



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES DEL
PROCESO DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL, PARA
MEJORAMIENTO DE LA RIQUEZA EN LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y**

12.

Realizado por:

ADRIANA BEATRIZ VILAFRANCA ORTIZ

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de
INGENIERO DE PETRÓLEO

MATURÍN, DICIEMBRE DE 2013



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

ACTA DE APROBACIÓN

DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES DEL
PROCESO DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL, PARA
MEJORAMIENTO DE LA RIQUEZA EN LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y

12

REALIZADO POR:

ADRIANA BEATRIZ VILAFRANCA ORTIZ

C.I: 18.653.954

APROBADO POR:

MSC. CARLOS DE LA CRUZ

Jurado Principal

ING. YULEISY CAÑIZARES

Jurado Principal

DR. FERNANDO PINO

Asesor Académico

ING. DAVID DOMÍNGUEZ

Asesor Industrial

MATURÍN, DICIEMBRE DE 2013

RESOLUCIÓN

“De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajos de grado: “los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la **Universidad de Oriente** y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario para su autorización”.



DEDICATORIA

Ha sido para mí una bonita experiencia haber contado con gente que me apoyado en buena manera a lo largo de mi vida, esta tesis se la dedico a mis padres por haberme dado educación, alimento, apoyo emocional, valores y principios que me han motivado a ser una persona perseverante y dedicada en las metas propuestas. A pesar de mis caídas y debilidades siempre me mantuve allí, y por eso dedico a toda mi familia, a mi novio y a mis amigas, a mi Dios padre santo por nunca abandonarme.

En especial a ti madre ELBA ROSA ORTIZ una mujer fuerte de carácter y bella de sentimientos te amo desde lo más profundo de mi corazón aunque la distancia nos separe no me separa el amor que siento por ti.

A mi padre ANDRÉS VILLAFRANCA por ayudarme, por orientarme con sabiduría, por ayudarme en mis estudios y llevarme por el camino del bien.

A mi abuela DELIA BRITO, siempre fuiste un apoyo emocional muy fuerte y grande, abuelita que dios te bendiga y te guarde nos vemos en el cielo viejita.

A mi hermana ANDREAT VILLAFRANCA, te amo hermana la distancia nos separa pero no los sentimientos.

A mi novio DANIEL QUINTERO por ser un apoyo emocional en todo momento, llegaste para quedarte en mi vida, este logro es de ambos, Te Amo amor.

Y A MI DIOS PADRE SANTO TU HAS SIDO MI APOYO Y MI FORTALEZA, EN TI CONFÍO Y CONFIARÉ EL RESTO DE MI VIDA.

AGRADECIMIENTOS

A mis padres en conjunto agradezco todos los sacrificios que han hecho por mí, los amo desde lo más profundo y sincero de mi corazón.

Agradezco a la Universidad de Oriente Núcleo Monagas y a todos mis profesores por haber contribuido de una manera u otra en los conocimientos impartidos de forma gratificante.

Al Gobierno nacional por haberme permitido tener estudios y apoyo en mis años como estudiante sin fines de lucro.

Ha sido para mí un honor contar con PDVSA GAS COMPRESIÓN por haberme abierto las puertas y haberme brindado la oportunidad de ampliar mis conocimientos.

Agradezco al Ingeniero Químico David Domínguez por enseñarme todo lo que hasta ahora sé y además de siempre hacerme entender que nunca basta con lo que sabes, siempre se puede aprender más, cada día está lleno de nuevos retos y debes estar capacitado para afrontarlos.

Agradezco también al Ingeniero de Gas Rodolfo Ortega por por estar siempre dispuesto a impartirme todos sus conocimientos en todo momento, por haber sido paciente conmigo y por haberme transmitido todos sus conocimientos de una manera desinteresada bondadosa y paciente y por estar siempre pendiente de mí e involucrarse en mi tesis de una forma gratificante.

Agradezco a ambos por el tiempo empleado para ayudarme, nunca me faltó ayuda ni atención por parte de mis tutores y eso estoy profundamente agradecida.

Agradezco a todos los empleados con los que tuve contacto por ayudarme en las cosas más simples día a día y por transmitirme su carisma y Jovialidad.

Agradezco al profesor y doctor Fernando Pino por asesorarme en mi tesis y estar siempre pendiente de que las cosas marchasen bien, considero que es una persona sumamente responsable e inteligente y reúne todas las cualidades para ser didacta puesto que está siempre a la orden del estudiante, es puntual a toda hora y respetuoso, nunca ha sido ni será egoísta con sus conocimientos, está allí para enseñarnos y para formar buenos y mejores profesionales.

GRACIAS MI DIOS, ÉSTE TRIUNFO TAMBIÉN ES PARA TI, POR TI Y GRACIAS A TI SOY LO QUE SOY.

ÍNDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	iii
DEDICATORIA	iv
AGRADECIMIENTOS	v
ÍNDICE GENERAL	vii
ÍNDICE DE FIGURAS	x
ÍNDICE DE GRÁFICOS	xi
ÍNDICE DE TABLAS	xii
RESUMEN	xiii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	2
EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
1.2.1 Objetivo General.....	3
1.2.2 Objetivos Específicos.....	4
1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	4
CAPÍTULO II	6
MARCO TEÓRICO	6
2.1 ANTECEDENTES.....	6
2.2 UBICACIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO.....	8
2.3 COMPLEJO OPERACIONAL JUSEPÍN (COJ).....	8
2.4 BASES TEÓRICAS.....	10
2.4.1 Planta Compresora.....	10
2.4.2 Sistemas de una Planta Compresora.....	11
2.4.2.1 Tren de Compresión.....	11
2.4.2.2 Sistema de gas combustible.....	11
2.4.2.3 Sistema de aire comprimido.....	11
2.4.2.4 Sistema de aceite lubricante/refrigerante.....	11
2.4.2.5 Sistema de enfriamiento.....	12
2.4.2.6 Sistema de venteo.....	12
2.4.2.7 Sistema de drenaje cerrado.....	12
2.4.2.8 Sistema de aguas aceitosas.....	12
2.4.2.9 Sistema de separación.....	12
2.4.3 Componentes de un paquete motocompresor.....	13
2.4.3.1 Motor.....	13
2.4.3.2 Compresor reciprocante.....	13
2.4.3.3 Enfriador.....	13
2.4.4 Gas Natural.....	14

2.4.4.1 Gas Natural Según su Origen.....	14
2.4.5 Cromatografía de gases	15
2.4.6 Gas natural según su composición.....	15
2.4.6.1 Gas seco o pobre	15
2.4.6.2 Gas natural rico o húmedo	16
2.4.6.3 Gas natural condensado	17
2.4.6.4 Gas agrio o ácido	17
2.4.6.5 Gas dulce.....	17
2.4.6.6 Gas hidratado	17
2.4.6.7 Gas anhídrido.....	18
2.4.7 Contenido de líquido del gas natural	18
2.4.8 Componentes líquidos del gas natural (LGN).....	18
2.4.8.1 Etano (C ₂)	19
2.4.8.2 Propano (C ₃)	19
2.4.8.3 Butano (C ₄)	19
2.4.8.4 Gasolina natural	20
2.4.9 Cuantificación de Riqueza Líquida (GPM) del Gas Natural	21
2.4.10 proceso de compresión del gas natural	21
2.4.11 Planta de extracción de líquidos	23
2.4.12 Simuladores	23
2.4.12.1 Simulador de procesos HYSYS Plant.....	24
2.4.13 Correlación de Bukacek.....	28
2.5 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS	28
CAPÍTULO III.....	30
MARCO METODOLÓGICO	30
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	30
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	30
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA	31
3.3.1 Población	31
3.3.2 Muestra	31
3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO	32
3.4.1 Descripción del proceso actual de las plantas Jusepín 08, 10 y 12.	32
3.4.2 Toma de parámetros operacionales de las unidades motocompresoras de la planta Jusepín 08, 10 y 12.	33
3.4.3 Representación del proceso de compresión de las plantas Jusepín 08, 10 y 12 bajo diferentes condiciones de temperatura, a través del simulador HYSYS.....	35
3.4.3.1 Simulación aplicando el programa HYSYS 2.2	38
3.4.3.2 Simulador de Compresor Ariel	41
3.4.4 Realización de propuesta en base a los resultados obtenidos en la simulación.	42
3.5 INSTRUMENTOS Y TÉCNICAS UTILIZADAS.....	43
3.6 RECURSOS	44

3.6.1 Recursos Humanos	44
3.6.2 Recursos Financieros	44
3.6.3 Recursos Tecnológicos y de Información	44
CAPÍTULO IV	45
ANÁLISIS DE RESULTADOS	45
4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12.	45
4.1.1 Planta Compresora Jusepín 8.....	45
4.1.2 Planta Compresora Jusepín 10 (PCJ-10)	46
4.1.3 Planta Compresora Jusepín 12 (PCJ-12)	47
4.2 TOMA DE PARÁMETROS OPERACIONALES DE LAS UNIDADES MOTOCOMPRESORAS DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12.	50
4.3 REPRESENTACIÓN DEL PROCESO DE COMPRESIÓN DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12 BAJO DIFERENTES CONDICIONES DE TEMPERATURA, A TRAVÉS DEL SIMULADOR HYSYS.....	53
4.4 REALIZACIÓN DE PROPUESTAS EN BASE A LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN	61
4.4.1 Desarrollo de Propuesta para planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12.....	61
4.4.1.1 Propuesta 1	62
CAPÍTULO V	65
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	65
5.1 CONCLUSIONES	65
5.2 RECOMENDACIONES	65
BIBLIOGRAFÍA.....	66
APÉNDICE.....	68
HOJAS METADATOS.....	85

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Ubicación del Complejo Jusepín (Fuente: PDVSA 2003)	8
Figura 2.2 Diagrama de Proceso Complejo Operacional Jusepín (COJ).....	10
Figura 2.3. Descripción del Proceso de Compresión. Fuente: Pino, F.(2004).....	22
Figura 3.1 Introducción de componentes a utilizar	39
Figura 3.2 Selección del paquete termodinámico	40
Figura 3.3 Ambiente de simulación de compresores Ariel.	42



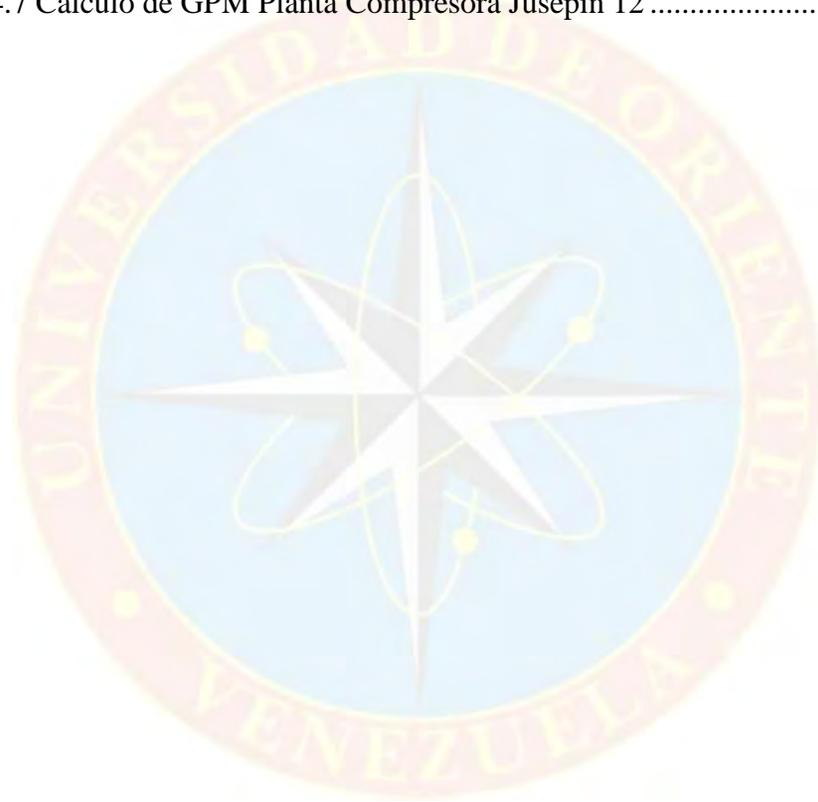
ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfica 4.1 Riqueza de las Corrientes Estudiadas Planta Compresora Jusepín 10.....	58
Gráfica 4.2 Riqueza de la corriente estudiada planta compresora Jusepín 12.	61
Gráfica 4.3 Riqueza de las Corrientes Estudiadas Planta Compresora Jusepín 08.....	63
Gráfica 4.4 Barriles de Líquido Recuperables Planta Compresora Jusepín 08.....	63



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.1 Características principales unidades motocompresoras Jus 08, 10 y 12.....	51
Tabla 4.3. Datos Promedios Planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12.....	52
Tabla 4.4 Contenido de Agua de las Corrientes de Entrada Usando la Correlación de Bukacek Planta Compresora Jusepín 08 10 y 12.....	53
Tabla 4.5 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 08	55
Tabla 4.6 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 10	57
Tabla 4.7 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 12	60





UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

**DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES DEL
PROCESO DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL, PARA
MEJORAMIENTO DE LA RIQUEZA EN LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y
12.**

AUTOR:

Br. Adriana Beatriz Villafranca Ortiz

C.I: 18.653.954

Fecha: 06-12-2013

ASESORES:

Académico: Dr. Fernando Pino

Industrial: Ing. David Dominguez

RESUMEN

Las plantas Jusepín 08, 10 y 12 diariamente comprimen un aproximado de 197 MMPCND con una riqueza que varía entre 2,7 y 3,5 galones por cada mil pies cúbicos normales de gas (GPM), actualmente se desea incrementar la productividad de las plantas, para esto es necesario aprovechar al máximo el GPM de succión de cada una de ellas, esto se logra evitando que dicho gas llegue a condensar líquidos en alguna etapa de compresión. Durante el siguiente trabajo de grado, se estudió la forma de incrementar el GPM de succión a través del ajuste de la temperatura del gas interetapa, para ello se tomó un promedio de presión y temperatura de operación de cada planta, luego se sometió al simulador de procesos HYSYS y se obtuvo el GPM de descarga de cada una, dando como resultado que la planta compresora Jusepín 10 y 12, aprovecha el GPM de succión, para luego entregarlo a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín, sin embargo la Planta Compresora Jusepín 08, arrojó condensación de líquidos del gas natural en algunos depuradores, por lo que se plantearon dos propuestas, una en donde se disminuya la temperatura de salida (ts) del enfriador 1.3 del C-100 de 124 a 116°F y se aumente la ts del enfriador 4.6 del C-400 de 118 a 122°F y la segunda donde la ts del mismo C-100 sea disminuida a 118°F y se aumente la ts del C-400 a 122°F. Con estas propuestas se logró llevar el GPM de descarga de 3,95 a 3,98.

INTRODUCCIÓN

El Complejo Jusepín, ubicado en la población de Jusepín al Norte del Estado Monagas, está conformado por la Planta de Recuperación Secundaria de Oriente RESOR, la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín antigua ACOGAS, Planta de Tratamiento Sistema de Agua Efluente Norte SAEN, el Centro Operativo Jusepín (Estación Principal Jusepín 2) y por último las Plantas Compresoras Jusepín.

Dentro de las plantas compresoras modulares del complejo Operacional Jusepín, se encuentran las plantas compresoras Jusepín 08 (JUS- 08), Jusepín 10 (JUS-10) y Jusepín 12 (JUS-12), las cuales tienen en conjunto una capacidad nominal de 197 MMPCND con una presión de succión de 120 lpcm y una descarga de 1300 lpcm, además de riqueza que puede variar entre 2,7 y 3,5 Galones de líquido por cada mil pies cúbicos normales de gas natural (GPM).

Actualmente se desea incrementar la productividad de las plantas, para esto es necesario que el gas que se entrega a Planta de Extracción de Líquidos Jusepín presente la mayor cantidad posible de hidrocarburos pesados (C_{3+}), por ende se evaluarán diferentes condiciones en las operaciones de compresión en las plantas JUS- 08, 10 y 12, para mejorar el aprovechamiento del GPM del gas. Con esto se puede incrementar a su vez el caudal de líquidos extraíbles (LGN), lo que se traduce en un mayor impulso a la cadena de valor del gas y un mayor beneficio económico para el país, sin la necesidad de implementar estrategias que impliquen mayor inversión como lo representa la adquisición de nuevos equipos, entre otros.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Dentro de la unidad de Plantas del Complejo Jusepín, se encuentran las plantas compresoras JUS- 08, 10 y 12. Las cuales se encargan de comprimir el gas que se separa del crudo que proviene de los pozos del campo Furrial; el desempeño de las actividades operacionales diarias, permiten la entrega de un gas con condiciones aptas para ser entregadas a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín.

Las plantas Jusepín 08, 10 y 12, comprimen un total nominal diario de 197 MMPCND, distribuidos en: JUS-08 : 50 MMPCND, JUS-10: 39 MMPCND y JUS-12 : 108 MMPCND, todas en su conjunto son descargadas a una presión aproximada de 1300 lpcm; con lo cual, parte de esta descarga es enviada a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín, en donde se separa la corriente de gas en metano y etano (C_1 y C_2) del propano y compuestos más pesados (C_{3+}), los cuales se licúan y posteriormente son bombeados a la Planta de Fraccionamiento José Antonio Anzoátegui, mientras que el gas residual (C_1 y C_2) es enviado a la Planta de Inyección de Gas el Furrial (IGF) donde es comprimido a 6000 lpcm para ser inyectado a los yacimientos del Campo Furrial.

Desde comienzos de la explotación de hidrocarburos en el Campo Furrial, se ha observado una disminución de la riqueza líquida del gas que se entrega luego del proceso de compresión. Actualmente los yacimientos del Campo Furrial en su mayoría mantienen presión debido a la ejecución de un proyecto de inyección de gas seco; es decir, el gas residual proveniente de la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín es inyectado a los yacimientos para recuperar crudo, este ciclo constante ha

ocasionado que el gas progresivamente con el tiempo disminuya los componentes líquidos extraíbles.

Por otra parte, se ha observado que por ajustes operacionales, la Planta Compresora Jusepín 12 ha incrementado el GPM de succión. Esta planta ha sido sujeta a un aumento de temperatura de succión en la segunda y tercera etapa de compresión, debido al arrastre de agua y líquidos condensados ocasionada por los depuradores, los cuales no despachaban adecuadamente la misma, lo que ocasionaba el arrastre hacia los equipos compresores, y por consecuencia fallas a nivel operacional.

Se ha observado que en algunos casos, cuando se realiza el proceso de compresión del gas, es posible la pérdida de parte de los hidrocarburos pesados en alguna o cada una de las etapas de compresión, esto es debido a que en cada etapa de enfriamiento post compresión, el gas se condensa parcialmente, y va hacia un drenaje cerrado, el cual termina en un depurador de drenaje cerrado, en donde se separan vapores de hidrocarburos del condensado. Todo esto tiene como resultado que el GPM a la entrada de una planta para realizar un proceso de compresión sea más alto que el GPM a la salida de la misma, por esto se hace necesario implementar un ajuste operacional para lograr mejorar la entrega de un gas con mayor GPM a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo General

Determinar las condiciones operacionales del proceso de compresión del gas natural para mejoramiento de la riqueza en las plantas Jusepín 08, 10 y 12.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Describir sobre la base de las condiciones operacionales, el proceso de compresión de las plantas Jusepín 08, 10 y 12.
- Tomar parámetros operacionales de temperatura y presión de operación de las unidades motocompresoras de las plantas Jusepín 08, 10 y 12.
- Representar el proceso de compresión de las plantas Jusepín 08, 10 y 12 bajo diferentes condiciones de temperatura, a través del simulador HYSYS Plant 2.2.
- Realizar propuestas en base a los resultados obtenidos en la simulación.

