



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIRECCIÓN DE POSTGRADO



# DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE TURBOEXPANSOR EN ESTACIONES DE REGULACIÓN DE PRESIÓN DE GAS NATURAL

**Autor:**

José Angel Rivero, *Ing.*

Naguanagua, 22 de Abril de 2.016



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIRECCIÓN DE POSTGRADO



# DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE TURBOEXPANSOR EN ESTACIONES DE REGULACIÓN DE PRESIÓN DE GAS NATURAL

*Trabajo especial de grado presentado ante la Ilustre Universidad de  
Carabobo para optar al título de Magíster en Ingeniería Mecánica*

**Tutor académico:**

José Gregorio Velásquez, *Ing. MSc.*

**Autor:**

José Angel Rivero, *Ing.*

Naguanagua, 22 de Abril de 2.016



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIRECCIÓN DE POSTGRADO



# DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE TURBOEXPANSOR EN ESTACIONES DE REGULACIÓN DE PRESIÓN DE GAS NATURAL

*Trabajo Especial de grado presentado ante la Ilustre Universidad de  
Carabobo para optar al título de Magíster en Ingeniería Mecánica*

José Angel Rivero.

Naguanagua, 22 de Abril de 2.016

# *Dedicatoria*

---

---

A Dios, mi creador, por escuchar siempre mis plegarias, por ayudarme tanto a lograr mis metas.

A ti papá que siempre fuiste y serás mi gran orgullo y ejemplo a seguir, además; por ser un gran maestro y guía en mi vida, por tus valiosos consejos y lo más importante: ser el mejor padre.

A mi hermano Pablo Emilio, siempre presente en mi vida, te convertiste en mi ángel guardan desde muy temprano, iluminando para mí siempre el mejor camino a tomar. *Dios te tenga en la gloria hermano.*

A ti madre, por tu apoyo, tu cariño verdadero y sincero y por ser la mujer quien me trajo al mundo.

A mis abuelos que están en el cielo pero que aún los puedo sentir y que siempre apostaron a mi triunfo.

A mis tíos, verdaderos tesoros.

A todos mis primos.

A todos aquellos que creyeron en mí y a los que no, para ellos también.

A mi nueva Alma Mater, la Universidad de Carabobo.

A mi mayor obra: yo mismo.

# *Agradecimientos*

---

---

A la casa de estudio, la Universidad de Carabobo, por abrirme sus puertas y haberme dado la oportunidad de obtener estudios de cuarto nivel.

Al profesor, tutor y amigo José Gregorio Velásquez, primero que nada por tenderme su mano y darme la oportunidad de trabajar en conjunto, por su apoyo, paciencia y dedicación en todo momento.

Al Br. Carlos Ramírez por su gran apoyo en la culminación de este trabajo.

A los profesores David Ojeda y Briseida Gámez por su orientación en elaborar este proyecto.

A mis compañeros de estudio, Wallkyr, Ermik, Heraclio y Eduardo por su valioso compartir de compañerismo.

A la empresa PDVSA por brindar la información necesaria para la culminación de este trabajo.

# Resumen

---

---

El objetivo de éste estudio es desarrollar una herramienta computacional para el aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas natural. Mediante la herramienta computacional Pipeline Studio se determinó valores de presión y temperatura en las Estaciones de Válvulas Automáticas de los cuatro (04) principales Sistemas de Transporte de Gas del país, premisas necesarias para determinar la potencia que puede generar un turboexpansor genérico con el uso del simulador de procesos HySys. Se evaluó la capacidad de potencia en función al caudal de turboexpansores comerciales y se compararon entre sí, incluyendo; los valores teóricos de potencia reportados por el simulador HySys. Posteriormente, se realizó el programa computacional el cual se denominó con el nombre *TurbexStudio*, donde le facilita al usuario conocer la capacidad de potencia que puede generar un turboexpansor y si es necesario la instalación de un intercambiador de calor. Finalmente, se hizo un estudio de evaluación económica para conocer la rentabilidad del proyecto.

# Índice general

---

---

Índice general	i
Índice de figuras	v
Índice de tablas	viii
Simbología y nomenclatura	x
Introducción	1
<b>CAPÍTULO 1</b> <b>El Problema</b>	<b>4</b>
1.1 Situación Problemática	4
1.2 Objetivos	5
1.2.1 Objetivos General	5
1.2.2 Objetivos Específicos	5
1.3 Justificación	5
1.4 Alcance	6
1.5 Limitaciones	7
<b>CAPÍTULO 2</b> <b>Marco Teórico</b>	<b>8</b>
2.1 Antecedentes	8
2.2 Bases Teóricas	10
2.2.1 Gas natural	10
2.2.2 Origen del gas natural	10
2.2.3 Clasificación del gas natural	11
2.2.4 Cadena de valor del gas natural	11
2.2.4.1 Exploración	11



2.2.4.2 Producción	13
2.2.4.3 Tratamiento	13
2.2.4.4 Extracción	13
2.2.4.5 Fraccionamiento	13
2.2.4.6 Transporte	13
2.2.4.7 Distribución	16
2.2.5 Productos del gas natural	19
2.2.6 Gas natural en Venezuela	20
2.2.7 Infraestructura del gas natural en Venezuela	22
2.2.8 Simulador HySys	25
2.2.9 Visual Basic	26
2.2.10 Ecuaciones de Estado de los gases reales	27
2.2.10.1 Ecuación de Van Der Waals	27
2.2.10.2 Ecuación Benedict Webb Rubin	28
2.2.10.3 Ecuación Redlich Kwong	28
2.2.10.4 Ecuación de Peng Robinson	29
2.2.10.5 Ecuación Benedict Webb Rubin Starting	29
2.2.10.6 Ecuación de Panhandle B	30
2.2.11 Flujo isentrópico	30
2.2.12 Turbomáquinas	31
2.2.12.1 Escalones	32
2.2.12.2 Turbomáquinas radiales y axiales	32
2.2.12.3 Turbomáquinas motoras, generadoras y transmisoras	32
2.2.13 Turboexpansión	34
2.2.14 El turboexpansor	34
2.2.14.1 Partes constitutivas del turboexpansor	35
2.2.15 Generadores eléctricos	37
2.2.15.1 Generadores sincrónicos	38
2.2.15.2 Generadores de inducción	38
2.2.15.3 Generadores de corriente directa	39
2.2.16 Calentador para gas natural	39
2.2.16.1 Calentadores Catalíticos	39
2.2.16.2 Calentadores Indirectos	43
2.2.17 Hidrato de gas	46
2.2.18 Efecto Joule Thomson	47
<b>CAPÍTULO 3 Metodología de la Investigación</b>	<b>48</b>
3.1 Tipo de investigación	48
3.2 Diseño de la investigación	49
3.2.1 Fases Metodológicas	49
3.2.1.1 Determinación de los valores de los parámetros de operación	50
3.2.1.2 Determinación de la cantidad de energía realmente aprovechable	57

3.2.1.3 Evaluación de turboexpansores y generadores de electricidad disponibles comercialmente	59
3.2.1.4 Desarrollo del programa computacional	60
3.2.1.5 Determinación de la factibilidad económica de implantar un turboexpansor	64
3.2.1.5.1 Estimación de costo	64
3.2.1.5.2 Evaluación económica	67
3.3 Técnicas e instrumentos en la recolección de datos	70
3.4 Población y muestra	71
3.4.1 Población o universo de estudio	71
3.4.2 Muestra	71
<b>CAPÍTULO 4 Desarrollo de la Investigación</b>	<b>72</b>
4.1 Valores de los parámetros de operación en las estaciones de regulación de presión de gas natural en el país	72
4.2 Cantidad de energía realmente aprovechable	85
4.2.1 Análisis de sensibilidad	96
4.3 Evaluación de turboexpansor y generador de electricidad comerciales	97
4.4 Programa computacional "TurbexStudio"	104
4.4.1 Procedimiento del desarrollo de las bases de datos para el estudio de las ecuaciones	105
4.4.2 Algoritmo para el aprovechamiento energético	105
4.4.3 Codificación de la herramienta computacional turbexstudio	108
4.4.4 Descripción de la herramienta computacional	108
4.4.4.1 Pantalla principal	109
4.4.4.2 Pantalla de datos de entrada al programa	110
4.4.4.3 Función de verificar condiciones iniciales	111
4.4.4.4 Función de requerimientos del calentador	113
4.4.4.5 Función de requerimientos del turboexpansor	114
4.4.4.6 Pantalla de indicadores económicos	116
4.4.4.7 Reporte de resultados	117
4.4.5 Validación de la herramienta computacional TurbexStudio	119
4.5 Factibilidad económica de instalar un turboexpansor	120
4.5.1 Estimación de costo	120
4.5.2 Evaluación económica	120
4.5.3 Instalación de turboexpansor en un sistema de transmisión de gas	131

<b>Conclusiones</b>	<b>135</b>
<b>Recomendaciones</b>	<b>138</b>
<b>Referencias bibliográficas</b>	<b>140</b>
<b>Apéndices</b>	<b>143</b>
<b>Anexos</b>	<b>158</b>

# Índice de figuras

---

Figura 2.1. Esquema de Estación de Inicio	14
Figura 2.2. Esquema de Estación Intermedia	15
Figura 2.3 Esquema de Estación de Interconexión	15
Figura 2.4. Esquema de Estación Terminal	16
Figura 2.5. Esquema de Estación de Regulación Primaria y Estaciones de Medición y Regulación	17
Figura 2.6. Cadena de Valor del Gas Natural	18
Figura 2.7. Reservas de Gas Natural a nivel mundial	21
Figura 2.8. Esquema de una Turbomáquina	33
Figura 2.9. Componentes internos del turboexpansor	37
Figura 2.10. Diagrama de operación del Calentador Piloto Regulado	41
Figura 2.11. Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica hasta 160.000 BTU/h	42
Figura 2.12. Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica desde 350.000 BTU/h hasta 1,05 MMBTU/h	42
Figura 2.13. Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica hasta 2,1 MMBTU/h	42
Figura 2.14. Calentador de Baño de Agua	43

Figura 2.15. Calentador de Baño a Vapor	44
Figura 2.16. Calentador a Baño de Sal	45
Figura 2.17 Calentador CHF (Controlador de Flujo de Calor)	46
Figura 3.1. Sistema de Transporte Anaco-Barquisimeto	52
Figura 3.2. Sistema de Transporte Anaco-Puerto Ordaz.	53
Figura 3.3. Sistema de Transporte Anaco-Jose-PLC	55
Figura 3.4. Sistema de Transporte Ulé-Amuay	56
Figura 3.5. Flujograma del programa TurbexStudio	63
Figura 3.6. Correlación costo vs capacidad	66
Figura 3.7 Correlación costo unitario instalado vs capacidad	67
Figura 4.1. Elaboración de DFP en el simulador HySys	89
Figura 4.2. Introducción de la cromatografía de gas al simulador HySys	89
Figura 4.3. Condiciones de entrada y/o parámetros de operación en el simulador HySys	90
Figura 4.4. Resultados a la salida del turboexpansor en el simulador HySys	90
Figura 4.5. Determinación de temperatura de formación de hidratos en el simulador HySys	91
Figura 4.6. Determinación de existencia de formación de hidratos en el simulador HySys	91
Figura 4.7. Resultados de cada proceso repotado por HySys	92
Figura 4.8. Determinación de temperatura mínima del gas a la entrada del turboexpansor	93
Figura 4.9. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador General Electric	101
Figura 4.10. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador L.A Turbine	101
Figura 4.11. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador Atlas Copco	102
Figura 4.12. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador Dresser Rand	102

Figura 4.13. Modelos de equipos Turboexpansor – Generador Dresser Rand	103
Figura 4.14. Algoritmo del programa TurbexStudio	106
Figura 4.15. Pantalla de presentación del programa TurbexStudio	110
Figura 4.16. Datos de entrada al programa	111
Figura 4.17. Pantalla de verificación de los datos	112
Figura 4.18. Temperatura nueva de entrada	112
Figura 4.19. Requerimientos del calentador	113
Figura 4.20. Pantalla de tasa de energía mínima requerida por el calentador	114
Figura 4.21. Potencia generada por el turboexpansor y CTI	115
Figura 4.22. Propuesta de turboexpansor comercial	116
Figura 4.23. Pantalla de resultados de indicadores económicos	117
Figura 4.24. Mensaje de reporte de resultados creado	118
Figura 4.25. Hoja de reporte de resultados por TurbexStudio	118
Figura 4.26. Esquemático de arreglo propuesto para instalación de turboexpansor en ERP	131

# Índice de tablas

---

---

Tabla 2.1. Constantes de la Ecuación de Estado BWR para diferentes gases.	28
Tabla 4.1a. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las EVA del Sist. Transp. AAO-BQTO (Sistema Internacional)	73
Tabla 4.1b. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las EVA del Sist. Transp. AAO-BQTO (Sistema Inglés).	75
Tabla 4.2a. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. AAO-PTO (Sistema Internacional).	79
Tabla 4.2b. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. AAO-PTO (Sistema Inglés).	79
Tabla 4.3a. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. AAO-JOS-PLC (Sistema Internacional).	81
Tabla 4.3b. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. AAO-JOS-PLC (Sistema Inglés).	82
Tabla 4.4a. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. Ulé – Amuay (Sistema Internacional).	83
Tabla 4.4b. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. Ulé – Amuay (Sistema Inglés).	84
Tabla 4.5. Cromatografía de Gas del Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto.	87
Tabla 4.6. Valores de potencia y temperatura reportados por el HySys.	94
Tabla 4.7. Valores de potencia, temperatura y tasa de energía (Duty) reportado por el HySys.	95

Tabla 4.8. Análisis de sensibilidad realizado por los simuladores Pipeline Studio y HySys	96
Tabla 4.9. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial GENERAL ELECTRIC.	99
Tabla 4.10. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial L.A. TURBINE.	99
Tabla 4.11. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial ATLAS COPCO.	99
Tabla 4.12. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial DRESSER RAND.	100
Tabla 4.13. Cuadro comparativo de turboexpansores comerciales con respecto a los resultados de potencia obtenidos por el simulador HySys.	103
Tabla 4.14. Comparación de resultados entre HySys y TurbexStudio.	119
Tabla 4.15. Resultados del costo total instalado (CTI) de un turboexpansor en una ERP en función del caudal y relación de presión (RP).	120
Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1.	121
Tabla 4.17. Resultado de los Indicadores económicos para escenario 1 y caso 1.	123
Tabla 4.18. Evaluación económica para escenario 1 y caso 2.	123
Tabla 4.19. Resultado de los Indicadores económicos para escenario 1 y caso 2.	124
Tabla 4.20. Evaluación económica para escenario 2 y caso 1.	125
Tabla 4.21. Resultado de los Indicadores económicos para escenario 2 y caso 1.	126
Tabla 4.22. Evaluación económica para escenario 2 y caso 2.	127
Tabla 4.23. Resultado de los Indicadores económicos para escenario 2 y caso 2.	128
Tabla 4.24. Resultados de la evaluación económica para el escenario 1.	128
Tabla 4.25. Resultados de la evaluación económica para el escenario 2.	129



# *Simbología y Nomenclatura*

---

AAO	Anaco.
AGA	Por sus siglas en inglés, American Gas Association.
ASAJ	Ampliación Sistema Anaco Jose.
ASAP	Ampliación Sistema Anaco Puerto Ordaz.
ave	Average, promedio.
BP	Por sus siglas en inglés, British Petroleum.
BPC	Billones de pies cúbicos.
ca	Corriente alterna.
cd	Corriente directa.
CH <sub>4</sub>	Gas metano.
CMT	Crucero Maturín.
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono.
CSJ	Criogénico San Joaquín.
CTI	Costo total instalado.
DFP	Diagrama de Flujo de Procesos
Duty	Tasa de energía.
E.R.P	Estación de Regulación Primaria.
E.V.A	Estación de Válvulas Automáticas.
EI	Eficiencia de la Inversión.
EMR	Estación de Medición y Regulación.

EPA	Estación Principal Anaco.
ETB	Estación Terminal Barquisimeto.
FE	Flujo efectivo.
GLP	Gas Licuado de Petróleo.
GNC	Gas Natural Comprimido.
GNL	Gas Natural Licuado.
h	Entalpía.
H <sub>2</sub> O	Agua.
H <sub>2</sub> S	Sulfuro de hidrogeno.
hp	Por sus siglas en inglés, horse power.
ICO	Interconexión centro occidente.
ISLR	Impuesto sobre la renta.
JOS	Jose.
K	Kelvin.
km	Kilómetro.
kmol	Kilo mol.
kPa	Kilo Pascal.
kW	kilovatio.
LEEPIC	Lineamientos Evaluación Económica de Proyectos de Inversión Capital.
LGN	Líquidos del Gas Natural.
MUS\$	Mil dólares americanos.
m <sup>3</sup>	Metro cúbico.
MMCED	Millones metros cúbicos estándar por día.
MMPCED	Millones de pies cúbicos estándar por día.
MPa	Mega Pascal.
N	Unidad Newton
Ø	Diámetro.
°C	Grados Celsius.
°F	Grados Fahrenheit.

P	Presión.
PCA	Planta compresora Altagracia.
PDVSA	Petróleos de Venezuela S.A.
PIGAP	Planta inyección de gas alta presión.
PLC	Puerto La Cruz.
psig	Por sus siglas en inglés, pound square inch.
Q,q	Caudal.
sc	Por sus siglas en inglés, standard conditions.
SEN	Sistema eléctrico nacional.
	Por sus siglas en inglés, Society of Petroleum
SPE	Engineers.
T	Temperatura.
TIR	Tasa interna de retorno.
UPEL	Universidad Pedagógica Experimental Libertador.
US\$	Dólar americano.
USA	Por sus siglas en inglés, United States of America.
UTM	Por sus siglas en inglés, Universal Transverse Mercator.
VPN	Valor Presente Neto.
W	Trabajo.

# *Introducción*

---

En Venezuela desde los inicios de la actividad petrolera (1914) se han explotado los yacimientos de hidrocarburos siendo el petróleo el principal recurso a extraer por muchos años. El Gas Natural que se encuentra asociado al petróleo (en un 80% de los yacimientos en Venezuela) por varias décadas no se le rindió valor, haciendo que este recurso se venteara a la atmósfera.

Venezuela cuenta con 5,57 Billones de metros cúbicos (BMC) (197 billones de pies cúbicos (BPC)) de gas en reservas probadas. Dichas cifras ubican a Venezuela en el primer lugar de América Latina, la octava a escala mundial y la séptima respecto a los países que integran la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP). De las reservas probadas de gas natural en Venezuela, el 82% corresponde a gas natural asociado, que viene acompañado con el petróleo. El mayor volumen de reservas del país 70% está localizado en el Oriente, 23% corresponde al Occidente y el resto a Costa Afuera 7%.

Hoy día, el Gas Natural juega un papel importante como combustible ecológico a nivel mundial y en nuestro país la industria petrolera tiene como principal objetivo transportar el gas a las industrias, al consumo vehicular, comercios, y a todos los hogares, para hacer esto posible es necesario regular la presión del gas de alta presión (presión de transporte) a baja

presión (presión de distribución), entre otros procesos de la cadena de valor del gas natural se refiere, tales como: Acondicionamiento, Extracción y Fraccionamiento.

En las estaciones de regulación de presión de gas, existe energía que hasta los momentos no ha sido aprovechada en Venezuela, como es el caso de generar electricidad. Por esa razón, este estudio consiste en el desarrollo de una herramienta computacional para evaluar el aprovechamiento energético mediante la aplicación de los turboexpansores en las estaciones de regulación de presión de gas, con la finalidad de convertir la energía cinética existente en esas estaciones de regulación en energía mecánica mediante la aplicación de un turboexpansor y finalmente en energía eléctrica mediante un generador de electricidad, y así; aprovechar esa energía bien sea para la iluminación de las propias estaciones de gas y/o para beneficio hacia una(s) comunidad(es). De esta manera, se estaría contribuyendo al aprovechamiento de energía del gas natural como recurso energético, y a su vez; a un ahorro de energía al Sistema Eléctrico Nacional.

El siguiente trabajo de investigación se formula basándose en la necesidad de facilitar el estudio para determinar el aprovechamiento energético en estaciones de regulación de presión de gas mediante la aplicación de los turboexpansores, creando una herramienta computacional que genera la energía que se puede aprovechar bajo unas premisas de operación conocidas.

Es importante mencionar que para el desarrollo de esta investigación se tomaron en cuenta herramientas computacionales de procesos e hidráulica ambas bajo licencia de PDVSA como lo son el *Pipeline Studio* y el *HySys*, además de la normativa y Buenas Prácticas de PDVSA Gas. Cabe acotar, que debido a políticas de la empresa; gran parte de la información en su mayoría es de carácter confidencial.

El estudio se estructuró en cuatro (4) capítulos: El primer capítulo corresponde a la problemática del estudio, al mismo tiempo posee los argumentos de la justificación describiendo los objetivos, tanto el general como los específicos y por último presenta el alcance de la investigación, mencionando las limitaciones del estudio.

El segundo capítulo contempla algunos antecedentes relacionados con el estudio, el marco teórico, software computacional y documentos ya existentes que permitieron orientar la investigación, definiendo conceptos y ecuaciones elementales que se utilizan con mayor frecuencia en el área.

El tercer capítulo define el nivel y diseño de la investigación, las herramientas de procesamiento de la información, la metodología utilizada para el logro de los objetivos específicos, que permitió conseguir el objetivo general de la investigación; “Desarrollar una herramienta computacional para el estudio del aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas natural”.

En el cuarto capítulo se estudian los resultados del desarrollo de cada objetivo específico, mostrando la función de la herramienta computacional que lleva por nombre “TurbexStudio”. Además se presenta una descripción del menú de funciones donde se explica cómo opera la herramienta. Finalmente, se realizó una factibilidad económica del proyecto.

Es importante mencionar que en este capítulo se realizó la digitalización del algoritmo computacional en un disco compacto (CD) debido a su gran volumen en el desarrollo del mismo.

# CAPÍTULO 1

## *El Problema*

---

Dentro de este capítulo se describen, aspectos del problema, los objetivos que orientan al desarrollo de la investigación, así mismo la justificación, el alcance y las limitaciones en el proceso de investigación.

### **1.1 Situación Problemática.**

Actualmente en nuestro país, existen diversas estaciones de regulación de presión de gas a lo largo de los cuatro (4) principales Sistemas de Transporte de Gas, los cuales se mencionan a continuación: Anaco – Barquisimeto, Anaco – Puerto Ordaz, Anaco – Jose – Puerto La Cruz y el Ulé – Amuay, cuyo objetivo principal consiste en abastecer de gas a clientes de gran consumo (plantas eléctricas, petroquímica, fábrica de cemento), clientes industriales (fabricas textiles, alfarerías, entre otros) y clientes domésticos (hogares y comercios). Existe una cantidad de energía que deja de ser aprovechada al momento de regular el gas a la presión de entrega de cada cliente en estas estaciones, ocasionando así; un desperdicio energético que no se cuantifica.

Por otro lado, la falta de aprovechamiento de este recurso energético conlleva a seguir con el uso de energía del sistema eléctrico nacional, sin la

búsqueda de energía alternativa o autogeneración, siendo Venezuela un país con grandes reservas de hidrocarburos.

## **1.2 Objetivos.**

### **1.2.1 Objetivo General.**

Desarrollar una herramienta computacional para el estudio del aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas natural.

### **1.2.2 Objetivos Específicos.**

- Determinar los valores de los parámetros de operación en las estaciones de regulación de presión de gas natural en el país.
- Determinar la cantidad de energía realmente aprovechable en las estaciones de regulación de presión de gas natural, según la variación normal de los valores de parámetros de operación.
- Evaluar turboexpansores y generadores de electricidad disponibles comercialmente.
- Desarrollar un programa computacional que permita determinar la cantidad de energía eléctrica para diferentes variables operacionales.
- Determinar la factibilidad económica de la implementación de turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas para el aprovechamiento energético.

## **1.3 Justificación.**

Existen razones que puedan justificar el estudio de proponer un turboexpansor en las estaciones de regulación de presión de gas natural,



debido a que cuando se regula la presión del gas para su distribución, se disipa una cantidad de energía que pudiera aprovecharse.

Venezuela ocupa la octava posición a nivel mundial de reserva de gas natural con 195 BPC (Billones de pies cúbico) aproximadamente y el primer lugar en latino América, lo que quiere decir, que existe un gran potencial gasífero como recurso energético aparte del petróleo.

El aprovechar la energía en las estaciones de regulación de presión de gas, constituye un ahorro para el sistema eléctrico nacional desde el punto de vista combustible líquidos, como: gasoil y diésel, los cuales se evitarían usarlos en las plantas termoeléctricas y los mismos se pueden exportar al mercado internacional.

Por otra parte, el plan siembra petrolera 2005-2030, consiste en el desarrollo de los proyectos petroleros y gasífero en el país con la finalidad de incrementar la producción de petróleo y gas con la explotación de los campos costa afuera.

Por lo anteriormente expuesto, se justifica la propuesta de desarrollar una herramienta computacional para el estudio del aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas natural, de esta manera existe un aporte adicional al de no sólo suministrar gas a clientes y hogares, que sería también el de autogenerar electricidad sin afectar la entrega de gas al consumidor final.

#### **1.4 Alcance.**

En el alcance se contempla desarrollar una herramienta computacional para determinar la cantidad de energía que se pueda aprovechar al aplicar

un turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas natural, dado unas premisas operacionales, garantizando de igual manera una entrega de gas segura y confiable al consumidor final. Adicionalmente, se contempla dentro de este alcance realizar un estudio de factibilidad económica.

Cabe destacar que el diseño del turboexpansor queda excluido fuera del alcance de este estudio.

### **1.5 Limitaciones.**

- Información confidencial de las empresas de turboexpansores y generadores de electricidad.
- Escasez de información acerca de la aplicación de turboexpansores.
- Ninguna aplicación o experiencia en la industria gasífera.

# CAPÍTULO 2

## *Marco teórico*

---

---

### **2.1 Antecedentes.**

1. González, Cristian (2010). Desarrolló un trabajo titulado Planta de Fraccionamiento de Gas Natural por Turboexpansor, en la Universidad Nacional de Cuyo, Argentina que consistió en la aplicación de un turboexpansor en una planta criogénica y el resultado fue que se produce simultáneamente enfriamiento y condensación del gas, además; trabajo útil que puede utilizarse para recomprimir el gas de salida. Este trabajo de investigación sirvió como referencia metodológica de la aplicación de equipo turboexpansor como aprovechamiento de energía cinética en generación de trabajo.
2. Russell, Canadian Hunter Exploration et al (1993) realizaron un trabajo titulado Fenómeno en la fatiga acelerada en las ruedas de turboexpansores de alto caballaje de fuerza, SPE Gas technology Calgary-Canadá. Es una investigación que describe que las turbinas radiales de expansión son ampliamente utilizadas en la industria del gas en el proceso y las aplicaciones de recuperación de energía. El resultado fue que en los diseños de turboexpansores en los cuales ocurre este fenómeno, son capaces de operar de manera eficiente y

confiable en una amplia gama de condiciones de funcionamiento. Este trabajo de investigación sirvió como referencia metodológica de la aplicación de equipo turboexpansor en la industria del gas.

3. Hubbard, Robert A., John M. Campbell et al (1989). Desarrollaron una investigación titulada Rentabilidad de la Extracción del Gas Natural, tal estudio fue avalado por la Sociedad de Ingenieros de Petróleo (SPE) en los Estados Unidos (USA). Explica que en el año 1970 fue impuesto el proceso turboexpansor en la industria y que logró alcanzar niveles de recuperación de etano en exceso de 80% a los costos de capital y de funcionamiento, considerablemente más bajos que el obtenido por el proceso de refrigerado. Debido a los resultados obtenidos, hoy día las plantas por turboexpansor dominan la industria en USA. Este estudio sirvió como referencia metodológica de la aplicación de equipo turboexpansor en la industria petrolera.
  
4. David Wood & Associates (2007). Desarrollaron una investigación titulada como, Temas de desarrollo y procesamiento del gas natural en costa afuera, el estudio fue avalado por la Sociedad de Ingenieros de Petróleo (SPE) en los Estados Unidos (USA). Consistió en que los riesgos percibidos asociados con la implementación de tecnología no probada en una instalación en alta mar hasta el momento han inhibido los proyectos de licuefacción en costa afuera. El resultado es que se presta especial atención a los procesos turboexpansores de menor eficiencia, estos ciclos ofrecen varias ventajas sobre la cascada de la alternativa optimizada refrigerante. Este estudio sirvió como referencia metodológica de la aplicación de equipo turboexpansor en la industria petrolera no solo en tierra firme sino también en operaciones costa afuera.

5. Barnwell, J., Wong, W., Bechtel. (1985). Desarrollaron una investigación titulada Expansores hacen el pago en el Mar del Norte en costa afuera, tal estudio fue avalado por la Sociedad de Ingenieros de Petróleo (SPE) en los Estados Unidos (USA). Se determinó que no sólo las ganancias se obtienen de la producción petrolera sino de los condensados también mediante la aplicación de turboexpansor en costa afuera, en este caso en el Mar del Norte. El resultado fue que las cantidades de recuperación de condensado que se obtuvo mediante la expansión del gas que se produjo, generaron muchas ganancias. Este artículo sirvió como referencia metodológica de la aplicación de equipo turboexpansor en la industria petrolera no solo en tierra firme sino también en operaciones costa afuera.

## **2.2 Bases Teóricas.**

### **2.2.1 Gas Natural.**

Es una mezcla de hidrocarburos en fase gaseosa con contaminantes. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano, pequeñas cantidades de etano, propano, butano y trazas de hidrocarburos más pesados. Entre sus componentes se encuentran otras sustancias consideradas diluentes y contaminantes del gas como el nitrógeno, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) [Martínez, 2.005].

### **2.2.2 Origen del Gas Natural.**

El origen geológico del gas natural es semejante y en algunos casos igual al del petróleo. Existen dos (2) teorías fundamentales que explican su origen, tales como: la teoría biológica y la teoría no biológica. La teoría biológica sostiene que el gas se generó durante el período carbonífero de la

formación de la tierra, hace 280 a 345 millones de años, por la descomposición de las plantas y animales que murieron y cuyos restos se depositaron en las profundidades de los antiguos lagos y océanos; dicha teoría señala que mucha de esa materia orgánica fue descompuesta por el aire u oxidada y se perdió en la atmósfera pero otra se depositó antes de que se marchitara en aguas estancadas libres de oxígeno, que previnieron su oxidación. Con el paso del tiempo, la arena, el lodo y otros sedimentos arrastrados por las corrientes se compactaron en las rocas. Estos estratos apilados, causaron que la materia orgánica quedara preservada en las rocas sedimentarias y éstas, por su peso, crearon condiciones de presiones y temperaturas, lo que originó el cambio de ése material orgánico en gas y petróleo. La temperatura es el factor principal en la formación de los crudos y de allí es que se conoce el gas biogénico o microbiano, casi metano puro. En cambio, la teoría no biológica sostiene que el gas se originó cuando el carbón transportado a la tierra por meteoritos, se combinó con el hidrógeno presente en la atmósfera originando la formación de hidrocarburos, los cuales se calentaron produciendo metano.

### **2.2.3 Clasificación del Gas Natural.**

Por su origen, el gas natural se clasifica en *asociado* y *no asociado*. El *gas asociado* corresponde al gas que está en solución con el petróleo a nivel de yacimiento o se consigue como una capa ubicada en la parte superior del yacimiento de crudo. Típicamente el gas asociado es pobre en metano y rico en componentes pesados [Martínez, 2.005].

El *gas no asociado*, se refiere al caso en que a nivel de yacimiento se encuentra sin petróleo o con mínima cantidad de éste. En estos casos, se conoce como gas libre y típicamente es un gas rico en metano y pobre en componentes pesados [Martínez, 2.005].

Por su composición, el gas natural se puede clasificar en *húmedo* y *seco*. El *gas húmedo* es la mezcla de hidrocarburos obtenida procesando el gas natural mediante el cual se eliminan las impurezas o compuestos que no son hidrocarburos, obteniendo un contenido de componentes más pesados que el metano [Martínez, 2.005].

El *gas seco*, es un compuesto formado esencialmente por metano (94–99 por ciento) que contiene cantidades escasas de productos licuables. Para fines prácticos, los términos *gas natural* y *gas seco* son utilizados indistintamente [Martínez, 2005].

#### **2.2.4 Cadena de Valor del Gas Natural.**

El concepto de cadena de Valor del Gas Natural se basa en la identificación de grupos de procesos (eslabones) que por su naturaleza generan cambios físicos sobre dicho recurso o permiten su disposición para el consumidor final, razón por la cual constituyen en sí mismos una actividad productiva.

Los eslabones de la cadena de valor del Gas Natural son: Exploración y Producción, Tratamiento y Extracción, Fraccionamiento, Transporte y Distribución.

##### **2.2.4.1 Exploración.**

La cadena de Valor del Gas Natural se inicia con la exploración, ésta es la actividad en la cual se realizan los estudios necesarios (levantamiento de sísmica, análisis geológicos, etc.) para descubrir, identificar y cuantificar las acumulaciones de los hidrocarburos gaseosos.

#### **2.2.4.2 Producción.**

Una vez detectados los recursos, se procede a definir el plan de desarrollo del yacimiento y se inicia la fase de producción del Gas Natural, la cual representa el conjunto de actividades que permiten extraer el recurso contenido en los yacimientos y su separación del petróleo (cuando se trate de gas asociado).

#### **2.2.4.3 Tratamiento.**

Es una actividad que permite remover los componentes no hidrocarburos del gas natural, principalmente dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S), agua (H<sub>2</sub>O), componentes sólidos y otros, a través de cualquier proceso físico, químico o de ambos.

#### **2.2.4.4 Extracción.**

Consiste en separar el Gas Metano (CH<sub>4</sub>) del resto de los componentes del Gas Natural.

#### **2.2.4.5 Fraccionamiento.**

Proceso mediante el cual los hidrocarburos pesados se remueven y separan en productos distintos o fracciones como el propano, butano y etano.

#### **2.2.4.6 Transporte.**

A nivel de sistemas de transmisión de gas se incorporan una serie de equipos y accesorios que permiten el transporte de gas a alta presión, así como el monitoreo y control de condiciones y las acciones operacionales que permiten flexibilizar la condición normal de operación para manejar situaciones extraordinarias, tanto por razones inesperadas como por situaciones programadas o de mantenimiento.



A continuación se describe en forma general un sistema de transmisión de gas:

- **Estaciones de inicio.**

Comprenden regulaciones de presión, medición, válvulas de bloqueo, facilidades de interconexiones y trampas de envío de herramienta de limpieza e inspección interna. A continuación, en la figura 2.1 se muestra un esquema de una estación de inicio.

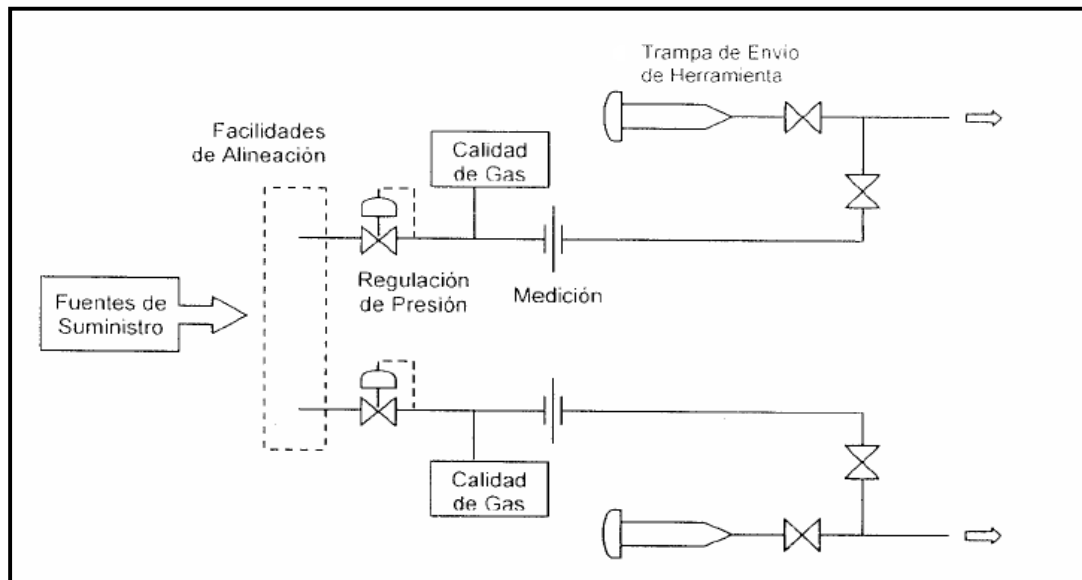


Figura 2.1 Esquema de Estación de Inicio [Martínez, 2.005].

- **Estaciones intermedias.**

Incluyen válvulas de bloqueo, facilidades de interconexión y trampas de recibo y envío de herramientas de limpieza e inspección interna, cuando la longitud del sistema así lo establezca o existe un cambio de diámetro a nivel de tuberías. A continuación en la figura 2.2, se muestra un esquema de estación intermedia.

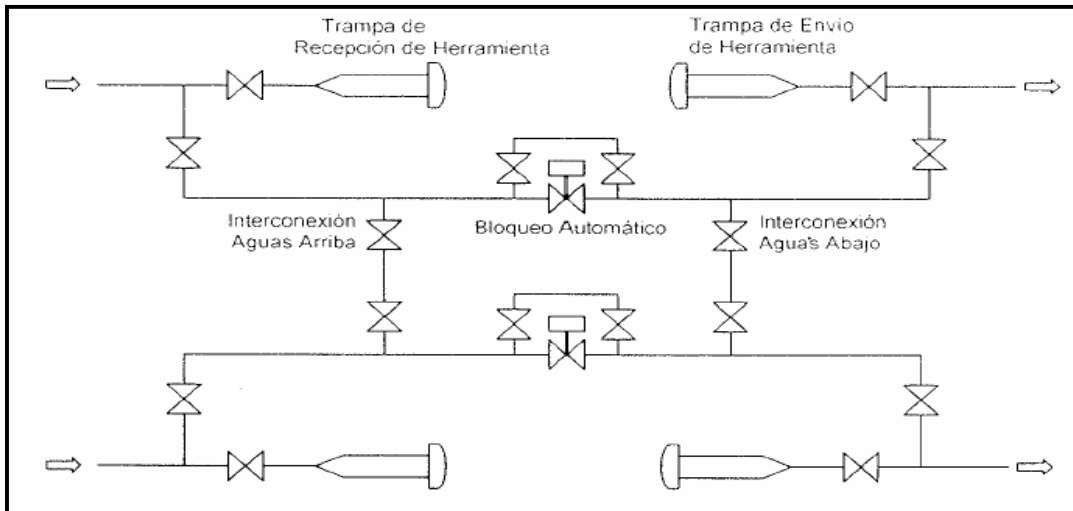


Figura 2.2 Esquema de Estación Intermedia [Martínez, 2.005].

- **Estaciones de interconexión de sistemas de transmisión.**

Se manejan facilidades similares a las estaciones de inicio y estaciones intermedias, disponiéndose de facilidades para el control de presión, medición, válvulas de bloqueo, tuberías de interconexión, y facilidades de recibo y envío de herramientas de limpieza e inspección interna. A continuación en la figura 2.3, se muestra un esquema de estación de interconexión.

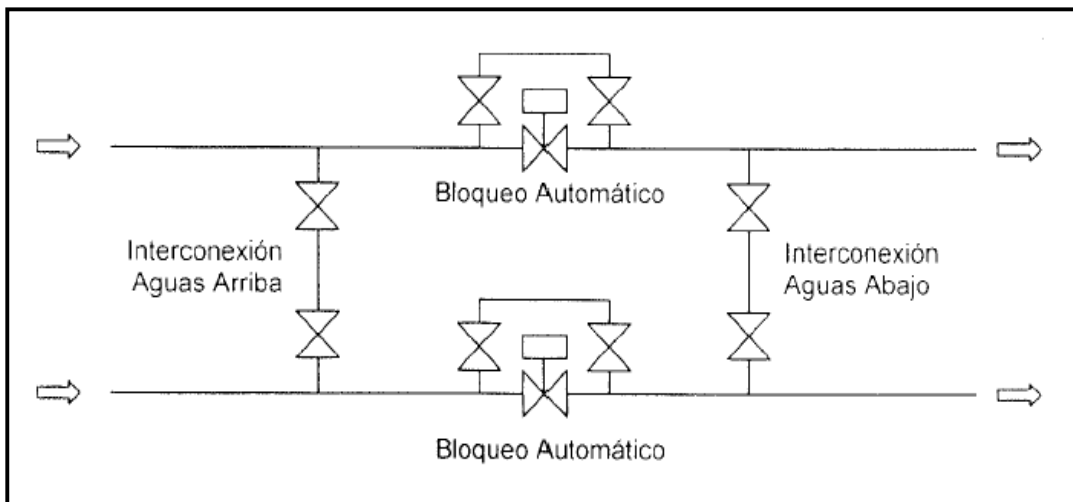
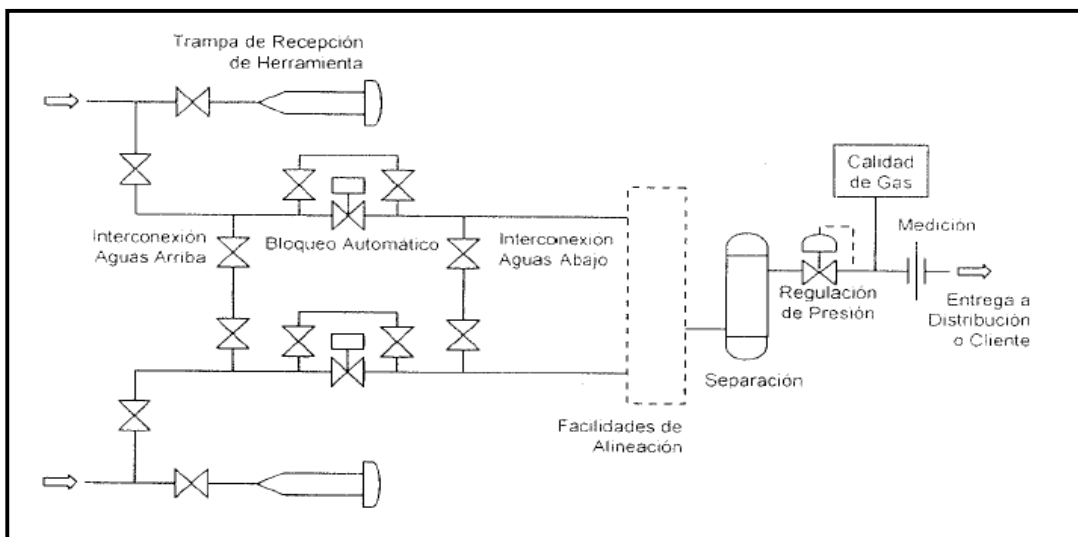


Figura 2.3 Esquema de Estación de Interconexión [Martínez, 2.005].

- **Estaciones terminales.**

Corresponden a las estaciones finales de los sistemas de transporte, en donde se realizan las entregas a los sistemas de distribución o a los grandes clientes del sistema. En estas estaciones terminales se disponen de facilidades de regulación de presión, separación de líquidos, medición del gas entregado, válvulas de bloqueo, instalaciones de interconexión y trampas de recepción de herramientas de limpieza e inspección interna. A continuación en la figura 2.4, se muestra un esquema de estación terminal.



**Figura 2.4 Esquema de Estación Terminal [Martínez, 2.005].**

### 2.2.4.7 Distribución.

Los sistemas de transmisión suministran gas a los sistemas de distribución, donde se transporta gas a presión intermedia y/o baja presión, a través de una red de tuberías que llegan a todos los clientes del sistema.

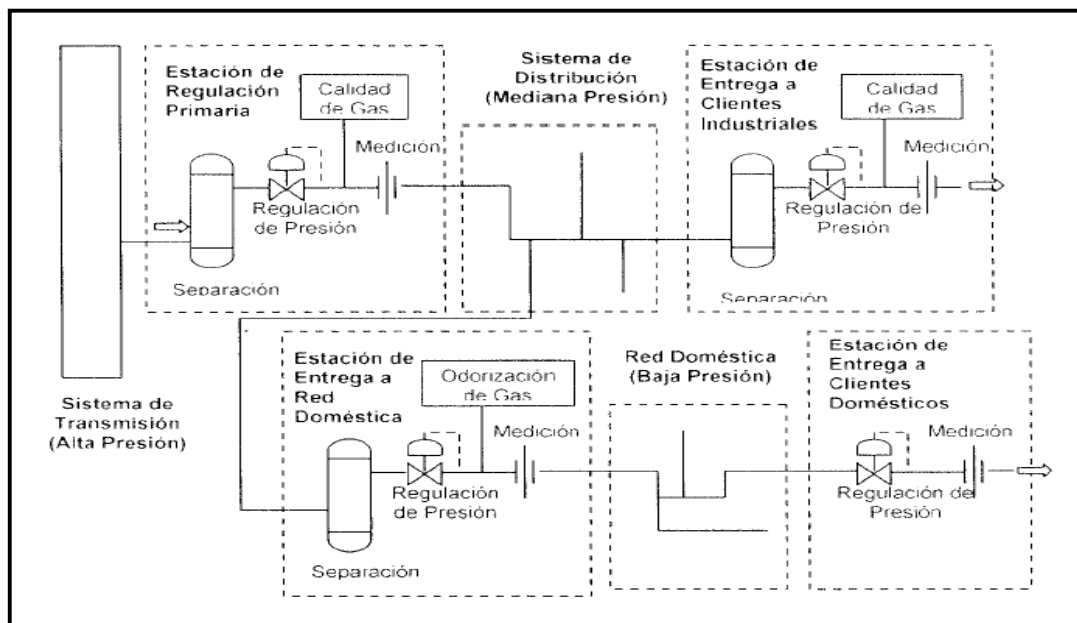
Al igual que en los sistemas de transmisión, los sistemas de distribución cuentan con corredores de tuberías con sus respectivas señalizaciones, que en muchos casos deben ser de mayor exigencia por la

mayor presencia de comunidades en las adyacencias de las instalaciones y la participación de terceros con actividades en los referidos corredores.

Los puntos finales de las redes de distribución son las entregas a clientes y corresponden a los puntos terminales de la cadena de negocio del gas por tuberías. En dichos puntos se disponen de Estaciones de Medición Y Regulación, en donde se instalan facilidades de regulación de presión, facilidades de presión y/o filtrado, facilidades de medición del gas para la correspondiente facturación del producto entregado.

- **Estación de Regulación Primaria (E.R.P).**

Es una estación donde se regula la presión igual o por debajo de 2.413,1 kPa (350 psig), representa el límite entre el Sistema de Transporte y el Sistema de Distribución. A continuación en la figura 2.5, se muestra un esquema de estación de regulación primaria, además; las estaciones asociadas al Sistema de Distribución.



**Figura 2.5 Esquema de Estación de Regulación Primaria y Estaciones de Medición y Regulación [Martínez, 2.005].**

A continuación en la figura 2.6, se ilustra la cadena de valor del gas natural.

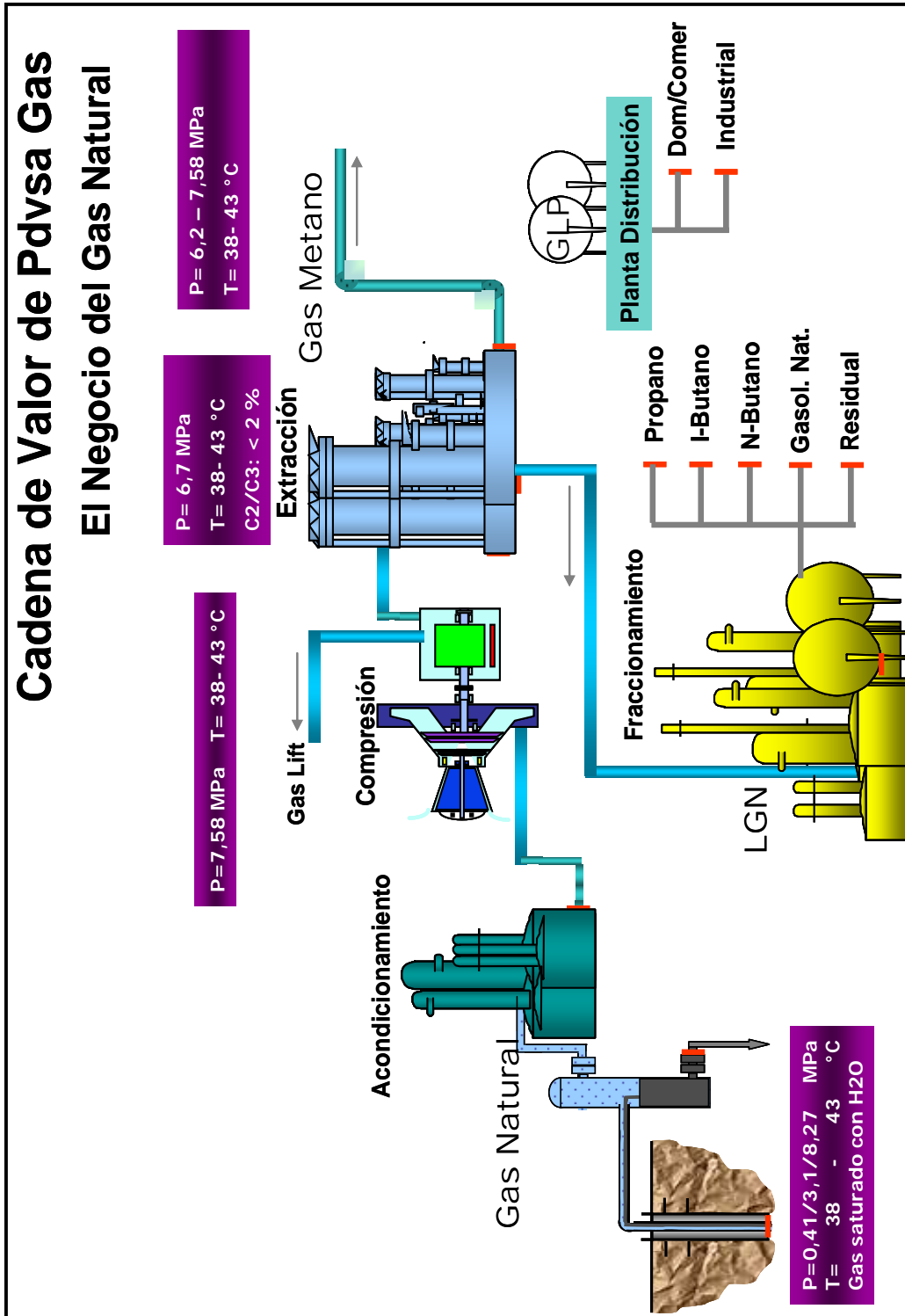


Figura 2.6. Cadena de Valor del Gas Natural [ENAGAS, 2012]

### 2.2.5 Productos del gas natural.

1. Gas natural por tuberías, corresponde a la forma más común de comercialización en estado gaseoso, efectuando el transporte a través de gasoductos.
2. Líquidos del Gas Natural (LGN), representados por las fracciones licuables del gas natural, logradas mediante el tratamiento y procesamiento del mismo. Estos líquidos del gas natural se utilizan como combustible y materia prima, principalmente en la industria petroquímica. Adicionalmente, son productos de alto valor comercial y de exportación.
3. Gas Natural Licuado (GNL), está compuesto básicamente por metano, que sometido a procesos criogénicos para bajar su temperatura hasta  $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$ , se licúa y se transporta en grandes cantidades utilizando buques metaneros. El gas natural licuado se regasifica en los puertos de recepción, para su posterior transporte en forma gaseosa a los centros de consumo industrial, comercial y doméstico.
4. Gas Natural Comprimido (GNC), es otra forma de comercializar el gas natural a través de almacenamiento comprimido en tanques especiales a presiones alrededor de 24,13 MPa (3.500 psig). Este mercado es el automotor, Gas Natural Vehicular (GNV).
5. Gas Licuado de Petróleo (GLP), está compuesto por una mezcla variable de dos componentes del gas natural: propano y butano, que a condiciones ambientales se encuentran en estado gaseoso, pero se puede transportar en bombonas en estado líquido.

