

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



**DISEÑO DE UN SISTEMA PARA RECOLECCIÓN Y
REINCORPORACIÓN DE LÍQUIDOS PRODUCIDOS DURANTE
LAS CORRIDAS DE HERRAMIENTAS DESDE LA ESTACIÓN
NMEF-5 HACIA LA ESTACIÓN NMEF-3**

REALIZADO POR:

BR. ELSYS CAROLINA, SOSA SOSA

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de:

INGENIERO QUÍMICO

PUERTO LA CRUZ, NOVIEMBRE DE 2009

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



DISEÑO DE UN SISTEMA PARA RECOLECCIÓN Y
REINCORPORACIÓN DE LÍQUIDOS PRODUCIDOS DURANTE
LAS CORRIDAS DE HERRAMIENTAS DESDE LA ESTACIÓN
NMEF-5 HACIA LA ESTACIÓN NMEF-3

REALIZADO POR:

BR. ELSYS CAROLINA, SOSA SOSA

REVISADO POR:

ING. HERNÁN R. RAVEN C., M.Sc.
ASESOR ACADÉMICO

ING. ANAHIS HERNÁNDEZ
ASESOR INDUSTRIAL

PUERTO LA CRUZ, NOVIEMBRE DE 2009

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



**DISEÑO DE UN SISTEMA PARA RECOLECCIÓN Y
REINCORPORACIÓN DE LÍQUIDOS PRODUCIDOS DURANTE
LAS CORRIDAS DE HERRAMIENTAS DESDE LA ESTACIÓN
NMEF-5 HACIA LA ESTACIÓN NMEF-3**

REALIZADO POR:

BR. ELSYS CAROLINA, SOSA SOSA

APROBADO POR:

ING. HERNÁN R. RAVEN C., M.Sc.

ASESOR ACADÉMICO

ING. ARTURO RODULFO., M.Sc.

JURADO PRINCIPAL

ING. HÉCTOR SILVA., M.Sc.

JURADO PRINCIPAL

PUERTO LA CRUZ, NOVIEMBRE DE 2009

DEDICATORIA

Dedico este proyecto y toda mi carrera universitaria a Dios y la Virgen del Amparo por ser quienes han estado a mi lado en todo momento dándome las fuerzas necesarias para continuar luchando día tras día y seguir adelante rompiendo todas las barreras que se me presenten.

A mis abuelos Josefa “Chepa” y Agustín e Inés, a mis tías Ligia y Nerys a quienes les hubiese gustado verme realizada como una profesional. A pesar que no se encuentren físicamente conmigo, han estado siempre a mi lado dándome su bendición.

AGRADECIMIENTOS

Una de las partes más difíciles fue hacer los agradecimientos, porque fueron muchas personas que estuvieron a mi lado ayudándome y apoyándome para lograr este objetivo y no sabía con exactitud qué palabras usar para que lo supieran.

A Dios, quien me dio la fe, la fortaleza necesaria para salir siempre adelante pese a las dificultades, por colocarme en el mejor camino, iluminando cada paso de mi vida, y por darme la salud y la esperanza para terminar este trabajo.

A mi mamá Elsa y a mi papá José Agustín “Manchaito” por inculcarme siempre amor, respeto y disciplina con sus regaños desde los primeros pasos de mi vida, por guiarme con sus sabios consejos por el camino correcto; por todos sus esfuerzos y sacrificios demostrados a lo largo de mi carrera por su apoyo incondicional en todo momento, los cuales estoy muy segura que los han hecho con todo el amor del mundo para formarme como un ser integral y es por esto que me siento extremadamente orgullosa de ustedes infinitamente gracias.

A mi hermana Gabriela porque hemos vivido la misma historia, los mismos pesares y las mismas alegrías, las dos somos de carácter fuerte y orgullosas, pero ella a su manera me ha demostrado su cariño inigualable, y que es una persona capaz de sacrificarse por el bien de su familia.

A mis tías Lida, Zenaida y a mi tío Carlos por consentirme, tener confianza y creer en mí, además me han enseñado que un título no dice cuanto vales, ni la calidad de ser humano que eres.

A mi prima Carmen Rodríguez y a su esposo Pavel Rodríguez sin su ayuda y su apoyo no hubiera sido posible realizar mis pasantías.

A mi asesor académico Ing. Hernán Raven por su contribución como profesor durante mi carrera y la disponibilidad que tuvo para estudiar este trabajo de grado.

A mi asesor Industrial Ing. Anahis Hernández por dedicarme gran parte de su tiempo, compartir conmigo sus conocimientos y poner todo su empeño y paciencia para que la ejecución de este proyecto.

A todo el grupo de compañeros de la Superintendencia de Gasoductos, Punta de Mata, por incluirme como un miembro más de su grupo de trabajo, brindarme su amistad y hacerme sentir parte de su gran familia.

A mis Amigos y compañeros que estuvieron siempre presente de alguna u otra forma porque me han acompañado y con los cuales he contado desde que los conocí.

A todos aquellos que aportaron un granito de arena, de manera directa e indirecta para que este sueño se convirtiera en realidad.

De corazón mil gracias a todos que Dios los bendiga...

Elsys Carolina Sosa.

RESUMEN

El siguiente proyecto tuvo como objetivo fundamental diseñar un sistema que permita la recolección y reincorporación de los líquidos producidos en las corridas de herramientas para limpieza de los gasoductos de baja y media presión desde la estación flujo Santa Bárbara NMEF-5 hacia la estación de flujo del Centro Operativo Tejero NMEF-3. Para esto fue necesario recopilar a diario las variables de flujo, la temperatura en la estación de envío y la presión las cuales se tomaron, tanto en las trampas de envío como en la de recibo, con la finalidad de establecer un rango de trabajo, luego se procedió a saturar con agua la composición del gas para obtener un análisis en base húmeda por medio de la ecuación de Bukacek, debido a que el análisis arrojado por el cromatógrafo es en base seca, también se realizaron los esquemas de la infraestructura actual de las trampas de envío y recibo de baja y media presión y del tren de producción N°4 involucrando todos los equipos, sus accesorios, conexiones y las distancias de los gasoductos hacia los servicios terminales que afecten o estén relacionados con las velocidades y el transporte del gas, para obtener la cantidad de líquidos desplazados por la herramienta en cada corrida para la limpieza de los gasoductos con la ayuda del simulador Pipephase versión 9.0, para esto se seleccionaron tres correlaciones de flujo entre las que se encuentran Beggs-Brill-Moody, Mukherjee-Brill y Dukler-Eaton-Flannigan, por ser correlaciones recomendadas por la aplicación para tuberías horizontales, con grado de inclinación ascendente y descendente, siendo la de Dukler-Eaton-Flannigan la que mejor modeló el comportamiento de los gasoductos de baja y media presión con un porcentaje de desviación del 7,3% y del 8,6% respectivamente con respecto a la caída de presión real en la línea. Luego se procedió a estimar si el sistema actual de separadores del tren de producción N°4 del Complejo Operativo Tejero puede manejar la cantidad de líquidos removidos por la limpieza de los gasoductos mediante la simulación por Hysys versión 3.1, resultando que el separador S-12 puede operar con la suma de corriente de operación más la de los líquidos

recuperados por encontrarse muy por debajo del rango máximo de operación de la línea de entrada al separador, para proponer la configuración del sistema (tubería, diámetro, espesor, codos, válvulas, tipos etc.) que permita la reincorporación de estos líquidos al tren de producción N°4.