1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

Con el objetivo de mejorar las operaciones de compresión, nace la idea de diseñar e implementar un plan, para mejorar el GPM del gas que se entrega a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín

Mediante el uso del simulador HYSYS Plant, se plantea representar diversos escenarios en donde se modifiquen las condiciones de temperatura inter-etapa para incrementar la obtención de líquidos del proceso de compresión, ya que por lineamientos y restricciones internas como las presiones de trabajo de los cilindros compresores, los cuales deben trabajar a una presión establecida para garantizar el buen desempeño y funcionamiento de los equipos, resulta imposible lograr este aumento ajustando la presión de succión o descarga.

Con el implemento de este plan se brinda la posibilidad de extraer un mayor caudal de líquidos comercialmente provechosos. Un aumento de 0,1 GPM para 197 MMPCND, daría la posibilidad de extraer 469 barriles normales por día (BNPD),

todo esto mediante el proceso extracción de líquidos del gas natural a través de la entrega de un mayor GPM en el proceso de compresión del gas en las plantas JUS-08, 10 y 12; todo ello sin afectar la integridad de las unidades motocompresoras que diariamente operan. Con lo que se puede alcanzar un mayor beneficio y máximo aprovechamiento de los líquidos del gas natural, traduciéndose esto en ganancias económicas que impulsan al desarrollo de la nación a través de una mayor producción de derivados para satisfacer el aumento de la demanda nacional.



CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

En el año 2010 se presentó una tesis de grado en la Universidad de Oriente Núcleo Monagas la cual fue realizada por Rangel, L. titulada **“Determinación del Volumen del Condensado del Gas Generado en las Plantas Compresoras del Complejo Operacional Jusepín-Distrito Norte”**. Esta tesis se realizó con el propósito de determinar el caudal de condensado de gas que se generaba en las Plantas Compresoras del Complejo Jusepín, debido a que no se contaba con medidores másicos de condensados a excepción del PCJ-9 ya que por medirse de forma conjunta al gas, afectaba el cálculo de caudal de reservas, por tal manera se procedió a simular las condiciones de campo mediante el simulador HYSYS, con ello se obtuvo el caudal de condensado que se generaba diariamente en las plantas compresoras, depuradores de módulos de producción y despojadores de líquido, con lo cual se obtuvo un caudal de 10370 BNPD con una °API de 65,3° que permanecía en fase líquida, la cual representa un aporte de condensado hasta los tanques estabilizadores. Se validaron las simulaciones tomando como referencia Planta Compresora Jusepín 9, se obtuvo 4,7% de error, lo que deduce un alto porcentaje de veracidad de las simulaciones realizadas.

En el año 2010 se presentó una tesis de grado en la Universidad de Oriente Núcleo Monagas la cual fue realizada por Alarcón, Y y Hoyos, A. titulada **“Estudio Técnico-Industrial de la producción de líquidos del Gas Natural de la Planta de Extracción de Jusepín del Estado Monagas”** Esta tesis se realizó con el propósito de estudiar técnico e industrialmente la producción de líquidos del gas natural de la planta de extracción Jusepín Estado Monagas, enfocándose en estudiar la utilidad

práctica de los líquidos del gas natural (LGN) , además de las ventajas que ofrece el uso de estos y con respecto a otro tipo de combustibles (líquidos, sólidos y gaseosos) lo cual va a permitir indicar el impacto generado por el transporte de los LGN, analizar la importancia técnico industrial de la producción de líquidos para establecer la recuperación de etano en la República Bolivariana de Venezuela y además caracterizar el gas natural procesado en la planta calculando el GPM y el poder calorífico a través de los procedimientos matemáticos que permitan estimar con un grado de certeza (que se tradujo en un porcentaje de error menor al cinco por ciento) con lo que se obtuvo como resultado que el poder calorífico debe ser calculado a condiciones estándares de presión y temperatura, ya que así lo establece PDVSA GAS, para fijar el patrón con el cual se rigen las negociaciones en la venta del gas natural, además servir de referencia a los fabricantes de equipos para determinar la capacidad (P y T) de los mismos.

En el año 2011 se presentó una tesis de grado en la Universidad de Oriente Núcleo Monagas la cual fue realizada por Rivero, R. titulada **“Evaluación de la Riqueza Líquida del Gas de Entrada y su impacto en la producción de LGN en los trenes A y B de la Planta de Extracción Santa Bárbara”** Esta tesis se realizó con la finalidad de evaluar la riqueza líquida del gas de entrada y su afectación en la producción de LGN en los trenes A y B de la Planta de Extracción Santa Bárbara, así como en las variables asociadas al proceso, debido a que el gas que alimentaba al gasoducto de 36 pulgadas contaba con baja riqueza líquida (3,08 GPM diseño vs. 2,40 GPM real), por tal motivo la producción de líquidos del gas natural (LGN) promedio del año 2010 estuvo por debajo al establecido por el diseño de planta (57642 BNPD diseño vs. 37603 BNPD real). Esto se realizó a través de la caracterización de los análisis cromatográficos realizados en las fuentes que segregan el gas hacia Muscar y al gasoducto de 36 pulgadas, mediante esto se obtuvo la composición actual del gas de entrada y la variación de la riqueza líquida durante el año 2010, adicionalmente se identificaron los problemas operacionales en el entorno

que afectaron la riqueza del gas y por ende la producción de LGN, las penalizaciones de producción por disminución de GPM durante el año 2010 fueron de 911405 barriles.

2.2 UBICACIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

Las plantas de compresión de gas natural JUS-08, JUS-10 y JUS-12, están ubicadas en Jusepín, al Norte del Estado Monagas en la carretera nacional La Toscana – El Furrial aproximadamente a 40 Km de la ciudad de Maturín. La localización geográfica está definida por las siguientes coordenadas: 09° 43' 933" Norte y 63° 27' 523" Este.



Figura 2.1 Ubicación del Complejo Jusepín (Fuente: PDVSA 2003)

2.3 COMPLEJO OPERACIONAL JUSEPÍN (COJ)

Dentro del Complejo Operacional Jusepín, se encuentran los módulos de producción del Complejo Jusepín, los cuales reciben el crudo proveniente de los campos adyacentes, el cual ingresa a los niveles de presión, identificados como: Baja presión (40 lpcm), media presión (120 lpcm) y alta presión (500 lpcm), los cuales definen los esquemas de compresión establecidos por las plantas compresoras de este

centro operativo. Actualmente para el manejo del gas a nivel de 120 lpcm se cuenta con una capacidad instalada de 518 MMPCND a través de las Plantas Compresoras (PC-JUS-2, PC-JUS-8, PC-JUS-9, PC-JUS-10, PC-JUS-12 y las Miniplantas Compresoras Jusepín).

Una vez separado el crudo del agua asociada, éste es enviado a las estaciones de flujo, donde son bombeados a través de tuberías hasta los patios de tanques, donde finalmente se recolectan y almacenan. El gas natural que viene de los separadores es enviado a un proceso de compresión, donde se comprime el gas desde 40, 120 y 500 lpcm hasta 1300 lpcm. Una vez comprimido, éste es enviado hacia la Planta de Extracción de Líquidos, donde se acondiciona y se extraen los líquidos de gas natural (LGN).

El gas natural que sale del proceso de extracción es enviado a Inyección Gas Furrial (IGF), donde se aumenta la presión de 1300 a 6000 lpcm, para luego ser usado en los métodos de recuperación secundaria, y obtener un mayor factor de recobro en los yacimientos de petróleo. Los líquidos del gas natural (LGN) son los componentes más pesados del gas natural, que luego de ser extraídos en la planta de extracción son enviados a la Planta de Fraccionamiento del Complejo Criogénico José Antonio Anzoátegui, donde se obtienen de manera separada etano, propano, butano entre otros. (SEIJAS, C y LUNAR, L. 2010)

En el siguiente diagrama se muestra el recorrido del gas desde los módulos de producción hasta el cañón de succión en donde succionan las plantas compresoras Jusepín 08, 10 y 12. Adicionalmente se puede observar que parte de la descarga es llevada a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín, mientras que otra parte es enviada a la Planta de Acondicionamiento Muscar.

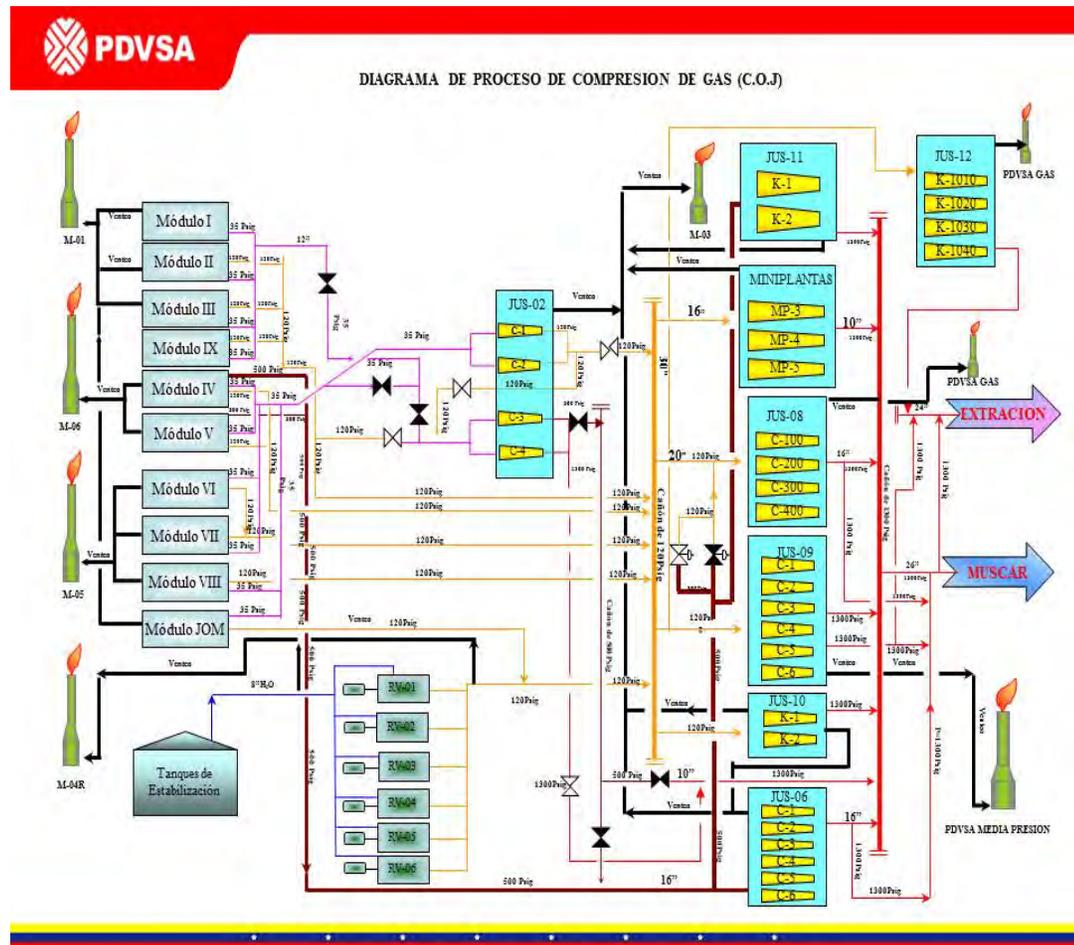


Figura 2.2 Diagrama de Proceso Complejo Operacional Jusepín (COJ)
(Fuente: PDVSA 2010)

2.4 BASES TEÓRICAS

2.4.1 Planta Compresora

Conjunto de equipos empleados para elevar la presión de un gas reduciendo el volumen del mismo. (Fuente: PDVSA 2010)

2.4.2 Sistemas de una Planta Compresora

Según el manual de compresión del complejo operacional Jusepín COJ (PDVSA, 20010), los sistemas de una planta compresora son:

2.4.2.1 Tren de Compresión

Conjunto de equipos alineados en forma paralela conformados por depurador compresor y enfriador, los cuales se encargan de comprimir cierto volumen de gas para cumplir con las exigencias de descarga.

2.4.2.2 Sistema de gas combustible

Integrado por un depurador de gas e intercambiadores de calor para suministrar gas combustible seco a los equipos que lo requieran a una temperatura aceptable.

2.4.2.3 Sistema de aire comprimido

Integrado por compresores de aire, acumulador de aire de instrumentos acumulador de aire de arranque y acumulador de aire de servicio, se encarga de mantener la operación de arranque de los motores de las unidades motocompresoras válvulas e instrumentos de los equipos, utilizando compresores de aire atmosférico.

2.4.2.4 Sistema de aceite lubricante/refrigerante

Está compuesto por un tanque, bombas de aceite, sistema de enfriamiento y tuberías que le inyectan aceite a las unidades motocompresoras para mantener los equipos lubricados y disminuir el roce entra las partes mecánicas.

2.4.2.5 Sistema de enfriamiento

Son conductos, intercambiadores de calor y bombas de agua que ayudan a mantener en un rango la temperatura del motocompresor.

2.4.2.6 Sistema de venteo

Es un sistema de seguridad cuyo objeto es quemar el excedente de gas que se produce en alguna de las etapas del proceso de compresión, succión general o descarga general de los procesos.

2.4.2.7 Sistema de drenaje cerrado

Conformado por un depurador de drenaje cerrado o recolector de condensados, tiene como función drenar los condensados provenientes de la depuración del gas realizada en cada uno de los depuradores, con el fin de ser enviados al sistema de recolección, y a su vez proteger los cilindros compresores de la presencia de líquidos.

2.4.2.8 Sistema de aguas aceitosas

Conformado por un recipiente recolector a presión atmosférica, un arrestallama y un venteo, recoge en su periferia las aguas de lluvia y de lavado de los equipos que caen sobre el área que ocupan, así como los drenajes cerrados de los recipientes a presión que se tienen en los compresores.

2.4.2.9 Sistema de separación

Constituido por un separador general de succión y un depurador general de descarga, estos equipos tienen como función extraer los hidrocarburos condensables

del gas a la entrada de la succión general de una planta compresora y a la salida final del proceso de compresión, para retirar así la mayor cantidad de agua posible del gas y evitar daño a las unidades.

2.4.3 Componentes de un paquete motocompresor

Las plantas compresoras de gas, están compuestas por los siguientes módulos funcionales (PDVSA, 20010):

2.4.3.1 Motor

Es la parte de una máquina capaz de hacer funcionar algo transformando algún tipo de energía (eléctrica, de combustibles fósiles, etc.), en energía mecánica capaz de realizar un trabajo.

2.4.3.2 Compresor recíprocante

También denominado recíproco, alternativo o de desplazamiento positivo, es un tipo de compresor de gas que logra comprimir un volumen de gas en un cilindro cerrado, volumen que posteriormente es reducido mediante una acción de desplazamiento mecánico del pistón dentro del cilindro.

2.4.3.3 Enfriador

Es un equipo empleado para disminuir la temperatura del gas, mediante el uso de ventiladores de aspas, para así evitar la entrada de un gas caliente a una etapa de compresión y mantener la integridad de los equipos.

2.4.4 Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos parafínicos o alifáticos denominados alcanos y que por su estado de hibridación (sp^3), también se denominan saturados, en el gas natural también se encuentran impurezas que no son hidrocarburos, el gas natural es una de las varias e importantes fuentes de energía no renovables, formada por una mezcla de gases ligeros que se encuentra en yacimientos de petróleo, disuelto o asociado con el petróleo (acumulación de plancton marino) o en depósitos de carbón. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 70% y suele contener otros gases como nitrógeno, CO_2 , H_2S , helio y mercaptanos. Pino, F. (2006).

2.4.4.1 Gas Natural Según su Origen

Según Pino F. (2006), el gas se puede clasificar en:

2.4.4.1.1 Gas asociado

El gas asociado es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el petróleo del yacimiento. En los yacimientos, generalmente, el gas natural asociado se encuentra como gas húmedo ácido aunque el gas asociado tiene que ser sometido primeramente al proceso de separación gas petróleo, para posteriormente tratarlo.

2.4.4.1.2 Gas no asociado

El gas no asociado, por el contrario, es aquel que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales. El gas no asociado puede hallarse como húmedo ácido, húmedo dulce o seco.

2.4.5 Cromatografía de gases

La técnica cromatográfica consiste en volatilizar la muestra e inyectarla en la cabeza de la columna cromatográfica. La elución se produce por la fase móvil del gas inerte a diferencia de otros tipos de cromatografía, la fase móvil no interacciona con las moléculas del analito, su única función es la de transportar el analito a través de la columna.

La cromatografía de gases tiene dos importantes campos de aplicación. Por una parte su capacidad para resolver (separar) mezclas orgánicas complejas, compuestos organometálicos y sistemas bioquímicos. Su otra aplicación es como método para determinar cuantitativa y cualitativamente los componentes de la muestra. Para el análisis cualitativo se suele emplear el tiempo de retención, que es único para cada compuesto dadas unas determinadas condiciones (mismo gas portador, rampa de temperatura y flujo), o el volumen de retención. En aplicaciones cuantitativas, integrando las áreas de cada compuesto o midiendo su altura, con los calibrados adecuados, se obtiene la concentración o cantidad presente de cada analito. Pino, F. (2006).

2.4.6 Gas natural según su composición

Según Pino, F. (2006), el gas natural, se puede clasificar en:

2.4.6.1 Gas seco o pobre

Es un gas que está formado por metano (C_1) y etano (C_2), este es un gas natural del cual se han separado los líquidos del gas natural (LGN). En el gas seco, por lo general el componente principal es el metano, cuya composición porcentual alcanza valores mayores al noventa por ciento en la relación molar ($C_1 > 90\%$), el gas por lo

general, tiene pequeñas cantidades de pentano (C_5) y componente más pesado ($C_5 < 1\%$). En los yacimientos de gas seco la mezcla de hidrocarburos permanece en fase gaseosa a condiciones de yacimientos y de superficie, y la producción de líquidos solo se alcanza a temperaturas criogénicas. Hay que dejar bien claro, que el término gas seco o pobre, está relacionado con la poca capacidad de producir hidrocarburos líquidos, y nada tiene que ver con el contenido de agua.

2.4.6.2 Gas natural rico o húmedo

Este es un gas del cual se pueden obtener una riqueza líquida de hasta 2- 3 GPM (galones de hidrocarburos líquidos por mil pies cúbicos normales de gas). No existe ninguna relación con el contenido de vapor de agua que pueda contener el gas. Usualmente el gas natural rico o húmedo alimenta una planta de procesamiento para la extracción de productos condensables, denominados propano y compuestos más pesados C_{3+} . Una corriente de gas con un GPM = 2 o 3 se considera muy rentable a los propósitos de la inversión, dependiendo del caudal disponible para este propósito. El gas natural rico o húmedo se puede encontrar en los yacimientos de condensado.

En los yacimientos de gas húmedo o rico la mezcla de hidrocarburos permanece en estado gaseoso en el yacimiento, pero al salir a la superficie cae en la región de dos fases formándose una cantidad de hidrocarburos líquido del orden de 10 a 20 barriles normales de hidrocarburos líquidos por cada millón de pies cúbicos normales de gas (10-20 BNHL/ MMPCN). Si el análisis indica que el gas contiene por lo menos 2 GPM, este fluido previo acondicionamiento, deberá de ser destinado a las plantas de extracción para recuperar los LGN.

2.4.6.3 Gas natural condensado

Aquí el gas natural, según su composición es un gas rico o húmedo, pero además contiene 12,5% molar de C_{7+} . En estos yacimientos los hidrocarburos están en estado gaseoso, por características específicas de presión, temperatura y composición. El gas está mezclado con otros hidrocarburos líquidos. Durante la producción del yacimiento, la presión disminuye y permite que el gas se condense en petróleo líquido, el cual al unirse en forma de película a las paredes de los poros queda atrapado y no puede ser extraído. Esto puede evitarse inyectando gas a fin de mantener la presión del yacimiento.

2.4.6.4 Gas agrio o ácido

Es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y otros componentes ácidos (sulfuro de carbonilo COS , disulfuro de carbono CS_2 , mercaptanos, etc.) razón por la cual se vuelve corrosivo en presencia de agua libre.