### 2.2.6 Gas Natural en Venezuela.

El gas ha pasado a ocupar un importante espacio en el escenario energético mundial, con un crecimiento continuo de la demanda. Venezuela se considera como una de las naciones más importantes como potencial suplidor de energía gasífera por sus cuantiosas reservas de gas, su ventajosa posición geográfica e importancia geopolítica, constituyendo uno de los cinco grandes polos de atracción gasífera del mundo: Rusia, Medio Oriente, Norte de África, Norteamérica y Venezuela, conjuntamente con Trinidad y Bolivia, en Suramérica.

Venezuela cuenta con 195 billones de pies cúbicos (BPC) de gas en reservas probadas, el cual representa el primer lugar de América Latina y la octava a escala mundial.

De las reservas probadas de gas natural en Venezuela, el 82% corresponde a gas natural asociado. El mayor volumen de reservas del país (70%) está localizado en el Oriente, 23% corresponde al Occidente y el resto a Costa Afuera 7%.

Las reservas más importantes de Gas libre se encuentran Costa Afuera, siendo las áreas mas avanzadas en exploración las correspondientes al Proyecto Mariscal Sucre en el norte de la Península de Paria y las de la Plataforma Deltana. La zona del Golfo de Venezuela tiene un potencial elevado en el marco del Proyecto Rafael Urdaneta.

Una vez que los yacimientos de gas se ubican, se procede a la explotación y a la comercialización del producto. Para perforar un yacimiento de gas, se utiliza la misma tecnología de perforación aplicada para el petróleo. Sin embargo, en la perforación de los yacimientos de gas, se presentan mayores riesgos operacionales que en la de los petrolíferos. La

baja densidad del gas le permite mezclarse con mayor facilidad con el lodo de perforación, lo que tiende a reducir la densidad de éste y por lo cual hay que tomar mayores precauciones en dichas operaciones. Para poder determinar la cantidad de gas que contiene cada yacimiento, así como para determinar sus características, se realizan pruebas de evaluación, estas pruebas suministran información sobre la presión y el flujo de los yacimientos en función del tiempo y permiten estimular las reservas y su tasa de agotamiento. En la figura 2.7, se muestra las reservas de gas natural a nivel mundial en billones de pies cúbicos (BCP).

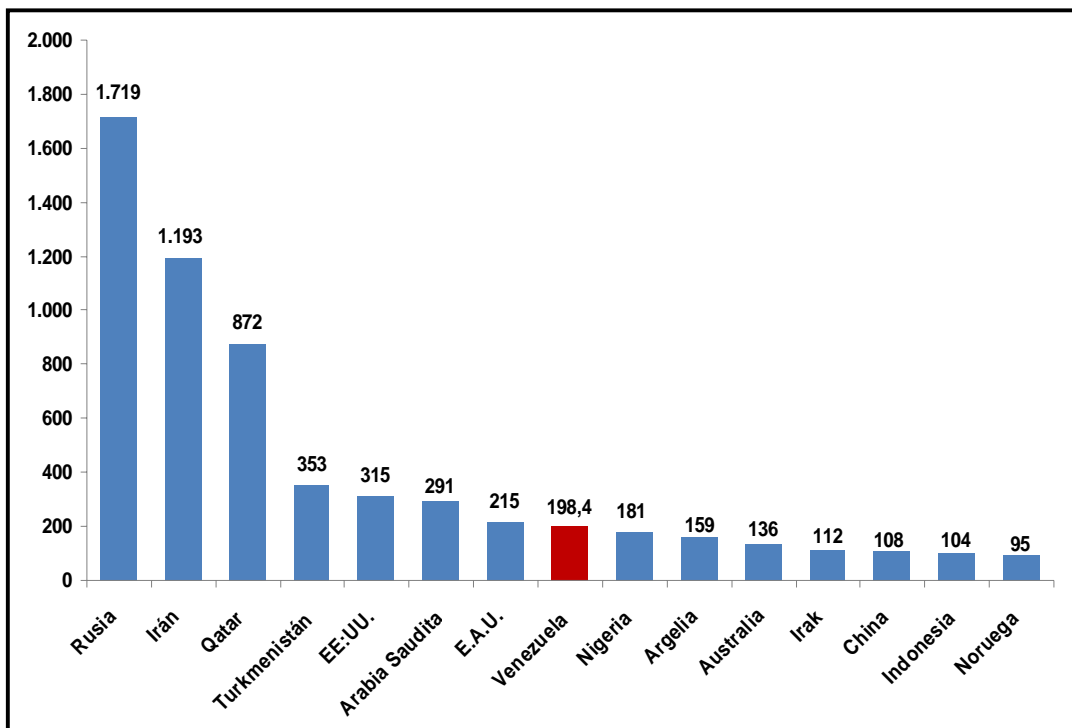


Figura 2.7 Reservas de Gas Natural a nivel mundial (PDVSA, Marzo 2.015).

El gas natural constituye uno de los recursos más importantes para el desarrollo endógeno del país, es materia prima fundamental de la industria petroquímica y siderúrgica, y uno de los pilares de la seguridad y defensa del Estado.



La producción total de gas en Venezuela está en el orden de los 6.300 millones de pies cúbicos estándar diarios (MMPCED), y parte de él se utiliza en reinyección para mantener el factor de recobro de los yacimientos, el resto va al mercado interno y consumos propios de la industria petrolera.

El gas metano que consume el mercado interno venezolano proviene fundamentalmente de la zona de Anaco, en el estado Anzoátegui, donde se extrae aproximadamente 1.700 MMPCED. Las diferentes empresas, que operan bajo la figura de asociaciones y licencias en el oriente venezolano, suministran cerca de 300 MMPCED, mientras que en la zona occidental del país se produce alrededor de 300 MMPCED de gas asociado en su mayoría.

El consumo de gas del mercado interno (2.200 MMPCED) se concentra en cinco grandes sectores: electricidad, petroquímica, siderurgia, mejoramiento de crudo y refinación que representan el 77%.

### **2.2.7 Infraestructura del gas natural en Venezuela.**

La infraestructura de gas natural en Venezuela está claramente diferenciada desde el punto de vista geográfico. Con respecto a la infraestructura de occidente, la mayor producción de gas está asociada con la producción de petróleo, que se origina principalmente en el Lago de Maracaibo. Como parte del proceso de optimización de producción del crudo y en razón de los altos niveles de declinación de los yacimientos de la zona, todo el gas producido en Occidente se genera a bajas presiones (241,3 kPa ó 35 psig aproximadamente), por lo que se requieren importantes facilidades de compresión de gas, a fin de alcanzar los niveles de presión requeridos para las operaciones de producción (10.342,1 kPa ó 1.500 psig aproximadamente) y las actividades de transporte y distribución de gas. De esta manera, en el Lago de Maracaibo se tienen más de 100 unidades compresoras para cumplir con este requerimiento operacional.

En algunas de estas plantas de compresión del Lago de Maracaibo se han incorporado las facilidades de acondicionamiento y procesamiento del gas. El sistema de acondicionamiento y procesamiento del gas en Occidente está conformado por cuatro (04) plantas de extracción de líquidos en el Lago de Maracaibo (Tía Juana 2, Tía Juana 3, Lamarlíquidos y Lamaprosesos), una (01) planta de extracción de líquidos instalada en la Costa Oriental (GLP-5), dos (2) plantas de extracción de líquidos en el Complejo Zulia – El Tablazo (LGN 1 y LGN2), dos (02) plantas de fraccionamiento de líquidos ubicada una en la costa oriental (Planta Ulé) y la otra en la costa occidental (Planta Bajo Grande) y dos (02) muelles con los respectivos sistemas de refrigeración el La Salina (costa oriental) y Bajo Grande (costa occidental).

En relación a la infraestructura de oriente, la producción de gas está principalmente asociada con la producción de petróleo, destacándose la producción del Norte de Monagas. Sin embargo, toda la producción del Norte de Monagas se requiere para la inyección de gas como método de recuperación secundaria y optimización de los importantes yacimientos de hidrocarburos que se disponen en esa región del país. Este alto requerimiento de volúmenes de gas para inyección ha potenciado la construcción de las plantas de inyección de gas (PIGAP I y PIGAP II), las cuales manejan unos 2.000 MMPCED a una presión mayor a 9.000 psig.

Como parte del aprovechamiento del gas producido en el Norte de Monagas, en esa región existen tres plantas de extracción de líquidos, las cuales son manejadas por PDVSA (Jusepín, Santa Bárbara y ACCRO III).

Los líquidos del gas natural que se generan en esas plantas se transportan por poliductos hasta la Planta de Fraccionamiento Jose, ubicada al norte del estado Anzoátegui.

En algunos casos, parte del gas procesado en el Norte de Monagas se dispone hacia el mercado interno, para lo cual se utiliza el Sistema Jusepín – Criogénico, que es un sistema de tuberías existente que permite transportar el gas del Norte de Monagas hacia el área de Anaco.

La segunda área importante de producción de gas en el oriente del país corresponde al área de Anaco. Todo el gas producido en Anaco se procesa en las plantas de extracción San Joaquín y ACRO IV. Los líquidos del gas natural (LGN) que se generan en estas plantas también se transportan por poliducto hasta la Planta de Fraccionamiento Jose, donde se dispone de un muelle para exportación y cabotaje, con la correspondiente planta de refrigeración de productos y patios de almacenamiento.

Todo el gas procesado en el área de Anaco se destina al mercado interno, transportándose a través de la red de gasoductos más importante del país, configurada por el Sistema Anaco-Puerto Ordaz, el Sistema Anaco-Puerto La Cruz y el Sistema Anaco-Barquisimeto, que cuenta con dos (2) plantas compresora de gas, una ubicada cerca de la población de Altagracia de Orituco y la otra ubicada cerca de la población de Morón.

Según información actualizada (Marzo 2.015) de PDVSA Gas, la red de transporte y distribución de gas se configura por la siguiente infraestructura:

- 3.980 km aproximadamente de gasoductos y ramales.
- 8 Sistemas de Transmisión: Anaco-Puerto Ordaz, Anaco-Puerto La Cruz, Anaco-Barquisimeto, Anaco-Jose, Transoceánico, La Toscana-San Vicente, Ulé-Amuay e Interconexión Centro Occidente (I.C.O).
- 144 Estaciones de Regulación Primaria (E.R.P) aproximadamente.
- 139 Estaciones de Válvulas Automáticas (E.V.A) aproximadamente.

Del total de la producción de gas natural en Venezuela (6.300 MMPCED aproximadamente), un 70% se utiliza en la misma industria petrolera para actividades de inyección, levantamiento artificial, combustible de instalaciones, producción de LGN, mermas de producción y pérdidas de producción. El 30% restante se destina al mercado interno para satisfacer las necesidades de los sectores eléctricos, siderúrgicos, aluminio, petroquímico, cemento, manufacturero, comercial y doméstico.

### **2.2.8 Simulador HySys.**

El programa HySys es un simulador desarrollado por la Empresa HYPROTECH LTD, que permite predecir las propiedades de los fluidos en diferentes plantas de procesos, donde pueden estar involucrados gran variedad de equipos, tales como: separadores, intercambiadores de calor, torres de destilación, bombas, compresores, entre otros. Este programa realiza los cálculos en estado estacionario y permite predecir las propiedades y variables de acuerdo a la composición química de los fluidos involucrados.

El uso de HySys implica un ambiente interactivo entre el usuario y la computadora, en el cual se realiza el montaje del esquema a simular de manera sencilla siguiendo la secuencia del proceso. La estructura operacional de programa de simulación, tiene una secuencia de botones o menús, que permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación.

HySys muestra una serie de colores en los equipos que le permite al usuario identificar el estado de desarrollo en el que se encuentra cada uno de los equipos sobre el Diagrama de Flujos de Procesos (D.F.P). De esta manera, el color rojo significa que el equipo no tiene conectado a él, el número mínimo de corrientes de materia y/o de energía, el color gris con líneas amarillas significa que posee todas las conexiones, pero requiere de una o más entradas de datos para poder resolver las incógnitas presentes en

el equipo. El color gris con líneas negras determina el estado de convergencia o definición completa del equipo.

Para las corrientes energéticas o de materia, existe otro código. Las corrientes de materia tienen un color azul claro cuando no han sido resueltas por la deficiencia de datos, en ellas deben definirse algunas condiciones de alimentación, la composición, presión, temperatura y caudal; una vez definida la corriente, adopta una coloración azul oscuro. Las corrientes de energía tienen un color terracota claro cuando no están definidas y pasan a oscuro una vez definidas. Estos son los códigos de colores preestablecidos, pero se pueden cambiar [Duerto, 2.009].

### **2.2.9 Visual Basic.**

Visual Basic es uno de los tantos lenguajes de programación que se pueden encontrar hoy en día. Dicho lenguaje nace del BASIC (Beginner's All-purpose Symbolic Instruction Code) que fue creado en su versión original en el Dartmouth College, con el propósito de servir a aquellas personas que estaban interesadas en iniciarse en algún lenguaje de programación. Luego de sufrir varias modificaciones, en el año 1.978 se estableció el BASIC estándar. La sencillez del lenguaje ganó el desprecio de los programadores avanzados por considerarlo "un lenguaje para principiantes".

Primero fue GW-BASIC, luego se transformó en QuickBASIC y actualmente se lo conoce como Visual Basic y la versión más reciente es la 2.010 que se incluye en el paquete Visual Studio de Microsoft. Esta versión combina la sencillez del BASIC con un poderoso lenguaje de programación Visual que juntos permiten desarrollar robustos programas de 32 bits para Windows. Esta fusión de sencillez y la estética permitió ampliar mucho más el monopolio de Microsoft, ya que el lenguaje sólo es compatible con Windows. [<http://www.monografias.com/trabajos10/visual/visual.shtml>].

### 2.2.10 Ecuaciones de Estado de los gases reales.

Las ecuaciones para gases no ideales son empíricas obtenidas del ajuste de datos reales. Las más usadas son las ecuaciones cúbicas de estado, derivadas o variantes de la ecuación de Van der Waals.

#### 2.2.10.1 Ecuación de Van der Waals.

[J.R. Elliott, C.T. Lira]. Propuesta en 1.873, la ecuación de Van der Waals fue una de las primeras que describía el comportamiento de los gases visiblemente mejor que la ley del gas ideal. En esta ecuación “a” se denomina el parámetro de atracción y “b” el parámetro de repulsión o el volumen molar efectivo. Mientras que la ecuación es muy superior a la ley del gas ideal y predice la formación de una fase líquida, sólo concuerda con los datos experimentales en las condiciones en las que el líquido se forma. La ecuación de Van der Waals hoy en día está obsoleta. Otras ecuaciones modernas un poco más complejas en cuanto a la cantidad de variables son mucho más precisas. A continuación en la ecuación 2.1, se describe la ecuación de Van der Waals.

$$\left(P + \frac{a}{v^2}\right)(v - b) = RT \quad (2.1)$$

“a” y “b”, son constantes determinadas por la naturaleza del gas con el fin de que haya la mayor congruencia posible entre la ecuación de los gases reales y el comportamiento observado experimentalmente.

#### 2.2.10.2 Ecuación Benedict - Webb - Rubin (BWR).

[J.R. Elliott, C.T. Lira, 1.999]. Estos autores propusieron una ecuación de estado con ocho parámetros a partir de los datos experimentales

obtenidos para hidrocarburos ligeros. La ecuación 2.2, se refiere a la ecuación de estado BWR.

$$P = R_u T \rho + (B_o R_u T - A_o - \frac{C_o}{T^2}) \rho^2 + (b R_u T - a) \rho^3 + a \alpha \rho^6 + (\frac{c \rho^3}{T^2})(1 + \gamma \rho^2) e^{-\gamma \rho^2} \quad (2.2)$$

Donde  $A_o$ ,  $B_o$ ,  $C_o$ ,  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $\alpha$  y  $\gamma$  son constante de correlación,  $P$  es la presión absoluta,  $T$  es la temperatura absoluta y  $\gamma$  es la densidad molar.

Cuando las unidades están en Sistema Internacional (SI), es decir; “P” en kPa, “v” en m<sup>3</sup>/kmol, “T” en K y  $R_u = 8,314 \text{ kPa}\cdot\text{m}^3/(\text{kmol})\cdot\text{K}$ , las ocho (8) constantes son las que se muestran en la tabla 2.1.

**Tabla 2.1. Constantes de la Ecuación de Estado BWR para diferentes gases [Elliott, Lira 1.999].**

GAS	A	A <sub>o</sub>	B	B <sub>o</sub>	Cx10 <sup>-7</sup>	C <sub>o</sub> x10 <sup>-8</sup>	αx10 <sup>3</sup>	γ
n-butano	190,68	1021,60	0,0399	0,1243	3,21	1,01	1,10	0,034
CO <sub>2</sub>	13,69	227,30	0,0072	0,0499	1,51	1,40	8,47	0,005
CH <sub>4</sub>	5,00	187,91	0,0033	0,0426	2,57	2,28	1,24	0,006
N <sub>2</sub>	2,54	106,73	0,0023	0,0407	7,38	8,16	1,27	0,005

### 2.2.10.3 Ecuación Redlich-Kwong (RK).

[J.R. Elliott, C.T. Lira]. Introducida en 1.949, la ecuación de Redlich-Kwong fue una mejora considerable sobre las otras ecuaciones de la época. Aún goza de bastante interés debido a su expresión relativamente simple. Aunque es mejor que la ecuación de Van der Waals, no da buenos resultados sobre la fase líquida y por ello no puede usarse para calcular precisamente los equilibrios líquido-vapor. Sin embargo, puede usarse conjuntamente con expresiones concretas para la fase líquida en tal caso.

La ecuación de Redlich-Kwong es adecuada para calcular las propiedades de la fase gaseosa cuando el cociente entre la presión y la presión crítica es menor que la mitad del cociente entre la temperatura y la temperatura crítica. La ecuación 2.3, se refiere a la ecuación de estado RK.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{T^{0.5}V(V+b)} \quad (2.3)$$

Donde “a” y “b” son constantes de correlación.

#### 2.2.10.4 Ecuación de Peng Robinson.

Es la más usada en la industria del petróleo y Gas Natural. La ecuación 2.4, se refiere a la ecuación de estado Peng Robinson [Martínez, 2.005].

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{aT}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (2.4)$$

Donde “a” y “b” son constantes de correlación.

#### 2.2.10.5 Ecuación Benedict-Webb-Rubin-Starting (BWRS).

[López, 2.002]. La ecuación BWRS es una modificación de la ecuación de estado publicada por Benedict, Webb y Rubin en 1940, la BWR. La dependencia de la densidad de la BWR, se conserva en la BWRS; la dependencia de la temperatura de los coeficientes cambió. En 1973, Starling escribió un libro *“Fluid Thermodynamic Properties of Light Petroleum System”* con los coeficientes para hidrocarburos ligeros, mezclando procedimientos para determinar los coeficientes para mezclas de gases de hidrocarburos, y con procedimientos para determinar cantidades



termodinámicas y para cálculos en el equilibrio líquido/vapor. A continuación en la ecuación 2.5, se describe la ecuación de estado BWRS:

$$P = \frac{\rho RT}{M} + \left( B_o RT - A_o - \frac{C_o}{T^2} + \frac{D_o}{T^3} - \frac{E_o}{T^4} \right) \frac{\rho^2}{M^2} + \left( bRT - a - \frac{d}{T} \right) \frac{\rho^3}{M^3} + \dots \quad (2.5)$$

$$\dots + \alpha \left( a + \frac{d}{T} \right) \frac{\rho^6}{M^6} - \frac{c\rho^3}{M^3 T^2} \left( 1 + \frac{\gamma\rho^2}{M^2} \right) \exp \left( \frac{-\gamma\rho^2}{M^2} \right)$$

### 2.2.10.6 Ecuación de Panhandle B.

Es una de las más usadas para el cálculo de largas tuberías de transmisión. A continuación en la ecuación 2.6, se describe la ecuación de estado Panhandle B.

$$q_{sc} = k \left( \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1,02} \left[ \frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\gamma_g^{0,961} z_{av} T_{av} L} \right]^{0,51} d^{2,53} \quad (2.6)$$

Donde “k” es una constante, se usa valores de 737 para unidades del Sistema Inglés y 1,198x10E7 para el Sistema Internacional.

### 2.2.11 Flujo Isentrópico.

[López, 2.002]. El flujo isentrópico es aquel sin fricción y adiabático. Es un flujo ideal que no se encuentra en la naturaleza pero algunos procesos de flujo se aproximan a este tipo de flujo, como es el caso del flujo a través de una tobera. También aquellos flujos de corto recorrido donde la transferencia de calor es pequeña y los efectos de la fricción son despreciables.

La ecuación para el flujo isentrópico se obtiene sustituyendo la ecuación 2.7 en la ecuación de energía adiabática, obteniéndose la ecuación 2.8 como ecuación resultante.

$$P.V^K = \text{constante} \quad (2.7)$$

$$C_{pv}(T_1 - T_{2s}) = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2} = \frac{P_1}{\rho_1} \frac{K}{K-1} \left[ 1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] = \frac{P_2}{\rho_2} \frac{K}{K-1} \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] \quad (2.8)$$

Si se igualan las expresiones de flujo adiabático e isentrópico se obtiene la relación de temperatura entre dos puntos de una línea de corriente para flujo isentrópico. En la ecuación 2.9, se muestra la ecuación resultante de las igualaciones anteriormente mencionadas.

$$T_{2s} = T_1 - \frac{P_1}{R\rho_1} \frac{K}{K-1} \left[ 1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] = T_1 - T_1 \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] \quad (2.9)$$

Donde:

$$\frac{T_{2s}}{T_1} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \quad (2.10)$$

### 2.2.12 Turbomáquinas.

Las turbomáquinas son una clase de máquinas de fluido. Por máquina de fluido se entiende el conjunto de dispositivos mecánicos que permite un intercambio de trabajo mecánico entre el exterior y el fluido que atraviesa la máquina (fluido de trabajo) [Lecuona *et al*, 2.000].

En las turbomáquinas existe comunicación continua entre la entrada y salida del fluido. En consecuencia, forman parte de las denominadas máquinas de flujo dinámicas. El intercambio de trabajo mecánico con el exterior se logra por medio de un eje y el rotor o impulsor de la máquina. Esto hace que estas máquinas tengan en general una morfología con simetría de revolución. Ejemplos de turbomáquinas son las turbinas, los turboexpansores, las turbobombas, etc [Lecuona *et al*, 2.000].

### **2.2.12.1 Escalones (Etapas).**

El efecto de las turbomáquinas se suele potenciar disponiendo varias de ellas en serie. Cada unidad, compuesta típicamente por un estator (anillos de álabes fijos) y un rotor (álabes móviles), se conoce como escalón [Lecuona *et al*, 2.000].

### **2.2.12.2 Turbomáquinas radiales y axiales.**

Las turbomáquinas axiales se usan para manejar grandes caudales de fluido y producir una variación de presión por escalón pequeña. Las radiales manejan bajos caudales y permiten una mayor variación de presión, pero con ciertos inconvenientes, como los cambios de dirección. Estos inconvenientes limitan en mayor medida que en una turbomáquina axial el caudal de fluido que en un tamaño determinado de máquina puede manejar [Lecuona *et al*, 2.000].

### **2.2.12.3 Turbomáquinas motoras, generadoras y transmisoras.**

Si el trabajo intercambiado con el fluido es hacia el exterior de la máquina, se denominan turbomáquinas motoras (ejemplo: las turbinas). Si el trabajo intercambiado es hacia el interior de la máquina se denominan turbomáquinas generadoras (ejemplo: turbocompresores). Una tercera clase de turbomáquinas la constituyen las transmisoras. En ellas se puede pretender cambiar el régimen de giro de un eje, actuando por lo tanto como multiplicadoras y/o reductoras del régimen, transmitiendo el par correspondiente (convertidores de par) [Lecuona *et al*, 2.000].

### **2.2.12.4 Turbomáquinas hidráulicas y térmicas.**

Si las velocidades del flujo involucradas en el proceso a través de un escalón de la máquina resultan al menos comparables con la velocidad del sonido en el fluido de trabajo, ocurrirán variaciones de densidad resultando un flujo compresible. Esto generalmente hace comparable la energía térmica

involucrada en el proceso con la energía de presión, y se trata por lo tanto de una turbomáquina térmica o de flujo compresible. Sin embargo, si esto no es así, se trata de una turbomáquina hidráulica, aunque no sea agua el fluido de trabajo [Lecuona *et al*, 2.000].

### 2.2.12.5 Turbomáquinas abiertas y cerradas.

Existen turbomáquinas que procesan una cantidad definida de fluido por estar confinado en un conducto muy próximo al rotor; por ello se denominan turbomáquinas cerradas. Las turbomáquinas abiertas no están confinadas y trabajan en el seno de un fluido. Tal es el caso de las hélices y turbinas eólicas [Lecuona *et al*, 2.000]. A continuación en la figura 2.8, se ilustra las partes constitutiva de una turbomáquina.

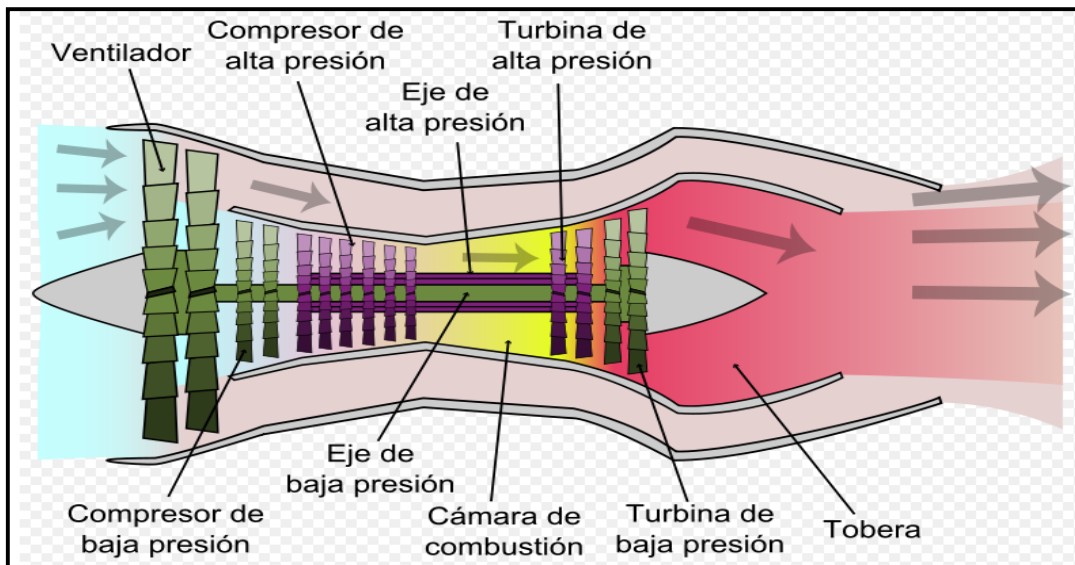


Figura 2.8 Esquema de una Turbomáquina [Dixon, 2.008].

### 2.2.13 Turboexpansión (proceso isentrópico).

La expansión de un gas en una tobera para producir una corriente de alta velocidad, es un proceso que convierte entalpía (energía interna más energía de presión) en energía cinética. Esta energía cinética puede convertirse en trabajo de eje cuando el flujo impacta en los álabes de una

flecha giratoria. Es así como un turboexpansor está formado por un conjunto alterno de toberas y álabes giratorios a través de los cuales fluye vapor o gas en un proceso de expansión de estado estable, cuyo efecto global es la conversión eficiente de la entalpía (en las toberas se reduce la entalpía, se reduce la presión estática y se aumenta la velocidad absoluta) en la ruda móvil se reduce la entalpía, la presión estática y se produce trabajo de eje [López, 2.002].

#### **2.2.14 El turboexpansor.**

Son turbomáquinas que consisten en juegos alternados de toberas y álabes rotativos a través de los cuales el vapor o gas fluye en un proceso de expansión estable. Se destinan a disminuir la presión estática y la temperatura estática del gas natural, aumentando su volumen específico para así poder licuarlos o condensarlos, aprovechando el trabajo producido para generar potencia [Lecuona *et al*, 2.000].

El uso de turboexpansor en la ingeniería es una técnica muy eficaz, ya que, su función principal es la de disminuir el área de entrada de la corriente de un gas aumentando el área de salida de la misma, dando lugar a que se produzca una expansión, y generación de potencia que se puede utilizar para mover una máquina de la industria [Lecuona *et al*, 2.000].

La principal función de un turboexpansor es producir la expansión de un gas y la recuperación del trabajo generado. Los turboexpansores se pueden clasificar en axiales o radiales. Los turboexpansores de flujo axial pueden ser de acción y reacción y se adecúan para varias etapas (multietapas). Por otro lado, los turboexpansores radiales resisten mayores esfuerzos, lo que permite que funcionen a una mayor velocidad y tengan una mayor eficiencia. La mayoría de los equipos expansores construidos son del tipo radial [López, 2.002].

Este equipo lo conforma tres (3) partes principales:

- La sección del expansor con gobernador y bridas de entrada y descarga.
- El ensamble rotativo o sección central.
- La sección del compresor con gobernador y bridas de entrada y descarga.

#### **2.2.14.1 Partes constitutivas del turboexpansor.**

Según el trabajo de investigación del autor *López, 2.002*; las partes constitutivas del turboexpansor son las siguientes:

- ***El gobernador (sistema de Álabes de guía).***

Regula la admisión de flujo de masa al expansor, este tiene un mecanismo incorporando un anillo de presión y aguanta la presión del gobernador de un expansor completo y el flujo de masa se puede variar del 0% al 125% de la masa de flujo.

- ***Pistón actuador.***

Es el que controla la posición de los álabes guías, una señal de control de aire causa el ajuste del actuador en la apertura del gobernador (cuando se ajusta el flujo).

- ***Impulsores del expansor.***

Los impulsores, son ruedas sobre las que se montan los álabes, con perfiles aerodinámicos diseñados para canalizar y forzar el flujo de aire en sentido determinado.

- ***Flecha o eje.***

Es un elemento mecánico que se usa para transmitir la potencia producida por la expansión del gas.

- ***Sello de laberinto.***

El sellado es de tipo laberinto para minimizar el riesgo de fugas del sello de gas. El diseño incorpora un laberinto reemplazable de acero inoxidable que corre adyacente a un cartucho de sello fenólico de fibra reforzada.

- ***Chumaceras.***

Es la parte fija del cojinete del expansor sobre la cual gira el eje del mismo. Son del tipo de cojinetes de tres lóbulos. Estas contienen un RTD (detector de temperatura por resistencia) en la parte baja y se utiliza como señal preventiva hasta que se logre una temperatura adecuada de operación, éstas son necesarias para mantener la posición axial del rotor en una tolerancia cerrada, estas máquinas se diseñan para un empuje igual en cualquier dirección axial, siendo monitoreadas estas cargas a través de un puerto sensor en la cara de cada chumacera, las cuales alimentan el sistema automático de empuje axial ATE.

- ***El sistema ATE (Compensación Automático de Empuje Axial).***

Este sistema mantiene la carga muy por debajo de la capacidad de la chumacera, el puerto sensor de la chumacera lo alimenta un pistón que acciona una válvula que modula la presión detrás del compresor para así controlar el rotor. La presión de aceite se transmite desde unas aberturas en las chumaceras hasta el pistón compensador de empuje, y este regula la presión detrás del impulsor.

A continuación en la figura 2.9, se ilustra los componentes internos del turboexpansor acoplado a un turbogenerador eléctrico.

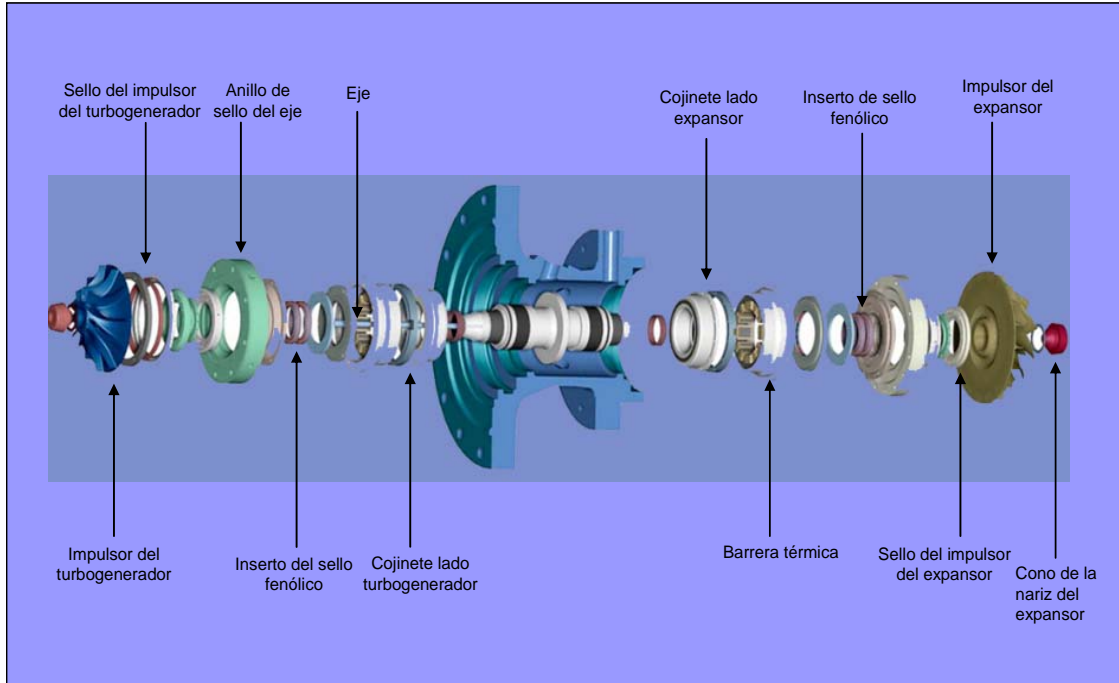


Figura 2.9 Componentes internos del turboexpansor [www.atlascopco.com].

### 2.2.15 Generadores eléctricos.

El generador eléctrico es la parte más importante en una central termoeléctrica ya que es el que genera la energía eléctrica a partir de energía mecánica, el cual es el objetivo que se quiere conseguir cuando la planta es construye.

Existen tres tipos de generadores eléctricos rotatorios: Sincrónicos, corriente alterna (ca) y rotatorios de corriente directa (cd). Los generadores sincrónicos son los de mayor uso debido a su sistema de excitación, en cambio, los generadores de corriente directa se reemplazaron casi por completo por rectificadores estáticos de silicio.



### **2.2.15.1 Generadores sincrónicos.**

El principio fundamental de operación de los generadores sincrónicos, es que el movimiento relativo entre un conductor y un campo magnético induce un voltaje en el conductor. Una fuente externa de energía corriente directa o excitador se aplica a través de unos anillos colectores en el rotor: La fuerza del flujo, y por lo tanto; el voltaje inducido en la armadura se regulan mediante la corriente directa y el voltaje suministrado al campo. La corriente alterna se produce en la armadura debido a la inversión del campo magnético a medida que los polos norte y sur pasan por los conductores individuales.

### **2.2.15.2 Generadores de Inducción.**

El estator de un generador de inducción es similar al de un generador sincrónico. El rotor se diferencia del rotor de un generador sincrónico en que no hay excitación y los conductores se encuentran unidos en corto en los extremos del rotor mediante un anillo anular. Los generadores de inducción no pueden funcionar de manera independiente en un sistema aislado, ya que estos generadores no son auto excitantes. Debido a esto, un generador de inducción siempre se debe usar en paralelo con generadores sincrónicos que regulan el voltaje y suministran los kilovatios necesarios para vencer la potencia retrasada de la generación por inducción.

Los generadores de inducción son más sencillos y de menor costo inicial que los generadores sincrónicos. Se han utilizado para recuperar energía mediante la expansión de corrientes de gas de desecho y vapor a baja presión. En algunos usos, una turbina de recuperación de energía o un dispositivo de expansión, impulsa un motor generador de inducción y otra bomba o compresor en la misma flecha. El motor generador puede suministrar o absorber el par torsor cuando la potencia de los otros dispositivos está desbalanceada.

### **2.2.15.3 Generadores de Corriente Directa.**

El principio de operación de los generadores de corriente directa (cd) es muy similar a los generadores de corriente alterna (ca). La armadura del generador de corriente directa gira entre dos polos de campo fijos, la corriente en la armadura se mueve en una dirección durante la mitad de cada revolución, y en la otra dirección durante la otra mitad. Para producir un flujo constante de corriente en una dirección continua, en un aparato determinado, es necesario disponer de un medio para invertir el flujo de corriente fuera del generador una vez durante cada revolución.

### **2.2.16 Calentador de Gas.**

Es un dispositivo diseñado para transferir calor entre dos medios separados por una barrera o que se encuentren en contacto. Son parte esencial de los dispositivos de calefacción, acondicionamiento de aire, producción de energía y procesamiento químico.

#### **2.2.16.1 Calentadores Catalíticos.**

Son calentadores que producen llama infrarroja para el calentamiento del gas, éstos utilizan como combustible el gas natural, LP (propano) y/o butano, son de fácil manejo e instalación, fabricados de acero inoxidable, eficaz transferencia de calor y no contaminan el medio ambiente debido a que no utiliza ningún químico para el calentamiento y se diseñan de acuerdo a las necesidades del cliente.

En este sentido es importante señalar que entre los calentadores catalíticos se tienen:

- ***Calentador de Llama Infrarroja de Calor Radiante.***

En este sentido es importante destacar que son calentadores aplicados específicamente en la calefacción de instrumentos como: Medidores, Reguladores y Válvulas; éstos se utilizan para la calefacción de emergencias como son zonas remotas de bajas temperaturas. Se pueden enfrentar a temperaturas hasta de 850°F, su capacidad calorífica viene dada desde 1.583 kJ (1.500 BTU) hasta 75.964 kJ (72.000 BTU) de entrada

- ***Calentador Piloto Regulado.***

También conocido por su nombre comercial Freez - Fiter, este tipo de calentador se utilizan para el suministro de gas en instrumentos de regulación, emplean como combustible el gas natural, LP (Propano) o butano, los cuales son de bajo consumo por el mismo; adicionalmente también posee la capacidad de disminuir la presión del combustible mediante reguladores y a su vez precalentar las tuberías de suministros de combustibles para que en ésta no exista el congelamiento, ya que este tipo de calentador es aplicado en zonas con muy bajas temperaturas [Catálogo Bruest Hot Cat, 2.008].

Entre sus modelos existen (02) dos tipos:

- **Modelo N° 1.800**, capacitado para 2.638 kJ (2.500 BTU) de entrada.
- **Modelo N° 4.000**, capacitado para 5.275 kJ (5.000 BTU) de entrada.

A continuación en la figura 2.10 se presenta el diagrama de operación del Calentador de tipo Piloto Regulado.

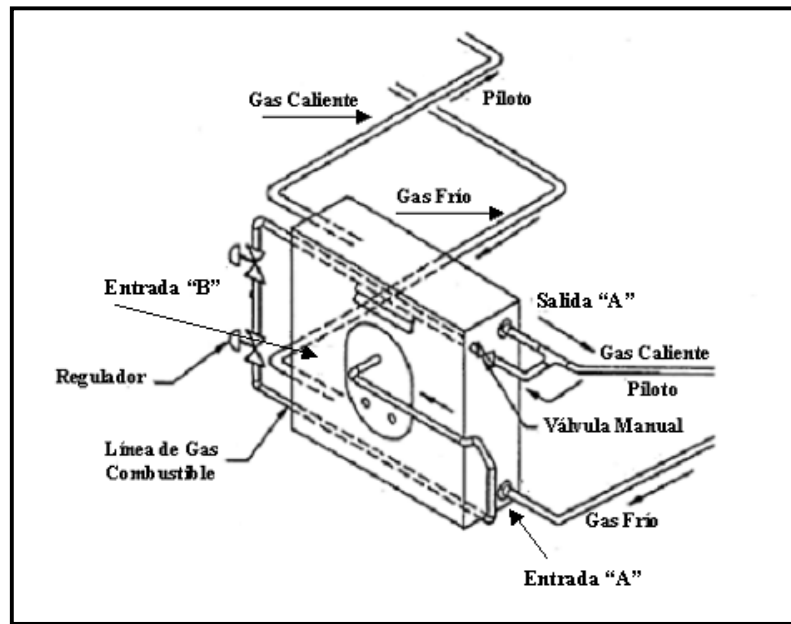


Figura 2.10 Diagrama de operación del Calentador Piloto Regulado [Catálogo Bruest Hot Cat, 2.008].

- **Calentador de Tubería con Empaque.**

Este tipo de calentador se utilizan para el calentamiento del gas antes del proceso de regulación o medición, también utiliza gas combustible para su funcionamiento, aparte de energía eléctrica entre un rango de 12 V a 480 V dependiendo de su capacidad de trabajo, éste calentador existe en tamaño estándar pero se aplican cuando no existe riesgo de peligro a la hora de su funcionamiento, y de ser así se debe solicitar con ciertos lineamientos y especificaciones al fabricante [Catálogo Bruest Hot Cat, 2.008].

- **Calentador Tipo Botella.**

Son unidades que transfieren el calor directamente a la línea de gas, son altamente competentes para el calentamiento, viene en varias presentaciones desde 168.809 kJ/h (160.000 BTU/h) hasta 2,2 MMkJ/h (2,1 MMBTU/h), también pueden fabricarse calentadores con mayor capacidad a 2,1 MMBTU/h; Estos calentadores se alimentan con gas combustible.

A continuación se muestran en las figuras 2.11, 2.12 y 2.13. Los diagramas de los distintos modelos del Calentador tipo Botella según su capacidad de operación [Catálogo Bruest Hot Cat, 2.008].

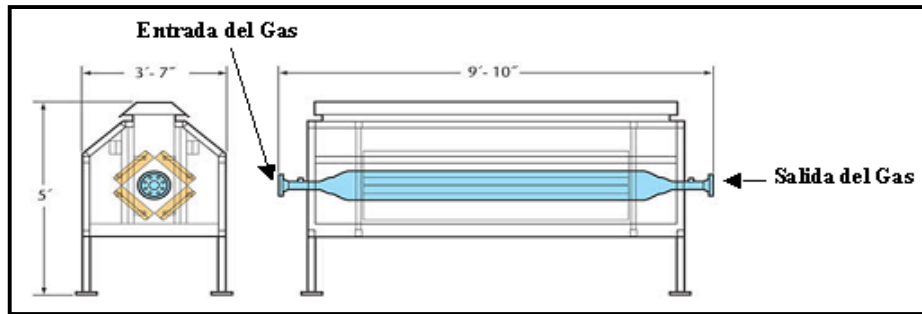


Figura 2.11 Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica hasta 168.809 kJ/h (160.000 BTU/h).

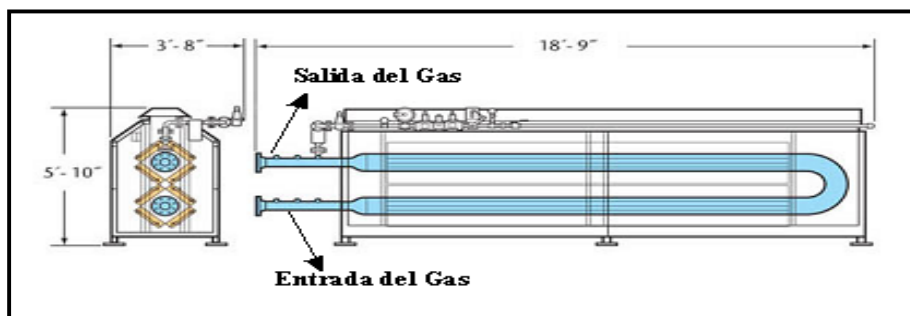


Figura 2.12 Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica desde 369.270 kJ/h (350.000 BTU/h) hasta 1,10 MMkJ/h (1,05 MMBTU/h).

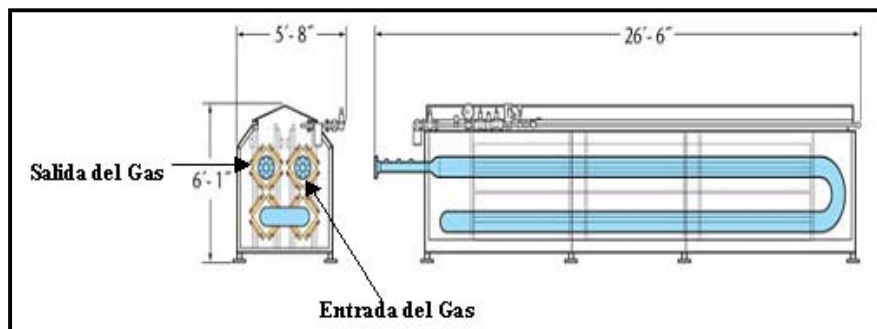


Figura 2.13 Calentador tipo Botella con capacidad Calorífica hasta 2,2 MMkJ/h (2,1 MMBTU/h).

### 2.2.16.2 Calentadores Indirectos.

Los calentadores indirectos son de tipo llama abierta, en cada sistema, el calor se libera en una cámara, se transfiere al fluido frío a través de un medio, como agua, agua/glicol, vapor, agua salada, o los gases de combustión; es importante señalar que estos tipos de calentadores contienen dispositivos que ayudan a inhibir la llama en caso de peligro. A diferencia de los calentadores catalíticos, su selección consiste de acuerdo a la temperatura que va a operar. Sin embargo los valores de la capacidad calorífica (Duty) están sujetos a la temperatura requerida.

Entre los calentadores indirectos, se tienen los siguientes:

- *Calentador a Baño de Agua.*

Son calentadores capacitados para operar con gas a alta presión y/o en yacimientos de petróleo, en este tipo de calentadores el tanque se llena con agua o una mezcla de agua/glicol, donde se sumerge el tubo que transfiere calor al proceso; su temperatura de operación es de 355,37 K (180 °F) en un rango de la capacidad calorífica es desde 52.753 kJ/h (50.000 BTU/h) hasta 10,5 MMkJ/h (10 MMBTU/h) [Natco,2.008].

A continuación en la figura 2.14, se ilustra un esquemático de operación del Calentador de Baño de Agua.

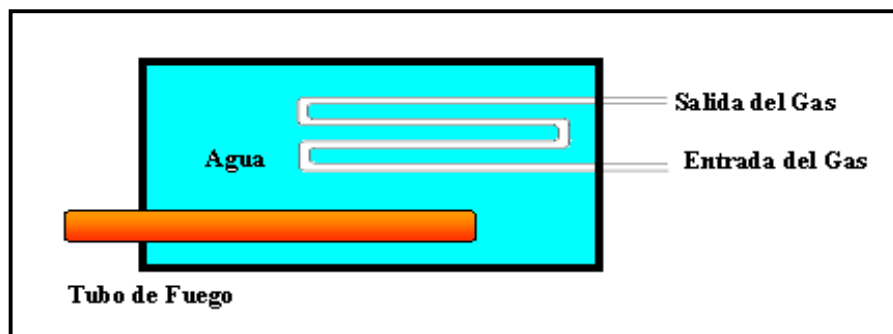


Figura 2.14 Calentador de Baño de Agua.

- *Calentador de Baño a Vapor.*

Este tipo de calentador es muy similar al de baño de agua pero sólo se sumerge en él, el tubo de fuego, y el proceso de calentamiento se encuentra por encima del nivel del agua es decir la transferencia de calor es por el vapor saturado existente por encima del nivel de la misma. Su temperatura de operación es de 374,8 K (215 °F), en un rango de la capacidad calorífica desde 263.764 kJ/h (250.000 BTU/h) hasta 8,44 MMkJ/h (8 MMBTU/h) [Natco,2.008].

A continuación en la figura 2.15, se ilustra un esquemático de operación del Calentador de Baño a Vapor.

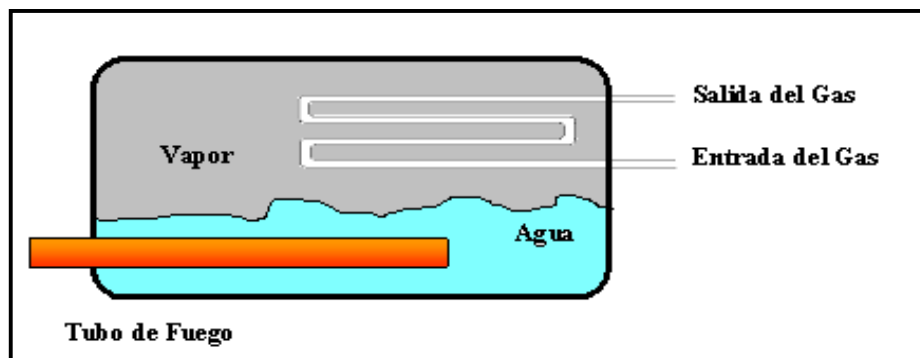


Figura 2.15 Calentador de Baño a Vapor.

