seg
Diám. de la boquilla del líquido calculada ...	1,0000 pulg
Diám. nominal de la boquilla del líquido .....	1,5000 pulg
Veloc. final en la boquilla del líquido .....	1,5000 pie/seg
<b>2.9. Altura de las diferentes secciones.</b>	
Altura H(1) .....	3,0000 pulg
Altura H(2) .....	6,0000 pulg
Altura H(3) .....	36,0000 pulg
Altura H(4) .....	4,0000 pulg
Altura H(5) .....	24,0000 pulg
Altura H(6) .....	17,0000 pulg
Altura total, costura a costura .....	90,0000 pulg
<b>Relación L/D .....</b>	<b>5,0000</b>
<b>Altura total del recipiente .....</b>	<b>99,0000 pulg</b>
<b>2.10. Parámetros complementarios.</b>	
Volumen interno .....	14,1372 pie <sup>3</sup>
Volumen de metal utilizado .....	0,9269 pie <sup>3</sup>
Peso aproximado, vacío .....	453,8331 lbs
Peso aproximado, en operación .....	642,1330 lbs
Peso aproximado, lleno de agua .....	1335,9916 lbs
Máximo caudal de gas .....	3,3196 MMpie <sup>3</sup> /día
Máximo caudal de líquido.....	321,0367 bls/día

Fuente: Elaboración propia en GASNET

Se ha podido verificar y validar los cálculos realizados en el diseño del depurador de gas combustible utilizando el simulador GASNET, el cual nos entrega valores similares al diseño que realizamos, obteniendo de esta manera los datos técnicos y las características del depurador que necesitamos para el sistema en estudio. Con esto se garantiza que el nuevo depurador, podrá manejar un flujo máximo de hasta 2 MMscfd de gas, misma capacidad máxima que tiene la tubería de 2 pulgadas del sistema de gas combustible e instrumentos.

En la tabla 3.5 se muestran datos comparativos de lo calculado manualmente y los resultados del simulador GASNET.

**Tabla 3.5: Comparación de valores obtenidos por ambos métodos**

Descripción de la variable	Simbología	Valor Diseño Propio	Valor GASNET	Unidad
Velocidad crítica del gas	$V_c$	2,7	2,3	ft/s
Diámetro del recipiente calculado	$D$	15	14	in
Diámetro del recipiente comercial	$D'$	18	18	in
Diámetro de la boquilla de entrada	$D_b$	4	4	in
Diámetro de la boquilla de salida de gas	$D_{boq\ salida\ gas}$	3	6	in
Diámetro de la boquilla de salida de líquido	$D_{boq\ salida\ liquido}$	1	1,5	in
Altura desde el fondo hasta el nivel bajo de líquido	$h_{fondo - NAAL}$ (H6)	16	17	in
Altura desde el nivel bajo hasta boquilla de entrada	$h_{NAAL - boq}$ (H5)	24	24	in
Altura de la boquilla	$h_{boq}$ (H4)	4	4	in
Altura desde la boquilla hasta la malla coalescedora	$h_{boq - malla}$ (H3)	24	36	in
Altura de la malla coalescedora	$h_{malla}$ (H2)	6	6	in
Altura desde tope superior de malla hasta costura	$h_o$ (H1)	16	3	in
Altura efectiva del depurador	$L_{eff}$	90	90	in

Fuente: Elaboración propia

### 3.2.8 Nuevo tiempo de autonomía

Una de las conclusiones importantes del Diagnóstico nos indica que el tiempo de autonomía del sistema de gas combustible e instrumentos, para el caso de los instrumentos es de 1,73 minutos, lo cual está por debajo de lo recomendado por la GPSA, y por las prácticas recomendadas de la industria del gas o aire instrumentos.

Por esta razón se calculará el tiempo de autonomía tomando en cuenta el volumen de gas en stock del nuevo depurador diseñado, determinando el volumen de gas a condiciones estándar (scf), y reemplazando el mismo por el volumen del equipo actual, determinando de esta manera cuanto aumenta dicho tiempo.

**Tabla 3.6: Capacidad del nuevo depurador de gas combustible e instrumentos**

Descripción	Valor	Unidad
Diámetro interno del tanque de gas combustible	18	in
Altura (s/s) del tanque de gas combustible	90	in
Volumen acumulado por el tanque	124	scf

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 3.7: Cálculo del tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos**

Descripción	Símbolo	Valor	Unidad
Volumen acumulado por el sistema	V	12,74	m <sup>3</sup>
Temperatura base de medición del gas	T <sub>fad</sub>	15,6	°C
Consumo de gas combustible e instrumentos	Q	16,78	m <sup>3</sup> /min
Presión base de medición del gas	P <sub>fad</sub>	1,013	bara
Temperatura de operación del sistema	T <sub>1</sub>	13,07	°C
Presión de operación del sistema	P <sub>1</sub>	9,289	bara
Presión mínima de operación de los instrumentos	P <sub>2</sub>	7,013	bara
Tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos	<b>t</b>	<b>2,04</b>	<b>min</b>

Fuente: Elaboración propia

El nuevo tiempo de autonomía sería de 2 minutos, pero sigue siendo menor a los 5 minutos que recomienda la GPSA, con lo cual sólo se da solución a la capacidad de flujo y se garantiza el manejo adecuado de hasta 2 MMscfd de gas.

### 3.3 Diseño de un sistema de aire de instrumentos

#### 3.3.1 Antecedentes tecnológicos

La industria del gas natural utiliza una variedad de dispositivos de control de procesos para operar válvulas que regulan niveles de presión, flujo, temperatura y líquidos. La mayoría de los instrumentos y equipos de control se ubican en una de tres categorías: (1) neumático; (2) eléctrico; o (3) mecánico. En la gran mayoría de aplicaciones, la industria de gas natural utiliza dispositivos neumáticos, los cuales utilizan gas natural a alta presión para proporcionar la energía y señales de control requeridas.

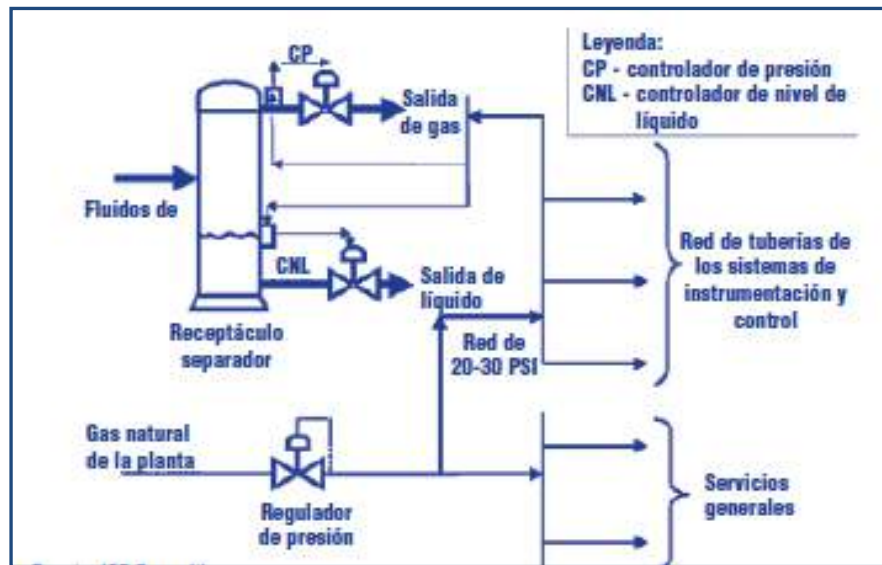
Los sistemas de instrumentación neumáticos accionados por gas natural a alta presión se utilizan ampliamente en la industria de gas natural. En el sector de producción, dispositivos neumáticos controlan y monitorean los flujos de gas y líquidos y los niveles en los deshidratadores y separadores, la temperatura en los regeneradores de deshidratadores, y la presión en los tanques de purga. La mayoría de las plantas procesadoras ya están utilizando aire comprimido, pero algunas utilizan sistemas neumáticos de gas. Incluyendo las estaciones de colectoras/impulsadoras que alimentan estas plantas procesadoras. En el sector de transmisión, también dispositivos neumáticos accionan válvulas de aislamiento y regulan el flujo de gas y la presión en las estaciones compresoras, gasoductos e instalaciones de almacenamiento. Los dispositivos neumáticos también se encuentran en los medidores de las estaciones de compuerta de las compañías de distribución y las redes de distribución en donde regulan el flujo y la presión.<sup>11</sup>

La figura 3.21 muestra un sistema de control neumático accionado por gas natural. El sistema de control neumático consta de los instrumentos y las válvulas de control de procesos operados por gas natural regulado a aproximadamente 20-30 libras por pulgada cuadrada (psi), y una red de tuberías de distribución para suministrar a todos los instrumentos de control. El gas natural también se utiliza en algunos "servicios generales", tales como pequeñas bombas neumáticas, arrancadores de motor de compresor y válvulas de cierre de aislamiento.