2.4.6.5 Gas dulce

Este es un gas que contiene cantidades de sulfuro de hidrógeno (H_2S), menores a cuatro partes por millón en base a volumen (4 ppm, V) y menos de 3% en base molar de dióxido de carbono (CO_2).

2.4.6.6 Gas hidratado

Este es un gas que tiene entre cinco y siete libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas (5-7 lb de agua/ MMPCN), lo que indica que el gas deberá de ser sometido al proceso de deshidratación, para poder comercializarlo.

2.4.6.7 Gas anhídrido

Este es un gas que tiene menos de cinco libras de agua por cada millón de pies cúbicos normales de gas (5 lb de agua/MMPCN).

2.4.7 Contenido de líquido del gas natural

Los líquidos del gas natural, son los hidrocarburos que se extraen en forma líquida en las plantas de extracción y fraccionamiento, en donde los componentes líquidos que se obtienen son el propano, butano, pentano y compuestos más pesados. El fluido que se obtiene, en las plantas de extracción se envía a través de poliductos a las plantas de fraccionamiento.

En la República Bolivariana de Venezuela los líquidos del gas natural (LGN) es el producto intermedio del procesamiento del gas, ya que luego los LGN deben de ser fraccionado o separado en sus componentes individuales en las plantas de fraccionamiento, una vez realizada la separación de los LGN, la gran mayoría de ellos son utilizados en la industria petroquímica o en la fabricación de componentes de alto octanaje para gasolinas, y como combustible de uso industrial y comercial, en este caso se obtienen una serie de ventajas desde el punto de vista ambiental al compararlo con otro combustible fósil, ya que por lo general la utilización del LGN, no afecta el medio ambiente. Pino, F. (2006).

2.4.8 Componentes líquidos del gas natural (LGN)

Según Pino, F. (2006), los componentes del gas natural son:

2.4.8.1 Etano (C₂)

El etano es un hidrocarburo saturado que en condiciones normales de presión y temperatura es un gas, y que se recupera como líquido en los procesos de extracción y fraccionamiento. El etano es un excelente combustible, su punto de ebullición se alcanza a los -126 F. El etano es un componente explosivo, donde las mezclas gas /aire son explosivas. En caso de incendio debe mantenerse frío. En su forma líquida se utiliza para la producción de olefinas. Éste se puede utilizar de dos maneras: como mezcla con la gasolina con el objetivo de un aumento del octanaje de la gasolina, o como etano puro, compuesto de etano hidratado, lo que indica su gran utilidad industrial, en una serie de procesos.

2.4.8.2 Propano (C₃)

Es parte del gas licuado de petróleo (GLP), que consiste principalmente en propano, en varias mezclas con el butano. Sin embargo, para uso doméstico, comercial y vehicular, la mezcla es principalmente propano. Este componente se produce en las plantas de extracción y fraccionamiento del gas natural, aunque también se produce por medio de la refinación del petróleo. Los GLP son los combustibles que se utilizan en la actualidad en la República Bolivariana de Venezuela, como combustible doméstico.

2.4.8.3 Butano (C₄)

El butano está conformado por el butano normal e isobutano, también llamado metilpropano, ambos pertenecen al grupo de los alcanos saturados, también denominados parafínicos o alifáticos. El butano es inflamable y gaseoso que se licua a la presión atmosférica a una temperatura de 31° F, en vista que en su forma gaseosa es un gas incoloro, se añade un odorizante, que por lo general es mercaptano,

compuesto que le confiere un olor desagradable y que permite detectar al butano en caso de fuga. En caso de extinción de un fuego por gas butano, se emplea dióxido de carbono que es un polvo químico con lo cual se enfría y se dispersan los vapores emitidos.

El butano, al igual que el propano, son dos combustibles gaseosos que se obtienen en las refinerías de petróleo. El butano se comercializa licuado y envasado en recipientes metálicos de diferentes tamaños, desechables, que pueden ser pequeños y recargables. El butano, al igual que el propano se suministra licuado, en botellas. Como se ha indicado, el propano y el butano son gaseosos a la presión atmosférica pero, a la presión de envasado, se encuentran en estado líquido.

2.4.8.4 Gasolina natural

Es una mezcla de hidrocarburos formados básicamente por Pentano (C_5H_{12}), Hexano (C_6H_{14}) y Heptano (C_7H_{14}). La gasolina natural, se utiliza para mezclarla con la gasolina producida en las refinerías o mezclarla con el petróleo para mejorar su densidad o valor comercial.

La gasolina es una mezcla de los hidrocarburos líquidos que se usa como combustible en motores de combustión interna. La gasolina natural constituye el producto resultante del fraccionamiento del gas, se considera una mezcla altamente volátil de hidrocarburos de propano y más pesados (C_3^+), que forman parte de los líquidos del gas natural, que han sido clasificados en forma composicional como gas rico, húmedo o condensado, y que por lo tanto deben ser llevados a las plantas de extracción para recuperación de los LGN.

2.4.9 Cuantificación de Riqueza Líquida (GPM) del Gas Natural

Para la cuantificación del GPM de una mezcla de gas natural, es necesario determinar el número de pies cúbicos normales (PCN) de un componente dado en estado gaseoso que se necesita para producir un galón de líquido. Para esto se necesita el valor de la densidad molar (ρ_i) y la fracción molar (Y_i) de cada componente, luego para determinar la riqueza líquida se utiliza la siguiente ecuación Pino, F. (2006):

$$GPM = \sum_{i=3}^n \left(\frac{(1000) * Y_i * \rho_i}{379,6} \right)$$

Ecuación 2.1

Donde:

Y_i = fracción molar

ρ_i = densidad líquida (gal /lbmol)

GPM= gal/1000 pies cúbicos de gas

2.4.10 proceso de compresión del gas natural

La compresión se refiere al aumento de energía que se logra en un fluido gaseoso por medio de un trabajo que se efectúa sobre él, los fluidos que más comúnmente se comprimen son: el aire, gas natural, componentes separados del gas natural y gases comerciales con propósitos industriales. El gas natural se somete a un proceso de compresión para elevar su nivel energético, los compresores tienen como función principal aumentar la presión del gas, por lo cual el compresor somete el gas a un trabajo de tal manera que se incremente la energía total del mismo, este incremento se manifiesta por aumentos de presión y temperatura. El proceso de compresión del gas natural se puede representar a través de un proceso termodinámico; en donde el gas con una presión P_1 , se comprime y posteriormente se

descarga a los niveles de presión P_2 superiores requeridos. Este proceso puede darse en una o varias etapas. Pino, F. (2006).

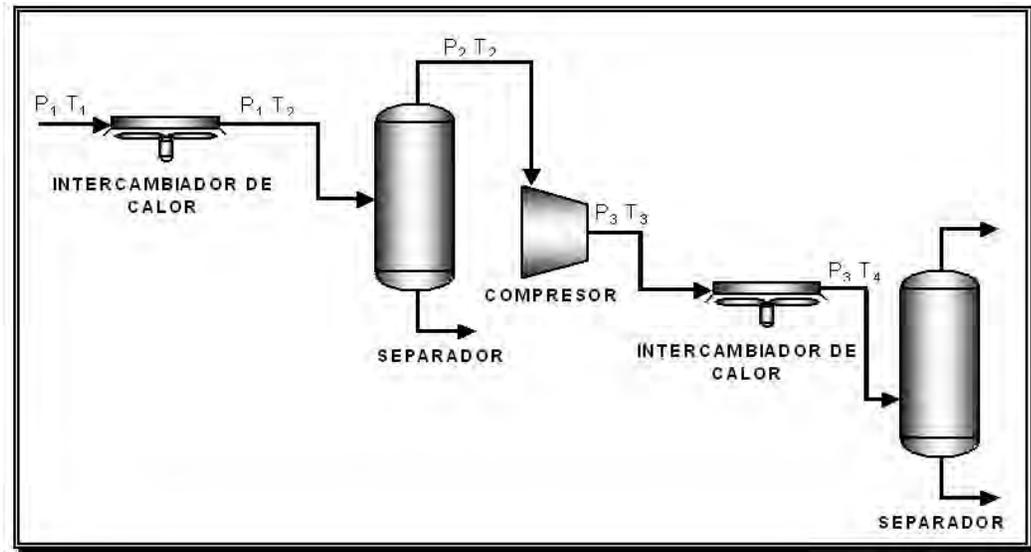


Figura 2.3. Descripción del Proceso de Compresión. Fuente: Pino, F.(2004)

En la figura se representa la descripción de un proceso de compresión, se puede observar que el gas proveniente de la fuente entra a un intercambiador de calor donde se reduce la temperatura desde T_1 hasta T_2 . Producto de este descenso en la temperatura, se puede o no producir la condensación de ciertos componentes, que conforman la mezcla, por lo tanto en aquellos casos donde este proceso se produzca, es necesario instalar un separador, del cual salen típicamente dos corrientes, una de gas por el tope y una de líquido por el fondo; la corriente de gas es enviada hacia el compresor donde se eleva la presión desde P_2 hasta P_3 , lo que origina un aumento de temperatura desde T_2 hasta T_3 ; la corriente de gas que sale del compresor a T_3 entra a un intercambiador de calor de donde sale a una temperatura menor T_4 ; esta corriente de gas, con cierto contenido de líquido, es enviada a un separador de donde salen dos corrientes, una de gas por el tope y una de líquido por el fondo; así se cuenta con el

volumen de gas a las condiciones de presión y temperatura requeridas por el proceso. Pino, F. (2006).

2.4.11 Planta de extracción de líquidos

Son instalaciones en donde se somete el gas natural rico o húmedo libre de impurezas, con la finalidad de separar el gas metano de los llamados Líquidos del Gas Natural (LGN), integrados por propano; butanos, pentanos, etc. El principal objetivo del proceso de extracción es el estudio del comportamiento de las mezclas de hidrocarburos en equilibrio bifásico (líquido/vapor).

Los componentes más livianos de la mezcla como metano y etano, los cuales principalmente se concentran en la fase de gas, mientras que los más pesados Propano; Butanos y Pentanos se acumulan en la fase líquida, y por lo tanto serán los que deban de ser separados en el procesos de extracción de los líquidos del gas natural. Pino, F. (2006).

2.4.12 Simuladores

Los programas de simulación son herramientas de gran utilidad para el diseño de infraestructuras químicas, petroleras y del gas natural. Este sistema combina la fuente de datos y métodos de predicción de propiedades termodinámicas, con la más avanzada y flexible técnica de cálculo de operaciones unitarias, para ofrecer al ingeniero la facilidad de elaborar un modelo matemático verdaderamente representativo de la respuesta del proceso a determinadas condiciones de operación.

Los simuladores están basados en ecuaciones teóricas, que en la mayoría de los casos resultan demasiado tediosas de resolver manualmente, por lo cual se usan programas de simulación, los cuales ya contienen las ecuaciones más aceptadas para

la representación de equipos, pudiendo así agilizar su solución y proporcionar cierto nivel de detalle.

2.4.12.1 Simulador de procesos HYSYS Plant.

Hysys es una herramienta que modela procesos para simulación en estado estacionario, diseño, supervisión de funcionamiento, optimización y planificación para negocios de producción de crudo, industrias de procesamiento del gas natural y refinación del petróleo. Proporciona una solución en modelos de procesos intuitiva e interactiva que permite crear los modelos en estado estacionario para diseño de una planta, supervisión de funcionamiento, localización de averías entre otros. (HERRERA, F y SALAZAR, M. 2008).

Algunas características del simulador de procesos Hysys son:

- Ambiente fácil de utilizar en Windows; el PDF (Diagrama de flujo de proceso) suministra una representación gráfica clara y concisa del diagrama de proceso. Incluyendo características productivas tales como: cortar, copiar, pegar, autoconexión, entre otros.
- Extensos fundamentos termodinámicos; asegura el cálculo exacto de propiedades físicas, propiedades de transporte y del comportamiento de fases para procesos de la industria del gas y refinación del petróleo. Contiene una extensa base de datos de componentes y la capacidad de agregar más componentes para ser utilizados.
- Comprensión de las operaciones; Unitarias, incluye la destilación, reacciones, operaciones de transferencia de calor, equipos rotativos, operaciones lógicas en estado estacionario y ambiente dinámico.

- Diseño y clasificación detallada de los intercambiadores de calor; los usuarios opcionalmente pueden vincularse a las herramientas rigurosas del diseño y clasificación de los intercambiadores de calor, tales como: intercambiadores de tubo y carcasa, intercambiadores de pasos múltiples y enfriadores de aire.
- Evaluación económica de diseño de procesos; los modelos de simulación de Hysys pueden realizar evaluaciones económicas para gerencias de proyectos de diseños de procesos. Esta tecnología es útil para operaciones unitarias, costos de los equipos y del proceso. Los modelos de simulación Hysys agilizan el proceso por anticipado en trabajos de ingeniería. Este proceso da lugar al incremento en la eficiencia de ingeniería, calidad y un tiempo del ciclo de proyecto reducido.

Hysys concede la flexibilidad máxima y el poder a sus usuarios para utilizar una arquitectura abierta que permita capacidades específicas a la industria para ser fácilmente añadidas por su proveedor o terceros. El simulador Hysys ayuda a las industrias de proceso a mejorar la productividad y la rentabilidad a través del ciclo de vida de la planta. Las herramientas de gran alcance de la simulación en Hysys son el análisis, las aplicaciones en tiempo real y el acercamiento integrado a las soluciones de ingeniería permitiendo a las industrias mejorar diseños, optimizar la producción y mejoras de decisiones para la fabricación (HERRERA, F y SALAZAR, M. 2008).

- **Selección del paquete termodinámico**

Se seleccionan parámetros necesarios para aplicar o no a un sistema termodinámico, a fin de evaluar y analizar la influencia de estos en el proceso de estudio. En el simulador Hysys 2.2 existen diferentes métodos termodinámicos (modelos matemáticos) para determinar las propiedades de los componentes que conforman el proceso.

Los componentes presentes en el sistema estudiado son los que conforman el gas natural y otros compuestos. Para este sistema el método termodinámico a emplear se encuentra dentro de las categorías de las ecuaciones de estado, las cuales relacionan la densidad, temperatura, presión y composición del fluido en estudio. Entre las que se pueden mencionar:

GS: Grayson Street.

LK: Lee Kesler.

SRP: Soave Redlich Kwong.

PR: Peng Robinson.

BWRST: Benedict – Webb Rubin – Starling Twu.

LKP: Lee – Kesler – Plocher.

BK10/CP: Braun K10 con curt – Pitzar.

Para definir la selección del paquete termodinámico se toma como referencia las características del gas de succión del proceso, el cual presenta altos contenidos de metano (aprox 70% molar), menor cantidad de etano (aprox 11% molar), propano (aprox 5% molar), butano (aprox 3% molar) y mucha menor proporción de componentes más pesados; además, existe una corriente de agua en el sistema, de la cual se puede considerar que no existe contenido de H_2S en su composición por la baja cantidad presente, tales especificaciones hacen posible considerar la ecuación de estado utilizar, para este caso se tomó en cuenta la ecuación de estado de Peng Robinson. (HERRERA, F y SALAZAR, M. 2008).

- **Ecuación de Estado de Peng – Robinson.**

Peng y Robinson desarrollaron similarmente una ecuación de estado de dos parámetros como la de Redlich Kwong en 1976. En esta correlación el término atractivo de presión de la ecuación semiempírica de Van Der Waals fue modificado. Esto predice correctamente la presión de vapor de sustancias puras y el equilibrio de mezcla. Además de ofrecer la misma simplicidad de la ecuación de Soave – Redlich - Kwong, la ecuación de Peng – Robinson, es más aproximada en la predicción del coeficiente de fugacidad y otras propiedades termodinámicas. Por otro lado, de las ecuaciones de estado cúbicas, diversos autores han demostrado que la ecuación de Peng - Robinson es la más utilizada en los trabajos de simulación, en sistemas de hidrocarburos similares, en el caso de estudio, lo cual han dado resultados aceptables, reproduciendo así las propiedades termodinámicas y el comportamiento de las fases. (HERRERA, F y SALAZAR, M. 2008).

La ecuación de estado de Peng – Robinson, se muestra a continuación:

$$P = \frac{RT}{Vm - b} - \frac{a\alpha}{V^2m + 2bVm - b^2} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

Donde:

$$a = \frac{0.45723553R^2Tc^2}{Pc}$$

$$b = \frac{0.07779607RTc}{Pc}$$

$$\alpha = (1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - Tr^{0.5}))^2$$

$$TR = \frac{T}{Tc}$$

R= Constante Universal de los gases (8,31451 J/mol.K)

ω = Factor Acéntrico del Compuesto

2.4.13 Correlación de Bukacek

Esta ecuación establece el contenido de agua en gas, a partir de la presión y temperatura del mismo.

$$W_{(\text{lb de agua/MMPCN})} = \frac{A}{P_{(\text{lpca})}} + B \quad \text{Ecuación 2.3}$$

Donde:

W= Contenido de agua expresado en libras/millón de pies cúbicos a condiciones normales; es decir 14,7 lpca y 60°F

P= Presión de la corriente de gas (lpca)

A y B = Son constantes para calcular el contenido de agua, por Bukacek. Se encuentran en la tabla R Bukacek en el **apéndice B tabla B.1.**

2.5 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS

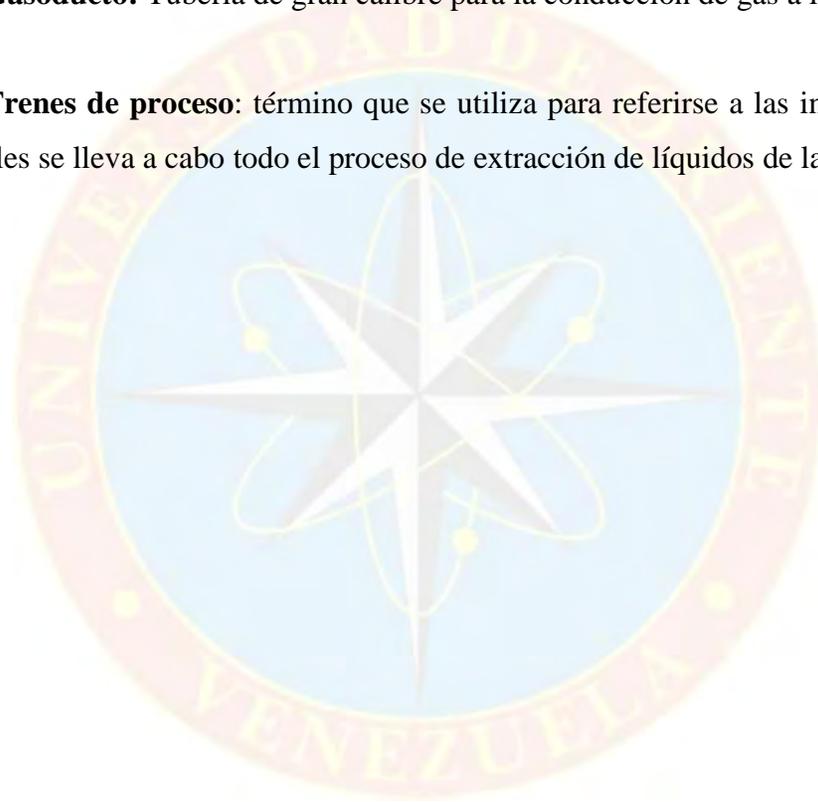
En esta sección se dan a conocer conceptualmente los términos básicos para la ejecución satisfactoria de la investigación.

BNPD: Barriles normales por día, representa la cantidad de líquidos que pueden ser extraídos del gas natural. Esta cantidad se expresa en términos de capacidad durante un periodo de 24 horas en procesos continuos a condiciones normales o estándar (14,7 lpca y 520°R).

Condensado: líquido producido por efectos de la condensación. Puede tratarse de hidrocarburos en estado líquido, agua o ambos. Se forma por condensación de los vapores del gas. Específicamente se refiere a los hidrocarburos líquidos que se condensan del gas natural como consecuencia de los cambios de presión y temperatura cuando el gas del yacimiento se lleva a condiciones de superficie.