- *Calentador a Baño de Sal.*

Esta clase de calentadores utilizan un mecanismo muy particular debido a que su método de calentamiento consiste en que los tanques están llenos de sal eutéctica (mezclas de sales con aplicaciones potenciales como materiales de almacenamiento de energía térmica solar), la cual se funde a aproximadamente a 415 K (288 °F), y el proceso absorbe el calor debido a las altas temperaturas que esta alcanza en su degradación. Este tipo de calentadores pueden tener bombonas de sal de tipo serpentín y/o multi-tubular, estos tienen una capacidad de calentamiento de 644 K (700 °F). Sin

embargo es importante señalar que este tipo de calentador es adecuado para aplicaciones que requieren altas temperaturas [Natco, 2.008].

A continuación en la figura 2.16, se ilustra un esquemático del Calentador a Baño de Sal.



Figura 2.16 Calentador a Baño de Sal.

- *Calentador CHF (Controlador de Flujo de Calor).*

Son calentadores avanzados, donde los productos de combustión actúan como medio de transferencia de calor. La generación y la transferencia de calor están separadas. El calor se transfiere a una amplia superficie de tubos de serpentín por medio de la convección inducida, los gases de combustión circulan desde la sección del quemador, pasando por los serpentinos hasta la chimenea.

Adicionalmente, parte de estos gases son recirculados desde la chimenea hasta el quemador, estos gases recirculados reducen la llama y la temperatura del gas, eliminando la transferencia de calor; este tipo de calentadores están disponibles en unidades de 52,7 MMkJ/h (50 MMBTU/h), produciendo procesos de temperaturas hasta de 811 K 1.000 °F [Natco, 2.008].



A continuación en la figura 2.17, se ilustra un esquemático del Calentador CHF (Controlador de flujo de calor).

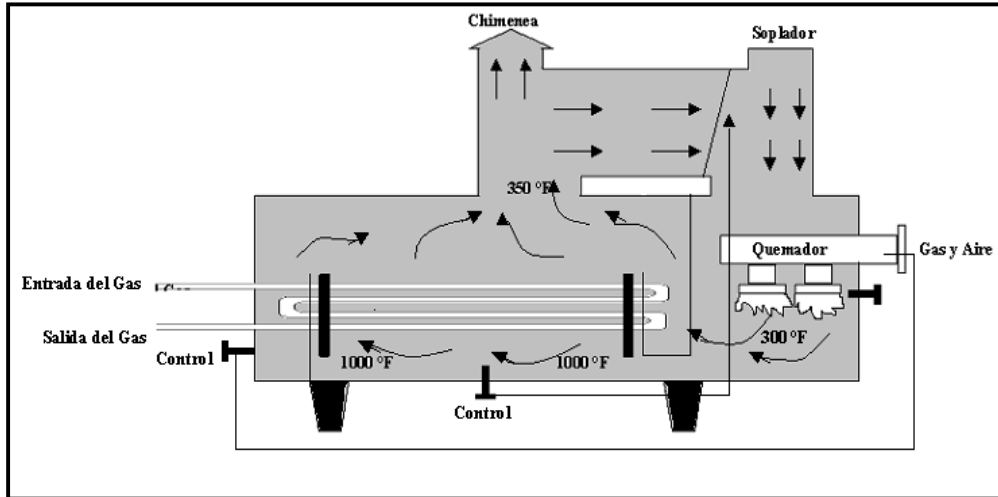


Figura 2.17 Calentador CHF (Controlador de Flujo de Calor) [Natco,2.008].

### 2.2.17 Hidratos de Gas.

Un hidrato de gas es hielo con gas encerrado en su estructura molecular. El hidrato de gas no debe confundirse con hielo que contiene burbujas de gas comprimido. En un hidrato de éste tipo, una molécula de gas está encerrada en una estructura clatrática (de jaula) de moléculas del hielo.

Todos los gases, exceptuando el helio, el hidrógeno y el neón, pueden formar hidratos de gas. Se producen en condiciones de presión alta y de temperatura baja y en presencia de gas; se destruyen cuando están en condiciones de presión baja o temperatura altas.

### 2.2.18 Efecto Joule – Thomson.

El efecto de Joule-Thomson o efecto Joule-Kelvin, es el proceso en el cual la temperatura de un sistema disminuye o aumenta al permitir que el sistema se expanda libremente manteniendo la entalpía constante.

La relación entre temperatura, presión y volumen de un gas se puede describir de una forma sencilla gracias a las leyes de los gases. Cuando el volumen aumenta durante un proceso irreversible, las leyes de los gases no pueden determinar por si solas qué ocurre con la temperatura y presión del gas. En general, cuando un gas se expande adiabáticamente, la temperatura puede aumentar o disminuir, dependiendo de la presión y temperatura inicial. Para una presión constante (fijada previamente), un gas tendrá una temperatura de inversión de Joule-Thomson (Kelvin), sobre la cual al expandirse el gas causa un aumento de temperatura, y por debajo, la expansión del gas causa un enfriamiento.

# CAPÍTULO 3

## *Metodología de la Investigación*

---

---

En este capítulo se presenta la metodología que permitió al desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado. Se muestran aspectos como el tipo de investigación, diseño de la investigación, fases metodológicas, técnicas e instrumentos de recolección de datos, población y muestra.

### **3.1 Tipo de Investigación.**

De acuerdo a la naturaleza y características del problema objeto de estudio, esta investigación se enmarca dentro de la investigación aplicada o proyecto factible, por cuanto a través del desarrollo se proponen alternativas o propuestas en torno a la problemática del aprovechamiento de energía mediante la aplicación de los turboexpansores en las estaciones de regulación de presión de gas.

Según el manual de la UPEL (2.003) “el proyecto factible, consiste en la investigación, elaboración y desarrollo de una propuesta de un modelo operativo viable para solucionar problemas, requerimientos o necesidades de organizaciones o grupos sociales; puede referirse a la formulación de políticas, programas, tecnologías, métodos o procesos. El problema debe

tener apoyo en una investigación de tipo documental, de campo o un diseño que incluya ambas modalidades” (pág 16).

### **3.2 Diseño de la Investigación.**

El manual de la UPEL (2.003) conceptualiza la investigación documental como: “el estudio de problemas con el propósito de ampliar y profundizar el conocimiento de su naturaleza, con apoyo, principalmente, en trabajos previos, información y datos divulgados por medios impresos, audiovisuales o electrónicos. La originalidad del estudio se refleja en el enfoque, criterios, conceptualizaciones, reflexiones, conclusiones, recomendaciones y, en general, en el pensamiento del autor” (pág. 15).

Adicionalmente, en el manual de la UPEL (2.003) se define a la investigación de campo como: “El análisis sistemático de problemas en la realidad con el propósito bien sea de describirlos, interpretarlos, entender su naturaleza y factores constituyentes, explicar sus causas y efectos o predecir su ocurrencia, haciendo uso de métodos característicos de cualquiera de los paradigmas o enfoques de investigación conocidos o en desarrollo. Los datos de interés se recogen en forma directa de la realidad; en este sentido se trata de investigaciones a partir de datos originales o primarios” (pág.14).

La presente investigación es documental ya que se basa en obtención y análisis de datos provenientes de materiales impresos de proveedores u otros tipos de documentos, y de campo, ya que; existen datos de interés que se recogen en forma directa de la realidad.

#### **3.2.1 Fases Metodológicas.**

A continuación se presentan las diferentes fases metodológicas para el desarrollo de la investigación.

### 3.2.1.1 Determinación de valores de los parámetros de operación.

Se basó en la determinación de valores de los parámetros de operación (presión y temperatura) en las estaciones de regulación de presión de gas natural en el país mediante la herramienta computacional *Pipeline Studio*.

Una vez simulado el Sistema de Transporte, con el programa de computación de redes de gas (simulador Pipeline Studio), se evaluó su comportamiento ante las sensibilidades de variación de presión, temperatura y flujo volumétrico, para así; determinar los valores de presión y temperatura de llegada a las estaciones de regulación de presión de gas. Es importante mencionar que esta herramienta se usa en la industria petrolera para el cálculo de redes de gas de gran longitud, en ella se encuentra cargado todos los sistemas de transporte con sus respectivas estaciones de regulación de presión, clientes industriales, plantas compresoras, entre otros.

- ***Simulador Pipeline Studio.***

El Simulador Pipeline Studio, es un programa de solución de ingeniería que ofrece un diseño rápido y preciso de análisis hidráulico donde interviene el comportamiento del gas natural en tuberías y proporciona respuestas rápidas y fiables para una amplia gama de problemas de análisis de estado estacionario y transitorio. Para la determinación de los parámetros de operación, el simulador *Pipeline Studio* considera un **Flujo Horizontal en Tuberías**, teniendo como opción para seleccionar por el usuario las ecuaciones de estado: Weymouth, BWR y Panhandle B. Para este caso se empleó la ecuación de estado Panhandle B (ecuación 2.6) por ser la ecuación más usada para tuberías de larga longitud (>100 km) en la determinación de la presión de llegada ( $P_2$ ) a las distintas Estaciones de Válvulas Automáticas (E.V.A). Es importante mencionar que la presión inicial ( $P_1$ ) y temperatura inicial ( $T_1$ ) se conocen para cada Sistema de Transporte, se refiere a la presión y temperatura que existe en la fuente de suministro,

por lo general; en la Estación Principal Anaco (E.P.A) es alrededor de 6.067 kPa (880 psig) y 316,4 K (110 °F). Las distancias (L) y/o la ubicación (coordenadas UTM) de cada E.V.A desde la E.P.A también se conocen debido a que cada estación de válvulas se identifica con su respectiva progresiva. Adicionalmente el simulador *Pipeline Studio* considera las siguientes premisas:

- 1) Flujo horizontal.
- 2) Flujo en estado estable.
- 3) Flujo adiabático.
- 4) Cambio de energía cinética despreciable.

- ***Sistemas de Transporte en Venezuela.***

Son cuatro (04) los Sistemas de Transporte principales en Venezuela, en los cuales; están asociadas más de ciento cuarenta (140) Estaciones de Regulación Primaria (ERP) a lo largo de su trayectoria, entre ellos se tienen:

Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto: Se inicia en la Estación Principal Anaco (E.P.A), situada en el sector Buena Vista, Estado Anzoátegui y mediante tuberías de diferentes diámetros transporta gas a través de los Estados Anzoátegui, Guárico, Distrito Federal, Vargas, Aragua, Miranda, Carabobo, Yaracuy y Lara, finalizando en este último estado en la Estación Terminal Barquisimeto (E.T.B), ubicada en las cercanías de la ciudad de Barquisimeto, Estado Lara. Este sistema de transporte posee 104 Estaciones de Regulación Primaria (E.R.P). En la figura 3.1, se ilustra el sistema de transporte Anaco-Barquisimeto.

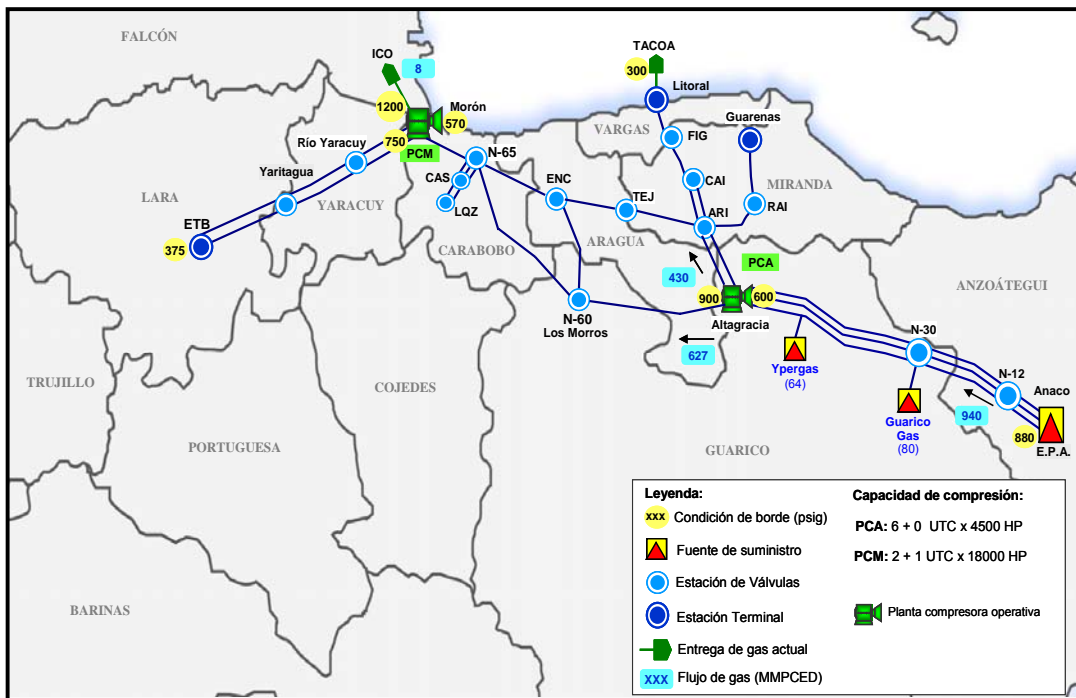


Figura 3.1 Sistema de Transporte Anaco-Barquisimeto.

Sistema de Transporte Anaco – Puerto Ordaz: Inicia en la Estación Principal de Anaco (Edo. Anzoátegui) y finaliza en la Estación Terminal Puerto Ordaz (Edo. Bolívar), para suplir, principalmente la demanda de las empresas ubicadas en la zona industrial de Matanzas en el estado Bolívar; al sur del país.

La totalidad del Sistema está conformada por dos (02) tuberías paralelas: Gasoducto y Lazo de Ø20" y Ø26" respectivamente para una longitud total de 229 km (Desde Macapaima hasta la Estación Terminal Puerto Ordaz, el Lazo de Ø26" cambia su diámetro a 20" x 8 km); así como de una tercera tubería de Ø36" x 36 km de longitud entre los sectores de Mamo y Puerto Ordaz. Este tramo incluye el cruce subterráneo del Río Orinoco de aproximadamente 1,5 km de longitud, el cual se realizó mediante perforación direccional.

Cada una de las estaciones de flujo con válvulas de seccionamiento e interconexión se dotan con comandos de acción a distancia (Telemetría), dirigidas desde el centro de control denominado Despacho Central de Gas ubicado en Caracas, y desde el despacho ubicado en Anaco. Como punto final del Sistema de Transporte, se encuentra la Estación Terminal Puerto Ordaz, en donde se recibe el volumen de gas, para luego alimentar los ramales de distribución que suministran el gas a los clientes ubicados en la zona industrial de Puerto Ordaz. Este sistema de transporte posee 9 ERP aproximadamente. En la figura 3.2, se ilustra el sistema de transporte Anaco-Puerto Ordaz.

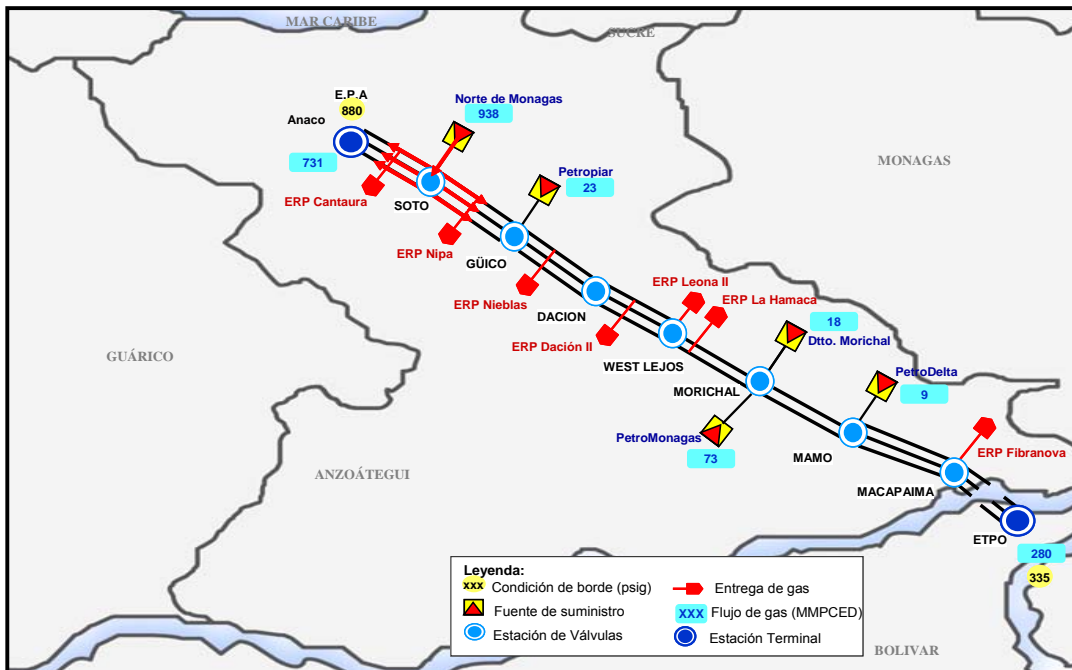


Figura 3.2 Sistema de Transporte Anaco-Puerto Ordaz.



Sistema de Transporte Anaco – Jose – PLC: Las fuentes del gas que transporta el sistema Anaco – Jose, provienen de los Distritos de producción Anaco y Norte de Monagas, y se reciben previo tratamiento y remoción de LGN en la planta de extracción San Joaquín conforme a las especificaciones indicadas más adelante.

El Sistema se construyó entre los años 1983 / 1992 y se encuentra ubicado en la zona nor-oriental (Estado Anzoátegui) de Venezuela. Lo conforman dos secciones de tuberías principales, conocidas como el ASAP Ø26" (Ampliación del Sistema Anaco – Puerto La Cruz) y el gasoducto Anaco – Puerto La Cruz Ø20" y Ø16", las cuales parten desde la Estación de Válvulas inicial ubicada en la descarga de la planta de extracción San Joaquín (ubicada a unos 20 kilómetros de la ciudad de Anaco) y se dirigen hacia el norte del Estado Anzoátegui.

El ASAP Ø26" y el gasoducto Anaco – Puerto La Cruz Ø20" y Ø16" se encuentran tendidos paralelamente desde la Estación de Válvulas San Joaquín hasta la Estación Crucero de Barbacoas, allí las tuberías se separan por corredores independientes; el ASAP Ø26" se extiende en dirección oeste para abastecer los clientes ubicados en el Complejo Industrial Petrolero y Petroquímico General José Antonio Anzoátegui en Jose y el gasoducto Anaco – Puerto La Cruz Ø16" continúa su recorrido hasta llegar a la Estación Refinería ubicada en Puerto La Cruz.

Adicionalmente, el Sistema dispone del gasoducto Barbacoas – Jose Ø12" que se inicia en la Estación Crucero de Barbacoas y continúa paralelo a la ruta del ASAP Ø26" hasta Jose. Este sistema de transporte posee treinta (30) ERP aproximadamente. En la figura 3.3, se ilustra el sistema de transporte Anaco-Jose-PLC.

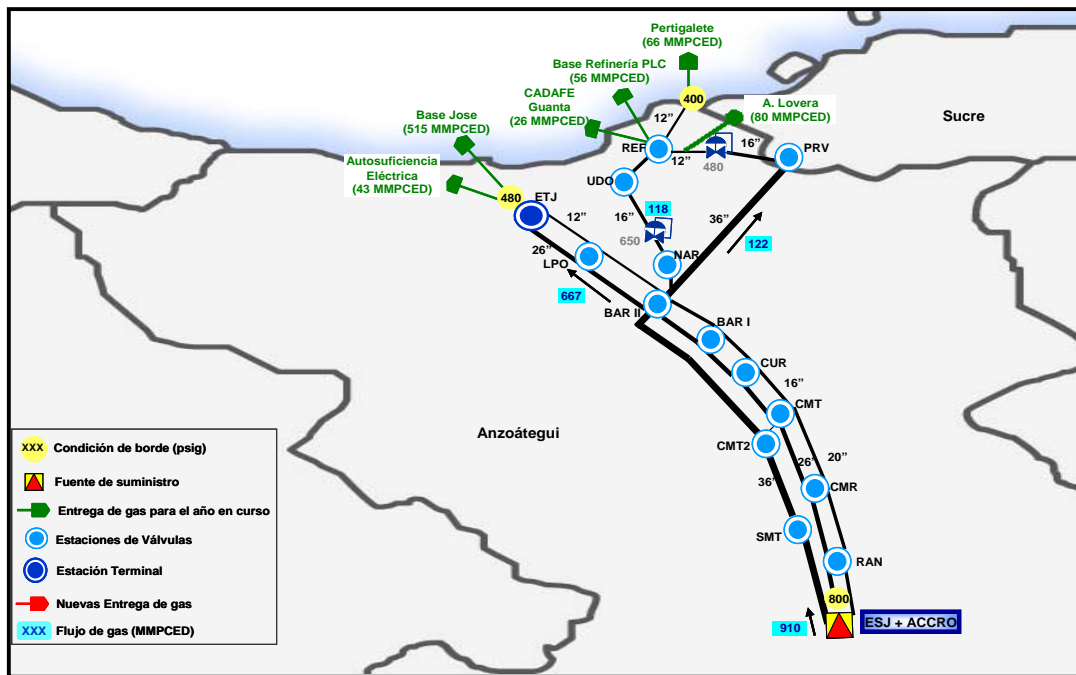


Figura 3.3 Sistema de Transporte Anaco-Jose-PLC.

Sistema de transporte Ulé – Amuay: Se inicia en la Estación Ulé, situada en el sector Ulé, Estado Zulia, transportando el gas mediante un gasoducto principal Ø20” hacia Amuay. Este sistema de transporte posee 8 ERP aproximadamente. En la figura 3.4, se ilustra el sistema de transporte Ulé – Amuay.

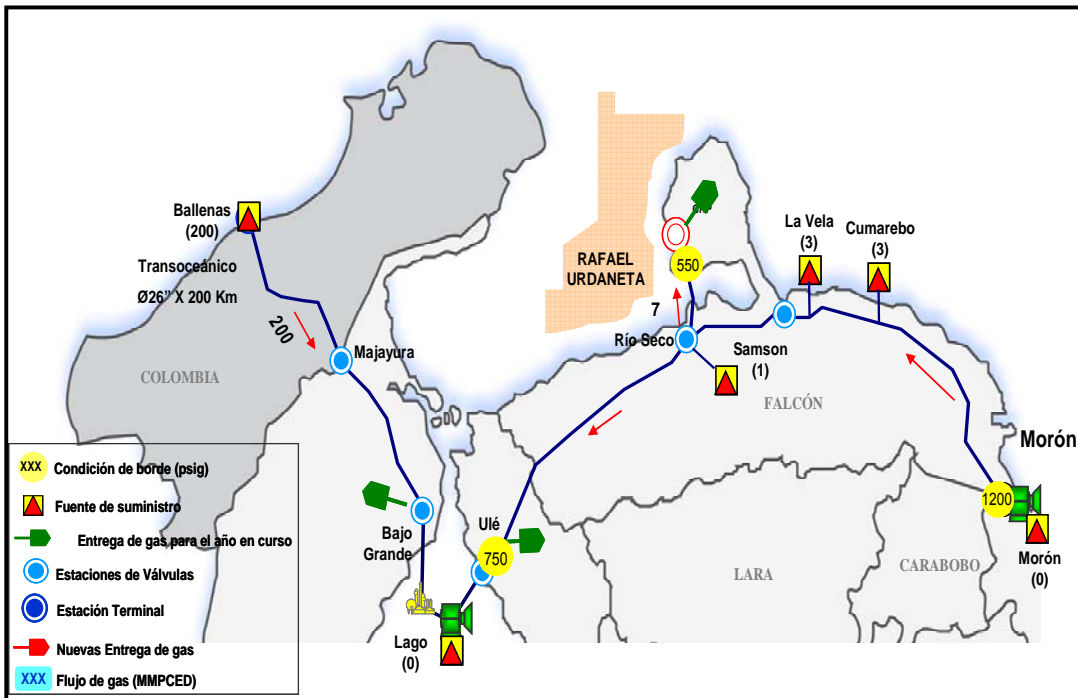


Figura 3.4 Sistema de Transporte Ulé-Amuay.

Es importante mencionar que los valores de parámetros de operación como resultado de la simulación del programa se ha validado en casos similares al de este estudio anteriormente con casos reales, es decir; se han obtenido valores en campo y estos han coincidido en su mayoría con los del simulador con una incertidumbre aproximada de  $\pm 5\%$  [Plan de Negocio PDVSA-Gas 2013-2018].

### **3.2.1.2 Determinación de la cantidad de energía realmente aprovechable.**

Se basó en la determinación de la cantidad de energía realmente aprovechable en las estaciones de regulación de presión de gas natural, según la variación normal de los valores de parámetros de operación.

Se consideró en este estudio un rango de presión inicial ( $P_1$ ) en las distintas E.V.A asociadas a cada sistema de transporte desde 2.413 kPa (350 psig) como presión mínima hasta 7.585 kPa (1.100 psig), debido que a partir de valores de 2.413 kPa (350 psig) se considera como presión de gasoducto, según gaceta oficial 38.378 (ver anexo 1). Cabe mencionar que la presión de llegada a las E.V.A corresponden a presión de gasoducto y dentro de ellas se encuentran las Estaciones de Regulación Primaria (E.R.P) que se encargan de regular a presión de distribución y/o presión de ramal de suministro ( $828 \text{ kPa} < P_{\text{min}} < 2.413 \text{ kPa} / 120 \text{ psig} < P_{\text{min}} < 350 \text{ psig}$ ).

En Venezuela, por lo general la presión en el ramal de suministro se fija a la salida de la ERP en 1.720 kPa (250 psig) y/o 2.060 kPa (300 psig), en este estudio se adiciona además el valor de 828 kPa (120 psig), debido a que es el escenario más crítico de presión de entrada a un regulador y/o una válvula reguladora a la Estación de Medición y Regulación (E.M.R) de un cliente, ya que; por lo general existen clientes que la presión de entrega es de 414 kPa (60 psig / usuarios domésticos) y 621 kPa (90 psig / usuarios industriales) y el diferencial de presión mínimo recomendado (por representantes comerciales de los equipos de control) que debe existir en el dispositivo de regulación es de 207 kPa (30 psig) para que este opere de manera eficiente y pueda garantizar la presión de entrega (presión en el contrato).

Establecidos por medio del simulador *Pipeline Studio*, la presión ( $P_1$ ) y temperatura ( $T_1$ ) de llegada a la E.R.P, y por información de campo y/o

contrato con el cliente la presión de regulación ( $P_2$ ) y conocido un caudal de consumo ( $Q$ ), se procedió a determinar el trabajo ( $W$ ) y/o potencia ( $w$ ) generada por un turboexpansor genérico (utilizando la ecuación 3.1) mediante el programa de computación de simulación de procesos “HySys v3.2”. Para los cálculos, se estableció como criterio una temperatura del fluido de entrada ( $T_1$ ) similar a la temperatura ambiental 305,4 K (90°F), un rango de valores de relación de presión ( $P_1/P_2$ ) entre 2,9 y 9,1 y un rango de caudal entre 0,14 millones de metros cúbicos estándar diarios (0,14 MMMCED = 5 millones de pies cúbicos estándar diarios (5 MMPCED)) y 14,16 MMMCED (500 MMPCED). Posteriormente, se realizó un análisis de sensibilidad para el cálculo de potencia del turboexpansor, tomando en cuenta las variables de temperatura, presión y flujo másico (tres escenarios) de entrada al turboexpansor y fijando unas premisas iniciales en la fuente de gas. De esta manera, se garantiza el aprovechamiento energético en las estaciones de gas de clientes de bajo, mediano y altos consumos. A continuación se muestra en la ecuación 3.1, la determinación del cálculo de potencia de una turbina.

$$wi = \dot{m}(h_1 - h_2)\eta_{total} \quad (3.1)$$

Donde:

$\dot{m}$  : Flujo másico (kg/s).

$wi$  : Potencia generada por el turboexpansor (hp).

$h_1, h_2$  : Entalpía del gas a la entrada ( $h_1$ ) y salida ( $h_2$ ) del turboexpansor (kJ/kg).

$\eta_{total}$  : Eficiencia total (adm).

Con la eficiencia del equipo turboexpansor y la eficiencia del generador eléctrico se obtiene la eficiencia total, como se muestra en la ecuación 3.2.

$$\eta_{Total} = \eta_{turbo\ exp\ ansor} \times \eta_{Generador} \quad (3.2)$$

En este estudio se considera, según catálogo comercial de las empresas fabricantes de turboexpansores; los siguientes valores de eficiencia:

$$\eta_{Turbo\ exp\ ansor} = 0,85 .$$

$$\eta_{Generador} = 0,88 .$$

$$\eta_{Total} = 0,85 \times 0,88 = 0,75$$

Los siguientes parámetros de entrada los requiere el simulador “HySys” para el cálculo de trabajo y/o potencia:

- 1) Cromatografía de gas (la cromatografía varía para cada Sistema de Transporte).
- 2) Presión y Temperatura inicial,  $P_1$  y  $T_1$ .
- 3) Presión de salida,  $P_2$ .
- 4) Caudal y/o flujo másico.

### **3.2.1.3 Evaluación de turboexpansores y generadores de electricidad disponibles comercialmente.**

Se realizó una búsqueda global de fabricantes, proveedores y/o representantes comerciales de equipos turboexpansores (expansor – generador) y se logró contactar a cuatro (04) empresas fabricantes, ellas son: L.A. Turbine The Turboexpander company, General Electric (G.E) Turboexpander – Generators, Atlas Copco y Dresser Rand, las cuales son reconocidas a nivel mundial por la calidad en sus productos y servicios. Se

solicitó información técnica de los equipos turboexpansores disponibles (ver anexo 2) a estas empresas para conocer el desempeño de operación y su viabilidad de implantación en las redes de transporte y distribución de gas natural en Venezuela.

Acorde a la información recopilada, se estudia el comportamiento de la potencia que pueden generar los turboexpansores en función del caudal de entrada, y a su vez; se determina la ecuación que representa dicho comportamiento, esto con la finalidad de realizar tablas en donde se visualice la potencia que pueden generar dichos equipos para el rango de caudal considerado en este estudio.

#### **3.2.1.4 Desarrollo del programa computacional.**

Se basa en el desarrollo de un programa computacional que permita determinar la cantidad de energía eléctrica para diferentes variables operacionales, al programa se le asigna el nombre de “TurbexStudio”.

En esta fase, se selecciona el lenguaje de programación (Visual Basic 2.010) y se procede a elaborar el algoritmo de programación, se le solicita al usuario datos de entradas como: temperatura de entrada ( $T_1$ ), presión de entrada ( $P_1$ ), presión regulada y/o de salida ( $P_2$ ), caudal ( $Q$ ), factor de compresibilidad ( $Z$ ), peso molecular y densidad del gas. Una vez introducido estos datos por el usuario, el programa genera un reporte de resultados donde se muestra: potencia ( $W$ ) del turboexpansor que será la energía recuperada y/o aprovechable, tasa de energía requerida para calentar el gas ( $E$ ), selecciona y/o recomienda un(os) modelo(s) de expansor-generador comercial y de calentador de gas, este último sólo en el caso que la temperatura a la salida del turboexpansor sea inferior a la temperatura de formación de hidratos, y finalmente; realiza un estudio de la rentabilidad del proyecto.

La elaboración del programa consiste en introducir diversas ecuaciones, entre ellas: la ecuación 3.1 para el cálculo de potencia, la ecuación 2.10 para flujo isentrópico mostrada en el capítulo 2, esto con la finalidad de calcular una temperatura mínima de entrada ( $T_{1N}$ ) al equipo turboexpansor, de tal manera de garantizar; que la temperatura de salida ( $T_2$ ) de dicho equipo esté siempre por encima a la temperatura de formación de hidratos ( $T_H$ ) (ecuación 3.3 – correlación Hammerschmidt), [Fattah K, 2.004]. “Es importante mencionar que la caída de temperatura en una válvula de control puede estar alrededor de 273,6 – 273,8 K (32,81 °F – 33,08 °F) por cada 100 kPa (14,5 psig) mientras que en un equipo turboexpansor es mayor a 274,65 K – 275,15 K (34,7 °F – 35,6 °F) por cada 100 kPa (14,5 psig) dependiendo de la composición del gas” [Rahman M, 2.010]. Debido a la expansión del gas y al efecto Joule – Thomson que se origina en el turboexpansor, es probable la formación de hidratos, por tal razón, el programa determina si es necesario la instalación de un calentador de gas. Por otro lado, el caudal ( $Q$ ) que se le solicita al usuario, es un caudal a condiciones estándar (60°F y 14,7 psia), y el mismo; se debe convertir en caudal a condiciones operacionales ( $Q_{op}$ ) mediante la ecuación 3.4, con la finalidad de determinar el flujo molar y/o másico (ecuación 3.6).

$$T_H = 8,9P^{0,285} \quad (3.3)$$

Donde:

$T_H$ : Temperatura de formación de hidratos (°F).

P: Presión a la salida del turboexpansor (psig).

$$Q_{op} = Q_{sc} \times \frac{P_{sc}}{P_{op}} \times \frac{T_{op}}{T_{sc}} \times Z \quad (3.4)$$

Donde:

$Q_{op}$ : Caudal operacional ( $m^3/d$ ).

$Q_{sc}$ : Caudal condiciones estándar ( $m^3/d$ ).

$P_{sc}$ : Presión condición estándar (kPa).



Tsc: Temperatura condición estándar (R).  
 Pop: Presión condición operacional (kPa).  
 Top: Temperatura condición operacional (K).  
 Z: factor de compresibilidad (adm).

$$\rho_{gmolar} = \frac{\rho_g}{M_{wg}} \quad (3.5)$$

Donde:

$\rho_{gmolar}$  : Densidad del gas molar del gas natural (kgmol/ m<sup>3</sup>).

$\rho_g$  : Densidad del gas (kg/ m<sup>3</sup>).

Mwg: Peso molecular del gas (kg/kgmol).

$$\dot{m} = \frac{Qop}{24} \times \rho_{gmolar} \quad (3.6)$$

Donde:

$\dot{m}$  : Flujo molar (kgmol/h).

Qop: Caudal operacional (ft<sup>3</sup>/d).

24: factor de conversión de días a horas.

En la figura 3.5, se muestra un flujograma del programa computacional que tiene por nombre TurbexStudio. En el mismo, solicita al usuario los datos de entrada en unidades del Sistema Inglés (por defecto), sin embargo; existe la opción de cambiar al Sistema Internacional, seguidamente procede a calcular la temperatura de salida del turboexpansor (T<sub>2</sub>) y la compara con la temperatura de formación de hidratos (T<sub>H</sub>) que el mismo calcula, si T<sub>2</sub> > T<sub>H</sub> procede a realizar el cálculo de potencia y la evaluación económica. En caso contrario, si T<sub>2</sub> < T<sub>H</sub>, el programa procede a calcular la temperatura mínima (T<sub>MIN</sub>) para evitar formación de hidratos, una vez el programa calcule esta T<sub>MIN</sub> el mismo permite la opción al usuario de continuar trabajando con esa T<sub>MIN</sub> o el usuario la puede modificar por un valor de temperatura mayor (T<sub>1N</sub>) a la temperatura mínima (T<sub>MIN</sub>) que arrojó el programa y luego continúa con

el cálculo de potencia del turboexpansor, tasa de energía requerida por el calentador y evaluación económica, además; sugiere equipo(s) comercial(es) de calentador y turboexpansor.

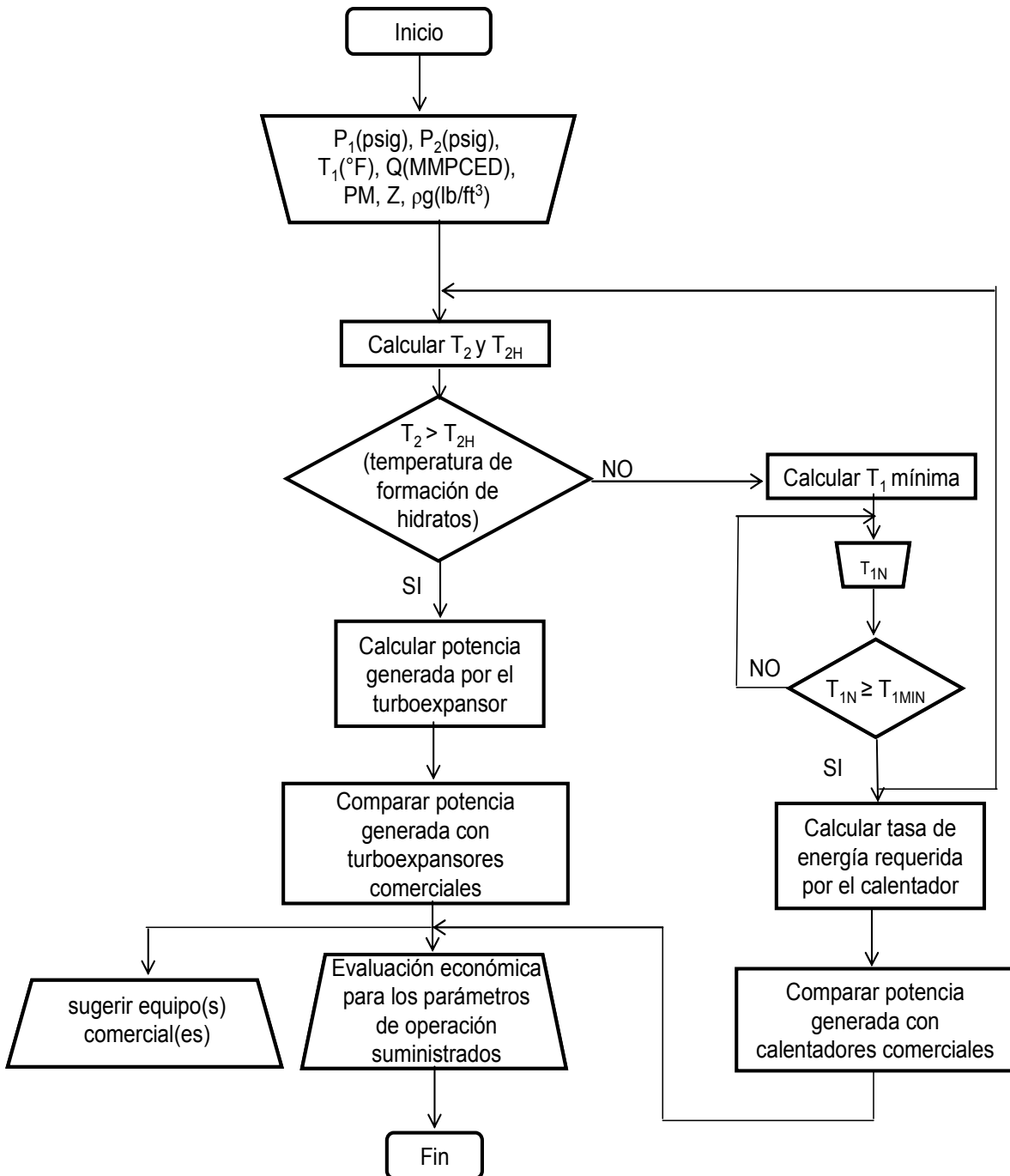


Figura 3.5 Flujoograma del programa TurbexStudio.

### 3.2.1.5 Determinación de la factibilidad económica de implantar un turboexpansor.

Se basa en la determinación costo estimado y de los indicadores económicos bajo las normativas PDVSA para la implantación de un (01) turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas, considerando los rangos de presión inicial ( $P_1$ ), presión regulada ( $P_2$ ), y caudal ( $Q$ ) en sistemas de transmisión y distribución de gas, establecidos en el inicio de este capítulo. Para la factibilidad del proyecto se tomó en cuenta los ingresos (ganancias) que se obtendría por kWh generados y calculado al precio promedio de la energía en el mercado internacional, y además; también se consideró las ganancias de combustible líquido (diesel) que actualmente consumen muchas plantas eléctricas para generación de electricidad, y que se podrían desplazar y/o ahorrar, con el propósito de colocar su venta en otros países al precio del mercado internacional. Adicionalmente, se realizan cuatro (04) casos de estudio de estaciones de regulación de presión en Venezuela donde se podría instalar un turboexpansor y el beneficio anual que éste generaría.

#### 3.2.1.5.1 Estimación de costo.

Se procede a determinar el estimado de costo del proyecto mediante el **Manual Estimación de Costo, clase V, vol. II Servicios Industriales y Facilidades Auxiliares de PDVSA bajo el N° MEC-300-03-02** y titulado “Turbina de Gas Generación y Accionamiento” (ver anexo 3). El mismo contiene información que permite obtener el estimado de costo total instalado (CTI), de facilidades para la generación de electricidad a través de turbinas que operen a gas. Cabe mencionar que este manual es usado actualmente en la industria petrolera.

Las mínimas inclusiones del conjunto formado por el turboexpansor – generador considerado para el estimado de costo, son:

- Turboexpansor – Generador eléctrico enfriado por aire.
- Sistema estándar de arranque del generador.
- Patín base.
- Cobertura.
- Conducto de entrada estándar.
- Conducto de salida estándar.
- Silenciador escape.
- Controles estándares.
- Baterías.
- Protecciones contra incendio.
- Caja de engranaje.
- Conexiado.
- Inspecciones.
- Pruebas y arranque.
- Fundaciones.
- Obras civiles complementarias.
- Suministro de instalación de tuberías, instrumentación y electricidad.
- Pinturas en talleres y en el sitio.
- Calentador de gas.
- Cualquier otro trabajo asociado a la instalación.

El costo total instalado (CTI) de un turboexpansor, viene dado por la ecuación 3.7.

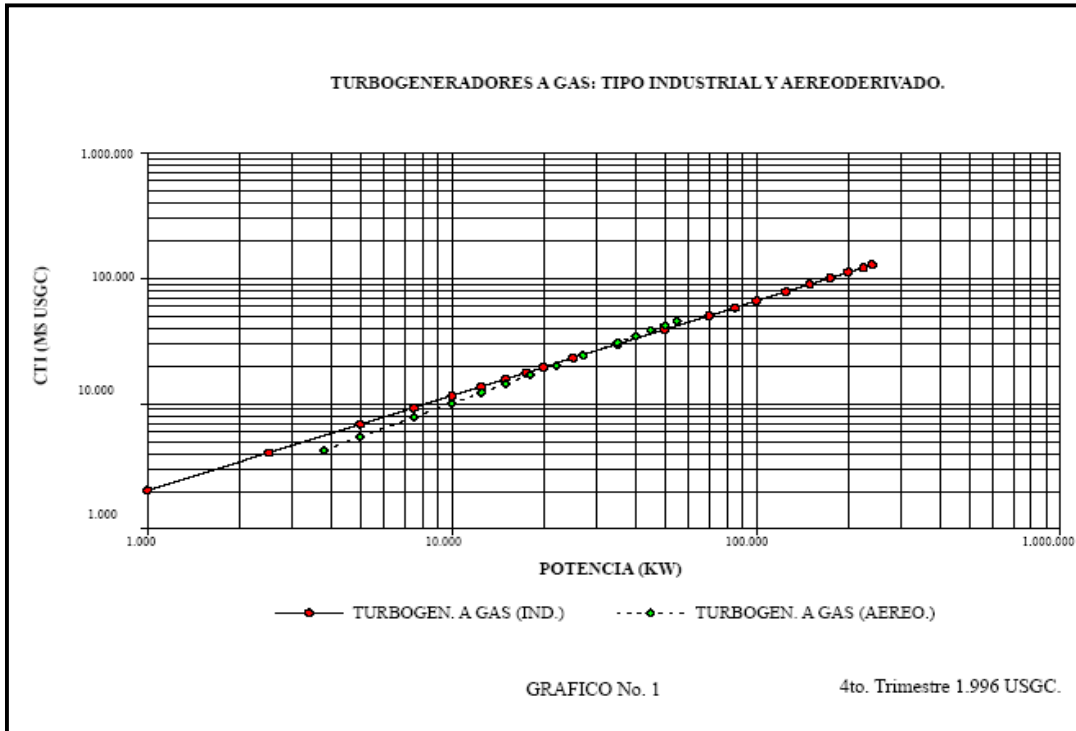
$$CTI = 2,81 * (\text{capacidad})^{0,89} \quad (3.7)$$

Donde:

CTI: Costo Total Instalado y viene dado en miles de dólares americanos (MUS\$).

Capacidad: Potencia generada (kW).

La figura 3.6 presenta la correlación costo vs capacidad, es decir el costo total instalado (instalado en la estación de regulación de presión) del turboexpansor con todas las inclusiones mencionadas anteriormente, acorde a la capacidad que éste pueda generar.



**Figura 3.6 Correlación costo vs capacidad. [Manual Estimación de Costo, 1.996].**

La figura 3.7 presenta el costo unitario instalado vs capacidad, es decir; el costo en dólares americanos que conlleva producir un kilovatio (1 kW) luego de su instalación.

**Nota:** La data de costos con la cual se generaron las correlaciones y curvas proviene directamente de fabricantes y proveedores. Esta data se validó con información disponible en las filiales operadoras de PDVSA.

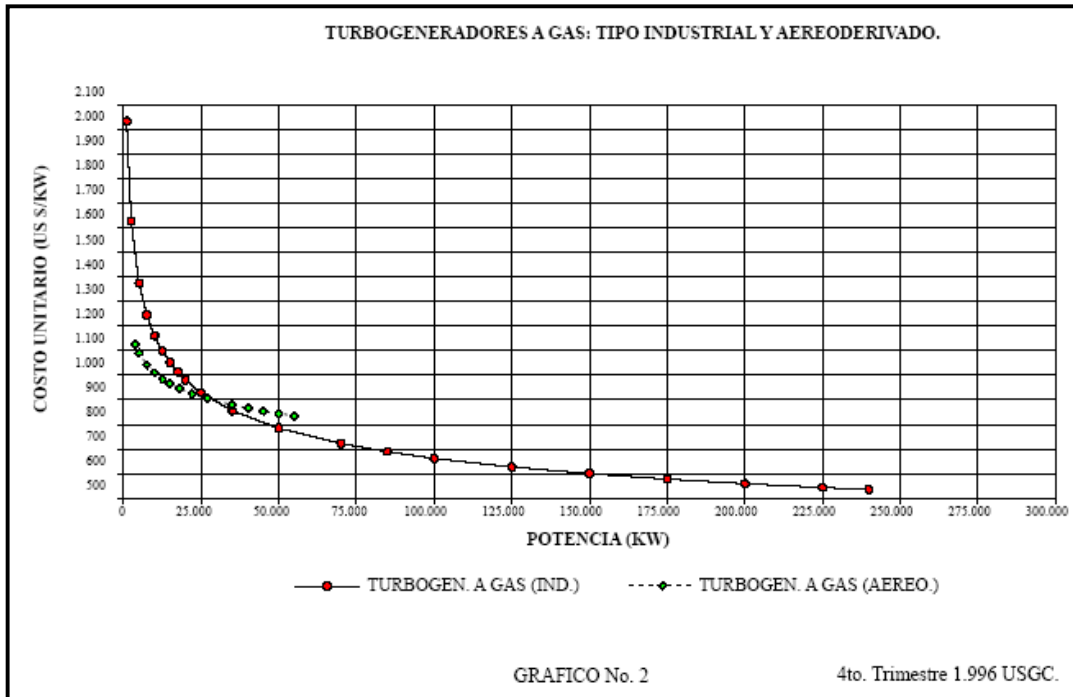


Figura 3.7 Correlación costo unitario instalado vs capacidad. [Manual Estimación de Costo, 1.996].

### 3.2.1.5.2 Evaluación económica.

Una vez obtenido el estimado de costo del proyecto, se procede a determinar la evaluación económica mediante la herramienta computacional Excel 2010. Se determina el valor de los indicadores económicos del proyecto, definiendo la ecuación de cada uno de ellos en este capítulo.

Las premisas a utilizar para el estudio de evaluación económica se basan en el Lineamiento de Evaluación Económica de Proyectos de Inversión Capital (LEEPIC) 2.015, el cual pertenece a PDVSA, y se basa en las siguientes consideraciones:

- Horizonte económico. 14 años.
- Tasa de descuento: 10%.

- Tasa Interna de Retorno (TIR) Mínima Esperada: 15%, Proyecto rentable.
- Valor Presente Neto (VPN): Mayor a cero (0), Proyecto Rentable.
- EI (Eficiencia de la Inversión): Mayor a cero (0), Proyecto Rentable.
- TP (Tiempo de pago / Período de recuperación): Mayor a cero (0), proyecto Rentable.
- Costos de Mantenimiento: 5% de la inversión directa.
- Costos de operación: 3% de la inversión directa. Este Porcentaje se encuentra dentro de lo establecido como estándar en el LEEPIC.
- Costo promedio internacional de energía: 0,092 US\$/kWh (Fuente: El precio de las energías - [www.soberania.org](http://www.soberania.org)).
- Costo del barril de combustible Diesel (Según LEEPIC 2015): 113,3 dólares americanos por barril (US\$/bbl).
- 25 kWh equivalen a un (01) barril de diesel (Según Gerencia de Infraestructura para el Sector Eléctrico de PDVSA Gas).
- Costo promedio de calentador de gas: hasta 1 MMUS\$.
- Tiempo de Depreciación del equipo (Según Código y Clasificación de Activos Fijo de PDVSA: Manual de Políticas de Depreciación): 14 años.
- Unidad monetaria para los cálculos de indicadores económicos: miles de dólares americanos (MUS\$).
- Año de aprobación del proyecto: 2014.
- Año base / Ejercicio del proyecto: 2015.
- Año inicio de operaciones del proyecto: 2016.
- ISLR: 34%.

Con la ecuación 3.8 se define matemáticamente el Valor Presente Neto:

$$VNP = FC_0 + \frac{FC_1}{(1+i)^2} \quad (3.8)$$

Donde:

VNP: Valor Presente Neto (MUS\$).

n: último periodo en que se espera un flujo de efectivo.

i: tasa de descuento (%/100).

FC<sub>f</sub> : Flujo Constante filial (MUS\$)

t: tiempo de Flujo de Caja (años).

Con la ecuación 3.9 se define la Tasa Interna de Retorno (TIR), como:

$$0 = -VPN + \frac{FE}{(1+TIR)^t} \quad (3.9)$$

Con la ecuación 3.10 se define la Eficiencia de la Inversión, como:

$$EI = \frac{FE}{I} \quad (3.10)$$

Donde:

EI: Eficiencia de la inversión (US\$/US\$).

I: Inversión total (MUS\$).

FE: Flujo de efectivo (excluyendo inversión y capital de trabajo) (US\$).