---

<sup>11</sup> Agency, E. P. (2004). Convierta los controles neumáticos de gas a aire. EPA POLLUTION PREVENTER

Figura 3.21: Sistema de control neumático de gas natural



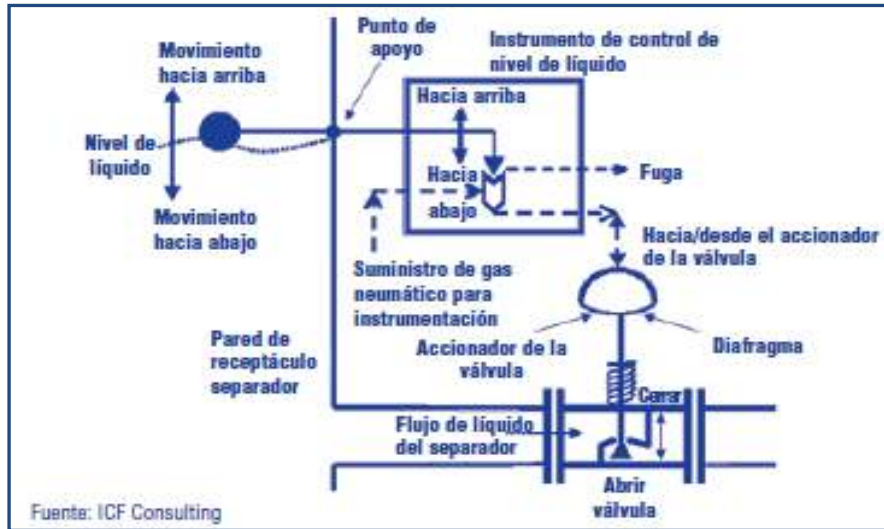
Fuente: Agency Enviromental Protection EPA USA

La figura 3.22 muestra un diagrama simplificado de un ciclo de control neumático. Una condición de proceso, tal como el nivel de líquido en un receptáculo separador, es monitoreada por un flotador que está mecánicamente vinculado al controlador de nivel de líquido ubicado fuera del receptáculo. Un aumento o reducción en el nivel de líquido mueve el flotador hacia arriba o hacia abajo, lo cual se transmite a unas pequeñas válvulas de aguja dentro del controlador. El gas neumático se dirige al accionador de la válvula cuando la válvula de aguja hace un orificio, o la presión de gas se expelle fuera del accionador de la válvula. El aumento de presión de gas en el accionador de la válvula empuja hacia abajo un diafragma conectado mediante una varilla al tapón de la válvula, haciendo que se abra el tapón y aumente el flujo de líquido que se drena fuera del receptáculo separador. La presión de gas liberada del accionador de la válvula hace que un resorte empuje y cierre el tapón de la válvula.<sup>12</sup>

<sup>12</sup> Agency, E. P. (2004). Convierta los controles neumáticos de gas a aire. EPA POLLUTION PREVENTER



Figura 3.22: Esquema de señales y accionamiento



Fuente: ICF Consulting EPA

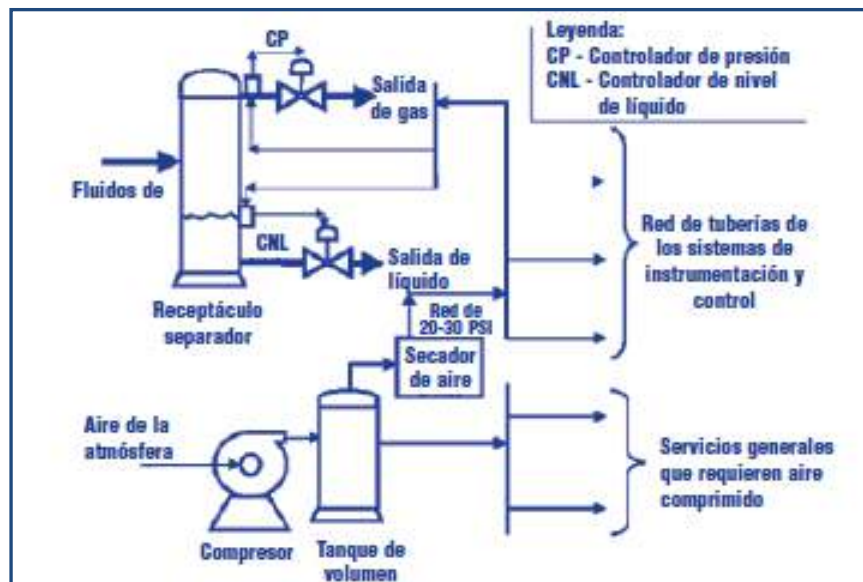
Como parte de la operación normal, los dispositivos neumáticos accionados por gas natural liberan o expelen gas a la atmósfera y, consecuentemente, son una fuente importante de emisiones de metano de la industria de gas natural. Los sistemas de control neumático emiten metano a través de las juntas de tubería, controles y una serie de puntos dentro de la red de tuberías de distribución. La tasa de liberación actual o niveles de emisiones depende en gran parte del diseño del dispositivo. En general, los controladores de diseño similar tienen tasas similares de liberación sostenida, independientemente de la marca. La tasa de emisión de metano también variará con la presión de suministro del gas neumático, la frecuencia del accionador, y la antigüedad o condición del equipo.

Se puede decir que resulta económico reemplazar el gas natural con aire comprimido en los sistemas neumáticos. La utilización de aire comprimido para instrumentación elimina las emisiones de metano y conlleva un aumento en las ventas de gas. Además, con la eliminación de un gas inflamable, aumenta significativamente la seguridad de operación. Los costos primarios asociados con la conversión a sistemas de aire comprimido son los gastos de capital inicial para la instalación de compresores y equipo relacionado y los costos de operación de energía eléctrica para el motor del compresor. Los instrumentos de control de las tuberías de suministro de gas neumático existentes y los accionadores de válvulas del sistema neumático de gas pueden volverse a utilizar en un sistema de aire comprimido para instrumentación.



La figura 3.23 muestra un sistema de aire comprimido para instrumentación. En estos sistemas, el aire atmosférico es comprimido, almacenado en un tanque de volumen, filtrado y secado para utilizarlo en instrumentos. El aire utilizado para servicios generales (tales como pequeñas bombas neumáticas, arrancadores de motor de compresoras de gas, herramientas neumáticas, sopletes de arena a presión) no necesita ser secado. Todas las otras partes de un sistema neumático de gas funcionarán de la misma manera con aire que con gas.

**Figura 3.23: Sistema de aire comprimido para instrumentación**



Fuente: ICF Consulting EPA

Los componentes más importantes de un proyecto de conversión a aire comprimido incluyen el compresor, la fuente de energía, el deshidratador y el tanque de volumen. A continuación se describen cada uno de estos componentes conjuntamente con consideraciones importantes de instalación.

- **Compresor.** Los compresores utilizados para suministrar aire comprimido para instrumentación están disponibles en varios tipos y tamaños, desde compresores de tornillo rotatorio (centrífugas) hasta tipos de desplazamiento positivo (pistón alternativo). El tamaño del compresor depende del tamaño de la instalación, el número de dispositivos de control operados por el sistema y las tasas de fuga típicas de estos dispositivos. El compresor generalmente es accionado por un motor eléctrico que se enciende y apaga, dependiendo de la presión del tanque de volumen. Para mayor confiabilidad, normalmente se instala un compresor de repuesto completo.

- **Fuente de energía.** Un componente crítico del sistema de control de aire comprimido es la fuente de energía requerida para hacer funcionar el compresor. Debido a que el gas natural de alta presión es abundante y fácilmente disponible, los sistemas neumáticos de gas pueden funcionar ininterrumpidamente 24 horas, 7 días a la semana. Sin embargo, la confiabilidad de un sistema de aire comprimido para instrumentación depende de la confiabilidad del compresor y de la fuente de energía eléctrica. La mayoría de las plantas grandes de gas natural tienen una fuente de energía eléctrica o su propio sistema de generación de energía. Sin embargo, para plantas más pequeñas e instalaciones en lugares remotos, puede ser difícil garantizar una fuente confiable de energía eléctrica. En algunos casos, los compresores de aire accionados con baterías de energía solar pueden ser económicos para instalaciones en lugares remotos. Esto reduce tanto las emisiones de metano como el consumo de energía. También se están desarrollando pequeñas unidades de combustible accionadas con gas natural.
- **Deshidratadores.** Los deshidratadores o secadores de aire, son una parte integral del sistema de aire comprimido para instrumentación. El vapor de agua presente en el aire se condensa cuando este es presurizado y enfriado, y puede causar una serie de problemas a estos sistemas, incluyendo corrosión de las piezas del instrumento y bloqueo de la tubería de aire del instrumento y de los orificios del controlador. Para sistemas más pequeños, los secadores de membrana son una alternativa económica. Estos son filtros moleculares que permiten que moléculas de oxígeno y nitrógeno pasen a través de la membrana, mientras se retienen las moléculas de agua. Son bastante confiables, sin piezas móviles, y el filtro puede cambiarse fácilmente. Para plantas más grandes, los secadores por absorción (de alúmina) son más económicos.
- **Tanque de volumen.** El tanque de volumen almacena aire suficiente para permitir que el sistema de control neumático tenga una fuente ininterrumpida de aire de alta presión sin que sea necesario que el compresor de aire funcione continuamente. El tanque de volumen permite una extracción grande de aire comprimido en un corto tiempo, como para un arrancador de motor, una bomba neumática, o herramientas neumáticas, sin afectar las funciones de control del proceso.<sup>13</sup>

---

<sup>13</sup> Agency, E. P. (2004). Convierta los controles neumáticos de gas a aire. EPA POLLUTION PREVENTER

### 3.3.2 Proceso de Decisión

La conversión de sistemas neumáticos de gas natural a sistemas de aire comprimido para instrumentación se puede llevar a cabo en todas las instalaciones y plantas de gas natural. Sin embargo, determinar las aplicaciones más eficientes en términos de costos requiere la realización de un estudio de factibilidad técnica y económica. Los seis pasos que se indican a continuación, y el ejemplo práctico con tablas de costos, ecuaciones y factores pueden ayudar a las compañías a evaluar sus oportunidades.

