

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**Estudio de Aseguramiento del Flujo en el Gasoducto de
Transmisión Guarico 13 - Santa Ana de Producción Gas San Tomé**

Realizado Por:
CARMEN CECILIA RAMOS RODRÍGUEZ

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial
para optar al título de:

INGENIERO MECÁNICO

Barcelona, Marzo de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**Estudio de Aseguramiento del Flujo en el Gasoducto de
Transmisión Guarico 13 - Santa Ana de Producción Gas San Tomé**

Asesores:

Ing. Mec. Orlando Ayala H.
Asesor Académico

Ing. Mec. Javier Nuñez
Asesor Industrial

Barcelona, Marzo de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**Estudio de Aseguramiento del Flujo en el Gasoducto de
Transmisión Guarico 13 - Santa Ana de Producción Gas San Tomé**

Jurado:

El jurado hace constar que asignó a esta tesis la calificación de:

EXCELENTE

Prof. Orlando Ayala H.
Asesor Académico

Prof. Simon Bittar
Jurado Principal

Prof. Anabelis Rodríguez
Jurado Principal

Barcelona, Marzo de 2009

RESOLUCIÓN

De acuerdo con el reglamento de trabajo de grado de la Universidad de Oriente:

“Los trabajos de grado son propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, el cuál participará al consejo universitario”

DEDICATORIA

A Andrea, que a pesar de que tenía todo el deseo de culminar sus estudios en esta vida no le fue posible, te dedico esta tesis querida prima.

A mi abuelo Arsenio Rodríguez, todo un caballero que dejó una profunda huella en mí, que me enseñó a amar y respetar a la familia.

A mi abuelita Josefina que para mi es sencillamente lo máximo.

A Mélida Rodríguez, mi madre que me ha brindado amor, comprensión, solidaridad y que en todo momento ha sido mi pilar. Mamá, me diste la vida y te has encargado de hacérmela bella.

A mis tíos, mujeres y hombres emprendedores a quienes admiro muchísimo. En especial a mis tíos: Reinaldo Rodríguez que en múltiples oportunidades, quizás hasta sin darse cuenta me ha dado lecciones de vida maravillosas que nunca olvidare y Alejandro Rodríguez que me ha enseñado a desenvolverme en el medio laboral.

A mis hermanitos Daniela, Alejandra y Pedro, espero que mi logro les sirva de ejemplo.

A todos mis primos queridos les dedico con mucho amor mi logro.

A mi niña preciosa Alejandra Paola, que me hace reír mucho con sus ocurrencias y travesuras.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme salud e iluminarme cada día y darme la voluntad para lograr esta meta tan anhelada.

A mi madre que ha sido todo para mí: madre, padre, amiga, hermana, guía, la persona que más admiro y amo en esta vida, mi modelo de éxito a seguir, Gracias Mamá.

A mi abuela Josefina que con sus oraciones me acompañó durante mis evaluaciones.

A Daniela mi hermanita bella por estar siempre allí conmigo y apoyarme en todo momento.

A todos mis amigos de la Universidad en especial a Ernesto, Simón, Hernán, Aluska, Laura, Julimar, Luís, Estivenson, Beylu, Daniel, Rosangel, Andreina, Alejandro y Emilio, personas de mucha importancia para mí, gracias por todos y cada uno de los momentos inolvidables que vivimos en este tiempo.

A la Ilustre Universidad de Oriente por brindarme mi formación académica profesional, me siento orgullosa de ser Udista.

A todos mis queridos y respetados profesores en especial al profesor Rómulo Nottaro por brindarme su amistad.

A mi tutor académico Orlando Ayala por apoyarme y por formar parte en el desarrollo de este trabajo.

A los ingenieros Marcos Nieto, William Figueroa y muy especialmente al ing. Antonio Valerio. Gracias por su amabilidad y disposición a ayudarme.

A la empresa PDVSA Gas y a todos los Ingenieros del Departamento de Infraestructura de Producción Gas San Tomé en especial a Javier Nuñez, Jorge Avis, Lenis Mota, Jonathan Mejías, Maria Carvajal, Rodolfo Contreras, Dania Massoud, Romer Zurita, Roxi González, Arnaldo Rodríguez, Adriana Palomino, todos excelentes compañeros y guías, con sus conocimientos y colaboración fueron parte fundamental en este trabajo de grado, muchas gracias.

RESUMEN

En este trabajo de investigación se determinó la mejor forma de transmitir la volumetría de gas proveniente de Producción Gas San Tomé desde Planta Compresora Güere hasta Planta Compresora Santa Ana. Se realizó el diseño de dos Gasoductos de Transmisión mediante una evaluación a nivel hidráulico con el simulador PIPEPHASE y se seleccionaron los diámetros de acuerdo a las Normas PDVSA L-TP- 1.5 Cálculo Hidráulico de tuberías y PDVSA N° 90616.1.024 Dimensionamiento de Tuberías de Proceso. Para los dos Gasoductos se propuso un sistema de venteo y quema que incluye un quemador, una estaca de venteo y un separador (KOD), el dimensionamiento de estos equipos se realizó considerando los manuales de diseño de PDVSA Flujo bifásico líquido – vapor, Vent Systems y el Manual de Diseño de Ingeniería de Mechurrios de INTEVEP. En los Gasoductos se hicieron una serie de sensibilizaciones a partir de las cuales se estimó un rango en el que se minimizó la deposición de condensados pesados en el interior de los mismos. Finalmente se realizó un estudio de corrosión interna empleando datos obtenidos a partir de la simulación de las condiciones hidrodinámicas y termodinámicas del gas. Se analizaron las presiones parciales de CO_2 y H_2S y se determinó que el tipo de corrosión predominante en los Gasoductos fue por CO_2 . Se calcularon las velocidades de corrosión mediante el modelo De Waard & Milliams al transmitir la mayor y menor volumetría de gas, determinándose que existe mayor velocidad de corrosión al transmitir el mayor caudal de gas.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS.....	vi
RESUMEN	viii
CONTENIDO	9
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN.....	13
1.1 Descripción general de la empresa.....	13
1.2 PDVSA gas san tome.....	15
1.2.1 Misión	15
1.2.2 Visión.....	16
1.2.3 Objetivos	16
1.3 Ubicación geográfica del distrito san tomé.....	17
1.4 Planteamiento del problema.....	18
1.5 Objetivos del proyecto	20
1.5.1 Objetivo general.....	20
1.5.2 Objetivos específicos	20
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	22
2.1 Antecedentes	22
2.2 Gas natural	25
2.3 Comportamiento y características del gas natural.....	26
2.4 Producción del gas natural	27
2.4.1 Sistemas de producción.....	27
2.5 Flujo de dos fases ^[10]	33
2.6 Fenómenos fundamentales en el flujo de dos fases ^[10]	35
2.7 Regimenes de flujo ^[11]	37
2.8 Transporte de gas ^[12]	41

2.8.1 Gasoducto.....	41
2.8.2 Sistema de transporte	42
2.8.3 Sistema de distribución	42
2.10 Programas de simulación ^[13]	43
2.10.1 Simulador PIPEPHASE	44
2.11 Sistemas de venteo ^[14]	45
2.11.1 Estacas de venteo	46
2.11.2 Remoción de líquidos.....	47
2.11.3 Mechurrios ^[15]	48
2.12 Fundamentos de corrosión en tuberías.....	50
2.12.1 Factores productores de corrosión interna ^[16]	52
2.12.2 Corrosión por CO ₂ /H ₂ S.....	55
2.12.3 Predicción de la velocidad de corrosión (correlación de de waard & milliams)	58
CAPITULO III: DESARROLLO DEL PROYECTO	
	65
3.1 Tipo de investigación	65
3.2 Herramientas computacionales utilizadas.....	65
3.2.1 Pro II	65
3.2.2 Pipephase	66
3.3 Técnicas utilizadas para la recolección de la información.....	67
3.3.1 Entrevistas	67
3.3.2 Asesorías	67
3.3.3 Organización de la información	67
3.3.4 Tormenta de ideas	68
3.4 Descripción de la metodología aplicada	68
3.4.1 Diagnóstico de la situación actual.....	68
3.4.2 Revisión del sistema de transmisión	69
3.4.3 Realización de la evaluación hidráulica de los gasoductos.....	70
3.4.4 Elección del sistema de venteo y quema de los gasoductos.....	74
3.4.5 Estimación de las condiciones operacionales óptimas en los gasoductos.....	76

3.4.6 Evaluación del potencial corrosivo en los gasoductos.....	77
3.5 Bases de diseño	78
3.5.1 Normas de PDVSA	79
3.5.2 Normas del INSTITUTO AMERICANO DE PETRÓLEO	79
3.5.3 Normas de la SOCIEDAD AMERICANA DE INGENIEROS MECÁNICOS	79
CAPITULO IV: RESULTADOS Y ANÁLISIS	80
4.1 Evaluaciones hidráulicas de los gasoductos objeto de estudio	80
4.1.1 Evaluación hidráulica gasoducto 1.....	81
4.1.2 Evaluación hidráulica gasoducto 2.....	82
4.2 Elección del sistema de venteo y quema para el diseño.....	87
4.3 Estimación del rango óptimo de velocidad, presión y caudal del flujo con los que se minimice la deposición de líquidos condensados en la tubería	89
4.3.1 Estimación del rango para gasoducto 1.....	89
4.3.1.1 Análisis de la velocidad de mezcla	89
4.3.1.2 Análisis de la presión	91
4.3.1.3 Análisis del holdup de líquido	92
4.3.2 Estimación del rango para gasoducto 2.....	94
4.3.2.1 Análisis de la velocidad de mezcla	94
4.3.2.2 Análisis de la presión	97
4.3.2.3 Análisis del holdup de líquido	100
4.3.2.4 Análisis integral para estimar rangos óptimos en el gasoducto 2	102
4.4 Evaluación del potencial corrosivo en los gasoductos originado por la naturaleza del fluido y deposición de líquidos.	104
CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	111
5.1 Conclusiones	111
5.2 RECOMENDACIONES.....	112
BIBLIOGRAFÍA	114
APÉNDICE A.....	¡Error! Marcador no definido.
APÉNDICE B.....	¡Error! Marcador no definido.

APÉNDICE C.....**¡Error! Marcador no definido.**
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO 118

CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN

1.1 Descripción general de la empresa

Petróleos de Venezuela S.A. es la empresa energética, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, creada el 30 de agosto de 1975 por el Ejecutivo Nacional mediante el decreto presidencial N° 1.123; regida por la Ley Orgánica que reserva al estado la industria y comercio de los hidrocarburos. Tras la nacionalización de la industria petrolera en ese año, el Estado venezolano, se reserva, por razones de conveniencia nacional, todo lo relativo a la explotación del territorio nacional en busca de petróleo, asfalto y demás hidrocarburos; a la explotación de yacimientos de los mismos, a la manufactura o refinación, al transporte por vías especiales y almacenamiento; al comercio interior y exterior, y a las otras que su manejo requiera.

En 1978, la Corporación Venezolana de Petróleo (CVP) y Llanoven, la antigua Mobil Oil Company, se agruparon para dar forma a Corpoven, S.A., una nueva filial de Petróleos de Venezuela que inició sus operaciones el 18 de junio de 1976, cumpliendo con las disposiciones legales de racionalizar la industria petrolera nacional, establecidas por el Ejecutivo Nacional.

A comienzos de la década de los 80, en Petróleos de Venezuela identifican la conveniencia de adelantar una estrategia de internacionalización y, con el apoyo del estado venezolano, iniciaron acciones para fortalecer la posición de PDVSA en los Estados Unidos y Europa, a través de la adquisición total o parcial de refinerías, sistemas de distribución y comercialización.

En junio de 1986 se produjo la fusión entre Meneven y Corpoven para dar forma a un nuevo esquema de organización que agruparía a ambas empresas en una sola. Como complemento nacional de internacionalización, a principios de la década de los 90, se inicia el proceso de apertura de la industria petrolera en Venezuela al capital privado nacional e internacional, con la finalidad de aprovechar la ventana de oportunidades que ofrece una demanda creciente de energía en el ámbito mundial, además de las exigencias del mercado, PDVSA aumentó su capacidad instalada de procesamiento de crudo a un volumen que la coloca en la tercera posición entre los refinadores del mundo.

Una nueva fusión se produjo en 1998, cuando Petróleos de Venezuela agrupó bajo su seno a todas las filiales que operaban para ese entonces en el país, constituyéndose en la casa matriz encargada del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica, gasífera y carbonífera nacional. A partir de ese año, el procesamiento, transmisión, distribución y comercialización a escala nacional del gas natural y sus derivados es realizado por la empresa PDVSA Gas.

El proceso evolutivo de la industria petrolera nacional se ilustra en la figura que se muestra a continuación.

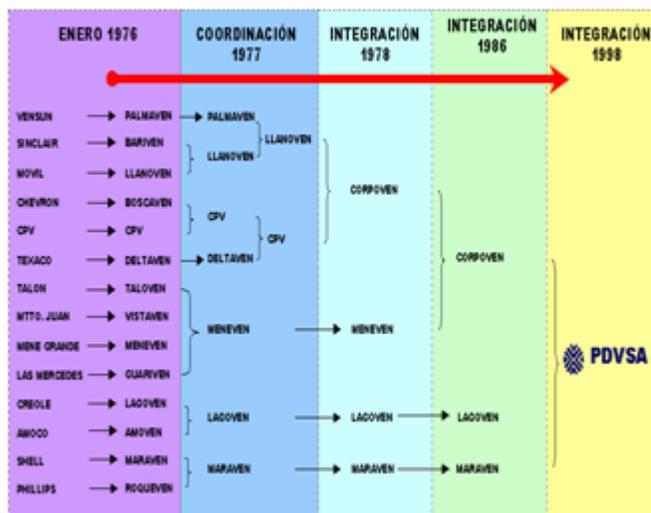


Figura 1.1. Proceso de nacionalización de la industria petrolera nacional.

1.2 PDVSA gas san tome

1.2.1 Misión

La Gerencia de Infraestructura es una organización participativa y solidaria, destinada a la visualización, conceptualización, definición e implantación de la infraestructura de superficie requerida, de manera eficiente, rentable y segura para el manejo de la producción de gas y crudo contemplada en el Portafolio de Oportunidades y alineada con el Plan de Negocios de PDVSA Gas San Tomé, mediante la elaboración de soportes técnicos y económicos para la construcción de nuevas instalaciones y optimización de otras existentes.

Cuenta con un personal con gran capacidad técnica, altamente motivado e identificado con los valores y la ética organizacional, comprometido con el desarrollo endógeno y sustentable del país, aplicando las mejores prácticas de ingeniería para

generar la mejor relación costo – beneficio, superando las expectativas de nuestros clientes y transformando la riqueza de nuestros hidrocarburos en beneficio social.

1.2.2 Visión

Ser una Organización reconocida por el aporte de soluciones satisfactorias a las necesidades de infraestructura de superficie para el manejo de la producción de PDVSA Gas San Tomé, cumpliendo con los planes de ejecución de proyectos, estándares de calidad, seguridad y preservación del medio ambiente e intereses de PDVSA, garantizando además la mejora continua de nuestros procesos.

1.2.3 Objetivos

1. Lograr la implantación, mantenimiento y la mejora continua del Sistema de Gestión de la Calidad, con base a las Normas COVENIN ISO 9001:2000.
2. Implantar los proyectos de infraestructura de superficie de manera eficiente cumpliendo con las normas técnicas, seguridad y calidad establecidas por PDVSA durante la ejecución de los proyectos.
3. Mantener al personal en constante capacitación y formación.
4. Satisfacer las necesidades de nuestros clientes, cumpliendo con sus requisitos y superando sus expectativas.
5. Velar por la ejecución física de los proyectos sociales asociados a los contratos a ejecutar por la Gerencia de Infraestructura.

6. Realizar mensualmente evaluaciones de actuación a las empresas contratistas que prestan servicios a la Gerencia de Infraestructura.
7. Velar y promover la conservación del medio ambiente.

1.3 Ubicación geográfica del distrito san tomé

El Distrito Social San Tomé tiene un área aproximada de 24.000 km² comprendiendo la mayor parte del Sur de los estados: Anzoátegui y Guárico, se extiende hasta Casma-Soledad en el estado Monagas. Este Distrito está ubicado específicamente en el centro de la Mesa de Guanipa (Zona Sur del Estado Anzoátegui). Es un área extensa que se caracteriza por tener pozos medianamente profundos de hasta (4267,2 m) en el área tradicional y pozos someros hasta (1066,8 m), en el área de la Faja del Orinoco.

La figura 1.2 muestra la ubicación del área en estudio y los principales campos que forman parte de la misma.

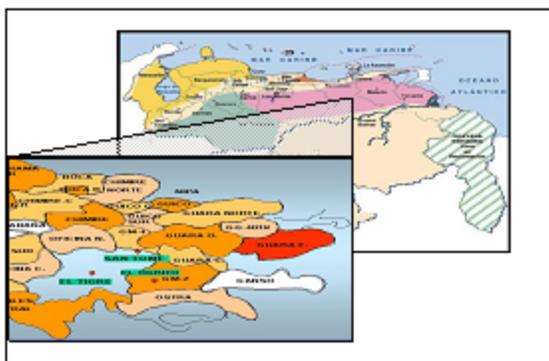


Figura 1.2. Ubicación geográfica del Distrito San Tomé.

En Gaceta Oficial N° 38.447, emitida por el MENPET en fecha 30 de Mayo de 2006 se designa a PDVSA GAS, para que explote las áreas I, II, III y IV del área de San Tome (Ver Figura 1.3), la ubicación relativa de las áreas, identificadas como estratégicas para cumplir con los compromisos del Estado Venezolano vía el Ministerio Para El Poder Popular de Energía y Petróleo (MENPET), se encuentran enmarcadas dentro de una poligonal cuyos vértices están definidos por coordenadas UTM (Universal Transversal Mercator), Huso 20, Datum La Canoa y REGVEM (Red Geodésica de Venezuela).

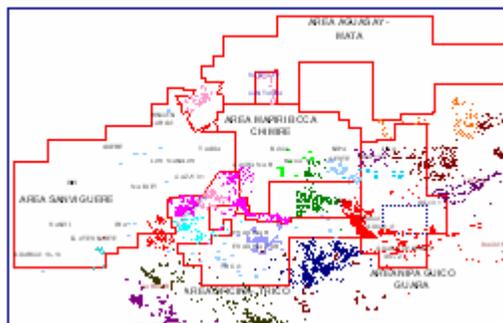


Figura 1.3. Ubicación de las áreas otorgadas a PDVSA Gas San Tomé.

1.4 Planteamiento del problema

Producción Gas San Tomé es una gerencia en crecimiento de PDVSA Gas, esta organización tiene como meta un ambicioso proyecto de producción gasífera, actualmente se está desarrollando y aún no cuenta con la infraestructura requerida para el manejo de la producción de gas, razón por la cual está haciendo una fuerte inversión en tecnología. Desde sus inicios esta filial está preocupada por poseer activos seguros y confiables de allí que contemplan los detalles mínimos para el diseño y construcción de todos y cada uno de los sistemas y equipos que son de su competencia de trabajo.

Un problema frecuente en el manejo de gas que se presenta a nivel interno en los gasoductos es la deposición de líquidos, éste producto de la condensación de los componentes pesados del hidrocarburo gasífero. La acumulación de líquidos es un inconveniente indeseable y necesariamente debe ser controlado, de no ser así entre otras cosas ocasiona colapso de líneas, caídas de presión elevadas y corrosión en el interior de los gasoductos, lo que afecta negativamente la producción y además incrementa el índice de falla del sistema de transporte del fluido.

De acuerdo al Portafolio de Oportunidades San Tomé (2007-2027) se estima un aporte de 140,6 MMPCND de gas, 1397 MBND de crudo por parte del área Sanvi – Güere que serán transmitidos por dos gasoductos de alta presión, uno que saldrá desde Planta compresora Güere conectándose con un gasoducto ubicado en las adyacencias Planta Compresora Santa Ana y otro que tendrá su inicio en Guarico 13 y llegará hasta Estación de Válvulas Elotes Norte.

El departamento de Desarrollo de la Gerencia de Infraestructura perteneciente a Producción Gas San Tomé se ha planteado la necesidad de hacer un estudio de aseguramiento del flujo a ser transportado por los nuevos gasoductos de alta presión a manera de minimizar las posibles fallas que pudiesen presentarse en las líneas, para ello se hará un diseño mediante evaluación hidráulica utilizando el software PIPEPHASE®. Para ello, será necesario establecer las variables que influyen en la acumulación de líquidos dentro de la tubería. Es importante destacar que en el diseño se propondrá un sistema de venteo y quema del gas para evitar las sobrepresiones en la línea, adicionalmente se realizará una evaluación del potencial corrosivo basándose en muestras de gas para determinar el contenido de los componentes que aceleran el mecanismo de corrosión dentro de la tubería. Este trabajo de investigación tendrá un alto impacto económico puesto que al minimizar la corrosión a nivel interno en el

gasoducto se garantizará la continuidad operacional del activo minimizando los costos por mantenimientos mayores y posibles sustituciones.

Dentro de este orden de ideas en el presente trabajo de investigación se han planteado los siguientes objetivos:

1.5 Objetivos del proyecto

1.5.1 Objetivo general

Estudiar el aseguramiento del flujo en el sistema de transmisión de Guarico 13 –Santa Ana de Producción Gas San Tomé.

1.5.2 Objetivos específicos

1. Recopilar los datos de la situación actual del gas a enviar por el futuro sistema de transmisión Guárico 13 – Santa Ana.
2. Diseñar los gasoductos de transmisión mediante evaluación hidráulica usando para ello el software PIPEPHASE[®].
3. Proponer un sistema de venteo y quema en el diseño.
4. Estimar los rangos de velocidad, presión y caudal del flujo con los que se minimice la deposición de líquidos condensados en la tubería diseñada utilizando el software PIPEPHASE[®].