A continuación se muestran en las ecuaciones 3.11, 3.12, 3.13, 3.14 y 3.15, las definiciones que representan los cálculos necesarios para la determinación del Flujo de Caja.

$$\text{Depreciación} = \text{Inversión} / \text{vida útil.} \quad (3.11)$$

$$\text{Ingresos antes ISLR} = \text{Ingresos} - \text{Costo Operacional.} \quad (3.12)$$

$$\text{Ingresos después ISLR} = \text{Ingresos antes ISLR} - \text{ISLR.} \quad (3.13)$$

$$\text{Flujo constante filial} = \text{Ingresos después ISLR} - \text{Inversión.} \quad (3.14)$$



$$\text{Flujo constante nación} = \text{flujo constante filial} + \text{ISLR.} \quad (3.15)$$

### 3.3 Técnicas e instrumentos en la recolección de los datos.

Para el desarrollo de esta investigación es necesario utilizar herramientas que permitan recolectar la mayor cantidad de información necesaria, con el fin de obtener un conocimiento más amplio de la realidad de la problemática.

En la recolección de la información se utiliza la técnica de observación directa e indirecta. Directa, a propósito de observar y recoger información en campo e indirecta, mediante la utilización de instrumentos (programas computacionales) que permitirán conocer los parámetros operacionales con una mayor proximidad con la realidad.

Por la naturaleza del estudio, se requiere la recopilación documental, que se trata del acopio de los antecedentes relacionados con la investigación, catálogos de los equipos turboexpansores y generadores eléctricos por parte de las casas fabricantes, y la recopilación de campo, para la obtención de cromatografía y parámetros de operación como la presión y temperatura del gas.

El desarrollo de la herramienta computacional para el estudio del aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas natural, se realizó mediante el programa computacional "VISUAL BASIC 2.010", el cual es el instrumento que se seleccionó para la programación de dicha herramienta.

### **3.4 Población y Muestra.**

#### **3.4.1 Población o Universo de Estudio.**

Para Balestrini (1998) se entiende por población "...cualquier conjunto de elementos de los que se quiere conocer o investigar, alguna o algunas de sus características" (pág. 122).

En el caso objeto de estudio, la población la constituye los turboexpansores y generadores de electricidad para los sectores industrial y doméstico.

#### **3.4.2 Muestra.**

De la población señalada se tomará una muestra no probabilística, la cual según Hernández (1995) corresponde al "tipo de muestra cuya selección no depende de que todos tengan la misma probabilidad de ser elegidos, sino de la decisión de un investigador o grupo de encuestadores" (pág. 226). Esta muestra la integran cuatro (04) modelos expansores – generadores.

# CAPÍTULO 4

## *Desarrollo de la Investigación*

---

Este capítulo consiste en presentar los resultados obtenidos correspondientes al tema de investigación. Se describen los resultados finales del proyecto como lo es la herramienta “TurbexStudio v1.0”, donde se explica la funcionalidad, las aplicaciones y la interacción con el usuario.

### **4.1 Valores de los parámetros de operación en las estaciones de regulación de presión de gas natural en el país.**

Mediante el simulador Pipeline Studio se determinaron los valores aproximados de presión de llegada del gas a las principales Estaciones de Válvulas Automáticas (E.V.A) de cada sistema de transporte, que son en estas estaciones donde se encuentran en su mayoría las Estaciones de Regulación Primaria (E.R.P) y a su vez, mediante históricos de registros se obtuvieron valores de temperatura en ciertas E.V.A que poseen instrumento de medición de la misma.

A continuación en las tablas 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4 se muestran los resultados de los valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A de los principales Sistemas de Transporte del país.

- **Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto (AAO-BQTO).**

**Tabla 4.1a. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (Unidades Sistema Internacional).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Lazo EPA-N30	EPA	N11	66	4.482	5.171	5.171	307	311	316
	N11	N12	66	4.482	5.171	5.171	304	306	308
	N12	N13	66	4.482	5.171	5.171	301	303	305
	N13	N14	66	4.482	5.171	5.171	300	302	304
	N14	N15	66	4.482	5.171	5.171	299	301	304
	N15	N30	66	4.482	5.171	5.171	299	300	303
Nurgas EPA-N30	EPA	N11	76	5.171	5.861	6.067	307	311	316
	N11	N12	76	5.171	5.861	6.067	304	306	308
	N12	N13	76	5.171	5.861	6.067	301	303	305
	N13	N14	76	5.171	5.861	6.067	300	302	304
	N14	N15	76	5.171	5.861	6.067	299	301	304
	N15	N30	76	5.171	5.861	6.067	299	300	303
LANA EPA-N30	EPA	N11	91	5.171	5.861	6.067	307	311	316
	N11	N12	91	5.171	5.861	6.067	304	306	308
	N12	N13	91	5.171	5.861	6.067	301	303	305
	N13	N14	91	5.171	5.861	6.067	300	302	304
	N14	N15	91	5.171	5.861	6.067	299	301	304
	N15	N30	91	5.171	5.861	6.067	299	300	303
Nurgas N20-N30	N20	N22	30	3.447	5.861	6.205	301	303	304
	N22	N30	30	3.447	5.861	6.205	301	303	304
Lazo N20-N30	N20	N22	41	6.895	7.320	7.584	301	303	304
	N22	N30	41	6.895	7.320	7.584	301	303	304
Lazo N30-N50	N30	N31	66	4.482	5.171	5.171	300	301	303
	N31	N32	66	4.482	5.171	5.171	299	300	302
	N32	N33	66	4.482	5.171	5.171	299	300	301
	N33	N34	66	4.482	5.171	5.171	298	299	301
	N34	N35	66	4.482	5.171	5.171	298	299	300
	N35	N50	66	4.482	5.171	5.171	297	298	300
Nurgas N30-N50	N30	N31	76	5.171	5.861	6.067	300	301	303
	N31	N32	76	5.171	5.861	6.067	299	300	302
	N32	N33	76	5.171	5.861	6.067	299	300	301
	N33	N34	76	5.171	5.861	6.067	298	299	301
	N34	N35	76	5.171	5.861	6.067	298	299	300
	N35	N50	76	5.171	5.861	6.067	297	298	300
LANA N30-N50	N30	N31	91	5.171	5.861	6.067	300	301	303
	N31	N32	91	5.171	5.861	6.067	299	300	302
	N32	N33	91	5.171	5.861	6.067	299	300	301
	N33	N34	91	5.171	5.861	6.067	298	299	301

**Tabla 4.1a. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
LANA N30-N50	N34	N35	91	5.171	5.861	6.067	298	299	300
	N35	N50	91	5.171	5.861	6.067	297	298	300
Nurgas N50-N60	N50	N51	91	3.447	4.482	6.205	320	321	322
	N51	N52	91	3.447	4.482	6.205	316	318	319
	N52	N53	91	3.447	4.482	6.205	311	313	314
	N53	N54	91	3.447	4.482	6.205	303	304	305
Gasoducto N50 - Arichuna	N50	Guatopo	66	4.482	4.826	5.171	311	314	322
	Guatopo	Quiripital	66	4.482	4.826	5.171	302	303	305
	Quiripital	Veraniega	66	4.482	4.826	5.171	298	299	301
	Veraniega	Arichuna	66	4.482	4.826	5.171	297	299	300
Gasoducto Arichuna-Figueroa	Arichuna	Aeropuerto	66	3.447	4.482	5.171	297	298	299
	Aeropuerto	Caiza	66	3.447	4.482	5.171	296	297	298
	Caiza	Monteclaro	66	3.447	4.482	5.171	295	296	297
	Monteclaro	Mariposa	66	3.447	4.482	5.171	295	296	297
	Mariposa	Figueroa	66	3.447	4.482	5.171	295	296	297
Gasoducto Arichuna-Guarenas	Arichuna	La Raiza	25	3.792	4.482	5.171	298	299	300
	La Raiza	Sta. Teresa	25	3.792	4.482	5.171	298	299	300
	Sta. Teresa	Las Adjuntas	25	3.792	4.482	5.171	298	299	300
	Las Adjuntas	Guarenas	25	3.792	4.482	5.171	298	299	300
Lazo Arichuna-Cerro de Tejerías	Arichuna	La Cumaca	51	3.447	4.482	5.585	296	298	299
	La Cumaca	C. Tejerías	51	3.447	4.482	5.585	296	298	299
Gasoducto Arichuna-Guayas	Arichuna	La Cumaca	25	3.447	4.137	5.585	296	298	299
	La Cumaca	Guayas	25	3.447	4.137	5.585	296	298	299
Gasoducto Figueroa-Litoral	Figueroa	Mamera	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
	Mamera	El Junquito	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
	El Junquito	Km 18	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
	Km 18	Km 23	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
	Km 23	Km 30	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
	Km 30	Tacoa	51	3.103	3.792	5.171	293	295	297
Gasoducto Tejerías - Guacara	P. Negro	MANPA	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	MANPA	La Cabrera	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
Lazo Tejerías-Guacara	Tejerías	El Consejo	51	2.896	3.792	4.482	296	299	300
	El Consejo	Soco	51	2.896	3.792	4.482	296	299	300
	Soco	Zuata	51	2.896	3.792	4.482	296	299	300
	Zuata	La Encr.	51	2.896	3.792	4.482	296	299	300
	La Encr.	Turmero	51	2.896	3.792	4.482	296	299	300
	Turmero	P. Negro	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	P. Negro	MANPA	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298

**Tabla 4.1a. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Lazo Tejerías-Guacara	MANPA	La Cabrera	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	La Cabrera	Mariara	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	Mariara	Sta. Clara	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	Sta. Clara	San Joaquín	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298
	San Joaquín	Guacara	51	2.896	3.792	4.482	295	296	298

**Tabla 4.1b. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (Unidades Sistema Inglés).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Lazo EPA-N30	EPA	N11	26	650	750	750	93	100	110
	N11	N12	26	650	750	750	88	92	95
	N12	N13	26	650	750	750	83	86	90
	N13	N14	26	650	750	750	80	84	88
	N14	N15	26	650	750	750	79	82	87
	N15	N30	26	650	750	750	79	81	85
Nurgas EPA-N30	EPA	N11	30	750	850	880	93	100	110
	N11	N12	30	750	850	880	88	92	95
	N12	N13	30	750	850	880	83	86	90
	N13	N14	30	750	850	880	80	84	88
	N14	N15	30	750	850	880	79	82	87
	N15	N30	30	750	850	880	79	81	85
LANA EPA-N30	EPA	N11	36	750	850	880	93	100	110
	N11	N12	36	750	850	880	88	92	95
	N12	N13	36	750	850	880	83	86	90
	N13	N14	36	750	850	880	80	84	88
	N14	N15	36	750	850	880	79	82	87
	N15	N30	36	750	850	880	79	81	85
Nurgas N20-N30	N20	N22	12	500	850	900	82	85	88
	N22	N30	12	500	850	900	82	85	88
Lazo N20-N30	N20	N22	16	1.000	1.050	1.100	82	85	88
	N22	N30	16	1.000	1.050	1.100	82	85	88
Lazo N30-N50	N30	N31	26	650	750	750	80	82	85
	N31	N32	26	650	750	750	79	81	84
	N32	N33	26	650	750	750	78	80	83
	N33	N34	26	650	750	750	77	79	82
	N34	N35	26	650	750	750	76	78	81
	N35	N50	26	650	750	750	75	77	80

**Tabla 4.1b. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Nurgas N30-N50	N30	N31	30	750	850	880	80	82	85
	N31	N32	30	750	850	880	79	81	84
	N32	N33	30	750	850	880	78	80	83
	N33	N34	30	750	850	880	77	79	82
	N34	N35	30	750	850	880	76	78	81
	N35	N50	30	750	850	880	75	77	80
LANA N30-N50	N30	N31	36	750	850	880	80	82	85
	N31	N32	36	750	850	880	79	81	84
	N32	N33	36	750	850	880	78	80	83
	N33	N34	36	750	850	880	77	79	82
	N34	N35	36	750	850	880	76	78	81
	N35	N50	36	750	850	880	75	77	80
Nurgas N50-N60	N50	N51	36	500	650	900	116	118	120
	N51	N52	36	500	650	900	110	112	114
	N52	N53	36	500	650	900	101	104	106
	N53	N54	36	500	650	900	85	87	90
Gasoducto N50 - Arichuna	N50	Guatopo	26	650	700	750	100	105	120
	Guatopo	Quiripital	26	650	700	750	84	86	90
	Quiripital	Veraniega	26	650	700	750	77	79	83
	Veraniega	Arichuna	26	650	700	750	75	78	81
Gasoducto Arichuna-Figueroa	Arichuna	Aeropuerto	26	500	650	750	75	77	79
	Aeropuerto	Caiza	26	500	650	750	73	75	77
	Caiza	Monteclaro	26	500	650	750	72	73	75
	Monteclaro	Mariposa	26	500	650	750	71	73	75
	Mariposa	Figueroa	26	500	650	750	71	73	75
Gasoducto Arichuna-Guarenas	Arichuna	La Raiza	10	550	650	750	77	79	80
	La Raiza	Sta. Teresa	10	550	650	750	77	79	80
	Sta. Teresa	Las Adjuntas	10	550	650	750	77	79	80
	Las Adjuntas	Guarenas	10	550	650	750	77	79	80
Lazo Arichuna-Cerro de Tejerias	Arichuna	La Cumaca	20	500	650	810	73	77	79
	La Cumaca	C. Tejerias	20	500	650	810	73	77	79
Gasoducto Arichuna-Guayas	Arichuna	La Cumaca	10	500	600	810	73	77	79
	La Cumaca	Guayas	10	500	600	810	73	77	79
Gasoducto Figueroa-Litoral	Figueroa	Mamera	20	450	550	750	68	72	75
	Mamera	El Junquito	20	450	550	750	68	72	75
	El Junquito	Km 18	20	450	550	750	68	72	75
	Km 18	Km 23	20	450	550	750	68	72	75
	Km 23	Km 30	20	450	550	750	68	72	75
	Km 30	Tacoa	20	450	550	750	68	72	75

**Tabla 4.1b. Valores de los parámetros de operación obtenidos en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-BQTO (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto Tejerías - Guacara	P. Negro	MANPA	20	420	550	650	72	74	76
	MANPA	La Cabrera	20	420	550	650	72	74	76
Lazo Tejerías-Guacara	Tejerías	El Consejo	20	420	550	650	74	78	80
	El Consejo	Soco	20	420	550	650	74	78	80
	Soco	Zuata	20	420	550	650	74	78	80
	Zuata	La Encr.	20	420	550	650	74	78	80
	La Encr.	Turmero	20	420	550	650	74	78	80
	Turmero	P. Negro	20	420	550	650	72	74	76
	P. Negro	MANPA	20	420	550	650	72	74	76
	MANPA	La Cabrera	20	420	550	650	71	73	76
	La Cabrera	Mariara	20	420	550	650	71	73	76
	Mariara	Sta. Clara	20	420	550	650	71	73	76
	Sta. Clara	San Joaquín	20	420	550	650	71	73	76
San Joaquín	Guacara	20	420	550	650	71	73	76	

En la tabla 4.1, se observa que en el tramo EPA (Estación Principal Anaco) -Altagracia (N50) es donde se obtienen los valores de presiones y temperaturas más altos con respecto a los otros tramos de tuberías, esto se debe a la cercanía a la planta de extracción (planta compresora) San Joaquín que descarga hacia EPA. Sin embargo, en el Lazo Ø26" de E.P.A-N50 la presión máxima que se alcanza es de 5.171 kPa (750 psig), esto se debe a que existe una regulación de esta tubería en E.P.A.

No obstante, en los tramos de Altagracia (N50) – Arichuna y Arichuna - Guarenas, existe un incremento de presión en Altagracia debido a la existencia de la Planta Compresora Altagracia (PCA), la cual descarga hacia ese tramo de tubería (el norte del país) a una presión máxima de 5.171 kPa (750 psig) por ende la temperatura se incrementa también. La otra descarga de la Planta Compresora Altagracia corresponde al tramo de tubería Altagracia (N50) – Guacara (N65), alcanzando una presión máxima de 6.206 kPa (900 psig), es por tal razón; que se alcanzan valores de presión superior al tramo de tubería Altagracia – Arichuna. El tramo de tubería Figueroa –



Litoral se alcanzan valores máximo de presión de 5.171 kPa (750 psig) y 297 K (75 °F) de temperatura mientras que el tramo Tejerías – Guacara, la máxima presión alcanzada es de 4.482 kPa (650 psig) debido a una regulación existente en Tejerías y se logra obtener una temperatura mínima de 295 K (71 °F) siendo ésta inferior con respecto a otros tramos de tuberías, esto debido al efecto termodinámico (Joule Thomson's) de disminución de temperatura que ocurre en la expansión del gas cuando este se disminuye la presión por un dispositivo (regulador). El tramo Guacara – El Palito se alcanzan valores de presión promedio de 4.482 kPa (650 psig) y 298 K (77 °F) de temperatura tanto en el Gasoducto como en el Lazo, esto es debido que es alimentado de la descarga de 6.206 kPa (900 psig) de la Planta Compresora Altagracia.

Por otro lado, en Morón existe otra Planta Compresora de Gas una descarga que va hacia el tramo de tubería Morón – Río Seco (ICO) a una presión máxima de 8.274 kPa (1.200 psig) y una temperatura máxima de 314 K (105 °F), mientras que el otro gasoducto va hacia la Estación Terminal Barquisimeto (ETB) con una presión máxima (regulada) de 5.171 kPa (750 psig) y una temperatura promedio de 299K (78°F) tanto al Lazo Ø16” como al Gasoducto Ø10”.

- ***Sistema de Transporte Anaco – Puerto Ordaz (AAO-PTO).***

Este Sistema de Transporte nace en la Estación Principal Anaco (E.P.A) y consta principalmente de un Gasoducto de Ø20” y un Lazo de Ø26”, además; actualmente existe una ampliación a dicho sistema, denominado “Ampliación del Sistema Anaco Puerto Ordaz” (ASAPO) entre los tramos: Soto – West Lejos y Mamo – PTO. En la tabla 4.2, se muestran los resultados de los valores de presión y temperatura obtenidos en este sistema de transporte.

**Tabla 4.2a. Valores de los parámetros de operación en las E.V.A del Sist.  
Transp. AAO-PTO (Unidades Sistema Internacional).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto EPA-Dación	EPA	Soto	51	4.964	5.723	6.067	307	309	311
	Soto	Güico	51	4.964	5.723	6.067	298	299	303
	Güico	Dación	51	4.964	5.723	6.067	298	299	303
Lazo EPA-Dación	Anaco	Soto	66	4.964	5.723	6.067	307	309	311
	Soto	Güico	66	4.964	5.723	6.067	298	299	303
	Güico	Dación	66	4.964	5.723	6.067	298	299	303
Gasoducto Dación - Macapaima	Dación	W. Lejos	51	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	W. Lejos	Morichal	51	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	Morichal	Mamo	51	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	Mamo	Macapaima	51	4.964	5.723	6.067	298	299	300
Lazo Dación - Macapaima	Dación	W. Lejos	66	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	W. Lejos	Morichal	66	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	Morichal	Mamo	66	4.964	5.723	6.067	298	299	300
	Mamo	Macapaima	66	4.964	5.723	6.067	298	299	300
Gdto. Macapaima-PTO	Macapaima	PTO	51	3.103	4.275	5.171	299	300	301
Lazo Macapaima-PTO	Macapaima	PTO	51	3.103	4.275	5.171	299	300	301
ASAPO Soto-W. Lejos	Soto	Güico	91	4.964	5.861	6.205	299	300	301
	Güico	Dación	91	4.964	5.861	6.205	299	300	301
	Dación	W. Lejos	91	4.964	5.861	6.205	299	300	301
ASAPO Mamo-PTO	Mamo	Macapaima	91	4.964	5.723	6.067	299	300	301
	Macapaima	PTO	91	3.103	4.275	5.171	299	300	301

**Tabla 4.2b. Valores de los parámetros de operación en las E.V.A del Sist.  
Transp. AAO-PTO (Unidades Sistema Inglés).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto EPA-Dación	EPA	Soto	20	720	830	880	93	96	100
	Soto	Güico	20	720	830	880	76	79	85
	Güico	Dación	20	720	830	880	76	79	85
Lazo EPA-Dación	Anaco	Soto	26	720	830	880	93	96	100
	Soto	Güico	26	720	830	880	76	79	85
	Güico	Dación	26	720	830	880	76	79	85
Gasoducto Dación - Macapaima	Dación	W. Lejos	20	720	830	880	77	78	80
	W. Lejos	Morichal	20	720	830	880	77	78	80
	Morichal	Mamo	20	720	830	880	77	78	80
	Mamo	Macapaima	20	720	830	880	77	78	80
Lazo Dación - Macapaima	Dación	W. Lejos	26	720	830	880	77	78	80
	W. Lejos	Morichal	26	720	830	880	77	78	80

**Tabla 4.2b. Valores de los parámetros de operación en las E.V.A del Sist. Transp. AAO-PTO (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Lazo Dación - Macapaima	Morichal	Mamo	26	720	830	880	77	78	80
	Mamo	Macapaima	26	720	830	880	77	78	80
Gdto. Macapaima-PTO	Macapaima	PTO	20	450	620	750	79	81	83
Lazo Macapaima-PTO	Macapaima	PTO	20	450	620	750	79	81	83
ASAPO Soto-W. Lejos	Soto	Güico	36	720	850	900	78	80	82
	Güico	Dación	36	720	850	900	78	80	82
	Dación	W. Lejos	36	720	850	900	78	80	82
ASAPO Mamo-PTO	Mamo	Macapaima	36	720	830	880	78	80	82
	Macapaima	PTO	36	450	620	750	78	80	82

La presión inicia desde 6.067 kPa (880 psig) como valor máximo en el Gasoducto de Ø20” y Lazo de Ø26”, luego desciende hasta 4.964 kPa (720 psig) como valor mínimo de presión reportado.

Por otro lado, en el tramo Soto – West Lejos, se logra alcanzar una presión máxima de 6.206 kPa (900 psig), esto debido a las fuentes y/o aportes de gas que existen a lo largo del sistema de transporte, específicamente en el recorrido de ese tramo (aguas arriba y aguas abajo), entre ellos se tienen las empresas mixtas: PETROPIAR, PETROMONAGAS y Ddto. Morichal.

- **Sistema de Transporte Anaco – Jose – Puerto La Cruz (AAO-JOS-PLC).**

Este sistema de Transporte lo conforma un Gasoducto que inicia en el criogénico de San Joaquín (CSJ) y culmina en Refinería Puerto La Cruz (RPLC), además de un Lazo que inicia también en CSJ y culmina en el Complejo Jose Antonio Anzoátegui (Jose). En la tabla 4.3 se muestran los resultados de los valores de presión y temperatura de las EVA que conforman dicho Sistema de Transporte.

Para el Gasoducto de Ø20” que inicia en el criogénico de San Joaquín (CSJ) hasta Crucero de Maturín (CMT), se obtiene una presión máxima de descarga de la planta de 6.067 kPa (880 psig) y una presión mínima de 4.137 kPa (600 psig), de igual manera; se obtienen valores similares de presión en el Gasoducto de Ø16” desde CMT hasta Refinería de Puerto La Cruz (PLC). En el tramo de tubería Naricual – UDO, se encuentra regulada la presión a 4.137 kPa (650 psig), obteniéndose un valor mínimo de 2.896 kPa (420 psig).

**Tabla 4.3a. Valores de los parámetros de operación en las E.V.A del Sist.  
Transp. AAO-JOS-PLC (Unidades Sistema Internacional).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto Criogénico San Joaquín - Crucero de Maturín	CSJ	R. Anaco	51	4.137	5.861	6.067	304	305	316
	R.Anaco	Carrizal	51	4.137	5.861	6.067	301	303	308
	Carrizal	C.Maturin	51	4.137	5.861	6.067	300	301	302
Gasoducto Crucero de Maturín- Refinería PLC	C.Maturin	Curataq	41	4.137	5.861	6.067	299	300	301
	Curataq	C.Barbacoas	41	4.137	5.861	6.067	296	297	298
	C.Barbacoas	Naricual	41	4.137	5.861	6.067	295	298	299
	Naricual	UDO	41	2.896	3.792	4.482	293	295	296
	UDO	Ref.PLC	41	2.896	3.792	4.482	293	295	296
Lazo Criogénico de San Joaquín - Jose	CSJ	R.Anaco	66	5.516	5.861	6.067	304	305	306
	R.Anaco	Carrizal	66	5.516	5.861	6.067	303	304	305
	Carrizal	C.Maturin	66	5.516	5.861	6.067	302	304	305
	C.Maturin	Curataq.	66	5.516	5.861	6.067	301	303	304
	Curataq.	C.Barbacoas	66	5.516	5.861	6.067	300	301	303
	C.Barbacoas	L.Potocos	66	5.516	5.861	6.067	299	300	301
	L.Potocos	Jose	66	5.516	5.861	6.067	299	300	300
Gasoducto Barbacoa - Jose	Barbacoas	L.Potocos	30	5.516	5.861	6.067	298	300	301
	L.Potocos	Jose	30	5.516	5.861	6.067	295	296	298
ASAJ San Joaquín - Barbacoas II	ESJ	SMT	91	5.516	5.861	6.067	301	303	304
	SMT	CMT II	91	5.516	5.861	6.067	300	301	303
	CMT II	BA II	91	5.516	5.861	6.067	299	300	301
Lazo CMT II - CMT	CMT II	CMT	66	5.516	5.861	6.067	298	300	302

**Tabla 4.3b. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist.  
Transp. AAO-JOS-PLC (Unidades Sistema Inglés).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulgada)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto Criogénico San Joaquín - Crucero de Maturín	CSJ	R. Anaco	20	600	850	880	88	90	110
	R.Anaco	Carrizal	20	600	850	880	82	85	95
	Carrizal	C.Maturin	20	600	850	880	80	82	84
Gasoducto Crucero de Maturín-Refinería PLC	C.Maturin	Curataq	16	600	850	880	79	81	83
	Curataq	C.Barbacoas	16	600	850	880	74	75	77
	C.Barbacoas	Naricual	16	600	850	880	72	76	78
	Naricual	UDO	16	420	550	650	68	71	73
	UDO	Ref.PLC	16	420	550	650	68	71	73
Lazo Criogénico de San Joaquín - Jose	CSJ	R.Anaco	26	800	850	880	87	90	92
	R.Anaco	Carrizal	26	800	850	880	85	88	90
	Carrizal	C.Maturin	26	800	850	880	84	87	90
	C.Maturin	Curataq.	26	800	850	880	83	85	87
	Curataq.	C.Barbacoas	26	800	850	880	81	83	85
	C.Barbacoas	L.Potocos	26	800	850	880	79	81	82
	L.Potocos	Jose	26	800	850	880	78	80	81
Gasoducto Barbacoa - Jose	Barbacoas	L.Potocos	12	800	850	880	76	80	83
	L.Potocos	Jose	12	800	850	880	71	74	76
ASAJ San Joaquín - Barbacoas II	ESJ	SMT	36	800	850	880	83	85	87
	SMT	CMT II	36	800	850	880	81	83	85
	CMT II	BA II	36	800	850	880	79	81	82
Lazo CMT II - CMT	CMT II	CMT	26	800	850	880	77	80	84

Por otro lado, se tiene el Lazo de Ø26” que corresponde al tramo de CSJ – Jose, debido a que éste nace en la descarga de la planta de CSJ, se obtiene un valor máximo a la descarga de 6.067 kPa (880 psig) y un valor mínimo y/o de llegada a Jose de 5.585 kPa (810 psig), siendo 5.861 kPa (850 psig) el valor promedio en ese tramo.

- En la ampliación del Sistema Anaco – Jose (ASAJ), específicamente en el tramo de CSJ – Barbacoas II, de igual manera se mantiene la

presión de la descarga como valor máximo y una temperatura de 304 K (87 °F) como valor máximo también.

- **Sistema de Transporte Ulé – Amuay.**

Este Sistema de Transporte Ulé – Amuay lo conforman un Lazo y Gasoducto, el cual; inicia en el km 0 (Ulé) y finaliza en el km 217 (Amuay). En la tabla 4.4 se muestran los resultados de los valores de presión y temperatura en las EVA que conforman dicho sistema de transporte.

**Tabla 4.4a. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist. Transp. Ulé – Amuay (Unidades Sistema Internacional).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto Ulé - Amuay	km 0	km 18	41	6.895	7.239	7.584	306	308	311
	km 18	km 30	41	6.895	7.171	7.446	306	308	310
	km 30	km 47	41	6.826	7.102	7.377	306	307	308
	km 47	km 77	41	6.688	6.964	7.239	303	304	306
	km 77	km 95	41	6.343	6.826	7.102	301	303	305
	km 95	km 105	41	6.205	6.550	7.033	301	303	304
	km 105	km 120	41	6.136	6.343	6.895	300	302	303
	km 120	km 134	41	5.998	6.274	6.826	300	301	303
	km 134	km 158	41	5.964	6.205	6.757	301	301	302
	km 158	km 186	41	5.792	6.157	6.695	301	301	302
	km 186	km 190	41	5.743	6.102	6.653	299	300	301
	km 190	km 215	41	5.654	5.998	6.550	298	300	301
km 215	km 217	41	5.550	5.867	6.412	298	300	301	
km 217	km 230	41	5.447	5.792	6.274	298	299	300	
Lazo Ulé - Amuay	km 0	km 18	51	6.895	7.239	7.584	306	308	311
	km 18	km 30	51	6.895	7.171	7.446	306	308	310
	km 30	km 47	51	6.826	7.102	7.377	306	307	308
	km 47	km 77	51	6.688	6.964	7.239	303	304	306
	km 77	km 95	51	6.343	6.826	7.102	301	303	305
	Km 95	km 105	51	6.205	6.550	7.033	301	303	304
	km 105	km 120	51	6.136	6.343	6.895	300	302	303
	km 120	km 134	51	5.998	6.274	6.826	300	301	303
km 134	km 158	51	5.964	6.205	6.757	301	301	302	
km 158	km 186	51	5.792	6.157	6.695	301	301	302	

**Tabla 4.4a. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist.  
Transp. Ulé – Amuay (continuación).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (cm)	Presión de Operación (kPa)			Temperatura del Gas (K)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Lazo Ulé - Amuay	km 186	km 190	51	5.743	6.102	6.653	299	300	301
	km 190	km 215	51	5.654	5.998	6.550	298	300	301
	km 215	km 217	51	5.550	5.867	6.412	298	300	301
	km 217	km 230	51	790	5.792	6.274	298	299	300

**Tabla 4.4b. Valores de los parámetros de operación en las EVA del Sist.  
Transp. Ulé – Amuay (Unidades Sistema Inglés).**

Tuberías	E.V.A de inicio	E.V.A de Final	Diámetro (pulg)	Presión de Operación (psig)			Temperatura del Gas (°F)		
				Mín.	Nor.	Máx.	Mín.	Nor.	Máx.
Gasoducto Ulé - Amuay	km 0	km 18	16	1.000	1.050	1.100	92	95	100
	km 18	km 30	16	1.000	1.040	1.080	92	95	98
	km 30	km 47	16	990	1.030	1.070	91	93	95
	km 47	km 77	16	970	1.010	1.050	85	87	92
	km 77	km 95	16	920	990	1.030	83	85	89
	km 95	km 105	16	900	950	1.020	83	85	87
	km 105	km 120	16	890	920	1.000	81	84	86
	km 120	km 134	16	870	910	990	80	82	85
	km 134	km 158	16	865	900	980	82	83	84
	km 158	km 186	16	840	893	971	82	83	84
	km 186	km 190	16	833	885	965	78	81	82
	km 190	km 215	16	820	870	950	77	81	82
	km 215	km 217	16	805	851	930	77	81	82
	km 217	km 230	16	790	840	910	77	79	81
Lazo Ulé - Amuay	km 0	km 18	20	1.000	1.050	1.100	92	95	100
	km 18	km 30	20	1.000	1.040	1.080	92	95	98
	km 30	km 47	20	990	1.030	1.070	91	93	95
	km 47	km 77	20	970	1.010	1.050	85	87	92
	km 77	km 95	20	920	990	1.030	83	85	89
	Km 95	km 105	20	900	950	1.020	83	85	87
	km 105	km 120	20	890	920	1.000	81	84	86
	km 120	km 134	20	870	910	990	80	82	85
	km 134	km 158	20	865	900	980	82	83	84
	km 158	km 186	20	840	893	971	82	83	84
	km 186	km 190	20	833	885	965	78	81	82
	km 190	km 215	20	820	870	950	77	81	82
	km 215	km 217	20	805	851	930	77	81	82
	km 217	km 230	20	790	840	910	77	79	81

En el km 0, los valores de presión 7.585 kPa (1.100 psig) y temperatura 311 K (100 °F) son los más altos debido a que se encuentran a la descarga de la Planta de Fraccionamiento Ulé, en la misma se puede observar que la presión y temperatura van descendiendo hasta llegar al km 217 (Amuay) con 5.447 kPa (790 psig) y 298 K (77 °F) como valores mínimo de presión y temperatura, esto es de esperarse debido a la fricción que existe dentro de la tubería.

El rango de presión de operación en los Sistemas de Transporte estudiados oscila entre 2.896 kPa (420 psig) y 7.584 kPa (1.100 psig). De igual manera, la temperatura del gas se encuentra entre 293,15 K (68 °F) y 322 K (120 °F). Por otro lado, es importante mencionar el rango de valores de las propiedades del gas natural comúnmente conocidos en los sistemas de transporte y distribución, y que se consideran en el desarrollo de la herramienta computacional, entre ellas: peso molecular (PM: entre 17 y 24 kg/kgmol), factor de compresibilidad (Z: entre 0,1 y 1) y densidad del gas ( $\rho_g$ : entre 8 y 72 kg/m<sup>3</sup>).

#### **4.2 Cantidad de energía realmente aprovechable.**

A continuación se presentan los resultados de la potencia generada por un turboexpansor genérico, obtenidos mediante el simulador HySys para las diferentes presiones de entradas ( $P_1$ ), presión de regulación ( $P_2$ ) y caudal de operación. Cabe mencionar que los valores de potencia, presión y caudal se muestran en unidades del Sistema Internacional y Sistema Inglés. Las unidades de caudales están dadas en millones de metros cúbicos estándar días (MMMCED) y millones de pies cúbicos estándar días (MMPCED).

En esta sección se muestran algunos resultados obtenidos de potencia y temperatura de salida ( $T_2$ ) para valores de relación de presión entre 2,91 y 9,16, caudal entre 0,14 MMMCED (5 MMPCED) y 14,16



MMPCED (500 MMPCED), manteniendo una temperatura de entrada ( $T_1$ ) promedio de 305,37 K (90°F).

La cromatografía del gas a utilizar corresponde a la de los diferentes Sistemas de Transporte, en donde existe un gran porcentaje de gas metano y/o gas residual. Es importante resaltar que debido a la similitud de alto contenido de gas metano (80%) con la cromatografía de los sistemas de transporte (ver anexo 4), no existe variación en el resultado de potencia generada por el equipo turboexpansor mediante el simulador HySys en caso de utilizar cromatografías de gas de uno u otro sistemas de transporte. Por lo tanto, para simplificar resultados, la cromatografía del gas utilizada fue la del Sistema Anaco – Barquisimeto debido a que es el sistema de transporte de mayor longitud y de mayor cantidad de estaciones de regulación.

En la tabla 4.5, se muestran la cromatografía de gas del Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto en condición normal de operación y contingencia.

Se considera en este estudio:

Condición de Operación Normal: Todo los trenes de extracción de líquidos del CSJ están funcionando con normalidad.

Parada de tren en Santa Bárbara Extracción (contingencia): Deja de funcionar un tren de extracción en el Complejo de Santa Bárbara, mezclando así el gas rico que no puede ser procesado con el gas seco o residual, proveniente de los trenes operativos.

Parada de tren en San Joaquín Extracción (contingencia): Deja de funcionar un tren en el Complejo de San Joaquín, mezclando así el gas rico

que no puede ser procesado con el gas seco o residual, proveniente de los trenes operativos.

**Tabla 4.5. Cromatografía de Gas del Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto.**

Sistema Anaco-Barquisimeto							
COMPONENTES	UNIDAD	LIMITE	COVENIN	RESOLUCIÓN	Condicion de	Parada de Tren en	Parada de Tren
			3568-2:2000	162 MENPET	Operación	Santa Barbara	en San Joaquin
					Normal	Extracción	Extracción
NITROGENO	% mol	MAX	1,00	1,00	0,081	0,038	0,096
CO2	% mol	MAX	8,50	2,00	6,857	6,837	6,903
METANO	% mol	MIN	80,00	80,00	85,108	84,132	84,281
ETANO	% mol	MAX	12,00	12,00	7,279	7,274	6,960
PROPANO	% mol	MAX	3,00	3,00	0,447	0,939	1,017
I-BUTANO	% mol	--	--	--	0,052	0,182	0,201
N-BUTANO	% mol	--	--	--	0,069	0,265	0,277
I-PENTANO	% mol	--	--	--	0,051	0,114	0,104
N-PENTANO	% mol	--	--	--	0,019	0,073	0,061
HEXANO	% mol	--	--	--	0,020	0,126	0,054
HEPTANO	% mol	--	--	--	0,010	0,010	0,029
OCTANO	% mol	--	--	--	0,008	0,008	0,017
NONANO	% mol	--	--	--	0,000	0,000	0,001
DECANO	% mol	--	--	--	0,000	0,000	0,000
UNDECANO MAS PESADOS	% mol	--	--	--	0,000	0,000	0,000
H2S	ppmv	MAX	12,00	4,16	11,139	11,139	11,318
AGUA	Lb/MMPCE	MAX	7,00	5,62	2,247	2,247	11,080
MERCURIO	µg/Nm3	MAX	--	<b>0,010</b>	0,000	0,000	0,000
GPM	Adm	--	--	--	0,204	0,530	0,536
PODER CALORIFICO	BTU/PC	--	--	--	1008,379	1031,252	1027,439
GRAV. ESPECIFICA	Adm	--	--	--	0,664	0,678	0,677
PESO MOLECULAR	Adm	--	--	--	19,237	19,642	19,620
C4+	% mol	MAX	1,50	1,50	0,229	0,780	0,743
C5+	% mol	--	--	--	0,108	0,332	0,266
C6+	% mol	--	--	--	0,038	0,145	0,101

Para el cálculo de la energía realmente aprovechable, se consideró como criterio, un consumo fijo o caudal máximo de gas de clientes de gran consumo (clientes industriales) y no para caudal variable, es decir; el resultado que arroja el simulador HySys es para un caudal de entrada dado o demanda máxima de consumo por parte del contrato del cliente, también conocido como Obligación Máxima de Entrega Mensual (OMEM) y para un valor de presión inicial y un valor de presión a regular conocido.

Como se mencionó en el capítulo anterior, para determinar la potencia del equipo turboexpansor, se consideró una eficiencia combinada del equipo de 0,85 debido a que es el valor de eficiencia que considera la mayoría de los fabricantes de turboexpansores, además; el programa (simulador HySys)

para calcular la potencia emplea la ecuación de primera ley de la termodinámica tomando como “Sistema” el equipo turboexpansor (ecuación 3.1).

A continuación, se elabora un ejercicio como ejemplo para determinar la potencia que genera un turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas natural mediante el simulador HySys.

### Premisas:

- Presión de entrada al turboexpansor: 2.151 kPa (312 psig).
- Presión regulada: 827,37 kPa (120 psig).
- Caudal: 1,104 MMMCED (39 MMPCED).
- Temperatura del gas a la entrada del turboexpansor: 305,3 K (90 °F).

Se realiza un Diagrama de Flujo de Procesos donde se indica una corriente de gas de “entrada”, un equipo turboexpansor y una corriente de salida llamada corriente “2”, tal como se muestra en la figura 4.1.

Posteriormente, se introduce la composición del gas en el simulador como se muestra en la figura 4.2. De igual manera, se introduce las condiciones de entrada del gas, tales como: caudal de gas y presión y temperatura de entrada (ver figura 4.3).

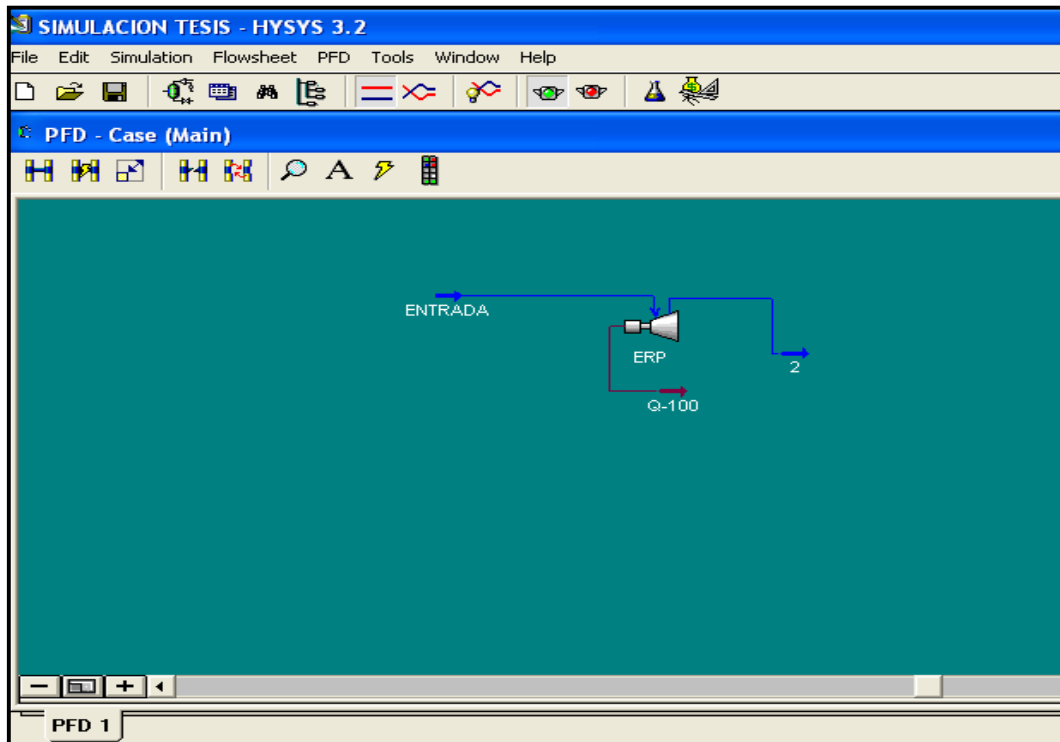


Figura 4.1. Elaboración de DFP en el simulador HySys.

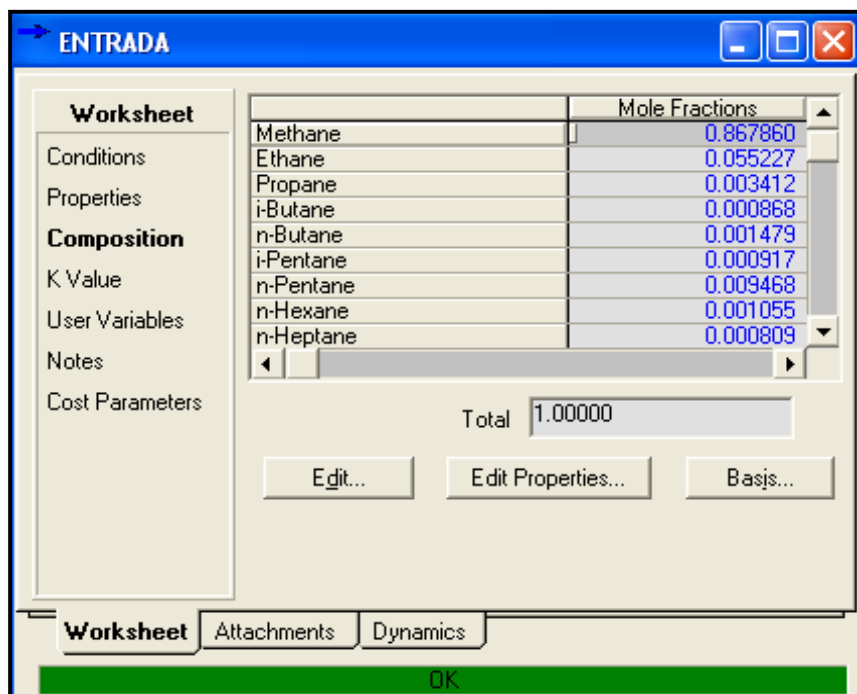


Figura 4.2. Introducción de la cromatografía de gas al simulador HySys.

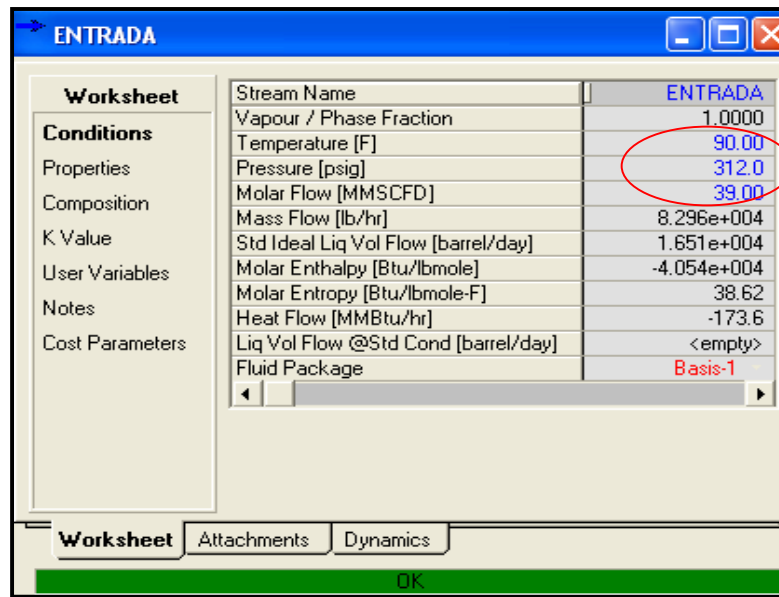


Figura 4.3. Condiciones de entrada y/o parámetros de operación en el simulador HySys.

Una vez definida la corriente de entrada al turboexpansor, se simula con el programa y se obtiene a la salida del turboexpansor (corriente "2"), una temperatura de 258,76 K (6,1 °F) y una potencia de 889 kW (1.192 hp), como se muestra en la figura 4.4.

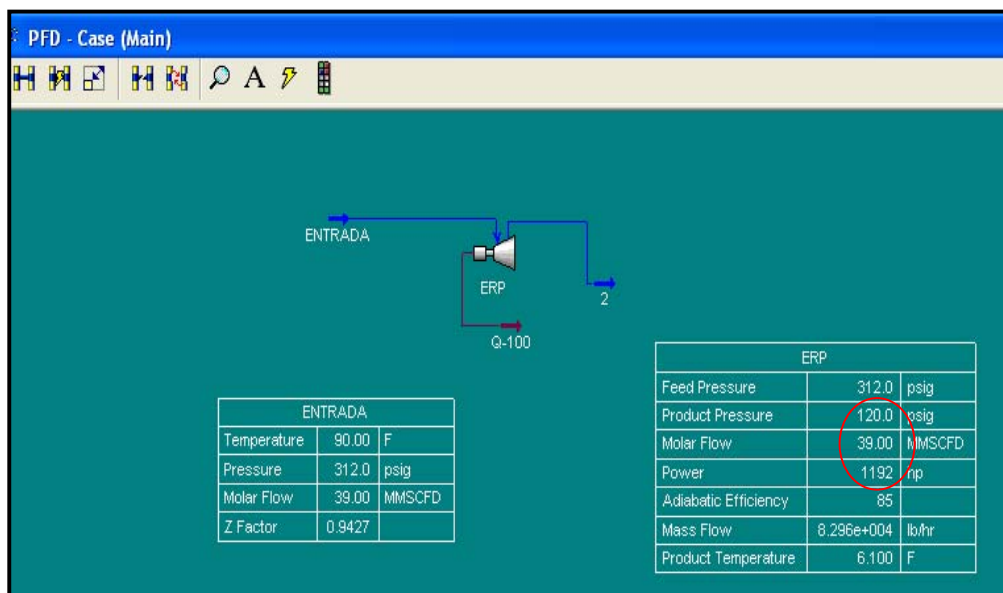


Figura 4.4. Resultados a la salida del turboexpansor en el simulador HySys.

No obstante, el simulador determina la temperatura de formación de hidratos ( $T_H$ ) y la posible existencia del mismo, como se muestra en la figura 4.5 y figura 4.6.

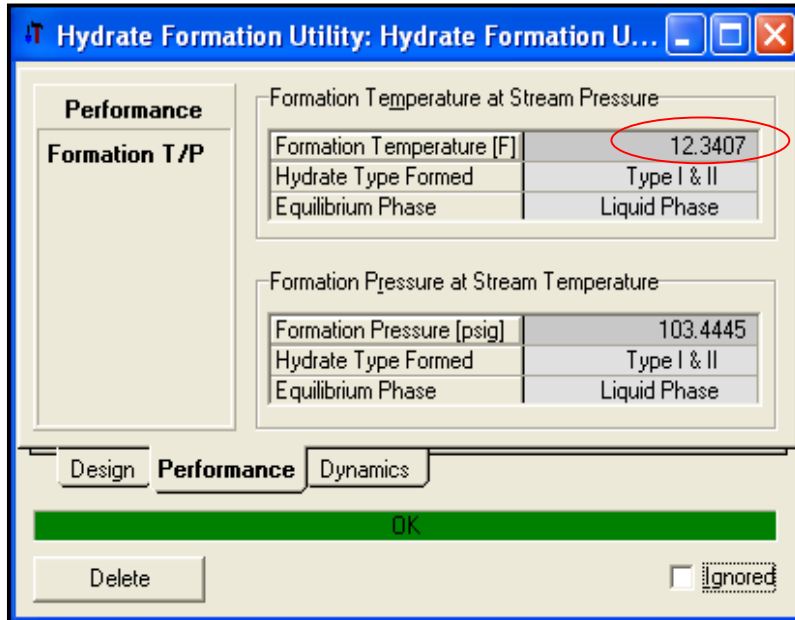


Figura 4.5. Determinación de temperatura de formación de hidratos en el simulador HySys.