Proceso de decisión para convertir dispositivos neumáticos de gas a aire comprimido para instrumentación:

1. Identificar los lugares posibles para la instalación de sistemas.
2. Determinar la capacidad óptima del sistema.
3. Calcular los costos del proyecto.
4. Calcular los ahorros de gas.
5. Evaluar los aspectos económicos.

**Paso 1:** Identificar los lugares posibles para la instalación de sistemas. La mayoría de sistemas de control neumático que funcionan con gas natural pueden reemplazarse con aire comprimido para instrumentación. Los sistemas de aire comprimido para instrumentación requerirán nuevas inversiones para el compresor, deshidratador y otros equipos relacionados, así como para el suministro de energía eléctrica. Por lo tanto, un primer paso en un proyecto exitoso de conversión a aire comprimido para instrumentación es revisar las plantas existentes para identificar los lugares más idóneos para proyectos económicos. En general, se deben considerar tres factores principales durante este proceso.

- 1) El diseño de la planta.** El diseño de una planta de gas natural puede afectar significativamente el costo del equipo e instalación de un sistema de aire comprimido para instrumentación. Por ejemplo, la conversión a aire comprimido para instrumentación puede no ser económica en plantas descentralizadas en donde las baterías del tanque están alejadas o muy dispersas. El aire comprimido para instrumentación es lo más adecuado cuando se utiliza en plataformas de altamar y plantas costa adentro en donde los dispositivos neumáticos están consolidados en un área relativamente pequeña.

- 2) **Número de dispositivos neumáticos.** Mientras mayor sea el número de controladores neumáticos que se conviertan a aire comprimido para instrumentación, mayor será el potencial de reducción de emisiones y mayores los ahorros para la compañía. La conversión a aire comprimido para instrumentación es más rentable cuando la compañía está planeando un cambio a nivel de toda la planta.
- 3) **Fuente de energía eléctrica disponible.** Ya que la mayoría de sistemas de aire comprimido para instrumentación requieren de energía eléctrica para hacer funcionar el compresor, es esencial disponer de una fuente ininterrumpida de energía eléctrica. Mientras que las plantas grandes tienen su propia fuente de energía eléctrica o su propio sistema de generación de electricidad, muchas plantas pequeñas o ubicadas en lugares remotos no la tienen. Para estas instalaciones, el costo de generación de energía generalmente hace que el uso de aire para instrumentación no sea rentable. Además, las instalaciones con generadores dedicados necesitan evaluar si los generadores tienen capacidad suficiente para hacer funcionar un sistema de aire comprimido, ya que el costo de actualizar un generador puede ser prohibitivo. Las instalaciones en lugares alejados deben examinar alternativas para la generación de energía, desde microturbinas hasta energía solar.

**Paso 2:** Determinar la capacidad óptima del sistema. Una vez identificados los lugares para el proyecto, es importante determinar la capacidad apropiada del nuevo sistema de aire comprimido para instrumentación. La capacidad requerida es una función directa de la cantidad de aire comprimido necesario para operar los instrumentos neumáticos y satisfacer los requisitos de aire de uso general.

- **Requisitos de aire comprimido para instrumentación.** Las necesidades de aire comprimido para el sistema neumático son equivalentes al volumen de gas utilizado para hacer funcionar los instrumentos existentes, ajustado por las pérdidas de aire durante el proceso de secado. El volumen actual de gas utilizado puede determinarse mediante observación directa de un medidor (si hay un medidor instalado). En sistemas que no tienen medidor, una regla práctica conservadora para calcular los requisitos de los sistemas de aire es un pie cúbico por minuto (scfm, siglas en inglés) de aire comprimido para instrumentación por cada ciclo de control (que consta de un controlador neumático y una válvula de control).

El cálculo inicial de las necesidades de aire comprimido para instrumentación debe luego ser ajustado considerando la pérdida de aire durante el proceso de secado. Típicamente, los filtros de membrana del secador de aire consumen alrededor de 17 por ciento del aire que ingresa. Por lo tanto, el volumen estimado de aire comprimido para instrumentación utilizado es 83 por ciento del total de suministro de aire comprimido: es decir, hay que dividir el aire utilizado entre 83 por ciento. Los secadores por absorción no consumen aire y por lo tanto no necesitan ajuste.

*Regla Práctica: El secador de membrana consume 17 % del aire que ingresa*

- **Requisitos de aire de uso general.** Es común utilizar aire comprimido para ciertos usos dentro de la planta, tales como arrancadores de motor, bombas neumáticas, herramientas neumáticas (tales como llave de impacto) y sopletes de arena a presión. A diferencia del aire comprimido para instrumentación, el aire para uso general no necesita ser secado. La frecuencia y volúmenes de dicho aire se añaden al total. Las compañías deberán evaluar estos otros usos de aire comprimido en base a las características específicas de la planta y considerando la posibilidad de ampliación de la planta. Una regla práctica general es suponer que la tasa máxima de aire comprimido que se necesita periódicamente para uso general en la planta es el doble de la tasa constante utilizada para aire comprimido para instrumentación.

*Regla práctica: Otros usos de aire neumático: 1/3 para aire comprimido para instrumentación; 2/3 para aire de uso general.*

**Paso 3:** Calcular los costos del proyecto. Los costos más importantes asociados con la instalación y operación de un sistema de aire comprimido para instrumentación son los costos de instalación de los compresores, secadores, tanques de volumen y costos de energía. Los costos actuales de instalación serán una función del tamaño, ubicación y otros factores específicos de la ubicación.

Para calcular el costo para un proyecto determinado, todos los gastos asociados con el compresor, secador, tanque de volumen y fuente de energía deben tenerse en cuenta. La mayoría de proveedores están dispuestos a proporcionar estimados de los costos del equipo y requisitos de instalación (incluyendo tamaño del compresor, caballos de fuerza del motor, requisitos de energía eléctrica y capacidad de almacenamiento).

### 3.3.3 Características ambientales del sitio

Los requerimientos de aire comprimido cuantitativos y las condiciones ambientales locales deben establecerse antes comenzar cualquier dimensionamiento.

#### Condiciones ambientales para el dimensionamiento:

- Temperatura ambiente máxima: 40°C
- Temperatura ambiente mínima: 5 °C
- Presión atmosférica: P atm = 14 psia (445 msnm)
- Humedad relativa: HR = 60%.
- Presión de vapor de agua a 30°C: Pv = 0,58 psia ó 0,04 bar (a)

### 3.3.4 Consumo de aire de instrumentos para el Sistema de Planta Curiche

Se detalla a continuación el consumo total de gas de instrumentos de la planta Curiche, que sería el mismo requerido para un sistema de aire de instrumentos.

**Tabla 3.8: Consumo máximo de aire de instrumentos**

Identificación de Equipo (TAG)	Caudal de gas instrumentos requerido				
	Convertidor de señal (Nm <sup>3</sup> /h)	Actuador de válvula (Nm <sup>3</sup> /h)	Posicionar de válvula (Nm <sup>3</sup> /h)	Total (Nm <sup>3</sup> /h)	Total (scfd)
V-101	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
V-201	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
V-301	1,61	0,16	1,77	3,54	3.168
V-401	1,61	0,32	1,77	3,70	3.312
K-100/K-200	1,29	0,00	1,77	3,05	2.736
K-300/K-400	1,29	0,00	1,77	3,05	2.736
G-001/G/002	0,64	0,00	1,77	2,41	2.160
P-802/P-803	0,32	0,00	0,88	1,21	1.080
M-100/M-200	0,96	0,48	2,65	4,10	3.672
FLARE	0,32	0,32	1,77	2,41	2.160
PL-100/PL-200	0,64	0,32	1,77	2,73	2.448
Total	11,90	2,25	19,45	33,60	30.096

Fuente: Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche

Se tiene un requerimiento de 33,60 Nm<sup>3</sup>/h como caudal máximo de aire de instrumentos necesario para el accionamiento del sistema de instrumentación.

Se debe tomar en cuenta la necesidad de requerimiento de aire para uso general, de acuerdo a las prácticas recomendadas se debe estimar el doble del consumo de aire para instrumentos, que sería 67,20 Nm<sup>3</sup>/h.<sup>14</sup>

### Conversión de flujo:

En general, se utiliza la unidad de l/s (litros por segundos) para definir la capacidad del compresor, por lo que los valores de consumo de aire de instrumentos dados en Nm<sup>3</sup>/min, deben ser calculados nuevamente en unidades de l/s.

El consumo total requerido es de 100,80 m<sup>3</sup>/h, dicho valor se convierte a unidades de Nm<sup>3</sup>/min para y posteriormente a N l/s para los cálculos a realizar.

El caudal obtenido anteriormente es el caudal requerido de aire seco, el aire en la toma de aspiración del compresor tiene una determinada humedad relativa (HR) que también debe ser considerada. Para realizar esta corrección se hace uso de la siguiente expresión

$$Q^D = \frac{Q^A}{1 - \frac{HR \cdot P_v}{P^A}} \quad (\text{Manual de aire comprimido de Atlas Copco})$$

$$Q = 102,60 \text{ Nm}^3/\text{h} = 1,72 \text{ Nm}^3/\text{min}$$

El consumo requerido de aire es de 1,72 Nm<sup>3</sup>/min, equivalente a 28,71 N l/s a una presión mínima efectiva de 6 bar (g).