Gasoducto: Tubería de gran calibre para la conducción de gas a larga distancia.

Trenes de proceso: término que se utiliza para referirse a las instalaciones en las cuales se lleva a cabo todo el proceso de extracción de líquidos de la planta.



CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

Este estudio se caracterizó como una investigación de tipo descriptiva, debido a que se buscó determinar en qué condiciones se puede realizar el proceso de manera de aprovechar al máximo la extracción de LGN del gas que se comprime a través del proceso empleado en las plantas, aunado a ello, se buscaron parámetros entre los más importantes se puede destacar cromatografía del gas, temperatura y presión de operación, para luego simular el proceso y poder determinar las condiciones exactas de operación.

Según Arias, F. (2004) “la investigación descriptiva consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno o grupo con el fin de establecer su estructura o comportamiento.” (p.23).

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

La estrategia planteada para desarrollar la investigación se ubicó en el contexto de diseño de investigación de campo no experimental.

De campo debido a que la información obtenida proviene directamente de la realidad donde ocurren los hechos. De esta manera la recolección de los historiales y datos de presión de operación de las unidades motocompresoras, la información de las temperaturas a las cuales trabajan las unidades, información técnica de las unidades motocompresoras y toda la información necesaria sobre los eventos ocurridos en las plantas se hizo directamente del campo de estudio.

No experimental porque se realizó una descripción de los hechos, los cuales fueron analizados y de acuerdo con los efectos en las variables de interés en el estudio, se establecerán las conclusiones y recomendaciones.

Con respecto a la estrategia que se adoptó para responder al problema planteado, fué necesario definir el diseño de la investigación como de campo, debido a que la información y los datos requeridos se obtuvieron a través de la búsqueda, recopilación, análisis, e interpretación de datos. De acuerdo a Arias, (1997) “la investigación de campo consiste en la recolección de datos directamente de la realidad donde ocurren los hechos, sin manipular o controlar variable alguna”.

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

3.3.1 Población

“La población es el conjunto de elementos con características comunes que son objeto de análisis y para los cuales serán validas las conclusiones de la investigación” (Arias F, 2004, p. 98), para el estudio en consideración, la población está representada por:

Planta Compresora Jusepín 08.

Planta Compresora Jusepín 10.

Planta Compresora Jusepín 12.

3.3.2 Muestra

La muestra en la cual se basó la siguiente investigación estuvo conformada por todas las unidades motocompresoras asociadas al proceso de compresión del gas realizado en plantas, así como también se incluyó como muestra la línea de succión a

las cual ingresa la corriente de gas proveniente del modulo de producción de media del campo Furrial.

Planta Compresora Jusepín 08: C-100, C-200, C-300, C-4100

Planta Compresora Jusepín 10: K-1, K-2

Planta Compresora Jusepín 12: K-1010, K-1020, K-1030, K-1040

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Descripción del proceso actual de las plantas Jusepín 08, 10 y 12.

Esta etapa consistió en observar de forma directa el mecanismo de trabajo de los equipos que se involucran en el proceso de compresión del gas en cada una de las plantas, con la finalidad de elaborar una filosofía operacional en la cual resalten las operaciones más relevantes del proceso de compresión de las unidades motocompresoras que diariamente operan.

Básicamente el principio es el mismo; no obstante, en algunos casos puede existir una variación de las unidades y/o equipos que se emplean, ya sea por la cantidad o volumen de gas diario a comprimir, la presión de entrada del proceso, presión de salida deseada y la composición del gas a manejar. Todos estos factores pueden ser determinantes para seleccionar un equipo que esté diseñado para soportar las condiciones de trabajo; otros factores que pueden influenciar el diseño de los equipos a utilizar son: el espacio físico dispuesto para la instalación de la planta, las condiciones ambientales como: temperatura, presión atmosférica y altitud de la planta, adicionalmente se puede mencionar: el combustible empleado para hacer funcionar los equipos y la disponibilidad de recursos físicos y monetarios.

3.4.2 Toma de parámetros operacionales de las unidades motocompresoras de la planta Jusepín 08, 10 y 12.

Se llevaron a cabo continuas visitas al Complejo Operacional Jusepín entre lo que destacan las plantas compresoras Jusepín 08, 10 y 12, para verificar las condiciones y configuraciones actuales de las mismas, así como también recolectar toda la información concerniente a la data que será utilizada para realizar y analizar las simulaciones las cuales hacen referencia a la caracterización de las condiciones operacionales en cada una de las plantas compresoras, entre las que se pueden destacar: motores, unidades compresoras y cilindros compresores los cuales realizan la función de compresión del gas natural, además datos como temperatura y presión las cuales recurrentemente cambian, todos estos parámetros antes mencionados, son requerimientos indispensables para simular de forma más aproximada a las condiciones reales de operación.

Es necesario establecer los siguientes parámetros de operación en una planta típica de compresión de gas natural:

- **Presión y Temperatura de Operación:** Presión y temperatura manejada dentro de la planta la cual se obtiene en manómetros que registran cada una de las etapas de compresión.
- **Volumen Manejado:** Es el caudal con el cual trabaja la planta compresora y que es medida a la entrada de la misma.
- **GPM del gas:** Este representa el volumen de líquido que pueden obtenerse por cada mil pies cúbicos normales de gas natural, expresando generalmente la riqueza del gas y la cantidad de compuestos tales como: propano, butano y demás componentes pesados, que en la práctica son los que pueden obtenerse como líquidos. Este factor es determinado con la densidad del líquido y peso

molecular de cada componente puro. Además, en el cálculo del GPM debe conocerse el número de pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso.

Para el caso de la data recurrente, como presión de operación, temperatura de operación y velocidad de los compresores; la cual se mide en revoluciones por minuto (RPM), se procedió a tomar los parámetros en horarios donde las temperaturas fuesen críticas (estos fueron 9 y 13 horas), para obtener los rangos de temperatura que fluctúan y con los cuales trabajan los equipos. Luego se elaboró un promedio aritmético de la data recurrente para la succión y descarga interetapa de cada unidad (K-1010, K-1020, K-1030, K-1040, C-100, C-200, C-300, C-400, K-1 y K-2) para luego ser introducido en los simuladores.

Para el caso de los parámetros de diseño de los equipos como: máxima presión de trabajo (MAWP), máximo RPM del motor y compresor, modelo del motor y compresor, etc. Se procedió a tomarlos de los archivos de planta y en otros casos directamente de los motores, estos parámetros fueron utilizados para ser introducidos en los simuladores de compresores ARIEL y SUPERIOR COMPASS.

Para medir el grado de apertura o número de vueltas de los bolsillos de volumen variable de los cilindros compresores, los cuales se introducen en los simuladores ARIEL y SUPERIOR COMPASS, se procedió a buscar la **figura B.1 del apéndice B**, esta figura muestra la forma cómo deben ser medidos los volantes de los cilindros en campo para luego establecer el grado de apertura. Esta información se encuentra en los manuales de operación de los equipos Ariel y White Superior y es fundamental para realizar las simulaciones y verificar si el equipo está trabajando bajo las condiciones de diseño, de no introducir este dato puede llegarse a comprometer o dañar la integridad tanto de los cilindros compresores como las barras

que soportan los mismos, ya que por ser la pieza de menor área dentro del cuerpo de compresor, consiste en la más frágil, lo que comprende que la misma esté constantemente sujeta a partiduras, fisuras, etc

Para el caso de la riqueza del gas (GPM), se buscó el cálculo plasmado en los análisis cromatográficos, los cuales fueron obtenidos de las pruebas más recientes realizadas a las plantas compresoras. La cromatografía da una idea de la riqueza del gas de entrada y de salida, además permite establecer un punto de comparación entre las simulaciones de la data real y los casos planteados posteriormente.

3.4.3 Representación del proceso de compresión de las plantas Jusepín 08, 10 y 12 bajo diferentes condiciones de temperatura, a través del simulador HYSYS.

Con la finalidad de cumplir con el objetivo planteado, se hace necesario organizar los procedimientos dividiéndolos en fases, para luego proceder a realizar las simulaciones.

Primera Fase: En esta fase, se procedió a realizar un cálculo de promedio aritmético de la data recurrente obtenida en campo (unidades: K-1010, K-1020, K-1030, K-1040 (planta 12); C-100, C-200, C-300, C-400 (planta 08) , K-1 y K-2 (planta 10)) en cada uno de los motores (presión, temperatura y revoluciones por minuto de los motores (RPM)), la ecuación utilizada fue la siguiente:

Dados los n números $\{a_1, a_2, a_3, \dots, a_n\}$

$$\bar{X} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n a_i = \frac{a_1 + a_2 + a_3 + \dots + a_n}{n}$$

Ecuación 3.1

Segunda Fase: Debido que en la realidad, el gas tiene consigo agua en forma de vapor, producto de que a altas temperaturas puede llegar a absorberla, se hace necesario saturar la corriente de gas con agua, puesto que el programa **HYSYS 2.2** no cuenta con la herramienta fundamental para realizarlo automáticamente. Para lograr el cumplimiento de esta fase, se utilizó la correlación de R, Bukacek. (Ecuación 2.3), la cual establece el contenido de agua en gas a partir de la presión y temperatura del mismo.

Con la utilización de la tabla R. Bukacek para la obtención de las constantes A y B se determinó el contenido de agua en el gas natural introduciendo el promedio aritmético de presión y temperatura. Se realizó de la siguiente manera:

1. Con la temperatura del gas de succión promediada (fase 1) se buscó en la tabla **(B.1)** las constantes A y B
2. Se realizó la conversión de la presión promediada en unidades de lpcm a lpca con la siguiente ecuación:

$$P_{(lpca)} = P_{(lpcm)} + 14,7 \quad \text{Ecuación 3.2}$$

3. Con la ecuación 2.3 se determinaron las libras por millón de pies cúbicos normales por día de agua (lb/MMPCND); ahora bien, como la unidad del volumen de agua en el simulador HYSYS está representada en lb/h se necesita llevar este resultado a libras por hora, para ello se multiplicó el resultado de la ecuación 2.3 por el caudal de gas diario de la planta y luego se dividió entre 24, obteniendo así las libras de agua por hora.

$$W_{(lb/h)} = \left[W_{lb/MMPCND} \times Qg_{MMPCND} \times \frac{1_d}{24_h} \right] \quad \text{Ecuación 3.3}$$

Tercera Fase: Obtenida la cantidad de agua presente en el gas y promedios de presión y temperatura, se procedió a buscar el análisis cromatográfico para cada planta. Una vez recolectada toda la data necesaria para realizar las simulaciones, se procedió a introducir los datos de entrada el simulador HYSYS 2.2 y calcular el GPM de succión a partir del propano ($C_3 +$) luego que el simulador normaliza la corriente de gas.

Cabe destacar que a pesar de que los datos de la cromatografía que fueron introducidos en el simulador tienen ya calculado el GPM de succión, se hace necesario recalcularlo una vez que se introducen los datos en el programa, debido a que el simulador normaliza la corriente de gas y cambia ligeramente las composiciones introducidas. La ecuación utilizada para calcular el GPM de cada planta fue la ecuación 2.1.

Cuarta Fase: Luego de haber colocado los datos de entrada, se procedió a simular las condiciones de succión de las plantas además de las presiones y temperaturas interetapa promediadas recolectadas en campo para finalmente calcular el GPM de descarga resultado de la simulación.

Quinta Fase: Una vez obtenido el resultado de GPM de descarga de las plantas, se realizó una diferencia succión- descarga y se analizó si la diferencia era favorable ($GPM \leq 0,01$) o si existe la necesidad de un ajuste de temperatura operacional, que pudiese incrementar el GPM actual de salida a un nuevo GPM de salida en el cual se permita un mayor aprovechamiento de los líquidos del gas natural.

El siguiente diagrama muestra un resumen de la metodología aplicada para realizar las simulaciones usando el programa Hysys, además del cálculo del GPM de succión y descarga para luego realizar las propuestas:

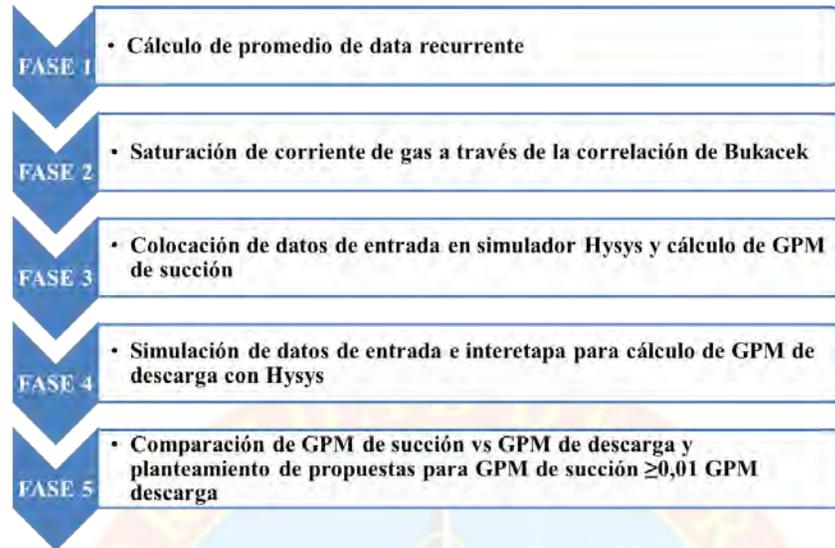


Diagrama 3.1 Resumen de la metodología aplicada para la representación del proceso de compresión de las plantas Jusepín 08, 10 y 12.

3.4.3.1 Simulación aplicando el programa HYSYS 2.2

Para realizar la simulación del proceso con esta herramienta, inicialmente se debe especificar al simulador las siguientes propiedades:

- La presión, temperatura, y flujo como condición de entrada general; y como condición de salida interetapa, la presión de los compresores y presión y temperatura de los enfriadores, esto fue tomado directamente en planta.
- Composición del gas de entrada; es decir, los compuestos presentes en la corriente gaseosa y su proporción, obtenido a partir de los resultados cromatográficos.
- La cantidad de agua presente en la corriente, la cual se puede obtener a través de una extensión del simulador o se calcula por la ecuación de Bukacek. Una

vez que se cumplen todos los requerimientos del software se procede a generar el ambiente de simulación del proceso de compresión, para finalmente obtener:

- Caudal de descarga
- Composición en la descarga
- Eficiencia
- Condensado en separadores

Para la creación de un caso nuevo, inicialmente se seleccionan los componentes y se definen los paquetes de fluido. Aquí se seleccionan los componentes a utilizar dependiendo de la composición de la mezcla a utilizar. Cabe destacar que en esta sección solo se agregan los componentes, la fracción de cada componente se introduce al entrar directamente en la simulación.

La siguiente figura, muestra un ejemplo de cómo se introducen los componentes de una corriente de gas natural en el simulador.

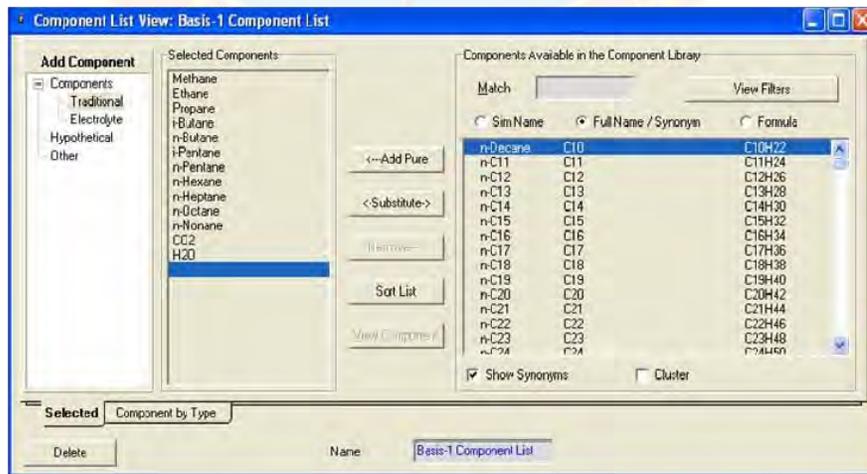


Figura 3.1 Introducción de componentes a utilizar

Una vez agregados los componentes con los cuales se trabajará, se definió el método termodinámico bajo el cual se haría la simulación ingresando a la opción de paquete de fluidos (Fluid Pkgs). En este caso, se eligió la ecuación de Peng-Robinson (PR) ya que, es la que mejor se ajusta para el área en estudio, según trabajos anteriores. La ecuación de Peng-Robinson es una modificación de la ecuación de Van Der Waals, la ecuación de PR, permite calcular mejores densidades de líquido, presiones de vapor y constantes de equilibrio para hidrocarburos.

La siguiente figura muestra un ejemplo de cómo debe escogerse el tipo de ecuación que será utilizada para calcular los parámetros del gas en el simulador HYSYS plant 2.2

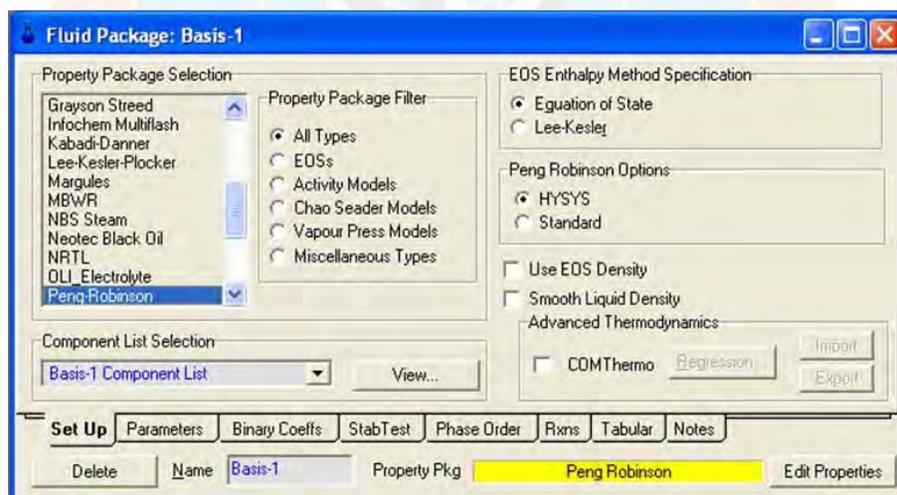


Figura 3.2 Selección del paquete termodinámico

Luego de haber definido el entorno de las bases (selección de componentes y definición de los componentes del fluido), se prosiguió al entorno de la simulación y se cargó la corriente de fluido suministrada con las características de la cromatografía en base seca.

Para este caso, se simuló el proceso utilizando distintos equipos, a través de diversas herramientas (paleta de objeto de Hysys) que facilita el simulador de procesos Hysys, entre los que se pueden mencionar: depurador de gas, separador, Mixer (equipo que permite la mezcla de gases de diferente composición), compresor, intercambiadores de calor, tee (accesorio que permite bifurcar una única corriente en cuántas se desee).

3.4.3.2 Simulador de Compresor Ariel

Este simulador de compresores requiere de los parámetros básicos como:

- Caudal de entrada de cada unidad motocompresora
- Temperatura de entrada de cada unidad motocompresora
- Presión de salida deseada para el proceso de compresión del gas
- Cromatografía del gas de entrada
- Temperatura ambiente
- Elevación sobre el nivel del mar

Además de parámetros específicos de los equipos tales como:

- Tipo de motor
- Modelo de motor
- Potencia de motor
- Tipo de compresor
- Modelo de compresor
- Cantidad de cilindros del empleados para cada etapa de compresión
- Especificación de cilindros empleados para cada etapa
- Grado de apertura de los bolsillos de volumen variable para los que lo poseen.

Una vez suministradas las variables anteriores, se definieron las presiones de entrada y salida de los compresores en cada una de las etapas, determinadas tomando en cuenta la relación de compresión.