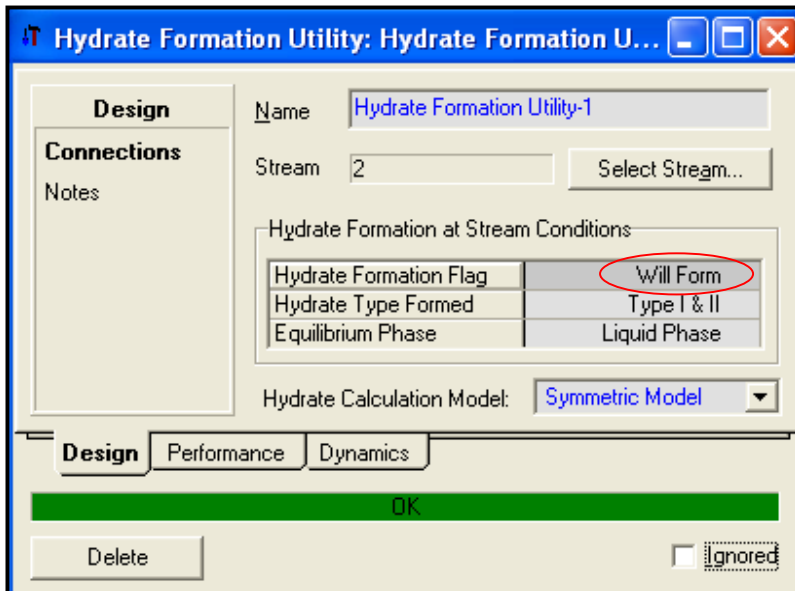


Figura 4.6. Determinación de existencia de formación de hidratos en el simulador HySys.

Debido a que la temperatura del gas a la salida del turboexpansor es inferior a la temperatura de formación de hidratos (258,76 K (6,1 °F) < 262,2 K (12,3 °F)), existirá formación del mismo, por lo tanto; se requiere incrementar la temperatura del gas a la entrada del turboexpansor. Para eso es necesario la instalación de un calentador de gas, en donde se calcula la temperatura mínima de entrada al turboexpansor para evitar la formación de hidratos y la tasa de energía que éste requiere para lograr alcanzar dicha temperatura, en la figura 4.7 se muestra el nuevo arreglo de DFP donde se incluye el calentador de gas, también se evidencia una nueva corriente llamada corriente “3”, la cual será la corriente a la salida del turboexpansor. Por otro lado, se muestra la tasa de energía necesaria que requiere el calentador para alcanzar la temperatura mínima de entrada, resultando ser de 2,04 MMkJ/h (1,93 MMBTU/h), se incrementa la potencia y temperatura de salida del turboexpansor siendo de 973 kW (1.305 hp) y 279 K (43 °F) respectivamente.

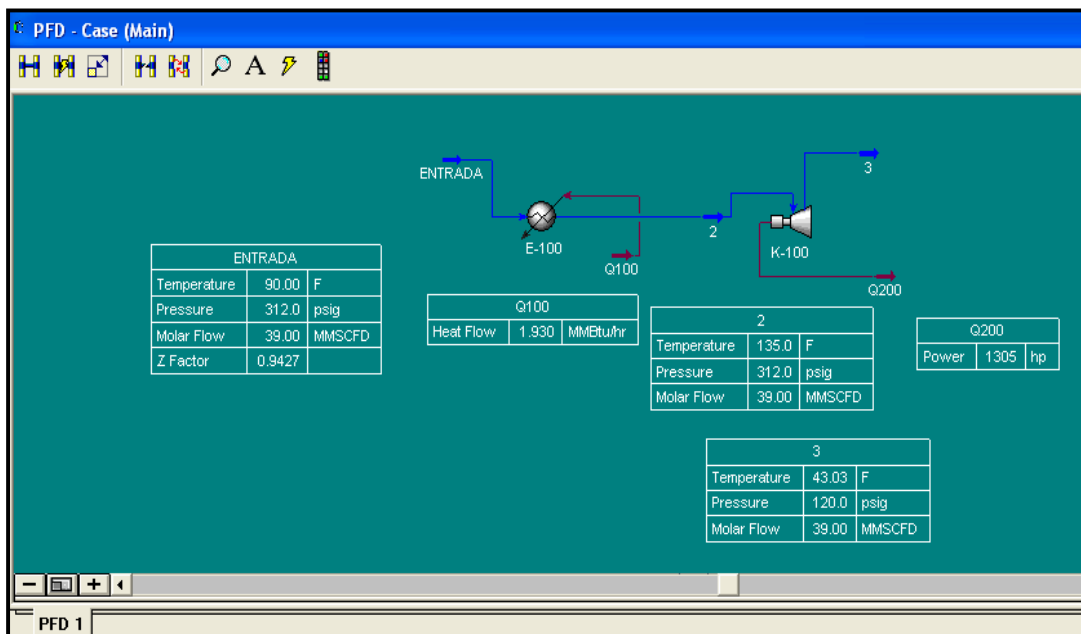


Figura 4.7. Resultados de cada proceso reportado por HySys.

Adicionalmente, en la figura 4.8 se puede observar que la temperatura mínima del gas que se requiere a la entrada del turboexpansor es de 330,3 K (135 °F).

Worksheet	Stream Name	2
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000
Properties	Temperature [F]	135.0
Composition	Pressure [psig]	312.0
K Value	Molar Flow [MMSCFD]	39.00
User Variables	Mass Flow [lb/hr]	8.296e+004
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1.651e+004
Cost Parameters	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4.009e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	39.41
	Heat Flow [MMBtu/hr]	-171.7
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	<empty>
	Fluid Package	Basis-1

Figura 4.8. Determinación de la temperatura mínima del gas a la entrada del turboexpansor.

En resumen, se tiene que:

- Potencia generada por el turboexpansor: **973 kW (1.305 hp)**.
- Tasa de energía requerida por el calentador de gas: **2,04 MMkJ/h (1,93 MMBtu/h)**.
- Nueva temperatura de entrada: **330,3 K (135 °F)**.
- Temperatura a la salida del turboexpansor: **279 K (43 °F)**.
- No existe formación de hidratos para las premisas suministradas con la instalación de un calentador de gas natural.

En la tabla 4.6, se muestran valores de potencia, temperatura de salida y temperatura de formación de hidratos ( $T_H$ ) obtenidos por el simulador HySys, considerando caudal bajo (0,14 MMSCED), intermedio (1,70 y 5,66



MMMCED) y alto (14,16 MMMCED). En la misma, se evidencia un incremento de la potencia para cada caudal de operación a medida que se incrementa la relación de presión ( $P_1/P_2$ ), esto es debido a que el diferencial de presión se va haciendo cada vez mayor, por ende la expansión del gas también incrementa, resultando así; un mayor trabajo generado por el turboexpansor. Por otro lado, se puede observar que la temperatura a la salida del equipo va disminuyendo a medida que aumenta la relación de presión, esto se debe a la expansión del gas (efecto Joule Thomson), tales temperaturas están por debajo del punto de congelación ( $<32^{\circ}\text{F}$ ); y es probable que alcancen la temperatura de formación de hidratos, siendo éste un producto indeseable. Como se observó en la ecuación 3.3 del capítulo anterior, la temperatura de formación de hidratos ( $T_H$ ) está en función de la presión de salida del turboexpansor, por lo tanto; con la finalidad de obtener un valor constante de  $T_H$ , se procedió a utilizar un valor fijo de presión a la salida de dicho equipo de 827,3 kPa (120 psig), es importante mencionar que sólo se consideró fijar ese valor de presión para efecto de simplificar cálculos.

**Tabla 4.6. Valores de potencia y temperatura reportado por el HySys.**

Caudal		Relación de presión	Potencia generada			Temperatura de salida ( $T_2$ )		Temperatura formación de hidratos ( $T_H$ )		Observaciones
(MMMCED)	(MMPCED)	(adm)	kW	hp	K	( $^{\circ}\text{F}$ )	K	$^{\circ}\text{F}$		
0,14	5,00	2,91	126	169	253,77	-2,88	262,2	12,34	Temperatura de salida inferior a la temperatura de formación de hidratos, se requiere calentar el gas aguas arriba del equipo turboexpansor.	
		5,0	235	175	230,18	-45,34				
		9,16	212	284	201,02	-97,82				
1,7	60,00	2,91	1.511	2.026	253,77	-2,88				
		5,0	2.103	2.821	230,18	-45,34				
		9,16	2.540	3.406	201,02	-97,82				
5,66	200,00	2,91	5.037	6.754	253,77	-2,88				
		5,0	7.012	9.403	230,18	-45,34				
		9,16	8.467	11.350	201,02	-97,82				
14,16	500,00	2,91	12.590	16.890	253,77	-2,88				
		5,0	17.530	23.510	230,18	-45,34				
		9,16	21.170	28.390	201,02	-97,82				

Por lo anteriormente mencionado, es necesario incrementar la temperatura de entrada del gas ( $T_1$ ), para así; obtener una temperatura de salida deseable (superior a la temperatura de formación de hidratos). Para lograr eso, se requiere implantar un calentador y/o intercambiador de calor aguas arriba del equipo turboexpansor y así conocer que cantidad de energía (Duty), necesaria para incrementar a la temperatura mínima deseada.

En la tabla 4.7, se muestran los resultados de potencia y temperatura de salida obtenidos por el simulador HySys, además; la temperatura mínima de entrada y la tasa de energía requerida (Duty) por el calentador de gas para cada escenario. Adicionalmente, se observa que la temperatura mínima requerida de entrada no depende directamente del flujo de gas sino de la expansión del mismo, sin embargo; la tasa de energía que requiere el calentador para alcanzar esta temperatura mínima de entrada, si depende del flujo de gas a calentar, a mayor flujo mayor será la energía requerida por el calentador y por ende más grande será el calentador. De esta manera, se garantiza un flujo de gas por encima de la temperatura de formación de hidratos.

**Tabla 4.7. Valores de potencia, temperatura y tasa de energía (Duty) reportado por el HySys.**

Caudal		Relación de presión	Potencia generada		Temperatura inicial ( $T_1$ ) mínima requerida		Duty requerido por el calentador de gas		Temperatura de salida ( $T_2$ )		Temperatura formación de hidratos ( $T_h$ )	
(MMSCFD)	(MVPCEB)		(adm)	kW	hp	K	(°F)	MMkJ/h	MMBtu/h	K	(°F)	K
0,14	5	2,91	135	187	333,15	140	0,292	0,277	275,89	36,94	262,2	12,34
		5,0	220	296	366,48	200	0,681	0,645	276,04	37,21		
		9,16	320	429	406,48	272	1,230	1,165	276,07	37,26		
1,70	60	2,91	1.672	2.243	333,15	140	3,511	3,328	275,89	36,94		
		5,0	2.645	3.547	366,48	200	8,175	7,749	276,04	37,21		
		9,16	3.835	5.143	406,48	272	14,75	13,98	276,07	37,26		
5,66	200	2,91	5.575	7.426	333,15	140	11,70	11,10	275,89	36,94		
		5,0	8.816	11.820	366,48	200	27,25	25,83	276,00	37,21		
		9,16	12.780	17.140	406,48	272	49,16	46,60	276,07	37,26		
14,16	500	2,91	13.940	18.690	333,15	140	29,26	27,73	275,89	36,94		
		5,0	22.040	29.560	366,48	200	68,13	64,57	276,04	37,21		
		9,16	31.960	42.860	406,48	272	122,92	116,50	276,07	37,26		

#### 4.2.1 Análisis de sensibilidad.

En este punto se busca obtener mediante el simulador HySys, cual variable para el cálculo de potencia del turboexpansor es más sensible y/o predomina más en dicho resultado. Los criterios a considerar son los siguientes: 1) tomar como ejemplo base el ejercicio anteriormente realizado, 2) evaluar las variables que son función de la potencia (presión de entrada, caudal y temperatura de entrada), 3) incrementar en un 10% el valor de presión de entrada y determinar el nuevo caudal y viceversa con la ayuda del simulador Pipeline Studio (los resultados reportados por los simuladores se muestran en el apéndice C y apéndice D), 4) para el incremento del 10% de la temperatura se utilizará calentador de gas, 5) tubería de Ø16”(OD) x 50 km, 6) presión y temperatura en la fuente de gas 2.544 kPa (369 psig) y 322 K (120 °F). En la tabla 4.8, se muestran los resultados obtenidos. La potencia del equipo turboexpansor se determinó mediante el simulador HySys, mientras que el resto de las variables ( $P_1$ ,  $T_1$  y  $Q$ ) con el simulador Pipeline Studio.

**Tabla 4.8. Análisis de sensibilidad realizado por los simuladores Pipeline Studio y HySys.**

Premisas Iniciales							
Presión de entrada ( $P_1$ )		Caudal ( $Q$ )		Temperatura de entrada ( $T_1$ )		Potencia del turboexpansor	
kPa	psig	MMCED	MMPCED	K	°F	hp	kW
2.151	312	1,104	39	305,3	90	1.192	889
Escenario 1: aumentando la presión de entrada							
Presión de entrada ( $P_1$ )		Caudal ( $Q$ )		Temperatura de entrada ( $T_1$ )		Potencia del turboexpansor	
kPa	psig	MMCED	MMPCED	K	°F	hp	kW
2.366,3	343,2	0,79	28	302	84	919	685

**Tabla 4.8. Análisis de sensibilidad realizado por los simuladores Pipeline Studio y HySys (continuación).**

Escenario 2: aumentado el caudal							
Presión de entrada (P <sub>1</sub> )		Caudal (Q)		Temperatura de entrada (T <sub>1</sub> )		Potencia del turboexpansor	
kPa	psig	MMCED	MMPCED	K	°F	hp	kW
2.055	298	1,21	42,9	306,4	92	1.259	939
Escenario 3: aumentando la temperatura de entrada							
Presión de entrada (P <sub>1</sub> )		Caudal (Q)		Temperatura de entrada (T <sub>1</sub> )		Potencia del turboexpansor	
kPa	psig	MMCED	MMPCED	K	°F	hp	kW
2.151	312	1,104	39	310,4	99	1.214	905

Como se puede observar en la tabla anterior, el parámetro y/o variable que más predomina en el cálculo de potencia del turboexpansor, es el caudal o flujo másico con un resultado de 939 kW, lo que se traduce en un 5,6 % por encima del valor de potencia inicial. Seguidamente se encuentra el parámetro de temperatura de entrada con 905 kW (1,84 % por encima del valor inicial), y por último; el parámetro de presión de entrada con una disminución a 685 kW (23 % por debajo del valor inicial), esto debido a que el flujo másico disminuyó un 28% al considerar como condición de borde ese nuevo valor de presión de entrada.

### 4.3 Evaluación de turboexpansor y generador de electricidad comerciales.

En las tablas 4.9, 4.10, 4.11 y 4.12 se muestran los valores de capacidades de generación de potencia de los diferentes modelos de turboexpansores correspondientes a las marcas comerciales seleccionadas. Sin embargo, a diferencia de las tablas 4.9 y 4.10, en las tablas 4.11 y 4.12 se incluyó una columna adicional de relación de presión, es decir; la potencia

generada para un diferencial de presión y un caudal en específico. En este caso, la relación de presión viene dado como la presión inicial y/o de llegada a la estación con la presión fija y/o de regulación ( $P_1/P_2$ ). Esto debido, a que las empresas Atlas Copco y Dresser Rand suministraron este tipo de información adicional mientras que General Electric y L.A Turbine, sólo la potencia generada para un caudal en específico.

De las tablas 4.9 y 4.10, los turboexpansores que generan mayor potencia son aquellos correspondientes a la marca *General Electric (G.E)* con un máximo de 45 MW, a diferencia del turboexpansor de la marca *L.A Turbine*, el cual su potencia máxima que puede generar es de 15 MW, a pesar; que pueden operar un caudal mayor de 25,06 MMMCED (885 MMPCED) con respecto al G.E que puede operar hasta 200.000 metros cúbicos estándar hora (MCEH) - (170 MMPCED).

Por otro lado, la empresa General Electric, posee una diversidad de equipos que van en orden creciente para cada caudal, iniciando desde flujos bajo como 4.000 MCEH (3 MMPCED) hasta flujos alto como 200.000 MCEH (170 MMPCED), mientras que la empresa L.A Turbine sólo posee cinco (05) modelos de turboexpansor y todos para flujos desde 2,83 MMMCED (100 MMPCED) hasta 25,06 MMMCED (885 MMPCED).

Con respecto a las tablas 4.11 y 4.12, se muestra que los turboexpansores que generan mayor potencia corresponden a los de la empresa Atlas Copco, esto debido a que se reporta un valor de potencia con un modelo de equipo que tiene un valor de relación de presión mayor a los modelos de turboexpansores que se reportan de la empresa Dresser Rand.

**Tabla 4.9. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial GENERAL ELECTRIC. [Catálogo comercial G.E, 2.015].**

Modelo	Potencia generada (kW)	Potencia generada (hp)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Caudal (MMPCED)
20	1.600	2.146	4.000	3
25	2.000	2.682	5.500	5
30	4.800	6.437	9.000	8
40	6.500	8.717	16.000	14
50	10.000	13.410	25.000	21
60	15.000	20.115	36.000	31
80	20.000	26.820	45.000	38
100	25.000	33.526	70.000	59
130	30.000	40.231	100.000	85
160	40.000	53.641	150.000	127
180	45.000	60.346	200.000	170

**Tabla 4.10. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial L.A. TURBINE. [Catálogo comercial L.A Turbine, 2.015].**

Modelo	Caudal (MMMCED)	Caudal (MMPCED)	Potencia generada (kW)
L2000	2,83	100	1.300
L3000	5,66	200	2.600
L4000	5,66	200	3.500
L5000	7,07	250	4.800
L6000	25,06	885	15.000

**Tabla 4.11. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial ATLAS COPCO. [Catálogo comercial Atlas Copco, 2.015].**

Modelo	Caudal (MMMCED)	Caudal (MMPCED)	Relación de presión	Potencia generada (kW)
ETG 450 MS	1,79	63,5	3,75	2.566
ETG 360 MS-2	3,96	140	9	9.488
ETG 190 MS-3	1,44	51	12	4.256
ETG 190 MS-2	1,1	39	2,6	2.437

**Tabla 4.12. Capacidad de generación de potencia del Turboexpansor comercial DRESSER RAND. [Catálogo comercial Dresser Rand, 2.008].**

Modelo	Caudal (MMMCD)	Caudal (MMPCED)	Relación de presión	Potencia generada (kW)
E-132	0,27	9,6	3,3	375
E-138	0,41	14,4	3,3	450
E-148	0,75	26,4	3,3	800
E-156	1,02	36	3,3	1.100
E-232	0,33	12	4,5	500
E-238	0,54	19,2	4,5	750
E-248	0,92	32,4	4,5	1.250

En las figuras 4.9, 4.10, 4.11 y 4.12 se pueden observar los valores de kW vs Q de los turboexpansores correspondiente a las empresas General Electric, L.A. Turbine, Atlas Copco y Dresser Rand. La figura 4.13, muestra los modelos de turboexpansores comerciales Dresser Rand y la capacidad que pueden generar según la relación de presión.

De las figuras 4.9, 4.10 y 4.11, se obtuvieron las ecuaciones 4.1, 4.2 y 4.3

$$kW = -1,316Q^2 + 480,57Q + 739,78 \quad (\text{G.E}) \quad (4.1)$$

$$kW = 17,28Q + 210.51 \quad (\text{L.A Turbine}) \quad (4.2)$$

$$kW = 0,6899Q^2 - 59,396Q + 4.258,3 \quad (\text{Atlas Copco}) \quad (4.3)$$

Donde: Q en MMPCED.

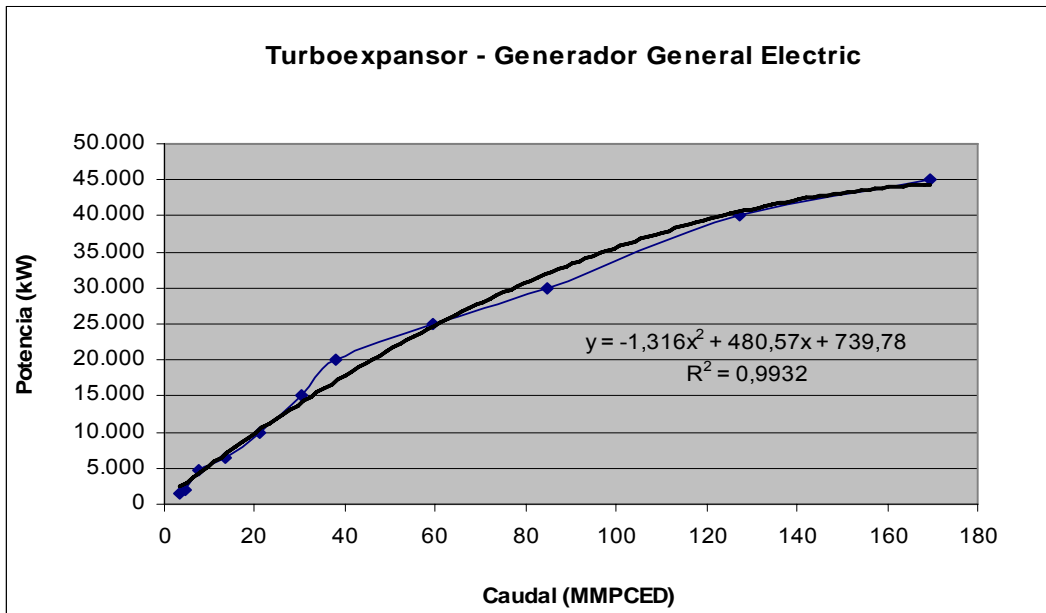


Figura 4.9. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador General Electric.

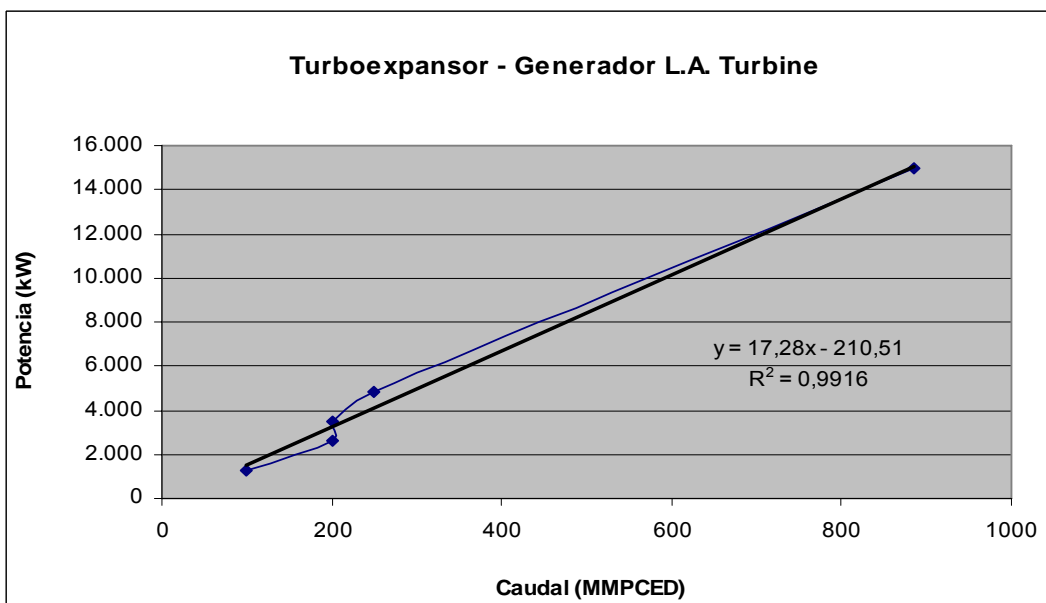


Figura 4.10. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador L.A Turbine.



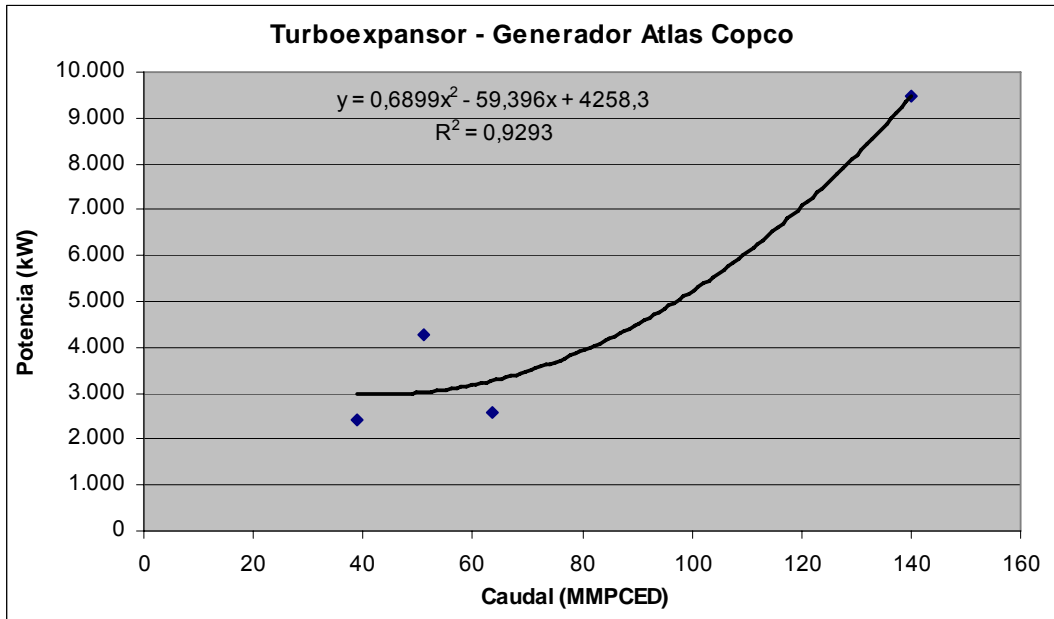


Figura 4.11. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador Atlas Copco.

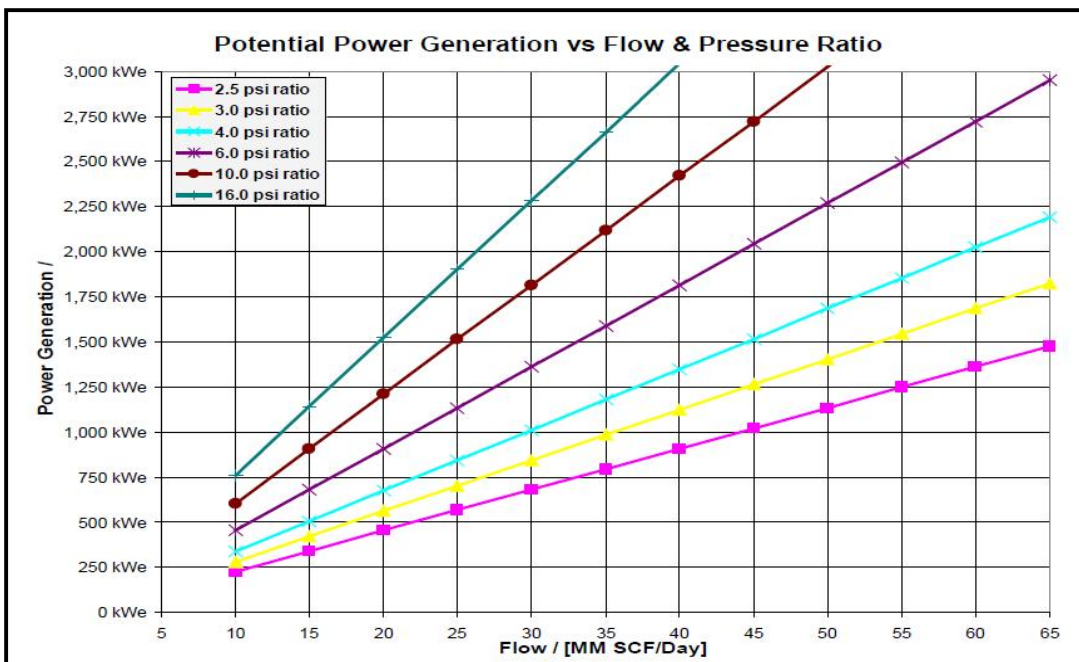
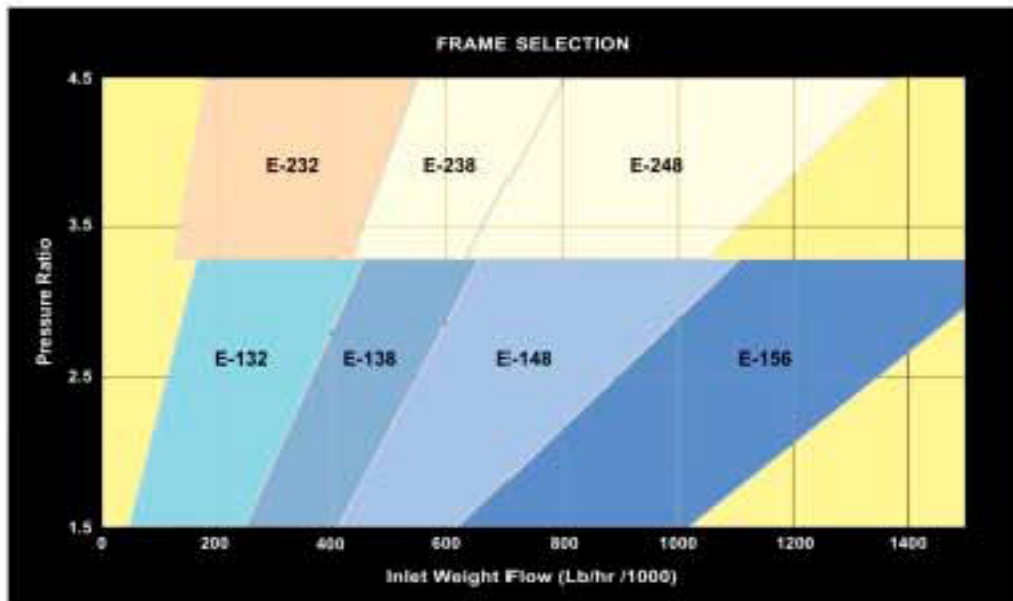


Figura 4.12. Valores de kW vs Q para el Turboexpansor – Generador Dresser Rand. [Catálogo Técnico turboexpansores Dresser Rand, 2.008].



**Figura 4.13. Modelos de equipos Turboexpansor – Generador Dresser Rand.**  
**[Catálogo Técnico turboexpansores Dresser Rand, 2.008].**

En la tabla 4.13, se muestra un cuadro comparativo con los turboexpansores de las empresas Atlas Copco y Dresser Rand, ya que éstos poseen información de potencia generada para una relación de presión y/o diferencial de presión con respecto a los valores obtenidos en este estudio.

**Tabla 4.13. Cuadro comparativo de turboexpansores comerciales con respecto a los resultados de potencia obtenidos por el simulador HySys.**

Q (MMMCED)	Q (MMPCED)	Relación de presión psig	kW (HySys)	kW (Atlas Copco)	kW (Dresser Rand)
1,1	39	2,8	1.187	1.037	1.050
1,79	63,5	5,4	2.737	2.566	2.100
3,96	140	9	9.681	9.488	-
1,4	50	16,7	4.565	4.526	-

En la tabla anterior, se evidencia que la potencia generada por los turboexpansores de las empresas Atlas Copco y Dresser Rand, están por debajo de los valores generados con el simulador HySys, y es lo esperado, ya que; su capacidad operativa debe estar por debajo del valor teórico, sin

embargo; el turboexpansor Dresser Rand sólo trabaja para consumos de hasta 1,84 MMMCED (65 MMPCED) y pueden generar hasta una potencia de 3.000 kW. Por otro lado, los turboexpansores de las empresas General Electric y L.A Turbine, a pesar que no fueron incluidos en la comparación debido al desconocimiento en las premisas para la generación de potencia en función a la relación de presión, estos poseen una gran capacidad operativa de generación de potencia, siendo los de marca General Electric con mayor diversidad en equipos.

#### **4.4 Programa Computacional “TurbexStudio”.**

Se realizó el programa computacional “TurbexStudio” versión 1.0 mediante el lenguaje de programación Visual Basic 2.010. El programa solicita al usuario datos de entrada en unidades del Sistema Inglés (existe la opción de cambiar a Sistema Internacional) como: temperatura de entrada ( $T_1$ ), presión de entrada ( $P_1$ ), presión a regular ( $P_2$ ), caudal ( $Q$ ), factor de compresibilidad de gases reales ( $Z$ ), peso molecular del gas ( $PM$ ) y densidad del gas ( $\rho_g$ ), a su vez; el resultado obtenido es la potencia generada por el turboexpansor, la cantidad de calor y/o energía que se requiere para calentar el gas (en caso de ser necesario), el costo total del equipo a instalar (CTI), factibilidad económica del proyecto y selección del equipo turboexpansor y calentador de gas comercialmente sugerido.

Los resultados obtenidos se determinaron usando la metodología de cálculo elemental de termodinámica y ecuaciones de estados (mostrados en el capítulo anterior) a través del simulador HySys para el cálculo de potencia y el software Microsoft Excel para el cálculo de los indicadores económicos, luego se realizó el programa “TurbexStudio” con la finalidad de brindar al usuario una herramienta computacional capaz de determinar la energía que se puede aprovechar en una estación de regulación de presión utilizando turboexpansor.

#### **4.4.1 Procedimiento del desarrollo de las bases de datos para el cálculo de las ecuaciones.**

Para el desarrollo de los cálculos es necesario aplicar primera ley de la termodinámica al equipo turboexpansor y calentador de gas, convertir el caudal y/o flujo de gas de condiciones estándar a condiciones operacionales, determinar el flujo molar, determinar el calor específico a la entrada y salida de cada equipo, y finalmente; calcular la potencia del turboexpansor y el calor y/o tasa de energía necesaria para calentar el gas, este último es sólo en el caso de ser requerido, es decir; si la temperatura a la salida del turboexpansor es inferior a la temperatura de formación de hidratos, como se mencionó en el capítulo 3.

Por otro lado, para el cálculo de los indicadores económicos, se introdujeron al programa las ecuaciones descritas en el capítulo 3.

#### **4.4.2 Algoritmo para el aprovechamiento energético.**

En la figura 4.14, se muestra el algoritmo que permitió el desarrollo del programa TurbexStudio, en el mismo se introducen los datos de entrada en el sistema de unidades inglés y verifica que cada parámetro se encuentre dentro de los rangos establecidos en el capítulo 3 y algunos de ellos determinados en este estudio, luego el programa procede a calcular el flujo molar, la temperatura de salida del turboexpansor y la temperatura de formación de hidratos, si la temperatura de salida es menor a la de hidratos, se procede a determinar la temperatura mínima ( $T_{MIN}$ ) y el usuario decide si trabajar con esa temperatura o desea cambiarla por un valor mayor ( $T_{1N}$ ). Posteriormente, procede al cálculo de tasa de energía del calentador si se requiere, en caso contrario; salta ese paso y calcula la potencia del turboexpansor que es realmente la energía aprovechable, y por último, realiza el cálculo de los indicadores económicos. Es importante mencionar

que se incluye en la evaluación económica, el calentador de gas de forma genérica, más no se incluye, el equipo comercial específico que sugiere el programa.

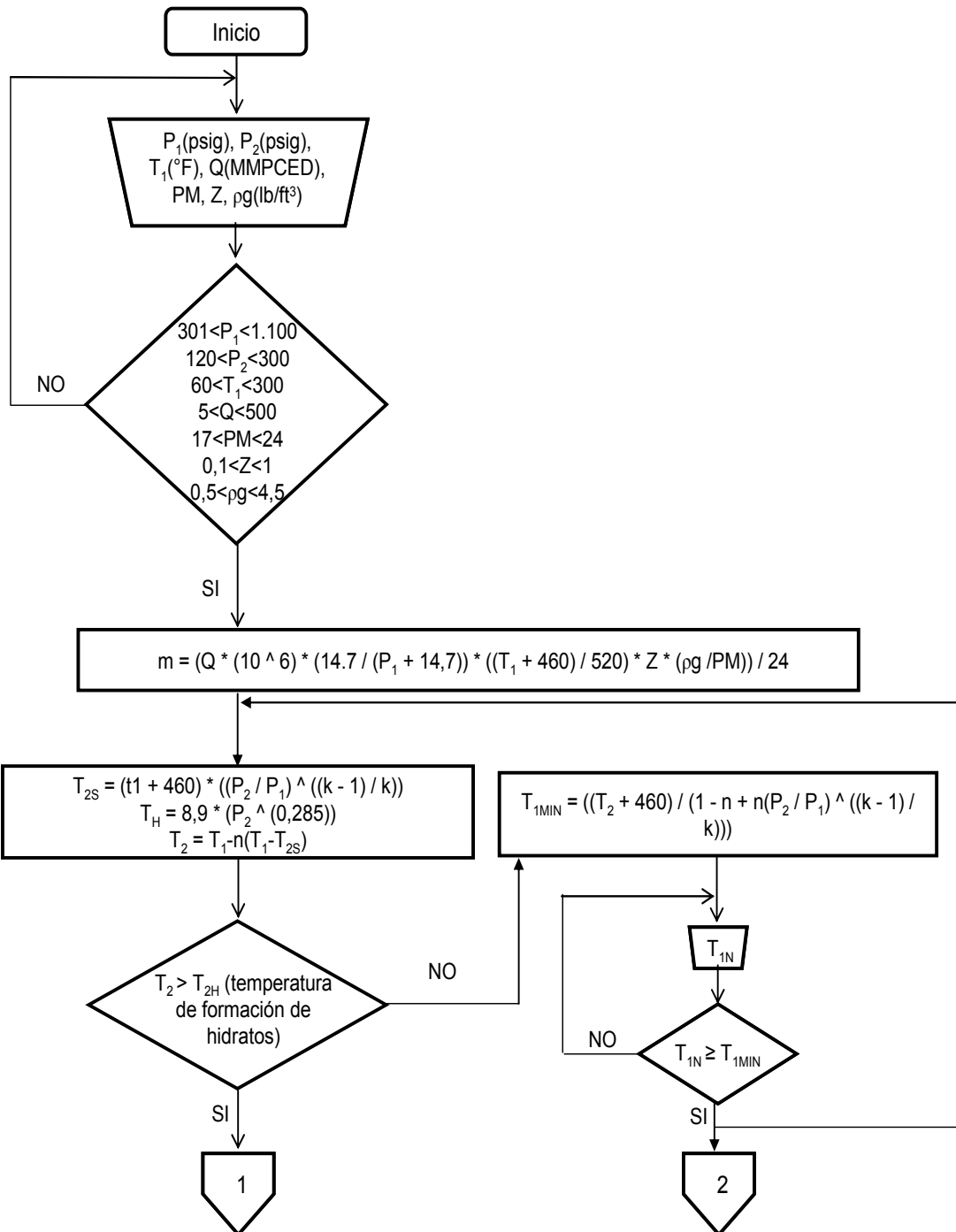


Figura 4.14. Algoritmo del programa TurbexStudio.

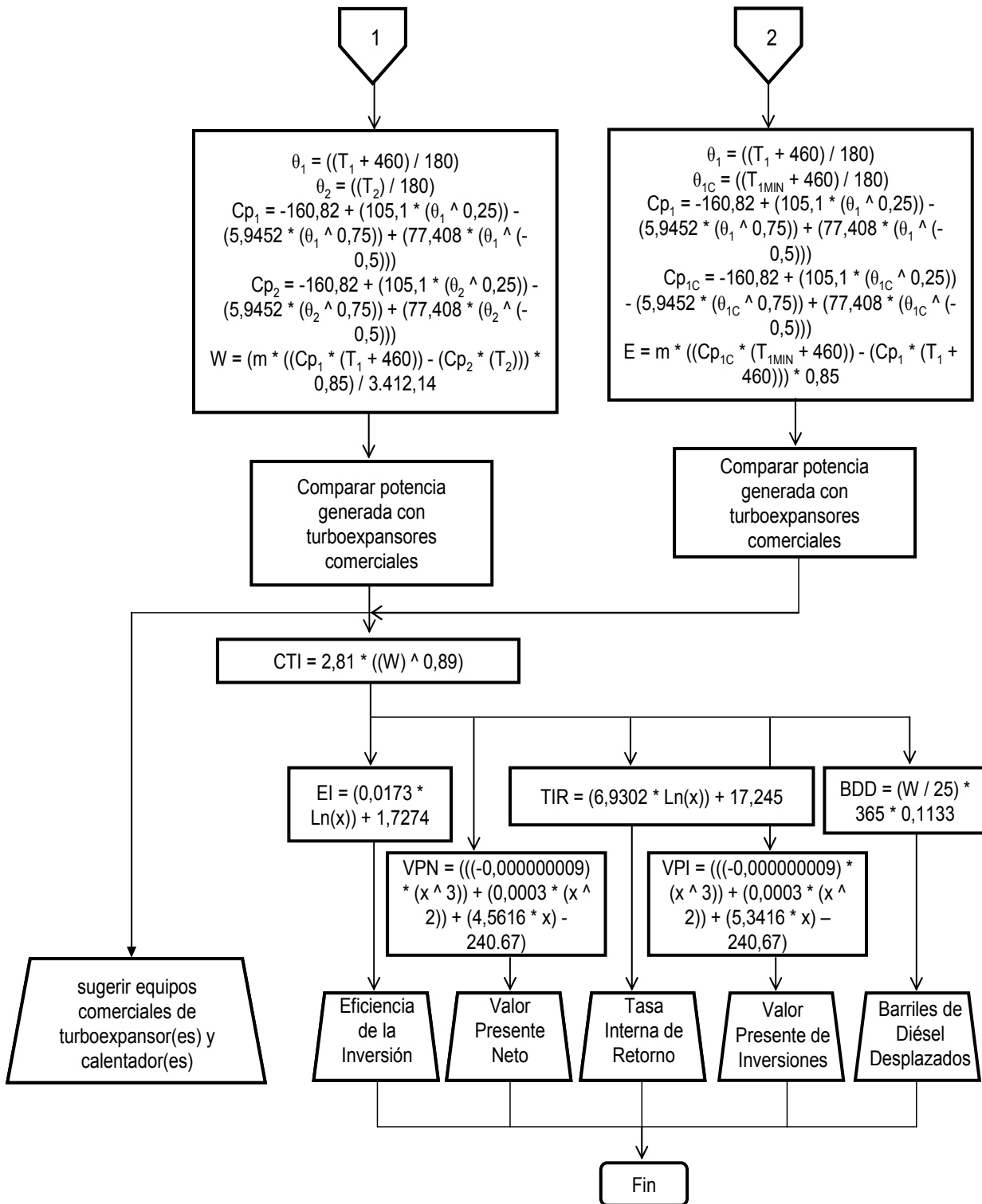


Figura 4.14. Algoritmo del programa TurbexStudio (continuación).

#### **4.4.3 Codificación de la herramienta computacional TurbexStudio.**

La codificación del algoritmo en lenguaje Visual Basic 2.010 se encuentra en el apéndice F, el cual se refiere a un disco compacto (CD) debido a lo extenso del mismo.

#### **4.4.4 Descripción de la herramienta computacional.**

TurbexStudio v1.0, es un software interactivo el cual se puede ejecutar tanto en el idioma español como el idioma inglés, donde al cargar valores de entrada, se obtienen resultados de manera rápida. La herramienta computacional cuenta con una base de ecuaciones termodinámicas obtenidas de diferentes bibliografías, los valores de los parámetros de entrada al programa los establece el usuario y por defecto el programa opera en unidades del Sistema Inglés, sin embargo; existe la opción de cambiar al Sistema Internacional. Dichos valores deben estar dentro de un rango de valores comunes en los gasoductos del Sistema de Transporte de Gas en Venezuela, tal como se ha venido demostrando en este capítulo. El resultado que emite el programa se traduce en potencia y/o energía que se puede aprovechar y selecciona el equipo comercial que mejor se adapte al resultado, así como también el arreglo de equipo(s) y la factibilidad económica de instalación.

La herramienta computacional se presenta a través de un archivo ejecutable realizado bajo el programa Visual Basic 2.010, sin embargo; no es necesario tener instalado dicho programa para ejecutar TurbexStudio, simplemente se puede ejecutar bajo un ambiente Windows. Fue seleccionado el programa Visual Basic 2.010 debido a sus características apropiadas con respecto a la presentación deseada de la información; todo esto pensado desde el punto de vista de interacción con el usuario, enlaces a documentación externa y capacidad de desarrollar archivos ejecutables.

Se implementó el recurso del programa Office Excel 2.010, para descargar las bases de datos necesarias en el desarrollo y operación del programa.

TurbexStudio, se debe instalar en computadoras con requerimientos mínimos de sistema (hardware) como lo son procesador de 1 Ghz o superior, al menos 500 Mb de capacidad en disco duro, memoria RAM de 1 Gb en adelante. Por requerimientos de programa (Software) debe contar con alguno de los siguientes sistemas operativos Windows 2.003, Windows 2.008, Windows XP, Windows 7, Windows 8 y/o Windows 10.

TurbexStudio, consta de una serie de controles e íconos muy sencillos al usuario, por medio de los cuales se puede acceder a la estructura del programa. A continuación se realiza el mismo ejemplo desarrollado por el simulador HySys y mostrado anteriormente en este capítulo, en este caso utilizando la herramienta computacional TurbexStudio, y a su vez durante el desarrollo del mismo; se dará a conocer el programa realizado.

#### **4.4.4.1 Pantalla Principal.**

Esta pantalla (ver figura 4.15) da la bienvenida del programa y muestra el idioma que desea trabajar el usuario, Español y/o Inglés. Así como la versión del programa y el autor. Por otro lado, en la parte superior derecha existe las opciones de minimizar y salir del programa.





Figura 4.15. Pantalla de presentación del programa TurbexStudio.

#### 4.4.4.2 Pantalla de datos de entrada al programa.

En esta pantalla se introducen las condiciones de entrada y/o premisas operacionales. El programa selecciona por defecto el Sistema Ingles de unidades, si se desea trabajar en Sistema Internacional, el usuario debe ir a la carpeta “archivo” y cambiar el mismo. Una vez cargado los datos se presiona la pestaña “cargar datos” y ésta verifica que los mismos estén dentro del rango permisible para valores operacionales en sistemas de Transporte y Distribución de gas metano. Estos rangos se pueden conocer presionando la pestaña de “ayuda”. En la figura 4.16, se muestra los datos cargados en el programa de una corriente de gas, como son: presión de entrada, presión de salida, temperatura de entrada, caudal, peso molecular, factor de compresibilidad y densidad. Cabe mencionar que el botón “restablecer” borra los valores introducidos y el botón “regresar” retorna a la pantalla principal. Por otro lado, el programa despliega un mensaje tipo

viñeta cuando el usuario coloque la flecha del ratón sobre cada parámetro de operación.

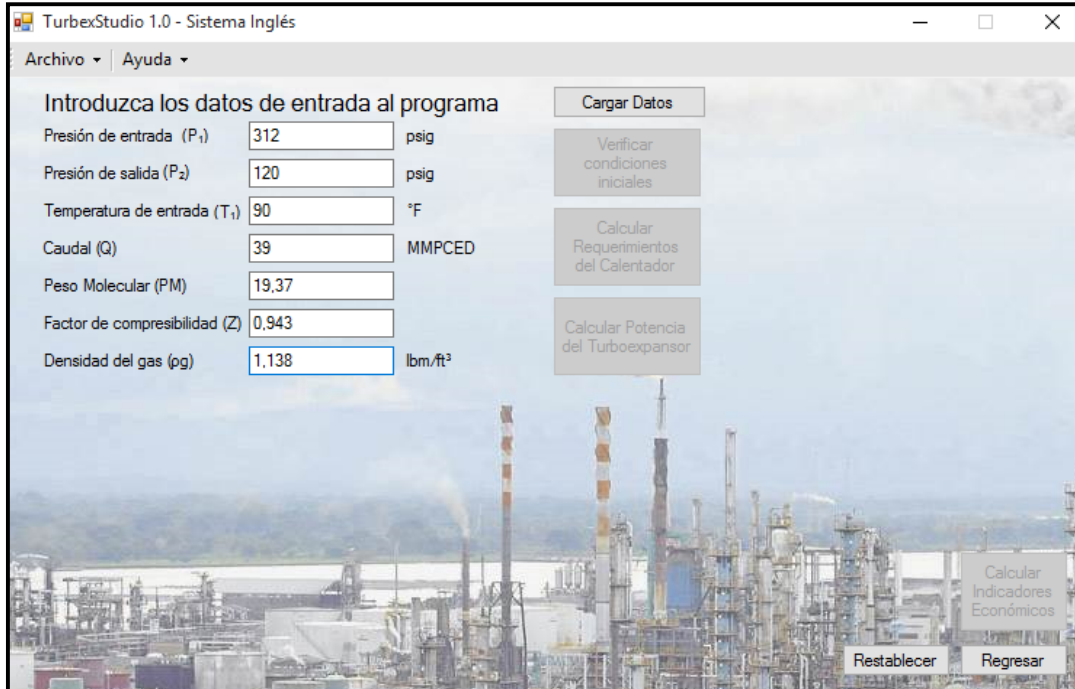


Figura 4.16. Datos de entrada al programa.

#### 4.4.4.3 Función de verificar condiciones iniciales.

Esta función verifica que las condiciones iniciales cargadas por el usuario estén dentro del rango establecido para valores de Transporte y Distribución del gas natural. Además, verifica que la temperatura de entrada ( $T_1$ ) introducida por el usuario tenga un valor mínimo para evitar la formación de hidratos. En caso contrario, arroja una alerta al usuario de cual debería ser la mínima temperatura a introducir para poder continuar al cálculo del requerimiento de un calentador de gas y su potencia y/o tasa de energía necesaria. En la figura 4.17 se muestra la pantalla una vez se hace se oprime el botón de “verificar condiciones iniciales”. En la figura 4.18, se muestra el mensaje que arroja el programa si determina que la temperatura de entrada suministrada por el usuario, es menor a la temperatura mínima que se requiere para evitar la formación de hidratos, además; el programa

muestra la opción si deseas trabajar con esa temperatura mínima y/o si desea ser modificada por el usuario a una temperatura mayor.

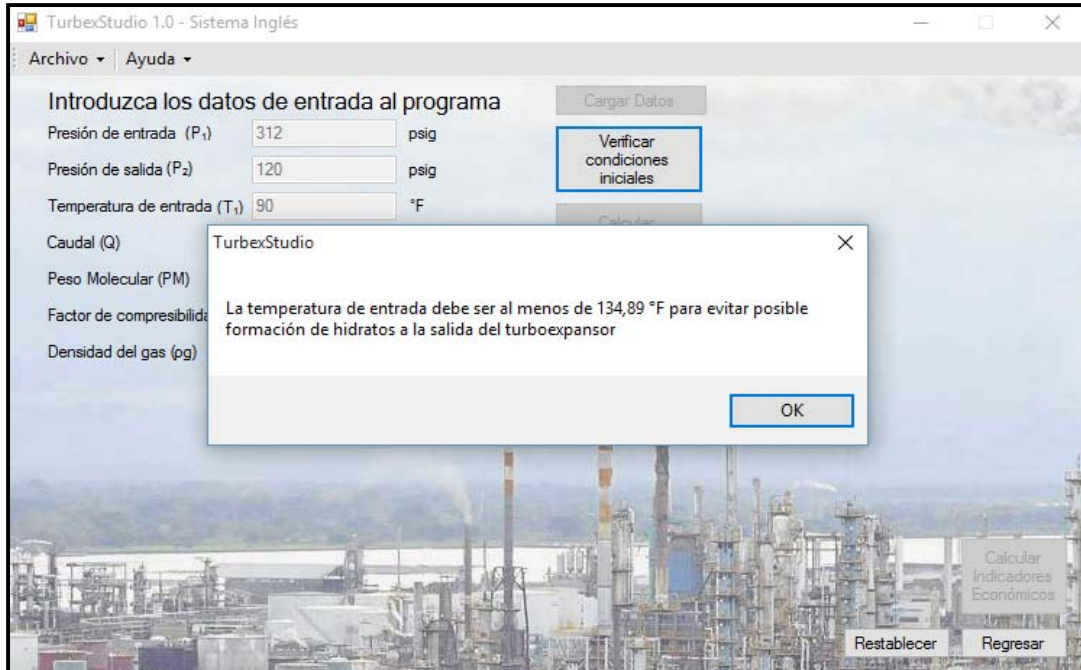


Figura 4.17. Pantalla de verificación de datos.