CONTENIDO

RESOLUCION.....	¡Error! Marcador no definido.
<i>DEDICATORIA</i>	iv
<i>AGRADECIMIENTOS</i>	v
RESUMEN	vii
CONTENIDO.....	ix
1 INTRODUCCIÓN.....	13
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	14
1.2 OBJETIVOS.....	16
1.2.1 Objetivo general	16
1.2.2 Objetivos específicos.....	16
2 MARCO TEÓRICO	18
2.1 ANTECEDENTES.....	18
2.2 DESCRIPCIÓN DE LAS ÁREAS DE ESTUDIO	19
2.2.1 Estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5.....	19
2.2.2 Centro operativo Tejero NMEF-3	21
2.3. GAS NATURAL	22
2.3.1 Clasificación del gas natural.....	24
2.3.1.1 Según la procedencia.....	24
2.3.1.2 Según el contenido de hidrocarburos pesados.....	24
2.3.1.3 Según el contenido de H ₂ S	24
2.3.2 El contenido de agua en el gas natural	24
2.4. COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS.....	25
2.4.1 Flujo bifásico.....	25
2.4.2 Variables características de los fluidos bifásicos	27
2.4.2.1 Densidad bifásica.....	27
2.4.2.2 Viscosidad bifásica.....	28
2.4.2.3 Retención de líquido (holdup de líquido).....	28
2.4.2.4 Retención de líquido sin deslizamiento (no-slip liquid holdup).....	29
2.4.2.5 Velocidad superficial.....	30
2.4.2.6 Velocidad real.....	31
2.4.2.7 Velocidad de deslizamiento.....	31
2.4.2.8 Velocidad de erosión	32
2.4.3 Flujo multifásico.....	32
2.4.4 Patrón de flujo en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas	33

2.4.4.1 Factores principales que influyen en el régimen de flujo.....	33
2.4.4.2 Principales regímenes de flujo.....	33
2.4.4.2.1 Flujo tipo burbuja	34
2.4.4.2.2 Flujo intermitente tipo pistón	35
2.4.4.2.3 Flujo estratificado suave.....	35
2.4.4.2.4 Flujo estratificado ondulante.....	36
2.4.4.2.5 Flujo intermitente tipo tapón	36
2.4.4.2.6 Flujo anular.....	37
2.4.4.2.7 Flujo tipo disperso (también conocido como flujo tipo rocío)	38
2.4.5 Determinación del régimen de flujo	38
2.4.5.1 Mapa de flujo Baker	39
2.4.5.2 Mapa de flujo de Beggs y Brill.....	41
2.4.5.3 Mapa de flujo de Taitel y Dukler	42
2.4.5.4 Mapa de flujo de Mandhane	45
2.5. GASODUCTOS	46
2.5.1 Operación en los gasoductos	46
2.5.2 Transmisión de gas	46
2.5.2.1 Despacho de gas	47
2.5.2.2 Control fisicoquímico del gas.....	48
2.5.2.3 Sistemas de supervisión y control	48
2.5.2.4 Líneas de transmisión	49
2.5.2.5 Ramal(es) o línea(s) principal(es) de distribución.....	49
2.5.2.6 Estación de distribución o estación de medición y control del gas	49
2.5.2.7 Estaciones de transmisión.....	49
2.5.2.8 Estaciones de válvulas intermedias o estaciones de válvulas automáticas.....	49
2.5.2.9 Estaciones compresoras.....	50
2.5.2.10 Sistemas de procesos de transmisión de gas.....	50
2.5.2.11 Estaciones de trampas de envío y recibo	51
2.5.3 Factores que influyen en la transmisión del gas natural.....	52
2.5.3.1 Formación de hidratos	52
2.5.3.2 Formación de líquidos	53
2.5.3.3 Corrosión	54
2.5.3.4 Deposición de asfáltenos	55
2.6. INSPECCIONES INTERNA DE LA TUBERIAS	55
2.6.1 ¿Qué son las impurezas de los gasoductos?	56
2.6.2 ¿Por qué se limpia una tubería?.....	56
2.6.3 Tipos de limpieza que se realizan en los gasoductos	57

2.6.3.1 Limpieza seca	57
2.6.3.2 Limpieza química	58
2.6.4 Remoción de líquidos condensados.....	58
2.6.5 Mantenimiento de los gasoductos	59
2.7. HERRAMIENTAS DE LIMPIEZA DE TUBERIAS	60
2.7.1 Herramientas no inteligentes	60
2.7.2 Herramientas inteligentes	60
2.7.3 Propósito de la limpieza con cochinos convencionales.....	61
2.7.4 Condiciones de operación de las herramientas de limpieza	61
2.7.4.1 Producto.....	61
2.7.4.2 Presión	62
2.7.4.3 Temperatura.....	62
2.7.4.4 Velocidad del fluido (caudal)	62
2.8. SIMULADOR PIPEPHASE VERSIÓN 9.0	63
2.9 CORRELACIONES UTILIZADAS EN EL PROGRAMA PIPEPHASE	64
2.9.1 Beggs-Brill-Moody (BBM).....	65
2.9.2 Dukler-Eaton-Flannigan (DE).....	69
2.9.3 Mukherjee-Brill (MB)	71
2.10 METODOS TERMODINÁMICOS	72
2.10.1 Soave-Redlich-Kwong	73
2.10.2 Peng-Robinson	73
2.11 SIMULADOR DE PROCESOS HYSYS PLANT VERSIÓN 3.1	74
3 DESARROLLO DEL PROYECTO.....	76
3.1 BALANCES DE MASA EN LOS SISTEMAS ACTUALES DE 60 psig Y 450 psig PARTIENDO DEL ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LAS CORRIENTES DE GAS	76
3.1.1 Saturación de la corriente de gas	78
3.2 CUANTIFICACIÓN DE LOS LÍQUIDOS ACUMULADOS EN LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN.....	81
3.2.1 Perfil topográfico.....	82
3.2.2 Introducción de los datos en Pipephase.....	84
3.2.3 Elaboración del modelo de la simulación.....	86
3.2.4 Obtención de los resultados en Pipephase.....	89
3.2.5 Selección del paquete termodinámico para el flujo de gas en la línea NMEF-5 – NMEF-3	90
3.2.6 Selección de la correlación de flujo bifásico que mejor se ajustará al comportamiento del flujo de gas en la línea NMEF-5 – NMEF-3	92

3.3 ESTIMACIÓN DE LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE LA ESTACIÓN COT PARA LA REINCORPORACIÓN DE LOS LÍQUIDOS PROVENIENTES DE LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN	96
4 ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	103
4.1 CUANTIFICACIÓN DE LOS LÍQUIDOS ACUMULADOS EN LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN DE LA ESTACIÓN DE FLUJO SANTA BÁRBARA	103
4.1.1 Selección de la correlación de flujo bifásico.....	103
4.1.2 Cuantificación de los líquidos	105
4.1.2.1 Influencia de la composición del flujo gas con respecto a la generación de líquidos o <i>holdup</i>	106
4.1.2.2 Influencia del flujo con respecto a la generación de líquidos ó <i>holdup</i>	108
4.1.2.3 Influencia del diferencial de presión con respecto a la generación de líquidos o <i>holdup</i>	110
4.1.2.4 Influencia de la temperatura con respecto a la generación de líquidos o <i>holdup</i>	112
4.2 ESTIMACIÓN DE LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE LA ESTACIÓN DEL COMPLEJO OPERATIVO TEJERO PARA LA REINCORPORACIÓN DE LOS LÍQUIDOS PROVENIENTES DE LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN DE LA ESTACIÓN SANTA BÁRBARA	114
4.3 PROPUESTA DE UNA INFRAESTRUCTURA PARA LA INSTALACIÓN DEL MANEJO DE LOS LÍQUIDOS ASOCIADOS A LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS PROVENIENTES DE LA ESTACIÓN DE FLUJO SANTA BÁRBARA.....	116
4.4 CONCLUSIONES.....	121
4.5 RECOMENDACIONES	122
BIBLIOGRAFIA.....	123
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	126

1 INTRODUCCIÓN

PDVSA Producción y Exploración tiene por objeto maximizar el valor económico a largo plazo de las reservas de hidrocarburos gaseosos y no gaseosos en el suelo patrio, garantizando la seguridad de sus instalaciones y su personal, en armonía con los venezolanos y el medio ambiente. Dentro de PDVSA producción y exploración División Oriente, Distrito Norte se encuentra la Gerencia de Plantas Gas y Agua la cual es la responsable del manejo y procesamiento del gas y del agua con la operación óptima, segura, continua y rentable, alineados al plan de negocio de la corporación y comprometidos con el cumplimiento de los requisitos de sus clientes, la legislación ambiental, de seguridad, salud ocupacional y otros suscritos por la organización orientado a la valoración del recurso humano y la prevención de la contaminación. De esta gerencia forma parte la superintendencia de Recolección y Distribución Gasoductos encargada de supervisar y coordinar las actividades de operación y manejo del gas a través de la infraestructura asociada a los gasoductos de recolección, distribución y entrega.