Caudal de entrega libre de aire suministrado a condiciones de trabajo estándar (q FAD)

$$q_{\text{FAD}} = q_N \cdot (273 + T_{\text{FAD}}) \cdot 1,013 / 273 \cdot p_{\text{FAD}}$$

$$q_{\text{FAD}} = 34,56 \text{ l/s}$$

La unidad utilizada para definir la presión para los componentes de aire comprimido es la presión efectiva (también llamada presión manométrica), se indica en bar (g).

<sup>14</sup> Environmental Protection Agency USA

### 3.3.5 Dimensionamiento del compresor de aire requerido

El consumo de aire total es la 34,56 l/s. Teniendo en cuenta la posible los cambios en los datos de consumo de aire planificadas y posterior expansión progresiva de las necesidades de aire comprimido, un margen de seguridad de aprox. 10-20% se debe añadir. Esto le da un caudal dimensionado de  $34,56 \times 1,2 \approx 41.47$  l/s (incluyendo el margen de seguridad del 20%).

Margen de seguridad para uso de secadora con membrana del 17%, entonces:

$$qFAD = 50 \text{ l/s}$$

La presión mínima requerida es 6 bar (g).

Suponiendo que la caída de presión combinada en la secadora, filtro y tubo no supere 1,5 bar, un compresor con una capacidad máxima presión de trabajo de no menos de  $6 + 1,5 = 7,5$  bar (g) es adecuado para este caso.

#### **Selección compresor final:**

Un compresor con las siguientes especificaciones se selecciona:

- Tipo de compresor de tornillo con inyección de aceite, mediano.
- Máxima presión de salida del compresor = 7,5 bar (g)
- FAD a 7 bar (g) = 125 scf/min

Este requisito quedará satisfecho con un compresor con instalada eje del motor de 30 HP (22 Kw) de potencia. Los Generadores de Energía Eléctrica de la Planta Curiche tienen una Potencia de 42,5 KWH<sup>15</sup> cada uno, y el consumo actual es 21,1 KWH<sup>16</sup>, con lo cual se tiene asegurado el suministro de energía al compresor de aire ininterrumpidamente.

La temperatura del aire comprimido del compresor aftercooler = temperatura ambiente de + 10 ° C. Además, el compresor seleccionado tiene la regulación de carga / descarga con una frecuencia de ciclo máximo de 30 segundos. Uso de regulación de carga / descarga, el compresor seleccionado tiene una presión de fluctuación entre 7,0 y 7,5 bar (g).

---

<sup>15</sup> Planos de ingeniería de Planta Curiche

<sup>16</sup> Dato de Energía generada en Planta Curiche en fecha 08-09-15.



### 3.3.6 Dimensionamiento del volumen del tanque pulmón de aire

Debido a que se quiere cumplir con las prácticas recomendadas del GPSA que indica que por lo menos el sistema debe abastecer durante cinco minutos el consumo máximo de los instrumentos, se dimensionará el volumen necesario para el equipo tomando en cuenta este tiempo de autonomía.

Tomando en cuenta la fórmula del tiempo de autonomía que se extrajo del Manual del aire comprimido Altas Copco para el cálculo del tiempo de autonomía:

$$t = \frac{VT_{fad}}{QP_{fad}T_1} \times (P_1 - P_2)$$

De donde se despeja el volumen, para proceder a realizar el cálculo del volumen del tanque, los resultados del cálculo se indican en la tabla 3.9.

$$V = \frac{t Q P_{fad} T_1}{T_{fad} \times (P_1 - P_2)}$$

$$V = 3,0 \text{ m}^3$$

**Tabla 3.9: Cálculo del volumen del receptor de aire**

Descripción	Símbolo	Valor	Unidad
Tiempo de autonomía del sistema de gas de instrumentos	t	5	min
Temperatura base de medición del gas	T <sub>fad</sub>	15,6	°C
Consumo de aire de instrumentos	Q	0,56	m <sup>3</sup> /min
Presión base de medición del gas	P <sub>fad</sub>	1,013	bara
Temperatura de operación del sistema	T <sub>1</sub>	25	°C
Presión de operación del sistema	P <sub>1</sub>	8,513	bar (a)
Presión mínima de operación de los instrumentos	P <sub>2</sub>	7,013	bar (a)
Volumen del Tanque receptor de aire	<b>V</b>	<b>3,0</b>	<b>m<sup>3</sup></b>

Fuente: Elaboración propia

Se necesitaría un tanque receptor de capacidad de 3 m<sup>3</sup> para poder suministrar aire comprimido durante 5 minutos en caso de paro del compresor.

### 3.3.7 Dimensionamiento del secador y caídas de presión

El punto de rocío requerido en este ejemplo es de  $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $10\text{ }^{\circ}\text{C}$  menos que la temperatura mínima ambiente), por lo tanto, un secador de membranas es la opción más adecuada. Al seleccionar el tamaño del secador una serie de factores que deben tenerse en cuenta y la capacidad secadora deberá corregirse utilizando los factores de corrección adecuados.

El aire que el compresor aspira de la atmósfera es una mezcla de gases que siempre contiene vapor de agua. La capacidad de saturación del aire varía sobre todo con la temperatura. Si el aire se calienta -como sucede en la compresión- aumentará la capacidad del aire de absorber vapor de agua, y éste se condensará al producirse un enfriamiento posterior.

#### 1) Temperatura de entrada del secador y punto de rocío.

Debido a que la temperatura del aire comprimido fuera del compresor es de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$  superior a la temperatura ambiente, la temperatura de entrada del secador de refrigerante será máximo  $40 + 10 = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Además, el punto de rocío de presión deseado es de  $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$ . El factor de corrección apropiado 0.95 se obtiene de la ficha de datos de Atlas Copco.

#### 2) Presión de trabajo

La presión de trabajo real es de aprox. 7 bar (g), lo que representa un factor de corrección de 1,0.

#### 3) Temperatura ambiente

Para una temperatura ambiente máxima de  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$  se obtiene un valor de corrección 0,95.

En consecuencia, la secadora refrigerante debe ser capaz de manejar toda la capacidad del compresor multiplicado por los factores de corrección anteriores:

$$59 \times 0,95 \times 1,0 \times 0,95 = 53 \text{ l/s.}$$

La caída de presión para los componentes se obtiene a partir de los proveedores de componentes, mientras que la caída de presión en el sistema de tubería no debe exceder 0,1 bar. Las caídas de presión pueden verse en la tabla 3.10:

**Tabla 3.10: Caídas de presión del sistema**

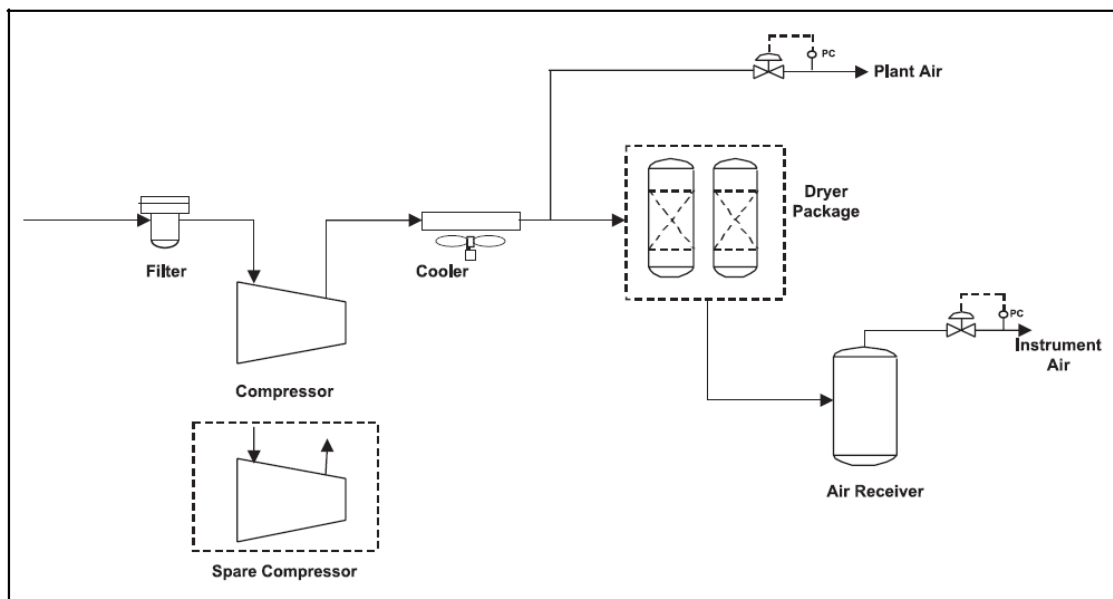
Component	Pressure drop (bar)
Oil filter (pressure drop when filter is new)	0.08
Refrigerant dryer	0.09
Dust filter (pressure drop when filter is new)	0.08
Pipe system in compressor central plant	0.05
Pipes from compressor central plant to consumption points	0.1
<b>Total pressure drop:</b>	<b>0.4</b>

Fuente: Manual Atlas Copco

La presión máxima sin carga de 7,5 barg (109 psig) y la presión de carga de 7,0 bar (g) para el compresor seleccionado proporciona una presión más baja a los consumidores de  $7,0 - 0,4 = 6,6$  bar (g). Añadir a esto el aumento adicional de caída de presión en el filtro que se produce con el tiempo. Este incremento de la caída de presión es único para cada tipo de filtro y se puede obtener de la ficha de datos de productos de Atlas Copco.