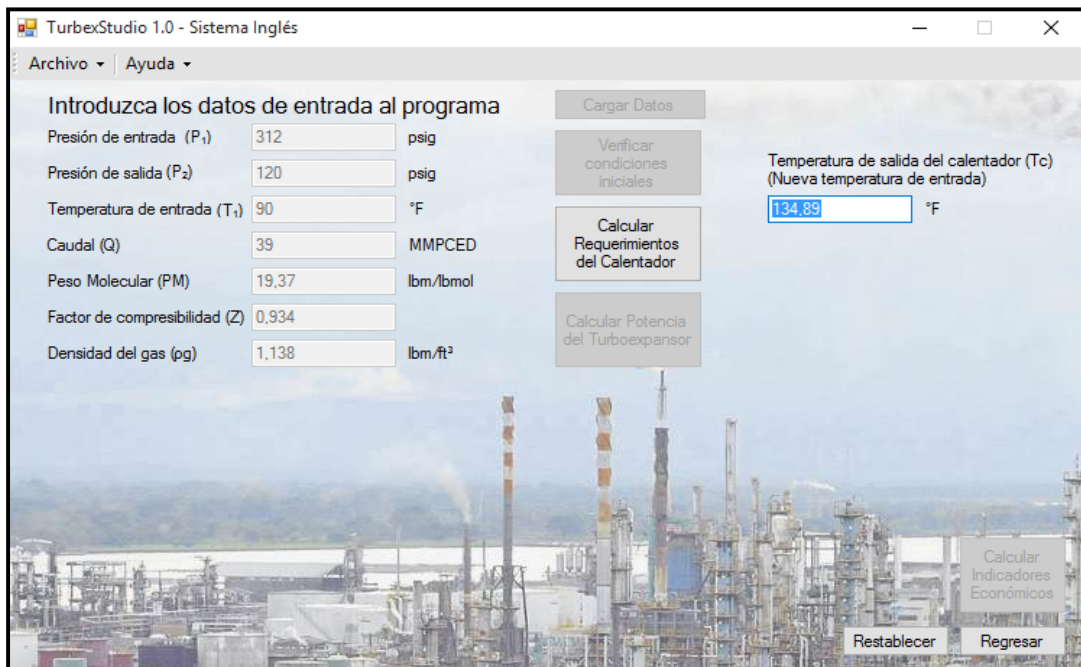


Figura 4.18. Nueva temperatura de entrada.

**4.4.4.4 Función de requerimientos del calentador.**

Si la temperatura de entrada que introduce el usuario es inferior a la temperatura de formación de hidratos que calcula el programa, entonces es necesario colocar un calentador de gas. Esta pantalla muestra la potencia y/o tasa de energía (según las condiciones iniciales cargadas por el usuario) que debe tener un calentador para alcanzar la temperatura mínima calculada (ver figura 4.19). Además; existe la opción de ver un(os) calentador(es) comercial recomendado(s) acorde al resultado obtenido, ver figura 4.20 donde se muestra una propuesta comercial.



**Figura 4.19. Requerimientos del calentador.**



Figura 4.20. Pantalla de calentador(es) comercial(es) propuesto(s).

#### 4.4.4.5 Función de requerimientos del turboexpansor.

Una vez conocido el requerimiento del calentador, la próxima etapa es conocer el requerimiento del turboexpansor a instalar, es decir; la potencia que el mismo generará para las condiciones iniciales suministradas por el usuario. En la figura 4.21, se muestra la potencia generada por el equipo turboexpansor y una aproximación del Costo Total Instalado (CTI) en sitio.

Para este escenario el turboexpansor genera una potencia de 1.009,95 kW (1.354,37 hp) para una presión de entrada de 2.151 kPa (312 psig), temperatura de entrada de 348 K (166,88 °F) y una presión regulada de 827,37 kPa (120 psig). Además, presenta un costo total de instalación de 1,33 MMUS\$ aproximadamente. Es importante resaltar, que se requiere de un calentador de gas, ya que; a una temperatura inicial de 305,37 K (90°F), la temperatura a la salida del turboexpansor alcanza los 258,76 K (6,1 °F) (como se observó en la figura 4.4) y existe la posibilidad de formación de

hidratos y por ende temperaturas muy bajas en la tubería ocasionando así posible congelamiento en la misma.

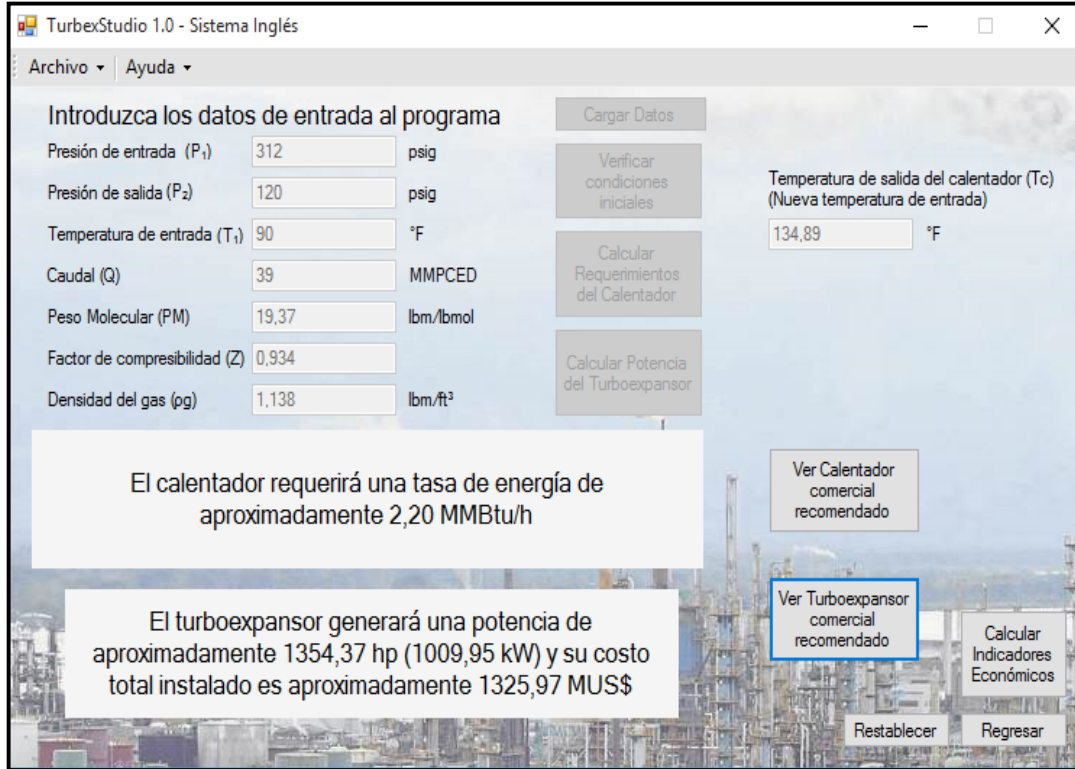


Figura 4.21. Potencia generada por el turboexpansor y CTI.

En la figura 4.22, se muestra una opción de turboexpansor comercial recomendado, para este caso es de marca Atlas Copco, modelo ETG 450 - MS y tiene una capacidad de generar hasta 4.000 kW. En la parte inferior de la pantalla, se muestran los botones "Regresar", esta función regresa al usuario a la pantalla de datos de entrada al programa, "ver Anterior", esta función regresa al usuario a la opción anterior de turboexpansor comercial propuesto y "ver Siguiente", esta última función; le muestra al usuario la siguiente opción de turboexpansor comercial propuesto.



Figura 4.22. Propuesta de turboexpansor comercial.

#### 4.4.4.6 Pantalla de indicadores económicos.

En esta pantalla se muestra el resultado de la evaluación y/o factibilidad económica de instalar un equipo turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas. Para este ejercicio, se tiene un VPN de 6,6 MM\$, una TIR de 67,4%, un VPI de 7,69 MMUS\$ y una EI de 1,85 \$/\$, lo que quiere decir; que por cada dólar invertido se recupera 1,85 \$. Por otro lado, se indica el ahorro y/o ganancia del ingreso anual de barriles de Diesel desplazados, en este ejemplo resultó ser de 1,75 MMUS\$. En la figura 4.23, se puede observar el despliegue de la pantalla de indicadores económicos.

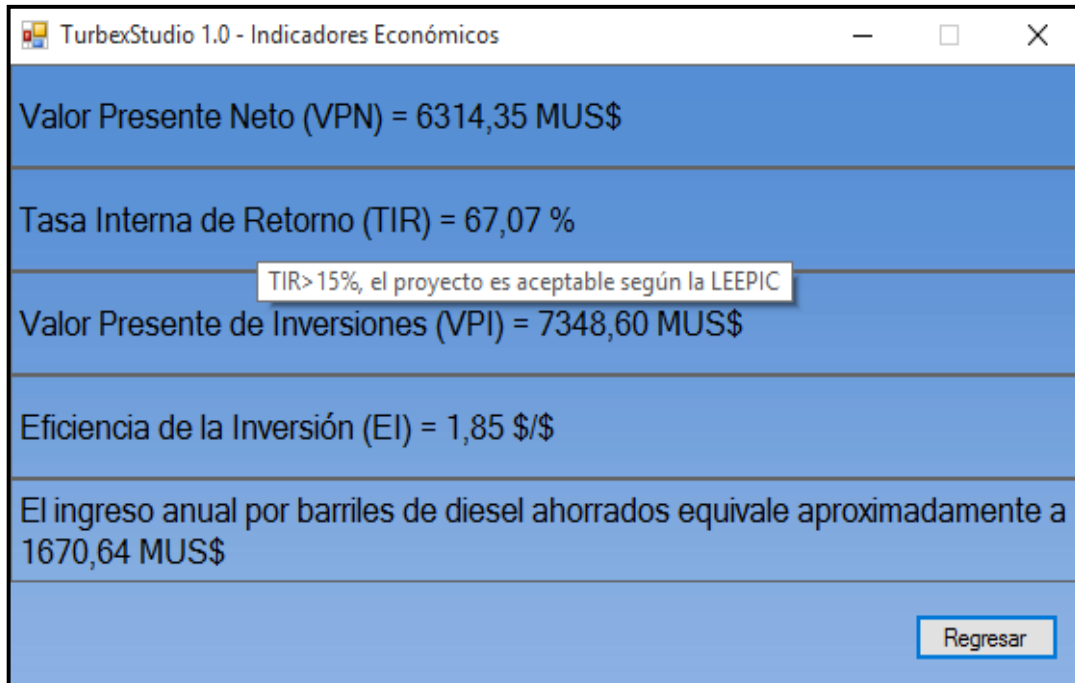


Figura 4.23. Pantalla de resultados de Indicadores económicos.

#### 4.4.4.7 Reporte de resultados.

Una vez finalizado el cálculo de los indicadores económicos y oprimiendo el botón “regresar”, se activa automáticamente la opción de “Guardar e Imprimir” en el menú archivo. Una vez se selecciona esta opción se despliega un mensaje notificando que se ha reportado los resultados del programa en el sistema de unidades correspondiente (ver figura 4.24). La hoja de reporte de resultados se origina en un archivo “.txt”, el mismo puede ser guardado e impreso (ver figura 4.25).



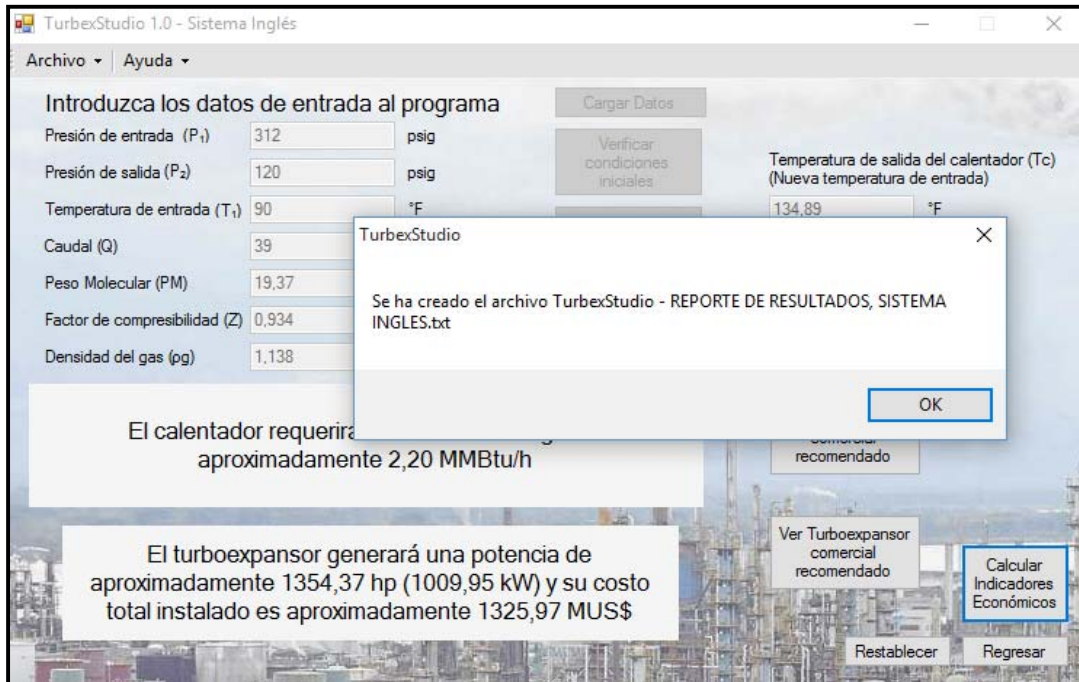


Figura 4.24. Mensaje de reporte de resultados creado.

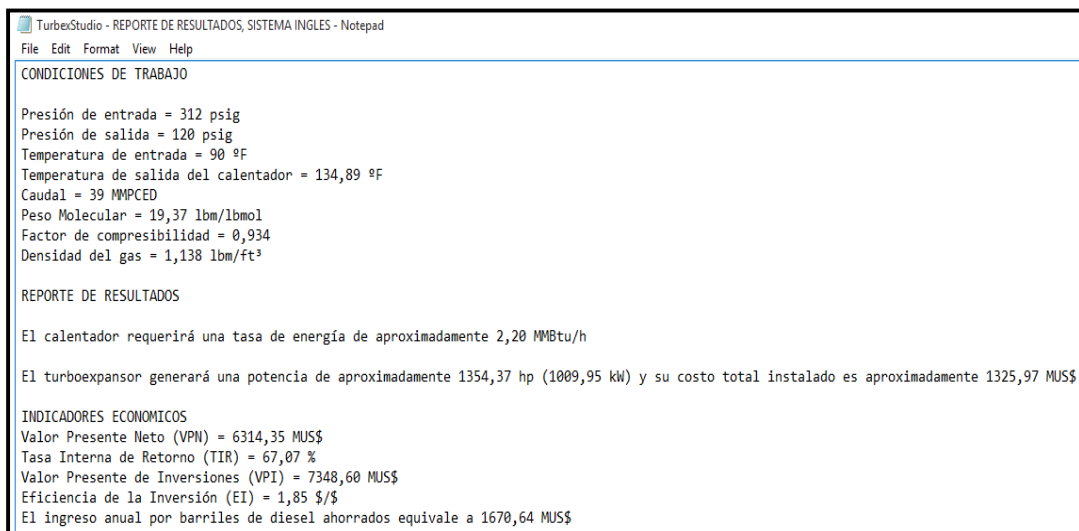


Figura 4.25. Hoja de reporte de resultados por TurbexStudio.

En la figura 4.25, también se puede observar que dicho reporte, muestra las condiciones de entrada de parámetros operacionales y propiedades del gas dadas por el usuario, y además; los resultados de potencia e indicadores económicos que genera el programa.

**4.4.4 Validación de la herramienta computacional TurbexStudio con el simulador de procesos HySys.**

En la tabla 4.14, se comparan los resultados del ejercicio resuelto por el programa y/o simulador de procesos HySys con los resultados obtenidos por la herramienta computacional TurbexStudio.

**Tabla 4.14. Comparación de resultados entre HySys y TurbexStudio.**

Parámetro	HySys	TurbexStudio	% desviación
Tasa de Energía del calentador (MMBtu/h)	1,93	2,2	14
Tasa de Energía del calentador (MMkJ/h)	2,04	2,31	
Potencia del turboexpansor (kW)	973,00	1.009,95	3,8
Potencia del turboexpansor (hp)	1.305,00	1.354,37	

La desviación de 14% y 3,8 % en los resultados de potencias calculado por el programa TurbexStudio con respecto al simulador HySys, se debe a que el simulador HySys toma en cuenta la fracción molar de los componentes de hidrocarburos que conforman la mezcla de gas natural lo que da un resultado más preciso. Mientras que el programa TurbexStudio, no toma en cuenta la fracción molar de los componentes de la mezcla del gas natural (cromatografía) sino una aproximación a la composición de la misma, conocida la densidad y el factor de compresibilidad y considerándolo como gas metano. Esto debido a que el programa TurbexStudio se crea con la finalidad de ser una herramienta útil y sencilla para el usuario, de tal manera; que no sea necesario introducir la cromatografía del gas lo que hace que sea más tedioso y no práctico, ya que no todo el tiempo se cuenta con esa información en el momento. Por otro lado, TurbexStudio calcula la factibilidad económica, a diferencia del programa comercial HySys, el cual no lo realiza, ya que solo se basa en un simulador de procesos.

#### 4.5 Factibilidad económica de instalar un turboexpansor.

##### 4.5.1 Estimación de costo.

En la tabla 4.15 se muestran los resultados de costo total de instalación (CTI) de un turboexpansor en una ERP de un sistema de transporte de gas natural en Venezuela, considerando a manera de ejemplo un rango de relación de presión (2,91 a 9,16) y caudal preestablecido de bajo, mediano y alto consumo, dichos resultados provienen de la sustitución de valores en la ecuación 3.7.

**Tabla 4.15. Resultados del costo total instalado (CTI) de un turboexpansor en una ERP en función del caudal y relación de presión (RP).**

Caudal		Capacidad (kW)			Capacidad (hp)			Costo Total Instalado (MUS\$)		
MMMCND	MMPCED	RP=2,91	RP=5	RP=9,16	RP=2,91	RP=5	RP=9,16	RP=2,91	RP=5	RP=9,16
0,14	5	135	220	320	187	296	429	221	342	477
1,7	60	1.672	2.645,0	3.835,0	2.243	3.547,00	5.143	2.077	3.124	4.348
5,66	200	5.575	8.816	12.780	7.426	11.820	17.140	6.065	9.120	12.692
14,16	500	13.940	22.040	31.960	18.690	29.560	42.860	13.712	20.614	28.695

Se puede observar en la tabla anterior que mientras mayor es el caudal y relación de presión, mayor es la capacidad de generación eléctrica y mayor es el costo total de instalación (CTI).

##### 4.5.2 Evaluación económica.

Como se mencionó en el capítulo anterior, se considera para la evaluación económica, dos (02) escenarios de ingresos y/o ganancias del proyecto. El primer escenario, considera un ingreso anual por venta de energía eléctrica a precio del mercado internacional y el segundo escenario, considera un ingreso anual por venta de combustible líquido (Diesel) en el mercado internacional, este segundo escenario se considera debido al

lineamiento que existe actualmente en PDVSA de convertir todos los turbogeneradores duales de las plantas eléctricas del país que consumen Diesel a que consuman gas natural, con la finalidad de exportar a venta el Diesel. Ambos escenarios de estudio están en función de la capacidad de generación de potencia del turboexpansor. Cabe mencionar que todas las unidades de las variables de la evaluación económica están dadas en MU\$.

No obstante, una vez obtenido los resultados de CTI de la tabla 4.15; se procedió a determinar los indicadores económicos. En las tablas 4.16 y 4.17, se muestra como ejemplo; para algunos casos de caudal y/o demanda, los indicadores económicos para ambos escenarios de ingresos.

Considerando los valores de capacidad (kW) y de costo total de instalación (CTI) de la tabla 4.14, y las premisas anteriormente mencionadas en el capítulo 3; se procedió a sustituir las incógnitas de las ecuaciones: 3.8 a la 3.15, utilizando la ayuda de la herramienta Excel; obteniéndose:

- **Escenario 1: Considerando ingresos por venta de energía eléctrica generada por el turboexpansor.**

**Caso 1: Caudal de 0,14 MMMCED (5 MMPCED) y relación de presión de 2,91.**

En la tabla 4.16 y 4.17 se muestran los cálculos realizados con la herramienta Excel.

**Inversión (CTI): 221 MUS\$**

**Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1.**

<u>FLUJO CAJA</u>	-2	-1	0	1	2
AÑOS	2.013	2.014	2.015	2.016	2.017
	0,00	0,00	86,19	134,81	
COSTOS OPER.					6,63
INGRESOS					3,79

**Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1 (continuación).**

<u>FLUJO CAJA</u>	-2	-1	0	1	2
AÑOS	2.013	2.014	2.015	2.016	2.017
DEPRECIACIÓN					15,79
INGRESOS ANTES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	-2,84
ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
INGRESOS DESPUES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	-2,84
FLUJO CONSTANTE FILIAL	0,00	0,00	-86,19	-134,81	-2,84
FLUJO ACUMULADO FILIAL	0,00	0,00	-86,19	-221,00	-223,84
FLUJO CONSTANTE NACION	0,00	0,00	-86,19	-134,81	-2,84
FLUJO ACUMULADO NACIÓN	0,00	0,00	-86,19	-221,00	-223,84

**Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1 (continuación).**

3	4	5	6	7	8	9
2.018	2.019	2.020	2.021	2.022	2.023	2.024
6,83	7,03	7,24	7,46	7,69	7,92	8,15
3,79	3,79	3,79	3,79	3,79	3,79	3,79
15,79	15,79	15,79	15,79	15,79	15,79	15,79
-3,04	-3,24	-3,45	-3,67	-3,90	-4,13	-4,36
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
-3,04	-3,24	-3,45	-3,67	-3,90	-4,13	-4,36
-3,04	-3,24	-3,45	-3,67	-3,90	-4,13	-4,36
-226,88	-230,12	-233,58	-237,25	-241,15	-245,27	-249,64
-3,04	-3,24	-3,45	-3,67	-3,90	-4,13	-4,36
-226,88	-230,12	-233,58	-237,25	-241,15	-245,27	-249,64

**Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1 (continuación).**

10	11	12	13	14	15
2.025	2.026	2.027	2.028	2.029	2.030
8,40	8,65	8,91	9,18	9,45	9,74
3,79	3,79	3,79	3,79	3,79	3,79
15,79	15,79	15,79	15,79	15,79	15,79
-4,61	-4,86	-5,12	-5,39	-5,66	-5,95
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
-4,61	-4,86	-5,12	-5,39	-5,66	-5,95
-4,61	-4,86	-5,12	-5,39	-5,66	-5,95
-254,24	-259,11	-264,23	-269,61	-275,28	-281,22

**Tabla 4.16. Evaluación económica para escenario 1 y caso 1 (continuación).**

10	11	12	13	14	15
2.025	2.026	2.027	2.028	2.029	2.030
-4,61	-4,86	-5,12	-5,39	-5,66	-5,95
-254,24	-259,11	-264,23	-269,61	-275,28	-281,22

**Tabla 4.17. Resultado de Indicadores económicos para escenario 1 y caso 1.**

VPN (MUS\$)	-235,17
TIR (%)	indeterminado
VP INVERSIONES	-62,79
EI (\$/\$)	4,75

**Caso 2: Caudal de 14,16 MMMCED (500 MMPCED) y relación de presión de 9,16.**

En la tabla 4.18 y 4.19 se muestran los cálculos realizados con la herramienta Excel.

**Inversión (CTI): 28.695 MUS\$**

**Tabla 4.18. Evaluación económica para escenario 1 y caso 2.**

<b>FLUJO CAJA</b>	-2	-1	0	1	2
<b>AÑOS</b>	2013	2014	2015	2016	2017
	0,00	0,00	11.191,05	17.503,95	
COSTOS OPER.					860,85
INGRESOS					25.757,20
DEPRECIACIÓN					2.049,64
INGRESOS ANTES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	24.896,35
ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	7.767,88
INGRESOS DESPUES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	17.128,47
FLUJO CONSTANTE FILIAL	0,00	0,00	-11.191,05	-17.504	17.128
FLUJO ACUMULADO FILIAL	0,00	0,00	-11.191,05	-28.695	-11.567
FLUJO CONSTANTE NACION	0,00	0,00	-11.191,05	-17.504	24.896
FLUJO ACUMULADO NACIÓN	0,00	0,00	-11.191,05	-28.695	-3.799

**Tabla 4.18. Evaluación económica para escenario 1 y caso 2 (continuación).**

3	4	5	6	7	8	9
2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
886,7	913,3	940,7	940,7	968,9	998,0	1027,9
25757,2	25757,2	25757,2	25757,2	25757,2	25757,2	25757,2
2049,6	2049,6	2049,6	2049,6	2049,6	2049,6	2049,6
24870,5	24843,9	24816,5	24816,5	24788,3	24759,2	24729,3
7759,1	7750,1	7740,7	7740,7	7731,1	7721,3	7711,1
17111,4	17093,9	17075,8	17075,8	17057,2	17038,0	17018,2
17111,4	17093,9	17075,8	17075,8	17057,2	17038,0	17018,2
5544,9	22638,8	39714,6	56790,3	73847,5	90885,5	107903,7
24870,5	24843,9	24816,5	24816,5	24788,3	24759,2	24729,3
21071,9	45915,8	70732,3	95548,9	120337,2	145096,4	169825,7

**Tabla 4.18. Evaluación económica para escenario 1 y caso 2 (continuación).**

10	11	12	13	14	15
2025	2026	2027	2028	2029	2030
1.058,74	1.090,50	1.123,21	1.156,91	1.156,91	1.191,62
25.757,20	25.757,20	25.757,20	25.757,20	25.757,20	25.757,20
2.049,64	2.049,64	2.049,64	2.049,64	2.049,64	2.049,64
24.698,47	24.666,70	24.633,99	24.600,29	24.600,29	24.565,59
7.700,60	7.689,80	7.678,68	7.667,22	7.667,22	7.655,42
16.997,87	16.976,90	16.955,31	16.933,07	16.933,07	16.910,16
16.997,87	16.976,90	16.955,31	16.933,07	16.933,07	16.910,16
124.901,57	141.878,47	158.833,79	175.766,86	192.699,93	209.610,09
24.698,47	24.666,70	24.633,99	24.600,29	24.600,29	24.565,59
194.524,19	219.190,89	243.824,88	268.425,17	293.025,47	317.591,05

**Tabla 4.19. Resultado de Indicadores económicos para escenario 1 y caso 2.**

VPN (MUS\$)	87.062,02
TIR (%)	49,73%
VP INVERSIONES	109.444,12
EI (\$/\$)	1,80

- **Escenario 2: Considerando ingresos por venta de desplazamiento de diesel basado en la energía eléctrica generada por el turboexpansor.**

**Caso 1: Caudal de 0,14 MMMCED (5 MMPCED) y relación de presión de 2,91.**

En la tabla 4.20 y 4.21 se muestran los cálculos realizados con la herramienta Excel.

**Inversión (CTI): 221 MUS\$**

**Tabla 4.20. Evaluación económica para escenario 2 y caso 1.**

<b>FLUJO CAJA</b>	<b>-2</b>	<b>-1</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
<b>AÑOS</b>	<b>2.013</b>	<b>2.014</b>	<b>2.015</b>	<b>2.016</b>	<b>2.017</b>
	0,00	0,00	86,19	134,81	
COSTOS OPER.					6,63
INGRESOS					223,31
DEPRECIACIÓN					15,79
INGRESOS ANTES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	216,68
ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	68,31
INGRESOS DESPUES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	148,38
FLUJO CONSTANTE FILIAL	0,00	0,00	-86,19	-134,81	148,38
FLUJO ACUMULADO FILIAL	0,00	0,00	-86,19	-221,00	-72,62
FLUJO CONSTANTE NACION	0,00	0,00	-86,19	-134,81	216,68
FLUJO ACUMULADO NACIÓN	0,00	0,00	-86,19	-221,00	-4,32

**Tabla 4.20. Evaluación económica para escenario 2 y caso 1 (continuación).**

<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>
<b>2.018</b>	<b>2.019</b>	<b>2.020</b>	<b>2.021</b>	<b>2.022</b>	<b>2.023</b>	<b>2.024</b>
6,83	7,03	7,24	7,46	7,69	7,92	8,15
223,31	223,31	223,31	223,31	223,31	223,31	223,31
15,79	15,79	15,79	15,79	15,79	15,79	15,79
216,49	216,28	216,07	215,85	215,63	215,40	215,16
68,24	68,17	68,10	68,02	67,95	67,87	67,79
148,25	148,11	147,97	147,83	147,68	147,53	147,37
148,25	148,11	147,97	147,83	147,68	147,53	147,37



**Tabla 4.20. Evaluación económica para escenario 2 y caso 1 (continuación).**

3	4	5	6	7	8	9
2.018	2.019	2.020	2.021	2.022	2.023	2.024
75,63	223,74	371,71	519,54	667,22	814,75	962,13
216,49	216,28	216,07	215,85	215,63	215,40	215,16
212,17	428,45	644,52	860,37	1.076,00	1.291,40	1.506,56

**Tabla 4.20. Evaluación económica para escenario 2 y caso 1 (continuación).**

10	11	12	13	14	15
2.025	2.026	2.027	2.028	2.029	2.030
8,4	8,7	8,9	9,2	9,5	9,7
223,3	223,3	223,3	223,3	223,3	223,3
15,8	15,8	15,8	15,8	15,8	15,8
214,9	214,7	214,4	214,1	213,9	213,6
67,7	67,6	67,5	67,4	67,3	67,2
147,2	147,0	146,9	146,7	146,5	146,3
147,2	147,0	146,9	146,7	146,5	146,3
1.109,3	1.256,4	1.403,3	1.550,0	1.696,5	1.842,8
214,9	214,7	214,4	214,1	213,9	213,6
1.721,5	1.936,1	2.150,5	2.364,7	2.578,5	2.792,1

De las premisas mencionadas en el capítulo 3, se obtiene:

- Desplazamiento de Diesel Anual: 1.971 barriles.
- Ingreso anual por ahorro de Diesel: 223,31 MUS\$.

**Tabla 4.21. Resultado de Indicadores económicos para escenario 2 y caso 1.**

VPN (MUS\$)	780,06
TIR (%)	55,06%
VP INVERSIONES	952,44
EI (\$/\$)	1,82

**Caso 2: Caudal de 14,16 MMMCED (500 MMPCED) y relación de presión de 9,16.**

En la tabla 4.22 y 4.23 se muestran los cálculos realizados con la herramienta Excel.

Inversión (CTI): 28.695 MUS\$

Tabla 4.22. Evaluación económica para escenario 2 y caso 2.

FLUJO CAJA	-2	-1	0	1	2
AÑOS	2.013	2.014	2.015	2.016	2.017
	0,00	0,00	11.191,05	17.503,95	
COSTOS OPER.					860,85
INGRESOS					52.867,59
DEPRECIACIÓN					2.049,64
INGRESOS ANTES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	52.006,74
ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	16.985,41
INGRESOS DESPUES ISLR	0,00	0,00	0,00	0,00	35.021,33
FLUJO CONSTANTE FILIAL	0,00	0,00	-11.191,05	-17.503,95	35.021,33
FLUJO ACUMULADO FILIAL	0,00	0,00	-11.191,05	-28.695,00	6.326,33
FLUJO CONSTANTE NACIÓN	0,00	0,00	-11.191,05	-17.503,95	52.006,74
FLUJO ACUMULADO NACIÓN	0,00	0,00	-11.191,05	-28.695,00	23.311,74

Tabla 4.22. Evaluación económica para escenario 2 y caso 2 (continuación).

3	4	5	6	7	8	9
2.018	2.019	2.020	2.021	2.022	2.023	2.024
886,7	913,3	940,7	968,9	998,0	1.027,9	1.058,7
52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6
2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6
51.980,9	51.954,3	51.926,9	51.898,7	51.869,6	51.839,7	51.808,9
16.976,6	16.967,6	16.958,3	16.948,7	16.938,8	16.928,6	16.918,1
35.004,3	34.986,7	34.968,6	34.950,0	34.930,8	34.911,1	34.890,7
35.004,3	34.986,7	34.968,6	34.950,0	34.930,8	34.911,1	34.890,7
41.330,6	76.317,3	111.286,0	146.236,0	181.166,8	216.077,9	250.968,6
51.980,9	51.954,3	51.926,9	51.898,7	51.869,6	51.839,7	51.808,9
75.292,7	127.247,0	179.173,9	231.072,6	282.942,2	334.781,9	386.590,8

Tabla 4.22. Evaluación económica para escenario 2 y caso 2 (continuación).

10	11	12	13	14	15
2.025	2.026	2.027	2.028	2.029	2.030
1.090,5	1.123,2	1.156,9	1.191,6	1.227,4	1.264,2
52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6	52.867,6
2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6	2.049,6

**Tabla 4.22. Evaluación económica para escenario 2 y caso 2 (continuación).**

10	11	12	13	14	15
2.025	2.026	2.027	2.028	2.029	2.030
51.777,1	51.744,4	51.710,7	51.676,0	51.640,2	51.603,4
16.907,3	16.896,2	16.884,8	16.873,0	16.860,8	16.848,3
34.869,8	34.848,2	34.825,9	34.803,0	34.779,4	34.755,1
34.869,8	34.848,2	34.825,9	34.803,0	34.779,4	34.755,1
285.838,4	320.686,6	355.512,5	390.315,5	425.094,9	459.850,1
51.777,1	51.744,4	51.710,7	51.676,0	51.640,2	51.603,4
438.367,9	490.112,2	541.822,9	593.498,9	645.139,1	696.742,5

**Tabla 4.23. Resultado de Indicadores económicos para escenario 2 y caso 2.**

VPN (MUS\$)	206.798,99
TIR (%)	90,22%
VP INVERSIONES	229.181,09
EI (\$/\$)	1,90

De las premisas mencionadas en el capítulo 3, se obtiene:

- Desplazamiento de Diesel Anual: 466.616 barriles.
- Ingreso anual por ahorro de Diesel: 52.867 MUS\$.

En la tabla 4.24 se muestran los resultados de evaluación económica para el escenario de venta por energía eléctrica generado por el turboexpansor (escenario 1) para las condiciones de caudal y diferencial de presión establecidos anteriormente.

**Tabla 4.24. Resultados de evaluación económica para el escenario 1.**

Relación de presión	Caudal		Capacidad (kW)	CTI (MUS\$)	Indicadores económicos por venta de energía eléctrica (Escenario 1)			
	MMMCND	MMPCED			VPN (MUS\$)	TIR (%)	VP Inversiones (MUS\$)	EI (\$/\$)
2,91	0,14	5	135	221	-235	indeter	-62,79	-4,75
	1,70	60	1.672	2.077	4.014	37	5.634	1,71
	5,66	200	5.575	6.065	13.644	42	18.367	1,74
	14,16	500	13.940	13.712	35.582	45	46.277	1,77

**Tabla 4.24. Resultados de evaluación económica para el escenario 1 (continuación).**

Relación de presión	Caudal		Capacidad (kW)	CTI (MUS\$)	Indicadores económicos por venta de energía eléctrica (Escenario 1)			
	MMMCND	MMPCED			VPN (MUS\$)	TIR (%)	VP Inversiones (MUS\$)	EI (\$/\$)
9,16	0,14	5	320	477	695	31	1066,70	1,65
	1,70	60	3.835	4.348	9.702	41	13.093,08	1,74
	5,66	200	12.780	12.692	32.497	45	42.397	1,77
	14,16	500	31.690	28.695	87.062	50	109.444	1,80

De los resultados obtenidos en la tabla anterior se observa que el proyecto para el escenario 1 es rentable para todo caudal y relación de presión considerado en este estudio, a excepción del caso cuando el flujo y el diferencial de presión son mínimos (0,14 MMMCED y RP: 2,91), ya que; se obtiene un Valor Presente Neto (VPN) inferior a cero, por lo que no se lograría recuperar la inversión en el horizonte económico planteado, y además; por cada dólar americano invertido se pierde 4,75 US\$.

En la tabla 4.25 se muestran los resultados de evaluación económica para el escenario de venta y/o desplazamiento de líquido combustible diesel basado en la capacidad de energía generada por el turboexpansor (escenario 2) para las condiciones de caudal y diferencial de presión establecidos anteriormente.

**Tabla 4.25. Resultados de evaluación económica para el escenario 2.**

Relación de presión	Caudal		Capacidad (kW)	CTI (MUS\$)	Indicadores económicos por venta de combustible líquido Diesel (Escenario 2)			
	MMMCND	MMPCED			VPN (MUS\$)	TIR (%)	VP Inversiones (MUS\$)	EI (\$/\$)
2,91	0,14	5	135	221	780,06	55,06	952,44	1,82
	1,70	60	1.672	2.077	10.279,45	69,41	11.899,51	1,86
	5,66	200	5.575	6.065	35.080,97	77,35	39.812	1,88
	14,16	500	13.940	13.712	89.079	83,89	99.775	1,89

**Tabla 4.25. Resultados de evaluación económica para el escenario 2 (continuación).**

Relación de presión	Caudal		Capacidad (kW)	CTI (MUS\$)	Indicadores económicos por venta de combustible líquido Diesel (Escenario 2)			
	MMMCND	MMPCED			VPN (MUS\$)	TIR (%)	VP Inversiones (MUS\$)	EI (\$/\$)
9,16	0,14	5	320	477	1892,91	59,62	2264,97	1,84
	1,70	60	3.835	4.348	23.967	74,80	27.358,59	1,88
	5,66	200	12.780	12.692	81.553	83,25	91.453	1,89
	14,16	500	31.690	28.695	206.799	90,22	229.181	1,90

En este escenario, de acuerdo a los resultados obtenidos en la tabla 4.25, se determina el proyecto como rentable económicamente para los diferentes caudales y diferencial de presión considerados en este estudio ya que; para todos los casos se tiene un Valor Presente Neto (VPN) mayor a cero (0), que cumple con el objetivo básico financiero, maximizar la inversión. La tasa interna de retorno (TIR), es mayor a la tasa de descuento (porcentaje del capital que se está dispuesto a arriesgar), se estima un rendimiento mayor al mínimo requerido y la eficiencia de la inversión en 1,90, indica que por cada dólar invertido se ganan 1,90 US\$.

Por otro lado, para efectos del desarrollo del programa TurbexStudio se considera en la evaluación económica el escenario 2 “venta de combustible líquido Diesel” debido a que es el que genera mayores ingresos, y además; el considerar el escenario por venta de energía eléctrica para el caso de Venezuela, no generaría ganancia ya que, el precio del kWh en bolívares es muy bajo con respecto al precio internacional del kWh, otra razón, es que el cliente mayor sería CORPOELEC y por ser también empresa del Estado, lo más probable le pagaría a PDVSA bajo la modalidad de financiamiento.

### 4.5.3 Instalación de turboexpansor en un Sistema de Transmisión de gas.

En este punto se plantean cuatro (04) casos para instalar un turboexpansor en estación de regulación de presión de gas de clientes de alto, mediano y bajo consumo utilizando la herramienta computacional TurbexStudio. En la figura 4.26, se muestra el diagrama del arreglo propuesto para la instalación de un turboexpansor en una estación de regulación de presión en Sistemas de Transporte y Distribución de gas natural.

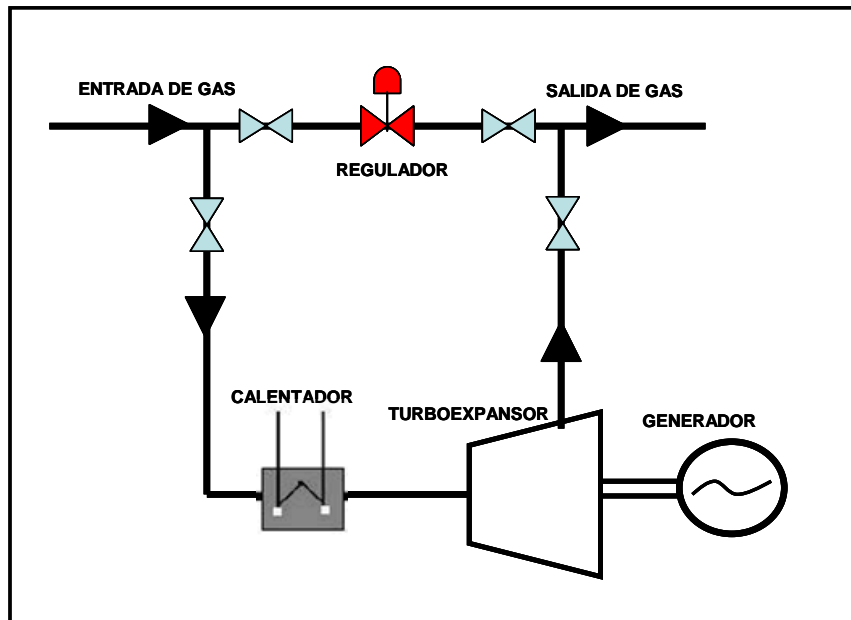


Figura 4.26. Diagrama del arreglo propuesto para instalación de turboexpansor en ERP.

#### Caso 1: Alto consumo.

- Cliente: SIDOR.
- Sector: Siderúrgica.
- Ubicación: Estación Terminal Puerto Ordaz.
- Sistema de Transporte: Anaco – Puerto Ordaz.

- Volumen diario contractual (VDC): 8,43 MMMCED (298 MMPCED).
- Presión de llegada: 3.103, 4.274 y 5.171 kPa (450, 620 y 750 psig).
- Presión regulada: 2.068 kPa (300 psig).
- Temperatura de entrada: 305,37 K (90 °F).
- Temperatura nueva de entrada: 313 K (103,6 °F) y 352 K (174,07 °F)
- **Capacidad de generación por el turboexpansor:** 2.913 hp (2.172 kW) - 4.605,2 hp (3.434,1 kW).
- **Modelo turboexpansor propuesto:** L.A Turbine “L-4000”.
- **Modelo de calentador propuesto:** Natco “Baño de agua”.
- **Estimado de costo:** 3,94 MMUS\$.
- **Beneficio anual:** 5,68 MMUS\$ en ahorro y/o ingreso por venta de combustible líquido (Diesel).
- **Tasa Interna de Retorno:** 74,62%.
- **Observación:** Proyecto rentable.

**Caso 2: Alto consumo.**

- Cliente: Planta Eléctrica Josefa Joaquina Sánchez Bastida (TACOA).
- Sector: Eléctrico.
- Ubicación: Estado Vargas.
- Sistema de Transporte: Anaco – Barquisimeto.
- Volumen diario contractual (VDC): 144 MMPCED.
- Presión de llegada: 2.758 – 3.448 kPa (400 - 500 psig).
- Temperatura de entrada: 305,37 K (90 °F).
- Temperatura nueva de entrada: 316 K (110 °F) y 333 K (140 °F).
- Presión regulada: 1.724 kPa (250 psig).
- **Capacidad de generación por el turboexpansor:** 1.842 hp (1.374 kW) - 2.328,3 hp (1.736,2 kW).
- **Modelo turboexpansor propuesto:** Atlas Copco ETG 450 – MS.
- **Modelo de calentador propuesto:** Natco “Baño de agua”.
- **Estimado de costo:** 2,15 MMUS\$.

- **Beneficio anual:** 2,87 MMUS\$ en ahorro y/o ingreso por venta de combustible líquido (Diesel).
- **Tasa Interna de Retorno:** 71%.
- **Observación:** Proyecto rentable.

**Caso 3: Bajo consumo.**

- Cliente: varios.
- Sector: Manufactura.
- Ubicación: Estación Terminal La Quizanda.
- Sistema de Transporte: Anaco – Barquisimeto.
- Consumo: 0,51 MMMCED (18 MMPCED).
- Presión de llegada: 2.758 – 4.137 kPa (400 - 600 psig).
- Temperatura de entrada: 305,37 K (90 °F).
- Temperatura nueva de entrada: 316 K (110 °F) y 347 K (165 °F).
- Presión regulada: 1.724 kPa (250 psig).
- **Capacidad de generación por el turboexpansor:** 230 hp (274 kW) - 335,6 hp (350,2 kW).
- **Modelo turboexpansor propuesto:** L.A Turbine “L-4000”.
- **Modelo de calentador propuesto:** Natco “Baño de agua”.
- **Estimado de costo:** 383,1 MUS\$.
- **Beneficio anual:** 414 MUS\$ en ahorro y/o ingreso por venta de combustible líquido (Diesel).
- **Tasa Interna de Retorno:** 58,4%.
- **Observación:** Proyecto rentable.

**Caso 4: Mediano consumo.**

- Cliente: Pequiven Morón.
- Sector: Petroquímica.
- Ubicación: Morón.
- Sistema de Transporte: Anaco – Barquisimeto.



- Volumen diario contractual (VDC): 1,42 MMMCED (50 MMPCED).
- Presión de llegada: 3.103 – 4.137 kPa (450 - 600 psig).
- Presión regulada: 1.724 kPa (250 psig).
- **Capacidad de generación por el turboexpansor:** 932,3 hp (695,2 kW).
- **Modelo turboexpansor propuesto:** Dresser Rand “E-148”.
- **Modelo de calentador propuesto:** Natco “Baño de agua”.
- **Estimado de costo:** 951 MUS\$.
- **Beneficio anual:** 1.150 MUS\$ en ahorro y/o ingreso por venta de combustible líquido (Diesel).
- **Tasa Interna de Retorno:** 65%.
- **Observación:** Proyecto rentable.

En los casos que se presentaron al instalar un turboexpansor en estaciones de regulación existentes de PDVSA Gas, se evidencia que es rentable el proyecto, generando un ahorro considerable de líquidos combustibles a la nación, los cuales pueden ser colocados en el mercado internacional. No obstante, como se mostró en la tabla 4.25; se puede instalar un turboexpansor en aquellos clientes que demandan un valor de caudal, relación de presión y temperatura de gas dentro del rango estudiado, siempre que el escenario económico sea el de desplazamiento de combustible líquido (Diesel).

# Conclusiones

---

---

- Se obtuvieron valores de parámetros de operación como presión y temperatura en las principales estaciones de regulación de presión de gas natural mediante el simulador Pipeline Studio del Sistema de Transporte: Anaco-Barquisimeto, Anaco-Jose-Puerto La Cruz y Anaco-Puerto Ordaz. Los valores de presión y temperatura obtenidos fueron los esperados, el rango de presión de operación en los Sistemas de Transporte estudiados oscilaron entre 2.896 kPa (420 psig) y 7.584 kPa (1.100 psig). De igual manera, la temperatura del gas se encontraron entre 293,15 K (68 °F) y 322 K (120 °F), estos valores fueron muy parecidos a los de la realidad, existiendo una precisión dentro de un rango de  $\pm 5$ , ciertos valores se pudieron validar en aquellas estaciones de regulación de presión que poseen dispositivo como manómetros y termómetros.
- La mayor cantidad de energía que se puede aprovechar, resultó ser en aquellas estaciones de regulación de presión donde exista un mayor caudal y/o demanda de gas y un mayor diferencial de presión, obteniendo así; una potencia teórica para generación de electricidad de hasta 31,69 MW aproximadamente. Por otro lado, la sensibilidad en el incremento de potencia predomina más en el parámetro del flujo

másico y/o caudal, seguidamente en la temperatura de entrada del gas, y por último; en la presión de entrada del gas al equipo.

- Los turboexpansores modelos de cuatro (04) empresas, se evaluaron acorde a las premisas de operación consideradas en este estudio, y los mismos; resultaron apropiados para instalarlos en las estaciones de regulación, acorde a su capacidad de generación de potencia y características del equipo. Los equipos de la empresa Dresser Rand sólo pueden generar hasta 3.000 kW, mientras que los de la empresa Atlas Copco pueden operar un caudal de hasta 3,96 MMMCED (140 MMPCED) y pueden generar hasta 9.000 kW aproximadamente. Seguidamente, se encontraron los turboexpansores de la empresa General Electric que pueden operar desde un caudal de 0,09 MMMCED (3 MMPCED) hasta 4,81 MMMCED (170 MMMPCED) con una capacidad de generación de potencia hasta 45 MW. Los turboexpansores de la empresa L.A Turbine pueden generar hasta una potencia de 15.000 kW, además; tienen una capacidad de operar caudales de hasta 25 MMMCED (885 MMPCED). Por otro lado, los valores de potencia teórica (simulador HySys) resultaron ser mayor que los valores de potencia real y/o comercial de las empresas Atlas Copco y Dresser Rand, siendo muy poca la diferencia entre ambos.
- Se desarrolló una herramienta computacional para el estudio del aprovechamiento energético mediante la aplicación de turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas, la cual permite determinar la energía y/o potencia que se puede generar en una estación de regulación de presión de gas natural bajo unas premisas operacionales dadas y su evaluación económica. Además, la herramienta sugiere el tipo de calentador de gas (si es necesario) comercial que se requiere instalar para evitar la posible formación de hidratos.