El gas natural es manejado, transportado y distribuido extensamente a lo largo de nuestra geografía mediante tuberías conocidas como gasoductos. El gas tal como es extraído de los yacimientos, contiene algunos compuestos indeseables como el sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y agua, los que ocasionan contaminación, corrosión y restan poder calorífico al gas. A medida que el gas fluye a través de la tubería su presión y temperatura varían, ésto puede conllevar a la condensación de líquidos quedando retenidos en los puntos de inflexión del gasoducto productos de los perfiles irregulares del terreno. La remoción de estos se realiza mediante un proceso conocido como corrida de herramientas que no es más que un proceso de limpieza interna de los gasoductos con una herramienta llamada cochino o raspatabo que son esferas de gomas que poseen diferentes características. Esta herramienta se envía a través del tramo sometido a limpieza y es desplazada por la presión del flujo

de gas, mientras limpia las paredes internas del tubo, desplazando las cantidades de líquidos que son retenidas en la línea hasta una fosa donde son quemados.

Desde el año 2006 PDVSA ha venido desarrollando proyectos estableciendo la necesidad de instalar equipos y facilidades provisionales para minimizar la quema de líquidos durante las corridas de herramientas. La Superintendencia de Ingeniería de Proyectos y Procesos Operacionales de la Gerencia de Plantas Gas y Agua, Punta de Mata, realizó los análisis hidráulicos a la red de gasoductos de 60 psig y 450 psig que llegan al área de trampa en el centro operativo Amana COA, específicamente a los gasoductos del complejo operativo Tejero COT, MUSCAR y CARITO y cuantificaron aproximadamente un promedio de 8.075 barriles durante ese año para las corridas de baja presión, mientras que para media presión no se logró cuantificar los líquidos debido a que la cantidad recuperada era muy pequeña, por lo que el nivel de baja fue el foco de atención siendo necesario prolongar el tiempo de utilización de los equipos provisionales instalados hasta mediados del año 2008, siendo cuantificable en el año 2007 un total de 5.250 barriles y hasta mediados del año 2008 una cantidad de 3.950 barriles, concluyendo con la ubicación de tanques atmosféricos para el manejo de estos líquidos.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La formación de líquidos en los gasoductos tiene numerosos efectos adversos, como por ejemplo la reducción de la eficiencia hidráulica de la tubería por la disminución en el área de la sección transversal disponible para el flujo de gas, lo que origina el aumento de la caída de presión, incrementando los costos operacionales. Las cantidades de líquido generados pueden dañar o sobrecargar la planta de procesamiento, es por esto que el condensado debe ser removido para la optimización hidráulica y para asegurar que las instalaciones de recepción sean capaces de manejar las cantidades de líquido acumulados. Actualmente estas cantidades de líquidos condensados de alto valor energético y comercial son

desplazados hasta una fosa donde son quemados al aire libre lo que causa un impacto ambiental. En tal sentido, debido a la alta formación de líquidos en los gasoductos del área de Punta de Mata, la empresa ha considerado el impulso para el desarrollo de estos proyectos, para instalar equipos y facilidades provisionales y así manejar y disponer de estos líquidos de una forma segura, evitando el impacto ambiental por quema de los mismos, lo que produce contaminación atmosférica contribuyendo al calentamiento global y la erosión del suelo.

PDVSA ha venido desarrollando proyectos donde se establece la necesidad de instalar equipos y facilidades provisionales para minimizar la quema de líquidos durante las corridas de herramientas en gasoductos ya existentes. Este proyecto se desarrollará en las líneas que van desde la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 donde se encuentra ubicadas las trampas de envío constituidas por los gasoductos de baja y media presión entre otros, hasta la estación de flujo NMEF-3 que está ubicada en el centro operativo Tejero donde están las trampas de recibo de dichos gasoductos. La estación de flujo Santa Bárbara pertenece a producción Punta de Mata, área Pirital distrito Norte; está ubicada al norte del estado Monagas a 25 km del municipio Ezequiel Zamora y maneja una producción de 34 MBPD de crudo 40 °API y 375 MMPCND de gas lo que representa el 3,4 % de la producción de crudo y el 15 % del gas que se produce en el distrito Norte; mientras la estación del centro operativo Tejero perteneciente a la UP-Pirital, distrito Norte; ubicada al norte del estado Monagas a 15 km del municipio Ezequiel Zamora y en la actualidad la estación maneja una producción de 86 MBPD de crudo de 43,4 °API que representa el 9,5 % de la producción del Distrito y 923 MMPCND de gas.

El proyecto consistirá en el diseño de un sistema que permita la recolección y reincorporación de los líquidos producidos durante las corridas de herramientas en los gasoductos de baja (60 psig) y media (450 psig) presión, para luego enviarlos a la entrada del separador de baja presión del tren de producción N°4 de la estación del

centro operativo Tejero, este sistema debe ser evaluado desde el punto de vista hidráulico realizándose estudios del comportamiento del gas y del condensado en la red, utilizándose variables de presión flujo, temperatura, composición del gas y parámetros tales como el diámetro y longitud de los gasoductos, con el propósito de cuantificar los líquidos condensados, mediante el uso de la herramienta de simulación Pipephase versión 9.0. Paralelo a este estudio, se evaluará si el sistema de separadores de la estación puede manejar la cantidad estimada de líquidos mediante el simulador de procesos Hysys versión 3.1.

La recuperación del condensado que se forma en los gasoductos permitirá evitar la quema de estos líquidos durante las corridas de herramientas para limpieza de las líneas, transportar el gas de manera óptima, confiable, continua y rentable hasta los centros de consumo industrial evitando la afectación de los equipos rotativos en las plantas de procesamiento posterior.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo general

Diseñar un sistema que permita la recolección y reincorporación de los líquidos producidos en las corridas de herramientas para limpieza de los gasoductos de baja y media presión desde la estación flujo Santa Bárbara NMEF-5 hacia la estación de flujo del Centro Operativo Tejero NMEF-3.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Realizar balances de masa en los sistemas actuales de baja y media presión de la estación de flujo Santa Bárbara.
2. Cuantificar los líquidos acumulados en la red de recolección de gas de baja y media presión de la estación de flujo Santa Bárbara.

3. Estimar la capacidad de los sistemas de separación del tren de producción N°4 de la estación del Complejo Operativo Tejero para la reincorporación de los líquidos provenientes de la limpieza de los gasoductos de baja y media presión.
4. Proponer infraestructura para la instalación del manejo de los líquidos asociados a la limpieza de los gasoductos provenientes de la estación de flujo Santa Bárbara.

2 MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

A). En el 2007 Pérez y Vásquez, evaluaron un sistema para la recuperación de líquidos condensados producto de la limpieza y mantenimiento de los gasoductos de la red de recolección de gas asociado en la planta compresora Mata R utilizando el programa de simulación Pipephase con las correlaciones de Beggs-Brill-Moody, Dukler-Eaton-Flanigan y Mukherjee-Brill y los modelos termodinámicos de Redlich-Kwong, Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson para determinar la cantidad de líquidos producidos en los gasoductos, obteniendo que para este gasoducto la correlación con menor porcentaje de desviación fue la de Dukler-Eaton-Flanigan además, establecieron que la generación de líquidos está directamente relacionada con la riqueza del gas sumándole a esta la temperatura y la presión a lo largo de la línea. Confirmaron la influencia de la topografía en la caída de presión y los patrones de flujo y en este caso la posibilidad de adaptar los líquidos a la infraestructura existente no fue factible por lo que la quema de líquidos durante la corrida de herramienta resultó ser la mejor opción ya que las emisiones de gases generadas a la atmosfera están dentro de las permitidas por la Ley Penal del Ambiente. El diferencial de presión elevado que ocurre en los gasoductos cuando entran a la planta de compresión son producto de la formación de agua dentro de la línea. [1]

B). En el 2007 Franco y Rojas, diseñaron varios esquemas de recuperación de liquido condensado de la corriente de gas enviada al mechurrio en el centro operativo UDO-2X, utilizando el simulador de procesos Hysys Plant 3.2, entre los esquemas se encuentran, el de compresión por etapas, válvula Joule-Thompson, turbo expansor y refrigeración mecánica con ciclo de propano puro, los cuales fueron evaluados a diferentes parámetros de operación y por medio de una evaluación costo beneficio, obteniéndose una recuperación promedio de 1.200 bbl/d, contribuyendo con el

aumento de la demanda de los líquidos del gas natural, así como la reducción de la quema y las emisiones a la atmósfera. [2]