5. Evaluar el potencial corrosivo en los gasoductos originado por la naturaleza del fluido y deposición de líquidos.

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Bustamante, C. Andrés J. “Evaluación Hidráulica de las Redes de Recolección de Crudo Multifásico Asociados a las Estaciones de Descarga Bared-5 y Bared-10 del Campo Bare, PDVSA Distrito San Tomé” Universidad de Oriente, Departamento de Mecánica, Junio de 2006. Evaluó hidráulicamente las redes de recolección de crudo multifásico asociadas a las estaciones de descarga Bared-5 y Bared 10 del campo Bare, estudió las bases teóricas que determinan el comportamiento del flujo multifásico en redes de tuberías horizontales, analizó las condiciones de operación de los pozos productores en los sistemas de recolección asociados a las estaciones, propuso opciones que mejoren el funcionamiento de las redes de recolección de crudo multifásico asociada a las estaciones anteriormente mencionadas y determinó la rentabilidad técnica económica de las opciones propuestas. En esta investigación se determinó que el patrón predominante en el área de estudio es el de flujo intermitente (tapón), las condiciones de operación de las líneas de recolección asociadas a la estación Bared 5 son normales y las asociadas a la estación Bared 10 son críticas, realizó tres propuestas como primera propuesta el tendido de una nueva tubería paralela a la tubería actual y de igual diámetro que pasará por el mismo corredor y recogerá toda la producción de las VSM-BAG, VSM-627, VSM-668, VSM-667, VSM-666 y VSM-690 hasta descargar a Bared 10. Como segunda propuesta el tendido de una nueva tubería paralela a la tubería actual que pasará por el mismo corredor y de igual diámetro pero a diferencia de la opción anterior, esta propuesta servirá como bifurcador de toda la producción proveniente de Bare-Este, manejando y conduciendo sesenta y seis mil barriles fluidos por día hasta Bared 10, sin añadirle ninguna válvula multipuesto. Y como tercera propuesta la implantación de una

estación multifásica que absorberá toda la producción asociada a Bared 10. Inclínándose por la tercera propuesta ya que arrojó los mejores resultados tanto a nivel técnico como económico. ^[1]

Jaramillo, G. Jhoana C. “ Establecimiento de las Variables que Influyen en la Corrosión Interna del Sistema de Distribución de Gas de la Planta Compresora Orinoco (P.C.O) de la Unidad de Producción Morichal” Universidad de Oriente, Departamento de Química, Noviembre de 2005. Estableció las variables que influyen en la corrosión interna del sistema de distribución de gas de la planta compresora Orinoco de la unidad de producción Morichal, determinó el mecanismo de corrosión predominante en la línea que transporta el gas. Simuló las condiciones de operación del gasoducto mediante el simulador PIPEPHASE, calculó las velocidades de corrosión con la ecuación de De Waard - Milliams y mediante las probetas de resistencias eléctricas instaladas en el gasoducto. Por último analizó la posibilidad de inyección de un inhibidor de corrosión. En este trabajo se determinó que el mecanismo de corrosión predominante es por CO₂, el patrón de flujo predominante en la línea de gas es el estratificado, las velocidades de corrosión están por encima del valor crítico para la ocurrencia de la corrosión severa, se consideró necesaria la implementación de un inhibidor. ^[2]

Rondon R. y Ali J. “Evaluación del potencial de corrosividad interna en los gasoductos principales del Área Mayor Anaco”, Artículo 5132, VECOR 2005.

Aquí se realizó una evaluación del potencial de corrosividad interna en los gasoductos principales del Área Mayor Anaco aplicando técnicas de simulación. Se simularon las condiciones hidrodinámicas y termodinámicas del fluido con el simulador de redes de tuberías PIPEPHASE, para obtener caídas de presión y temperatura, velocidad superficial de líquido y gas, velocidad erosional, patrones de flujo, entre otros. Adicionalmente, se realizó un análisis de las presiones parciales de

CO₂ y H₂S con el fin de determinar el tipo de corrosión predominante. Posteriormente se calcularon las velocidades de corrosión interna mediante el modelo de De Waard & Milliams 1995. Por último, se determinaron los puntos óptimos para la instalación de facilidades para el monitoreo de la corrosión mediante el análisis de informes de inspección con herramientas electromagnéticas, los resultados de esta investigación mostraron que el tipo de corrosión predominante es por CO₂, las condiciones de velocidades superficiales tanto del gas como del líquido permiten la aplicación de un inhibidor tipo filmico, el patrón de flujo en la línea es de tipo estratificado, es necesario aplicar inhibidores con una eficiencia igual o superior al 78%. [3]

En el presente trabajo de investigación se realizó la evaluación hidráulica de las redes con el software PIPEPHASE, con los resultados obtenidos del simulador se determinaron los diámetros que conforman el sistema de transmisión de gas de Guarico 13- Santa Ana de producción Gas San Tomé. Se diseñó un sistema de venteo y quema para cada uno de los gasoductos que integran el sistema de transmisión. Para el diseño de los sistemas de venteo y quema se consideraron las dos filosofías de operación de los mismos: desvío y despresurización. Se realizó con el simulador antes mencionado un análisis de sensibilidad tomando en consideración la velocidad de mezcla, presión y caudal de flujo. Con las sensibilizaciones se estimaron los rangos de las variables anteriormente mencionadas con los que se minimizó la deposición de líquidos en el interior de los gasoductos. Este estudio permitió, analizar la influencia que cada una de las variables tomadas en cuenta para la sensibilización ejercen sobre el holdup de líquido en las líneas de gas. En lo que se refiere al estudio de corrosividad en los gasoductos, se evaluaron dos escenarios, el primero cuando se transmite la menor volumetría de gas y el segundo cuando se transmite la volumetría mayor. Esto se realizó con la finalidad de determinar en cual de los dos casos los gasoductos son más susceptibles a la corrosión, dicho de otro modo en cual escenario presentan una mayor velocidad de corrosión.

2.2 Gas natural

Es una mezcla gaseosa de los hidrocarburos más livianos de las series parafínicas que contiene algunos otros gases no hidrocarbureados considerados como impurezas, tales como: CO₂, H₂S, N₂ libre, H₂O y He, aparte contiene algunas cicloparafinas y aromáticos livianos en pequeñas cantidades. De los hidrocarburos de la serie parafina, el metano se encuentra en mayor proporción y el resto en proporciones decrecientes a medida que aumenta su peso molecular. De los gases no hidrocarbureados, el vapor de agua, CO₂ y H₂S, son los que se encuentran en mayor frecuencia y en mayores cantidades. [4]

El gas natural puede clasificarse como gas dulce o agrio, rico (húmedo) y pobre (seco). El gas agrio, es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno y por lo tanto es muy corrosivo. Gas dulce, es aquel que no contiene sulfuro de hidrógeno. Gas rico (húmedo) es aquel del que pueden obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos (no tiene nada que ver con el contenido del vapor de agua). Gas pobre (seco), está formado prácticamente por metano.

El gas natural al igual que el petróleo se encuentra acumulado en el subsuelo en estructuras geológicas llamadas trampas. Dentro de éstas, los hidrocarburos están contenidos en una roca porosa que se llama roca yacimiento. De acuerdo con los volúmenes de gas o petróleo los yacimientos se pueden clasificar en:

- ✓ *Yacimientos de condensado*: en éstos los hidrocarburos están en estado gaseoso, por características específicas de presión, temperatura y composición. El gas está mezclado con otros hidrocarburos líquidos y es conocido como gas saturado o gas húmedo.

- ✓ *Yacimientos de gas seco*: son aquellos que contienen hidrocarburos en su fase gaseosa, pero al producirlos no se forman líquidos por los cambios de presión y temperatura.

- ✓ *Yacimientos de gas asociado*: son aquellos donde el gas se produce conjuntamente con los hidrocarburos líquidos (petróleo).

2.3 Comportamiento y características del gas natural

En la forma más simple, un gas puede considerarse que está formado de partículas sin volumen y entre las cuales no existen fuerzas de atracción o repulsión. Es un fluido homogéneo, generalmente de baja densidad y viscosidad, sin volumen definido y llena cualquier volumen en que se coloca.

La anterior definición de gas, generalmente, se cumple a condiciones de baja presión y temperatura, pero gradualmente se aparta de esta definición y el comportamiento teórico se aleja del observado. A medida que aumenta la presión y temperatura, debe incluirse el volumen de las moléculas y fuerzas entre ellas. Los gases que cumplen esta definición, se denominan gases perfectos o ideales. Los que no cumplen esta definición se denominan gases reales.

Las propiedades más importantes del gas natural son la gravedad específica, peso molecular, contenido de elementos líquidos, valor calorífico y factor de compresibilidad. ^[5]

2.4 Producción del gas natural

2.4.1 Sistemas de producción

Un sistema de producción está formado por el yacimiento, el pozo y las facilidades de superficie. El yacimiento es una o varias unidades de flujo del subsuelo creadas e interconectadas por la naturaleza, mientras que el pozo y las facilidades de superficie son infraestructuras construidas por el hombre para la extracción, control, medición, tratamiento y transporte de los fluidos hidrocarburos extraídos de los yacimientos.

El conjunto de componentes o facilidades de superficie que forma parte del sistema de producción, es el que permite el manejo de la mezcla de hidrocarburo desde que se extrae del yacimiento hasta que se realizan las operaciones de comercialización del petróleo y del gas.

Todo proceso de producción se basa en la separación de los tres fluidos principales que se obtienen en un pozo (agua, petróleo y gas), para que cumplan con los requisitos para la venta:

- ✓ El petróleo debe pasar por una serie de procesos, de deshidratación, refinación, entre otros, para que cumpla con todas las especificaciones para su comercialización.
- ✓ El gas debe seguir sus normas de procesamiento, refinación hasta cumplir las especificaciones de comercialización, y almacenamiento, así como también para ser utilizado en los procesos de producción petrolera.

- ✓ El agua tiene que recibir tratamiento para que cumpla con las normas ambientales. ^[6]

Es importante destacar que en los campos petroleros existen dos tipos de estaciones de producción:

Estaciones de Flujo: en las estaciones de flujo se efectúa la separación gas-líquido. El líquido pasa a los depósitos de recolección de esa estación, de allí es enviado a las plantas de tratamiento para su destilación, desalación, remoción de sedimentos y estabilización según los casos. Por lo general, las funciones principales de las estaciones de flujos son:

- ✓ Separar el gas del crudo a las presiones óptimas.
- ✓ Permitir que los pozos sean probados individualmente.

En los sistemas de baja presión, el gas proveniente de estaciones de flujo se suministra a la succión de las estaciones compresoras o también se utiliza como combustible.

Cuando el gas proveniente de los separadores posee alta presión, éste puede ser destinado a la venta o también se envía a las instalaciones para levantamiento artificial o proyectos de recuperación adicional.

Los equipos e instalaciones principales que conforman una estación de flujo son:

- ✓ Múltiples de Producción.
- ✓ Separadores de gas-líquido, de producción general y de prueba.

- ✓ Tanque de almacenamiento de crudo.
- ✓ Sistema de tratamiento químico. ^[7]

Algunas de estas instalaciones como múltiples de producción, tanques de almacenamientos y un sistema de tratamiento químico se muestran respectivamente en las Figuras 2.4.1, 2.4.2 y 2.4.1.



Figura 2.4.1. Múltiple de Producción. Fuente: El autor.



Figura 2.4.2. Tanques de Almacenamiento de crudo. Fuente: El autor.



Figura 2.4.3. Sistema de Tratamiento químico. Fuente: El autor.

Estaciones de descarga: es el punto donde el petróleo es medido antes de bombearse al patio de tanques. Estas estaciones reciben crudo desde las estaciones de flujo y de pozos individuales, para ser tratado y enviado al patio de almacenamiento; en las estaciones de descarga se encuentran las áreas de separación, de calentamiento y de almacenamiento para el tratado del crudo, las cuales son mostradas en las Figuras 2.4.4, 2.4.5 y 2.4.6 respectivamente.

- ✓ Área de separación: su función es separar el crudo del gas contenido en el fluido y así llevarlo a una planta compresora.
- ✓ Área de calentamiento: consta de calentadores y hornos. Su función es calentar el crudo para acelerar su deshidratación.
- ✓ Área de deshidratación: consta de tanques de lavado. Su función es deshidratar el crudo del agua, por el principio de diferencia de densidades.
- ✓ Área de almacenamiento: posee tanques de almacenamiento y su función es almacenar el crudo, listo para su transferencia a los patios de tanque. ^[8]



Figura 2.4.4. Área de separación. Fuente: El autor.



Figura 2.4.5. Área de Calentamiento. Fuente: El autor.



Figura 2.4.6. Área de Almacenamiento. Fuente: El autor.

El gas natural que sale de las estaciones de producción llega a las plantas compresoras las cuales están constituidas por una o más unidades compresoras accionadas por motores de combustión interna. Estas reciben corrientes en forma simultánea de gas a diferentes presiones; las mismas entran a un depurador para eliminar los arrastres de líquidos que puedan tener. Una vez depurado el gas, pasa a los diferentes cabezales de succión donde es distribuido a las distintas unidades de compresión. El gas natural comprimido que abandona los cilindros compresores, se envía hacia los enfriadores respectivos de cada unidad, donde el gas enfriado pasa a la próxima etapa de compresión o al cabezal de descarga respectivo.

Para el transporte del gas natural, se emplean tuberías las cuales dependiendo del servicio se clasifican en líneas de recolección o transmisión. Estas tuberías están equipadas con accesorios tales como válvulas de seguridad, lanzadores o receptores de herramientas para su limpieza y trampas recolectoras de líquidos, localizadas a lo largo del gasoducto. Por lo general, las líneas de recolección transportan gas a baja presión llevándolo desde las estaciones hasta las plantas compresoras. De estas últimas salen las líneas de transmisión las cuales transportan grandes volúmenes de gas a elevadas presiones hasta los sistemas de distribución, entre los cuales se destacan:

- ✓ *Recuperación secundaria por inyección de gas*: en esta etapa de producción, se restablece la presión perdida del yacimiento, a través de un proceso de inyección de gas para lograr el desplazamiento y el recobro del petróleo.
- ✓ *Levantamiento artificial por gas “Gas Lift”*: consiste en inyectar gas a alta presión en un pozo por el espacio anular libre entre la tubería de producción y revestidora. La mezcla de gas y petróleo que se produce en la tubería pesa

menos que el petróleo solo, por lo cual la presión del yacimiento puede ser suficiente para permitir el flujo del pozo.

- ✓ *Gas a venta:* parte del gas que recolecta la empresa se entrega a otras compañías para ser tratado, transportado y distribuido a escala nacional e internacional. ^[9]

2.5 Flujo de dos fases ^[10]

El flujo de dos fases se refiere al flujo simultáneo a través de una tubería o canal conductor de cualquiera de las siguientes combinaciones:

- ✓ Gas - líquido
- ✓ Gas – Sólido
- ✓ Líquido – Sólido

La combinación gas – líquido es la más compleja ya que combina las características de una interface deformable y la compresibilidad de una de las fases. Además, ésta combinación es la más importante en aplicaciones cotidianas de ingeniería en Venezuela, especialmente en la producción de petróleo.

Existen básicamente tres tipos de flujo gas – líquido que son de interés:

- ✓ *Flujo adiabático* (no existe transferencia de calor). El ejemplo típico de este flujo lo constituye el transporte simultáneo de crudo y gas natural, tal como se practica en la Industria Petrolera desde el pozo hasta los separadores.

- ✓ *Flujo con ebullición convectiva.* Se presenta al comunicársele calor a un líquido que fluye por una tubería, resultando en el cambio de fase de líquido a vapor, tal como en calderas acuatubulares y evaporadores de refrigeración.

- ✓ *Flujo con condensación.* Se presenta cuando se sustrae calor a un vapor que fluye por una tubería, resultando en el cambio de fase de vapor a líquido, tal como en los condensadores de vapor de agua y en los condensadores de refrigeración.

Cada uno de estos flujos puede ser a su vez horizontal, vertical o inclinado. Además, las fases pueden fluir simultáneamente hacia arriba, hacia abajo o en contraflujo.

El flujo de dos fases adiabático se da en el sistema completo producción de petróleo, desde el reservorio de crudo y gas hasta las instalaciones de procesamiento en la superficie. El sistema de producción en este contexto incluye: el reservorio, el completado del pozo, la tubería vertical de producción que conecta el reservorio con la superficie, la tubería superficial que conecta el cabezal del pozo con el separador, todas las instalaciones de la superficie y cualquier tubería que lleve fluidos a otras instalaciones de procesamiento.

El flujo de dos fases que se encuentra en la producción de crudo puede ser cualquier combinación de una fase de gas natural, una fase líquida de hidrocarburos y una fase de agua, con muchas características únicas que crean complicaciones que no se encuentran en otras industrias. Los fluidos son mezclas multicomponentes, cuyo comportamiento de fases es extremadamente complejo.

Los sistemas de tubería frecuentemente incluyen variaciones significativas en la geometría: ángulo de inclinación, diámetro, rugosidad de las paredes del tubo y forma

de la sección transversal del flujo; por ejemplo cuando los fluidos fluyen a través del espacio anular comprendido entre la carcaza y el tubo de producción.

2.6 Fenómenos fundamentales en el flujo de dos fases ^[10]

Considerando una tubería transportando gas y líquido simultáneamente el conjunto típico de condiciones de flujo conocidas incluye:

Tasas de flujo másico o volumétrico de las dos fases.

Propiedades físicas de las dos fases.

Diámetro e inclinación de la tubería.

Estos datos son suficientes para cálculos de una sola fase; sin embargo, para sistemas de dos fases se requiere de la siguiente información adicional:

Patrones de flujo: la diferencia principal entre el flujo monofásico y bifásico es la distribución de fases en la tubería, la cual puede tomar una variedad de configuraciones que dependen de la topografía de la interface.

La configuración de flujo existente en la tubería, o en una determinada sección, no se conoce a priori en función de los datos de entrada. La topografía de la interface determina la fracción de vacío o el retraso del líquido, los cuales son parámetros de vital importancia para cuantificar el comportamiento del flujo y tampoco se conocen a priori.

El movimiento relativo entre las fases origina un esfuerzo de corte interfacial que contribuye, en algunos casos significativamente, a la caída de presión en el sistema. Además, parte del líquido puede ser arrastrado en forma de gotas por la fase gaseosa, complicando la hidrodinámica del flujo.

La determinación de la pérdida de la presión por fricción entre las fases y entre cada fase y la pared de la tubería no es tan clara como en el caso de flujo monofásico. Adicionalmente, la pérdida de presión por gravedad depende del retraso del líquido.

Bajo estas circunstancias, cualquier intento por obtener una solución general y única aplicable a todas las configuraciones de flujo es extremadamente difícil. Sin embargo, a pesar de que las fases se distribuyen en forma arbitraria, existe un agrupamiento natural de patrones de flujo con un comportamiento similar, lo cual facilita un poco el problema porque es posible analizar cada patrón separadamente.

El enfoque general será entonces:

- ✓ Predecir el patrón de flujo existente en la tubería o en una sección de la tubería.
- ✓ Aplicar un modelo hidrodinámico apropiado al patrón, para predecir las características de flujo tales como retraso del líquido, caída de presión y coeficiente de transferencia de calor.

Deslizamiento y retraso del líquido: la condición de no deslizamiento ocurre por ejemplo en un flujo cuasihomogéneo de burbujas dispersas con una tasa elevada de flujo de líquido y una tasa pequeña de flujo de gas. La fase gaseosa se encuentra dispersa como burbujas pequeñas en una fase continua líquida. Debido a la elevada tasa de flujo de líquido, las burbujas son transportadas por la fase líquida a la misma velocidad, resultando en un deslizamiento nulo.

El gas y el líquido generalmente no se mueven a la misma velocidad y el deslizamiento ocurre entre las fases. En flujo horizontal e inclinado hacia arriba, la fase gaseosa se mueve a una velocidad mayor que la fase líquida debido a los efectos de flotación y menor fricción. En flujo hacia abajo, la fase líquida se mueve en algunos casos más rápido que la fase gaseosa debido a los efectos de la gravedad.

2.7 Regímenes de flujo ^[11]

Flujos horizontales y ligeramente inclinados

Se han establecido varios tipos de régimen de flujo para el flujo de mezclas de vapor y líquido en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas (ángulo de inclinación $\theta \leq 5^\circ$).

A continuación se muestran estos patrones o régimen de flujo:

✓ *Flujo estratificado*

A baja velocidad del líquido y muy baja velocidad del gas, ocurre una completa estratificación de los fluidos ocupando el gas la porción superior de la tubería sobre una interfase calmada de gas líquido (Ver Figura 2.7.1). Este es el patrón de flujo estratificado de interfase calmada. El incremento de la velocidad del gas produce agitación en la interfase del gas y líquido produciéndose el patrón de flujo estratificado de interfase agitada.

La porción de volumen de tubería ocupada por cada fase se mantiene relativamente constante.

En una orientación ascendente, rara vez ocurre el flujo estratificado.

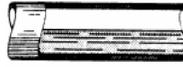


Figura 2.7.1. Flujo tipo estratificado.

✓ *Flujo Ondulante*

Una mayor proporción de flujo de gas ocasiona que la velocidad del gas sea mayor que la velocidad del líquido, lo cual origina ondas en la superficie del líquido. La amplitud de onda incrementa al hacerse mayor la proporción de gas. (Ver Figura 2.7.2).

Las tuberías orientadas ligeramente hacia arriba no favorecen el flujo ondulante.

El flujo en una tubería orientada ligeramente hacia abajo produce ondas moderadas ya que los efectos gravitacionales aminoran la resistencia del líquido.



Figura 2.7.2. Flujo tipo ondulante.

✓ *Flujo de burbuja alargada y flujo de burbuja*

Burbujas alargadas y separadas de gas flotan en la porción superior de la tubería cuando la proporción de líquido es intermedia y la velocidad es baja. A velocidades modestas del gas estas burbujas se aglomeran y forman el equivalente distorsionado de una burbuja uniformemente cilíndrica. (Ver Figura 2.7.3).

En el flujo orientado ligeramente hacia arriba, la resistencia del líquido se incrementa y el patrón de flujo se desplaza hacia el flujo estratificado.

El flujo orientado ligeramente hacia abajo reduce la resistencia del líquido ya que el efecto gravitacional acelera la fase líquida por ello el patrón de flujo tiende a favorecer al flujo disperso.



Figura 2.7.3. Flujo tipo burbuja.