- La factibilidad económica de instalar un equipo turboexpansor en una estación de regulación de presión de gas natural y bajo las premisas de operación de diferentes caudales y diferencial de presión consideradas en este estudio, resultó ser rentable para el rango de presión y caudal considerados en los Sistemas de Transporte de gas desde el punto de vista de obtener ingresos por desplazamiento y/o ahorro de líquido combustible (Diesel) a la nación, generando Tasa Interna de Retorno de hasta 90% y lográndose desplazar hasta una cantidad de 466.616 barriles aproximadamente. No obstante, desde el punto de vista de obtener ingresos por venta de electricidad a tarifa internacional, resultó ser rentable a partir de un flujo de 1,70 MMMCED (60 MMPCED). Sin embargo, plantear ese escenario por venta de energía eléctrica en Venezuela a tarifa nacional, no es vislumbrante como el de considerar desplazamiento de líquido combustible (Diesel).
- El desarrollo de esta investigación constituye una innovación a la industria petrolera, un aporte directo al Sistema Eléctrico Nacional (S.E.N) y a la preservación del ambiente, ya que; existe la posibilidad de transformación de energía desde una infraestructura existente y/o nueva, sin la quema de combustible y un aprovechamiento energético independiente del Sistema Eléctrico Nacional.

# *Recomendaciones*

---

- Implantar el equipo turboexpansor en estaciones de regulación de presión de gas en aquellas zonas remotas donde se carece de electricidad bien sea para consumo propio, como por ejemplo; la iluminación de una estación, electricidad para el funcionamiento de la caseta de telemetría y/o para beneficio de una pequeña comunidad, de eso va a depender; la cantidad de energía aprovechable acorde a las premisas de operación de la estación.
- Colocar el equipo turboexpansor en una estación cercano a la descarga de una planta compresora, ya que es allí, donde se obtiene una mayor presión de entrada al equipo y por ende contribuye a un mayor diferencial de presión.
- Adiestrar al personal de PDVSA para la operación y mantenimiento del equipo.
- Acoplar el equipo al sistema de señal remota para que el mismo sea controlado a distancia desde el Despacho Central de Gas.
- Elaborar estudios de análisis de riesgo: Análisis Preliminar de Peligros (APP), Hazop en la implantación de este equipo en las estaciones.

#

- Continuar con la línea de investigación en las universidades y contribuir a la actualización del programa. En el mismo se podría considerar el diseño del equipo turboexpansor.

#

## Referencias bibliográficas

---

- Atlas Copco (2.015). *Catálogo Comercial de Turboexpansores*. USA. (<http://www.atlascopco.com>).
- Balestrini A. Mirian (1.998). *Cómo se elabora el proyecto de investigación*. Caracas. Consultores asociados BL. Servicio editorial Briceño.
- Barnwell, J., Wong, W, Bechtel. (1985). *Expanders Do Payout Offshore North Sea*. Society of Petroleum Engineers (SPE).USA.
- Bruest Hot Cat (2.008). *Catálogo Comercial de Calentadores de Gas Natural*. USA.
- Campbell John M (1984). *Gas Conditioning and Processing Volume 1*. Campbell Petroleum Series.
- Claret Arnoldo (2.011). *Cómo Hacer y Defender una Tesis*. 21ava edición, Caracas-Venezuela.
- David Wood & Associates (2.007). *Offshore Natural Gas Liquefaction Process and Development Issues*. Society of Petroleum Engineers (SPE).USA.
- Dixon, S.L. *Fluid Mechanics and Thermodynamics of Turbomachinery*. Editorial Butterworth Heinemann.
- Dresser Rand (2.015). *Catálogo Comercial de Turboexpansores*. USA. (<http://www.dresserrand.com>).

- Duerto Mionelys (2.009). *Evaluación del Sistema de Estabilización de los Trenes A y B de la Planta Extracción San Joaquín*. Tesis de Grado. Barcelona – Venezuela.
- Elliott, C.T. Lira, *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics*, 1999, Prentice Hall.
- Engineering Data Book. Gas Processor Suppliers Association (GPSA). Volume II.
- Fattak, K. (2.004). *Evaluation of Empirical Correlations for Natural Gas Hydrate Predictions*. Oil and Gas Business.
- General Electric (2.015). *Catálogo Comercial de Turboexpansores*. USA. (<http://www.ge.com>).
- González Cristian (2.010). *Planta de Fraccionamiento de Gas Natural por Turboexpansor*, Universidad Nacional de Cuyo. Argentina.
- Hubbard, Robert A., John M. Campbell et Al. *Profitability of U.S. NGL Extraction (1.989)*. Society of Petroleum Engineers (SPE).USA.
- Katz Donald & Lee Robert L (1.990). *Natural Gas Engineering*. Production and Storage. McGraw Hill.
- Lecuona, Antonio y Nogueira, José (2000). *Turbomáquinas. Procesos, análisis y tecnología*. Ariel S.A. Barcelona-España.
- L.A Turbine (2.015). *Catálogo Comercial de Turboexpansores*. USA. (<http://www.laturbine.com>).
- López, Antonio (2.002). *Evaluación de la Eficiencia Mecánica y Termodinámica de los Turboexpansores de la Planta de Extracción San Joaquín*. Tesis de Grado. Barcelona – Venezuela.
- Martínez, M. Ashford (1.988). *Programa de Curso de Ingeniería de Gas*. Puerto la Cruz - Venezuela.
- Martínez, Francisco (2005). *Programa de Curso de Ingeniería de Gas*. Universidad Central. Caracas-Venezuela.
- NATCO (2.008). *Catálogo Comercial de Calentadores de Gas Natural*. USA.



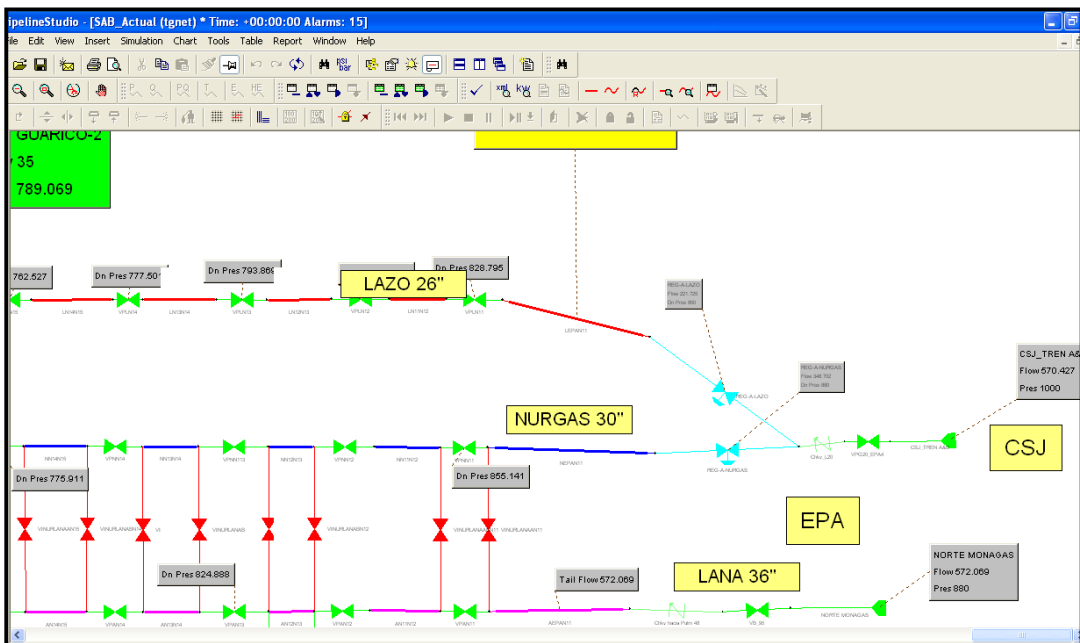
- PDVSA (1.996). *Manual de Estimacion de Costo clase V Turbinas de Gas*. Venezuela.
- PDVSA (2.013). *Plan de Negocios de PDVSA Gas*. Venezuela.
- Pinto, Mercedes (2.009). *Termodinámica I*. Universidad San Luis Gonzaga de ICA. Perú.
- Rahman, Mohammed (2.010). *Power Generation from Pressure Reduction in the Natural Gas supply chain in Bangladesh*. Journal of Mechanical Engineering. The institution of engineers, Bangladesh.
- Russell, T.G., Canadian Hunter Exploration et al. *Accelerated Fatigue Phenomena in High-Horsepower Turboexpander Wheels*, SPE Gas technology (1.993) Calgary-Canada.
- Universidad Pedagógica Experimental Libertador (UPEL). Vicerrectorado de Investigación y Postgrado. *Manual de Trabajo de Grado de Especialización, Maestría y Tesis Doctorales* (2.003) Caracas.
- Van Wylen, G. *Fundamentos de termodinámica*, 2da Edición - Limusa.

- **Apéndice A.** Ventana del simulador Pipeline Studio.
- **Apéndice B.** Ejemplos de resultados reportados por el simulador Pipeline Studio.
- **Apéndice C.** Reporte de resultados para el Análisis de Sensibilidad de las variables para el cálculo de potencia reportado por el simulador Pipeline Studio.
- **Apéndice D.** Reporte de resultados para el Análisis de Sensibilidad de las variables para el cálculo de potencia reportado por el simulador HySys.
- **Apéndice E.** Herramienta computacional “TurbexStudio” versión idioma inglés.

**Ventana del simulador Pipeline Studio.**

En esta sección se muestran algunos de los cálculos realizados para la determinación de presión y temperatura en las E.V.A correspondiente a los cuatro (04) sistemas de transporte involucrados mediante el simulador Pipeline Studio.

A continuación en las siguientes figuras, se muestran la ventana del simulador para cada sistema de transporte y algunos resultados de presión y temperatura reportados en el mismo, entre ellas:



**Figura A.1. Ventana del simulador Pipeline Studio del Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto.**



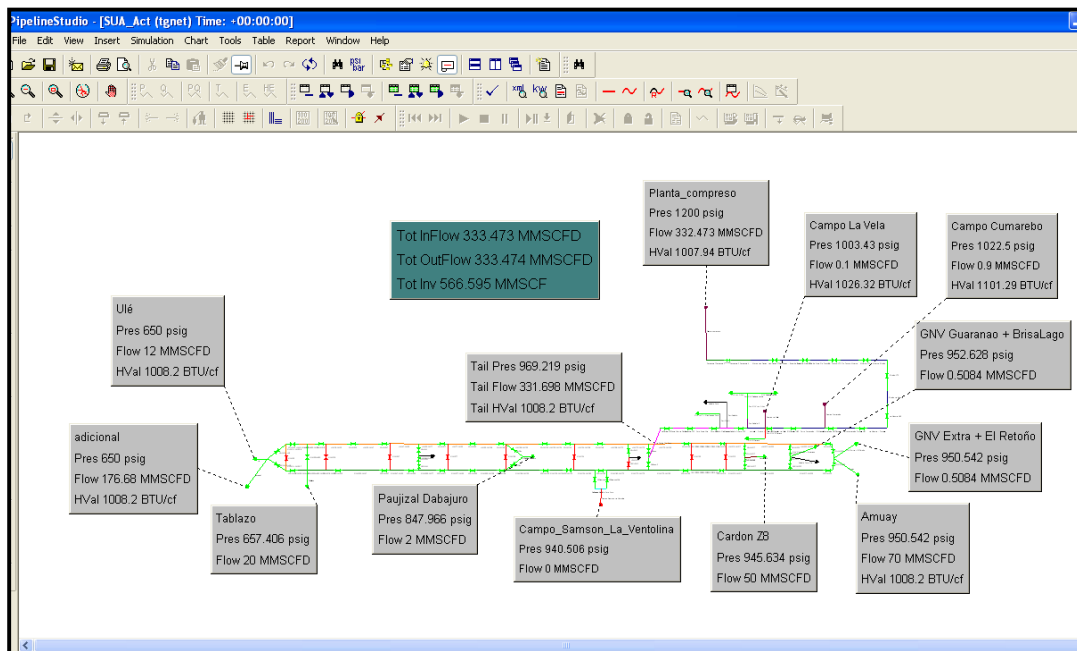


Figura A.3. Ventana del simulador Pipeline Studio del Sistema de Transporte Ulé – Amuay.

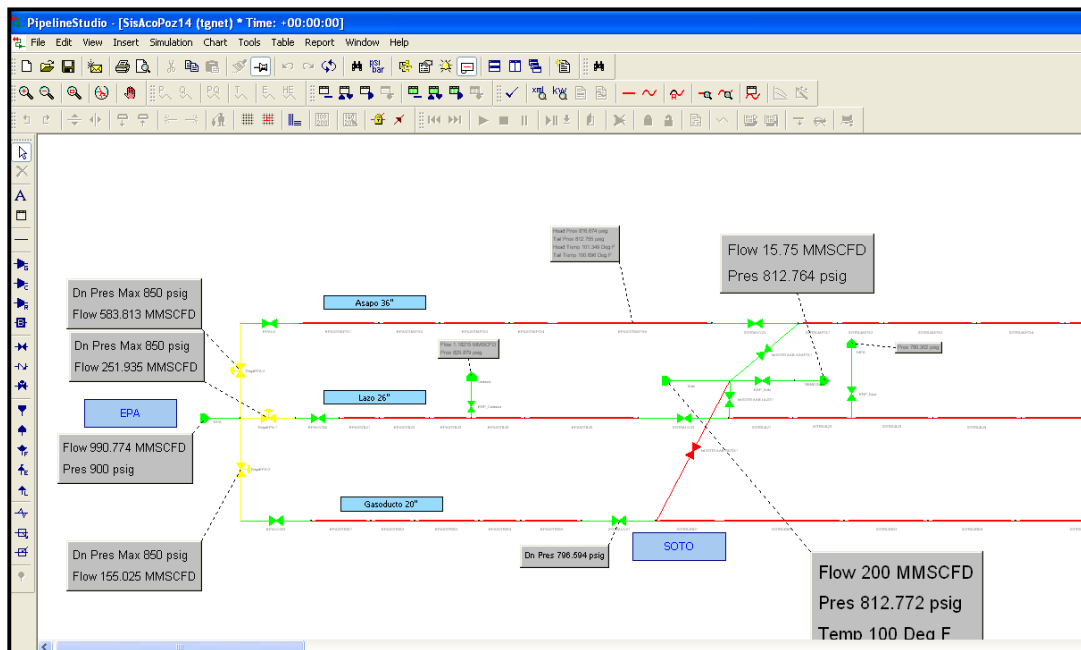


Figura A.4. Ventana del simulador Pipeline Studio del Sistema de Transporte Anaco – Puerto Ordaz.

**Ejemplos de resultados reportados por el simulador Pipeline Studio.**

**Tabla B.1. Resultados reportados por el simulador Pipeline Studio de presión y temperatura del Sistema de Transporte Anaco – Barquisimeto.**

PipelineStudio - [SAB_Actual (tgnnet):2 - Pipes (output) Time: +00:00:00]										
File Edit View Insert Simulation Chart Tools Table Report Window Help										
	Name	Flow (Head)	Flow (Tail)	Pressure (Head)	Pressure (Tail)	Temperature (Head)	Temperature (Tail)	Inventory	Velocity (Head)	Velocity (Tail)
Initial	Pipe									
Units		MMSCFD	MMSCFD	psig	psig	Deg F	Deg F	MMSCF	kph	kph
0001	LEPAN11	221.725	221.725	850	828.808	110.576	101.652	16.47	13.1837	13.2253
0002	NEPAN11	348.702	348.702	880	855.163	112.147	104.713	22.3498	15.2162	15.3848
0003	AEPAN11	572.069	572.069	879.632	853.458	104.981	100.116	32.2909	17.2015	17.5426
0004	NN11N12	348.702	348.702	855.141	833.326	104.711	99.3576	19.7841	15.3851	15.5935
0005	AN11N12	572.069	572.069	853.431	830.226	100.114	96.3982	28.3706	17.5431	17.8959
0006	LN11N12	221.725	221.725	828.795	810.397	101.651	95.7337	14.6754	13.2255	13.3317
0007	LN12N13	221.725	221.725	810.383	793.883	95.7329	91.7069	12.4309	13.3319	13.4817
0008	NN12N13	348.702	348.702	833.304	813.747	99.3564	95.4338	16.6808	15.5939	15.8308
0009	AN12N13	287.543	287.543	830.198	824.916	96.3966	92.602	24.0732	8.99539	8.95946
0010	LN13N14	221.725	221.725	793.869	777.515	91.706	88.3371	15.3211	13.4819	13.662
0011	NN13N14	348.702	348.702	813.725	793.473	95.4325	91.8895	20.4736	15.8312	16.1143
0012	AN13N14	572.069	572.07	824.888	803.535	92.5837	90.1156	29.7671	17.8247	18.2204
0013	LN14N15	221.725	221.725	777.501	762.542	88.3362	86.0725	9.32304	13.6623	13.8682
0014	NN14N15	348.702	348.702	793.45	775.934	91.8882	89.4034	12.4146	16.1147	16.4004
0015	AN14N15	572.07	572.069	803.507	785.18	90.1139	88.1097	17.992	18.2211	18.5856
0016	NN15N30	348.702	348.702	775.911	759.948	89.402	87.4096	11.3893	16.4009	16.687
0017	AN15N30	572.07	572.07	785.151	768.396	88.108	86.4518	16.4724	18.5862	18.9457
0018	LN30N31	291.725	291.725	749.156	695.52	83.393	79.2471	16.4991	18.6156	19.9777
0019	NN30N31	348.702	348.702	759.925	721.261	87.4082	83.2333	22.2618	16.6875	17.4705
0020	AN30N31	572.07	572.069	768.367	727.939	86.4499	82.665	32.1148	18.9464	19.8992
0021	LN31N32	291.725	291.725	695.492	655.748	79.2453	77.1321	12.2566	19.9784	21.1999
0022	NURN31N32	348.702	348.702	721.237	694.842	83.2317	81.1862	16.9465	17.4711	18.1022
0023	AN31N32	572.069	572.069	727.909	700.025	82.663	80.7205	24.3803	19.9	20.6664
0024	LN32N33	291.725	291.725	655.719	621.721	77.1301	75.9092	10.207	21.2008	22.413
0025	NN32N33	348.702	348.702	694.817	674.043	81.1846	80.0939	14.4621	18.1028	18.6645
0026	AN32N33	572.069	572.069	699.993	677.818	80.7184	79.6302	20.7608	20.6673	21.3528
0027	LN33N34	291.725	291.725	621.69	592.383	75.907	74.3682	6.73202	22.414	23.5403
0028	NN33N34	348.702	348.702	674.017	654.44	80.0921	78.6913	9.75907	18.6652	19.2074
0029	AN33N34	572.069	572.069	677.785	657.168	79.628	78.1845	13.9844	21.3538	22.0063
0030	LN34N35	291.725	291.725	592.35	554.885	74.3659	72.3509	7.36411	23.5415	25.1558
0031	NN34N35	348.702	348.702	654.414	629.117	78.6894	76.8863	10.9335	19.2082	19.9614

**Tabla B.2. Resultados reportados por el simulador Pipeline Studio de presión y temperatura del Sistema de Transporte Anaco – Jose - PLC.**

PipelineStudio - [ANA_JOS_ACTUAL2014 (tgnnet):2 * - Pipes (output) Time: +00:00:00]										
File Edit View Insert Simulation Chart Tools Table Report Window Help										
	Name	Flow (Head)	Flow (Tail)	Pressure (Head)	Pressure (Tail)	Temperature (Head)	Temperature (Tail)	Inventory	Velocity (Head)	Velocity (Tail)
Initial	Pipe									
Units		MMSCFD	MMSCFD	psig	psig	Deg F	Deg F	MMSCF	kph	kph
0001	CSJРАН20A	134.984	134.984	879.902	869.98	89.9946	88.5188	2.64155	12.7225	12.8276
0002	CSJРАН20B	134.984	134.984	869.98	868.299	88.5188	88.2505	0.876505	12.8276	12.8449
0003	CSJРАН20C	134.984	134.984	868.299	864.871	88.2505	87.7758	0.874608	12.8449	12.8833
0004	CSJРАН20D	134.984	134.984	864.871	864.324	87.7758	87.6887	0.436202	12.8833	12.8891
0005	CSJРАН20E	134.984	134.984	864.324	860.435	87.6887	87.1712	0.98357	12.8891	12.9339
0006	RANCRР20A	133.895	133.895	860.424	859.025	87.1705	86.9726	0.786114	12.8298	12.8455
0007	RANCRР20B	133.895	133.895	859.025	857.035	86.9726	86.7134	0.397351	12.8455	12.8687
0008	RANCRР20C	133.895	133.895	857.035	856.9	86.7134	86.6915	0.379528	12.8687	12.8701
0009	RANCRР20D	133.895	133.895	856.9	852.084	86.6915	86.0813	0.810235	12.8701	12.9276
0010	RANCRР20E	133.895	133.895	852.084	851.768	86.0813	86.0539	1.00411	12.9276	12.9319
0011	RANCRР20F	133.895	133.895	851.768	850.453	86.0539	85.8896	0.215098	12.9319	12.9478
0012	RANCRР20G	133.895	133.895	850.453	847.887	85.8897	85.5948	1.20024	12.9478	12.98
0013	RANCRР20H	133.895	133.896	847.887	843.627	85.5948	85.0857	0.840105	12.98	13.0332
0014	RANCRР20I	133.896	133.895	843.627	840.443	85.0857	84.7755	1.61694	13.0332	13.0762
0015	RANCRР20J	133.895	133.895	840.443	837.611	84.7755	84.4601	0.682924	13.0762	13.1131
0016	RANCRР20K	133.895	133.896	837.611	837.144	84.4601	84.4543	0.67696	13.1131	13.121
0017	RANCRР20L	133.582	133.582	837.144	835.149	84.4543	84.2665	0.842836	13.0903	13.1178
0018	RANCRР20M	133.582	133.582	835.149	833.127	84.2664	84.0411	0.407247	13.1178	13.1444
0019	RANCRР20N	133.582	133.582	833.127	833.118	84.0412	84.0472	0.0735968	13.1444	13.1448
0020	CRRCMT20A	133.141	133.141	833.107	831.965	84.0466	83.9668	0.710278	13.1016	13.1186
0021	CRRCMT20B	133.141	133.141	831.965	828.373	83.9668	83.5654	0.62294	13.1186	13.1662
0022	CRRCMT20C	133.141	133.141	828.373	824.948	83.5653	83.3555	1.94157	13.1662	13.219
0023	CRRCMT20D	133.141	133.141	824.948	822.759	83.3555	83.105	0.286046	13.219	13.2483
0024	CRRCMT20E	133.141	133.141	822.759	822.916	83.105	83.1534	0.200826	13.2482	13.2474
0025	CRRCMT20F	133.141	133.141	822.916	818.966	83.1534	82.7388	0.727699	13.2474	13.3021
0026	CRRCMT20G	133.141	133.141	818.966	814.772	82.7388	82.5696	2.39248	13.3021	13.372
0027	CRRCMT20H	133.141	133.141	814.772	813.259	82.5696	82.4074	0.233494	13.372	13.3932
0028	CRRCMT20I	133.141	133.141	813.259	813.37	82.4074	82.5174	0.556556	13.3932	13.3957
0029	CRRCMT20J	133.141	133.141	813.37	809.498	82.5174	82.1299	0.723621	13.3957	13.4516
0030	CRRCMT20K	133.141	133.141	809.498	807.983	82.1299	82.0676	0.74198	13.4516	13.4773
0031	CRRCMT20L	133.141	133.141	807.983	808.004	82.0676	82.0822	0.0616064	13.4773	13.4775

**Tabla B.3. Resultados reportados por el simulador Pipeline Studio de presión y temperatura del Sistema de Transporte Ulé - Amuay.**

PipelineStudio - [SUA_Act (tgnet):2 - Pipes (output) Time: +00:00:00]										
File Edit View Insert Simulation Chart Tools Table Report Window Help										
	Name	Flow (Head)	Flow (Tail)	Pressure (Head)	Pressure (Tail)	Temperature (Head)	Temperature (Tail)	Inventory	Velocity (Head)	Velocity (Tail)
Initial	Pipe									
Units		MMSCFD	MMSCFD	psig	psig	Deg F	Deg F	MMSCF	kph	kph
0001	LKM04+600...	-77.2353	-77.2353	657.406	683.612	73.404	73.392	2.61084	-15.7464	-15.0865
0002	LKM18-KM30	-77.2348	-77.2348	683.628	705.349	73.3602	73.3117	2.32921	-15.0862	-14.5755
0003	LKM30-KM47	-77.2363	-77.2363	705.364	742.869	73.3127	73.3639	4.22375	-14.5753	-13.7686
0004	LKM47-KM59	-77.2355	-77.2355	742.884	767.129	73.3647	73.8035	2.68689	-13.7681	-13.3041
0005	LKM59-KM77	-75.8446	-75.8446	767.129	799.243	73.8221	73.8479	4.51519	-13.0652	-12.4841
0006	LKM77-KM95	-75.8446	-75.8446	799.256	830.81	73.8487	74.0925	4.59663	-12.4839	-11.9645
0007	LKM95-KM...	-75.8446	-75.8446	830.823	847.954	74.0933	73.9129	3.07844	-11.9643	-11.6876
0008	LKM120-K...	-76.5069	-76.5069	874.194	897.237	74.4807	74.7638	4.04841	-11.4129	-11.0932
0009	LKM134-K...	-76.5069	-76.5069	897.248	933.498	74.7645	75.0283	7.29343	-11.0931	-10.6167
0010	LKM158-K...	-76.5069	-76.5069	933.509	955.882	75.0289	75.654	4.15053	-10.6166	-10.3563
0011	LKM172-K...	-76.5065	-76.5065	955.882	969.218	75.654	76.3092	2.16955	-10.3563	-10.2163
0012	190-195L	45.6562	45.6562	970.087	968.059	76.7656	72.2077	1.56938	6.09934	6.02482
0013	LKM215-K...	45.6562	45.6562	956.654	954.891	59.9906	59.1572	0.649353	5.86133	5.85684
0014	LKM217-K...	25.7535	25.7535	954.891	952.628	59.1572	63.581	1.52658	3.30369	3.36364
0015	LKM222-K...	25.636	25.6359	952.628	950.545	63.581	68.7198	2.53443	3.34829	3.41491
0016	GKM0004+...	-131.446	-131.446	657.406	682.078	72.3189	72.2673	4.01981	-17.3841	-16.6954
0017	GKM025-K...	-131.444	-131.444	698.382	744.11	72.4383	72.3466	8.57698	-16.276	-15.1728
0018	GKM047-K...	-131.445	-131.445	744.123	767.117	72.3473	72.79	4.14553	-15.1726	-14.6882
0019	GKM059-K...	-132.835	-132.835	767.129	799.236	72.7908	72.9252	6.95969	-14.8434	-14.1871
0020	GKM077-K...	-132.835	-132.835	799.248	830.809	72.9259	73.298	7.08301	-14.1869	-13.6012
0021	GKM095-K...	-132.835	-132.835	830.82	847.955	73.2986	73.2131	4.74224	-13.601	-13.2899
0022	GKM120-K...	-134.173	-134.173	874.279	897.407	73.9187	74.3254	6.233	-12.9985	-12.6377
0023	GKM134-K...	-134.173	-134.173	897.417	940.501	74.326	75.1528	12.7532	-12.6376	-12.0167
0024	GKM162-K...	-134.173	-134.173	940.512	955.634	75.153	75.5954	4.69165	-12.0166	-11.8181
0025	190-195	75.3606	75.3606	968.583	966.835	76.7211	73.1951	2.40437	6.56084	6.50036
0026	GKM215-K...	75.3606	75.3606	956.545	954.891	62.62	61.8142	0.988891	6.35288	6.34801
0027	GKM217-K...	45.2633	45.2633	954.891	952.628	61.8142	64.5579	2.33213	3.81276	3.85912
0028	GKM217-K...	44.8724	44.8724	952.628	950.547	64.5579	68.1969	3.8935	3.8258	3.88231
0029	Samson Ule 2	-0.025751	-0.025751	940.501	940.506	77	76.9997	0.0496253	-0.0866423	-0.0866416
0030	Taping Cad...	-0.025751	-0.025751	940.506	940.512	76.9997	75.153	0.0496789	-0.0866416	-0.0861391
0031	LKM0-KM4...	-68.556	-68.556	650.027	657.406	73.5984	73.404	0.934133	-14.1573	-13.9769



**Tabla B.4. Resultados reportados por el simulador Pipeline Studio de presión y temperatura del Sistema de Transporte Anaco –Puerto Ordaz.**

PipelineStudio - [SisAcoPoz14 (tgnct):5 * - Pipes (output) Time: +00:00:00]										
File Edit View Insert Simulation Chart Tools Table Report Window Help										
[Toolbar icons]										
[Navigation icons]										
	Name	Flow (Head)	Flow (Tail)	Pressure (Head)	Pressure (Tail)	Temperature (Head)	Temperature (Tail)	Inventory	Velocity (Head)	Velocity (Tail)
Initial	Pipe									
Units		MMSCFD	MMSCFD	psig	psig	Deg F	Deg F	MMSCF	#/s	#/s
0001	SOTGUIGD1	155.025	155.025	796.594	780.265	95.7984	93.1641	3.64138	14.7956	15.0254
0002	SOTGUIGD2	155.025	155.025	780.265	759.693	93.1641	90.3103	4.42503	15.0254	15.3511
0003	SOTGUIGD3	155.025	155.025	759.693	748.047	90.3103	88.8729	2.25283	15.3511	15.5522
0004	SOTGUIGD4	155.025	155.025	748.047	737.468	88.8729	87.5319	1.25047	15.5522	15.7392
0005	SOTGUIGD5	155.025	155.025	737.468	735.637	87.5319	87.3926	0.600689	15.7392	15.7764
0006	GUIDACGD1	155.025	155.025	735.619	713.653	87.3914	85.309	3.24856	15.7768	16.22
0007	GUIDACGD2	142.42	142.42	713.653	697.656	85.3089	84.0332	3.24097	14.9011	15.2255
0008	GUIDACGD3	142.42	142.42	697.656	677.304	84.0332	82.1504	2.81245	15.2255	15.6496
0009	GUIDACGD4	142.42	142.42	677.304	666.782	82.1504	81.4465	1.72309	15.6496	15.8922
0010	GUIDACGD5	142.42	142.42	666.782	661.946	81.4465	81.1102	0.726671	15.8922	16.0057
0011	DAOWLEGD1	142.42	142.42	661.929	651.58	81.1091	80.3769	1.69697	16.0061	16.2545
0012	DAOWLEGD2	142.42	142.42	651.58	641.186	80.3769	79.9189	2.00933	16.2545	16.5258
0013	DAOWLEGD3	142.42	142.42	641.186	636.486	79.9189	79.5643	0.652173	16.5258	16.6443
0014	DAOWLEGD4	142.42	142.42	636.486	631.539	79.5644	79.1803	0.647528	16.6443	16.7705
0015	DAOWLEGD5	142.42	142.42	631.539	607.742	79.1803	78.2104	3.94026	16.7705	17.4516
0016	WLEMORGD1	142.42	142.419	607.724	594.733	78.2092	77.7297	2.11385	17.4521	17.85
0017	WLEMORGD2	142.419	142.419	594.733	593.673	77.7297	77.9906	0.486516	17.85	17.8987
0018	WLEMORGD3	142.42	142.42	593.673	578.371	77.9905	76.9441	1.82208	17.8987	18.3676
0019	WLEMORGD4	139.795	139.795	578.371	559.351	76.9441	76.3042	2.72294	18.0291	18.6723
0020	WLEMORGD5	139.795	139.795	559.351	527.924	76.3042	75.0503	3.80465	18.6723	19.8271
0021	MORMMOG...	139.795	139.795	527.904	526.677	75.0488	75.8162	0.711552	19.8278	19.9207
0022	MORMMOG...	139.795	139.795	526.677	520.171	75.8162	75.1858	0.499085	19.9207	20.1584
0023	MORMMOG...	139.795	139.795	520.171	496.59	75.1858	74.842	2.90004	20.1584	21.1854
0024	MORMMOG...	139.795	139.795	496.59	459.464	74.842	73.6614	3.61005	21.1854	22.9762
0025	MORMMOG...	139.795	139.795	459.464	449.341	73.6614	73.5269	0.953787	22.9762	23.5272
0026	MMOMACG...	145.795	145.795	449.317	431.624	74.058	73.5673	1.38433	24.5993	25.6518
0027	MMOMACG...	145.795	145.795	431.624	415.133	73.5673	73.295	1.23906	25.6518	26.7253
0028	MMOMACG...	145.795	145.795	415.133	397.65	73.295	73.0068	1.19949	26.7253	27.959
0029	MMOMACG...	145.795	145.795	397.65	380.399	73.0068	72.5331	1.02803	27.959	29.2718
0030	MMOMACG...	145.795	145.795	380.399	369.727	72.5331	72.5128	0.645695	29.2718	30.1641
0031	MACETMGD1	145.795	145.795	369.696	351.811	72.5106	72.0231	0.859164	30.1667	31.7458

**Reporte de resultados para el Análisis de Sensibilidad de las variables para el cálculo de potencia reportado por el simulador Pipeline Studio.**

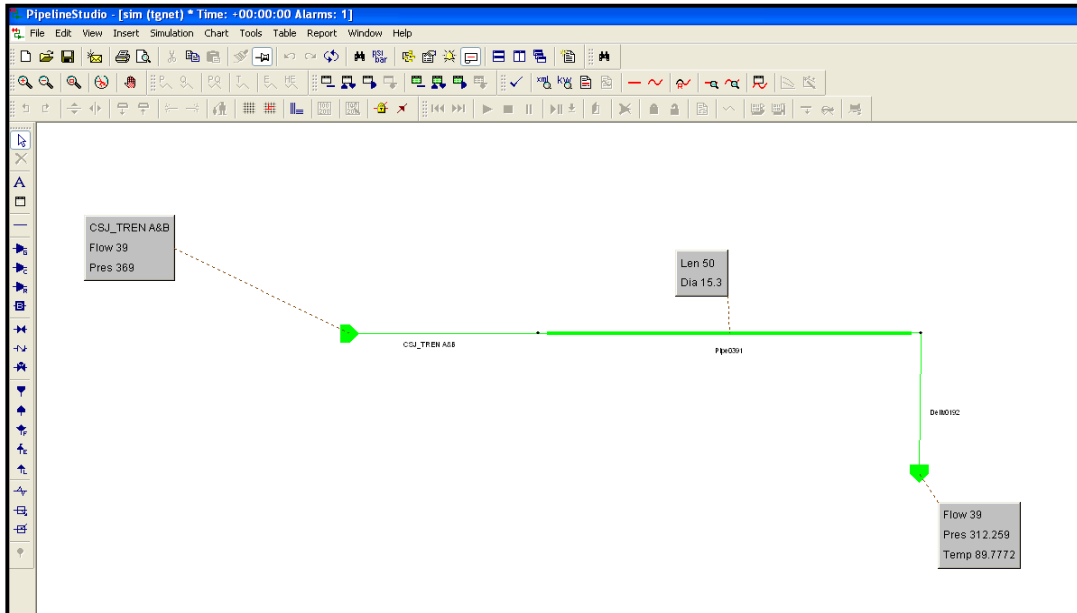


Figura 1. Pantalla de premisas iniciales en el simulador Pipeline Studio.

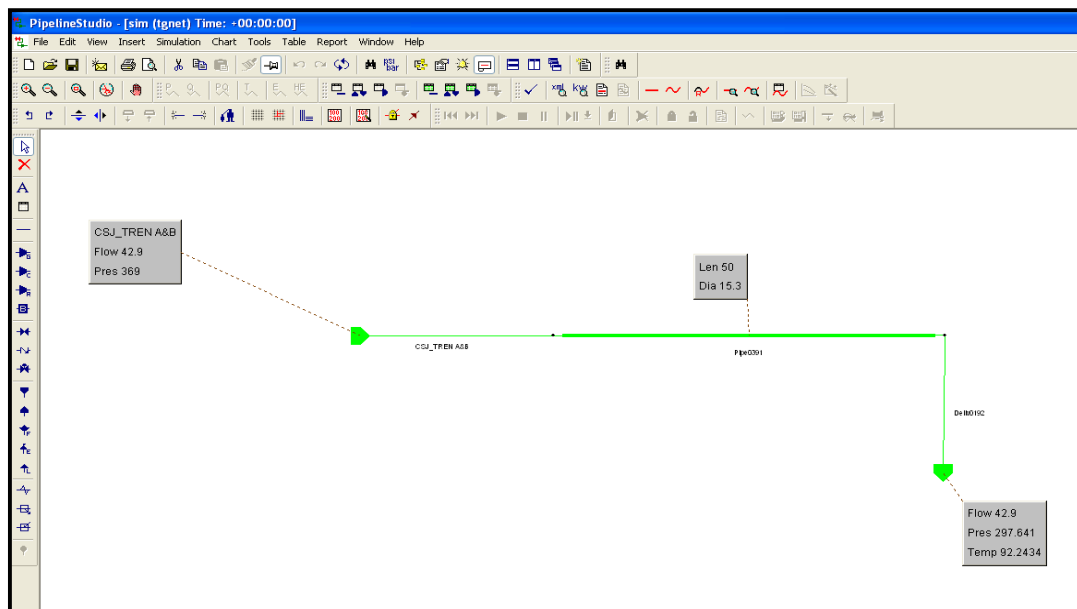


Figura 2. Determinación de la presión de llegada para el nuevo caudal reportado por el simulador Pipeline Studio.

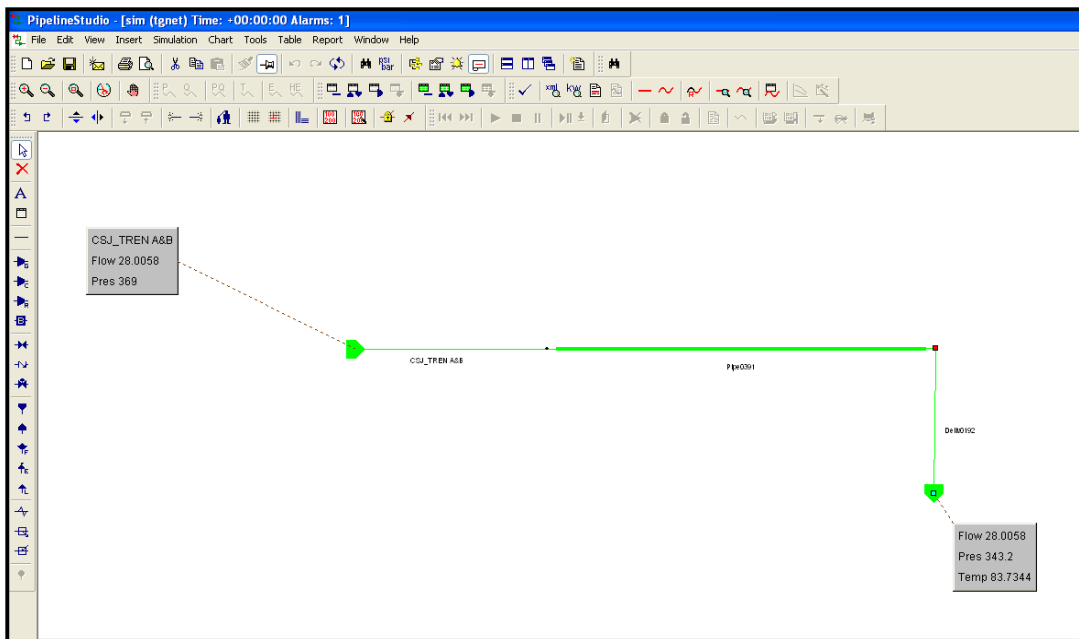
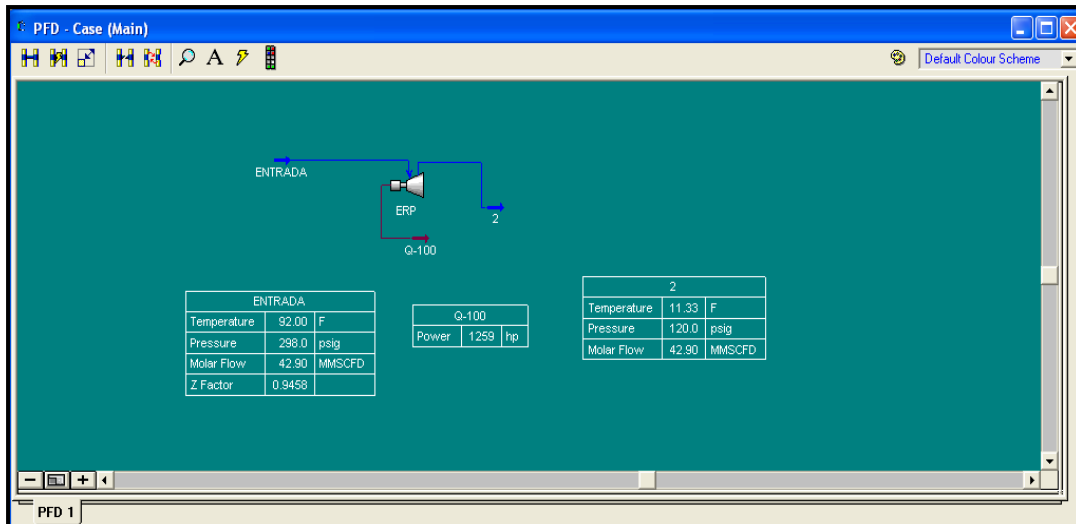
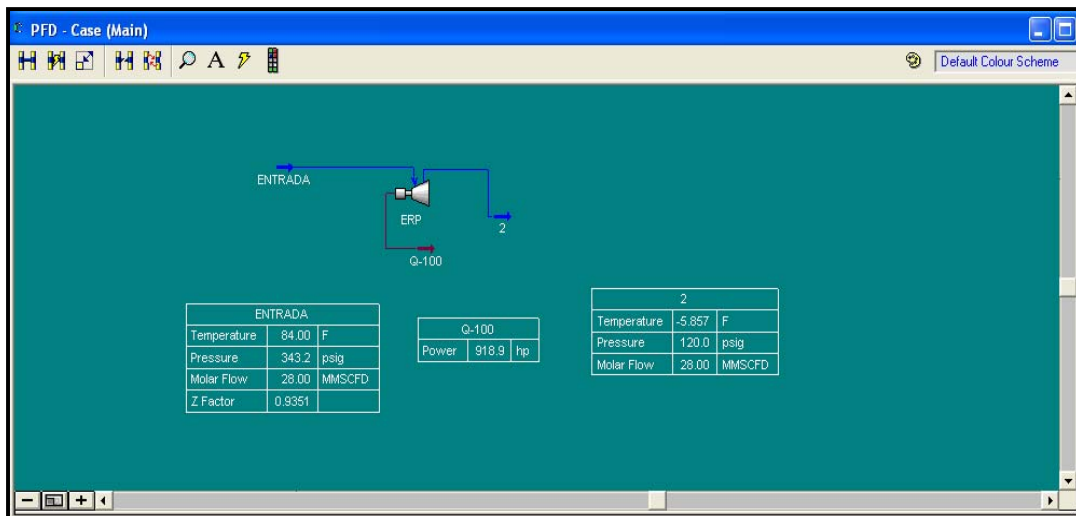


Figura 3. Determinación del caudal para la nueva presión de entrada reportado por el simulador Pipeline Studio.

**Reporte de resultados para el Análisis de Sensibilidad de las variables para el cálculo de potencia reportado por el simulador HySys.**



**Figura 1. Resultado de potencia del turboexpansor al incrementar el caudal.**



**Figura 2. Resultado de potencia del turboexpansor al incrementar la presión de entrada.**

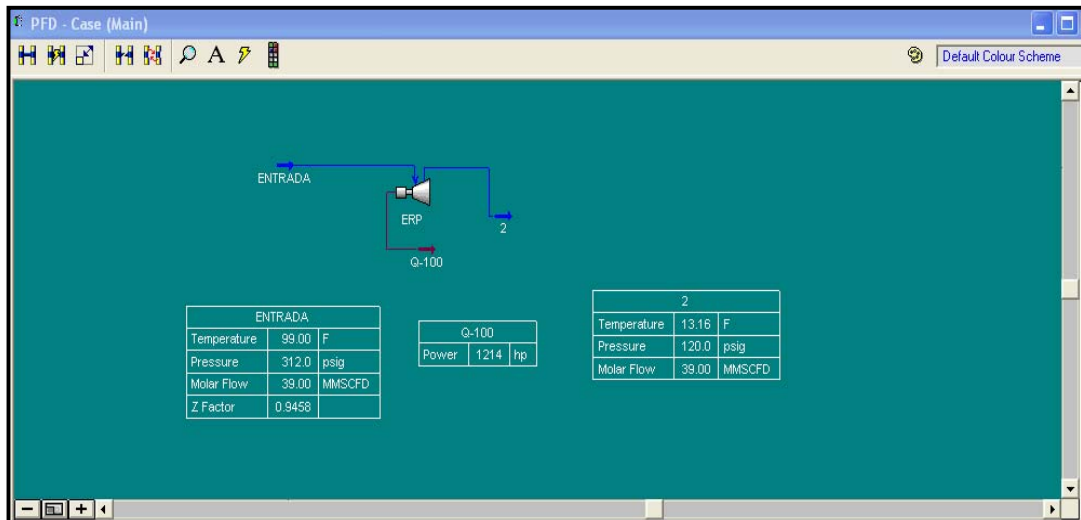
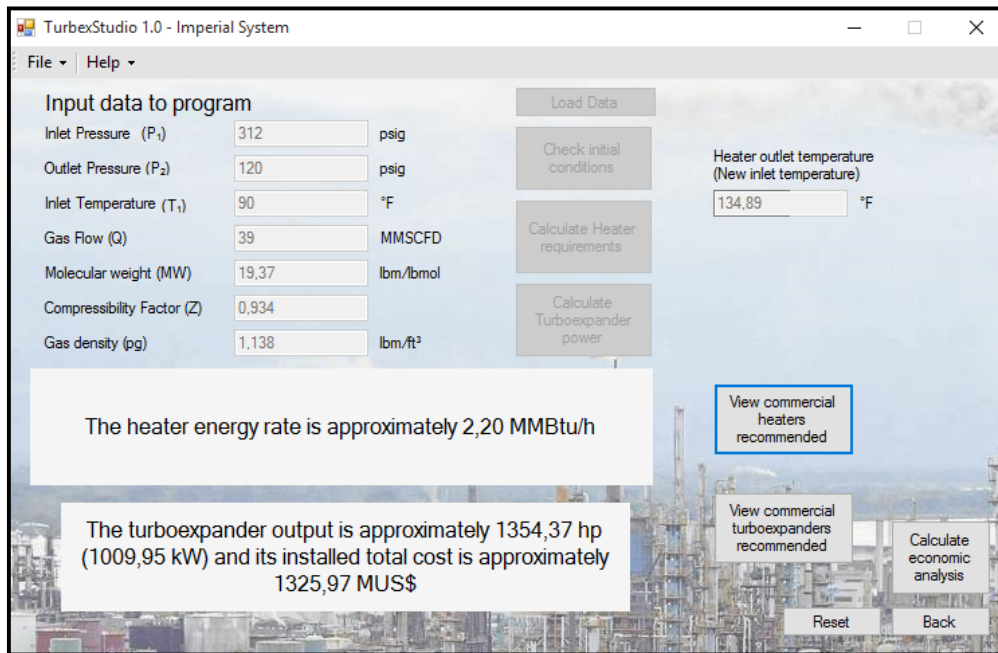
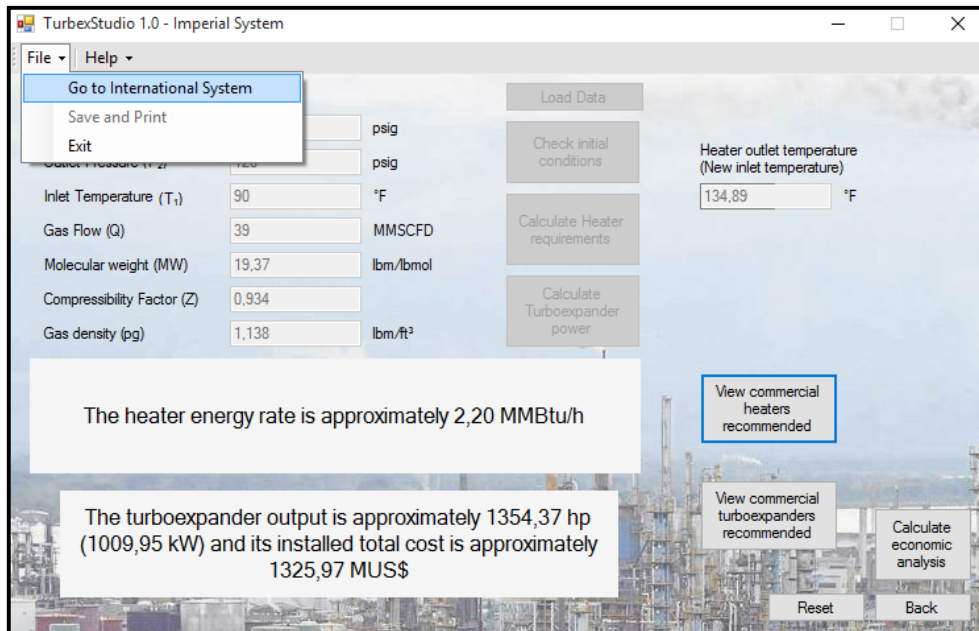


Figura 3. Resultado de potencia del turboexpansor al incrementar la temperatura de entrada.

**Herramienta computacional “TurbexStudio” versión idioma inglés.**



**Figura 1. Resultado de Tasa de energía del calentador y potencia del turboexpansor.**



**Figura 2. Despliegue del menú “File” (archivo) para cambiar el sistema de unidades.**

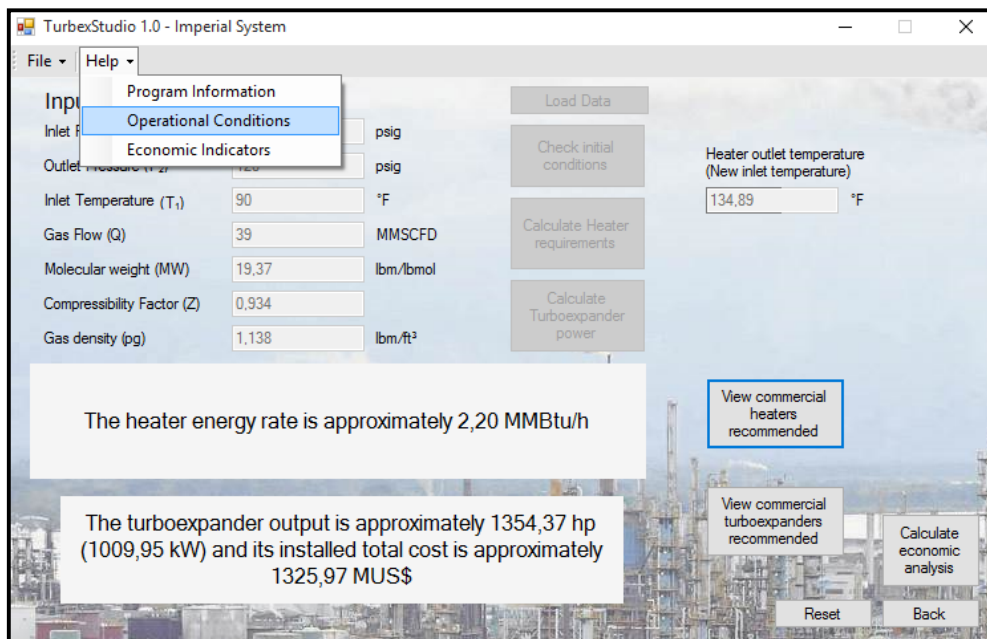


Figura 3. Despliegue del menú “help” (ayuda) y los submenú que lo conforman.