C). En el 2008 Urbina, evaluó la formación de líquidos en los gasoductos de baja y media presión Musipan-Muscar ubicados en el área de Punta de Mata Distrito Norte, realizando un estudio de las correlaciones de flujos bifásicos para determinar cuál de las mismas predice con mayor exactitud el volumen de líquidos generados en los gasoductos, entre las correlaciones utilizadas por este autor se encuentran: Beggs-Brill-Moody, Eaton-Flanigan, Dukler-Flanigan y Dukler-Eaton-Flanigan, y determinó que todas las correlaciones estudiadas se ajustaron mejor al gasoducto de media presión, mientras que para el gasoducto de baja presión la correlación de Eaton-Flanigan predice muy por debajo el volumen real de líquido que se forma en este gasoducto. Además llevó a cabo un análisis sobre las condiciones operacionales de los gasoductos obteniendo que la variable que gobierna la formación de líquidos en ambas líneas es la temperatura del gas, mientras que la presión del gas y la temperatura ambiente poseen mayor influencia en la condensación del gas de baja presión. Por lo que a medida que disminuya la tasa de flujo, la temperatura y se incremente la presión del gas, el volumen de líquido que será retenido en el gasoducto aumentará. [3]

2.2 DESCRIPCIÓN DE LAS ÁREAS DE ESTUDIO

2.2.1 Estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5

La estación NMEF-5 tiene una producción asociada a 30 sartas activas, proveniente de los yacimientos de los campos Santa Bárbara, Pirital y Tacat, entran a la estación a través de los múltiples de producción constituidos por líneas de flujo de 6 pulg a un nivel de presión de 1.200 psig. En los múltiples se puede desviar a cualquier pozo, a producción general o prueba, a través de sus cabezales.



Figura 2.1 Esquema de la estación de flujo Santa Bárbara. [4]

En la figura 2.1 se muestra que la estación cuenta con dos trenes de separación de producción general, conformado por tres separadores horizontales y tres verticales ubicados en forma de cascada en tres etapas de separación 1.200, 450 y 60 psig; y un tren de prueba constituido por un separador horizontal y dos verticales con los respectivos niveles de presión antes mencionados. El tren de prueba se utiliza para la evaluación mensual e individual de la producción (petróleo/gas) de cada pozo. En los trenes de producción se realiza la etapa de separación crudo-gas comenzando por el separador de 1.200 psig en donde el 95 % del gas es separado y enviado al cabezal de descarga de gas conectado al gasoducto de 36 pulg PigapII-Muscar, el otro 5 % es enviado en forma bifásica al siguiente nivel de separación de 450 psig, el gas separado aquí es enviado a las plantas compresoras Tejero o Amana, a través de gasoductos y el flujo bifásico remanente es enviado al separador de baja de 60 psig, el gas separado a este nivel es enviado también mediante gasoductos a las plantas compresoras ya antes mencionadas. El crudo una vez separado del gas es conducido

en forma de cascada hasta la salida del separador de 60 psig. Al terminar las etapas de separación el crudo se estabiliza en dos tanques con capacidad de 20.000 bbl c/u, para ser bombeado posteriormente por un oleoducto de 20 pulg al centro de almacenamiento y transporte de crudo Tejero (CATCT). [4]

2.2.2 Centro operativo Tejero NMEF-3

La estación NMEF-3 cuenta con una producción por la cual fluyen 80 sartas asociadas a 69 pozos productores de crudo, provenientes de los yacimientos de los campos Piritral y Santa Barbara, los cuales fluyen a la estación a través de líneas de flujo de 6 pulg. En la estación, la producción entra al sistema de recolección a través de los múltiples en dos niveles de presión 1.200 y 500 psig. En los múltiples se puede desviar cualquier pozo de producción general a prueba, a través de sus cabezales.

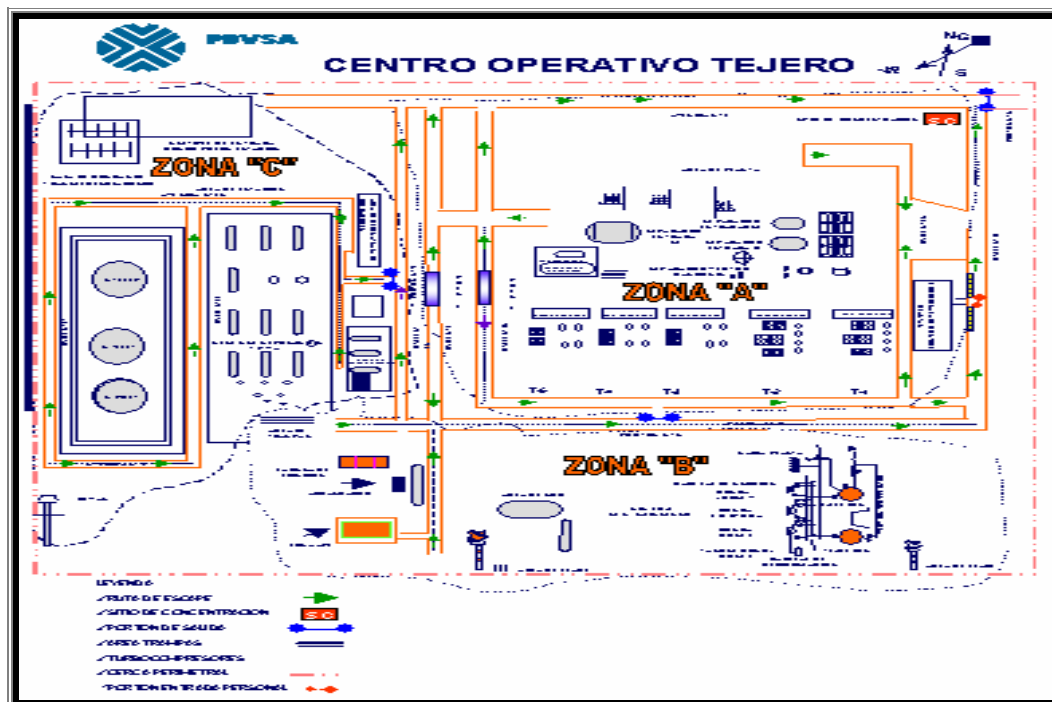


Figura 2.2 Esquema del complejo operativo Tejero. [5]

En la figura 2 se muestran los cinco trenes de separación, cuatro trenes para producción general constituidos por tres separadores horizontales ubicados en forma de cascada en tres etapas de separación 1.200, 500 y 60 psig y un tren de prueba conformado por dos separadores verticales y uno horizontal con los respectivos niveles de presión antes mencionados. El tren de prueba se utiliza para la evaluación mensual e individual de la producción (petróleo/gas) de cada pozo. En los trenes de producción se realiza la etapa de separación crudo-gas comenzando por el separador de 1.200 psig en donde el 95 % del gas es separado y enviado al cabezal de descarga de gas conectado al gasoducto COT-MUSCAR, el otro 5 % es enviado en forma bifásica al siguiente nivel de separación 500 psig y el flujo bifásico remanente es enviado a su vez al siguiente nivel de separación 60 psig. El gas producto de la separación en los niveles de 500 y 60 psig, es enviado a la planta del complejo operativo Tejero. El crudo una vez separado del gas es manejado en forma de cascada hasta la salida del separador de 60 psig. Al terminar las etapas de separación el crudo es enviado a los tanques de estabilización para su posterior bombeo hasta el patio de tanques de Travieso (PTT). El gas de 500 y 60 psig es manejado por los depuradores, para luego ser enviado a la planta compresora Tejero o Amana, y el gas de 1.200 psig al complejo Muscar, previamente depurado. [5]

2.3. GAS NATURAL

Es una mezcla de hidrocarburos parafínicos compuesta en mayor proporción, por metano y en proporciones decrecientes por otros hidrocarburos como etano, butano, pentano, hexano, heptano, octano y más pesados. Esta mezcla contiene, generalmente, impurezas tales como vapor de agua, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y otros gases inertes como el nitrógeno y el helio. En la tabla 2.1 se puede apreciar sus componentes y la variación del porcentaje molar que presentan estos en una mezcla de gas natural. [6]

Tabla 2.1 Características de los componentes del gas natural.