✓ *Flujo de Coágulo*

Cuando se presentan proporciones intermedias tanto del líquido como del gas, las burbujas alargadas de extremos redondeados se alargan, ocupan una porción mayor de la sección transversal de la tubería y sufren más distorsión. Además se encuentran separadas por coágulos de líquidos que pueden contener burbujas de gas (Ver Figura 2.7.4). Este es el patrón de flujo de coágulo que es en realidad una transición del patrón de burbuja alargada al flujo de neblina anular. En el patrón de coágulo el gas viaja a una proporción notablemente mayor que el líquido.

El flujo ascendente, en tuberías ligeramente inclinadas, alcanzará las características de flujo de coágulo a proporciones menores de gas que en las tuberías horizontales. Esto se debe a un incremento del diferencial de velocidad entre las fases causado por un incremento de la resistencia del líquido.

La velocidad del líquido, en el flujo ligeramente descendente, es incrementada por los efectos gravitacionales y no se alcanza fácilmente el flujo de coágulo ni siquiera aumentando la proporción de gas. Cuando la velocidad de flujo es bastante alta se favorece una rápida transición al flujo anular.

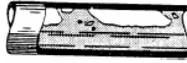


Figura 2.7.4. Flujo tipo coágulo.

✓ *Flujo anular y flujo anular de neblina*

A proporciones altas de gas, el líquido fluye como una película anular a lo largo de las paredes, mientras que el gas fluye como un núcleo de alta velocidad en el centro de la tubería. Este núcleo de vapor transporta algunas gotas del líquido porque el gas desprende parte del líquido de la película. El flujo anular es un flujo muy estable, esta estabilidad, unida al hecho de que se favorece la transferencia en masa del flujo de gas y líquido, hace muy beneficioso este régimen de flujo para algunas reacciones químicas. (Ver Figura 2.7.5).

Los efectos de las caídas de presiones de fricción y de aceleración son mucho más importantes en el flujo anular que el efecto de elevación. Por esta razón la dirección del flujo y la orientación de la tubería tienen poca influencia en las condiciones bajo las cuales se produce el flujo anular.

Cuando en el flujo anular la velocidad del gas llega a ser suficientemente alta, la película del líquido se desprende de las paredes y es transportado como pequeñas gotas por el gas. Este régimen se conoce como neblina anular o como régimen de flujos de neblina si el líquido se encuentra totalmente disperso como pequeñísimas gotas en la fase del gas que se mueve a alta velocidad. En el flujo de neblina las fases de vapor y líquido están íntimamente mezcladas y por ello la mezcla bifásica se semeja mucho a una homogénea.



Figura 2.7.5. Flujo tipo anular.

✓ *Flujo disperso (velocidad muy alta del líquido)*

En este tipo de régimen de flujo, las burbujas del gas están casi uniformemente distribuidas por todo el líquido (Ver Figura 2.7.6). El perfil de concentración de burbujas es un tanto asimétrico, llegando al máximo cerca del tope de la tubería. Las fases de vapor y de líquido tienen igual velocidad de flujo.

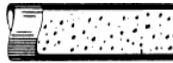


Figura 2.7.6. Flujo tipo disperso

2.8 Transporte de gas ^[12]

Es la recolección, transporte o distribución de gas por gasoducto o el almacenamiento del gas.

2.8.1 Gasoducto

Son todas las partes de las instalaciones físicas a través de las cuales se mueve el gas en su transporte, incluyendo tuberías, válvulas, accesorios, bridas (con el empernado y las empaquetaduras), reguladores, recipientes a presión, amortiguadores de pulsación, válvulas de desfogue y otros accesorios instalados en la tubería, unidades de compresión, estaciones de medición, estaciones de regulación y conjuntos fabricados. Se incluyen en esta definición las líneas de transporte y

recolección de gas, incluyendo sus complementos o accesorios que se hallan instalados costa afuera en el transporte de gas desde las instalaciones de producción a localidades en tierra y equipos de almacenamiento de gas del tipo de tubería cerrada que se fabrican o se forjan de tubería o se fabrican con tuberías y accesorios. (Ver Figura 2.8.1)

2.8.2 Sistema de transporte

Es uno o más segmentos del gasoducto, usualmente interconectados para conformar una red, que transportan gas de un sistema de recolección desde la salida de una planta de procesamiento, o un campo de almacenamiento, hacia un sistema de distribución de alta o baja presión, un cliente que compra un gran volumen, u otro campo de almacenamiento.

2.8.3 Sistema de distribución

Sistema de distribución de baja presión es un sistema de tuberías para distribución de gas, en el cual la presión del gas en las líneas principales y las de servicio, es substancialmente la misma que la de entrega en los implementos del cliente.

Sistema de distribución de alta presión es un sistema de tuberías de distribución de gas que opera a una presión mayor a la presión de servicio estándar que se entrega al cliente. En tales sistemas, se requiere un regulador de servicio para controlar la presión entregada al cliente.

Línea principal de gas o línea principal de distribución es un segmento del gasoducto en un sistema de tuberías de distribución, instalado para llevar el gas a las líneas de servicio individual o a otras líneas principales.



Figura 2.8.1. Gasoducto. Fuente: el autor.

2.10 Programas de simulación ^[13]

Los programas de simulación son una herramienta de gran utilidad para los ingenieros de procesos y de diseño de las industrias químicas, petroleras y de gas natural. En este sistema se combina la fuente de datos de una extensa librería de componentes químicos, y de métodos de predicción de propiedades termodinámica, con la más avanzada y flexible técnica de cálculo de operaciones unitarias, para ofrecer al ingeniero de procesos la facilidad de elaborar un modelo matemático verdaderamente representativo de la respuesta del proceso a determinadas condiciones de operación.

Dicho modelo está basado en ecuaciones teóricas y/o semiempíricas desarrolladas, 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 generales más aceptadas para la representación de equipos, pudiendo así agilizar su solución y proporcionar cierto nivel de detalle, de acuerdo al objetivo de trabajo.

En el diseño de instalaciones, ya sean nuevas o modificadas, la simulación de procesos tiene una gran utilidad para operar satisfactoriamente bajo condiciones diferentes a las de diseño, reproduciendo el funcionamiento de las instalaciones a diversas condiciones de trabajo, pues permite obtener los balances de masa y redimensionar los equipos.

2.10.1 Simulador PIPEPHASE

Es un simulador de flujo en tuberías de fluidos multifásicos en estado estable, usado para el modelado de sistemas de recolección y transporte de petróleo y gas. La simulación permite predecir el comportamiento estacionario de plantas en operación, redes de tuberías cuando se producen cambios en variables del proceso como nuevas alimentaciones. También es posible predecir el comportamiento de plantas y redes de tuberías existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de analizar la respuesta del proceso ante estas modificaciones del proceso, proporcionando guías para optimizar un proceso.

La estructura operacional del programa de simulación PIPEPHASE tiene una secuencia de botones o menús, que permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación.

2.11 Sistemas de venteo ^[14]

La selección de un método de disposición está sujeta a muchos factores que pueden ser específicos para una ubicación en particular o una unidad individual. El propósito de un sistema de disposición es conducir el fluido en exceso a una locación donde pueda ser descargado de forma segura.

En general, gases y vapores deben ser descargados hacia arriba a lo alto y líquidos hacia abajo en receptores apropiados o trampas de drenaje cercanas que son ventajosas como facilidades de recolección de desperdicios. Frecuentemente, los líquidos serán descargados con vapores y eso requiere de un apropiado recipiente de separación o una amplia sección de tubería.

Procesos de gases liberados a presión desde válvulas de seguridad o válvulas de despresurización deben ser recolectados en dos sistemas de venteo cerrados definidos como sistemas de alivio de baja presión. Generalmente, los alivios de baja presión recolectan gases provenientes de equipos que operan por debajo de 31 bar (450 psig), y los alivios de alta presión de equipos que operan a 31 bar (450 psig) y por encima, no obstante otras presiones podrían ser manejadas según las condiciones de operación de la planta. En ambos casos los drenajes deben ser ruteados a un recipiente contenedor de líquidos llamado KOD.

Los sistemas de venteo deben ser diseñados para que el 90% de la despresurización de la planta se alcance en 5 min sin sobrepresión de ninguno de los componentes.

Los líquidos recolectados deben ser bombeados a un KOD común en la entrada de la planta o en cualquier otra locación apropiada.

Para venteos atmosféricos la descarga debe ser vertical, con la tubería de venteo:

Mínimo dos metros de longitud.

Al menos 3 metros por encima de la estructura más alta en unos ocho metros de radio.

Al menos 30 metros de distancia horizontalmente de hornos, calentadores, etc o de sus estacas de aire.

2.11.1 Estacas de venteo

El dimensionamiento de una estaca de venteo esta determinado por la caída de presión disponible y por cualquier mínima velocidad requerida para prevenir condiciones peligrosas debido a combustibles o materiales tóxicos en grado o niveles de trabajo. Normalmente, el tamaño es seleccionado en lo que resultaría una alta velocidad de descarga. Las dimensiones deben ser chequeadas para asegurar que no se establezca flujo sónico y si esto sucede que la asignación sea hecha para la discontinuidad de presión en la descarga final en cálculo con la caída de presión. En la Figura 2.11.1 se muestra una estaca de venteo.



Figura 2.11.1. Estacas de Venteo. Fuente: el autor

2.11.2 Remoción de líquidos

Cuando mezclas complejas de vapores de hidrocarburos a altas temperaturas son liberados en un sistema de venteo, ocurren enfriamientos y el líquido se condensa cuando el punto de rocío es alcanzado. En el caso de un quemador, aunque sea una pequeña cantidad de líquido lo que se condense, esta podría causar humo y grandes emisiones de luz. Especial cuidado debe tenerse cuando se manejen grandes caídas de presión. En la Figura 2.11.2 se muestra un recipiente contenedor de líquidos o KOD.



Figura 2.11.2. KOD. Fuente: el autor

2.11.3 Mechurrios ^[15]

El mechurrio es un componente clave de los sistemas de desechos cerrados, dado que provee un medio de disposición seguro de las corrientes provenientes de las válvulas de alivio, purgas de vapores, desvíos de corrientes de proceso, drenajes de equipos, etc., quemándolos bajo condiciones controladas de modo que el personal no esté expuesto al peligro, al mismo tiempo que se satisfacen los requerimientos de control de contaminación ambiental. (Ver Figura 2.11.3)



Figura 2.11.3. Mechurrio. Fuente: el autor.

Existen tres tipos de mechurrios disponibles, el mechurrio elevado, el mechurrio a nivel del suelo y el mechurrio tipo pozo quemador. Los tres tipos de diseños difieren considerablemente en costos de operación, por lo tanto, la selección se hace basándose principalmente sobre consideraciones de contaminación y de

relaciones públicas, tal como humo, luminosidad, contaminación del aire, factores de ruido y espaciamento.

- ✓ *Mechurrio Elevado:* es el que se destaca en el manejo de grandes cargas de fluido para la mayoría de las aplicaciones, el tipo elevado constituye el único medio aceptable de quemar gases sucios, tal como gases con una alta concentración de hidrocarburos no saturados o de sulfuro de hidrógeno, o que tienen procesos de combustión altamente tóxicos.
- ✓ *Mechurrio a Nivel del Suelo:* existen varios diseños de mechurrios a nivel del suelo. Generalmente, puede lograrse la operación sin humo, esencialmente sin ningún problema de ruido o luminosidad. Sin embargo, puesto que la llama está cerca del nivel del suelo, la dispersión de los alivios de la chimenea es mala y esto puede resultar en una grave contaminación del aire o peligro si los productos de combustión son tóxicos o en el caso de que la llama se apague. Los costos de capital, de operación y de mantenimiento requeridos son altos.
- ✓ *Mechurrio Tipo Pozo Quemador:* el pozo quemador es de construcción sencilla con bajos costos de inversión y de operación, puede manejar hidrocarburos en estado líquido o de vapor. Su uso está usualmente limitado por requerimientos de espacio y de formación de humo, y se aplica solamente en lugares remotos donde esencialmente no existen restricciones de contaminación.

Espaciamento, ubicación y altura de mechurrios

El espaciamento, localización y la altura de mechurrios son determinados considerando los siguientes factores:

- ✓ *Calor radiante:* niveles aceptables de densidad de calor radiante en áreas donde el personal puede estar presente.
- ✓ *Escape de hidrocarburo líquido:* la posibilidad de caída de líquido en combustión desde un mechurrio elevado, si hidrocarburos líquidos escapan junto con los vapores.
- ✓ *Limitaciones por contaminación:* estas pueden ser determinadas por formación de humo, productos de combustión mal olientes o tóxicos, ruidos, etc; que pueden basarse en requerimientos legales o de relaciones públicas.

2.12 Fundamentos de corrosión en tuberías

Los metales se encuentran en la naturaleza en su estado de menor energía usualmente óxidos, sulfatos, carbonatos, cloruros y otros. En la reducción y refinación de metales para la producción de las diversas aleaciones y de metales fundidos en forma refinadas, mas no puras, se requiere de gran cantidad de energía, la cual se consume y “almacena” dentro de las estructuras metálicas reducidas al cambiar su estado desde óxido a metal refinado para cualquier utilidad práctica (tales como aceros al carbono y de baja aleación utilizados en tuberías de transmisión de crudo y gas). Ésta energía se produce por la combustión de carbón o uso de altos hornos eléctricos o por la reducción mediante procesos electrolíticos a metal prácticamente puro. ^[16]

La Corrosión puede definirse como la destrucción de un material por interacción química, electroquímica o metalúrgica entre el medio y el material. Generalmente es lenta pero de carácter persistente. ^[17]

Puede decirse que es el proceso químico o electroquímico a través del cual todo material metálico tiene la tendencia a regresar a su estado preferido, el de menor energía, incidiendo negativamente en los costos de un proceso cualquiera. El motivo principal de realización donde se ven involucrados la investigación de la corrosión se deriva principalmente en la actualidad de factores económicos. Las pérdidas sufridas por la industria por esta causa ascienden a muchos miles de millones de dólares al año. Las pérdidas económicas se dividen en: directas e indirectas. Por pérdidas directas se tienen los costos de reponer estructuras y maquinarias corroídas, o parte o la totalidad de sus partes componentes, tales como tubos condensadores, conductos y tuberías, y otros donde se incluye la mano de obra necesaria para la reparación o reemplazo. Otros ejemplos son el repintado periódico de estructuras cuyo motivo principal es evitar la herrumbre, o el costo de adquisición y mantenimiento de las tuberías con protección catódica. Aunque resulta más difícil establecer las pérdidas indirectas, una breve revisión de esta clasificación conduce a la conclusión de totalizar varios billones de dólares por encima del valor de las pérdidas directas ya mencionadas. Como ejemplo se tiene: Interrupciones en la producción, pérdidas del producto, pérdidas de rendimiento, contaminación de los productos y otros.

Las pérdidas indirectas son aún más difíciles de establecer y de cuantificar, sobre todo cuando existen casos de pérdidas de salud o de vidas, por explosiones o fallos imprevistos de instalaciones químicas, por fallos repentinos por corrosión de piezas importantes, pues su valor va más allá de toda interpretación posible en términos de dinero. Así pues los procesos subsecuentes de corrosión en estos materiales representarán simplemente la tendencia natural debido a estados inestables de energía mostradas por el hierro y de algunos metales de retornar a su estado preferido, el de menor energía. ^[16]

2.12.1 Factores productores de corrosión interna ^[16]

✓ *Presión:* la presencia de gases disueltos es muy común en cualquier sistema, la presión afecta directamente las reacciones químicas ocurridas en las soluciones, por lo tanto, las reacciones por corrosión no pueden ser excluidas, cuando ocurre un incremento en la presión resulta un incremento en la solubilidad de estos gases disueltos, dando lugar a la formación de ácidos débiles que reducen el pH del agua y disuelven o corroen cualquier superficie de hierro que contacten. En los sistemas petroleros (y de manera especial, el gas), la presión es de primordial importancia al momento del diseño de las tuberías, dado su efecto sobre los gases disueltos. Si la presión del gas es grande, la cantidad de gas en solución de crudo o de agua presente aumenta, convirtiéndose en un problema grave, al aumentar la presión parcial producida por el gas. La presión parcial puede ser usada como una medida de los problemas potenciales de corrosión, se calcula:

$$P_p = \frac{P_{tg} * \%X_i}{100} \quad (\text{Ec.2.1})$$

Donde:

P_p = Presión parcial del componente (psia)

P_{tg} = Presión total del gas (psia)

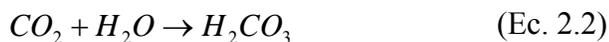
$\%X_i$ = Porcentaje del componente

✓ *Temperatura:* como en la mayoría de las reacciones químicas, la corrosión se incrementa con la temperatura y esto se produce debido a cambios en los valores de la solubilidad de los gases disueltos, pues estos disminuyen con el incremento de la temperatura. En la práctica común, los efectos de las reacciones

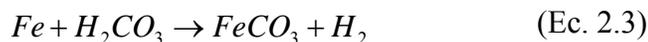
químicas se duplica por cada 10 °C de temperatura; sin embargo, las reacciones electroquímicas se duplican por cada 30 °C de incremento de temperatura.

✓ *Tasas de flujo:* Las tasas de flujo pueden influenciar fuertemente los índices de corrosión pero sus efectos son complicados. A tasas de flujo muy bajas, cuando las condiciones son casi de estancamiento, el aporte de elementos corrosivos (como el oxígeno) puede verse limitado a valores de corrosión mínima o inexistente; sin embargo, tales condiciones pueden motivar la ocurrencia de nuevas reacciones o actividades bacteriales, las cuales normalmente resultan contraproducentes, por producir velocidades altamente corrosivas. Un hecho similar, pero a partir de un efecto opuesto, ocurre cuando las tasas de flujo son muy elevadas; en este caso la corrosión puede ser acelerada por la erosión continua de las capas más externas de la superficie sobre la cual viaja el fluido, dejando los metales aleados descubiertos y vulnerables al ataque corrosivo.

✓ *Presencia de contaminantes:* Dióxido de carbono disuelto (corrosión dulce): Cuando el dióxido de carbono se disuelve en agua se forma ácido carbónico, disminuyendo el pH del agua y aumentando su corrosividad. Esto es:



Luego, el ácido carbónico reacciona con el hierro y forma carbonato de hierro, de la manera siguiente:



Cuando la corrosión es causada principalmente por el dióxido de carbono disuelto, ésta es comúnmente llamada “Corrosión Dulce”, y usualmente se encuentra en forma de ataques corrosivos locales.

Los factores más importantes de la solubilidad del dióxido de carbono son la presión y la temperatura del gas, y la composición del electrolito. En la figura 2.12.1 se muestra como un incremento en la presión del gas, elevará la solubilidad del mismo, y cuanto más dióxido de carbono se tenga en solución, mayor será el contenido de ácido carbónico del electrolito, y menor el valor del pH. Por su parte, un incremento en la temperatura disminuye la solubilidad del gas y eleva el pH mientras la presencia de minerales disueltos puede estabilizar la presencia de agua previniendo la reducción del pH; sin embargo, es conveniente destacar que el valor del pH no es una buena referencia para medir la corrosividad del dióxido de carbono.

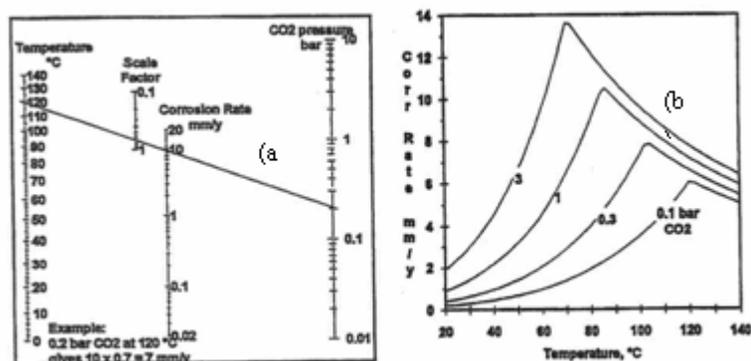


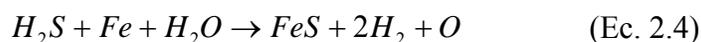
Figura 2.12.1. (a) Nomograma de corrosión por CO₂. (b) Efecto de la temperatura sobre la corrosión por CO₂.

En pozos de gas condensado con algunos minerales disueltos y a temperaturas relativamente elevadas, la presión es el factor controlante de la solubilidad del dióxido de carbono; de hecho, la presión parcial del dióxido de carbono puede ser utilizada como referencia para predecir la corrosión en estos pozos.

A presiones parciales superiores a 7 PSI el nivel de corrosividad es leve; entre 7 y 30 PSI la corrosión es moderada, y a presiones por encima de 30 PSI el nivel de corrosividad es severo. [2]

- Sulfuro de hidrógeno (corrosión ácida): El sulfuro de hidrógeno (H_2S) es muy soluble en agua, y cuando se disuelve, se comporta como un ácido débil, causante de picaduras, llamada “corrosión ácida”. La combinación de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono es más agresiva comparado con la acción simple del sulfuro de hidrógeno; siendo común campos de petróleo y gas. Además, la presencia de mínimas cantidades de oxígeno suele ser desastrosa.

La corrosión ácida puede ser planteada de manera general como sigue:



Si bien se consideró el hierro para el ejemplo, otros metales reaccionan esencialmente de la misma manera produciendo sulfuros metálicos. Los sulfuros de hierro por lo general se adhieren a las superficies del acero como polvo negro o en forma de cáscaras. Como el comportamiento del sulfuro de hierro es catódico al acero, las cáscaras tienden a causar aceleración local de la corrosión por lo general en forma de picaduras profundas.

2.12.2 Corrosión por CO_2/H_2S

El fluido proveniente de los yacimientos, por lo general no viene con solo una de los principales agentes corrosivos sino que usualmente presenta concentraciones variables de CO_2 , H_2S y Cl^- . La presencia por si solo de alguno de ellos es capaz de producir graves daños por corrosión y la combinación de estos agentes acelerará o disminuirá la velocidad de corrosión y la criticidad del daño esperado.