Se estudió el proceso de compresión para una corriente de gas que se desea llevar de 120 lpcm hasta 1300 lpcm, empleando el simulador de procesos Ariel Compressor, a fin de determinar si los ajustes operacionales que se desean emplear, cumplan con los requerimientos de diseño de los equipos, para garantizar que el proceso se realice de forma segura, ya que cuando se trabaja con gas a altas presiones, existe un alto riesgo de sufrir accidentes entre ellos explosiones.

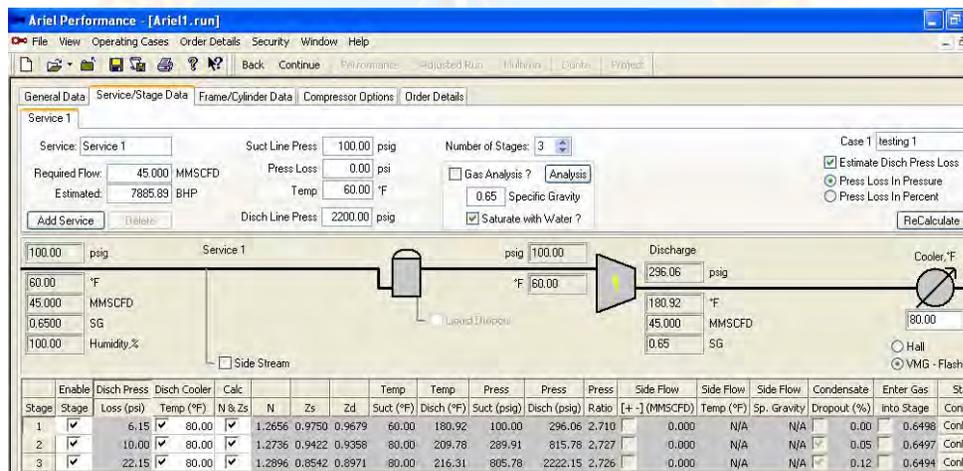


Figura 3.3 Ambiente de simulación de compresores Ariel.

3.4.4 Realización de propuesta en base a los resultados obtenidos en la simulación.

A partir de los resultados obtenidos, se evaluó la posibilidad de plantear alguna propuesta, siempre y cuando el GPM de succión sea $\geq 0,01$ GPM de descarga con la finalidad de obtener el mayor aprovechamiento del GPM de succión, las cuales

permitan un mejor aprovechamiento de los líquidos del gas natural, a través del proceso de compresión en las plantas Jusepín 08, 10 y 12.

3.5 INSTRUMENTOS Y TÉCNICAS UTILIZADAS

Entrevistas no Estructuradas. Se realizaron consultas al personal del Departamento de Operaciones de PDVSA Compresión Gas Maturín, Planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12, Gerencia Planta Gas, así como también a los profesores de la Universidad de Oriente Núcleo Monagas para adquirir conocimientos de las características del estudio, logística del proyecto y programas a utilizar, para de esta forma tener un buen desempeño en el desarrollo del trabajo.

Observación Directa. De esta forma se pudo detectar las condiciones actuales de infraestructura de las Plantas Compresoras, cilindros compresores, tuberías, entre otros, así como también se adquirieron conocimientos de los procesos presentes en el proceso de compresión del gas.

Simulador HYSYS Plant 2.2. Es un simulador de procesos, trabaja con las condiciones del fluido en la entrada y salida de cada equipo. Este simulador se utilizó para calcular los volúmenes de líquidos condensados utilizando las condiciones operacionales del sistema. También se utilizó para obtener la riqueza del gas comprimido que se entrega a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín.

Simulador ARIEL 7.6.5.1 Es un simulador de equipos compresores marca Ariel, diseñado con el propósito de evaluar el desempeño de los mismos cuando se realiza el proceso de compresión del gas.

Simulador SUPERIOR COMPASS V.1.1.116. Es un simulador de equipos compresores marca White Superior, diseñado con el propósito fundamental de evaluar el desempeño de los mismos cuando se realiza el proceso de compresión del gas.

3.6 RECURSOS

3.6.1 Recursos Humanos

Se contó con el apoyo del personal calificado que labora en la empresa PDVSA- Gerencia General Compresión Gas Oriente, PDVSA-Compresión Gas Maturín y PDVSA- Evaluación de Proyectos División el Furrial, integradas por Ingenieros Mecánicos y Químicos, así como también el apoyo de los profesores de la Universidad de Oriente.

3.6.2 Recursos Financieros

La empresa PDVSA, específicamente la Superintendencia de Operaciones, asumió el financiamiento económico para el desarrollo de esta investigación, durante el tiempo de ejecución de la misma.

3.6.3 Recursos Tecnológicos y de Información

La empresa facilitó el acceso a la base de datos, manuales, fichas técnicas, hojas de cálculo, software, aplicaciones disponibles.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12.

4.1.1 Planta Compresora Jusepín 8

La planta compresora Jusepín 08, está conformada por un separador general de succión (DS08), un separador general de descarga (DD08) y cuatro unidades motocompresoras, las cuales se identifican como: C-100, C-200, C-300 y C-400, cada una de ellas, está constituida por un compresor de tipo reciprocante, un motor de tipo combustión interna, una caja de viento de cuatro secciones de enfriamiento, un depurador de succión interetapa y un depurador de descarga interetapa. La planta compresora Jusepín 08 maneja un gas de media presión (120 lpcm), el cual es transferido desde los Módulos de Producción, ésta posee una capacidad nominal de 50 MMPCND. Las unidades compresoras operan bajo tres etapas de compresión; en la primera etapa se eleva la presión de 120 hasta 290 lpcm, en la segunda de 290 a 620 lpcm y en la tercera etapa se eleva de 620 hasta 1300 lpcm. Cada unidad posee un depurador de succión interetapa, además posee un sistema de enfriamiento de gas de proceso, agua de la chaqueta de enfriamiento, agua de motor y sistema auxiliar del mismo.

El gas descargado de cada una de estas cuatro unidades es enviado a un cañón de descarga de 1300 lpcm el cual es direccionado hacia el múltiple de succión de Planta de Extracción Profunda Jusepín (Acogas), también puede ser transferido hacia la Planta de Acondicionamiento Muscar, por medio de un desvío existente en la línea. Además cuenta con facilidades de venteo y aire comprimido (arranque de instrumentos) propias para la planta, además de agua de proceso, aire comprimido (en

caso de falla del sistema propio) y drenaje cerrado suministrado por el complejo. El gas combustible que es usado en los motores proviene de una fuente de gas residual Acogas.

4.1.2 Planta Compresora Jusepín 10 (PCJ-10)

La planta Jusepín 10, está conformada por un separador general de succión (DG-10), un separador general de descarga (DD-10) y dos unidades motocompresoras identificadas como K-1 y K-2, constituidas cada una por un compresor reciprocante, un motor de combustión interna, una caja de viento con cuatro secciones de enfriamiento y depuradores interetapas.

La planta compresora Jusepín 10, maneja un gas de media presión (120 lpcm), transferido desde los módulos de producción y posee una capacidad nominal de 42 MMPCND. Los compresores tienen tres etapas de compresión, en la primera etapa se eleva la presión de 120 a 340 lpcm aproximadamente, en la segunda se eleva de 340 hasta 730 lpcm aproximadamente y en la tercera etapa se eleva de 730 hasta 1300 lpcm. Cada unidad posee un depurador de succión interetapa, además posee un sistema de enfriamiento de gas de proceso, agua de chaqueta de enfriamiento de motor y sistema auxiliar de motor. El gas descargado por estas unidades, es enviado al cañón de descarga de 1300 lpcm, el cual es direccionado hacia el múltiple de succión de Planta Extracción profunda Jusepín (Acogas), también puede ser transferido hacia la Planta de Acondicionamiento Muscar por medio de un desvío existente en la línea del proceso. No cuenta con facilidades propias de venteo, aire comprimido (arranque e instrumentos), agua de proceso drenaje cerrado, ni electricidad; las mismas son provistas por el Complejo Operativo Jusepín. El gas combustible usado en los motores proviene de una fuente de gas residual de Acogas.

4.1.3 Planta Compresora Jusepín 12 (PCJ-12)

La planta Jusepín 12, está formada por un separador general de succión (V-1101), un separador general de descarga (V-1102) y cuatro unidades motocompresoras identificadas como K-1010, K-1020, K-1030 y K-1040 constituidas cada una por un compresor reciprocante, un motor de combustión interna, una caja de viento con cuatro secciones de enfriamiento y depuradores interetapas.

La planta compresora Jusepín 12, maneja un gas de media presión (120 lpcm), transferido desde los módulos de producción y posee una capacidad nominal de 120 MMPCND. Los compresores tienen tres etapas de compresión, en la primera etapa se eleva la presión de 120 a 350 lpcm aproximadamente, en la segunda etapa de 350 hasta 830 lpcm aproximadamente y en la tercera etapa desde 830 hasta 1300 lpcm aproximadamente. Cada unidad posee un depurador de succión interetapa, además posee un sistema de enfriamiento de gas de proceso, agua de chaqueta de enfriamiento de motor y sistema auxiliar de motor.

El gas descargado por estas unidades, es enviado al cañón de descarga de 1300 lpcm, el cual es direccionado hacia el múltiple de succión de Planta Extracción profunda Jusepín (Acogas), también puede ser transferido hacia la Planta de Acondicionamiento Muscar por medio de un desvío existente en la línea del proceso. La planta cuenta con facilidades propias de venteo, aire comprimido (arranque e instrumento), agua de proceso, drenaje cerrado y electricidad. El gas combustible usado en los motores proviene de una fuente de gas residual de Acogas.

Filosofía de Operación Planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12.

El gas proveniente de los Módulos de Producción I, II, III, IV, V, VI, VII, VIII, JOM del Complejo Jusepín es transferido hacia la entrada de la planta Jus- 08, 10 y

12 a 120 lpcm y 90°F aproximadamente, este gas de succión entra en el depurador general de succión (DG-08, V-1101, DG-10), donde es separado el gas de los líquidos condensados (fracciones más pesadas presentes en el gas).

Los condensados son retirados a través de una válvula de control. En condiciones normales el nivel es controlado por un controlador neumático, al aumentar el nivel por encima del punto de ajuste normal de operación; éste, acciona una válvula de control la cual se abre para dejar salir el condensado hacia el sistema de drenaje cerrado de la planta (Recolector de Condensados) a través de una línea de drenaje cerrado. Cuando el nivel del depurador general disminuye con respecto al punto de ajuste normal de operación, automáticamente se cierra la válvula de control.

En caso de que se presente un nivel bajo, se activa una alarma de bajo-bajo nivel que cierra una válvula de corte en la línea de condensados, de manera de evitar una presurización en el sistema de condensados. La alarma es visualizada por el operador en el IHM (Interfaz Hombre-Máquina) del sistema. Cuando se restablece la condición que produjo la alarma el operador debe restablecer el sistema, para que la válvula se abra y permita la salida de condensado a través de la válvula de control.

El gas que sale del depurador general de succión de cada planta a una presión de 120 lpcm y 90 °F se transfiere hacia la succión de las unidades motocompresoras a través de su respectiva línea de succión.

Una vez que el gas ha sido comprimido en los trenes de compresión es dirigido a través de las líneas de descarga, respectivamente hacia el cabezal de descarga general de la planta para posteriormente entrar al depurador general de descarga (DD-08, V-1102, DD-10).

En el depurador general de descarga se retiran los posibles líquidos condensados que pueda contener el gas proveniente de la descarga de los motocompresores. Los líquidos condensados son retirados a través de una válvula de control. En condiciones normales el nivel es controlado por el controlador neumático, al aumentar el nivel por encima del punto de ajuste normal de operación, este acciona la válvula de control la cual abre para dejar salir el condensado hacia el sistema de drenaje cerrado de la planta. Cuando el nivel del depurador general, disminuye hasta su punto de ajuste normal de operación, la válvula se cierra automáticamente.

Para el proceso de compresión, las unidades motocompresoras, cuentan con las siguientes alarmas:

- Baja presión de succión.
- Alta presión de descarga
- Alta temperatura de descarga
- Bajo nivel de líquido depurador
- Alto nivel de líquido depurador
- Vibración en motor.
- Vibración compresor.
- Vibración motor/ventilador de enfriador.
- Bajo nivel aceite de motor.
- Baja presión aceite de motor.
- Bajo Nivel Aceite de Compresor.
- Baja Presión Aceite de Compresor.

Cuando se presenta algún evento que active la protección antes mencionada de los motocompresores, ocurre una parada automática de la unidad y es mostrado en el anunciador de falla del panel de control de la misma. El bloqueo de la succión y descarga de dicha unidad, y el venteo del volumen de gas contenido en la misma debe ser realizado de forma manual por el operador.

El gas de descarga general pasa hacia la válvula de salida general de la planta que a la vez es la válvula de bloqueo de emergencia de la planta. Esta válvula automática cuenta con un bypass, que contienen una válvula manual, que se usa para igualar presiones. El gas de salida se dirige hacia el Múltiple de Succión de la Planta de Extracción Jusepín en el cual se tiene una válvula de bloqueo manual.

4.2 TOMA DE PARÁMETROS OPERACIONALES DE LAS UNIDADES MOTOCOMPRESORAS DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12.

Para el desarrollo de este objetivo se realizó la toma de parámetros de presión, temperatura y revoluciones por minuto de los compresores, por veinte días hábiles para luego calcular un promedio aritmético, adicionalmente se tomaron datos de los equipos.

La tabla 4.1 muestra las características de los motocompresores correspondiente a las unidades C-100/200/300/400 (planta Jusepín 08) K-1, K-2 (planta Jusepín 10) K-1010/1020/1030/1040 (planta Jusepín 12), que fueron utilizados en el simulador de compresores White Superior. Se especifica el modelo del motor y del compresor, la potencia del motor, número de cilindros que posee el compresor, capacidad nominal de cada cilindro, elevación y antigüedad de la planta.

UND	Elevación (m)	Modelo Motor	Modelo Compresor	Motor	Potencia (Hp)	Cap. Nominal MMPCND	Nº Cil	Antigüedad
C100-200	127	White Superior SW-66	White Superior 16-SGT	Gas	2650	13	6	1996
C300-400		White Superior SW-64			2650	12	4	1996
K-1	133	Catterpillar G-3616	Ariel JGC-6		4450	30	6	2006
K-2		Catterpillar G-3606	Ariel JGD-4		1775	12	4	2012
K1010-1040	132	Catterpillar G-3616	Ariel JGC-6		4735	30	6	2010

Tabla 4.1 Características principales unidades motocompresoras Jus 08, 10 y 12

La tabla 4.2 muestra en detalle las características de cada unidad motocompresora correspondiente a las plantas Jusepín 08, 10 y 12, estos parámetros serán utilizados para simular los equipos compresores White Superior. Se especifica el caudal nominal que manejan las unidades motocompresoras por separado, el número del cilindro asignado a cada etapa, máxima revolución por minuto de los compresores, número de vueltas del bolsillo de volumen variable de los cilindros (los cuales determinan el volumen exacto de la capacidad nominal que se comprime), tipo de combustión que usan los motocompresores, máxima presión de trabajo que soportan los cilindros, diámetros internos de los mismos, número de etapas que se emplea para la compresión, tipo de compresor, modelo del motor, número de cilindros que posee, potencia, entre otros.

CARACTERÍSTICAS	PLANTA COMPRESORA JUSEPÍN 08, 10 y 12				
PLANTA	Jusepín 08		Jusepín 10		Jusepín 12
UNIDAD	C100-200	C300-400	K-1	K-2	K1010-1040
Ø Cilindros 1° Etapa	15,75"	15,75"	15,875"	15,875"	14,125"
Ø Cilindros 2° Etapa	10,25"	10,25"	9,62"	11"	9,625"
Ø Cilindros 3° Etapa	6,5"	6,5"	6,25"	7,250"	8,375"
Tipo Compresor	Reciprocante White Superior SW-66	Reciprocante White Superior SW-66	Reciprocante Ariel JGC/6	Reciprocante Ariel JGD/4	Reciprocante Ariel JGC-6
Modelo Compresor					
N° Cilindros Totales	6	4	6	4	6
Max RPM Compresor	1000	1000	1000	1000	1000
N° Etapas			3		
Cilindros Etapa #1	#3 y #5	#3 y #5	#3 y #5	#1 y #3	#1, #3 y #5
Máx Presion de Trabajo 1° etapa	468 lpcm	468 lpcm	635 lpcm	635 lpcm	635 lpcm
Cilindros Etapa #2	#4 y #6	#4 y #6	#4 y #6	#4	#4 y #6
Máx Presion de Trabajo 2° etapa	902 lpcm	902 lpcm	1390 lpcm	1270 lpcm	1900 lpcm
Cilindros Etapa #3	#1 y #2	#1 y #2	#1 y #2	#2	#2
Máx Presion de Trabajo 3° etapa	1650 lpcm	1650 lpcm	2435 lpcm	2400 lpcm	1895 lpcm
N° Vueltas del bolsilo Cil:1/2/3/4/5/6	Abierto	Abierto	1,2,4,6= No aplica 3,5=8,6,7	1,3=2,3,7 2= 35,4 4=32	1=13,39 2=0,80 3=0,80
Volumen Nominal	12 MMPCND	12 MMPCND	28 MMPCND	12 MMPCND	30 MMPCND
Modelo Motor	White Superior 16-SGT	White Superior 16-SGT	G3616 Catterpillar	3606TA Catterpillar	G3616 Catterpillar
N Cilindros Totales	6	4	6	4	6
Potencia Motor (hp)	2650	2650	4450	1775	4735
Maximo RPM del Motor	900	900	1000	1000	1000
Tipo de Combustible	Combustión a gas				

Tabla 4.2 Características de las Unidades Planta Jusepín 08, 10 Y 12.

La tabla 4.3 muestra el resultado del promedio aritmético de la data recolectada en campo, se realizó un promedio interetapa de cada unidad, correspondiente a las plantas Jusepín 08, 10 y 12. Estos parámetros fueron introducidos en el ambiente de simulación HYSYS para obtener el GPM de descarga.

DATOS PROMEDIADOS PLANTA COMPRESORA JUSEPÍN 08 , 10 Y 12.								
Planta	RPM	ETAPA 1			ETAPA 2		ETAPA 3	
		TS1 (°F)	PS1 (lpcm)	PD1 (lpcm)	TS2 (°F)	PD2 (lpcm)	TS3 (°F)	PD3 (lpcm)
Jus-08	827	102	120	306	118	641	134	1314
Jus-10	948	100	126	323	125	710	128	1295
Jus-12	949	102	115	337	119	796	131	1293

Tabla 4.3. Datos Promedios Planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12.

4.3 REPRESENTACIÓN DEL PROCESO DE COMPRESIÓN DE LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12 BAJO DIFERENTES CONDICIONES DE TEMPERATURA, A TRAVÉS DEL SIMULADOR HYSYS

En la tabla 4.4 se aprecia la temperatura y presión de succión de cada planta como resultado del promedio calculado de la data recurrente, se calculó también con estos parámetros, la cantidad de agua presente en la corriente de gas a través de la correlación de Bukacek, se obtiene este parámetro en libras por millón de pies cúbicos normales por día y en libras por hora, luego estos parámetros fueron introducidos en el ambiente de simulación HYSYS de cada planta.

CORRELACIÓN DE BUKACEK PLANTAS COMPRESORAS							
Planta	Temp Succion (°F)	Pres Succion (Lpca)	A	B	W (lb/MMPCND)	Vol Gas (MMPCND)	W (lb/hr)
JUS-08	102	134,7	47900	16,00	371,60	37	572,83
JUS-10	100	140,7	45100	15,30	335,84	39	545,74
JUS-12	102	129,7	47900	16,00	385,31	108	1733,89

Tabla 4.4 Contenido de Agua de las Corrientes de Entrada Usando la Correlación de Bukacek Planta Compresora Jusepín 08 10 y 12.