Componente	Formula química	Estado	Variación del porcentaje molar
Metano	CH ₄	Gas	55,00 – 98,00
Etano	C ₂ H ₆	Gas	0,10 – 20,00
Propano	C ₃ H ₈	Gas	0,05 – 12,00
n-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,05 – 3,00
Iso-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,02 - 2,00
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
Iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
Hexano	C ₆ H ₁₄	Líquido	0,01 – 0,50
Heptano	C ₇ H ₁₆	Líquido	0,01 – 0,40
Nitrógeno	N ₂	Gas	0,10 – 0,50
Dióxido de carbono	CO ₂	Gas	0,20 – 30,00
Oxígeno	O ₂	Gas	0,09 – 0,30
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	Gas	Trazas – 28,00
Helio	He	Gas	Trazas – 4,00

El gas natural como combustible ofrece ventajas que sobrepasan las características de disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos, entre los cuales se tiene: [6]

- Es limpio. No produce hollín ni mugre, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
- Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
- Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.
- Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función a la relación presión-temperatura que se le desee imponer.

2.3.1 Clasificación del gas natural

La clasificación del gas suele hacerse de acuerdo a una serie de parámetros entre los que se encuentran; su procedencia, el contenido de hidrocarburos pesados, y el contenido de H₂S. [6]

2.3.1.1 Según la procedencia

Gas asociado: proveniente del yacimiento donde el producto principal es el petróleo

Gas no asociado: proveniente del yacimiento donde el gas se encuentra mezclado con hidrocarburos líquidos o agua.

2.3.1.2 Según el contenido de hidrocarburos pesados

Gas rico (húmedo): es aquel donde la cantidad de propanos y más pesados es de tal magnitud que al ser sometidos a operaciones de refrigeración, se producen líquidos en cantidades considerables.

Gas pobre (seco): es aquel donde prevalece el metano y el etano y si se someten a operaciones de refrigeración no producen cantidades considerables de líquidos.

2.3.1.3 Según el contenido de H₂S

Gas agrio: es aquel donde el contenido de sulfuro de hidrogeno (H₂S) y compuestos de azufre es mayor de 10 ppm; considerándolo como un gas bastante corrosivo este gas también puede contener compuestos como el dióxido de carbono CO₂.

Gas dulce: es aquel donde el contenido de H₂S es menor a 10 ppm.

2.3.2 El contenido de agua en el gas natural

El gas natural, tal como se extrae de los pozos, viene cargado de agua, la cual suele estar presente en estado gaseoso junto con los otros componentes que integran la mezcla de hidrocarburos. Los cambios de presión y temperatura que experimenta el fluido hacen que el agua se deposite en forma líquida en las tuberías que se utilizan para transportarlo ocasionando la formación de hidrato, la corrosión del tubo, entre

otros problemas operacionales. Cuando el gas está cargado de agua (saturado) produce depósitos de líquidos al bajar la temperatura. El contenido de agua en el gas es una de las características que se deben conocer con mayor seguridad. De ello depende la garantía de que los procesos se realicen sin mayores problemas. [6]

2.4. COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS

2.4.1 Flujo bifásico

Consiste en el flujo simultáneo de dos fases de diferentes sustancias o de una misma sustancia en dos fases diferentes. En la mayoría de las industrias se encuentran con frecuencia flujos bifásicos líquido-gas o líquido-líquido. Para diseñar estos equipos se hace necesario conocer métodos predictivos que permitan determinar las caídas de presión y el líquido retenido (holdup) en la tubería, así como los procesos de transferencia de masa y de calor.

Muchos autores han propuesto modelos y correlaciones para describir este tipo de flujo, algunos con un intervalo amplio de aplicación y otros enfocados en cálculos particulares como orientados a la tubería o patrones de flujo específicos. Los llamados modelos empíricos han sido desarrollados correlacionando datos experimentales, mientras que los modelos mecanísticos tratan de describir el fenómeno en sí, lo cual representa la gran ventaja al no limitarse a condiciones específicas como el tipo de fluido o el intervalo del diámetro de tubería. La gran variedad de propuestas de diferentes autores amerita un estudio para la selección de la correlación o modelo que se adapte mejor al caso que se esté estudiando.

Todas las variables calculadas para el flujo bifásico son definidas para condiciones específicas, lo cual representa una problemática para casos donde las propiedades del fluido varían significativamente como el dimensionamiento de tuberías. Esto trae como consecuencia la incorporación de algoritmos de cálculos especiales, que se basan generalmente en la división de la línea en segmentos más

pequeños cuyas propiedades varían en menor proporción. Otra dificultad existente es la presencia de accesorios en las tuberías, los cuales buscan facilitar el manejo del fluido, pero afectan de manera importante las pérdidas de presión por fricción.

A diferencia del fluido monofásico, cada cambio de elevación de la tubería afecta considerablemente las condiciones principales del fluido bifásico. Si la energía del líquido que está en un punto bajo, no es suficiente para llevarlo a la colina siguiente, el líquido se almacenará en el punto más bajo de la siguiente cresta. En la figura 2.3 se muestra la formación de los llamados chinchorros de líquidos en los gasoductos. [7]

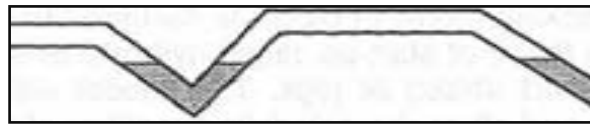


Figura 2.3 Acumulación de líquidos en los gasoductos. [7]

Mientras el líquido se acumula, la abertura para el gas disminuye. En algunos puntos hay suficiente fuerza de presión para comenzar el movimiento del fluido líquido, una porción del mismo es levantado sobre la colina y el resto se desliza detrás. El líquido en movimiento contribuye a la acumulación líquida en el próximo punto bajo. Este proceso se repite sucesivamente mientras el líquido se mueve abajo de la línea. Esto representa un uso ineficiente de la energía de presión, ya que ésta se emplea para elevar y cambiar el estado de inercia del líquido y producir el momento necesario para su desplazamiento. Por esta razón, es deseable mantener altas tasas de flujo, para mantener el líquido en movimiento.

Además de la pérdida de presión, la colección de líquidos produce un exceso de líquido retenido y resultan grandes volúmenes de éstos a la salida de la línea. La caída de presión y los altos volúmenes son observados en líneas que operan muy por debajo de la capacidad de diseño del gasoducto. En la figura 2.4 se observa la

pérdida de la presión la cual parte de un mínimo y se va incrementado a medida que la tasa de flujo se incrementa también. [7]

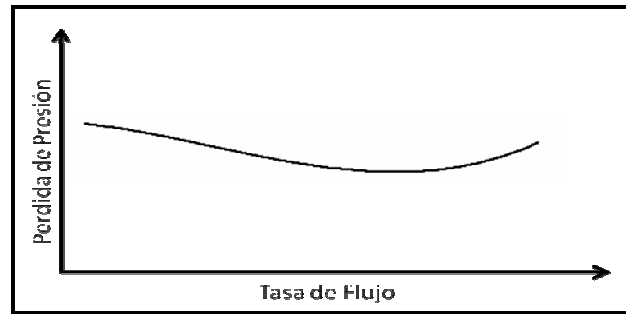


Figura 2.4 Perfil de presión de un fluido bifásico en una tubería horizontal. [7]

2.4.2 Variables características de los fluidos bifásicos

2.4.2.1 Densidad bifásica

Se define como la relación entre la masa y el volumen de la mezcla gas - líquido que existe en un determinado tramo de la tubería. La densidad bifásica se puede determinar a través de la ecuación 2.1 [8]

$$\rho_p = (\rho_G \times H_G) + (\rho_L \times H_L) \quad (\text{Ec.2.1})$$

Donde:

ρ_p : densidad de la mezcla bifásica $(\text{lbm}/\text{pie}^3)$

ρ_G : densidad de la fase gas $(\text{lbm}/\text{pie}^3)$

ρ_L : densidad de la fase líquida $(\text{lbm}/\text{pie}^3)$

H_G : retención de la fase gas (adimensional).

H_L : retención de la fase líquida (adimensional).

2.4.2.2 Viscosidad bifásica

Empleando la ecuación 2.2 se puede determinar la viscosidad bifásica, esta ecuación utiliza una relación entre la viscosidad de ambas fases y la retención de gas y líquido. [8]

$$\mu_B = (\mu_G \times H_G) + (\mu_L \times H_L) \quad (\text{Ec.2.2})$$

Donde:

μ_B : viscosidad de la mezcla bifásica ($lbm/ pie \times h$)

μ_G : viscosidad de la fase gas ($lbm/ pie \times h$)

μ_L : viscosidad de la fase líquida ($lbm/ pie \times h$)

H_G : retención de la fase gas (adimensional).