Normalmente el comportamiento/efecto del CO_2 y el H_2S se ve regulado por las condiciones del fluido, condiciones operacionales y características del material, las cuales determinarán básicamente el tipo de ataque a presentarse. Sin embargo, gran parte de la responsabilidad sobre la morfología del ataque corrosivo depende de las características de los productos de corrosión y la presencia de elementos oxidantes y sales disueltas que la afecten directamente. ^[18]

Particularmente es importante el efecto del H_2S en la corrosión por CO_2 y su comportamiento, ya que pueden formarse películas de productos de corrosión en forma competitiva entre sulfuro de hierro (FeS) y carbonato de hierro (FeCO_3), lo que puede, en función de la temperatura, concentración del agente corrosivo y presión, acelerar o disminuir la velocidad de corrosión y cambiar la morfología de la misma, por lo que se considera importante determinar cual de estos tipos de corrosión es predominante.

El CO_2 y el H_2S son gases ácidos, al ser disueltos en agua, producen un ácido débil, ambos gases contribuyen a incrementar la acidez del medio. El aumento de acidez es proporcional al aumento de la presión parcial, lo que produciría un incremento en la tasa de corrosión, Kane indica que antes de definir el mecanismo de corrosión presente en el medio, deben ser considerados dos factores importantes:

- A diferencia del CO_2 , el H_2S puede promover la formación de una capa de sulfuro de hierro (FeS) a bajas temperaturas ($<60^\circ\text{C}$), la cual puede ser protectora o no dependiendo de los valores de pH presente en la solución ^[19]:

pH < 4 FeS no protector

pH \approx 6 FeS puede ser protector en presencia de cloruros

pH \geq 6 FeS puede ser protector si la solución es controlada por un buffer o a

muy bajas concentraciones de cloruros

Todo esto puede significar una reducción en la velocidad de corrosión cuando la relación entre las presiones parciales de CO_2 y H_2S es menor que 50, bajo estas condiciones las velocidades de corrosión aumentan con el incremento de la temperatura, observándose una tendencia al predominio de la corrosión por H_2S .^[20]

- Cuando esta relación es mayor que 50 se observa una tendencia a la corrosión por CO_2 , lo que provocaría un incremento de la velocidad de corrosión a temperaturas cercanas a los 100°C .

Por todo esto, antes de determinar el comportamiento de la velocidad de corrosión en un sistema determinado, es importante definir cuál de estos mecanismos de corrosión es predominante, pudiendo de esta manera estimar su magnitud y seleccionar la mejor estrategia para su control. Anteriormente se tomaba en consideración los resultados señalados por Kane, el cual proponía que la relación entre las presiones parciales de CO_2 y H_2S , tenía que ser mayor a 200, ahora con la norma NACE MR0175/ISO 15156 este valor se redujo a 50. Este valor proporciona un indicativo que permitirá determinar el mecanismo de corrosión predominante en el sistema.

$$\frac{p\text{CO}_2}{p\text{H}_2\text{S}} > 50 \text{ (Corrosión por } \text{CO}_2\text{)} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

$$\frac{p\text{CO}_2}{p\text{H}_2\text{S}} < 50 \text{ (Corrosión por } \text{H}_2\text{S}\text{)} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

2.12.3 Predicción de la velocidad de corrosión (correlación de de waard & milliams)

El modelo de De Waard & Milliam original a través del tiempo ha sufrido numerosas modificaciones, añadiéndole a la ecuación original diversos factores de corrección obtenidos a través de experimentos realizados. Finalmente, una última versión de este modelo se presentó en el año 1995 ^[21], la cual permite predecir las velocidades de corrosión de aceros al carbono en presencia de CO₂, la cual se expresa de la siguiente manera:

$$V_{corr} = \frac{V_m * V_r * F_c * F_s * F_{cr}}{V_m + V_r * F_c} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

V_{corr}: velocidad de corrosión (mm/año)

V_m: velocidad de corrosión controlada por la transferencia de masa (mm/año)

V_r: velocidad de corrosión controlada por la reacción (mm/año)

F_s: factor de corrección por formación de la capa de FeCO₃

F_c: factor de corrección por el contenido de carbono en el acero

F_{cr}: factor de corrección por el contenido de cromo en el acero.

Este modelo se basa principalmente en estudios realizados sobre la influencia de la velocidad del fluido sobre el proceso de corrosión por CO₂, donde se toman en consideración los efectos de la energía de reacción y de la transferencia de masa del CO₂ disuelto, desde el volumen de la solución hasta la superficie del acero. Este modelo toma en cuenta la influencia de la composición del acero sobre la velocidad del proceso de corrosión.

A continuación se detallan los efectos que ejercen sobre la velocidad de corrosión por CO₂, la velocidad del fluido, la temperatura y la composición del acero, los cuales están expresados mediante correlaciones y factores de corrección:

✓ *Efecto de la velocidad del fluido*: el proceso de corrosión por CO₂ consta básicamente de dos grandes etapas consecutivas: en primer lugar, el transporte de las especies corrosivas a través del fluido y su concentración sobre la superficie del metal; y en segundo lugar, las reacciones ocurren en la superficie del metal. La velocidad a las cuales ocurren estas reacciones determina la velocidad global del proceso de corrosión, y se encuentran definidas de la siguiente manera:

- Velocidad de corrosión controlada por la reacción (V_r) [22]

$$\text{Log} V_r = 5,875 + 0,41 * \text{Log}(P_{pCO_2}) - \left(\frac{1119 - 0,0013 * T^2}{T} \right) - 0,34 * pH_{actual} \quad (\text{Ec.2.8})$$

Donde:

P_pCO₂: presión parcial del CO₂ (bar)

T: temperatura del fluido en (K)

pH: nivel de acidez de la solución.

El pH es un factor importante a considerar en el estudio de la corrosión por CO₂, ya que las tasas de corrosión decrecen a medida que aumenta el pH. En caso de que no haya información disponible sobre el pH de la solución, este puede ser estimado mediante la siguiente ecuación [22]:

$$pH = 3,71 + 4,17 \cdot 10^{-3} * T - 0,5 * \text{Log}(fCO_2) \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

T: temperatura (°C)

fCO_2 : fugacidad del dióxido de carbono.

La fugacidad del dióxido de carbono se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$fCO_2 = a * PpCO_2 \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde “a” es el coeficiente de fugacidad, análogo al coeficiente de actividades en las soluciones; se determina utilizando la siguiente expresión:

Para $Pt \leq 250$ bar.

$$a = 10^{P_t * \left(0,0031 - \frac{1,4}{T}\right)} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Para $Pt > 250$ bar.

$$a = 10^{250 * \left(0,0031 - \frac{1,4}{T}\right)} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:

T: temperatura (K)

Pt : presión total del sistema (bar)

- Velocidad de Corrosión controlada por la transferencia de masa (V_m)^[20]

$$Vm = 2,8 * \frac{U^{0,8}}{d^{0,2}} * PpCO_2 \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Donde:

U: velocidad del líquido (m/s).

D: diámetro interno de la tubería (m).

✓ *Efecto de la temperatura:* la dependencia de la temperatura que presenta la velocidad de corrosión esta expresada en la ecuación 2.9, sin embargo, a altas presiones de CO₂, carbonatos de hierro u otros óxidos pueden formarse dando origen a películas protectoras, lo cual puede disminuir la velocidad de corrosión apreciablemente. El efecto de la formación de películas protectoras con la temperatura es considerado el siguiente factor empírico:

- Factor de corrección por la formación de la capa de FeCO₃ (Fs) ^[21]

$$\text{Log}Fs = \frac{2400}{T} - 0,44 * \text{Log}(PpCO_2) - 6,7 \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Siendo $Fs \leq 1$

Donde:

T: temperatura (K)

PpCO₂: presión parcial del CO₂ (bar)

La temperatura a la cual (F_s) es igual a cero se denomina temperatura de formación de la capa (T_{capa}), y esta relacionada a un máximo en la velocidad de corrosión: [21]

$$T_{capa} = \frac{2400}{6,7 + 0,44 * \text{Log}(PpCO_2)} \quad (\text{Ec.2.15})$$

Donde T_{capa} viene expresada en Kelvin (K).

Esta temperatura es aquella a la cual las películas que se forman son diferentes en textura, más protectoras y con mayor adherencia. A temperaturas del sistema de T_{capa} , las velocidades de corrosión son más bajas debido a que las condiciones de pH y concentración de Fe^{++} son tales que se forma una capa en la superficie del metal.

La T_{capa} disminuye al aumentar la $PpCO_2$, para combinaciones de temperatura/presión por debajo de la temperatura de la capa, la ecuación 2.12 no necesita ser corregida por F_s , es decir F_s toma el valor de la unidad ($F_s=1$).

✓ *Efecto de la composición química del acero:* para estudiar los efectos que ejercen la composición del acero y su microestructura sobre la corrosión por CO_2 , se han dividido los aceros en dos grandes grupos: aceros normalizados y aceros templados y revenidos. La influencia de cada uno de ellos se ha expresado a través de los factores de corrección, donde los principales parámetros a considerar son el contenido de cromo y carbono presentes en los mismos. Los factores de corrección asociados al efecto que ejerce el tipo de acero utilizado son definidos de la siguiente manera:

- Factor de corrección por el contenido de carbono en el acero (F_c)

Aceros normalizados:

$$F_{C/N} = 1 + (4,5 \pm 1,9)\%C \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Aceros templados y revenidos:

$$F_{C/QT} = 1$$

Donde:

% C: porcentaje de carbono en el acero.

- Factor de corrección por el porcentaje de cromo en el acero (F_{Cr})

Aceros normalizados:

$$F_{Cr/N} = \frac{1}{1 + (2,3 \pm 0,4)\%Cr} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Aceros templados y revenidos:

$$F_{Cr/QT} = \frac{1}{1 + (1,4 \pm 0,3)\%Cr} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde:

%Cr: porcentaje de cromo en el acero.

La Sección de Control de Corrosión Interna / Ingeniería de Mantenimiento de PDVSA Distrito Gas Anaco estableció como parámetro para el control de corrosión interna en gasoductos un límite máximo permisible de velocidad de corrosión de 5 mpy (milipulgadas por año). Por encima de este valor se considera que los daños por corrosión y pérdidas de metal serán severos. Por lo tanto es necesaria la inyección de

inhibidores de corrosión, así como la instalación de facilidades para el monitoreo de la misma. ^[3]

CAPITULO III: DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Tipo de investigación

La investigación realizada en este proyecto queda clasificada como investigación aplicada, caracterizada por buscar la aplicación o utilización de los conocimientos que se adquieren, ya que los resultados del estudio de aseguramiento pueden ser aplicados por la gerencia si esta así lo decidiera. Por la clase de medios utilizados para obtener los datos, es una investigación documental puesto que como su nombre lo indica se apoya en fuentes de carácter documental para recolectar la información, como son folletos, manuales, bibliografías, normas, especificaciones técnicas. Al mismo tiempo es una investigación de campo, ya que se apoya también en informaciones que provienen entre otras de entrevistas, cuestionarios, encuestas y observaciones realizadas directamente en las locaciones de trabajo. Por el nivel de conocimiento que se adquiere, esta es una investigación descriptiva debido a que utiliza el método de análisis, descripción, interpretación de la situación actual para caracterizar el objeto de estudio.

3.2 Herramientas computacionales utilizadas

3.2.1 Pro II

Es un software de simulación, para el diseño y optimización de plantas proveído por SimSci – Esscor, PRO / II tiene el poder y la flexibilidad que necesita para modelar una amplia gama de procesos de productos químicos orgánicos e inorgánicos.

Este simulador en estado estacionario realiza de forma rigurosa el balance de masa y energía para una amplia gama de procesos. Desde la separación de petróleo y gas a la destilación reactiva, PRO/II combina los datos de los recursos de una gran biblioteca de componentes químicos y extensas propiedades termodinámicas, métodos de predicción con la más avanzada y flexible de las operaciones técnicas de la unidad. Los ingenieros de proceso de cómputo se benefician de todas las facilidades para realizar el balance de masa y energía necesarios para el cálculo modelo en el estado de equilibrio dentro de los procesos de la química, el petróleo, el gas natural, el procesamiento de sólidos, y la industria de polímeros. PRO/II runs in an interactive Windows®-based GUI environment. PRO / II se ejecuta en Windows® interactiva basada en entorno gráfico de usuario.

3.2.2 Pipephase

Es un simulador de flujo en tuberías de fluidos multifásicos en estado estable, usado para el modelado de sistemas de recolección y transporte de petróleo y gas. La simulación permite predecir el comportamiento estacionario de plantas en operación y redes de tuberías cuando se producen cambios en variables del proceso. También es posible predecir el comportamiento de plantas y redes de tuberías existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de analizar la respuesta del proceso ante estas modificaciones del proceso, proporcionando guías para optimizarlo.

3.3 Técnicas utilizadas para la recolección de la información

3.3.1 Entrevistas

Se utilizan para recabar información en forma verbal a través de preguntas sin estructura al personal técnico especializado y a los ingenieros del departamento de desarrollo, calidad e ingeniería y construcción, estas fueron informales y sirvieron como canal de comunicación donde las personas entrevistadas tuvieron total libertad de aportar ideas y conocimientos, además sirvió para obtener información acerca de las necesidades de la gerencia en cuanto a gasoductos de alta presión y las posibles maneras de satisfacerlas.

3.3.2 Asesorías

Se realizan consultas a nivel técnico a personas con conocimientos y especialistas en el área de manejo de gas pertenecientes a la industria, a la universidad u otra institución, estas con la finalidad de adquirir un mayor dominio del tema objeto de estudio, esto facilita y contribuye enormemente en el desarrollo de la investigación.

3.3.3 Organización de la información

Se elaboran unas bases de datos en las que se encuentran toda la información requerida para las simulaciones, diseño del sistema de transmisión, evaluaciones de potencial corrosivo e instalación del sistema de venteo y quema esto facilita la consecución y el cumplimiento de los objetivos planteados en esta investigación.

3.3.4 Tormenta de ideas

Mediante esta técnica se buscan soluciones a los problemas presentados durante la ejecución de la investigación, esto mediante manifestaciones libres de determinado grupo de personas conocedoras del tema objeto de estudio.

3.4 Descripción de la metodología aplicada

El procedimiento que conforma el desarrollo de la investigación es estructurado de manera tal que los objetivos propuestos pudieran ser debidamente alcanzados. La metodología a seguir es resumida en seis etapas presentadas a continuación, las cuales sintetizan todos los aspectos que deben tenerse en cuenta durante el avance del proyecto.

3.4.1 Diagnóstico de la situación actual

Dentro de las áreas operacionales objeto de estudio para la presente investigación existen cuatro Plantas Compresoras: Guárico 13, Sanvi, Elotes Norte y Güere. En la actualidad no se cuenta con la infraestructura que permita el transporte adecuado del gas desde estas plantas compresoras hasta la entrega, motivo por el cual la mayor parte de éste es venteado. Tomando en cuenta que el gas es una fuente de energía limpia y económica que posee múltiples aplicaciones tanto a nivel industrial como doméstico, resulta absurdo desaprovechar de esta manera dicho recurso natural.

3.4.2 Revisión del sistema de transmisión

PDVSA GAS San Tomé para la comercialización del gas se subdivide en tres grandes Gerencias Corporativas: Producción, Procesamiento y Metano. Dentro de la Gerencia de Producción está el Departamento de Desarrollo, el cual se encarga entre otras cosas de realizar la ingeniería necesaria para llevar a cabo los proyectos tendientes a transportar el gas cumpliendo con los requerimientos de entrega.

En el argot gasífero y para Producción, el Sistema de Transmisión es el conjunto de instalaciones físicas a través de las cuales se transporta el gas a unas condiciones de operación específicas desde las Plantas Compresoras hasta procesamiento.

El Departamento de Desarrollo, después de varios estudios, ha determinado que para la explotación gasífera de los campos mencionados anteriormente es necesario la implantación de dos gasoductos: El primero denominado en este trabajo “Gasoducto 1” que inicia en Güere hasta Santa Ana con una distancia de 14,127 km., y el segundo denominado “Gasoducto 2”, que va desde Guárico 13 hasta la Estación de Válvulas Elotes Norte, con una distancia de 25,167 km. (Ver Figuras A.3 y A.4 del Apéndice A). El propósito de estos gasoductos es manejar la volumetría esperada según el Portafolio de Oportunidades (PDO) San Tomé 2007- 2027 (Ver Tabla B.1 del Apéndice B). En la tabla 3.1 se muestran las características de ambos gasoductos.

Tabla 3.1 Características de los gasoductos de transmisión de Producción Gas San Tomé.

Gasoducto	Salida	Llegada	Distancia (Km)	Presión de Entrega (kPa)	Planta Compresora Asociada	Caudal (m ³ /s)	Temperatura (K)
1	Güere	Santa Ana	14,127	8135,841	Güere	27,778	316,483
2	Guárico 13	Estación de Válvula Elotes Norte	25,167	8618,475	Guárico 13	2,406	319,817
					Sanvi	3,760	316,483
					Elotes Norte	11,840	327,594

3.4.3 Realización de la evaluación hidráulica de los gasoductos

Esta etapa es de vital importancia puesto que en la misma se simulan y evalúan las diferentes opciones para transmitir el gas procedente de las plantas compresoras Guárico 13, Sanvi, Elotes Norte y Güere. El software utilizado para tal fin es el simulador PIPEPHASE®. Para realizar el diseño de los dos gasoductos se deben considerar diversos factores como: naturaleza y cantidad del gas transportado, condiciones operacionales, tipo y perfil del terreno a ser recorrido y la distancia entre los extremos del gasoducto.

En todos los procesos que se llevan a cabo en la industria petrolera se manejan distintos fluidos que pueden presentarse en los estados físicos (líquido, sólido y gaseoso). De esta manera, los gasoductos objeto de estudio están propensos a presentar las combinaciones líquido- gas o gas- líquido que ocurren frecuentemente en los procesos de flujo multifásico. Esta situación obliga a realizar un minucioso estudio hidráulico centrado en minimizar la deposición de los hidrocarburos pesados del gas.

La composición del gas se obtiene por medio de análisis cromatográficos (Ver tabla B.2 del Apéndice B). Antes de iniciar el proceso de simulación como tal se asume la presencia de agua libre en la corriente de gas, para ello se saturan las líneas

empleando el software PRO II, con la finalidad de obtener una composición representativa del gas que se va a transmitir. Este paso es necesario para que dentro de las líneas se obtenga un comportamiento ajustado a la realidad.

Los reportes originados de estas evaluaciones hidráulicas permiten que se tome una decisión en cuanto a la configuración que tendrían los gasoductos de alta presión. Con base a la simulación hidráulica se escoge el diámetro de las tuberías que conforman el gasoducto considerando las caídas de presión en las líneas, la velocidad de mezcla en la tubería, patrón de flujo, acumulación de líquidos y otros parámetros que se utilizan para el diseño del sistema de transmisión.

Con respecto a la realización de la evaluación hidráulica, debe definirse la simulación como *Network model*, la cual involucra uno o más links. Se establece para el fluido el *Modelo compositional*, ya que existen varios componentes puros que participan en el análisis. Se hace la *Designación de fase Rigorous Multi-Phase*, en virtud de que se requiere de un cálculo riguroso del equilibrio líquido-vapor. La unidad de medida escogida es la opción *petroleum*.

Antes de comenzar a simular es importante escoger las correlaciones que mejor se ajusten al sistema con el cual se va a trabajar. En este sentido es necesario contar con un patrón que permita comparar y establecer cuál de las correlaciones propuestas por PIPEPHASE es la más acertada según los resultados obtenidos. Con este fin se procede a simular una red ya existente, que va desde El Toco hasta Los Pulmones de San Joaquín, con características conocidas. Para efectos prácticos, se realizan varias simulaciones en las cuales se modifican las correlaciones de Ecuación de Estado y Patrón de Flujo recomendadas para simular redes de gas. Cada combinación resultante genera por lo tanto un porcentaje de desviación con respecto a la presión de descarga de la Planta Compresora Santa Ana, dicha presión es el parámetro utilizado para establecer la comparación entre las condiciones reales y la simulación. Cabe

destacar que lo ideal es comparar el valor de holdup de líquido real con el simulado, sin embargo esto no se puede realizar porque no se posee información acerca de este parámetro en la línea de flujo. En la Tabla 3.2 se muestran tanto las combinaciones consideradas en este análisis como los resultados obtenidos con las mismas:

Tabla 3.2 Porcentaje de Error y Holdup de Líquido en función de las correlaciones evaluadas.

Combinación	Ecuación de Estado	Patrón de Flujo	Porcentaje de Error (%)	Holdup de Líquido (BBL)
1	Peng Robinson	Beggs & Brill Moody Dukler	0,17	1,02
2	Soave Redlich Kwong	Beggs & Brill Moody	1,03	103,79
3	Soave Redlich Kwong	Beggs & Brill Moody Dukler	0,36	2,82
4	SRK- Kabadi Danner	Beggs & Brill Moody Dukler	0,28	2,75
5	SRK- Kabadi Danner	Beggs & Brill Moody	0,48	95,08
6	Peng Robinson	Beggs & Brill Moody	0,87	57,08

Aunque la combinación que presenta el menor porcentaje de error es la Combinación 1, ésta no se utiliza para llevar a cabo la simulación en los gasoductos a implantarse, puesto que en lo que respecta al factor de holdup los resultados son muy optimistas. En cualquier caso, en relación con el porcentaje de error, se puede afirmar que todos los casos evaluados presentan una desviación mínima con respecto a la

presión de descarga de la Planta Compresora Santa Ana por lo cual no es conveniente escoger la combinación de correlaciones a utilizar con base en esta única variable. Debido a la incertidumbre en cuanto a la acumulación de líquido se decide tomar la combinación de correlaciones que arrojará un mayor valor de holdup, es decir la Combinación 2.

El paso a seguir a continuación es la selección del diámetro de las diferentes tuberías que conforman los gasoductos. Al trabajar con flujo multifásico resultan interesantes las variaciones en el comportamiento del fluido de trabajo con un simple cambio de diámetro de la línea que lo transporta. Un diámetro pequeño podría originar elevadas caídas de presión en el gasoducto, pero un diámetro muy grande le restaría energía al fluido, lo que traería consigo bajas velocidades de mezcla, y por consiguiente deposición de líquidos en la tubería. De allí la importancia de estudiar detenidamente que sucede con el fluido de trabajo al variar las condiciones de manejo del mismo, especialmente cuando ese fluido es un gas rico. Para determinar las dimensiones de los gasoductos se procede a realizar varias ejecuciones con diferentes diámetros de tuberías. Se toman entre los criterios de selección: Capacidad nominal de operación de las plantas compresoras, Caída de presión por kilómetro de tubería, Velocidad de mezcla y Velocidad erosional. (Ver Tabla B.3 del Apéndice B).