El esquema final del sistema de aire de instrumentos quedaría como se muestra en la figura 3.24:

**Figura 3.24: Esquema de un sistema de aire comprimido**

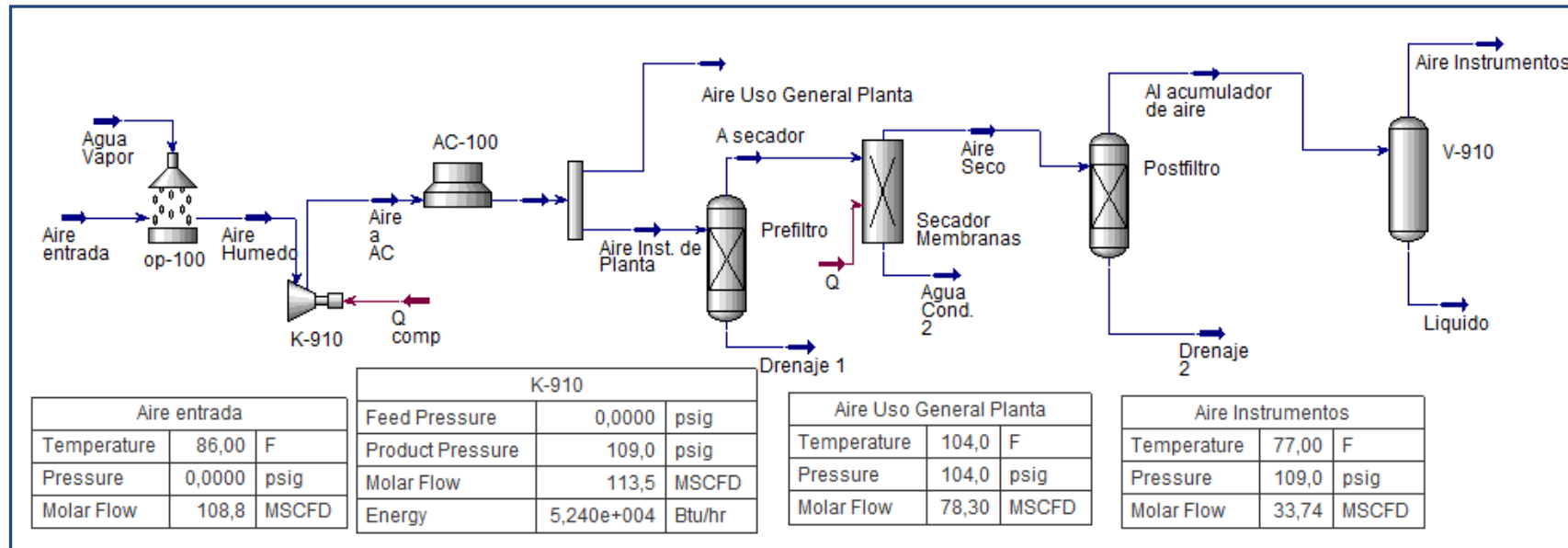


Fuente: GPSA Engineering Data Book

### 3.3.8 Simulación del Sistema de Aire Comprimido en HYSYS

Se muestra a continuación en la figura 3.25 la simulación realizada en el Simulador HYSYS, donde se puede demostrar los equipos diseñados en el presente proyecto.

Figura 3.25: Simulación del Sistema de Aire Comprimido Propuesto



Fuente: Elaboración Propia en HYSYS

## CAPITULO IV

### ANALISIS COSTO BENEFICIO

En este Capítulo se realizará el análisis costo-beneficio de las propuestas de ingeniería planteadas en el presente proyecto de tesis, tomando en cuenta la importancia del aspecto económico que rige en una empresa, se presentará la inversión que se requiere para la implementación de los equipos y las instalaciones propuestas, comparando la misma con el costo que significaría para la empresa un posible paro de planta y los ahorros de gas natural al tener un sistema de aire de instrumentos, obteniendo de esta forma un justificativo económico además del justificativo técnico presentado en el capítulo anterior.

También se mencionarán los beneficios medioambientales que significaría el reemplazar el sistema de gas de instrumentos por un sistema de aire comprimido.

Para ello se ha recopilado información necesaria para dicho análisis, como parámetro de comparación se tiene el precio actual del gas de venta de la planta Curiche, el cual se muestra en el siguiente cuadro:

**Tabla 4.1: Distribución Diaria Mercado Gas Curiche**

<b>Distribución Diaria Mercado Gas Curiche</b>			
<b>Mercado</b>	<b>Volumen (Mscfd)</b>	<b>Precio (USD/Mscf)</b>	<b>Ingresos (USD/Día)</b>
Interno	8.684	1,2900	11.204
ENARSA	25.429	6,5691	167.048
GSA Brasil	0	0	0
Cuiabá Brasil	0	0	0
<b>Total</b>	<b>34.114<sup>17</sup></b>	<b>5,2251</b>	<b>178.252</b>

Fuente: Dpto. Comercial de Pluspetrol Bolivia Corporation S. A.

Con esta información se analizará el beneficio económico de realizar las implementaciones de las mejoras de ingeniería planteadas en esta Tesis, además de los beneficios técnicos y operacionales que significan para el proceso de la planta Curiche.

<sup>17</sup> Producción Diaria de Gas (Parte Diario Planta Curiche 08-09-2015)

#### 4.1 Implementación para mejoras en el acondicionamiento del gas combustible

Los cálculos y las propuestas sólo buscan la mejora continua en los procesos y el crecimiento de la industria, dándole a la ingeniería de gas el valor principal en los diseño de implementación y mejora de las plantas de procesamiento de gas natural. Las propuestas de mejora para el acondicionamiento del gas combustible e instrumentos se resumen en dos calentadores catalíticos, dos válvulas de control y la toma auxiliar de gas proveniente del Gasoducto Curiche-Tacobo.

##### 4.1.1 Costos del Calentador Catalítico y válvulas de control

Se ha consultado en el mercado el costo de un calentador catalítico, el equipo elegido es el de 12000 BTU/H, significando un costo total de USD 4.283,28. En la tabla 4.2 se detalla los costos, siendo la fila resaltada con color plomo el equipo elegido.

**Tabla 4.2: Costos del Calentador Catalítico**

Descripción	Poder Calorífico (BTU/H)	Costo unitario (USD)	Cantidad (Unid)	Costo Total (USD)
Catalytic Heater, 12V, Start, Pipe 4"	12.000	2.141,64	2	4.283,28
Catalytic Heater, 12V, Start, Pipe 1"	6.000	1.285,76	2	2.571,52

Fuente: CATCO Catalytic Heater Company

Se ha consultado en almacenes de la empresa el costo de válvulas de control, debido a que se plantea implementar dos válvulas en el cuadro de regulación de gas combustible, significando un costo de USD 9390,08; en la tabla 4.3 se muestra el costo de la válvula seleccionada.

**Tabla 4.3: Costos de válvulas de control**

Descripción	Costo unitario (USD)	Cantidad (Unid)	Costo Total (USD)
Válvula de control marca Fisher; diámetro 1"; Extremos bridada RF; Serie 600; Cuerpo acero al carbono ASTM A-216 Grado WCB; Actuador D4 resorte y diafragma, Posicionador digital tipo directo 4-20 MA.	4.695,04	2	9390,08

Fuente: Almacenes de Pluspetrol Bolivia Corporation S. A.

#### **4.1.2 Costo de implementar una toma auxiliar de gas combustible del Gasoducto**

La propuesta de instalación de una nueva toma de gas combustible resulta la opción más factible y económica de implementar, porque actualmente se tiene personal de Proyectos trabajando en la Fase de ampliación de la planta, además de que con dicha implementación se daría solución a los problemas operacionales mencionados en capítulos anteriores.

Asimismo es importante resaltar que la instalación de la toma auxiliar para suministro de gas combustible e instrumentos no requiere interrumpir el sistema de gas combustible para realizar la mejora, ya que el cuadro de regulación cuenta con dos tramos y los mismos tienen válvulas manuales de bloqueo, por lo cual primero se implementaría la nueva llegada en el tramo superior, el cual se tendría bloqueado aguas arriba y aguas abajo, fluyendo el gas por el tramo inferior y luego el tramo superior quedaría habilitado para el flujo, pudiendo realizar de esta manera las conexiones en el tramo inferior.

El costo de la mano de obra para su instalación corresponde a la empresa, ya que puede aprovecharse que en planta se encuentra personal contratista haciendo constantemente trabajos de soldadura debido a las ampliaciones que se están realizando (implementación de una PDA, Módulos para el campamento, etc.), sin embargo en el presente capítulo se tomará en cuenta el costo de la instalación para realizar la evaluación económica de las mejoras planteadas.

Se realizó un listado de los materiales necesarios para implementar dicha instalación, y luego se ha cotizado el precio de dichos materiales, para tener el costo total de dicha implementación.

A continuación, en la tabla 4.4 se detallan los costos de los materiales que se necesitarían para la instalación de una toma auxiliar proveniente del gasoducto Curiche-Tacobo, los cuales ascienden a USD 3.530,29.