En la figura 4.1 se observa el ambiente de simulación HYSYS que fue creado para la Planta Compresora Jusepín 08, en este ambiente fueron introducidos datos de presión, temperatura y cromatografía del gas de la planta para verificar el GPM de descarga y plantear propuestas si el GPM de succión 0,01 unidades al GPM de descarga

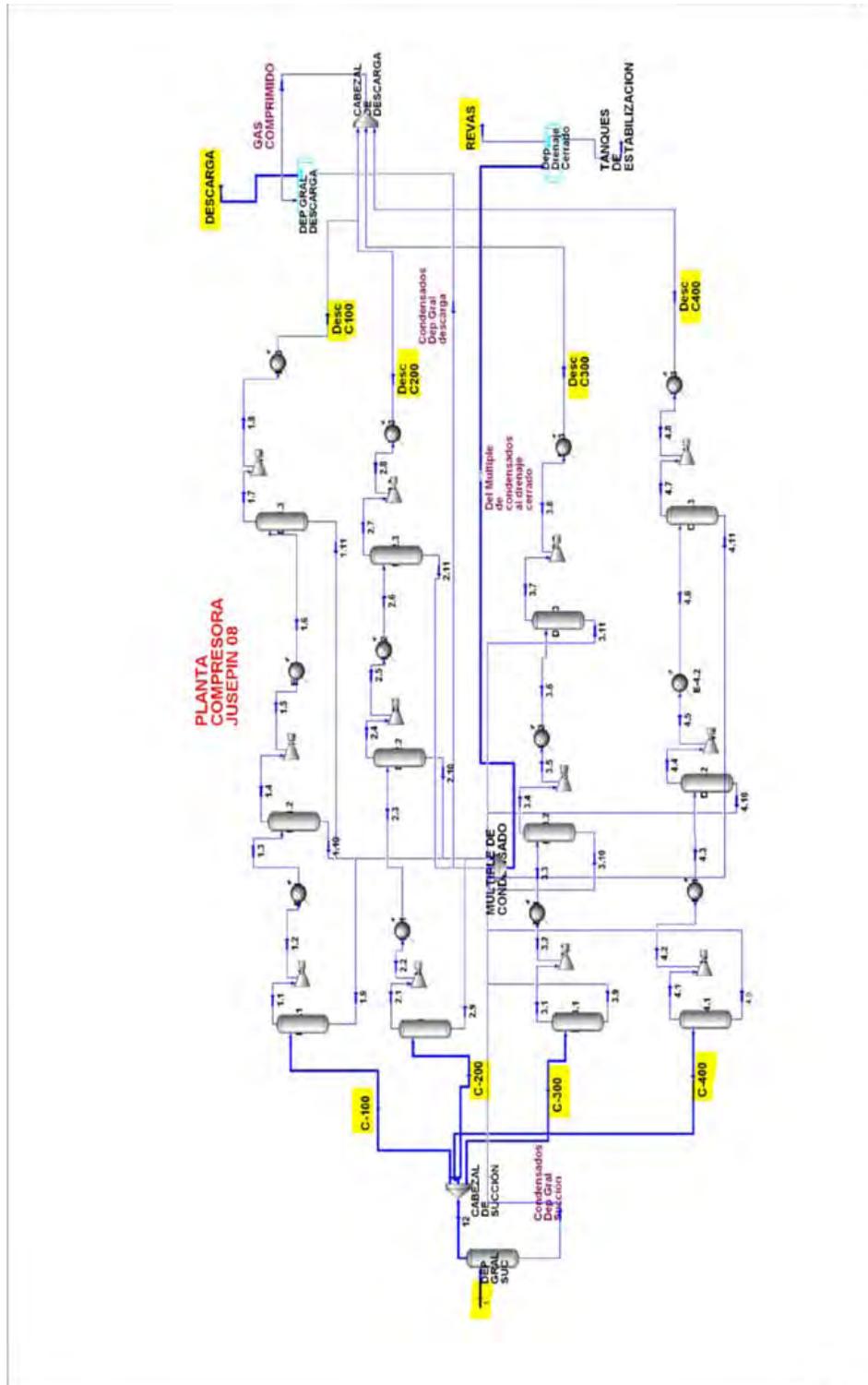


Figura 4.1 Ambiente de Simulación HYSYS Planta Compresora Jusepin 08

La tabla 4.5 muestra los componentes de la corriente de gas de succión y descarga conforme con el simulador HYSYS. De acuerdo con la presión, temperatura y volumen introducido, esta planta posee un GPM de succión de 3,99 y la descarga de dicha succión es 3,95; esto representa una diferencia de 0,04 GPM y una diferencia succión- descarga de 44 barriles normales por día que pueden ser aprovechables. También se observa que el GPM de succión es $>0,01$ unidades al GPM de descarga.

Componente	Peso Molecular (PM) lb/lbmol	Densidad Líquida ρ_l gal/lbmol	Cromatografía Succión	Descarga
C₁	16,043	6,010	0,7104	0,7094
C₂	30,070	7,670	0,1081	0,1079
C₃	44,097	10,430	0,0601	0,0599
iC₄	58,123	12,380	0,0121	0,0120
nC₄	75,150	11,930	0,0236	0,0235
iC₅	72,150	13,850	0,0088	0,0087
nC₅	72,150	13,720	0,0084	0,0083
C₆₊	86,177	15,580	0,0140	0,0136
GPM C₃₊			3,99	3,95
GPM C₃₊ Succión-Descarga				0,04
BNPD			4.748	4.704

Tabla 4.5 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 08

La figura 4.2 muestra el ambiente de simulación HYSYS que fue creado para la Planta Compresora Jusepín 10, en este ambiente fueron introducidos datos de presión, temperatura y cromatografía del gas de la planta para verificar el GPM de descarga y plantear nuevos casos si el GPM de succión $\geq 0,01$ unidades al GPM de descarga

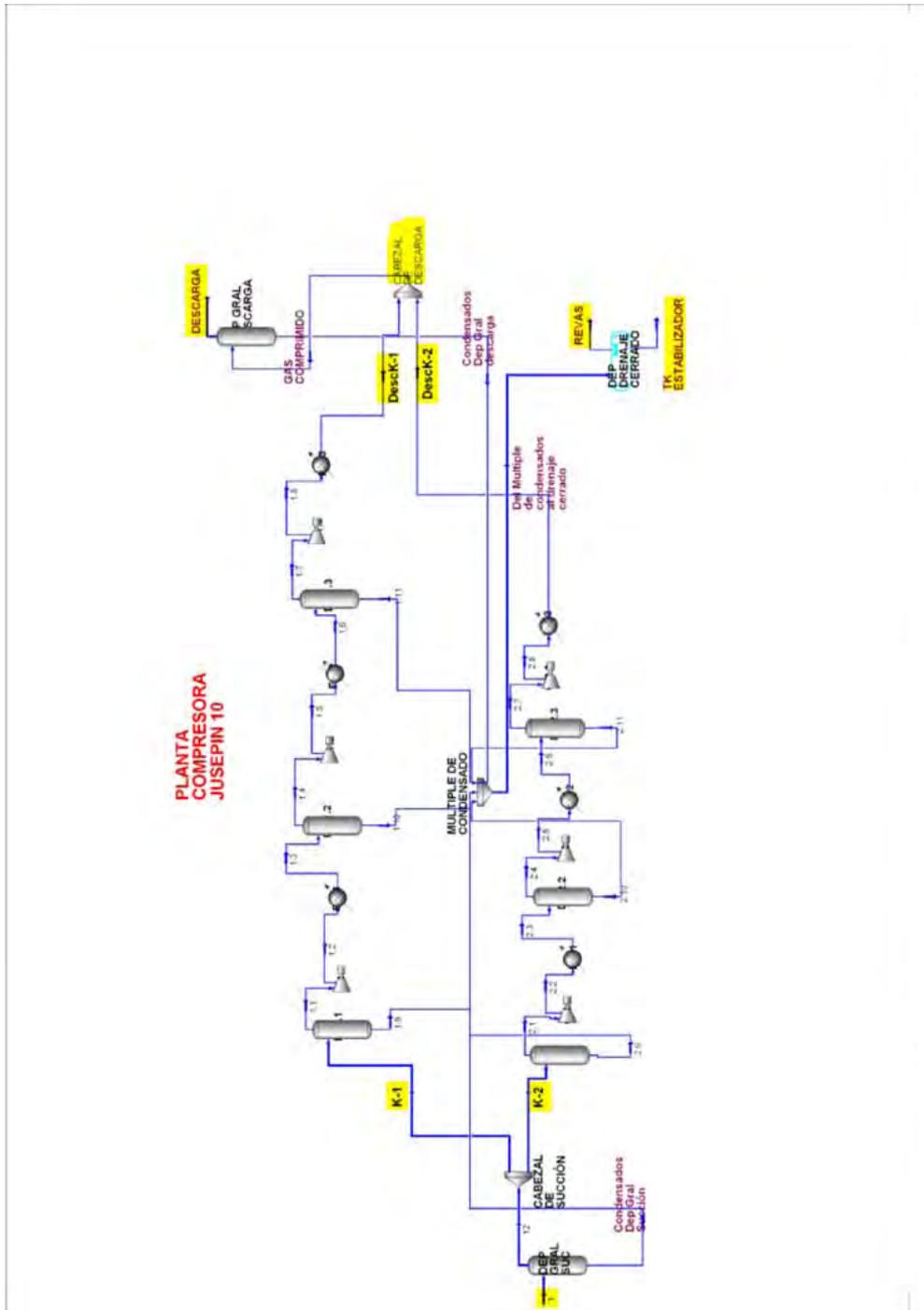


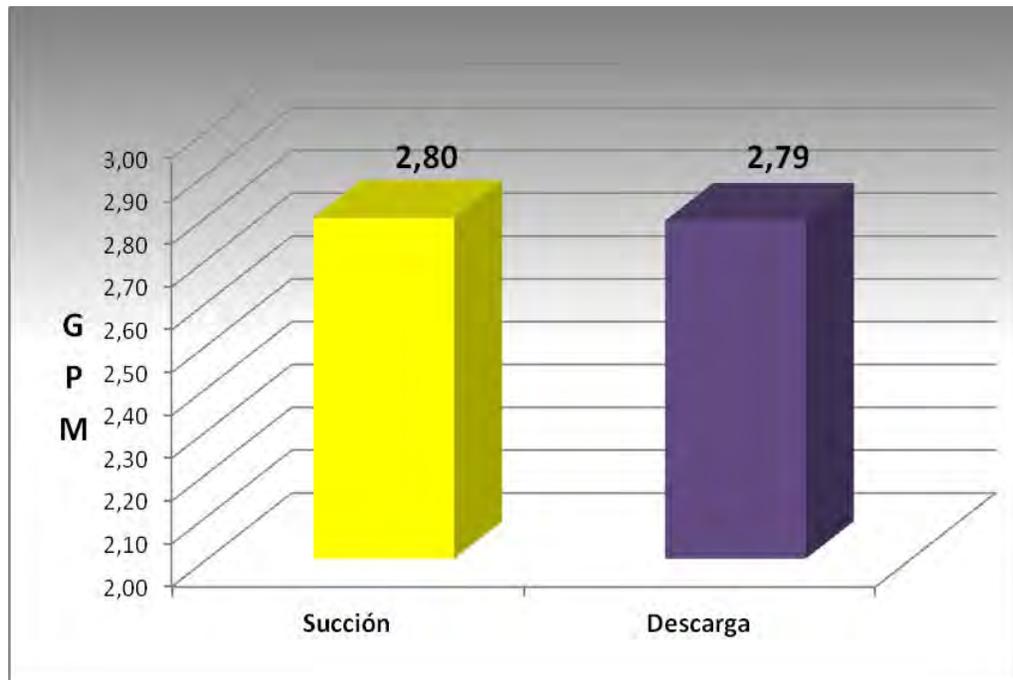
Figura 4.2 Ambiente de Simulación HYSYS Planta Compresora Josepín 10

La tabla 4.6 muestra la cromatografía de succión correspondiente a la Planta Compresora Jusepín 10, de acuerdo con los resultados de la corriente normalizada por el simulador HYSYS, la succión es 2,80 GPM y la descarga es 2,79 GPM, que representa 2.657 barriles.

Componente	Peso Molecular (PM) lb/lbmol	Densidad Líquida ρ_l gal/lbmol	Cromatografía Succión	Descarga
C₁	16,043	6,010	0,7471	0,7454
C₂	30,070	7,670	0,1079	0,1077
C₃	44,097	10,430	0,0446	0,0445
iC₄	58,123	12,380	0,0101	0,0101
nC₄	75,150	11,930	0,0195	0,0195
iC₅	72,150	13,850	0,0067	0,0067
nC₅	72,150	13,720	0,0062	0,0062
C₆₊	86,177	15,580	0,0039	0,0039
GPM C₃₊			2,80	2,79
GPM C₃₊ Succión-Descarga				0,01
BNPD				2.657

Tabla 4.6 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 10

La gráfica 4.1 establece una comparación entre la succión y descarga para la Planta Compresora Jusepín 10, se puede apreciar que la diferencia entre las mismas es 0,01 GPM, con lo cual se certifica el adecuado funcionamiento de los equipos que diariamente operan y que permiten la entrega del GPM de succión en casi su totalidad.



Gráfica 4.1 Riqueza de las Corrientes Estudiadas Planta Compresora Jusepín10.

La figura 4.3 muestra el ambiente de simulación HYSYS que fue creado para la Planta Compresora Jusepín 12 en él, fueron introducidos datos de presión, temperatura y cromatografía del gas de la planta para verificar el GPM de descarga y plantear nuevos casos si el GPM de succión $\geq 0,01$ unidades al GPM de descarga.

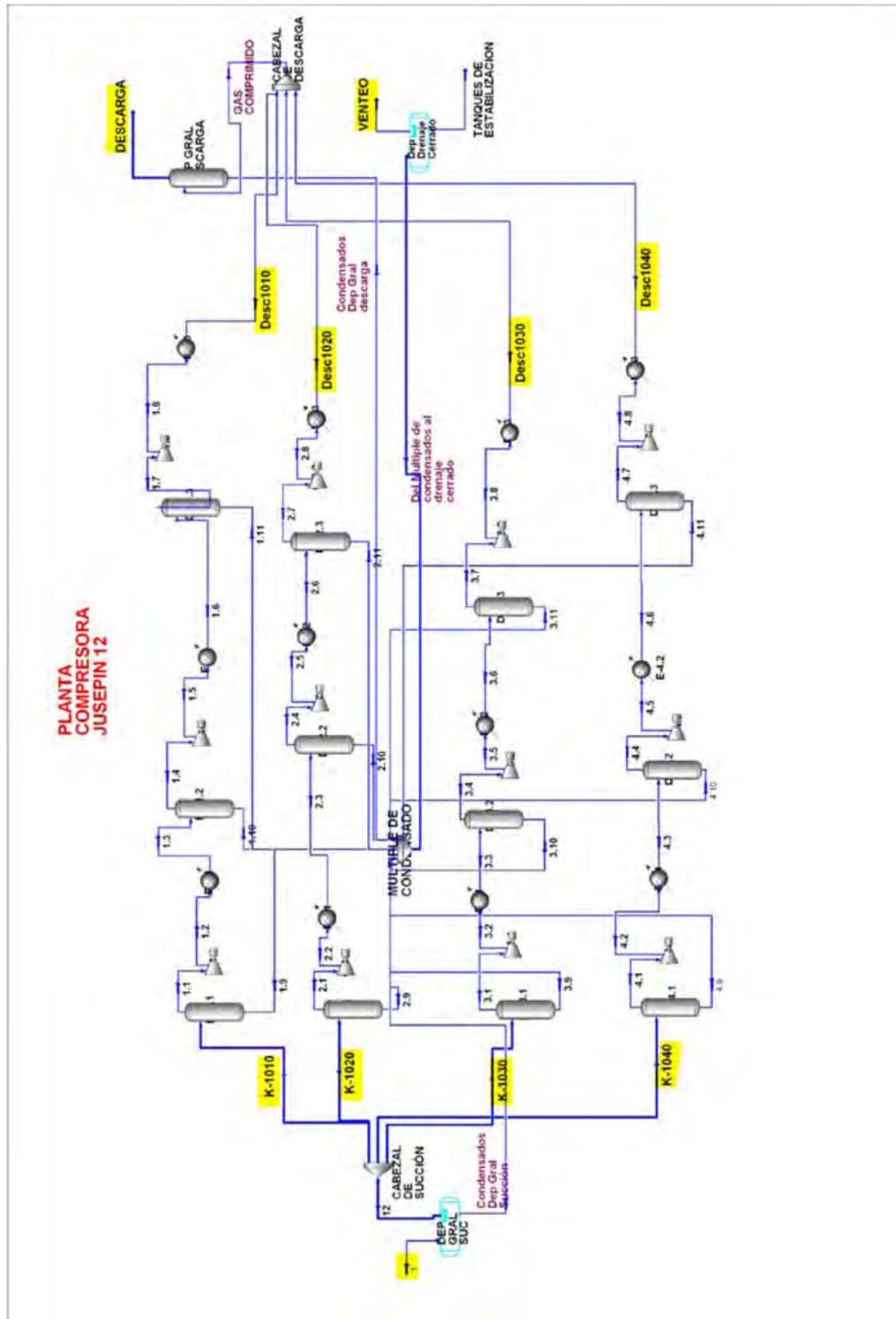


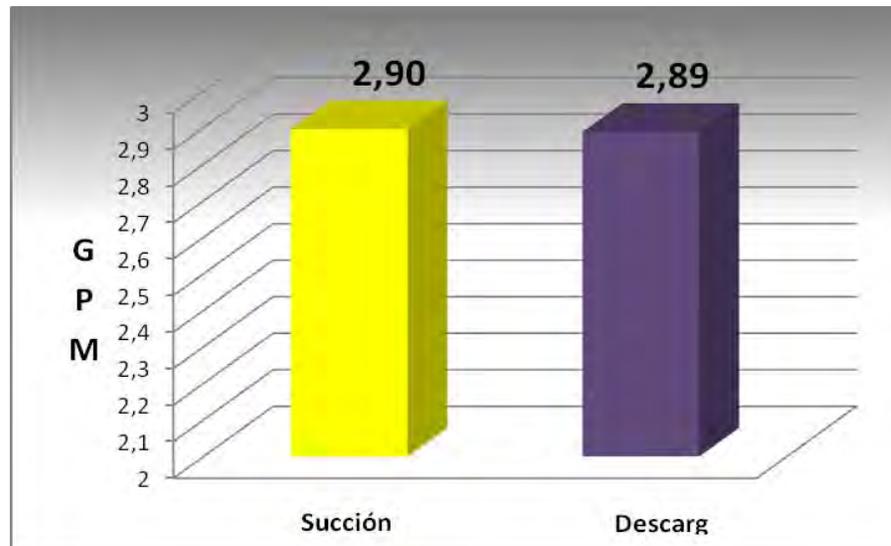
Figura 4.3 Ambiente de Simulación HYSYS Planta Compresora Jusepín 12.

La tabla 4.7 muestra la cromatografía de succión correspondiente a la Planta Compresora Jusepín 12, de acuerdo con los resultados de la corriente normalizada por el simulador HYSYS, la succión es **2,90 GPM** y la descarga es **2,89 GPM**, por lo que no se plantean casos de mejoramiento de condiciones, debido a que la diferencia succión-descarga es aceptable.

Componente	Peso Molecular (PM) lb/lbmol	Densidad Líquida ρ_l gal/lbmol	Cromatografía Succión	Descarga
C₁	16,043	6,010	0,7509	0,7490
C₂	30,070	7,670	0,1022	0,1020
C₃	44,097	10,430	0,0501	0,0500
iC₄	58,123	12,380	0,0097	0,0097
nC₄	75,150	11,930	0,0182	0,0182
iC₅	72,150	13,850	0,0060	0,0060
nC₅	72,150	13,720	0,0055	0,0055
C₆₊	86,177	15,580	0,0032	0,0032
GPM C₃₊			2,90	2,89
GPM C₃₊ Succión-Descarga				0,01
BNPD				8.253

Tabla 4.7 Cálculo de GPM Planta Compresora Jusepín 12

La gráfica 4.2 muestra que para un GPM de succión de 2,90 la descarga es 2,89, lo cual representa 8.253 barriles normales por día que son descargados a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín, se observa que la diferencia succión-descarga se encuentra dentro de un rango aceptable, con lo que se puede certificar el adecuado funcionamiento de los equipos.