La capacidad operacional de las Plantas Compresoras Guárico 13, Sanvi, Elotes Norte y Güere es de 8963,214 kPa (1300 PSI). Si en alguna de las simulaciones la presión de entrada excede este valor queda automáticamente descartada. Según la base de diseño para la caída de presión en tuberías de acero al carbono de PDVSA GAS (Ver Tabla B.4 del Apéndice B), se recomienda que la caída de presión promedio en la línea de descarga del compresor se aproxime a 45,507 kPa por cada kilómetro (6,6 PSI/km). En lo que se refiere a velocidades de mezcla no existen valores tabulados, no obstante INTEVEP recomienda un rango de velocidades de mezcla entre 3,353 m/s y 4,572 m/s (11 pies/s y 15 pies/s) para evitar que el fluido

pierda energía. Asimismo se considera como límite la velocidad de erosión, por encima de la cual ocurriría una erosión excesiva en la tubería, acentuándose sobre todo en accesorios como tes, codos y otros. Es importante destacar que en el flujo bifásico las pequeñas gotas de líquido podrían ser agentes de erosión. Según la norma 90616.1.024 Dimensionamiento de tuberías ^[24], se recomienda limitar la velocidad de la mezcla entre un 50% y 90% de la velocidad de erosión, mas en este trabajo se toma como límite el 60% por recomendaciones del personal del Departamento de Desarrollo de Infraestructura de Producción Gas San Tomé. Cabe destacar que si durante el proceso de diseño de gasoductos se necesita jerarquizar los criterios, la caída de presión en la línea predominará sobre la velocidad.

3.4.4 Elección del sistema de venteo y quema de los gasoductos

En el diseño de facilidades de superficie en procesos donde el fluido de trabajo es un gas hidrocarburo, el venteo y quema del mismo puede ser indeseable puesto que se está desperdiciando una fuente valiosa de energía. Sin embargo, es conveniente destacar que cuando en la industria se trabaja con flujos a altas presiones, es necesario contar con una infraestructura que permita aliviar y despresurizar el sistema cuando se requiera, así como conducir los fluidos de manera segura, sin afectar la integridad de los equipos ni del personal que allí labora.

Con base a lo antes expuesto, en el presente trabajo se propone establecer un sistema de venteo y quema para cada gasoducto. La infraestructura que conforma el sistema se compone de un mechurrio o quemador, una estaca de venteo y un separador de alivio y venteo (KOD).

La metodología que se muestra a continuación es tomada de la Práctica de diseño de mechurrios ^[16] y describe el dimensionamiento del mechurrio (los datos de

entrada se muestran en la tabla B.5 del Apéndice B), cabe destacar que el procedimiento empleado para el diseño de la estaca de venteo es el mismo. Primeramente se determina el flujo másico del gas que se va a quemar, posteriormente se calcula la densidad del gas en condiciones de operación, seguido de la determinación de la velocidad del sonido en el gas. A continuación se obtiene el diámetro del mechurrio, para ello debe calcularse la relación de calores específicos, a la vez que se asume un número de mach igual a 0,5. Seguidamente se desarrolla el cálculo de radiación, el cual involucra la fracción de calor que es radiado hacia un punto en consideración, implica también el calor total emitido y además el nivel neto permisible de intensidad de radiación excluyendo la radiación solar en el punto en consideración. A partir de este cálculo se determina la altura del quemador, en este punto es necesario hallar el desplazamiento vertical de la llama. Con la relación de la velocidad del viento y velocidad de la boquilla se obtienen gráficamente los cocientes de los desplazamientos vertical y horizontal de la llama entre la longitud, y habiendo determinado previamente la longitud de la llama pueden finalmente calcularse los desplazamientos vertical y horizontal debido al viento. (Ver Figura A.3 del Apéndice A)

En lo que se refiere al separador de alivio y venteo (KOD) (Ver Tabla B.6 del Apéndice B) en el cual tiene lugar la separación la corriente de gas de los líquidos condensados que pudiesen producirse al ocurrir enfriamientos de mezclas complejas de vapores de hidrocarburos a altas temperaturas cuando son liberados, se calcula la velocidad de asentamiento, luego se determina el área y diámetro mínimo requerido. Para el dimensionamiento del recipiente se considera que el área transversal no es constante en los recipientes horizontales, por lo que se requiere realizar un tanteo donde $h/D = 0,5$. Considerando que el separador tendrá que cumplir con los valores recomendados con la relación, si el valor supuesto no cumple, se varían los valores propuestos de diámetro y/o altura de vapor y recalculan la longitud del recipiente.

Posteriormente se determina la longitud del tambor y finalmente el diámetro de las boquillas del separador.

El diámetro de la tubería del sistema de venteo es seleccionado con ayuda del software PIPEPHASE, mediante la realización de varias simulaciones. Las mismas son definidas de igual forma que en la evaluación hidráulica. Se establece como caudal el máximo esperado y para la longitud se toma como valor mínimo el desplazamiento horizontal obtenido previamente. Se fija la presión de salida a un valor de 137,896 kPa (20 PSI), y se estiman la presión de entrada al sistema y el flujo másico, a la vez que se asume un diámetro para la tubería con el fin de iniciar las corridas. El criterio principal que se toma en cuenta para la selección del diámetro es que la velocidad de mezcla no exceda el 90% de la velocidad erosional. Es importante destacar que antes de que el fluido de trabajo a altas presiones entre al sistema de venteo y quema debe disminuirse la presión considerablemente, esto se logra empleando una válvula que disminuya la presión del gas.

3.4.5 Estimación de las condiciones operacionales óptimas en los gasoductos

La aplicación de los conocimientos y criterios de ingeniería en la optimización del transporte de gas es sumamente importante. El software PIPEPHASE permite evaluar el comportamiento del flujo en ambos gasoductos bajo diferentes filosofías de operación, sin embargo es necesaria la correcta interpretación de los resultados de las corridas para así poder estimar las condiciones operacionales óptimas. El objetivo principal de dicho análisis es minimizar el factor de holdup de líquido a lo largo de las líneas de flujo, con lo cual se reducen los efectos negativos que trae consigo esta deposición.

Mediante las simulaciones en estado estacionario con PIPEPHASE se logra estimar los rangos de velocidad de mezcla, presión y caudal óptimos con los cuales se minimice la deposición de líquidos. Dicha estimación se realiza a partir de un estudio de sensibilidades en el interior de los gasoductos. En las distintas corridas se sensibiliza el caudal de gas, y se observa el comportamiento de la presión, la velocidad y el holdup de líquido. Los resultados se cotejan gráficamente, de este modo resulta más fácil visualizar el rango de valores dentro de los cuales los gasoductos operan más eficientemente.

3.4.6 Evaluación del potencial corrosivo en los gasoductos

Cuando el fluido de trabajo es un gas rico, se debe tener especial cuidado con el manejo del mismo, puesto que este trae asociado consigo inconvenientes de corrosión, que de no ser tratados, podrían afectar severamente tanto gasoductos como instalaciones auxiliares. En la mayoría de los procesos llevados a cabo por la industria gasífera, especialmente cuando se trabaja con gasoductos, se encuentra casi siempre en la composición del fluido de operación dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). Estos componentes, en presencia de un cierto grado de humedad (agua) en la corriente de gas, favorecen la corrosión interna en las líneas de transporte.

La evaluación del potencial corrosivo que se realiza a nivel interno en los gasoductos es de gran importancia en el presente estudio de aseguramiento (Ver Tabla B.7 del Apéndice B). La determinación y análisis de las velocidades de corrosión y de otras variables relacionadas con este fenómeno son muy importantes ya que ejercen influencia directa en los costos de mantenimiento de equipos, en la conservación del medio ambiente y en la seguridad del personal. Puesto que la corrosión es causada por una reacción química, la velocidad a la que esta tiene lugar

depende en cierta medida de la temperatura y de la concentración de reaccionantes y productos.

La metodología de evaluación se inicia con la determinación del tipo de corrosión predominante en la línea esto se logra analizando las concentraciones de los agentes corrosivos obtenidos de las cromatografías y utilizando la correlación de Kane, basada en la relación de las presiones parciales del dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. Se calculan las velocidades de corrosión dentro de las líneas empleando el modelo de predicción de velocidades de corrosión de aceros al carbono en presencia de dióxido de carbono presentado por De Waard, Lotz y Dugstad en 1995 conocido como el modelo de De Waard & Milliams 1995. Este modelo consta de un conjunto de factores de corrección y toma en cuenta la influencia de la composición del acero sobre la velocidad de corrosión. Se determina el coeficiente de fugacidad, y posteriormente la fugacidad del dióxido de carbono. Luego se calcula el pH, el cual se necesita para cuantificar la velocidad de corrosión controlada por la reacción. Se procede después a determinar la velocidad de corrosión controlada por la transferencia de masa, y se cuantifica también la temperatura de la formación de la capa. Debe calcularse el factor de corrección por la formación de la capa de FeCO_3 . Se determina también los factores de corrección por el contenido de carbono y el contenido de cromo en el acero, tanto para aceros normalizados como para aceros templados y revenidos. Una vez obtenidos los parámetros antes mencionados se calcula la velocidad de corrosión dentro de la línea.

3.5 Bases de diseño

Para la realización de este trabajo de investigación se aplicarán los procedimientos contenidos en el Manual de Diseño de PDVSA, Manual de Procesos

de Intevep y todas las normas y códigos referidos por las especificaciones de PDVSA.

3.5.1 Normas de PDVSA

- ✓ PDVSA L-TP- 1.5 Cálculo Hidráulico de tuberías.
- ✓ PDVSA N° 90616.1.024 Dimensionamiento de Tuberías de Proceso.
- ✓ PDVSA N° MDP-02-FF-05. Flujo bifásico líquido – vapor.
- ✓ PDVSA 90616.1.029, Vent Systems - Manual de Diseño de Ingeniería.
- ✓ INTEVEP, Mechurrios Tomo IX, Prácticas de diseño.
- ✓ PDVSA 90616.1.027, Separadores Líquido -Vapor.

3.5.2 Normas del INSTITUTO AMERICANO DE PETRÓLEO

- ✓ API 5L Especification For Line Pipe.

3.5.3 Normas de la SOCIEDAD AMERICANA DE INGENIEROS MECÁNICOS

- ✓ ASME B 31.8 Sistema de tubería para transporte y distribución de gas.

CAPITULO IV: RESULTADOS Y ANÁLISIS

Para realizar el estudio de aseguramiento del Sistema de Transmisión fue necesario hacer diversas corridas en el simulador Pipephase, así como desarrollar cálculos que permitieron obtener diferentes resultados, los cuales se muestran con su respectivo análisis en el presente Capítulo.

Una vez que se establecen las condiciones de operación bajo las cuales se requiere transmitir el gas, después de revisar la bibliografía y de acuerdo a recomendaciones del personal del Departamento de Desarrollo de Infraestructura de Producción Gas San Tomé, se determinó la creación de dos gasoductos de transmisión de gas a alta presión.

4.1 Evaluaciones hidráulicas de los gasoductos objeto de estudio

Tal y como se mencionó en el Capítulo anterior, son dos los gasoductos a implantarse: El Gasoducto 1 que inicia en Güere hasta Santa Ana, y el Gasoducto 2 que va desde Guárico 13 hasta la Estación de Válvulas Elotes Norte. El Gasoducto 1 se simuló con $27,7 \text{ m}^3/\text{s}$ de gas (80 MMPCND) por requerimiento de parte del Departamento de Desarrollo de Producción Gas San Tomé. En lo que se refiere al Gasoducto 2 se tomó la mayor volumetría de cada Planta Compresora asociada al mismo y se consideró un 10% de sobrediseño. Los diámetros que se utilizan para dar inicio a las simulaciones en ambos gasoductos se escogen considerando la volumetría que se va a transmitir. De acuerdo a los resultados que se obtienen estos se va variando hasta que se ajusten o aproximen a los criterios de selección de diámetros mencionados en el Capítulo tres y mostrados en la tabla B.3 del Apéndice B.

4.1.1 Evaluación hidráulica gasoducto 1

Se realizaron las simulaciones en este gasoducto para cuatro diámetros diferentes. En la primera simulación se trabajó con un diámetro de 0,2032 m (8 pulg.), en la segunda con 0,254 m (10 pulg.), en la tercera el diámetro de la tubería fue 0,3048 m (12 pulg.) y en la cuarta fue 0,3556 m (14 pulg.) Los resultados son mostrados en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1 Resultados de Evaluación Hidráulica Gasoducto 1.

Diámetro (m)	0,2032		0,254		0,3048		0,3556	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Distancia (m)	0	14127	0	14127	0	14127	0	14127
Presión (kPa)	13395,564	8135,452	9792,789	8135,954	8800,013	8136,147	8516,297	8135,861
DP/Km (kPa/Km)	372,345		117,281		46,993		26,930	
Caudal de gas (m ³ /s)	27,708	27,708	27,708	27,708	27,708	27,708	27,708	27,708
Holdup de líquido acumulado (m ³)	0	2,559	0	2,837	0	3,291	0	3,404
Velocidad de la mezcla (m/s)	0	8,196	0	5,519	0	3,941	0	3,282
Velocidad erosional (m/s)	0	12,165	0	12,919	0	13,016	0	13,051
60% Veros (m/s)	7,299		7,751		7,810		7,831	
Patrón de flujo	----	SEGR	----	SEGR	----	SEGR	----	SEGR

DP/km: Caída de presión por kilómetro (kPa/km)

Una vez tabulados los resultados de las cuatro corridas con los diferentes diámetros de tubería se seleccionó la tercera simulación (tubería de 0,3048 m) como la configuración óptima para transmitir el gas. Tanto en la primera simulación (tubería 0,2032 m) como en la segunda simulación (tubería 0,254 m) la presión de descarga de la planta compresora fue mayor a 8963,214 kPa (1300PSI), excediendo la capacidad nominal de la misma, por lo que estas configuraciones fueron descartadas. Se realizó una cuarta simulación (tubería de 0,3556 m) con la intención de verificar el comportamiento del gasoducto con un diámetro mayor. Una tubería con un diámetro mayor representaría más costo, sin embargo si el comportamiento del flujo mejora

considerablemente se puede tomar la decisión de trabajar con una línea de 0,3556 m. Como se observa en la Tabla 4.1, los resultados obtenidos con este diámetro de tubería permiten afirmar que el gas puede ser transmitido bajo esta configuración.

Sin embargo, como se mencionó en el párrafo anterior, se escoge un diámetro de tubería igual a 0,3048 m ya que los resultados son inmejorables en cuanto a la mayoría de los criterios de selección. El comportamiento de la línea es realmente bueno para esa volumetría de gas. La presión de entrada está dentro de la capacidad nominal de la Planta Compresora Güere. La caída de presión por kilómetro se ajusta muy bien a la recomendada por PDVSA como base de diseño para la caída de presión en tuberías de acero al carbono en la línea de descarga del compresor. La velocidad de mezcla entra en el rango recomendado por INTEVEP, y está por debajo del 60% de la velocidad erosional.

Cabe destacar que en todas las corridas el patrón de flujo predominante en el gasoducto fue el Segregado, el cual constituye una condición de transporte de gas muy favorable en comparación con otros patrones que suelen ser problemáticos. Tanto la configuración del gasoducto como la composición del gas influyeron en la obtención de este resultado.

4.1.2 Evaluación hidráulica gasoducto 2

La evaluación del sistema de transmisión de este gasoducto es más compleja que en el Gasoducto 1 debido a que tiene tres plantas compresoras asociadas (Ver Figura A.2 y A.4 del Apéndice A). Por ello fue necesario realizar las simulaciones considerando tres tramos de gasoducto: El primer tramo va desde Guárico 13 hasta Sanvi, el segundo desde Sanvi hasta Elotes Norte, y el último tramo desde esta planta compresora hasta la Estación de Válvulas Elotes Norte. El proceso de selección de

diámetro de tubería fue más laborioso en esta red, puesto que aquí se analizó detenidamente el cambio en el comportamiento del flujo al variar el diámetro de cada tramo, y la influencia de dichos cambios en el comportamiento general del gasoducto.

Se realizaron diferentes corridas sensibilizando en cada una los diámetros de cada tramo de gasoducto (Ver Tabla 4.2). Sin embargo las cuatro simulaciones más representativas se muestran en las Tablas 4.3, 4.4, 4.5 y 4.6. La nomenclatura que se muestra a continuación aplica para dichas Tablas:

Pipe ENN3, Link TEN3: Tubería Planta Compresora Elotes Norte-Nodo 3

Pipe GUN1, Link TGN1: Tubería Planta Compresora Guárico 13-Nodo 1

Pipe N1N2, Link TN12: Primer tramo de Gasoducto (Nodo 1-Nodo 2)

Pipe N2N3, Link TN23: Segundo tramo de Gasoducto (Nodo 2-Nodo 3)

Pipe N3EV, Link TN3E: Tercer tramo de Gasoducto (Nodo 3- E.V. Elotes Norte)

Pipe SAN2, Link TSN2: Tubería Planta Compresora Sanvi-Nodo 2

Tabla 4.2 Análisis de sensibilidad de los diámetros en el Gasoducto 2

Tramo de Tubería	CORRIDA							
	1		2		3		4	
	m	pulg.	m	pulg.	m	pulg.	m	pulg.
Pipe ENN3, Link TEN3	0,2032	8	0,2032	8	0,254	10	0,254	10
Pipe GUN1, Link TGN1	0,2032	8	0,1524	6	0,1524	6	0,2032	8
Pipe N1N2, Link TN12	0,2032	8	0,1524	6	0,1524	6	0,2032	8
Pipe N2N3, Link TN23	0,2032	8	0,2032	8	0,2032	8	0,2032	8
Pipe N3EV, Link TN3E	0,3048	12	0,254	10	0,254	10	0,254	10
Pipe SAN2, Link TSN2	0,1524	6	0,1524	6	0,1524	6	0,1524	6

Tabla 4.3 Primera simulación de Evaluación Hidráulica Gasoducto 2

	Distancia (m)	Presión (kPa)	DP/Km (kPa/Km)	Caudal de gas m ³ /s)	Holdup de líquido acumulado (m ³)	Velocidad de la mezcla (m/s)	Velocidad erosional (m/s)	60% Veros (m/s)	Patrón de flujo
Pipe ENN3, Link TEN3 (0.203 m)									
Entrada	0	8646,576			0	0	0	0	----
Salida	300	8627,987	61,9633333	11,8	0,04	3,378	12,51	7,506	SEGR
Pipe GUN1, Link TGN1 (0.203 m)									
Entrada	0	8895,186			0	0	0	0	----
Salida	300	8894,395	2,637	2,4	0,12	0,666	11,744	7,046	SEGR
Pipe N1N2, Link TN12 (0.203 m)									
Entrada	0	8894,395			0	0	0	0	----
Salida	10550,001	8869,229	2,385	2,4	3,896	0,668	11,745	7,047	SEGR
Pipe N2N3, Link TN23 (0.203 m)									
Entrada	0	8869,229			0	0	0	0	----
Salida	14003	8627,987	17,228	6,1	6,105	1,746	11,824	7,094	SEGR
Pipe N3EV, Link TN3E (0.3048 m)									
Entrada	0	8627,987			0	0	0	0	----
Salida	614,0001	8618,504	15,445	18,0	0,425	2,291	12,177	7,306	SEGR
Pipe SAN2, Link TSN2 (0.1524 m)									
Entrada	0	8876,461			0	0	0	0	----
Salida	300	8869,229	24,107	3,7	0,198	1,771	11,283	6,770	SEGR

Tabla 4.4 Segunda simulación de Evaluación Hidráulica Gasoducto 2

	Distancia (m)	Presión (kPa)	DP/Km (kPa/Km)	Caudal de gas m ³ /s)	Holdup de líquido acumulado (m ³)	Velocidad de la mezcla (m/s)	Velocidad erosional (m/s)	60% Veros (m/s)	Patrón de flujo
Pipe ENN3, Link TEN3 (0.2032 m)									
Entrada	0	8663,84			0	0	0	0	----
Salida	300	8645,292	61,8266667	11,8	0,044	3,37	12,495	7,497	SEGR
Pipe GUN1, Link TGN1 (0.1524 m)									
Entrada	0	9001,952			0	0	0	0	----
Salida	300	8998,829	10,41	2,4	0,063	1,137	11,737	7,0422	SEGR
Pipe N1N2, Link TN12 (0.1524 m)									
Entrada	0	8998,829			0	0	0	0	----
Salida	10550,001	8886,184	10,6772502	2,4	2,015	1,154	11,807	7,0842	SEGR
Pipe N2N3, Link TN23 (0.2032 m)									
Entrada	0	8886,184			0	0	0	0	----
Salida	14003	8645,296	17,2025994	6,1	6,116	1,742	11,801	7,0806	SEGR
Pipe N3EV, Link TN3E (0.2540 m)									
Entrada	0	8645,292			0	0	0	0	----
Salida	614,0001	8618,504	43,6286574	18,0	0,277	3,253	12,22	7,332	SEGR
Pipe SAN2, Link TSN2 (0.1524 m)									
Entrada	0	8893,386			0	0	0	0	----
Salida	300	8886,185	24,0033333	3,7	0,197	1,767	11,275	6,765	SEGR