H_L : retención de la fase líquida (adimensional).

2.4.2.3 Retención de líquido (holdup de líquido)

Está definida como la relación entre el volumen que ocupa la fase líquida contenida en un segmento de tubería y el volumen total de dicho segmento, para un instante de tiempo y una posición determinada dentro de la tubería. Esta definición queda expresada en la ecuación 2.3. [8]

$$H_L = \frac{V_L}{V_{Tubería}} \quad (\text{Ec.2.3})$$

Donde:

H_L : retención de la fase líquida (adimensional)

V_L : volumen de líquido en un segmento de tubería (pie^3)

$V_{Tubería}$: volumen de la sección de la tubería (pie^3)

El volumen restante de la tubería es ocupado por el gas y es lo que se denomina como, holdup de gas o fracción de vacío, la cual se expresa en la ecuación 2.4.

$$H_G = 1 - H_L \quad (\text{Ec.2.4})$$

Donde:

H_G : retención de la fase gaseosa (adimensional)

H_L : retención de la fase líquida (adimensional)

2.4.2.4 Retención de líquido sin deslizamiento (no-slip liquid holdup)

Posee la misma definición que la retención de líquido, pero asumiendo que la fase gas y la fase líquida viajan a la misma velocidad. La ecuación 2.5 expresa esta definición. [8]

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_G} = \frac{V_{SL}}{V_{SL} + V_{SG}} \quad (\text{Ec.2.5})$$

Donde:

λ_L : retención de líquido sin deslizamiento entre las fases (adimensional)

q_L : flujo volumétrico de líquido a la entrada de la tubería $\left(\frac{\text{pie}^3}{\text{h}}\right)$

q_G : flujo volumétrico de gas a la entrada de la tubería $\left(\frac{\text{pie}^3}{\text{h}}\right)$

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{\text{pie}}{\text{h}}\right)$

V_{SG} : velocidad superficial del gas $\left(\frac{\text{pie}}{\text{h}}\right)$

La retención de gas sin deslizamiento (No-slip gas holdup) es calculada con la ecuación 2.6. [8]

$$\lambda_G = \frac{q_G}{q_G + q_L} = \frac{V_{SG}}{V_{SG} + V_{SL}} \quad (\text{Ec.2.6})$$

Donde:

λ_G : retención de gas sin deslizamiento entre las fases (adimensional)

q_G : flujo volumétrico del gas a la entrada de la tubería $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

q_L : flujo volumétrico del líquido a la entrada de la tubería $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

V_{SG} : velocidad superficial del gas $\left(\frac{pie}{h}\right)$

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{pie}{h}\right)$

2.4.2.5 Velocidad superficial

La velocidad superficial del gas y del líquido se pueden obtener utilizando las ecuaciones 2.7 y 2.8 respectivamente para cada una fase. [8]

$$V_{SG} = 1,27 \frac{q_G}{D^2} \quad (\text{Ec.2.7})$$

Donde:

V_{SG} : velocidad superficial del gas $\left(\frac{pie}{h}\right)$

q_G : flujo volumétrico del gas $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

D : diámetro de la tubería (pie)

$$V_{SL} = 1,27 \frac{q_L}{D^2} \quad (\text{Ec.2.8})$$

Donde:

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{pie}{h}\right)$

q_L : flujo volumétrico del líquido $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

D : diámetro de la tubería (pie)

2.4.2.6 Velocidad real

Se define como la velocidad que tiene cada una de las fases en cualquier instante en función de la porción de sección transversal de tubería ocupada por cada una de ellas. Esta definición se expresa en las ecuaciones 2.9 y 2.10. [8]

$$V_L = \frac{q_L}{A \times H_L} \quad (\text{Ec.2.9})$$

Donde:

V_L : velocidad real de la fase líquida $\left(\frac{pie}{h}\right)$

q_L : flujo volumétrico del líquido $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

A : área de la sección transversal de la tubería $\left(pie^2\right)$

H_L : retención de la fase líquida (adimensional)

$$V_G = \frac{q_G}{A \times H_G} \quad (\text{Ec.2.10})$$

Donde:

V_G : velocidad real de la fase gas $\left(\frac{pie}{h}\right)$

q_G : flujo volumétrico del gas $\left(\frac{pie^3}{h}\right)$

A : área de la sección transversal de la tubería $\left(pie^2\right)$

H_G : retención de la fase gas (adimensional).

2.4.2.7 Velocidad de deslizamiento

Esta velocidad es la diferencia de la velocidad real de cada fase, expresada en la ecuación 2.11. [8]

$$V_d = V_G - V_L \quad (\text{Ec.2.11})$$

Donde:

V_d : velocidad de desplazamiento $\left(\frac{\text{pie}}{h}\right)$

V_L : velocidad real de la fase líquida $\left(\frac{\text{pie}}{h}\right)$

V_G : velocidad real de la fase gas $\left(\frac{\text{pie}}{h}\right)$

2.4.2.8 Velocidad de erosión

Los sistemas de flujo bifásico están casi siempre acompañados por erosión, especialmente en el caso de líneas de proceso diseñadas para transportar flujos a alta velocidad dentro de los régimen anular o de neblina. El siguiente criterio empírico se utiliza para evitar la posibilidad de erosión en una tubería de acero al carbono bifásica: [9]

$$V_{sm} < \frac{160}{\sqrt{\rho_h}} \quad (\text{Ec.2.12})$$

Donde:

V_{sm} : velocidad de la mezcla $\left(\frac{\text{pie}}{s}\right)$

ρ_h : densidad de la mezcla homogénea

2.4.3 Flujo multifásico

El flujo multifásico en tuberías es un problema difícil de modelar matemáticamente; no obstante han aparecido en la literatura de los últimos años, varias correlaciones empíricas donde los cálculos se llevan a cabo considerando el sistema de hidrocarburos, compuestos por dos pseudo-compomentes denotados como petróleo y gas cada uno de los cuales tiene una composición fija. Se considera que el gas se

disuelve en el petróleo y que la solubilidad disminuye al bajar la presión. Las propiedades físicas de los fluidos dependen de presión y temperatura, y se supone que el gradiente de la temperatura es lineal, o se considera que el flujo es isotérmico. [7]

2.4.4 Patrón de flujo en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas

En flujo bifásico (líquido/vapor), las interacciones entre la fase líquida y el vapor, por estar influenciadas por sus propiedades físicas, caudales de flujo y por el tamaño, rugosidad y orientación de la tubería, causan varios tipos de patrones de flujo. Estos patrones se llaman regímenes de flujo. En un determinado punto de una línea, solamente existe un tipo de flujo en cualquier tiempo dado. Sin embargo, como las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro. [9]

2.4.4.1 Factores principales que influyen en el régimen de flujo

- a) Diferencia de propiedades físicas, tales como densidad, viscosidad, y las velocidades de flujo de las dos fases.
- b) Condiciones o variables de operación tales como, la presión y el caudal de cada uno de los fluidos.
- c) Tipos de accesorios que se encuentren presentes en la tubería.
- d) Dirección del flujo (ascendente/descendente).
- e) Orientación de la línea, es decir horizontal, vertical o inclinada.
- f) Variables geométricas, como el diámetro, el ángulo de inclinación o el perfil de elevación de la línea de transferencia. [9]

2.4.4.2 Principales regímenes de flujo

Se definen siete regímenes principales de flujo para describir el flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada ($\Theta \leq 5^\circ$). Estos regímenes se describen en orden

creciente de velocidad del vapor. En los esquemas mostrados la dirección del flujo es de izquierda a derecha. A continuación se muestran estos patrones o régimen de flujo en la figura 2.5. [9]