Gráfica 4.2 Riqueza de la corriente estudiada planta compresora Jusepín 12.

4.4 REALIZACIÓN DE PROPUESTAS EN BASE A LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN

4.4.1 Desarrollo de Propuesta para planta Compresora Jusepín 08, 10 y 12

De acuerdo con los resultados obtenidos en las simulaciones, las plantas Jusepín 10 y 12 no presentan condensación de líquidos aparente, por lo que se propone mantener el mecanismo actual de trabajo para que las mismas continúen con el ritmo de producción diaria, el cual les permite aprovechar los líquidos del gas natural presentes en la corriente de succión para ser entregado igualmente de forma comprimida en la descarga.

Para la planta Jusepín 08, de acuerdo con los resultados obtenidos en las simulaciones se realizan dos propuestas. La propuesta 1 consiste en realizar cambios en las temperaturas de los enfriadores de hasta 8 °F, y la propuesta 2 con cambios de temperatura en los enfriadores de hasta 6 °F para dar escogencia al operador de la

planta la temperatura que más convenga con la finalidad aumentar el GPM sin comprometer la integridad de los equipos que la conforman.

4.4.1.1 Propuesta 1

Disminuir la temperatura de salida del enfriador 1.3 (enfriador de la primera etapa) del C-100, de 124°F a 116°F para un promedio de presión de 301 lpcm.

Aumentar la temperatura de salida del enfriador 4.6 (enfriador de la tercera etapa) del C-400, de 118 a 122 °F para un promedio de presión de 590 lpcm.

4.4.1.2 Propuesta 2

Disminuir la temperatura de salida del enfriador 1.3 (enfriador de la primera etapa) del C-100, de **124 a 118°F** para un promedio de presión de **301 lpcm**.

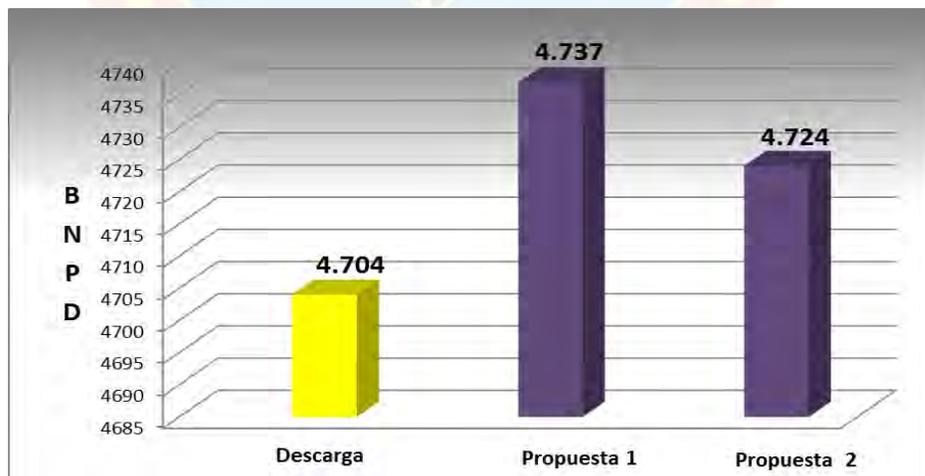
Aumentar la temperatura de salida del enfriador **4.6** (enfriador de la tercera etapa) del **C-400**, de **118 a 122 °F** para un promedio de presión de **590 lpcm**.

La gráfica 4.3 establece una comparación entre la succión, descarga y las propuestas planteadas en las simulaciones para la Planta Compresora Jusepín 08, se observa que la diferencia succión-descarga es **0,04 GPM**. También se aprecia que para la propuesta 1, se logró reducir la diferencia a **0,01 GPM**, y para la propuesta 2, se logró reducir a **0,02 GPM**.



Gráfica 4.3 Riqueza de las Corrientes Estudiadas Planta Compresora Jusepín 08

La gráfica 4.4 muestra la representación en barriles normales por día (BNPD) para la descarga y propuestas para la planta compresora Jusepín 08. Se puede observar que la descarga de la planta es 4.704 BNPD, mientras que para la propuesta 1 representa 4.737 BNPD; es decir, un aumento de 33 barriles, para la propuesta 2 es 4.724 BNPD, lo que representa un incremento de 20 barriles respectivamente.



Gráfica 4.4 Barriles de Líquido Recuperables Planta Compresora Jusepín 08

De acuerdo con los resultados obtenidos, para la planta compresora Jusepín 08, se recomienda la propuesta 1 debido a que el aprovechamiento del GPM es 0,04 mayor al de succión, sin embargo depende del operador de la planta elegir el de mayor conveniencia dependiendo de la capacidad de los equipos.



CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

1. Los resultados de este trabajo permiten asegurar que la Planta Compresora Jusepín 08 posee un mayor GPM que las plantas Jusepín 10 y 12.
2. Las Plantas Jusepín 10 y 12 presentan una diferencia succión- descarga de 0,01 GPM, sin embargo la diferencia para la planta 08 es 0,04.
3. En la planta Jusepín 08, el GPM obtenido en la propuesta 1 es 3,98 y en la propuesta 2 es 3,95 para una de succión de 3,99 GPM.
4. Los ajustes de temperaturas planteados en la propuesta 1 para la planta Jusepín 08 permitieron una recuperabilidad de 33 BNPD, mientras que para la propuesta 2 fueron de 21 BNPD.

5.2 RECOMENDACIONES

1. Colocar cromatógrafos en la succión y descarga de las plantas para tener un monitoreo de la riqueza líquida del gas (GPM) y poder realizar los ajustes necesarios de temperatura para disminuir la condensación del gas cuando sea conveniente.
2. Instalar un sistema de control automático de las persianas de enfriamiento para las plantas para optimizar la entrega de gas con alta riqueza a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín.

BIBLIOGRAFÍA

ARIAS, F G. (2004). El Proyecto de Investigación (4ta ed).Caracas: Episteme.

ALARCÓN, Y y HOYOS, A (2010). Estudio Técnico-Industrial de la producción de líquidos del Gas Natural de la Planta de Extracción de Jusepín del Estado Monagas. Trabajo de grado, Universidad de oriente, Núcleo Monagas.

HERRERA, F y SALAZAR, M. (2008). Estudio de los problemas Asociados con el Proceso de Separación Flash en las Plantas Típicas de Compresión de gas Natural [Tesis en línea]. Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Barcelona. Consultada el 31 de Agosto de 2011 en: <http://ebookbrowse.com/tesis-ip008-h42-pdf-d356536276>

HYSYS. (1998).Manual de ingeniería de procesos del simulador HYSYS. Calgary Canada.

PDVSA (2006). Descripción general del centro operativo Jusepín. Manual de Planta. Venezuela. El autor.

PINO, F. “Líquidos del Gas Natural”. Escuela de Ingeniería de Petróleo, UDO Monagas, Venezuela.

RIVERO, R (2011). Evaluación de la Riqueza Líquida del Gas de Entrada y su impacto en la producción de LGN en los trenes A y B de la Planta de Extracción Santa Bárbara. Trabajo de grado, Universidad de oriente, Núcleo Monagas.

RANGEL, L (2010). Determinación del Volumen del Condensado del Gas Generado en las Plantas Compresoras del Complejo Operacional Jusepín-Distrito Norte. Trabajo de grado, Universidad de oriente, Núcleo Monagas.





APÉNDICE

APÉNDICE A
(Cromatografías del Gas)



SECCIÓN CONTROL DE CALIDAD
ANÁLISIS CROMATOGRÁFICOS

	PCJ SUCCION	PCJ SUCCION	PCJ DESCARGA	JUSEPIN 6	JUSEPIN 06	JUSEPÍN 08
Componentes	PLANTA 02	CHEGUEVA 43	CHEGUEVA 43	SUCCION	DESCARGA	SUCCIÓN
CO2	4,475315	4,598166	4,617618	4,594137	4,535421	4,566849
N2	0,615139	0,692909	0,233076	0,291677	0,246013	0,87334
C1	66,247619	79,686811	79,660715	80,131339	78,967759	71,043801
C2	11,168915	9,446886	9,472757	9,461112	9,333358	10,812283
C3	6,982954	2,912063	2,9684	2,925333	2,98768	6,008738
I-C4	1,563305	0,505715	0,529417	0,511101	0,559385	1,208552
N-C4	3,224219	0,915225	0,986585	0,927404	1,069443	2,362457
I-C5	1,367941	0,30582	0,355859	0,311045	0,436082	0,87949
N-C5	1,352726	0,27706	0,340269	0,282649	0,438	0,840623
C6+	3,001866	0,659343	0,835305	0,564202	1,426859	1,403866
GPM	5,774360642	1,760031967	1,925473182	1,730668879	2,295655975	4,041933474
P. C. (Btu/pcs)	1459,82911	1148,399489	1166,579557	1149,65011	1198,437384	1316,595272
Grav. Esp. a 60°F	0,916363592	0,723035158	0,729829957	0,719696208	0,748013349	0,831392201
PM . Prom. a 60°F	26,48816923	20,77366223	21,10630123	20,78554976	21,65296616	23,89102422
H2S(ppm)						22
Tiempo(Hrs)	10:00:00 a.m.	11:10:00 a.m.	11:15:00 a.m.	10:25:00 a.m.	10:20:00 a.m.	10:55:00 a.m.
Temperatura (°F)						
FLUJO(MMPCN)						
Presion (PSI)	48	505	1207	520	1310	120
Fecha de muestreo	20/04/2012	20/04/2012	20/04/2012	20/04/2012	20/04/2012	20/04/2012

Observaciones: Muestras tomadas en planta compresora jusepin.

Tabla A.1 Cromatografía del gas de succión Planta Jusepín 08



Análisis Composicional de Gas de Planta hasta C11+

Compañía	PDVSA (Jusepin)
Fecha de Muestreo	03-Nov-2010
Identificación de la Muestra	Planta C. Jusepin 10, Succión
Condiciones de Muestreo	140.0 psig @ 108.0°F
Numero de Cilindro	CLMA-131
Método de Muestreo	ASTM D 3700-07
Método de Análisis	GPA 2286-86 (1995)
Muestreado por	Core Lab
Número de Archivo	10347
Comentarios	H2S : 20 ppm, Vapor de Agua : 2 mg/L.

Componente	% Molar	% Peso
H ₂	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00
CO ₂	4.98	9.65
N ₂	0.09	0.11
C ₁	74.71	52.76
C ₂	10.79	14.28
C ₃	4.46	8.65
iC ₄	1.01	2.59
nC ₄	1.95	4.99
C ₅	0.00	0.00
iC ₅	0.67	2.13
nC ₅	0.62	1.96
C ₆	0.39	1.44
Metil-Ciclopentano	0.07	0.25
Benceno	0.03	0.09
Ciclohexano	0.02	0.09
C ₇	0.12	0.54
Metil-Ciclohexano	0.03	0.14
Tolueno	0.02	0.07
C ₈	0.03	0.15
Etilbenceno	0.00	0.00
M/P-Xileno	0.00	0.02
O-Xileno	0.00	0.01
C ₉	0.01	0.05
Nonanos	0.01	0.05
C ₁₀	0.00	0.01
Decanos	0.00	0.01
C ₁₁₊	0.00	0.02
Undecanos +	0.00	0.02
Totales :	100.00	100.00

Nota: 0.00 significa menos de 0.005

Propiedades Calculadas de los Residuos	Peso Molecular (g mol ⁻¹)	Densidad (g cm ⁻³ @ 60°F)
C ₇₊	95.9	0.7493
C ₈₊	107.0	0.7644
C ₁₀₊	142.1	0.7851
C ₁₁₊	147.0	0.7890

Propiedades Calculadas del Gas Total		
Densidad Relativa Real	0.7876	(Air=1 @ 14.73 lpca & 60°F)
Peso Molecular	22.72	g mol ⁻¹
Densidad Real del Gas	0.9648	kg m ⁻³ @ 15°C
Valor Calorífico Bruto Ideal	1244.3	BTU.pié-3 @ 14.73 lpca, 60°F
Valor Calorífico Neto Ideal	1129.8	BTU.pié-3 @ 14.73 lpca, 60°F
Presión Pseudo-Critica	681.2	lpca
Temperatura Pseudo-Critica	412.7	Rankine
Factor de Compresibilidad Z	0.9960	@ 14.73 lpca & 60°F
Viscosidad del Gas	0.011	cP
GPM (C2+)	5.669	
GPM (C3+)	2.796	



Tabla A.2 Cromatografía del gas de succión planta jusepin 10.



Análisis Composicional de Gas de Planta hasta C11+

Compañía	PDVSA (Jusepin)
Fecha de Muestreo	06-Oct-2010
Identificación de la Muestra	Planta Compresora Jusepin 12, Succión.
Condiciones de Muestreo	120.0 psig @ 101.0°F
Numero de Cilindro	CLMA-201
Método de Muestreo	ASTM D 3700-07
Método de Análisis	GPA 2286-86 (1995)
Muestreado por	Core Lab
Número de Archivo	10309
Comentarios	H2S : 21 ppm, Vapor de Agua : 4 mg/L.

Componente	% Molar	% Peso
H ₂ Hidrógeno	0,00	0,00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0,00	0,00
CO ₂ Dióxido de Carbono	4,74	9,27
N ₂ Nitrógeno	0,47	0,59
C ₁ Metano	75,07	53,57
C ₂ Etano	10,22	13,66
C ₃ Propano	5,01	9,82
iC ₄ i-Butano	0,97	2,51
nC ₄ n-Butano	1,82	4,69
C ₅ Neo-Pentano	0,00	0,00
iC ₅ i-Pentano	0,60	1,94
nC ₅ n-Pentano	0,55	1,76
C ₆ Hexanos	0,32	1,24
Metil-Ciclopentano	0,05	0,20
Benceno	0,02	0,07
Ciclohexano	0,02	0,07
C ₇ Heptanos	0,10	0,43
Metil-Ciclohexano	0,02	0,11
Tolueno	0,01	0,02
C ₈ Octanos	0,01	0,05
Etilbenceno	0,00	0,00
M/P-Xileno	0,00	0,00
O-Xileno	0,00	0,00
C ₉ Nonanos	0,00	0,00
C ₁₀ Decanos	0,00	0,00
C ₁₁₊ Undecanos +	0,00	0,00
Totales :	100,00	100,00

Nota: 0.00 significa menos de 0.005

Propiedades Calculadas de los Residuos	Peso Molecular (g mol ⁻¹)	Densidad (g cm ⁻³ @ 60°F)
C ₇₊ Heptanos más	93,1	0,7439
C ₈₊ Octanos más	101,2	0,7648
C ₁₀₊ Decanos más	-	-
C ₁₁₊ Undecanos más	-	-

Propiedades Calculadas del Gas Total		
Densidad Relativa Real	0.7794	(Air=1 @ 14.73 lpsca & 60°F)
Peso Molecular	22.49	g mol ⁻¹
Densidad Real del Gas	0.9548	kg m ⁻³ @ 15°C
Valor Calorífico Bruto Ideal	1231.7	BTU pié-3 @14.73 lpsca, 60°F
Valor Calorífico Neto Ideal	1118.0	BTU pié-3 @14.73 lpsca, 60°F
Presión Pseudo-Crítica	679.9	lpsca
Temperatura Pseudo-Crítica	409.9	Rankine
Factor de Compresibilidad Z	0.9961	@ 14.73 lpsca & 60°F
Viscosidad del Gas	0.011	cP
GPM (C2+)	5.523	
GPM (C3+)	2.801	



Tabla A.3 Cromatografía del gas de succión Planta Jusepín 12.



APÉNDICE B

APÉNDICE B

Temperatura (°F)	A	B	Temperatura (°F)	A	B	Temperatura (°F)	A	B
-40	131	0,22	68	16.100	7,10	176	326.000	69,50
-38	147	0,24	70	17.200	7,17	178	341.000	72,00
-36	165	0,26	72	18.500	7,85	180	357.000	74,80
-34	184	0,28	74	19.700	8,25	182	372.000	77,20
-32	206	0,30	76	21.100	8,67	184	390.000	79,90
-30	230	0,33	78	22.500	9,11	186	407.000	82,70
-28	256	0,36	80	24.100	9,57	188	425.000	85,80
-26	285	0,39	82	25.700	10,00	190	443.000	88,40
-24	317	0,42	84	27.400	10,50	192	463.000	91,40
-22	352	0,45	86	29.200	11,10	194	483.000	94,80
-20	390	0,48	88	31.100	11,60	196	504.000	97,70
-18	434	0,52	90	33.200	12,20	198	525.000	101,00
-16	479	0,56	92	35.300	12,70	200	547.000	104,00
-14	530	0,60	94	37.500	13,30	202	570.000	108,00
-12	586	0,64	96	39.900	14,00	204	594.000	111,00
-10	648	0,69	98	42.400	14,60	206	619.000	115,00
-8	714	0,74	100	45.100	15,30	208	644.000	119,00
-6	786	0,79	102	47.900	16,00	210	671.000	122,00
-4	866	0,85	104	50.800	16,70	212	698.000	126,00
-2	950	0,91	106	53.900	17,50	214	725.000	130,00
0	1.050	0,97	108	57.100	18,30	216	754.000	134,00
2	1.150	1,04	110	60.500	19,10	218	785.000	139,00
4	1.260	1,11	112	64.100	20,00	220	816.000	143,00
6	1.380	1,19	114	67.900	20,90	222	848.000	148,00
8	1.510	1,27	116	71.800	21,80	224	881.000	152,00
10	1.650	1,35	118	76.000	22,70	226	915.000	157,00
12	1.810	1,44	120	80.400	23,70	228	950.000	162,00
14	1.970	1,54	122	84.900	24,70	230	987.000	166,00
16	2.150	1,64	124	89.700	25,80	232	1.020.000	171,00
18	2.350	1,74	126	94.700	26,90	234	1.060.000	177,00
20	2.560	1,85	128	100.000	28,00	236	1.100.000	182,00
22	2.780	1,97	130	106.000	29,10	238	1.140.000	187,00
24	3.030	2,09	132	111.000	30,30	240	1.190.000	192,00
26	3.290	2,22	134	117.000	31,60	242	1.230.000	198,00
28	3.570	2,36	136	124.000	32,90	244	1.270.000	204,00
30	3.880	2,50	138	130.000	34,20	246	1.320.000	210,00
32	4.210	2,65	140	137.000	35,60	248	1.370.000	216,00
34	4.560	2,81	142	144.000	37,00	250	1.420.000	222,00
36	4.940	2,98	144	152.000	38,50	252	1.470.000	229,00
38	5.350	3,16	146	160.000	40,00	254	1.520.000	235,00
40	5.780	3,34	148	168.000	41,60	256	1.570.000	242,00
42	6.240	3,54	150	177.000	43,20	258	1.630.000	248,00
44	6.740	3,74	152	186.000	44,90	260	1.680.000	255,00
46	7.280	3,96	154	195.000	46,60	280	2.340.000	333,00
48	7.850	4,18	156	205.000	48,40	300	3.180.000	430,00
50	8.460	4,42	158	215.000	50,20	320	4.260.000	548,00
52	9.110	4,66	160	225.000	52,10	340	5.610.000	692,00
54	9.800	4,92	162	236.000	54,10	360	7.270.000	869,00
56	10.500	5,19	164	248.000	56,10	380	9.300.000	1.090,00
58	11.300	5,48	166	259.000	58,20	400	11.700.000	1.360,00
60	12.200	5,77	168	272.000	60,30	420	14.700.000	1.700,00
62	13.100	6,08	170	285.000	62,50	440	18.100.000	2.130,00
64	14.000	6,41	172	298.000	64,80	460	22.200.000	2.550,00
66	15.000	6,74	174	312.000	67,10			

$$W = \frac{A}{P \text{ (lpca)}} + B \text{ (lbs / MM pcn)}$$

Tabla No. 1-1. Correlación de R, Bukacek para calcular el contenido de agua (W) en el gas. (Ref. R. Bukacek, I.G.T.).