Tabla 4.5 Tercera simulación de Evaluación Hidráulica Gasoducto 2

	Distancia (m)	Presión (kPa)	DP/Km (kPa/Km)	Caudal de gas (m ³ /s)	Holdup de líquido acumulado (m ³)	Velocidad de la mezcla (m/s)	Velocidad erosional (m/s)	60% Veros (m/s)	Patrón de flujo
Pipe ENN3, Link TEN3 (0.2540 m)									
Entrada	0	8649,782			0	0	0	0	----
Salida	300	8645,173	15,3633333	11,8	0,076	2,14	12,469	7,4814	SEGR
Pipe GUN1, Link TGN1 (0.1524 m)									
Entrada	0	9001,409			0	0	0	0	----
Salida	300	8998,286	10,41	2,4	0,063	1,137	11,738	7,0428	SEGR
Pipe N1N2, Link TN12 (0.1524 m)									
Entrada	0	8998,286			0	0	0	0	----
Salida	10550,001	8885,632	10,6781033	2,4	2,015	1,154	11,808	7,0848	SEGR
Pipe N2N3, Link TN23 (0.2032 m)									
Entrada	0	8885,632			0	0	0	0	----
Salida	14003	8644,732	17,2034564	6,1	6,115	1,742	11,802	7,0812	SEGR
Pipe N3EV, Link TN3E (0.2540 m)									
Entrada	0	8645,173			0	0	0	0	----
Salida	614,0001	8618,382	43,6335434	18,0	0,277	3,253	12,22	7,332	SEGR
Pipe SAN2, Link TSN2 (0.1524 m)									
Entrada	0	8892,834			0	0	0	0	----
Salida	300	8885,632	24,0066667	3,7	0,197	1,767	11,276	6,7656	SEGR

Tabla 4.6 Cuarta simulación de Evaluación Hidráulica Gasoducto 2

	Distancia (m)	Presión (kPa)	DP/Km (kPa/Km)	Caudal de gas (m ³ /s)	Holdup de líquido acumulado (m ³)	Velocidad de la mezcla (m/s)	Velocidad erosional (m/s)	60% Veros (m/s)	Patrón de flujo
Pipe ENN3, Link TEN3 (0.2540 m)									
Entrada	0	8649,782			0	0	0	0	----
Salida	300	8645,173	15,3633333	11,8	0,076	2,14	12,469	7,4814	SEGR
Pipe GUN1, Link TGN1 (0.2032 m)									
Entrada	0	8911,519			0	0	0	0	----
Salida	300	8910,729	2,63333333	2,4	0,12	0,665	11,732	7,0392	SEGR
Pipe N1N2, Link TN12 (0.2032 m)									
Entrada	0	8910,729			0	0	0	0	----
Salida	10550,001	8885,633	2,37876755	2,4	3,903	0,667	11,733	7,0398	SEGR
Pipe N2N3, Link TN23 (0.2032 m)									
Entrada	0	8885,633			0	0	0	0	----
Salida	14003	8644,734	17,203385	6,1	6,115	1,742	11,802	7,0812	SEGR
Pipe N3EV, Link TN3E (0.2540 m)									
Entrada	0	8645,173			0	0	0	0	----
Salida	614,0001	8618,382	43,6335434	18,0	0,277	3,253	12,22	7,332	SEGR
Pipe SAN2, Link TSN2 (0.1524 m)									
Entrada	0	8892,835			0	0	0	0	----
Salida	300	8885,633	24,0066667	3,7	0,197	1,767	11,276	6,7656	SEGR

De las cuatro simulaciones se descartan la segunda y la tercera corrida debido a que las mismas exceden la presión de operación de las plantas compresoras, ya que la capacidad nominal de éstas es de 8963,214 kPa (1300 PSI). Con respecto a la primera simulación, se observa en la Tabla 4.3 que la caída de presión por kilómetro en el Link TEN3 es mayor que el 45,507 kPa/km (6,6 PSI/km) recomendado por la base de

diseño de PDVSA Gas. Además si el diámetro de la tubería que llega a Estación de Válvulas Elotes Norte se reduce de 0,3048 m (12 pulg.) a 0,2540m (10 pulg.) tal y como se muestra en la cuarta simulación el comportamiento de la red mejora considerablemente en lo que se refiere al holdup de líquido y a la velocidad de la mezcla. Se escoge el set de diámetros seleccionados en la cuarta simulación como la configuración óptima para el Gasoducto 2.

A primera vista, los resultados mostrados en la Tabla 4.6 pudieran parecer errados. Las variables obtenidas con la configuración de la red que se establece en la cuarta simulación, no se encontraron dentro de los rangos recomendados mencionados en el Capítulo Tres. Para los distintos tramos de tubería, la velocidad de mezcla no estuvo dentro de los valores de 3,353 a 4,572 m/s (11 a 15 pies/s) que recomienda INTEVEP. De igual manera la caída de presión por kilómetro presentó un valor mucho menor al 45,507 kPa/km (6,6 PSI/ km) recomendado, con la excepción del Link TN3E. A pesar de esta situación, la configuración de la red en esta corrida no se puede mejorar. Diámetros menores a los seleccionados incrementarían la presión de descarga de Planta Compresora Guárico 13 a valores por encima de la capacidad nominal de la misma. Diámetros mayores a los propuestos traerían consigo resultados menos favorables que los mostrados en la tabla 4.6, esto debido a que las velocidades de mezcla serían aún más bajas lo cual generaría una mayor deposición de líquidos a lo largo del gasoducto. Considerando que de ninguna manera se puede exceder la capacidad nominal de las plantas compresoras, y que el principal objetivo de este estudio de aseguramiento es minimizar la condensación de los componentes pesados del gas, se justifica el set de diámetros escogidos.

4.2 Elección del sistema de venteo y quema para el diseño

El cabezal de venteo o diámetro de tubería para los Gasoductos se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 4.7 Resultados de las simulaciones de las Tuberías del Sistema de Venteo y Quema

	Diámetro de Tubería (m)	Velocidad de mezcla (m/s)	Velocidad erosional (m/s)	0.9*Velocidad erosional (m/s)
Gasoducto 1	0,4064	98,411	83,176	N.C.
	0,508	65,871	85,338	76,8042
	0,3048	94,449	82,274	N.C.
Gasoducto 2	0,3556	80,802	83,625	75,2625

N.C.: No cumple.

Para el dimensionamiento de la tubería que conformó el sistema de venteo y quema en los Gasoductos objeto de estudio se simularon dos diámetros para los mismos. El criterio que prevaleció fue el de la velocidad erosional. Para esta aplicación la caída de presión no esta asociada a inconvenientes que afecten la operación normal del sistema, además es conveniente mencionar que las presiones manejadas fueron bastante bajas comparadas con las de los sistemas de transmisión. Se fijó que la velocidad de mezcla no excediera el 90% de la velocidad erosional, este valor a primera vista podría parecer inseguro, ya que la tubería estaría sometida a una fuerte erosión, condición que traería consigo problemas asociados a disminución de espesor y corrosión. Lo que aquí se consideró fue que estas instalaciones se utilizan para casos eventuales tales como despresurización de la línea, desvío o alguna emergencia entre otros. Se escogió para el Gasoducto 1 un diámetro de tubería de 0,5080 m (20 pulg.) y para el Gasoducto 2 un diámetro de 0,3556 m (14 pulg.)

Los sistemas de venteo y quema elegidos para los dos Gasoductos se presentan tabulados a continuación:

Tabla 4.8 Características de los Mechurrios

	Gasoducto 1	Gasoducto 2
Diámetro de boquilla del quemador (m)	0,4064	0,3556
Distancia min. Desde el punto medio de la llama hasta un objeto (m)	71,276	56,203
Longitud de la llama (m)	74,336	59,341
Punto de concentración de radiación de la llama en X (m)	25,274	20,176
Punto de concentración de radiación de la llama en Y (m)	21,929	17,505
Altura del mechurrio (m)	49,347	38,697

Tabla 4.9 Características de las Estacas de Venteo

	Gasoducto 1	Gasoducto 2
Diámetro de boquilla del quemador (m)	0,4064	0,3556
Distancia min. Desde el punto medio de la llama hasta un objeto (m)	71,276	56,203
Longitud de la llama (m)	74,336	59,341
Punto de concentración de radiación de la llama en X (m)	25,274	20,176
Punto de concentración de radiación de la llama en Y (m)	21,929	17,505
Altura del mechurrio (m)	49,347	38,697

Tal y como se mencionó en el Capítulo Tres del presente trabajo de investigación, el tratamiento que se le dio a la estaca de venteo fue el mismo que para el quemador, de allí que para cada uno de los gasoductos las dimensiones del mechurrio y la estaca fueran las mismas. Para aplicaciones industriales en las estacas de venteo no se produce quema, aunque es necesario calcularlas haciendo las mismas consideraciones que para un mechurrio.

Los separadores propuestos para el sistema de venteo y quema se presentan en la Tabla 4.10

Tabla 4.10 Características de los Separadores de Alivio y Venteo (KOD)

	Gasoducto 1	Gasoducto 2
Velocidad de Asentamiento (m/s)	2,103	2,169
Diámetro de Recipiente (m)	1,067	0,914
Altura del Gas (m)	0,533	0,457
Volumen de Retención NBL (m ³)	0,579	0,364
Volumen de Retención NBL - NAL (m ³)	1,086	0,683
Volumen de Retención Total (m ³)	1,666	1,048
Longitud del Recipiente (m)	3,729	3,192

Los resultados obtenidos para las volumetrías manejadas se ajustaron a la realidad, es común encontrar en las instalaciones petroleras infraestructuras con las dimensiones presentadas anteriormente. En el Apéndice C de este trabajo de investigación se encuentra una muestra de cálculo del sistema de venteo y quema.

4.3 Estimación del rango óptimo de velocidad, presión y caudal del flujo con los que se minimice la deposición de líquidos condensados en la tubería

El software Pipephase permitió obtener las gráficas de distintas variables en función de la longitud para cada gasoducto, ésto para diferentes caudales de gas, establecidos de acuerdo al Portafolio de Oportunidades (PDO).

4.3.1 Estimación del rango para gasoducto 1

4.3.1.1 Análisis de la velocidad de mezcla

Una de las variables más importantes en el estudio es la velocidad de mezcla, ya que la misma está relacionada con la energía del fluido. La Figura 4.1 muestra el comportamiento de esta variable en función de la longitud.

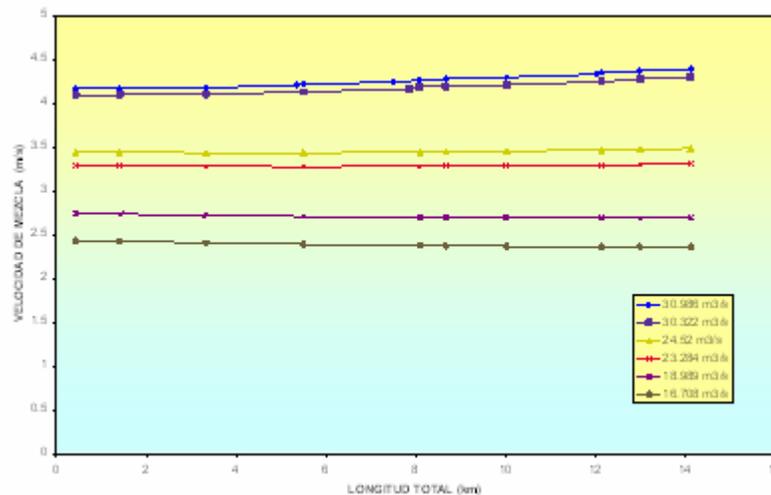


Figura 4.1 Gráfica Velocidad de Mezcla en función de la Longitud en el Gasoducto 1.

Como se acaba de mencionar la velocidad de mezcla es muy importante a la hora de diseñar gasoductos. En la Figura 4.1 se observó el comportamiento de la velocidad de mezcla para diferentes caudales, fue notable como a medida que el caudal de gas aumentó la velocidad del gas se incrementó. En la Figura se apreció un ligero aumento en las tendencias de la velocidad. Para el gas natural se suele reportar un volumen de gas constante referido a las condiciones normales, estándar o de referencia, no obstante, los parámetros de operación (presión y temperatura) cambian en cada tramo de la tubería, por lo cual también cambiará el volumen real del fluido. Puesto que el diámetro de la tubería y el área seccional son constantes, a medida que cae la presión aumenta el volumen real del gas y también la velocidad. Así el sitio de más alta velocidad en un gasoducto será siempre el punto de descarga o de más baja presión. Para los caudales mayores el incremento se apreció mucho mejor que para los demás caudales, esto se debió al hecho de que para esa volumetría de gas la caída de presión fue mayor. Debe tenerse en cuenta que una velocidad de mezcla muy baja promueve la condensación de los hidrocarburos y por ende incremento del Holdup de líquido, por el contrario una velocidad de mezcla muy alta durante un periodo

prolongado de tiempo es causa de erosión de la tubería. Es por ello que INTEVEP recomienda que estas velocidades se encuentren entre 3,353 m/s y 4,572 m/s (11 pies/s - 15 pies/s).

4.3.1.2 Análisis de la presión

Otra variable que debe tomarse en cuenta en la estimación para el Gasoducto 1 es la capacidad nominal de Planta Compresora Güere, la cual es de 8963,214 kPa (1300 PSI). Esta es la máxima presión a la que dicha Planta puede comprimir el gas. La Figura 4.2 muestra el comportamiento de la presión en función de la longitud:

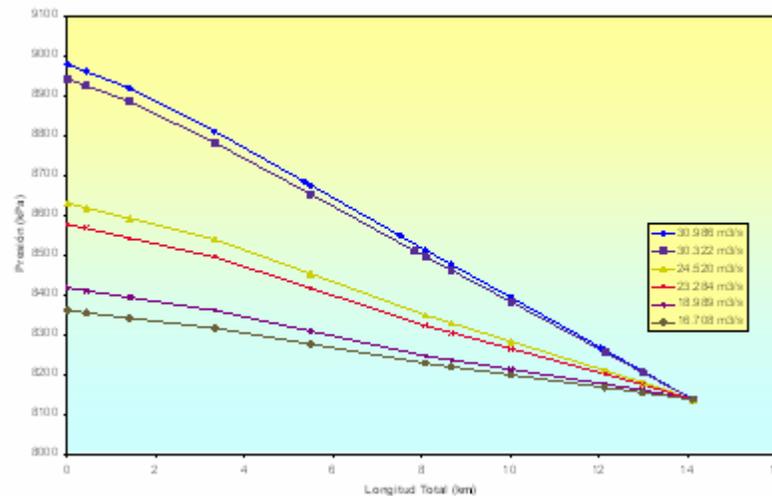


Figura 4.2 Gráfica Presión en función de la Longitud en el Gasoducto 1

En la Figura 4.2 se observa que a medida que aumentan los caudales la caída de presión se incrementa. Tal y como se mencionó al principio de este apartado la capacidad nominal de Planta Compresora Güere es de 8963,214 kPa (1300 PSI), es por ello que todo aquel caudal que exceda la capacidad de la Planta queda automáticamente descartado.

4.3.1.3 Análisis del holdup de líquido

Teniendo en cuenta que la deposición de líquido en el gasoducto es la variable principal en la estimación del rango óptimo para las condiciones de operación, se graficó el Holdup de Líquido Acumulado en función de la longitud, como se muestra en la Figura 4.3:

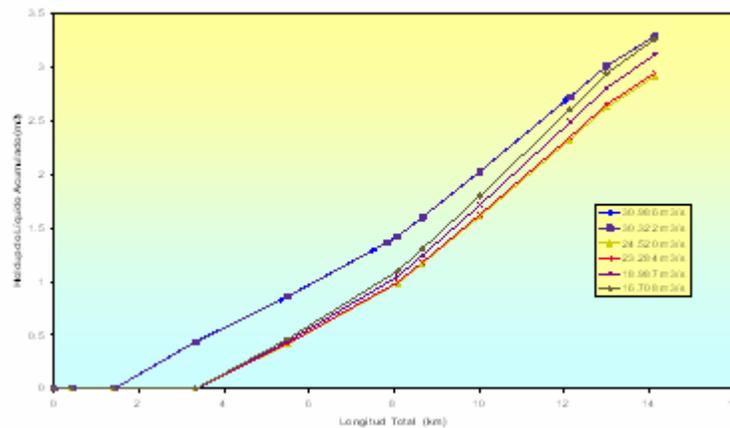


Figura 4.3 Gráfica Holdup de líquido en función de la Longitud en el Gasoducto 1

Es interesante detallar cuidadosamente el comportamiento de la Figura 4.3, ya que el Holdup de líquido acumulado experimentó una variación muy particular. Después de haber simulado el gasoducto 1 con varias volumetrías de gas, es curioso ver como la velocidad de mezcla, la presión y el caudal de gas afectaron el comportamiento del holdup. Se apreció que para la menor y la mayor volumetría simulada el valor de holdup de líquido acumulado fue bastante cercano, aquí la variación es mínima. Lo que diferenció ambas tendencias fue la distancia del gasoducto a la cual comienza la deposición. No se pudo analizar este comportamiento sin relacionarlo con el caudal, la velocidad de mezcla y presión dentro del gasoducto.

Un mayor caudal se asocia con mayor deposición, esto partiendo de la idea de que al haber mayor cantidad de gas hay más fluido propenso a condensar. Por otro lado, una baja velocidad de mezcla trae consigo problemas de deposición, por la pérdida de energía del flujo que al recorrer las distancias a bajas velocidades no es capaz de arrastrar los líquidos que pudiesen estar produciéndose. En gases a altas presiones, como los que usualmente se presentan en gasoductos, las distancias moleculares se acortan de tal forma que la fase gaseosa está en la capacidad de disolver moléculas más pesadas. Si un gas a alta presión se expande, pierde su capacidad de disolver líquidos entonces los componentes menos livianos de la mezcla se desprenden, generando condensación. Una vez conocida la forma en la que las variables afectan el flujo en la línea, la explicación de la similitud para los caudales extremos en lo que se refiere a deposición de líquidos, radicó en el hecho de que para la mayor volumetría de gas la caída de presión fue la más alta y el menor caudal se vio afectado por la baja velocidad de la mezcla.

Ahora bien, unificando los criterios considerados en la estimación de las variables velocidad, presión y caudal, debe enfatizarse que lo que se buscó fue minimizar la deposición de líquidos en el gasoducto 1. Por ello se estimaron como rangos de operación los presentados a continuación:

Tabla 4.11 Rango de velocidad, presión y caudal para el Gasoducto 1

	Velocidad (m/s)	Presión en la Planta Compresora (kPa)	Caudal (m ³ /s)
Gasoducto 1	3,292	8576,417	23,285
	3,444	8629,507	24,521

4.3.2 Estimación del rango para gasoducto 2

Para este gasoducto el análisis se realizó en primer lugar por tramos, esto debido a que el programa de simulación utilizado ofrece resultados de nodo a nodo, lo que trajo como consecuencia que la estimación se hiciera más compleja. Una vez obtenido el análisis individual de los tres tramos de tubería que conforman el gasoducto, se estimó el rango óptimo de toda la red. Las gráficas de las variables velocidad de mezcla, presión y holdup de líquido en función de la longitud se presentan por año debido a que la volumetría de gas manejada por las plantas compresoras es diferente para los distintos tramos. Estos años están contemplados en el PDO San Tomé 2007-2027. (Ver Tabla B.1).

4.3.2.1 Análisis de la velocidad de mezcla

En relación con la velocidad de la mezcla, en las Figura 4.4, 4.5 y 4.6 se muestra el comportamiento de esta variable en función de la longitud para los tres tramos que conforman este gasoducto.

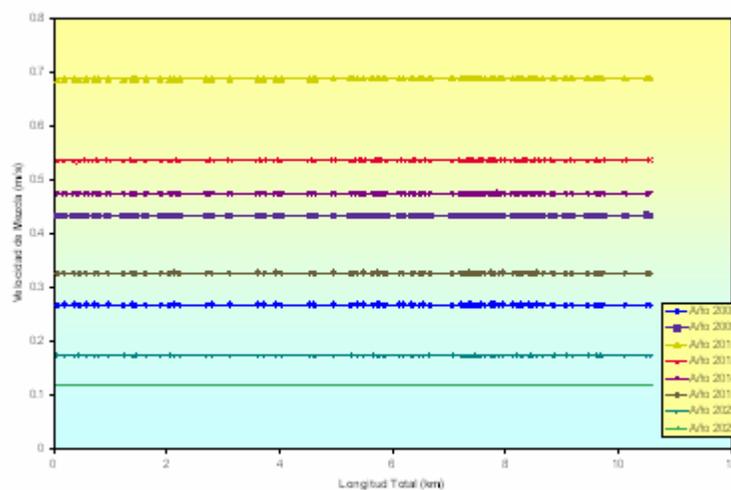


Figura 4.4 Gráfica Velocidad de Mezcla en función de la Longitud en el Primer Tramo Gasoducto 2

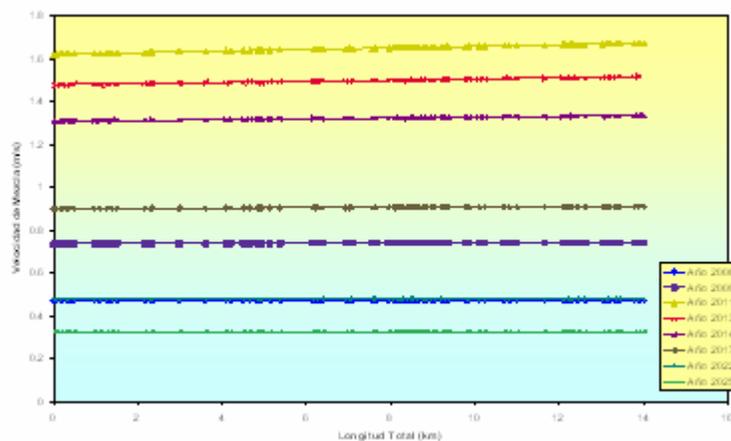


Figura 4.5 Gráfica Velocidad de Mezcla en función de la Longitud en el Segundo Tramo Gasoducto 2

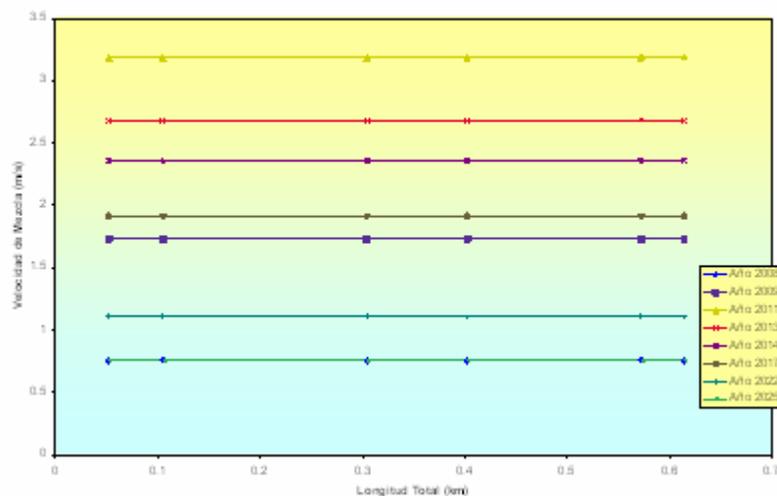


Figura 4.6 Gráfica Velocidad de Mezcla en función de la Longitud en el Tercer Tramo Gasoducto 2.