Tabla 4.4: Costos de una toma auxiliar

Descripción	Material	Costo unitario (USD/pieza)	Cantidad (Unid)	Costo Total (USD)
Caño acero conducción; Tipo sin costura; Diámetro Nominal 2" ; Espesor de pared Sch80 (5,54 mm); extremos biselados	Norma constructiva acero al carbono ASTM A-106 GRADO B	268,76 (Pieza de 12 m)	99,25 m	2418,84
Caño acero conducción; Tipo sin costura; Diámetro Nominal 1" ; Espesor de pared Sch80 (4,55 mm); Extremos biselados	Norma constructiva acero al carbono ASTM A-106 GRADO B	139,47 (Pieza de 12 m)	2,84 m	139,47
Caño acero conducción; Tipo sin costura; Diámetro Nominal 1/2" ; Espesor de pared Sch80 (3,73 mm); Extremos biselados	Norma constructiva acero al carbono ASTM A-106 GRADO B	35,50 (Pieza de 12 m)	0,09 m	35,50
Te normal; diámetro 1"; Serie 3000; Conexión Roscado Hembra-Hembra NPT	Norma DIM. ANSI B16.11 Material acero forjado ASTM A-105	8,67	2	17,34
Te normal; diámetro 1/2"; Serie 3000; Conexión Roscado Hembra-Hembra NPT	Norma DIM. ANSI B16.11 Material acero forjado ASTM A-105	6,96	1	6,96
Reducción Excéntrica; Diámetros 2" x 1"; Sch 80	Acero al carbono ASTM A-234 Grado WPB; Norma DIM. ANSI B16.9	16,17	2	32,34
Reducción Excéntrica; Diámetros 1" x 1 1/2"; Sch 80	Acero al carbono ASTM A-234 Grado WPB; Norma DIM. ANSI B16.9	10,27	1	10,27
Brida ANSI Welding Neck; Diametro 2" ; Sch 80; Serie 600	Acero forjado ASTM A-105	38,28	2	76,56
Brida ANSI Welding Neck; Diametro 1" ; Sch 80; Serie 600	Acero forjado ASTM A-105	18,58	8	
Junta Espiralada; Diámetro 2"; Serie 600	ASTM A-105	3,05	1	3,05
Junta Espiralada; Diámetro 1"; Serie 900	ASTM A-105	2,71	3	8,13
Válvula Esférica NPT; Diámetro 1"; Serie 1500	ASTM A-105	112,75	4	451,0
Válvula Globo NPT; Diámetro 1", Serie 800	ASTM A-105	61,09	1	61,09
Válvula esférica NPT; Diámetro 1", Serie 2000	ASTM A-105	121,10	1	121,10
<b>Costos totales</b>				<b>3.530,29</b>

Fuente: Almacenes de Pluspetrol Bolivia Corporation S. A.



## 4.2 Implementación de un nuevo depurador de gas combustible e instrumentos

La investigación nos indica la necesidad de diseñar y dimensionar un nuevo depurador de gas combustible, el mismo funcionaría también como tanque pulmón de gas de instrumentos (en caso no se implementase el sistema de aire de instrumentos también propuesto), el equipo diseñado tiene capacidad de manejo de 2 MMscfd de gas, lo cual satisface el incremento del consumo de gas combustible tomando en cuenta la implementación de dos nuevas unidades de compresión que se implementarían hasta diciembre del presente año. El diseño del dimensionamiento de un nuevo depurador nos dio como resultado un equipo que cumple las normas de la industria petrolera, lo cual es importante en la separación adecuada para entregar un gas combustible y de instrumentos separado y acondicionado eficientemente.

### 4.2.1 Costos del nuevo depurador de gas combustible

Los costos de un depurador de gas natural en el mercado son variables, el mismo depende de varios factores, uno importante es que la mayoría de las empresas que fabrican equipos para alta presión se encuentran fuera de Bolivia y el costo del transporte juega un factor importante a la hora de tomar decisiones.

Sin embargo, se cotizó en una empresa boliviana el precio estimado de un nuevo depurador de gas, tomando en cuenta las dimensiones del equipo diseñado en este proyecto, el costo del equipo se indica en la tabla 4.5.

**Tabla 4.5: Costos de un depurador de gas combustible**

Descripción	Código de Fabricación	Longitud (in)	Diámetro (in)	Costo del equipo (USD)
Depurador de gas combustible	ASME VIII Div. 1	90	18	26.630

Fuente: Carlos Caballero SRL

La instalación del nuevo depurador no significaría un paro de planta, ya que el mismo cuenta con válvula by pass, y tomando en cuenta que el mismo sólo requiere de dos conexiones en bridas, la de entrada y salida de gas, no requiere mucho tiempo el implementarse, el gas combustible puede ser direccionado por el by pass durante el tiempo que dure las conexiones y en este tiempo trabajaría el filtro coalescedor que se encuentra

aguas abajo del depurador V-920 (ver Marco Teórico) como separador de los líquidos condensables y las partículas que pueda contener dicho gas, posteriormente una vez instalado el equipo, el mismo puede ser habilitado sin mayores problemas.

#### 4.2.2 Cálculo de ahorro de gas por evitar paros de planta

De acuerdo a datos obtenidos en campo, en la gestión 2014 se tuvo un promedio de un paro de planta por mes a consecuencia de problemas en el sistema de gas combustible. Se toma este dato como parámetro para realizar la estimación del volumen de gas ahorrado en un año si se evitara dichos paros de planta.

En la tabla 4.6 se indica el volumen de gas ahorrado en caso de implementar las mejoras propuestas, y el beneficio económico que significaría su ahorro.

**Tabla 4.6: Volumen de gas ahorrado anualmente y beneficio económico**

<b>Cálculo de ahorro de gas natural</b>	
<b>Datos operativos:</b>	
Producción de Gas de Planta Curiche	34.114.438 pies cúbicos por día
Producción de en 1 hora	1.421.435 pies cúbicos por hora
Pérdida de producción de gas por año (1 paro por mes de 1 hora de duración)	17.057.219 pies cúbicos por año
<b>Cálculo valor de gas ahorrado:</b>	
Volumen de gas natural ahorrado	17.057.219 pies cúbicos por año
Valor anual de gas natural ahorrado	89.125 USD/año

Fuente: Elaboración propia

Esto quiere decir, que la pérdida económica por disminución de volumen de gas entregado se convertiría en ganancia en caso de evitar paros de planta no programados.

### 4.3 Implementación de un sistema de aire de instrumentos

La implementación de un sistema de aire de instrumentos tomando en cuenta los equipos necesarios para el sistema en estudio tendría los siguientes costos de acuerdo al mercado de la industria petrolera.

#### 4.3.1 Costos de los equipos necesarios para el sistema de aire comprimido

Los costos más importantes asociados con la instalación y operación de un sistema de aire comprimido para instrumentación son los costos de instalación de los compresores, secadores, tanques de volumen y costos de energía. Los costos actuales de instalación serán una función del tamaño, ubicación y otros factores específicos de la ubicación. Una conversión típica de un sistema de control de instrumentos neumáticos accionados con gas natural a un sistema de aire comprimido para instrumentación cuesta aproximadamente entre USD 30.000 y USD 60.000, dependiendo del tamaño de la planta y de los recursos que se puedan tener, los costos podrían ser aún menores.<sup>18</sup>

Para calcular el costo para un proyecto determinado, todos los gastos asociados con el compresor, secador, tanque de volumen y fuente de energía deben tenerse en cuenta. La mayoría de proveedores están dispuestos a proporcionar estimados de los costos del equipo y requisitos de instalación (incluyendo tamaño del compresor, caballos de fuerza del motor, requisitos de energía eléctrica y capacidad de almacenamiento). La fila resaltada con color plomo es la seleccionada para el presente proyecto, donde a continuación se describen los costos de los equipos principales del sistema propuesto:

- **Costos del compresor.** Es común instalar dos compresores en una planta (uno en funcionamiento y otro de respaldo) para asegurar la confiabilidad y permitir un mantenimiento y reparaciones sin interrupciones del servicio. La capacidad de uno de los compresores debe ser suficiente para satisfacer el total de volumen de aire comprimido necesario para el proyecto (es decir, tanto aire para instrumentación como para usos generales). La siguiente tabla presenta los cálculos de costo de compra y mantenimiento de compresores pequeño, mediano y grande. Para compresores de tipo tornillo sin fin, los operadores deben esperar reparar la unidad cada 5 a 6 años. Esto generalmente implica cambiar el núcleo del compresor por un compresor reconstruido a un costo de

---

<sup>18</sup> Environmental Protection Agency (USA)

aproximadamente USD 3,000, añadiendo USD 500 para costos de mano de obra y un crédito por cambio de núcleo de USD 500.

**Tabla 4.7: Costos del compresor de aire**

Tamaño de la unidad	Volumen de aire (ft <sup>3</sup> /min)	Tipo de compresor	Potencia (HP)	Costos del equipo (USD)
Pequeño	30	Alternativo	10	2.500
Mediano	125	Tornillo	30	12.500
Grande	350	Tornillo	75	22.000

Fuente: Environmental Protection Agency (EPA)

- **Tanque de volumen.** Los sistemas de suministro de aire comprimido incluyen un tanque de volumen, el cual mantiene una presión constante con la activación y desactivación del compresor de aire. La tabla presenta los costos de equipo para tanques de volumen de tamaño pequeño, mediano y grande. Los tanques de volumen no tienen casi ningún costo de operación ni de mantenimiento.