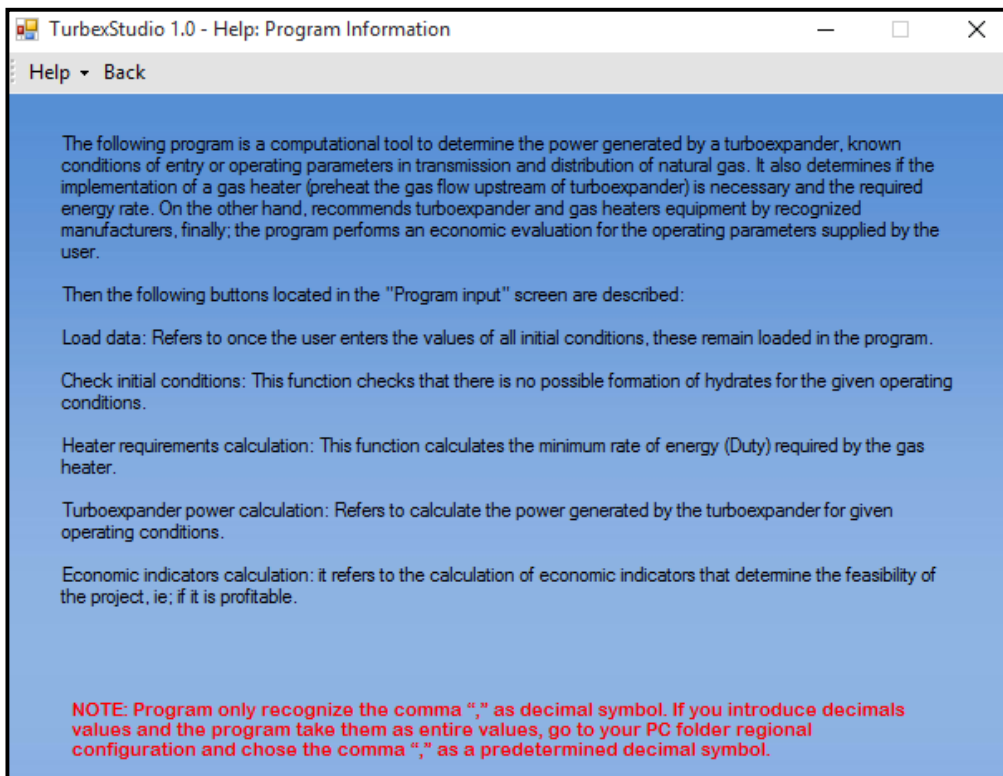


Figura 4. Despliegue del submenú “Program information”.

- **Anexo 1.** Gaceta Oficial N°38.378 Gas Natural.
- **Anexo 2.** Turboexpansor - Generador comerciales.
- **Anexo3.** Manual de Estimación de Costo Clase V.
- **Anexo 4.** Cromatografía de gas de los Sistemas de Transporte.
- **Anexo 5.** Calentadores de gas comerciales.



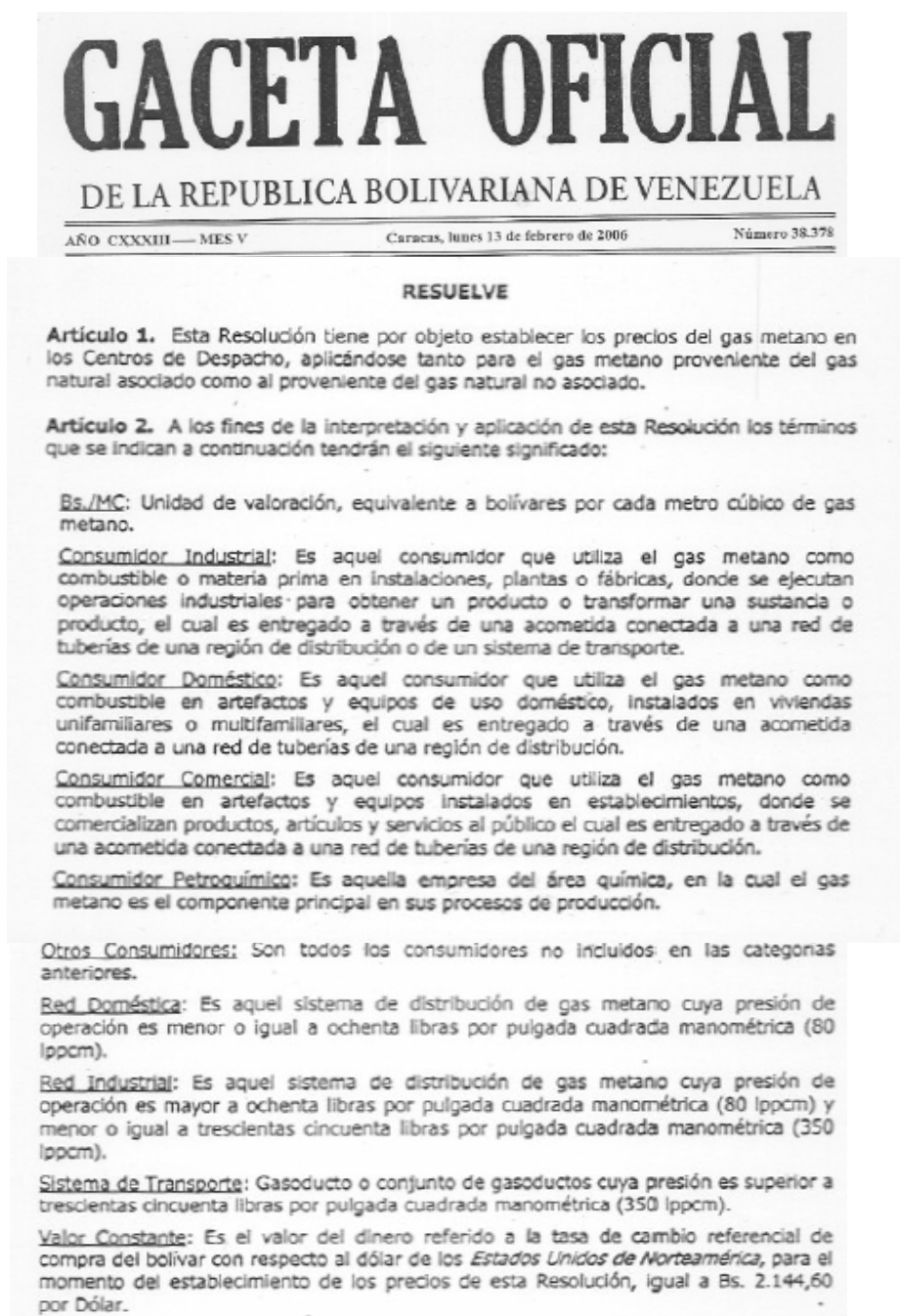
**Gaceta Oficial N°38.378 Gas Natural.**

Figura 1. Gaceta Oficial N°38.378 - Gas Natural.

## Turboexpansor - Generator comerciales

### Turboexpander-generators

A turboexpander expands process fluid from the inlet pressure to the discharge pressure in two steps: first through variable inlet guide vanes and then through the radial wheel. As the accelerated process fluid moves from the inlet guide vanes to the expander wheel, kinetic energy is converted into useful mechanical energy – extracting energy from the process fluid and cooling it down. The mechanical energy is available to drive other process equipment – in this case, a generator.

Our turboexpander-generator designs respond to specific industry needs for increased capacity, reduced costs and maximized reliability in a wide range of applications, including:

- Oil & Gas processing Natural Gas Liquids (NGL) plants, Liquefied Petroleum Gas (LPG) recovery; tail gas treatment; Gas-To-liquids (GTL); Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)
- Liquefaction and purification of gases on air treatment plants
- Petrochemicals: hydrogen, nitrogen and ammonia purification; ethylene production
- Pressure Let Down (PLD) on pipeline
- Geothermal power generation (e.g. Organic Rankine Cycle, Kalina and direct steam)
- Waste-heat recovery (WHR) and Combined Heat and Power (CHP)
- Ocean Thermal Energy Recovery (OTEC)

### Continually expanding capabilities

After more than 50 years of turboexpander design, GE now has about 1,200 units operating worldwide (over 150 coupled with generators) – and a proven record of achieving higher power levels, performing at extreme operating temperatures and achieving greater pressure ratios.

This success across the natural gas and hydrocarbon industries is a result of our continuous improvement in areas such as rotor and bearing design, efficiency optimization and control systems.

### Excellence in design and testing

The GE Turboexpander Center of Excellence brings together GE specialists in design, manufacturing and testing to ensure continuous innovation of application-specific solutions.

We work in close cooperation with customer engineering and plant operation teams – and are therefore highly attuned to the challenges they face every day. In-depth performance data and hybrid operating insights are continually fed back into our engineering processes so that our designs are always on the leading edge.

Our advanced testing facilities are completely equipped with real-time data acquisition systems and integrated analysis tools to provide a complete map of equipment performance. Our capabilities include tests and inclusion of feed gas preparation systems – for tests with virtually any gas mixture of interest to a customer. We also have the ability to perform full-load string tests with up- or downstream compressors.

GE turboexpander-generators are normally tested with low-pressure air in an open loop setup in accordance with ASME PTC30, Type 2.

### Construction Modifications and Upgrades

Our Global Services teams provide a comprehensive range of specialized solutions designed to maximize plant productivity and return on investment.

We develop customized solutions for every installation and application. Whether your goal is to economically modify your process or to inject the latest technologies for increased productivity with minimal downtime, our approach diligently minimizes impact on the turboexpander installation and piping.

From engineering design to on-site installation, all work is performed to the highest standards by GE-trained specialists, with full support for the entire process provided by our network of facilities and resources.

# Technologies for extreme challenges



Expander wheels to easily use from 100% to 100% at all times.

#### GE's Turboexpander-generator capabilities

Pressure	up to 3,000 psia (200 barA)
Temperature	-450°F to 925°F (-270°C to 500°C)*
Expansion ratio	up to 14 per stage
Process fluid	All pure or mixed fluids including natural gas, petrochemical products, hydrogen, air, steam, etc.
Liquid	up to 30% of weight at discharge

\* Movable IGVs available up to 300°C

#### Expander-Generator Frame Size Distribution

Frame	Shaft power (kW)	Expander outlet flow max. (m <sup>3</sup> /h)	Available casing ratings				
			180	300	600	800	1,000
20	1,600	4,000	●	●	●	●	●
25	2,000	5,000	●	●	●	●	●
30	4,800	9,000	●	●	●	●	●
40	6,500	16,000	●	●	●	●	●
50	10,000	26,000	●	●	●	●	●
60	15,000	36,000	●	●	●	●	●
80	20,000	45,000	●	●	●	●	●
100	25,000	70,000	●	●	●	●	●
130	30,000	100,000	●	●	●	●	●
160	40,000	150,000	●	●	●	●	●
180	45,000	200,000	●	●	●	●	●

#### Drive and speed options

GE also offers turboexpanders with direct drive or external gearboxes as required, with a common oil supply system for the complete package. The installed fleet ranges from 50 to 15,000 kW. When feasible, the direct-drive option eliminates the need for speed reduction, gearboxes and associated equipment.





[ge.com/oilandgas](http://ge.com/oilandgas)

Figura 1. Características del turboexpansor – generador comercial General Electric.

L.A. Turbine supplies the following Turboexpander configurations in a range from 500kW to 17MW per unit:

- Expander / Compressor
- Expander / Generator
- Expander / Gear / Generator
- Expander / Dyno (Brake)

Above configurations are available in several frame sizes to facilitate cost effective installation at end user site:

Frame Size	HP		Exp. Flow (ACFM)	
	Min	Max	Min	Max
L1000	530	880	80	320
L2000	1100	2200	320	2000
L3000	2200	4500	720	3920
L4000	3600	8900	3920	8000
L5000	8200	14500	5120	11520
L6000	14000	21000	8000	25920

All L.A. Turbine Turboexpanders are engineered and manufactured to meet end users requirements and are delivered on a support skid with PLC control system and can be configured with Lube-Oil Bearing system or Active Magnetic Bearing system.





L.A. Turbine achieved a ISO 9001:2008 certification from SGS and are continuing to earn a reputation for on time delivery of high quality products.



Clients within Oil & Gas, Geothermal power generation and power recovery industries have experienced our Field Service expertise and fast repair turn-arounds. Many of these clients are repeat clients, speaking volumes of the value provided by L.A. Turbine.



**L.A. Turbine**  
Headquarters  
29151 Avenue Penn  
Valencia, CA 91255  
Tel: + 1 (661) 294 8290  
sales@laturbine.com

**24/7 Global Service**  
service@laturbine.com  
+1 (661) 294 8290

**Gulf Coast**  
Sales & Service Center  
20302 Park Row, Suite 900  
Katy, TX 77449  
Tel: + 1 (832) 269 4654  
sales@laturbine.com

**Europe**  
Sales & Service Center  
Rue de la Ferme 71- Hall 4  
4430 Ans  
Belgium  
Tel: +32 (0) 4 247 30 11  
sales@laturbine.com



**L.A. Turbine**  
The Turboexpander Company

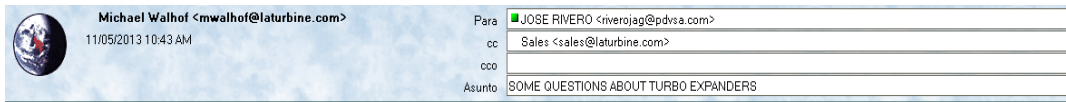


**L.A. Turbine specializes in the design and manufacture of application specific, highly engineered Turboexpanders**

Our Turboexpanders are utilized within Hydrocarbon Processing, Geothermal Power Generation and other power-recovery applications in industrial processes worldwide.

[www.laturbine.com](http://www.laturbine.com)

Figura 2. Características de turboexpansor - generador comercial L.A. Turbine.



Jose,

The table below shows different design conditions and what frame size we would use with each given condition. It also shows the power generated for each frame size. This will give you some guidelines to use when evaluating your process. If you can send me the data sheets for your specific process, we can prepare a budgetary proposal for you that will give the efficiency number you are asking about. I have also attached some company literature that gives additional details about our products and services.

**Expander-Gear-Generator Matrix**

FRAME	Pressure Rating	Case #	Flow (MMISCFD)	Max. Power
L2000- (2000 PSIG)	1500#	CASE 1 (P1=2000)	70- 100	1.3 MW
L3000- (2000 PSIG)	1500#	CASE 1 (P1=2000)	200	2.6 MW
L4000- (1200 PSIG)	900#	CASE 2 (P2=550)	200	3.5 MW
L5000 - (1200 PSIG)	900#	CASE 2 (P2=925)	200- 250	4.8 MW
L5000 - (2000 PSIG)	1500#	CASE 1 (P1=2000)	200-885	10 MW
L6000- (1200 PSIG)	900#	CASE 2 (P2=925)	885	5.5 MW
L6000- (1200 PSIG)	900#	CASE 2 (P2=925)	885	5.5 MW
L6000- (1200 PSIG)	900#	CASE 2 (P2=550)	200-885	15 MW

Thank you for the opportunity to support you on this application. We look forward to working with you as this project progresses.

Michael Walhof- Director of Sales



*Celebrating 10 Years of Turboexpander Design and Service*

Gulf Coast Sales and Service Center

20302 Park Row, Suite 900 | Katy, TX 77449

tel: +1 (832) 772-7800 | fax: +1 (832) 772-7801

m: +1 (832) 289-4654 | fax: +1 (832) 321-3556

[mwalhof@laturbine.com](mailto:mwalhof@laturbine.com) | [www.laturbine.com](http://www.laturbine.com)

**Figura 3 Nota correo de representante comercial de turboexpansor L.A. Turbine.**

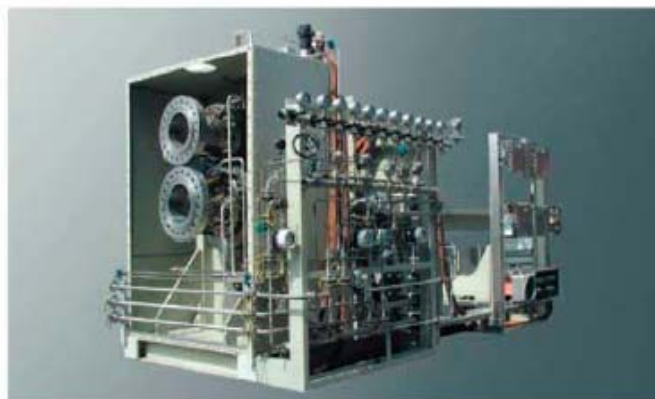


Figura 4 Características del turboexpansor – generador comercial Atlas Copco.

**Pressure Letdown**  
 Integrally-gearred generator-loaded turboexpander heart of an energy recovery application in Germany.  
**Type** Two-stage ETG 190 MS-2  
**Inlet pressure** 45 bar  
**Outlet pressure** 16.5 bar  
**Inlet temperature** 348.15 K  
**Flow** 46,300 Nm<sup>3</sup>/h (natural gas)  
**Recovered power** 2,437 kW



**Other Applications**  
 Compressor-loaded turboexpander used in a natural gas treatment plant in Iran.  
**Type** Single-stage ETB 360 MSM  
**Inlet pressure** 60.95 bar  
**Outlet pressure** 30.4 bar  
**Inlet temperature** 238.15 K  
**Flow** 365,483 Nm<sup>3</sup>/h (N<sub>2</sub> and CO)  
**Expander power** 3,520 kW



**Other Applications**  
 Compressor-loaded turboexpander used in a natural gas treatment plant in Russia.  
**Type** Single-stage ETB 360 MS  
**Inlet pressure** 34.3 bar  
**Outlet pressure** 16.4 bar  
**Inlet temperature** 202.9 K  
**Flow** 305,363 Nm<sup>3</sup>/h  
**Expander power** 2,905 kW



Figura 5 Características del turboexpansor – generador comercial Atlas Copco.



E148 expander hot mechanical spin test (Olean, NY, USA). Dresser-Rand has invested in the most advanced testing capabilities in the industry, and maintains world-class test facilities in Olean; and in Le Havre, France.

**KEY FEATURES**

- Vertically split, rear-pull design allows rotor replacement without disturbing process piping
- Forged inlet casing
- Axial Inlet for optimal flow distribution and minimal losses
- Aerodynamic loading optimized to:
  - Minimize number of stages
  - Simplify maintenance
  - Reduce number of parts
  - Increase reliability
  - Reduce catalyst fouling
  - Tolerate process upset
- Customized flowpath for each application, with resizing options
- Multiple stator design options, including adjustable type
- Steam-cooled disc and rotor blade fit trees
- Waspaloy blading, forged for superior ductility and fatigue strength (Cast IN 738 available as an option)
- 100,000-hour creep rupture design life for all rotating components
- Gas turbine-style loose-fit blades for improved vibration characteristics
- State-of-the-art coatings for increased component life
- Viewports for on-line viewing of blades
- Borescope ports enable internal inspection without disassembly
- Exhaust casing man-way for internal inspection
- Casings and flanges designed to minimize thermal stresses
- Custom-fitted insulation packages for personnel protection, maximum expander efficiency and minimal thermal gradients
- Integral coupling flange
- Overhung stiff-shaft design

**ENGINEERING TECHNOLOGY**

- Process simulation
- 3-D finite element analysis (FEA)
- Rotor dynamics
- Blade stress and frequency analysis
- Computational fluid dynamics (CFD)
- State-of-the-art computer-aided design (CAD)
- Process controls
- Phase stability diagrams
- Complimentary on-line blade photography analysis

At our Olean, NY manufacturing facility, nearly one million square feet of space is dedicated to the production of leading technology for turbomachinery products. Key attributes of this facility include in-house manufacturing and industry-leading delivery cycle times for FCC expanders, in-house testing, and long-lead stocking programs for expander components.

**INTEGRATED POWER RECOVERY SOLUTIONS**

Dresser-Rand and its industry-leading partners can provide extended scope services, including the following:

- Process design
- Third-stage separator
- Process control valves
- High-temperature piping design (including expansion joints)

**MANUFACTURING CAPABILITIES**

Dresser-Rand is committed to producing high-quality products on time and to clients' exact specifications. To meet this commitment, we continue to upgrade our facilities worldwide which enables us to offer products and services that are second to none in the industry.

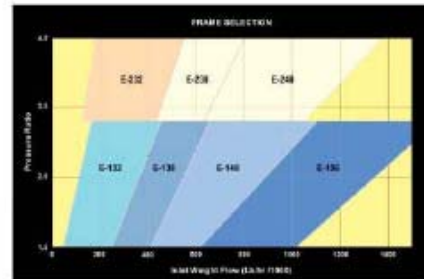



Figura 6 Características del turboexpansor – generador comercial Dresser Rand.





 <b>PDVSA</b>	<b>SERVICIOS INDUSTRIALES Y FACILIDADES AUX.</b> <b>TURBINAS DE GAS.</b> <b>GENERACION Y ACCIONAMIENTO (MANDO)</b>		<b>PDVSA MEC-300-03-02</b>	
	<b>REVISION</b> 0	<b>FECHA</b> DIC.96		
	<b>Página 2</b>			

[Menú Principal](#)
[Índice manual](#)
[Índice volumen](#)
[Índice norma](#)

## 1 INTRODUCCION

Este documento contiene información que permite obtener el estimado del costo total instalado (CTI), de facilidades para la generación de electricidad a través de turbinas de gas, las cuales forman parte de los sistemas de potencia y servicios industriales asociados a plantas de refinación y petroquímica.

También contiene este documento información que permite obtener el estimado del costo total instalado (CTI), de facilidades para el accionamiento (mando), a través del uso de turbinas de gas.

La data de costos con la cual se generaron las correlaciones y curvas provienen directamente de fabricantes y proveedores. Esta data se validó con información disponible en las filiales operadoras de PDVSA.

Los costos están basados en US\$, Costa Americana del Golfo (USGC), para el cuarto trimestre de 1.996.


Los tipos de turbinas de gas cubiertas en este documento son dos (2):

- Industrial
- Aeroderivadas

A título informativo, a continuación se presentan las características más importantes de los tipos de turbinas consideradas en este documento:

- Turbina a gas tipo industrial.  
Este tipo de turbina es mucho más pesada, robusta y grande. Son de mayor peso por unidad de potencia, requiriendo mayor tiempo de erección y arranque. Una máquina de este tipo debe ser dividida en partes para su transporte y erección. Estas turbinas se pueden construir en dos (2) ejes, para aplicaciones pequeñas, y de un (1) solo eje para aplicaciones en donde se requieran potencias superiores a 35.000 hp (26.100 K.W.). Este tipo de turbinas, de gran rango de capacidad (potencia), son requeridas principalmente en centrales eléctricas donde las condiciones de operación son muy estables, permitiendo su operación a una velocidad prácticamente constante. Las turbinas industriales a diferencia de las aeroderivadas, pueden utilizar una mayor variedad.
- Turbina de gas tipo "Aeroderivadas".  
Las aeroderivadas reciben su nombre, por el hecho de que originalmente fueron diseñadas para su uso en la aviación. En consecuencia, se caracterizan fundamentalmente por ser livianas y de pequeño tamaño. En comparación con las industriales, ambas turbinas poseen los mismos componentes principales (compresor axial, cámara de combustión, turbina de alta presión, etc.), diferenciándose la aeroderivada en no incorporar la turbina de potencia en su diseño original. En consecuencia, las turbinas aeroderivadas son de dos (2) ejes independientes.

Figura 1. Manual Estimación de Costo Clase V (continuación).

 <b>PDVSA</b>	<b>SERVICIOS INDUSTRIALES Y FACILIDADES AUX.</b> <b>TURBINAS DE GAS.</b> <b>GENERACION Y ACCIONAMIENTO (MANDO)</b>	PDVSA MEC-300-03-02	
		REVISION	FECHA
		0	DIC.96
Página 7			

[Menú Principal](#)
[Índice manual](#)
[Índice volumen](#)
[Índice norma](#)

### 3 INVERSION

#### 3.1 Turbogeneradores a Gas

El costo total instalado (CTI) para los diferentes tipos de turbogeneradores a gas considerados, viene dado por las siguientes ecuaciones:

- Turbogenerador a gas tipo industrial.  

$$CTI = 10,92 * (\text{capacidad})^{0,76}$$
 donde:  
 CTI : MUSS, 4to. trimestre, 1996  
 Capacidad : K.W. (potencia generada)  
 Localización : U.S. Gulf Coast, (USGC)

En la ecuación del CTI, los costos indirectos corresponden a un 30% de los directos.  
 La correlación es aplicable en un intervalo de capacidad de potencia generada, entre 1.000 y 240.000 K.W. (746 a 178.970 h.p.).  
 La gráfica 1 presenta la correlación costo vs. capacidad, de este tipo de turbogenerador a gas.  
 La gráfica 2 presenta el costo unitario instalado vs. capacidad, para este tipo de turbogenerador a gas.

- Turbogenerador a gas tipo aereoderivado.  

$$CTI = 2,81 * (\text{capacidad})^{0,89}$$
 donde:  
 CTI : MUSS, 4to. trimestre, 1996  
 Capacidad : K.W. (potencia generada)  
 Localización : U.S. Gulf Coast (USGC)

En la ecuación del CTI, los costos indirectos corresponden a un 30% de los directos.  
 La correlación puede utilizarse para un intervalo de capacidades de potencia generada, entre 3.800 y 55.000 K.W. (2.834 a 41.014 h.p.).  
 La gráfica 1 presenta la correlación costo vs. capacidad, de este tipo de turbogenerador a gas.  
 La gráfica 2 presenta el costo unitario instalado vs. capacidad, para este tipo de turbogenerador a gas.

Figura 1. Manual Estimación de Costo Clase V (continuación).

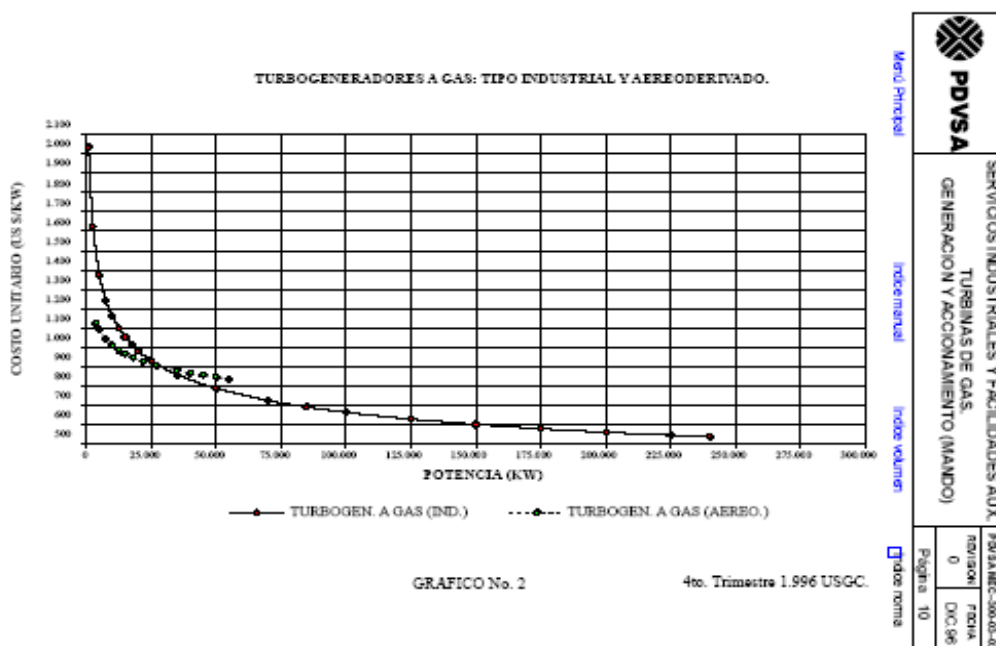
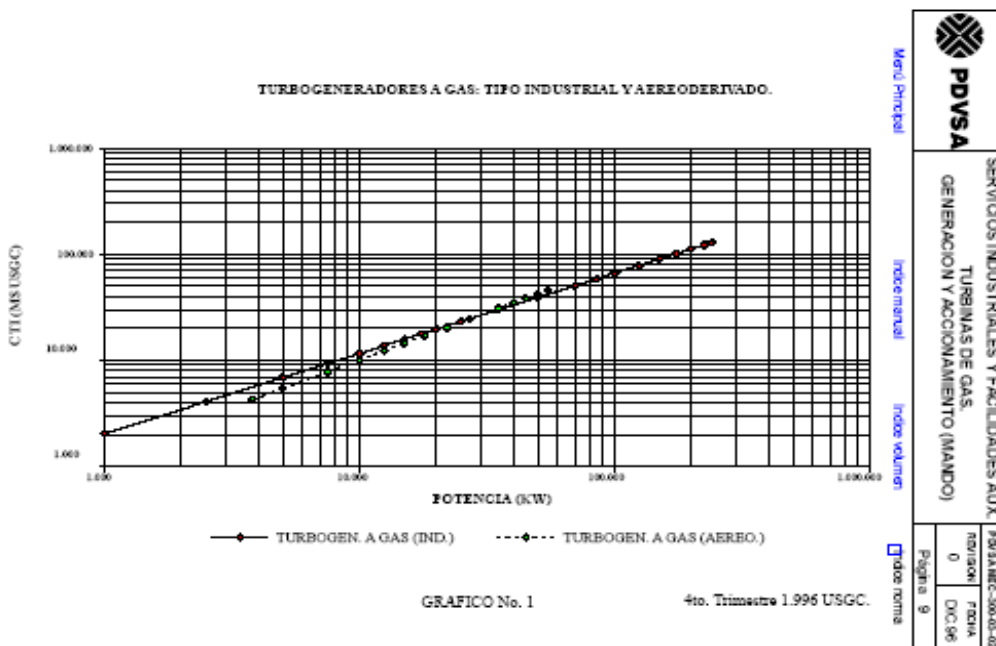


Figura 1. Manual Estimación de Costo Clase V (continuación).

## Cromatografía de gas de los Sistemas de Transporte.

**Tabla 1. Cromatografía de gas Sistema de Transporte Anaco – Jose – PLC.**

<b>Calidad de Gas Sistema Anaco-Puerto La Cruz</b>			
<i>Componente/Parámetro</i>	<i>COVENIN 3568-2:2000</i>	<i>OPERACIÓN NORMAL CSJ</i>	<i>PARADA TREN CSJ</i>
Nitrógeno (% molar)	≤ 1,00	0.232	0.147
CO <sub>2</sub> (% molar)	≤ 8,50	7.111	7.828
Metano (% molar)	≥ 80,00	84.491	81.790
Etano (% molar)	≤ 12,00	7.856	6.420
Propano (% molar)	≤ 3,00	0.300	1.985
I-Butano (% molar)		0.010	0.580
N-Butano (% molar)		0.000	0.480
I-Pentano (% molar)		0.000	0.220
N-Pentano (% molar)		0.000	0.170
Hexanos (% molar)		0.000	0.175
Heptanos (% molar)		0.000	0.125
Octanos (% molar)		0.000	0.070
Nonanos (% molar)		0.000	0.005
Decanos (% molar)		0.000	0.005
Undecanos + (% molar)		0.000	0.000
H <sub>2</sub> S (ppmv)	≤ 12,00	10.0	10.0
H <sub>2</sub> O (lb/MMPCE)	≤ 7,00	1.0	6.0
C <sub>4</sub> + (% molar)	≤ 1,50	0.01	1.83
C <sub>5</sub> + (% molar)	≤ 0,25 <sup>1</sup>	0.00	0.77
Temperatura (°F)		<b>80.00</b>	<b>80.00</b>
Punto de Rocío (°F)		<b>*62,17 @ 600 PSI</b>	<b>95,28 @ 650 PSI</b>
Peso Molecular		19.25	20.68
GPM Total (C <sub>3</sub> +) )		0.09	1.20
Poder Cal. Bruto (BTU/PCE)		1000	1060
Gravedad Específica	≤ 0,75	0.66	0.71

<sup>1</sup> Especificación contractual PDVSA Gas

Tabla 2. Cromatografía de gas Sistema de Transporte Ulé – Amuay.

CROMATOGRAFIA DE GAS				
Componente/Parámetro	COVENIN 3568-2:2000	RESOLUCIÓN	SISTEMA ULÉ-AMUAY	
		162 MENPET	NORMAL	CONTINGENCIA
Nitrógeno (% molar)	≤ 1,00	≤ 1,00	0.08	0.10
CO2 (% molar)	≤ 8,50	≤ 4	6.76	6.81
Metano (% molar)	≥ 80,00	≥ 80,00	85.20	84.38
Etano (% molar)	≤ 12,00	≤ 12,00	7.27	6.96
Propano (% molar)	≤ 3,00	≤ 3,00	0.45	1.01
I-Butano (% molar)			0.05	0.20
N-Butano (% molar)			0.07	0.28
I-Pentano (% molar)			0.05	0.10
N-Pentano (% molar)			0.02	0.06
Hexanos (% molar)			0.02	0.05
Heptanos (% molar)			0.01	0.03
Octanos (% molar)			0.01	0.02
Nonanos (% molar)			0.00	0.00
Decanos (% molar)			0.00	0.00
Undecanos + (% molar)			0.00	0.00
H2S (ppmv)	≤ 12,00	≤ 6,790	11.00	11.17
H2O (lb/MMPCE)	≤ 7,00	≤ 6,060	2.27	<b>10.98</b>
C4+ (% molar)	≤ 1,50	≤ 1,50	0.23	0.78
C5+ (% molar)	≤ 0,25 <sup>1</sup>		0.11	<b>0.33</b>
Peso Molecular			19.21	19.61
GPM Total (C3+)			0.21	0.53
Poder Cal. Bruto (BTU/PCE)			1009	1032
Gravedad Específica	≤ 0,75		0.66	0.68

<sup>1</sup> Especificación contractual PDVSA Gas

Tabla 3. Cromatografía de gas Sistema de Transporte Anaco – Puerto Ordaz.


<b>CALIDAD DEL GAS ANACO - PUERTO ORDAZ</b>			
<b>Componente/Parámetro</b>	<b>COVENIN 3568-2:2000</b>	<b>AAO-PTO (NORMAL)*</b>	<b>AAO-PTO (CONTINGENCIA)*</b>
Nitrógeno (% molar)	≤ 1,00	0.16	0.129
CO2 (% molar)	≤ 8,50	6.3	6.3
Metano (% molar)	≥ 80,00	82.791	82.791
Etano (% molar)	≤ 12,00	8.071	8.071
Propano (% molar)	≤ 3,00	1.499	1.499
I-Butano (% molar)		0.264	0.264
N-Butano (% molar)		0.407	0.407
I-Pentano (% molar)		0.145	0.145
N-Pentano (% molar)		0.127	0.127
Hexanos (% molar)		0.267***	.267***
Heptanos (% molar)		0.000	0.000
Octanos (% molar)		0.000	0.000
Nonanos (% molar)		0.000	0.000
Decanos (% molar)		0.000	0.000
Undecanos + (% molar)		0.000	0.000
H2S (ppmv)	≤ 12,00	10.0	10.0
H2O (lb/MMPCE)	≤ 7,00	2	2
C4+ (% molar)	≤ 1,50	1.21	1.21
C5+ (% molar)	≤ 0,25 <sup>1</sup>	0.539	0.539
Peso Molecular		18.59	18.59
GPM Total (C3+)		0.844	0.844
Poder Cal. Bruto (BTU/PCE)		1062	1140
Gravedad Específica	≤ 0,75	0.69	0.69

<sup>1</sup> Especificación contractual PDVSA Gas

**Calentadores de gas comerciales.**

# BRUEST HOTCAT

is the *Ultimate* in Lean, Efficient Pipeline Freeze Protection!




ASME  
CERTIFIED


**Advanced Design has No Moving Parts**

Bruest HotCat consists of multiple catalytic infrared heaters that apply a precise level of heat directly to the custom-engineered heat exchanger. The Bruest heater design employs greater surface area by doubling the pipe diameter in the heat exchanger. This maximizes heat transfer while slowing the flow of gas. This results in highest-possible retention time – and best-possible transfer of heat energy to the gas.


Custom-engineered to the application, in capacities from 50,000 BTU to 2.5 million BTU and larger, Bruest HotCat is a stand-alone system that's also self-contained. The pre-plumbed fuel gas manifold that feeds the Bruest Catalytic heaters is built into the unit, as are serpentine or U-tubes. Both are ASME stamped, and certifications are provided.



HC850 Automated U-Tube




HC350 Manual U-Tube



HC288 Straight Tube

All Bruest HotCat system designs are protected by US and Canadian patents.



High-performance filtration is applied to the manifold, so supply gas is free of contaminants.

Electrical components are factory-installed and ready for hook-up.

**Peace & Quiet**

The dull roar of fire tubes from a water bath is commonly described by operators – and neighbors – as resembling a freight train. (Unfortunately, the "train" doesn't move, and the noise is continual.) Water baths are never helpful to good community relations, and can't be installed at all in some locations.

Bruest catalytic heaters are unique in providing quiet operation; regardless of operational mode, they are noiseless, and are ideal for sites such as town border stations.

**Maximum Operational Efficiency**

The Bruest HotCat provides direct infrared heating, and is engineered to deliver heat energy with maximum efficiency to keep operation costs low.

Bruest flameless, catalytic infrared heaters are engineered for long service life; many of our catalytic systems have been in continuous service in the natural gas industry for more than two decades without the need for overhaul or major repair.

**Figura 1. Calentador de gas Bruest Hot Cat.**



### HotCat Systems are Supplied with 2 Levels of Automation

#### Level 1 Automation is Bruest's Basic Automatic Control Option.

It uses a Control Microsystems PLC, with an unlimited number of PID controllers for feedback control, and an operator interface that is more compact than the one used in the fully automated system. This automation option uses a manually-controlled thermostatic gas valve as the primary temperature control, and adds and takes away heaters when the manual controls require assistance to maintain the discharge temperature within the operator-specified window.

#### Level 2 Automation is Based on an Allen-Bradley FlexLogix PLC and Allen-Bradley 600 Panel View Plus Modular Graphic Terminal.

This distributed approach to control reduces field wiring and maximizes performance, because the controller and I/O are close to the heater. FlexLogix achieves distributed control without compromises such as reduced processing power and programming capability. These compromises are common with traditional distributed control solutions.

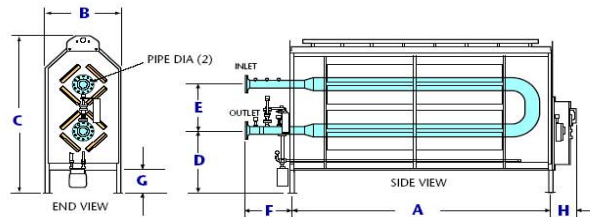
FlexLogix also uses compact, DIN-mounted Flex I/O system modules, which have been field-proven in thousands of industrial applications. This control configuration is fully automated, with all process controls resident in the PLC.

*Bruest components for both automation options are widely used in SCADA systems worldwide, particularly utility applications where robust performance and accurate data acquisition is essential.*



**Bruest Systems are Custom-Manufactured to the Application in Capacities from 50,000 BTU to 2.5 Million BTU and Larger.**

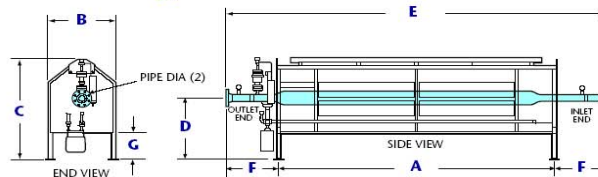
### U-Tube HotCat Model



HotCat	A	B	C	D	E	F	G	H	PIPE DIA
HC-2000	279"	56-5/8"	122"	48"	48"	33"	18"	18-1/2"	6" / 10"
HC-1400	225"	56-5/8"	122"	48"	48"	33"	18"	18-1/2"	6" / 10"
HC-1200	225"	50-5/8"	106"	48"	36"	33"	18"	18-1/2"	6" / 10"
HC-850	180"	50-5/8"	122"	48"	36"	33"	18"	18-1/2"	6" / 10"
HC-500	130"	50-5/8"	122"	48"	36"	33"	18"	18-1/2"	4" / 8"
HC-350	121"	38-5/8"	106"	42"	36"	33"	18"	18-1/2"	4" / 8"

*Dimensions are approximate and subject to change.*

### Straight Tube HotCat Model



HotCat	A	B	C	D	E	F	G	H	PIPE DIA
HC-850	234"	56-5/8"	89-3/8"	48"	300"	33"	18"	N/A	6" / 10"
HC-520	270"	50-5/8"	68-3/4"	42"	336"	33"	18"	N/A	4" / 8"
HC-350	196"	38-5/8"	68-3/4"	42"	262"	33"	18"	N/A	4" / 8"
HC-288	172"	38-5/8"	68-3/4"	42"	238"	33"	18"	N/A	4" / 8"

*Dimensions are approximate and subject to change.*



Figura 1. Calentador de gas Bruest Hot Cat.(continuación).



# HOW TO HEAT PROCESS STREAMS WITHOUT DIRECT FLAME CONTACT

NATCO offers four types of indirect heaters. In each system, heat, which is liberated in a separate chamber, is transferred to the process stream through a medium such as water, water/glycol, steam, salt, or flue gas.

The primary advantages of indirect heating are: 1) the heat medium transfer heat evenly and 2) coil inside wall temperatures are lower than those of direct heaters, which reduces scaling, coking and plugging.

Indirect heaters are widely applicable to the petroleum industry and in power generation and industrial systems. NATCO™ indirect heaters offer furnace output ratings from 50,000 to 50,000,000 Btu/hr. They operate reliably and efficiently in standard and custom applications.

## Water Bath Heater

### Temperatures to 180 F

In the water bath heater, the vessel is filled with water or a mixture of water and glycol. (refer to Figure 1). A fire-tube and process coil are submerged in the bath, which transfers heat to the process stream in the coil. Typical sizes are shown in Table 1.

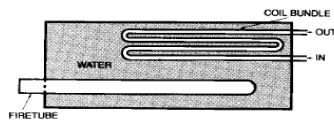
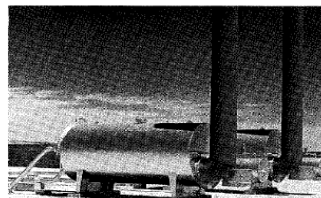


Figure 1. Water Bath Heater Diagram



Water bath heater with temperatures to 180F

Water bath applications include:

- Heating high pressure gas and/or oil in oilfield production
- Heating high pressure gas from well-heads and main gas distribution stations prior to pressure reduction to prevent hydrate formation
- Heating natural gas at city gate stations from main gas pipelines
- Heating highly viscous oils to reduce pumping pressures and to boost pumping efficiency
- Heating oil producing well streams
- Heating light hydrocarbon liquids to superheated state for alternate or standby fuel sources.

Duty, Btu/hr Absorbed Heat	Vessel Size
50,000	12 3/4" OD x 3'-0"
100,000	18" OD x 5'-0"
250,000	24" OD x 7'-6"
500,000	30" OD x 10'-0"
750,000	36" OD x 12'-0"
1,000,000	42" OD x 15'-0"
1,250,000	48" OD x 15'-0"
1,500,000	48" OD x 17'-6"
1,750,000	60" OD x 15'-0"
2,000,000	60" OD x 17'-6"
2,500,000	60" OD x 20'-0"
3,000,000	60" OD x 22'-6"
3,500,000	72" OD x 22'-6"
4,000,000	72" OD x 25'-0"
4,500,000	72" OD x 30'-0"
5,000,000	84" OD x 22'-6"
6,000,000	84" OD x 30'-0"
7,000,000	96" OD x 30'-0"
8,000,000	96" OD x 30'-0"
10,000,000	96" OD x 30'-0"

Table 1. Water Bath Heater Sizes

## Propane Vaporizers

NATCO water bath heaters can be specially designed to vaporize light hydrocarbon liquids. Propane vaporizers provide industries and municipalities with a reliable, primary fuel source where natural gas is unavailable. They also supply fuel for standby or peak-shaving periods.

The process stream enters the coil bundle as a liquid, is vaporized, and then leaves the heater as a superheated vapor. The vaporizers meet Factory Mutual (FM), Factory Insurance Association (FIA), and OSHA standards as required. The vaporizing

coils are ASME Code and National Board stamped. Standard vaporizers range in size from 250 gallons per hour to 10,000 gallons per hour.

## Steam Bath Heater

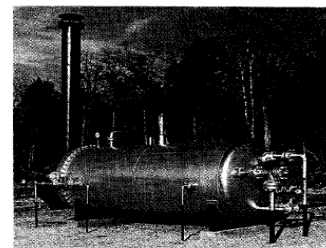
### Temperature to 215 F

The steam bath heater is similar to the water bath heater, but only the fire-tubes are immersed in a water bath.

The process coil is located above the water level and is enveloped by saturated steam, which transfers heat to the process stream. See Figure 2.



Figure 2. Steam Bath Heater Diagram



Indirect steam bath heaters generate temperatures to 215F

These systems operate safely with steam pressures up to 15 psig and process outlet temperatures up to 215 F. Typical sizes are shown in Table 2.

Steam bath heater applications include those of the water bath as well as:

- Low pressure steam generators (without process coil)
- Maintaining flow temperatures for heavy hydrocarbons in storage.

Figura 2. Calentador de gas Natco.

Duty, Btu/hr	Vessel Size
250,000	24" OD x 7'-6"
500,000	36" OD x 7'-6"
750,000	36" OD x 10'-0"
1,000,000	48" OD x 10'-0"
1,500,000	48" OD x 12'-6"
2,000,000	48" OD x 15'-0"
2,500,000	60" OD x 15'-0"
3,000,000	60" OD x 20'-0"
4,000,000	72" OD x 22'-6"
6,000,000	72" OD x 24'-0"
8,000,000	96" OD x 24'-0"

Table 2. Steam Bath Heater Sizes

**Salt Bath Heater**

**Temperatures to 700 F**

NATCO salt bath heater vessels are filled with eutectic salt that melts at approximately 288 F. See Figure 3. High process outlet temperatures are attainable because of the high degradation temperature of the salt. Proven vessel designs increase unit life for operating at high bath temperatures.

Coils in the salt bath indirect heater can be serpentine or multi-tubular for high rates and low pressure drop. Typical sizes are shown in Table 3.

The salt bath heater is suited to applications that require high process temperatures:

- Regeneration gas service
- Vaporization of hydrocarbon liquids in stabilization service

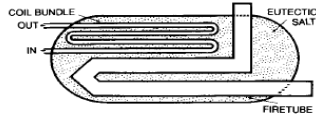
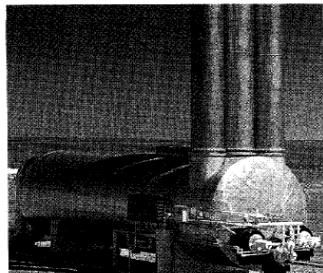


Figure 3. Salt Bath Heater



Salt bath heater produce temperatures to 700F

Duty, Btu/hr	Vessel Size
150,000	18" OD x 5'-0"
200,000	24" OD x 5'-0"
300,000	24" OD x 7'-6"
400,000	24" OD x 10'-0"
500,000	30" OD x 7'-6"
750,000	30" OD x 10'-0"
1,000,000	36" OD x 10'-0"
1,500,000	36" OD x 15'-0"
1,750,000	42" OD x 15'-0"
2,000,000	42" OD x 17'-6"
2,250,000	48" OD x 15'-0"
2,500,000	48" OD x 17'-6"
3,250,000	54" OD x 15'-0"
4,000,000	60" OD x 15'-0"
4,500,000	60" OD x 17'-6"
5,250,000	60" OD x 20'-0"
5,750,000	72" OD x 17'-6"
6,500,000	72" OD x 20'-0"
7,500,000	84" OD x 20'-0"
10,800,000	84" OD x 22'-6"
13,500,000	96" OD x 24'-0"

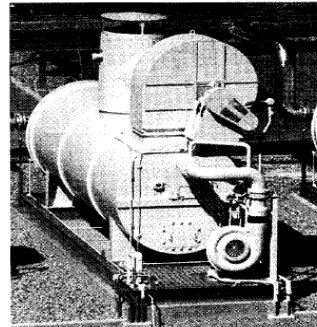
Table 3. Salt Bath Heater Sizes

**CHF™ Controlled Heat Flux Heater**

**Temperatures to 1,000 F**

The CHF Controlled Heat Flux heater is an advancement in indirect heating. It is a forced draft system where the products of combustion act as the heat transfer medium. The heat generation and heat transfer sections are separate. See Figure 4.

Heat is transferred to an extended surface area coil bundle by means of forced convection. The flue gas circulates from the burner section, across the coil bundle, to the stack. Part of the flue gas is recirculated to the burner section from the stack. Recirculated flue gases reduce the flame and flue gas temperatures, eliminating radiant heat transfer.



CHF Heaters provide temperatures to 1000F

Shop-assembled units are available in sizes to 50,000,000 Btu/hr, producing process outlet temperatures to 1,000 F. All CHF units are designed to customer requirements.

CHF Heater Applications Include:

- Heating regeneration gas for adsorption processes
- Vaporizing and superheating LNG and LPG
- Heating pipeline oil, crude oil, oil-water emulsions
- Generating steam
- Preheating or post-heating gas in conjunction with pressure reduction
- Heating fluids used in heat transfer systems
- Heating sensitive fluids or gases where close bulk-to-film temperatures are critical
- Providing combination waste-heat exchange with alternate source capability

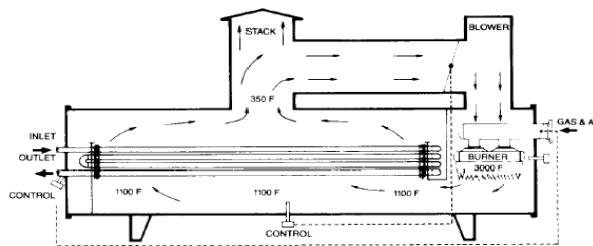


Figure 4. CHF Controlled Heat Flux Heater Diagram

Figura 2. Calentador de gas Natco (continuación).