De acuerdo con las Figuras 4.4, 4.5 y 4.6, las velocidades de mezcla estuvieron para el primer, segundo y tercer tramo en un 89,6%, 73,8% y 51,3% respectivamente por debajo del rango recomendado por INTEVEP. Las mayores velocidades de

mezcla obtenidas en cada uno de los tramos fue observada para el Año 2011, no obstante estas velocidades resultaron ser muy bajas para el primer y segundo tramo (0,698 m/s y 1,676 m/s, respectivamente), e incluso el valor en el tercer tramo fue ligeramente menor a 3,2 m/s.

La razón por la cual esta variable presentó valores alejados del rango óptimo es que los caudales manejados por los diferentes tramos fueron muy bajos. Ésto se evidencia en el hecho de que a medida que los caudales se fueron incrementando a lo largo del gasoducto, la velocidad aumentó, observándose velocidades cercanas a los valores recomendados. El diámetro en el último tramo es superior a los dos primeros, sin embargo, el incremento de caudal en el mismo ocurrió en mayor proporción que el aumento del área transversal al flujo, por lo cual el comportamiento de la velocidad fue el esperado.

Asimismo se puede afirmar que esta variable presentó, a modo general, un comportamiento constante a lo largo de los tres tramos. No obstante, en las Figuras mostradas se observó un ligero incremento de la velocidad de mezcla para algunos años. Esto se debió a las condiciones de operación para cada tramo del Gasoducto 2 y la explicación es la misma que la del Gasoducto 1. Tanto en la Figura 4.5 como en la 4.6 se observó un comportamiento similar cuando se comparó la curva de velocidad en la misma gráfica para diferentes años, notándose una superposición de las tendencias. Ésto ocurrió en la Figura 4.5 para los años 2008 y 2022, y en el caso de la Figura 4.6 en los años 2008 y 2025. La explicación radica en que, para dichos años, las volumetrías manejadas en esas tuberías fueron bastante aproximadas.

Para los valores de velocidad de mezcla que se obtuvieron, a medida que se reduce la velocidad se espera, lógicamente, un incremento en la deposición de líquidos. Ésto debido a que la energía cinética del fluido es insuficiente para arrastrar los componentes menos livianos, por lo que estos tienden a conformar capas de

condensado, que junto con el agua y los sedimentos se depositan en la parte inferior del gasoducto. La relación entre estas variables es analizada en profundidad en la Sección 4.2.2.4.

4.3.2.2 Análisis de la presión

En lo que se refiere a la presión, en las Figura 4.7, 4.8 y 4.9 se muestra el comportamiento de esta variable en función de la longitud, para cada uno de los tramos.

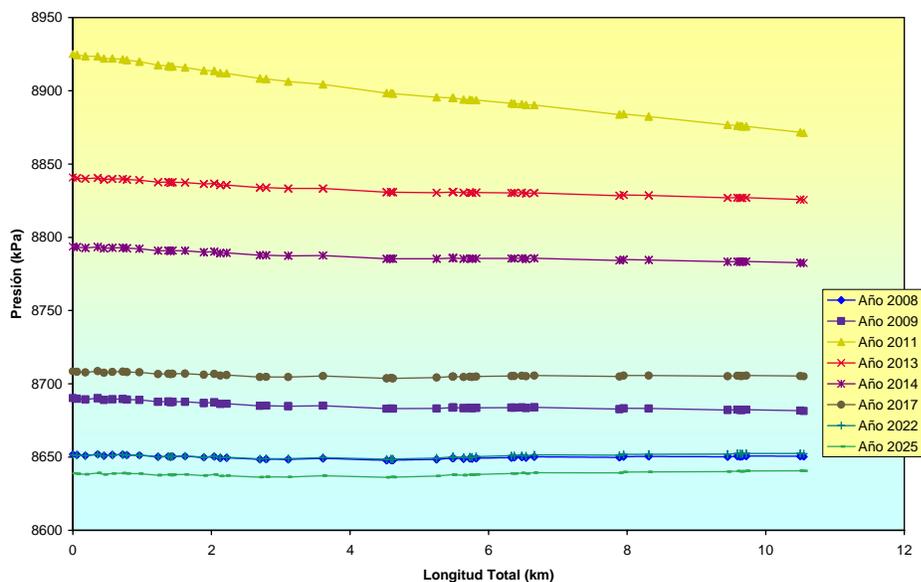


Figura 4.7 Gráfica Presión en función de la Longitud en el Primer Tramo Gasoducto 2.

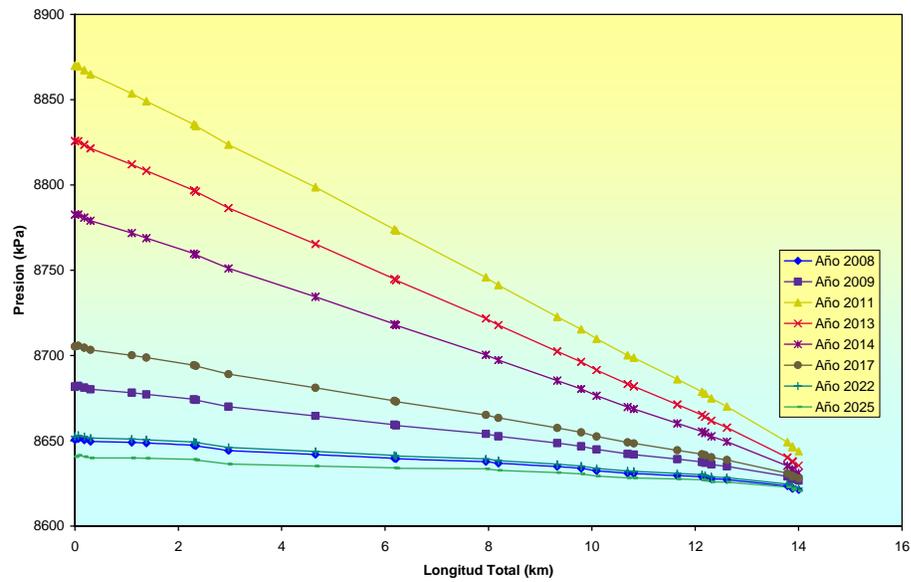


Figura 4.8 Gráfica Presión en función de la Longitud en el Segundo Tramo Gasoducto 2.

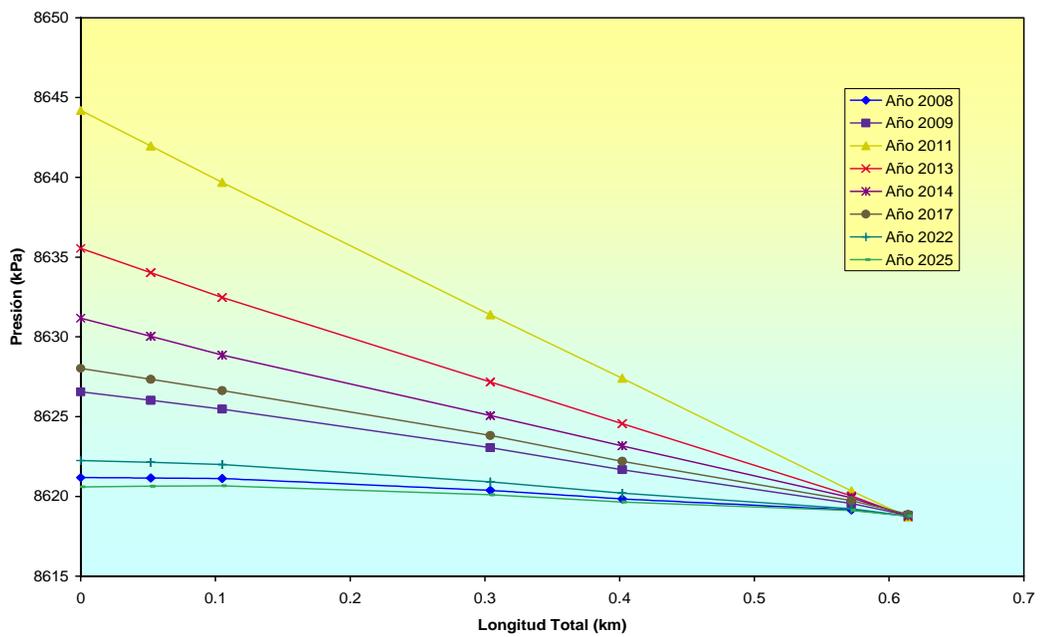


Figura 4.9 Gráfica Presión en función de la Longitud en el Tercer Tramo Gasoducto 2

De acuerdo con la Figura 4.7, la presión de entrada al sistema para todos los años simulados según PDO 2007-2027 resultó estar por debajo de la capacidad nominal de la Planta Compresora Guárico 13. Esto era de esperarse puesto que la evaluación hidráulica realizada para establecer la configuración de la red se llevó a cabo con la volumetría máxima que se espera manejar. Mediante esta gráfica se puede aseverar que para el PDO analizado no existieron limitantes físicas, en cuanto a la variable presión, para transmitir el gas hasta la entrega.

En lo que se refiere a la variación de la curva de presión al modificar el caudal, tanto en la Figura 4.7, como en la 4.8 y 4.9 se observó que la mayor caída de presión ocurrió en el año 2011, que es precisamente el año en el que se espera transmitir la máxima volumetría. Igualmente se evidencia la relación directa que existió entre la caída de presión y el caudal: a mayor flujo de gas, mayor fue la caída de presión en el gasoducto.

Debido a la pequeña caída de presión que ocurrió en los diferentes tramos de la red, no fue necesario graficar esta variable en función de la longitud. Sin embargo, debe resaltarse que las caídas de presión a lo largo del Gasoducto 2 se encontraron por debajo de 45,507 kPa/km (6,6 PSI/km), valor base recomendado para diseño por PDVSA Gas. Esto se puede afirmar con base a que la caída de presión máxima en la red se encontró por debajo de este valor en el año 2011 (ver Tabla 4.6), por lo que necesariamente para los demás años también se debió encontrar por debajo de dicho valor de diseño.

Cabe destacar que el análisis individual del comportamiento de la presión no permitió obtener un rango óptimo que minimice la deposición de líquidos. La relación general que se da entre estas variables y otras que afectan el proceso de transmisión y de formación de holdup a partir del gas se analiza en profundidad en la Sección 4.2.2.4.

4.3.2.3 Análisis del holdup de líquido

Como se mencionó anteriormente la deposición de líquidos a lo largo del gasoducto es la variable principal en la estimación del rango óptimo para las condiciones de operación de la red. En este trabajo de investigación se ha reconocido que tanto la velocidad de mezcla como la presión ejercen una fuerte influencia en la deposición de condensados. Aquí se graficó el Holdup de Líquido Acumulado en función de la longitud, para cada uno de los tramos.

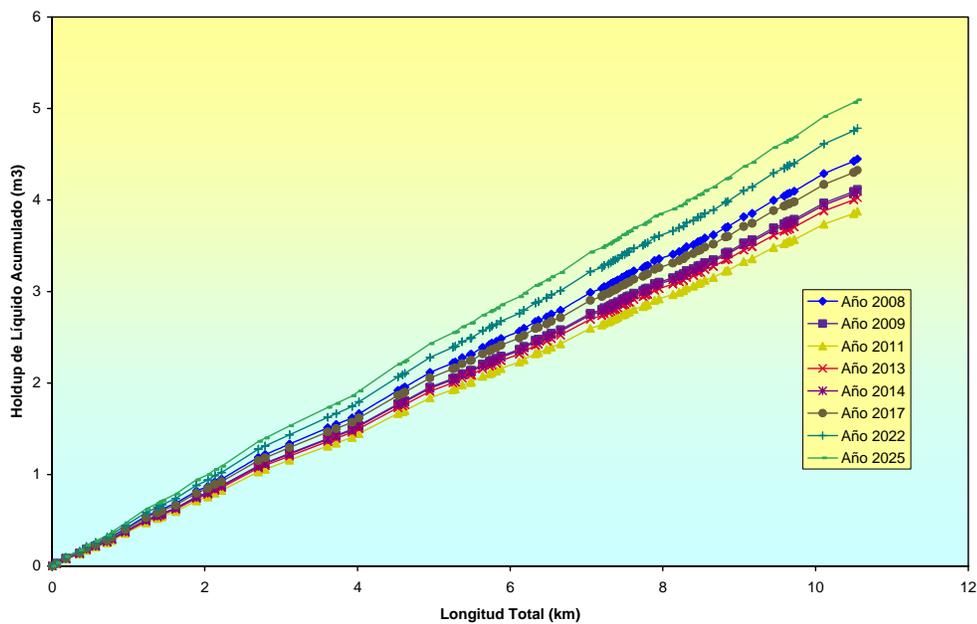


Figura 4.10 Gráfica Holdup de Líquido en función de la Longitud en el Primer Tramo Gasoducto 2.

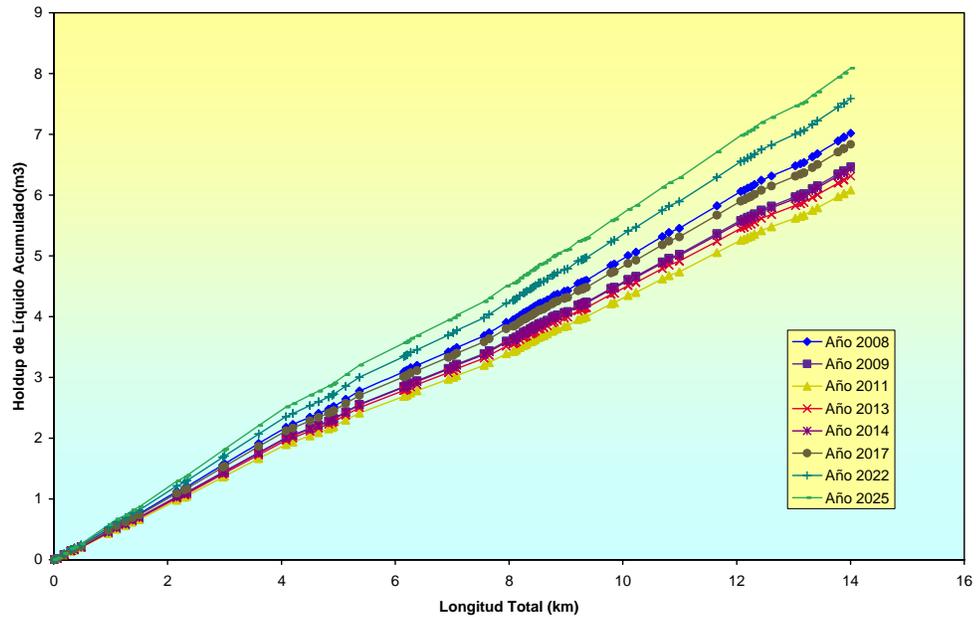


Figura 4.11 Gráfica Holdup de Líquido en función de la Longitud en el Segundo Tramo Gasoducto 2.

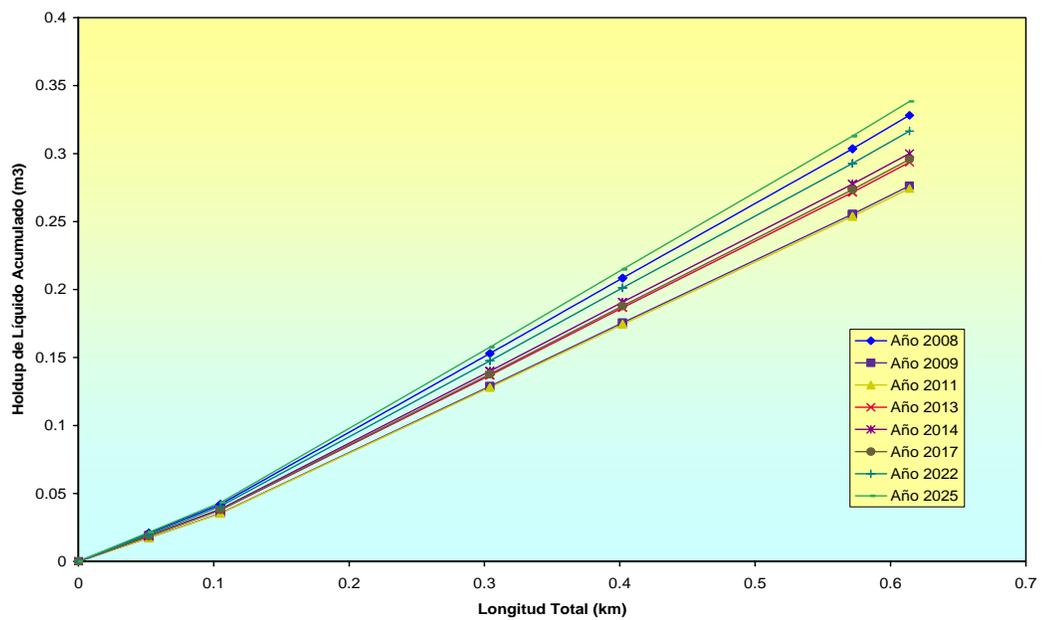


Figura 4.12 Gráfica Holdup de Líquido en función de la Longitud en el Tercer Tramo Gasoducto 2.

De acuerdo con las Figuras 4.10, 4.11 y 4.12, el año en el cual se obtendrá el mayor holdup fue el año 2025, esto se observó para los tres tramos. Este fue el año en el que se manejó la menor volumetría de gas. Por el contrario, en el 2011 resultó ocurrir la menor deposición de líquidos, es precisamente en este año que, de acuerdo con el PDO 2007-2027, se espera transmitir el mayor caudal de gas en este gasoducto. Asimismo, se observa en las tres figuras presentadas en esta Sección que existió una relación inversamente proporcional entre el caudal que manejó cada uno de los tramos y el volumen de líquido depositado en los mismos.

Al realizar la comparación de la magnitud del holdup entre los distintos tramos, pudo observarse en las Figuras 4.10, 4.11 y 4.12 que la deposición de líquido en el tercer tramo fue considerablemente pequeña con respecto a los dos primeros. Para comprender este comportamiento y todos los demás mencionados hasta ahora en el Gasoducto 2, es necesario integrar al análisis todas las variables que participan en el proceso de transmisión de gas.

4.3.2.4 Análisis integral para estimar rangos óptimos en el gasoducto 2

Teniendo en cuenta que el comportamiento del Holdup de Líquido debe relacionarse con las variables velocidad de mezcla, caudal y presión, se procede a realizar el análisis.

En primer lugar, se evidenció que la velocidad de mezcla ejerce una fuerte influencia en la deposición de líquido. Al observar las Figuras que involucran velocidad y holdup de líquido fue notable que a medida que aumentó la velocidad de mezcla en los diferentes tramos de tubería el valor de holdup disminuyó. Una de las razones a parte de la longitud (de la cual se hablará en unos párrafos más adelante), para que en el tercer tramo se depositará menos líquido que en los otros tramos fue

precisamente el hecho de que aquí las velocidades de mezcla fueron las más altas de todo el gasoducto.

En lo que se refiere a la presión se observó en las Figuras de esta variable que para mayores caídas de presión la deposición de líquidos es menor. Este comportamiento contradice la teoría, puesto que a mayores caídas de presión se espera mayor deposición de líquido. Lo que aquí sucedió fue que intervinieron muchas variables (velocidad de mezcla, caudal, diámetro del gasoducto, entre otros) y no fue posible hacer un análisis aislado para cada una de las mismas, esto se explica más detalladamente en el párrafo siguiente.

En los años donde hubo mayor caída de presión se observa que la velocidad es alta por lo que no se favorece la condensación de líquido. A medida que el caudal de gas se fue reduciendo las caídas de presión disminuyeron, presentándose paulatinamente un sobredimensionamiento del gasoducto. Este se convierte en un separador de líquido donde el gas se enfría en el trayecto, que además recorre a muy bajas velocidades formándose capas de condensado en la parte inferior del ducto.

En lo que se refiere al caudal se observó algo muy curioso con respecto al holdup. En el segundo tramo se presentó la mayor deposición de líquido para todos los años, este resultado es de esperarse puesto que para ese tramo se manejó la volumetría proveniente de Planta Compresora Guárico 13 (primer tramo) y se incorpora el caudal de gas de Planta Compresora Sanvi. Para el tercer tramo que además del flujo proveniente de los tramos predecesores se une el caudal de Planta Compresora Elotes Norte no hubo casi deposición de líquidos, esto se debió a que la longitud de ese tramo fue bastante corta en comparación con los dos primeros.

Estos análisis se concatenan uno al otro, obteniéndose un resultado general que corroboró que las bajas velocidades del fluido constituyeron el factor principal que generó alta deposición de líquido el gasoducto.

Tabla 4.12 Rango de velocidad, presión y caudal para el Gasoducto 2

	Velocidad (m/s)	Presión en la Planta Compresora (kPa)	Año
	0,536	8635,712	2011
Gasoducto 2	3,179	8924,603	2013

4.4 Evaluación del potencial corrosivo en los gasoductos originado por la naturaleza del fluido y deposición de líquidos.

La evaluación del potencial corrosivo en los Gasoductos 1 y Gasoducto 2 se realizó para los mayores y menores caudales de gas. Ésto con la finalidad de determinar en cual de los dos casos se produce mayor velocidad de corrosión.