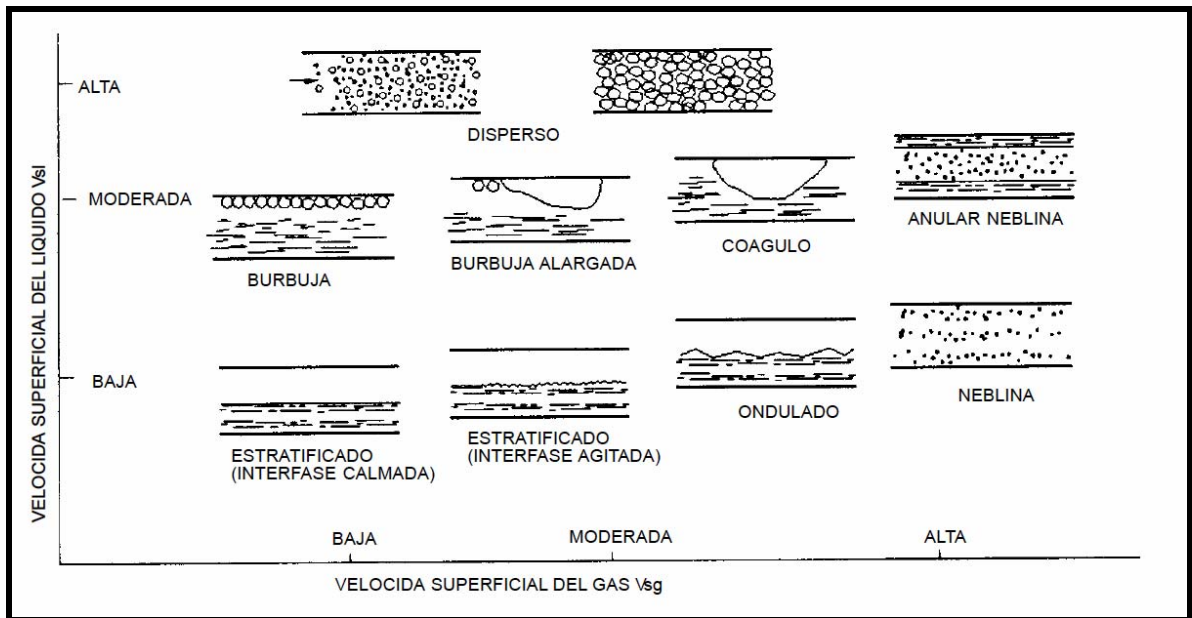


Figura 2.5 Régimen de flujo en grafica de velocidad superficial del líquido Vs la velocidad superficial del gas. [9]

2.4.4.2.1 Flujo tipo burbuja

El líquido ocupa el volumen de la sección transversal y el flujo de vapor forma burbujas a lo largo del tope de la tubería cuando la proporción de líquido es intermedia y la velocidad del gas es baja, como se muestra en la figura 2.6. Por lo general las velocidades del vapor y del líquido son aproximadamente iguales. A velocidades modestas del gas estas burbujas se aglomeran y forman el equivalente distorsionado de una burbuja uniformemente cilíndrica. Si las burbujas tienden a dispersarse a través del líquido, esto se llama algunas veces flujo tipo espuma. En el flujo ascendente las burbujas retienen su identidad en un rango más amplio de

condiciones. En el flujo descendente el comportamiento se desplaza en la dirección del flujo tipo pistón. [9]

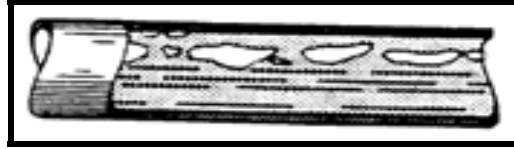


Figura 2.6 Patrón de flujo tipo burbuja. [9]

2.4.4.2 Flujo intermitente tipo pistón

Al aumentar el vapor, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de vapor y líquido a lo largo del tope de la tubería con una fase líquida continua remanente en el fondo, como se observa en la figura 2.7. En una orientación ascendente, el comportamiento es desplazado en la dirección del flujo tipo burbuja; si el flujo es descendente se favorece el flujo estratificado. [9]

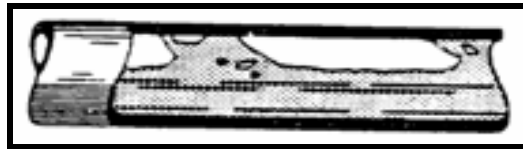


Figura 2.7 Patrón de flujo intermitente tipo pistón. [9]

2.4.4.3 Flujo estratificado suave

A baja velocidad del líquido y como el flujo de vapor continúa incrementándose, los tapones de vapor tienden a una fase continua, ocurriendo una completa estratificación de los fluidos, este patrón se observa en la figura 2.8. El vapor fluye a lo largo del tope de la tubería y el líquido fluye a lo largo del fondo. La interfase entre las fases es relativamente suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante. Un incremento de la velocidad del gas produce agitación en la interfase del gas y líquido, produciéndose el patrón de flujo estratificado de interfase agitada. En flujo ascendente, el flujo tipo estratificado ocurre raramente favoreciendo el flujo

ondulante. En flujo descendente, el flujo estratificado es favorecido, siempre y cuando la inclinación no sea demasiado pronunciada. [9]



Figura 2.8 Patrón de flujo tipo estratificado suave. [9]

2.4.4.2.4 Flujo estratificado ondulante

Como el flujo de vapor aumenta aún más, el vapor se mueve apreciablemente más rápido que el líquido y la fricción resultante en la interfase forma olas de líquido. La amplitud de las olas se incrementa con el aumento del flujo de vapor, como se muestra en la figura 2.9. El flujo ondulante puede ocurrir hacia arriba, pero en un rango de condiciones más restringido que en una tubería horizontal. Hacia abajo, las olas son más moderadas para un determinado flujo de vapor y en la transición a flujo tipo tapón, si es que ocurre, tiene lugar a caudales más altos que en la tubería horizontal. [9]



Figura 2.9 Patrón de flujo tipo estratificado ondulante. [9]

2.4.4.2.5 Flujo intermitente tipo tapón

Cuando el flujo de vapor alcanza cierto valor crítico, las crestas de las olas de líquido tocan el tope de la tubería y forman tapones espumosos, como se ve en la figura 2.10, siendo la velocidad de estos tapones mayor que la velocidad promedio de líquido. En la estructura del tapón de vapor, el líquido es presionado de manera que el vapor ocupe la mayor parte del área de flujo en ese punto. En flujo ascendente, el flujo tipo

tapón comienza a caudales de vapor más bajos que en las tuberías horizontales. En flujo descendente, se necesitan caudales de vapor más altos que en tuberías horizontales para establecer el flujo tipo tapón y el comportamiento se desplaza hacia el flujo anular. Ya que el flujo tipo tapón puede producir pulsaciones y vibraciones en codos, válvulas y otras restricciones de flujo, debe ser evitado en lo posible. [9]



Figura 2.10 Patrón de flujo intermitente tipo tapón. [9]

2.4.4.2.6 Flujo anular

El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el vapor fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro de la tubería, como se muestra en la figura 2.11, habiendo gran cantidad de deslizamiento entre las fases. Parte del líquido es extraído fuera de la película por el vapor y llevado al centro como gotas arrastradas. La película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería y esta diferencia decrece al distanciarse de las condiciones de flujo de tipo tapón, corriente abajo de los codos, la mayor parte del líquido se moverá hacia el lado de la pared externa. En flujo anular, los efectos de caída de presión y momento sobrepasan los de gravedad, por lo tanto la orientación de la tubería y la dirección del flujo tienen menos influencia que en los regímenes anteriores. El flujo anular es un régimen muy estable. Por esta razón y debido a que la transferencia de masa vapor-líquido es favorecida, este régimen de flujo es ventajoso para algunas reacciones químicas. 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 asemeja mucho a una fase homogénea. [9]



Figura 2.11 Patrón de flujo tipo anular. [9]

2.4.4.2.7 Flujo tipo disperso (también conocido como flujo tipo rocío)

Cuando la velocidad del vapor en flujo anular se hace lo suficientemente alta, toda la película de líquido se separa de la pared y es llevada por el vapor como gotas arrastradas, como se aprecia en la figura 2.12. En este tipo de régimen de flujo, las burbujas del gas están casi uniformemente distribuidas por todo el líquido. 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. Este régimen de flujo es casi completamente independiente de la orientación de la tubería o de la dirección del flujo. [9]

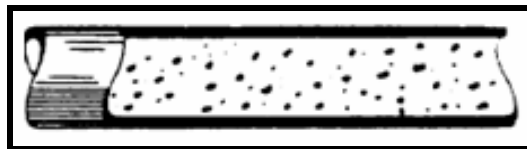


Figura 2.12 Patrón de flujo tipo disperso. [9]