Tabla B.1 (Tabla R. Bukacek Saturación de Agua del Gas)

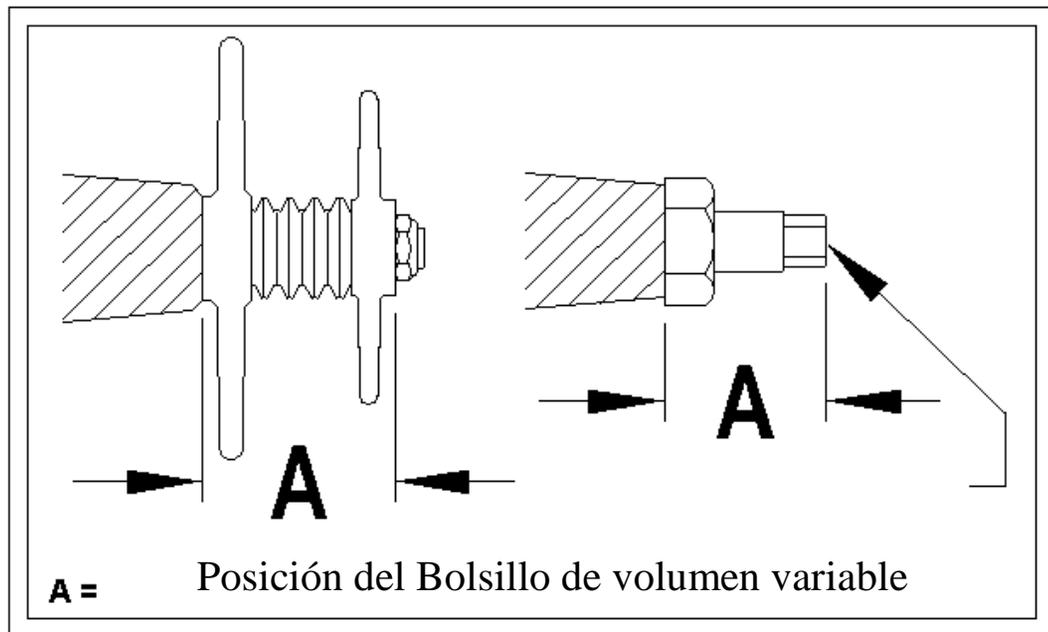


Figura B.1 Imagen utilizada para toma de n° vueltas cilindros compresores



APENDICE C

APENDICE C

(Muestra de cálculos)

➤ **Correlación de Bukacek para Planta Compresora Jusepín 08.**

- Sustituyendo en la ecuación 2.3 del capítulo II referente a la metodología

$$W = [47900 / 134,7] + 16,00 = 371,60(\text{lb} / \text{MMPCND})$$

Sustituyendo en la ecuación 3.3 del capítulo III.

$$W = [371,60(\text{lb} / \text{MMPCND}) \times 37(\text{MMPCND}) \times 1d / 24h] = 572,83(\text{lb} / h)$$

Correlación de Bukacek para Planta Compresora Jusepín 10.

$$W = [45100 / 140,7] + 15,30 = 335,84(\text{lb} / \text{MMPCND})$$

$$W = [335,84(\text{lb} / \text{MMPCND}) \times 40(\text{MMPCND}) \times 1d / 24h] = 545,74(\text{lb} / h)$$

➤ **Correlación de Bukacek para Planta Compresora Jusepín 12.**

$$W = [47900 / 129,7] + 16 = 385,31(\text{lb} / \text{MMPCND})$$

$$W = [385,31(\text{lb} / \text{MMPCND}) \times 108(\text{MMPCND}) \times 1d / 24h] = 173,89(\text{lb} / h)$$

Muestra de Cálculo del GPM.

PLANTA COMPRESORA JUSEPÍN 12				
Componentes	Peso Molecular (PM)	Densidad Líquida (ρ)	Cromatografía Descarga	Succión
	(lb/lbmol)	(gal/lbmol)	(Y)	(Y _n)
C ₁	16,043	6,01	0,7509	0,7489
C ₂	30,07	7,67	0,1022	0,1019
C ₃	44,097	10,43	0,0501	0,0499
iC ₄	58,123	12,38	0,0097	0,0096
nC ₄	58,123	11,93	0,0182	0,0181
iC ₅	72,15	13,85	0,0060	0,0059
nC ₅	72,15	13,72	0,0055	0,0054
C ₆	86,177	15,58	0,0032	0,0031
C ₇₊	215,35	30,89	0,001	0,0009
GPM C ₃₊			2,90	2,89
GPM C ₃₊				
Succión- Descarga				0,01
BNPD				8,257

➤ **Muestra de cálculo de GPM para Planta Compresora Jusepín 12.**

- Sustituyendo en la ecuación 2.1 del capítulo II referente a la metodología

$$C_1 = (1000 * 0,7509 * 6,01) / 379,6 = 11,8887$$

$$C_2 = (1000 * 0,1022 * 7,67) / 379,6 = 2,0655$$

$$C_3 = (1000 * 0,0501 * 10,43) / 379,6 = 1,3769$$

$$iC_4 = (1000 * 0,0097 * 12,38) / 379,6 = 0,3164$$

$$nC_4 = (1000 * 0,0182 * 11,93) / 379,6 = 0,5721$$

$$iC_5 = (1000 * 0,0060 * 13,85) / 379,6 = 0,2189$$

$$nC_5 = (1000 * 0,0055 * 13,72) / 379,6 = 0,1988$$

$$C_6 = (1000 * 0,0032 * 15,58) / 379,6 = 0,1313$$

$$C_7 = (1000 * 0,001 * 30,89) / 379,6 = 0,0813$$

$$GPM_{C_3+} =$$

$$1,37 + 0,3164 + 0,5721 + 0,2189 + 0,1988 + 0,1313 + 0,0813 = 2,8957 \approx 2,90$$

$$BNPD = 2,90 \frac{gal}{1000pcg} * 120 \times 10^6 \frac{pcg}{dia} = 346.800 gal * \frac{1barril}{42 gal} = 8.257$$



APÉNDICE D

Tabla D.2 Parámetros de las Unidades Planta Jusepín 10

PLANTA JUSEPÍN 12													PROMEDIOS											
UNID	HORA	FECHA	RPM	PRIMERA ETP			SEGUNDA ETP			TERCERA ETP			COND GRAL				RPM	ETP1			ETP2		ETP3	
				Ts1	Ps1	Pd1	Ts2	Ps2	Pd2	Ts3	Ps3	Pd3	Ts	Ps	Td	Pd		TS1	PS1	PD1	TS2	PD2	TS3	PD3
													K-1010											
k-1010			953,5	115	112	321	112	766	127	1292														
k-1020			953	115	113	320	108	783	120	1289														
k-1030	08:56	03/09/2012	950	113	113	322	104	781	120	1302	100	120	143	1258	948,61	102,42	115,62	334,08	120,73	794,49	128,38	1291,19		
k-1040			945	111	105	323	110	722	112	1289														
													K-1020											
k-1010			951,00	116	112	321	118	767	120	1289														
k-1020			948,00	114	113	316	110	773	128	1314														
k-1030	01:25	03/09/2012	952,00	114	113	324	110	785	128	1318	100	121	144	1260	952,50	98,14	116,93	338,68	118,18	811,32	135,14	1291,75		
k-1040			945,00	114	106	323	114	733	118	1306														
k-1010			952,00	124	120	331	110	782	125	1117														
k-1020			961,00	127	119	338	110	832	126	1281														
k-1030	08:46	04/09/2012	953,00	124	117	338	110	812	121	1289	100	121	149	1251	948,57	103,25	115,39	334,64	119,21	807,27	131,82	1296,25		
k-1040			945,00	114	105	329	112	731	116	1276														
k-1010			952,00	120	116	338	128	802	135	1304														
k-1020			952,00	120	117	335	120	823	140	1304														
k-1030	02:00	04/09/2012	952,00	120	114	329	122	800	138	1310	104	116	140	1278	947,13	102,96	110,87	342,17	119,26	770,50	128,00	1295,39		
k-1040			906,00	116	108	336	122	741	130	1304														
k-1010			950,00	121	116	336	124	795	130	1285														
k-1020			955,00	123	120	341	111	826	132	1267														
k-1030	08:56	05/09/2012	953,00	120	121	346	129	825	112	1278	102	122	139	1239										
k-1040			929,00	117	115	352	115	819	125	1267														
k-1010			953,00	129	113	327	120	778	127	1293														
k-1020			960,00	119	114	323	113	793	132	1291														
k-1030	01:30	05/09/2012	955,00	119	113	327	113	793	132	1303	102	118	137	1270										
k-1040			946,00	118	113	349	122	769	128	1296														
k-1010			955,00	94	112	325	118	776	124	1205														
k-1020			951,00	88	114	324	110	796	130	1304														
k-1030	09:00	06/09/2012	953,00	94	113	326	111	790	126	1310	100	113	133	1276										
k-1040			955,00	98	113	352	117	773	125	1306														
k-1010			952,00	102	118	340	122	800	129	1291														
k-1020			951,00	94	118	338	113	820	134	1296														
k-1030	09:00	06/09/2012	953,00	103	117	339	119	820	137	1307	101	112	152	1275										
k-1040			953,00	105	116	366	126	785	134	1296														
k-1010			951,00	98	115	323	120	788	126	1310														
k-1020			945,00	93	114	328	114	801	132	1310														
k-1030	01:30	07/09/2012	953,00	99	112	326	113	791	128	1315	105	113	147	1271										
k-1040			945,00	99	110	344	117	746	121	1305														
k-1010			949,00	90	113	333	116	791	124	1299														
k-1020			946,00	86	114	331	112	802	130	1301														
k-1030	09:00	07/09/2012	955,00	90	111	327	114	788	126	1303	94	115	132	1268										
k-1040			949,00	92	109	338	116	773	128	1298														
k-1010			955,00	90	116	336	116	794	121	1284														
k-1020			953,00	92	117	341	117	807	129	1287														
k-1030	01:30	10/09/2012	946,00	91	115	337	112	808	129	1289	93	117	130	1254										
k-1040			944,00	92	114	347	114	780	121	1288														
k-1010			953,00	94	115	337	121	802	129	1290														
k-1020			951,00	89	118	346	120	821	137	1285														
k-1030	09:00	10/09/2012	948,00	95	117	342	120	817	132	1291	99	120	131	1261										
k-1040			949,00	96	115	352	120	796	131	1285														
k-1010			945,00	101	118	345	128	809	124	1298														
k-1020			951,00	95	121	355	126	842	144	1313														
k-1030	01:30	11/09/2012	951,00	102	120	349	129	836	141	1304	105	120	127	1257										
k-1040			949,00	103	119	363	129	819	141	1287														
k-1010			953,00	96	125	334	122	795	125	1296														
k-1020			952,00	91	114	333	120	800	136	1295														
k-1030	08:53	11/09/2012	954,00	94	110	321	123	789	136	1307	100	114	135	1272										
k-1040			950,00	99	109	334	123	759	126	1322														
k-1010			954,40	102	115	337	130	805	136	1301														
k-1020			950,00	96	118	344	126	822	144	1298														
k-1030	01:30	12/09/2012	952,00	103	116	340	130	821	141	1306	106	120	136	1273										
k-1040			958,00	104	115	349	127	794	136	1307														
k-1010			856,00	98	115	337	126	796	130	1299														
k-1020			953,00	93	116	341	123	818	142	1306														
k-1030	01:30	12/09/2012	951,00	100	112	322	120	789	137	1311	102	118	123	1279	34									
k-1040			950,00	101	111	340	123	782	138	1307														

Tabla D.3. Características de las Unidades Planta Jusepín 12



APÉNDICE E

APÉNDICE E

(Diagrama de fases de las Plantas Jusepín 08, 10 y 12)

SUCCIÓN PLANTA 08

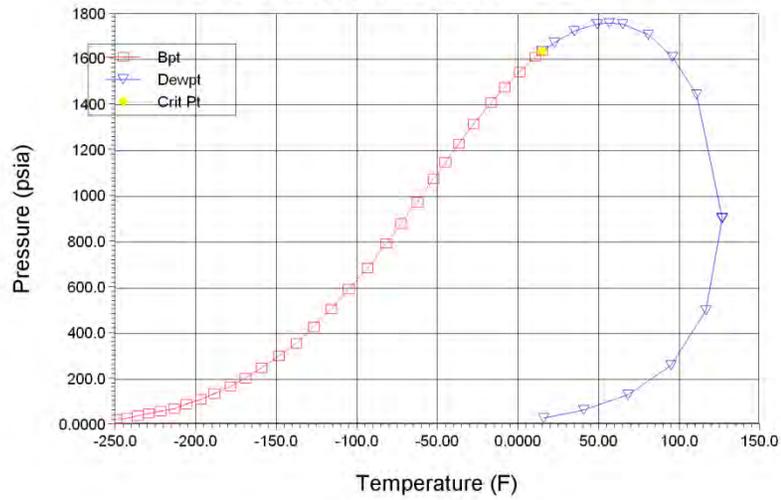


Figura E.1 Diagrama de Fases del Gas de Succión Planta 08

SUCCIÓN PLANTA 10

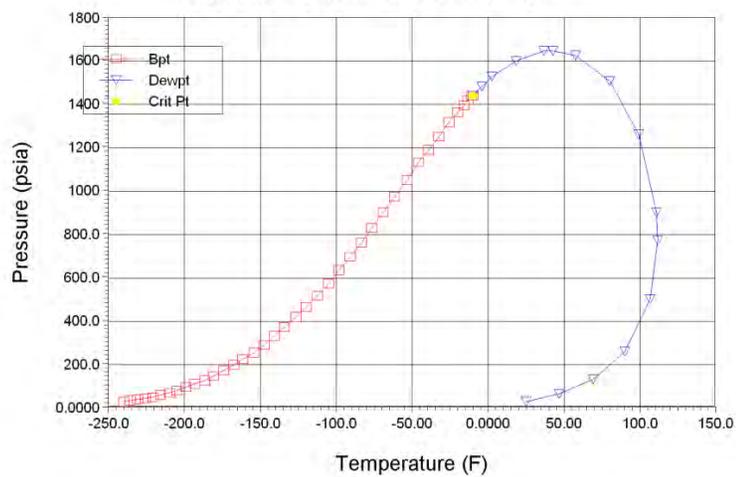


Figura E.2 Diagrama de Fases del Gas de Succión Planta 10

SUCCIÓN PLANTA 12

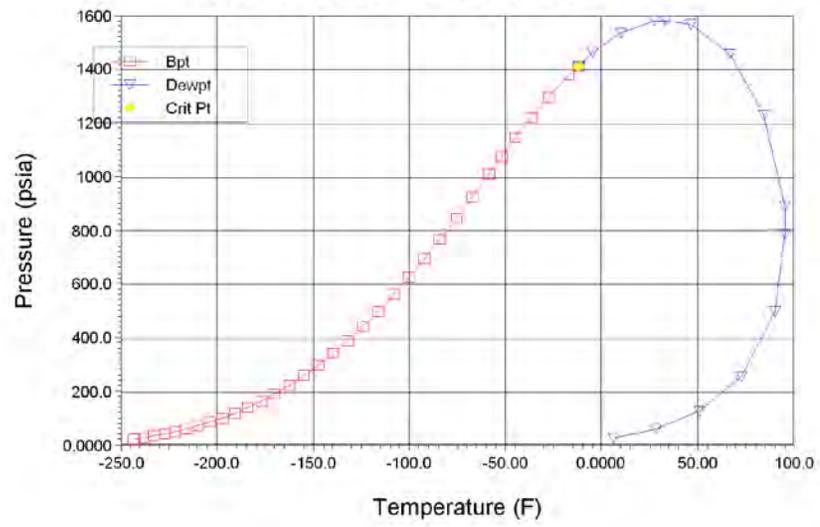


Figura E.3 Diagrama de Fases del Gas de Succión Planta 12



HOJAS METADATOS

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

Título	DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES DEL PROCESO DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL, PARA MEJORAMIENTO DE LA RIQUEZA EN LAS PLANTAS JUSEPÍN 08, 10 Y 12.
Subtítulo	

El Título es requerido. El subtítulo o título alternativo es opcional.

Autor(es)

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Villafranca O., Adriana B.	CVLAC	C.I. 18.653.954
	e-mail	adrianabvillafranca@hotmail.com
	e-mail	
	CVLAC	
	e-mail	
	e-mail	

Palabras o frases claves:

Jusepín
GPM (galones por cada mil pies cúbicos normales de gas)
Planta compresora
Condensación de líquidos

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

Líneas y sublíneas de investigación:

Área	Sub-área
TECNOLOGIA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERIA DE PETROLEO

Resumen (Abstract):

Las plantas Jusepín 08, 10 y 12 diariamente comprimen un aproximado de 197 MMPCND con una riqueza que varía entre 2,7 y 3,5 galones por cada mil pies cúbicos normales de gas (GPM), actualmente se desea incrementar la productividad de las plantas, para esto es necesario aprovechar al máximo el GPM de succión de cada una de ellas, esto se logra evitando que dicho gas llegue a condensar líquidos en alguna etapa de compresión. Durante el siguiente trabajo de grado, se estudió la forma de incrementar el GPM de succión a través del ajuste de la temperatura del gas interetapa, para ello se tomó un promedio de presión y temperatura de operación de cada planta, luego se sometió al simulador de procesos HYSYS y se obtuvo el GPM de descarga de cada una, dando como resultado que la planta compresora Jusepín 10 y 12, aprovecha el GPM de succión, para luego entregarlo a la Planta de Extracción de Líquidos Jusepín, sin embargo la Planta Compresora Jusepín 08, arrojó condensación de líquidos del gas natural en algunos depuradores, por lo que se plantearon dos propuestas, una en donde se disminuya la temperatura de salida (ts) del enfriador 1.3 del C-100 de 124 a 116°F y se aumente la ts del enfriador 4.6 del C-400 de 118 a 122°F y la segunda donde la ts del mismo C-100 sea disminuida a 118°F y se aumente la ts del C-400 a 122°F. Con estas propuestas se logró llevar el GPM de descarga de 3,95 a 3,98.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6

Contribuidores:

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Prof. FERNANDO PINO MORALES	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input checked="" type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	9.299.078
	e-mail	fpino@cantv.net
	e-mail	fpino44@hotmail.com
Prof. CARLOS DE LA CRUZ	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	12.664.336
	e-mail	cjdico@hotmail.com
	e-mail	
Prof. YULEISY CAÑIZARES	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	17.898.203
	e-mail	Cañizares.udo@gmail.com
	e-mail	

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2013	12	03

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6

Archivo(s):

Nombre de archivo
adriavillafranca.DOCX

Alcance:

Espacial: _____ (opcional)

Temporal: _____ (opcional)

Título o Grado asociado con el trabajo:

INGENIERIA DE PETROLEO

Dato requerido. Ejemplo: Licenciado en Matemáticas, Magister Scientiarium en Biología Pesquera, Profesor Asociado, Administrativo III, etc

Nivel Asociado con el trabajo: INGENIERIA

Área de Estudio:

TECNOLOGIA Y CIENCIAS APLICADAS

Institución(es) que garantiza(n) el Título o grado:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NUCLEO MONAGAS

Hoja de metadatos para tesis y trabajos de Ascenso- 5/6



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CUN°0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009"**.

Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA
RECIBIDO POR *[Firma]*
FECHA 5/8/09 HORA 5:30

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,

[Firma]
JUAN A. BOLAÑOS CUNPELO
Secretario



C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

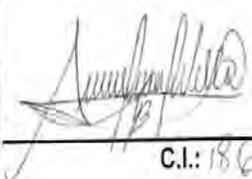
JABC/YGC/marujá

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6

Derechos:

Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE PREGRADO
(vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009):

"Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización."

	 C.I.: 18653954 AUTORA	
	 C.I.: TUTOR	