**Tabla 4.8: Costos del tanque de volumen**

Tamaño de la unidad de servicio	Volumen de aire	Costo del equipo (USD)
Pequeño	0,30 m <sup>3</sup>	500
Mediano	1,51 m <sup>3</sup>	1,500
Grande	3,79 m <sup>3</sup>	3,000

Fuente: Environmental Protection Agency (EPA)

- **Costos del secador de aire.** Debido a que el aire comprimido para instrumentación debe estar bastante seco para evitar obstrucción y corrosión, el aire comprimido generalmente se pasa por un secador. El secador más común utilizado en aplicaciones pequeñas a medianas es un secador de membrana permeable. Los sistemas de aire más grandes pueden utilizar secadores de múltiples membranas o, aún más eficientes económicamente, secadores por absorción a base de alúmina. Los secadores de membrana filtran vapor de aceite y partículas sólidas y no tienen partes móviles. Como resultado, los costos de operación anuales se mantienen bajos. La tabla 4.9 presenta datos de costos de equipo y servicio para secadores de tamaños diferentes. El tamaño del secador tendrá que considerar el volumen de gas necesario para el sistema de aire comprimido para instrumentación.

**Tabla 4.9: Costos del secador de aire**

Tamaño de la unidad de servicio	Caudal consumo de aire (ft <sup>3</sup> /min)	Tipo de secador	Costo del equipo (USD)
Pequeño	30	Membrana	1.500
Mediano	60	Membrana	4.500
Grande	350	Alúmina	10.000

Fuente: Environmental Protection Agency (EPA)

- **Costo total de instalación.** Se puede calcular el costo total de instalación del proyecto con la información sobre equipos proporcionada anteriormente. Para calcular el costo de instalación del equipo, es una práctica común en la industria suponer que la mano de obra para la instalación es equivalente al costo de adquisición del equipo (es decir, hay que duplicar el costo de comprar del equipo para calcular el costo de instalación). Esto es apropiado para sistemas grandes de aire comprimido para instrumentación con secadores por absorción de alúmina, pero para sistemas de aire comprimido para instrumentación pequeños montados sobre patines, se utiliza un factor de 1,5 para calcular el costo total de instalación.

**Tabla 4.10: Cálculo de los costos totales de instalación**

Descripción	Cantidad (Unid)	Costo del equipo (USD)
Compresores	2	25.000
Tanque de volumen	1	3.000
Secador de membrana	1	4.500
<b>Costo Total</b>		<b>32.500</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.3.2 Cálculo los ahorros de gas.

Para calcular los ahorros de gas que resultan de la instalación de un sistema de aire comprimido para instrumentación, es importante determinar las tasas normales de pérdida (fugas continuas de las redes de tuberías, dispositivos de control, etc.), así como las tasas de pérdida más altas (asociadas con los movimientos en los dispositivos de control). Un método es listar todos los dispositivos de control, calcular sus tasas de pérdida normal y más alta, frecuencia de accionamiento, y cálculos de las fugas de las redes de tuberías. Los

fabricantes de los dispositivos de control generalmente publican las tasas de emisión para cada tipo de dispositivo, y para cada tipo de operación. Las tasas deben aumentarse en 25 por ciento para dispositivos que han estado en servicio sin reparación por cinco a 10 años, y en alrededor de 50 por ciento para dispositivos que no han sido reparados por más de 10 años para tener en cuenta el aumento de fuga asociado con el desgaste y deterioro. Alternativamente, la instalación de un medidor puede ser un método más preciso, siempre que se haga un monitoreo durante un período de tiempo suficientemente largo para tener en cuenta todos los usos de gas en la planta (es decir, bombas, arrancadores de motor, activación de válvulas de aislamiento).

Los ahorros de gas para el ejemplo de la planta en estudio, nos da un consumo máximo de 30.096 pies cúbicos por día. El gas natural no se usa en herramientas neumáticas ni en sopletes de arena a presión, de manera que el aire comprimido adicional proporcionado para estos servicios no reduce las emisiones metano. Suponiendo un uso promedio anual de 10 pies cúbicos por minuto de gas para servicios generales, lo que sería 14400 pies cúbicos por día, los ahorros de gas son de 44.496 pies cúbicos por día. Como se muestra en la siguiente tabla, esto es equivalente a 16 millones de pies cúbicos por año y un ahorro anual de USD 84.861.

**Tabla 4.11: Cálculo de ahorro de gas natural por uso de aire de instrumentos**

<b>Cálculo de ahorro de gas natural</b>	
<b>Datos operativos:</b>	
Utilización de gas para instrumentos neumáticos	30.096 pies cúbicos por día <sup>19</sup>
Otros usos que no son para instrumentos neumáticos	14.400 pies cúbicos por día
<b>Cálculo valor de gas ahorrado:</b>	
Volumen de gas natural ahorrado	= Uso en instrumentos + otros usos = 44.496 pies cúbicos por día
Volumen anual de gas natural ahorrado	= 16.241.040 pies cúbicos por año = 16 millones de pies cúbicos año equivalentes a 978 Tn de CO <sub>2</sub>
Valor anual de gas natural ahorrado	= Volumen * 5,2251 USD/1000 pcd = 84.861 USD/año

Fuente: Elaboración propia

<sup>19</sup> Dato extraído de Tabla 3.7: Consumo máximo de gas de instrumentos (Capítulo III)

### 4.3.3 Beneficios económicos y para el medio ambiente.

El implementar un sistema de aire de instrumentos tiene muchos beneficios, desde todo punto de vista, no sólo el económico, sino también el medio ambiental.

La reducción de emisiones de metano de los dispositivos neumáticos mediante la conversión a sistemas de control e instrumentación con aire comprimido, puede producir para las compañías de gas natural importantes beneficios económicos además de los beneficios para el medio ambiente, entre ellos:

- Rendimiento financiero como resultado de la reducción de emisiones de gas.
- Vida más larga de los dispositivos de control y mayor eficiencia de operación. El gas natural utilizado en dispositivos e instrumentos de control neumáticos usualmente contiene gases corrosivos (tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno) que pueden reducir la vida operativa eficaz de estos dispositivos. Además, el gas natural usualmente produce subproductos de oxidación de hierro, que pueden obstruir los orificios pequeños del equipo resultando en una reducción de eficiencia de operación o peligros. Al utilizar aire comprimido para instrumentación, adecuadamente filtrado y secado, se reduce la degradación del sistema y aumenta la vida útil de operación.
- Se evita el uso de gas natural inflamable. El utilizar aire comprimido como alternativa al gas natural elimina la utilización de una sustancia inflamable, aumentando significativamente la seguridad de las plantas procesadoras y los sistemas de transmisión y distribución de gas natural. Esto puede ser particularmente importante en instalaciones de alta mar, en donde los riesgos asociados con materiales peligrosos e inflamables son mayores.
- Menores emisiones de metano. Se han reportado menores emisiones de metano, en la planta en estudio se evitaría 16 millones de pies cúbicos de emisión de gas metano anualmente, que equivalen a 978 toneladas de CO<sub>2</sub> emitidos por año.<sup>20</sup>

---

<sup>20</sup> Guía Práctica para el Cálculo de Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI). Generalitat de Catalunya. Versión 2012.

#### 4.4 Evaluación económica

Como resultado del análisis costo-beneficio del presente proyecto de tesis, se pudo observar que se realizaron propuestas técnicas que además de ser económicas generarán un gran beneficio ganancial a la empresa.

El costo total de los equipos propuestos asciende a USD 76.333, y para el costo de instalación se considera el 50% de la inversión, lo que sería USD 38.167. Entonces, la inversión inicial sería de USD 114.500. A continuación, en la tabla 4.12 se detallan los costos totales de las mejoras propuestas realizadas.

**Tabla 4.12: Detalle de los costos totales de inversión inicial**

Ítem	Descripción	Costo del equipo (USD)
1	Calentadores Catalíticos para cuadro de regulación de gas combustible	4.283
2	Válvulas de control para cuadro de regulación de gas combustible	9.390
3	Materiales para instalación de toma auxiliar de gas combustible e instrumentos proveniente del gasoducto	3.530
4	Depurador de Gas Combustible Nuevo	26.630
5	Equipos para un Sistema de Aire de Instrumentos	32.500
6	Costos de Instalación y puesta en marcha	38.167
<b>Costo Total</b>		<b>114.500</b>

Fuente: Elaboración propia

Para los costos de operación se estimó con ayuda de expertos en mantenimiento que sería aproximadamente el 50% de la inversión inicial y esto incluiría: a) mano de obra, b) materiales y c) mantenimiento. Entonces tenemos que el costo de operación anual sería de **USD 57.250**.

Los beneficios económicos de implementar las propuestas tienen que ver con el volumen de gas ahorrado por año tanto por evitar paros de planta previniendo los problemas operacionales como por utilizar aire en vez de gas para los instrumentos. En la tabla 4.13 se detalla el valor económico, que asciende a un valor de **USD 173.987**.



**Tabla 4.13: Beneficios económicos**

Descripción	Valor (USD/año)
Valor anual de gas natural ahorrado por evitar paros de planta	89.125
Valor anual de gas natural ahorrado por utilizar aire de instrumentos en vez de gas natural	84.861
Valor total ahorrado	173.987

Fuente: Elaboración propia

**4.4.1 Cálculo del VAN y el TIR**

La evaluación económica nos indica la rentabilidad del proyecto, para ello se procede a calcular el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). En la tabla 4.14 se presenta el flujo de efectivo correspondiente.