Los resultados de la evaluación de potencial corrosivo para el Gasoducto 1 se presentan en las tablas mostradas a continuación:

Tabla 4.13 Evaluación de Potencial Corrosivo para el Gasoducto 1 (Menor Caudal)

Presiones Parciales de CO ₂	Presión (PSI)	1179,83
	Presión (bar)	81,2903
	%CO ₂	11,7161
	PpCO ₂ (PSI)	138,23
	PpCO ₂ (bar)	9,524
	% H ₂ S	0,0005
	PpH ₂ S(PSI)	0,006
Cor. de Kane		157,4332
Temp	(K)	316,4833
	°C	43,3333
exp. Coef. Fug.	Pt<250 bar	-0,1076
Coef. Fug. (a)	a	0,7806
Fug. CO ₂	fCO ₂	7,434
pH actual		3,4551
Vr.(Reacción)	Log Vr	1,9246
	Vr.(mm/año)	84,0647
V.cor Transf. De masa	U (m/s)	0,0047
	d(m)	0,254
	Vm(mm/año)	0,4816
Fs	Log Fs	0,4527
	Fs	2,8357
Tcapa	(K)	336,5737
A. Normaliz.(Carbono)	%C	0,24
	FC/N	2,536
A.Tem y Rev.(Carbono)	FC/QT	1
A. Normaliz.(Cromo)	%Cr	0,15
	FCr/N	0,7117
A.Tem y Rev.(Cromo)	FCr/QT	0,7968
V.Corrosión normaliz.	(mm/año)	0,342
V.Corrosión temp y revenid.	(mm/año)	0,3816

Tabla 4.14 Evaluación de Potencial Corrosivo para el Gasoducto 1 (Mayor Caudal)

Presiones Parciales de CO ₂	Presión (PSI)	1276,33
	Presión (bar)	87,9391
	%CO ₂	11,7161
	PpCO ₂ (PSI)	149,536
	PpCO ₂ (bar)	10,303
	% H ₂ S	0,0005
	PpH ₂ S(PSI)	0,0065
Cor. de Kane		157,4332
Temp	(K)	316,4833
	°C	43,3333
exp. Coef. Fug.	Pt<250 bar	-0,1164
Coef. Fug. (a)	a	0,7649
Fug. CO ₂	fCO ₂	7,8808
pH actual		3,4424
Vr.(Reacción)	Log Vr	1,9386
	Vr.(mm/año)	86,8185
V.cor Transf. De masa	U (m/s)	0,0307
	d(m)	0,254
	Vm(mm/año)	2,3381
Fs	Log Fs	0,4376
	Fs	2,7393
Tcapa	(K)	335,8661
A. Normaliz.(Carbono)	%C	0,24
	FC/N	2,536
A.Tem y Rev.(Carbono)	FC/QT	1
A. Normaliz.(Cromo)	%Cr	0,15
	FCr/N	0,7117
A.Tem y Rev.(Cromo)	FCr/QT	0,7968
V.Corrosión normaliz.	(mm/año)	1,6467
V.Corrosión temp y revenid.	(mm/año)	1,8142

Tabla 4.15 Evaluación de Potencial Corrosivo para el Gasoducto 2 (Menor Caudal).

MENOR CAUDAL		TRAMOS		
		N1-N2	N2-N3	N3-EV
Presiones Parciales de CO2	Presión (PSI)	1252,4	1252,67	1250,1
	Presión (bar)	86,2903	86,309	86,1319
	%CO ₂	10,48	7,15	6,22
	PpCO ₂ (PSI)	131,2515	89,5659	77,7562
	PpCO ₂ (bar)	9,0432	6,1711	5,3574
	% H ₂ S	0,0099	0,0047	0,0063
	PpH ₂ S (PSI)	0,124	0,0589	0,0787563
Cor. de Kane		72,9366	104,816	68,0251
Temp	(K)	303,15	302,7611	303,1555
	°C	30	29,6111	30,0056
exp. Coef. Fug.	Pt<250 bar	-0,131	-0,1315	-0,1308
Coef. Fug. (a)	a	0,7396	0,7387	0,74
Fug. CO ₂	fCO ₂	6,6884	4,5585	3,9646
pH actual		3,4224	3,50416	3,536
Vr.(Reacción)	Log Vr	1,7425	1,6693	1,6494
	Vr.(mm/año)	55,2772	46,6933	44,6065
V.cor Transf. De masa	U (m/s)	0,0021	0,0097	0,0093
	d(m)	0,2032	0,2032	0,254
	Vm(mm/año)	0,251	0,5826	0,4677
Fs	Log Fs	0,7961	0,8793	0,896
	Fs	6,253	7,5733	7,8703
Tcapa	(K)	337,0416	340,5338	341,8443
A. Normaliz.(Carbono)	%C	0,26	0,26	0,26
	FC/N	2,664	2,664	2,664
A.Tem y Rev.(Carbono)	FC/QT	1	1	1
A. Normaliz.(Cromo)	%Cr	0,15	0,15	0,15
	FCr/N	0,7117	0,7117	0,7117
A.Tem y Rev.(Cromo)	FCr/QT	0,7968	0,7968	0,7968
V.Corrosión normaliz.	(mm/año)	0,1783	0,4127	0,3316
V.Corrosión temp y revenid.	(mm/año)	0,1991	0,4585	0,3688

Tabla 4.16 Evaluación de Potencial Corrosivo para el Gasoducto 2 (Mayor Caudal).

MAYOR CAUDAL		TRAMOS		
		N1-N2	N2-N3	N3-EV
Presiones Parciales de CO ₂	Presión (PSI)	1292,39	1288,5	1253,87
	Presión (bar)	89,0457	88,7777	86,3916
	%CO ₂	10,4847	7,3775	5,9907
	PpCO ₂ (PSI)	135,5032	95,0591	75,1156
	PpCO ₂ (bar)	9,3362	6,5496	5,1755
% H ₂ S		0,0099	0,0051	0,007
	PpH ₂ S (PSI)	0,128	0,0654	0,0874
Cor. de Kane		72,9249	100,1201	59,2364
Temp	(K)	303,1444	302,85	303,2444
	°C	29,9944	29,7	30,0944
exp. Coef. Fug.	Pt<250 bar	-0,1352	-0,1352	-0,131
Coef. Fug. (a)	a	0,7325	0,7325	0,7395
Fug. CO ₂	fCO ₂	6,8387	4,7976	3,8275
pH actual		3,4176	3,4933	3,544
Vr.(Reacción)	Log Vr	1,7481	1,6811	1,6444
	Vr.(mm/año)	55,9947	47,9793	44,1006
V.cor Transf. De masa	U (m/s)	0,0061	0,0247	0,0332
	d(m)	0,2032	0,2032	0,254
	Vm(mm/año)	0,6081	1,306	1,2504
Fs	Log Fs	0,7901	0,8656	0,9003
	Fs	6,168	7,3381	7,9483
Tcapa	(K)	336,7535	339,9851	342,1661
A. Normaliz.(Carbono)	%C	0,26	0,26	0,26
	FC/N	2,664	2,664	2,664
A.Tem y Rev.(Carbono)	FC/QT	1	1	1
A. Normaliz.(Cromo)	%Cr	0,15	0,15	0,15
	FCr/N	0,7117	0,7117	0,7117
A.Tem y Rev.(Cromo)	FCr/QT	0,7968	0,7968	0,7968
V.Corrosión normaliz.	(mm/año)	0,4311	0,9201	0,8806
V.Corrosión temp y revenid.	(mm/año)	0,4794	1,0131	0,9689

Existe una referencia para la clasificación del nivel de corrosión en gasoductos de acuerdo a la presión parcial del CO₂. Presiones parciales menores a 48,263 kPa (7 PSI) presentan un nivel de corrosividad leve, entre 48,263 kPa y 206,843 kPa (7 PSI y 30 PSI) es moderada y para presiones parciales de 206,843 kPa (30 PSI) en adelante la corrosión es severa. Las presiones parciales de CO₂ de los gasoductos estudiados

estuvieron bastante por encima de 206,843 kPa (30 PSI), quedando en evidencia que en todos ellos existe una tendencia severa al fenómeno de corrosión por CO₂. En cuanto al H₂S, la norma NACE MR – 0175 plantea que para presiones parciales de H₂S superiores a 0,345 kPa (0,05 PSI), en sistemas donde haya presencia de agua líquida, existe susceptibilidad a la corrosión bajo tensión en presencia de sulfuros. De acuerdo a este planteamiento se aprecia en las tablas 4.15 y 4.16 de evaluación de potencial corrosivo que solo en el Gasoducto 2 hay tendencia a este tipo de corrosión.

Para determinar el mecanismo de corrosión predominante en la línea se utilizó la correlación de Kane, de acuerdo a este criterio para valores de CO₂/ H₂S mayores de 50 predomina la corrosión por CO₂, cuando el valor es menor, la corrosión que prevalece es por H₂S. En los dos gasoductos evaluados la relación resultó estar por encima de 50, indicando que el mecanismo de corrosión en la línea fue por CO₂.

De acuerdo a la clasificación hecha por Ikeda ^[19] se indica que la temperatura en que la susceptibilidad a la corrosión por CO₂ severa es más alta está alrededor de los 373,150 K (100 °C). El comportamiento de la corrosión se relaciona con la formación FeCO₃, este es un producto de la misma en ambientes de CO₂. Los tres tipos de corrosión que se presentan están: el primero por debajo de 333,150 K (60 °C), es un tipo general de corrosión o corrosión uniforme; el segundo aproximadamente a 373,150 K (100 °C), es una corrosión localizada, aquí la tasa de corrosión es mayor, se observan picaduras en el metal; por último el tercero a más de 423,150 K (150 °C), es un tipo resistente a la corrosión mediante la formación de una película protectora FeCO₃. En este sentido, la corrosión en los Gasoductos 1 y Gasoducto 2 fue uniforme. Para todos los tramos que los conforman, las temperaturas máximas estuvieron por debajo de 333,150 K (60°C).

Tal y como se mencionó en el segundo capítulo del presente trabajo de investigación la Sección de Control de Corrosión Interna / Ingeniería de

Mantenimiento de PDVSA Distrito Gas Anaco, estableció como límite máximo permisible de corrosión sin inhibidor un valor de 0,127mm/año (5 mpy). Al observar las Tablas 4.12, 4.13, 4.14 y 4.15 se evidenció el alto grado de corrosividad que existió para todos los tramos de los gasoductos objeto de estudio y la necesidad de emplear inhibidores de corrosión en las líneas.

En los dos gasoductos se realizó la evaluación de potencial corrosivo para el mayor y menor caudal, cabe destacar que las tasas de flujo pueden ejercer una fuerte influencia en los índices de corrosión. A bajos caudales, cuando existen condiciones muy cercanas al estancamiento la contribución de elementos corrosivos podría verse limitada a valores de corrosión mínimos o inexistentes, sin embargo tal escenario también podría propiciar la ocurrencia de nuevas reacciones o actividades bacteriales, que generalmente resultan desfavorables ya que producen velocidades altamente corrosivas. A tasas de flujo muy elevadas, la corrosión puede ser acelerada por la erosión continua de las capas más externas de la superficie sobre la cual viaja el fluido, dejando los metales aleados descubiertos y vulnerables al ataque corrosivo. Se observó en todas las tablas de potencial corrosivo que resultaron más altas las velocidades de corrosión cuando se transmitió la mayor volumetría de gas y que para tuberías de acero normalizado la velocidad de corrosión fue ligeramente menor que para aceros templados y revenidos.

CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

Una vez finalizado el Estudio de Aseguramiento del Flujo en el Sistema de Transmisión de Guarico 13 – Santa Ana de Producción Gas San Tomé se llegaron a las siguientes conclusiones:

1. Con base en las simulaciones, el diámetro de tubería seleccionado para el Gasoducto 1 es de 0,3048 m (12 pulg.). Con este valor los resultados cumplen con la mayoría de los criterios de selección tomados en cuenta en este trabajo de investigación.

2. De acuerdo a las corridas realizadas la configuración mas apropiada para transmitir el gas a través de los diferentes diámetros que conforman las tuberías del Gasoducto 2 son:

Tubería Planta Compresora Elotes Norte-Nodo 3: 0,2540 m (10 pulg.)
Tubería Planta Compresora Guárico 13-Nodo 1: 0,2032 m (8 pulg.)
Primer tramo de Gasoducto (Nodo 1-Nodo 2): 0,2032m (8 pulg.)
Segundo tramo de Gasoducto (Nodo 2-Nodo 3): 0,2032 m (8 pulg.)
Tercer tramo de Gasoducto (Nodo 3- E.V. Elotes Norte): 0,2540 m (10 pulg.)
Tubería Planta Compresora Sanvi-Nodo 2: 0,1524 (6 pulg.)

3. Para el sistema de venteo y quema del Gasoducto 1 se propuso un cabezal de 0,5080 m de diámetro (20 pulg.) El mechorrio y la estaca de venteo con un diámetro de 0,4064 m (16 pulg.) y una altura de 49,317 m (161, 8 pies). En cuanto al recipiente separador de líquidos o KOD el diámetro determinado fue de 1,067 m (3,5 pies) y una longitud de 3,719 m (12,2 pies).

4. En lo que se refiere al sistema de venteo y quema del Gasoducto 2 se propuso un diámetro de tubería de 0,3556 m (14 pulg.) En lo que se refiere al mechorrio y la estaca de venteo un diámetro de 0,3556 m (14 pulg.) y una altura de 38,679 m (126,9 pies). Un KOD de 0,914 m (3 pies) de diámetro y una longitud de 3,170 m (10,4 pies).

5. Para el Gasoducto 1 los rangos estimados de: Velocidad de mezcla fueron de 3,292 m/s a 3,505 m/s (10,8 pies/s a 11,5 pies/s); Presión en la Planta Compresora de 8576,417 kPa a 8629,507 kPa (1243,9 PSI a 1251,6 PSI), y finalmente de Caudal de 23,288 m³/s a 24,520 m³/s (67,06 MMPCND a 70,62 MMPCND).

6. Para el Gasoducto 2 los rangos estimados de: Velocidad de mezcla fueron de 0,536 m/s a 10,44 m/s (1,76 pies/s a 10,44 pies/s); Presión en la Planta Compresora de 8635,712 kPa a 8924,603 kPa (1252,5 PSI a 1294,4 PSI) y por último los Caudales de gas asociados a los años 2011 – 2013 de acuerdo al PDO 2007-2027.

7. En los Gasoductos 1 y Gasoducto 2 el mecanismo de corrosión predominante fue el de corrosión por CO₂, con tendencia a una corrosión severa de las líneas.

8. De acuerdo a las simulaciones, el patrón de flujo presentado en todas las líneas es del tipo segregado por lo cual la corrosión en el interior de los gasoductos se acentúa en las partes bajas de la tubería.

9. En los dos gasoductos la velocidad de corrosión estuvo por encima límite máximo permisible de corrosión sin inhibidor establecido por la Sección de Control de Corrosión Interna / Ingeniería de Mantenimiento de PDVSA Distrito Gas Anaco, lo que evidenció la necesidad de aplicar inhibidores de corrosión.

10. La más alta corrosividad en los Gasoductos 1 y Gasoducto 2 se obtiene cuando se transmite la mayor volumetría de gas.

5.2 RECOMENDACIONES

Al culminar el Estudio de Aseguramiento del Flujo en el Sistema de Transmisión de Guarico 13 – Santa Ana de Producción Gas San Tomé se recomienda:

1. Realizar las simulaciones utilizando la opción de Tacite que ofrece PIPEPHASE o cualquier otro software computacional que simule en estado transitorio, esto con la finalidad de obtener un comportamiento más representativo de las variables objeto de estudio y sus cambios en el tiempo.

2. Dimensionar sistemas de separación gas / líquido (slug catcher) al final de los gasoductos para separar las fases presentes y proveer temporalmente almacenaje a los líquidos que se pudiesen producir en las líneas.
3. Hacer un estudio detallado que permita seleccionar la válvula de alivio de presión del sistema de venteo y quema de Gasoductos 1 y Gasoducto 2.
4. Aplicar en los Gasoductos 1 y Gasoducto 2 inhibidores de corrosión de tipo filmico con una eficiencia de 93% y 88% respectivamente.

BIBLIOGRAFÍA

1. A. Bustamante, **“Evaluación Hidráulica de las Redes de Recolección de Crudo Multifásico Asociados a las Estaciones de Descarga Bared-5 y Bared-10 del Campo Bare, PDVSA Distrito San Tomé”** Universidad de Oriente, Departamento de Mecánica, Junio de 2006.
2. J. Jaramillo, **“Establecimiento de las Variables que Influyen en la Corrosión Interna del Sistema de Distribución de Gas de la Planta Compresota Orinoco (P.C.O) de la Unidad de Producción Morichal”** Universidad de Oriente, Departamento de Química, Noviembre de 2005.
3. R. Rondon y J. Ali **“Evaluación del potencial de corrosividad interna en los gasoductos principales del Área Mayor Anaco”**, Artículo 5132, VECOR 2005.
4. PDVSA **“GAS NATURAL: Aspectos Básicos”**, Adiestramiento Técnico, Caracas 2001.
5. CIED, **“Ingeniería de gas”**, Centro Internacional de Educación y Desarrollo, PDVSA, Nivel 1, Venezuela (1998).
6. CIED, PDVSA **“Facilidades de producción”**, Adiestramiento Técnico (1995).
7. M. Carvajal, **“Diseño de un Sistema de Alerta basado en las Variables de Calidad del Gas de Alimentación a la Planta Compresora Santa Ana III, Distrito Anaco”** Universidad de Oriente, Departamento de Química, Marzo de 2005.

8. G. Valenzuela, **“Evaluación del sistema integral de flujo Multifásico subsuelo-superficie de crudo pesado y extrapesado del campo Arecuna”** Edición de Gerencia de Ingeniería de Petróleo, PDVSA (2002)
9. P. Rodríguez y Basebe J, **“Tecnología y Manejo del Gas Natural”**, Manual, Caracas (1978).
10. G. Alarcón **“Flujo de dos fases”** parte 1, Escuela de Ingeniería Mecánica, Universidad de los Andes. (1998).
11. PDVSA L-TP 1.5, **“Procedimiento de Ingeniería Cálculo Hidráulico de Tuberías”** (1994).
12. ASME B 31.8., **“Sistemas de Tubería para Transporte y Distribución de Gas”**, (1999).
13. SIMULATION SCIENCES Inc, **“Introduction to PIPEPHASE Trainig Workbook”**, USA, (1997).
14. PDVSA 90616.1.029, **“Vent systems”** Manual de Ingeniería de Diseño (2002).
15. INTEVEP, **“Mechurrios”** Tomo IX, Prácticas de diseño. Venezuela (1986).
16. E. ALCANTARA, **“Corrosión en Instalaciones de Gas Natural”** Primeras Jornadas de Gas (Jornagas), Mérida (2003).
17. S. AVNER, **“Introducción a la Metalurgia Física”** Editorial McGraw-Hill, 2^{da} Edición, México (1979).

18. A. Ikeda, S. Mukai, Y M. Ueda, **“Corrosion Behavior of 9% to 25% Cr steels in wet CO₂ environments”**, Advances in CO₂, Corrosion, Vol. 1, NACE, Houston, Texas, (1984).
19. J. Dougherty, **“Seminario de corrosión”** Puerto La Cruz, (1992).
20. R. Kane, **“Good corrosion control strategies maximize return”**, Petroleum Engineers International, Vol. 67, Octubre (1995).
21. C. Palacios, y A. Viloría, **“Application of Simulation Techniques for Internal Corrosion prediction”** Paper N° 2. Corrosión 97, Caracas (1997).
22. C. Palacios y R. Zamora, **“Diagnóstico y control de la corrosión de los gasoductos de la Zona I del Área Tradicional de Anaco”** Edición de Gerencia de Ingeniería de Petróleo, Corpoven (1995).
23. PDVSA 90616.1.024, **“Dimensionamiento de Tuberías de Proceso”** Manual de Ingeniería de Diseño (1993).

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO**

TÍTULO	Estudio de aseguramiento del flujo en el gasoducto de transmisión Guarico 13 - Santa Ana de producción gas San Tomé
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Ramos R, Carmen C.	CVLAC: 16.797.715 E MAIL: cc_1504@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Gasoducto_____

Evaluación hidráulica_____

Pipephase_____

Sistema de venteo y quema_____

Potencial corrosivo_____

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Mecánica

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo de investigación se determinó la mejor forma de transmitir la volumetría de gas proveniente de Producción Gas San Tomé desde Planta Compresora Güere hasta Planta Compresora Santa Ana. Se realizó el diseño de dos Gasoductos de Transmisión mediante una evaluación a nivel hidráulico con el simulador PIPEPHASE y se seleccionaron los diámetros de acuerdo a las Normas PDVSA L-TP- 1.5 y PDVSA N° 90616.1.024 Para los dos Gasoductos se propuso un sistema de venteo y quema que incluye un quemador, una estaca de venteo y un separador (KOD). En los Gasoductos se hicieron una serie de sensibilizaciones a partir de las cuales se estimó un rango en el que se minimizó la deposición de condensados pesados en el interior de los mismos. Finalmente se realizó un estudio de corrosión interna empleando datos obtenidos a partir de la simulación de las condiciones hidrodinámicas y termodinámicas del gas. Se analizaron las presiones parciales de CO₂ y H₂S, se determinó que el tipo de corrosión predominante en los Gasoductos fue por CO₂. Se calcularon las velocidades de corrosión mediante el modelo De Waard & Milliams determinándose que existe mayor velocidad de corrosión al transmitir el mayor caudal de gas.

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Ayala H, Orlando	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:	11.420.758			
	E_MAIL	omayah@gmail.com			
	E_MAIL				
Rodríguez, Anabelis	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.229.759			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Bittar, Simón	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	3.957.961			
	E_MAIL	sbittar16@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	03	27
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Estudio de aseguramiento de flujo en gasoducto.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K
L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4
5 6 7 8 9.

ALCANCE**ESPACIAL:** Departamento de Infraestructura**TEMPORAL:** Seis Meses**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**Ingeniero Mecánico**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**Pregrado**ÁREA DE ESTUDIO:**Departamento de Mecánica**INSTITUCIÓN:**Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui

DERECHOS:

DE ACUERDO CON EL ARTICULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE: “LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS POR OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.

Carmen Cecilia Ramos Rodríguez

C.I: 16.797.715

AUTOR

Orlando Ayala H.

C.I: 11.420.758

TUTOR

Anabelis Rodríguez

C.I: 8.229.759

JURADO

Simon Bittar

C.I: 3.957.961

JURADO

POR LA SUBCOMISION DE TESIS:

Delia Villarroel

C.I: 5.189.938