**Tabla 4.14: Flujo de efectivo para las propuestas realizadas**

Monto en USD	Flujo de efectivo					
Año	0	1	2	3	4	5
<b>Inversión</b>	114.500					
<b>Beneficios</b>		173.987	173.987	173.987	173.987	173.987
<b>Costos de Operación</b>		57.250	57.250	57.250	57.250	57.250
<b>Flujo de caja neto</b>	-114.500	116.736	116.736	116.736	116.736	116.736
<b>Flujo de caja acumulado</b>	-114.500	2.236	118.973	235.709	352.446	469.182

Fuente: Elaboración propia

Utilizando la ecuación 4.1 del VAN se calculan los flujos de caja netos desde el año 1 hasta el año 5, seguidamente se obtiene el VAN, utilizando varias tasas de interés para luego calcular la TIR, estimando la tasa de interés que haga cero (0) el VAN.

$$VAN = -I_o + \sum_{i=1}^n \frac{F_i}{(1+t)^i}$$

**(Ec. 4.1)**

Como resultado se tiene una TIR = 90%, VAN = 0. Los resultados del VAN a diferentes tasas de se muestran en la tabla 4.15 a continuación:

**Tabla 4.15: Resultados del VAN a diferentes tasas de interés**

<b>i</b>	<b>VAN</b>
5 %	856.729
10%	694.998
20%	464.910

Fuente: Elaboración propia

La evaluación económica del proyecto indica que las propuestas son altamente rentables, ya que el retorno de la inversión se obtiene en menos de un año de operación. Cabe destacar, que los costos de mantenimiento podrían incrementar a través del tiempo, debido a que la mayoría de los equipos tienen 20 años de servicio, lo cual demanda la aplicación de actividades efectivas de mantenimiento para alargar la vida útil de los equipos.

## CONCLUSIONES

- La evaluación realizada al Sistema de Gas Combustible y de Instrumentos de la Planta Curiche significó la identificación de las causas de los problemas operacionales que se presentan en la planta, dentro de los principales se tienen la formación de hidratos en el acondicionamiento del gas por la alta caída de presión en la regulación, la ausencia de una toma auxiliar que garantice el suministro de gas en casos de paros de planta, la capacidad limitada de manejo de flujo del depurador o tanque pulmón de gas combustible y los efectos ambientales, técnicos y de seguridad que ocasiona el utilizar gas natural para instrumentos.
- Se analizaron los escenarios críticos en el acondicionamiento del gas combustible e instrumentos, donde se observó la formación de hidratos en la línea de regulación, para evitar este problema se ha planteado la implementación de calentadores catalíticos eléctricos, los cuales inhiben la formación de hidratos por calentamiento indirecto y son un método muy eficiente de prevención de formación de hidratos.
- Mediante el estudio de la capacidad del sistema de gas combustible e instrumentos, se determinó que el consumo del sistema incrementará hasta un caudal máximo de 994 Mscfd, y debido a que el depurador de gas combustible actual tiene capacidad sólo para 480 Mscfd de gas, se realizó el diseño de un nuevo depurador de gas combustible e instrumentos, de acuerdo a las normas API12J, PDVSA y lo recomendado por el GPSA, con lo cual se garantiza el manejo del flujo máximo con una separación eficiente del gas ya que el equipo diseñado cuenta con la configuración interna adecuada.
- Se propuso la instalación de una toma auxiliar para el suministro de gas combustible e instrumentos para ser utilizado en situaciones en que el sistema se quede sin suministro de gas debido a un paro de planta con venteo total, tomando como fuente para dicha toma el punto ubicado en la cabecera del Gasoducto Curiche-Tacobo, teniendo de esta forma una toma de gas en reserva, para que en caso de paros de planta se cuente con suministro de gas instrumentos para el accionamiento de las válvulas de control y gas combustible para los equipos de generación y compresión.

- Se diseñó un sistema de aire comprimido para instrumentos, el cual reemplazaría al actual sistema de gas instrumentos, haciendo un sistema autónomo del sistema de gas combustible. En el diseño del mismo se tomó en cuenta el tiempo de autonomía óptimo que recomienda la GPSA para el buen accionamiento de las válvulas en caso se produjera un paro de planta y corte de energía, es decir por lo menos de cinco (5) minutos de autonomía.
- Finalmente se elaboró un análisis del costo-beneficio de las propuestas de ingeniería realizadas, tomando en cuenta el beneficio económico para la empresa y el beneficio medio ambiental que implicaría el reemplazar el sistema de gas de instrumentos por el de aire de instrumentos, asimismo se realizó la evaluación económica de las mejoras propuestas, obteniendo como resultado que el proyecto de tesis es rentable y factible económicamente.

## RECOMENDACIONES

- Debido a los problemas de formación de hidratos en las líneas del cuadro de regulación de gas combustible se recomienda la instalación de los calentadores catalíticos y las válvulas de control para regular la presión en cascada, con estas mejoras se evitará la formación de hidratos y se logrará prevenir problemas operacionales.
- Debido a los problemas operacionales que causa la mala separación del actual depurador de gas combustible y el incremento futuro de consumo de gas, se debe tomar en cuenta la implementación del nuevo depurador diseñado.
- Se debe considerar instalar la toma auxiliar de gas combustible proveniente del gasoducto, para disminuir al mínimo el tiempo de paros de planta que merman la producción de gas natural.
- La instalación de sistemas de aire comprimido para instrumentación tiene el potencial de aumentar ingresos y reducir sustancialmente las emisiones de metano. Se puede utilizar la infraestructura existente. Por lo tanto, no se necesita reemplazar la las tuberías. Sin embargo, deben lavarse los residuos acumulados en las tuberías y conductos existentes
- Los sistemas de aire comprimido para instrumentación pueden aumentar el ciclo de vida del equipo del sistema, el cual puede acumular rastros de azufre y varios gases ácidos cuando se controlan mediante gas natural, añadiendo así al potencial de ahorros y aumentando la eficiencia de operación.
- La utilización de aire comprimido para instrumentación elimina los peligros de seguridad asociados con el uso de gas natural inflamable en dispositivos neumáticos
- Tomar en cuenta que un paro de planta tiene un costo elevado para la empresa, así que toda mejora que se realice para evitar aquello tiene un valor extra, por lo tanto se recomienda tomar en cuenta para su implementación las propuestas realizadas en la presente investigación.

---

**BIBLIOGRAFIA**

- Agency, E. P. (2004). Convierta los controles neumaticos de gas a aire. Natural Gas EPA POLLUTION PREVENTER .
- Air, C. (2010). Manual Del Aire Comprimido. Madrid, España.
- API. (2008). Norma API 12J. Specification for Oil and Gas Separators. Seventh Edition.
- Arias, F. (2004). El Proyecto de Investigación. Guía para su elaboración. 4ta Edicion.
- ASME. (2004). Boiler and pressure vessel code. Section VIII. Division 1. Subsection A.
- Balestrini, M. (2001). Como se elabora el Proyecto de Investigacion. Caracas. Venezuela: BL Constructores y Asociados.
- Boutto, L. Diseño de un depurador de gas – líquido para la estación de flujo Orocuál 1. PDVSA Distrito Norte. Estado Monagas.
- Boyun Guo, P. D. (2007). Petroleum Production Engineering. Louisiana: Elsevier Science & Technology Books.
- Bullough, B. D. Piping Design of Instrument Air Distribution Systems. Roseville, MN, USA.
- Caballero, C. (2015). <http://www.carloscaballerosrl.com>.
- Catalunya., G. d. (2012). Guía Práctica para el Cálculo de Emisiones de gas de efecto invernadero (GEI).
- Cedeño, F. (Octubre 2009). Evaluación del sistema de acondicionamiento del gas combustible de la Planta Compresora de Alta Presión (PIGAP I).
- Compresores, K. (2013). Ingeniería Neumática. KAESER Compresores .

- Copco, A. (2010). Compressed Air Manual 7th edition.
- Fisher. (2015). <https://www.fisher.com>.
- Frostman, L. M. (2000). Anti-agglomerant hydrate inhibitor for prevention of hydrate plugs in Deepwater Systems.
- GPSA. (2004). Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book.
- HYSYS, A. V 8.4.
- ICONSA, I. C. (2015). <http://www.gas-training.com/Gasnet.html>.
- Ikoku, C. U. (1992). Natural Gas Production Engineering. Malabar, Florida: Krieger Publishing Company.
- Ingenieros Consultores Asociados, C. A. GASNET.
- Kumar, S. (1960). Gas Production Engineering.
- Ley del Medio Ambiente. Ley 1333. Bolivia. (1992).
- Martinez Marcias. Diccionario del Gas.
- Martinez, M. (2002). Diseño Conceptual de Separadores. Data, Ingenieros Consultores y Asociados, C. A.
- Martinez, M. (1994). Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones.
- PDVSA. (1983). Guía de Ingeniería, Separadores Líquido-Vapor. Manual de Ingeniería de Diseño.
- Pluspetrol. (2013). Ingeniería Cuarta Fase Planta Curiche. Santa Cruz de la Sierra.

- Pluspetrol, C. B. (2015). <http://www.pluspetrolbolivia.com.bo>.
- Ramirez, D. (Marzo 2010). Evaluacion del sistema de gas combustible para el suministro de las turbo-bombas de Planta RESOR del Complejo JUSEPÍN-PDVSA, MONAGAS.
- Reglamento Ambiental del Sector Hidrocarburos. DS 24335. Bolivia. (1996).
- Sampieri, R. H. (2003). Metodologia de la Investigacion.
- Sloan, E. D. (2003). Fundamental principles and applications of natural gas hydrates.
- Tamayo, M. T. (2001). El proceso de la investigacion cientifica. Mexico: Limusa.
- USA, C. (2015). <https://www.catcousa.com>.
- William Lyons, P. (1996). Standard Handbook Petroleum Natural Gas Engineering Volume 2.