2.4.5 Determinación del régimen de flujo

Un conocimiento más exacto del régimen de flujo que existe en flujo bifásico para una situación específica permitiría al diseñador hacer una predicción más exacta de la caída de presión que la que se obtendría mediante cualquier correlación

generalizada. Por esta razón, se han desarrollado mapas de régimen de flujo para las más comunes y significativas orientaciones de tubería. [9]

2.4.5.1 Mapa de flujo Baker

El primero que reconoció la importancia de definir los regímenes de flujo como punto de partida para sus cálculos fue Baker en 1954, publicando el primer mapa de regímenes de flujo para flujo horizontal de un sistema agua – aire, usando $G_L \lambda \psi / G_G$ (abscisa) y G_G / λ (ordenada) como coordenadas. En este mapa que se muestra en la figura 2.13, una coordenada es adimensional mientras que la otra es dimensional. Es necesario saber que λ y ψ son parámetros adimensionales que deben tener en cuenta la variación de las propiedades del fluido. Estos recursos empíricos se utilizan para hacer coincidir las líneas de transición en sistemas diferentes al de agua- aire propuesto originalmente. [7]

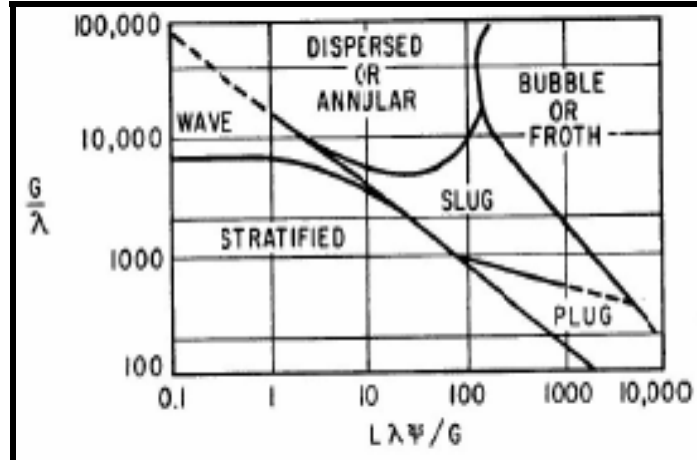


Figura 2.13 Mapa de flujo para el cálculo de régimen según Baker. [7]

Parámetros del mapa del Baker:

$$G_L = \rho_L \times V_{SL} \quad (\text{Ec.2.13})$$

Donde:

G_L : flujo másico de la fase líquida por unidad de área $\left(\frac{lbm}{pie^2 \times h}\right)$

ρ_L : densidad de la fase líquida $\left(\frac{lbm}{pie^3}\right)$

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{pie}{h}\right)$

$$G_G = \rho_G \times V_{SG} \quad (\text{Ec.2.14})$$

Donde:

G_G : flujo másico de la fase gaseosa por unidad de área $\left(\frac{lbm}{pie^2 \times h}\right)$

ρ_G : densidad de la fase gaseosa $\left(\frac{lbm}{pie^3}\right)$

V_{SG} : velocidad superficial del gas $\left(\frac{pie}{h}\right)$

$$\psi = \frac{73}{\sigma_L} \left[\mu_L \times \left(\frac{62,4}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (\text{Ec.2.15})$$

Donde:

σ_L : tensión superficial

μ_L : viscosidad de la fase líquida $\left(\frac{lbm}{pie \times h}\right)$

ρ_L : densidad de la fase líquida $\left(\frac{lbm}{pie^3}\right)$

$$\lambda = \left[\left(\frac{\rho_G}{0,075} \right) \times \left(\frac{\rho_L}{62,4} \right) \right]^{1/2} \quad (\text{Ec.2.16})$$

Donde:

ρ_G : densidad de la fase gaseosa $\left(\frac{lbm}{pie^3}\right)$

ρ_L : densidad de la fase líquida $\left(\frac{lbm}{pie^3}\right)$

2.4.5.2 Mapa de flujo de Beggs y Brill

Estos autores desarrollaron este mapa de flujo basado en una correlación para predecir la caída de presión en tuberías; entre los factores que consideraron se encuentran los regímenes de flujo. En la figura 2.14 referida a este mapa se observa que, las coordenadas son el número de Froude de la mezcla bifásica y la retención de líquido sin deslizamiento. [7]

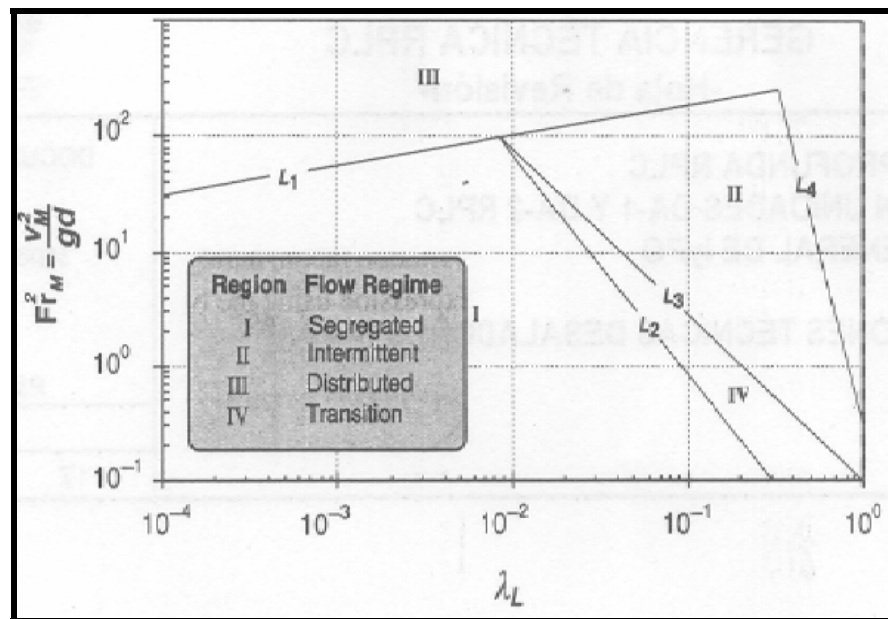


Figura 2.14 Mapa de flujo para el cálculo de régimen según Beggs-Brill. [7]

$$F_R = \frac{V_m^2}{g \times D} \quad (\text{Ec.2.17})$$

Donde:

F_R : número de Froude (adimensional)

V_m : velocidad de la mezcla (pie/h)

g : aceleración de la gravedad (pie/s^2)

D : diámetro de la tubería (pie)

$$L_1 = 316 \times \lambda_L^{0,302} \quad (\text{Ec.2.18})$$

$$L_2 = 9,252E^{-4} \times \lambda_L^{-2,4684} \quad (\text{Ec.2.19})$$

$$L_3 = 0,10 \times \lambda_L^{-1,4516} \quad (\text{Ec.2.20})$$

$$L_4 = 0,5 \times \lambda_L^{-6,738} \quad (\text{Ec.2.21})$$

Tabla 2.2 Condiciones para la predicción del régimen de flujo por el modelo de Beggs-Brill.

Patrón de flujo	Condiciones
Segregado	$(\lambda_L < 0,01 \text{ y } F_{R_M}^2 < L_1) \text{ o } (\lambda_L \geq 0,01 \text{ y } F_{R_M}^2 > L_2)$
Transición	$(\lambda_L \geq 0,01 \text{ y } L_2 \leq F_{R_M}^2 \leq L_3)$
Intermitente	$(0,01 \leq \lambda_L \leq 0,04) \text{ y } (L_3 \leq F_{R_M}^2 \leq L_1) \text{ o } (\lambda_L \geq 0,4) \text{ y } (L_3 \leq F_{R_M}^2 \leq L_4)$
Distribuido	$(\lambda_L < 0,4 \text{ y } F_{R_M}^2 \geq L_1) \text{ o } (\lambda_L \geq 0,4 \text{ y } F_{R_M}^2 > L_4)$

2.4.5.3 Mapa de flujo de Taitel y Dukler

Taitel y Dukler diseñaron un mapa de flujo para tubos horizontales y para tubos ligeramente inclinados, basado sólidamente en un modelo matemático. Este mapa se presenta en la figura 2.15, y se trata de un mapa de carácter general que utiliza

variables adimensionales y que además es capaz de relacionarlas en las fases de transición. [7]

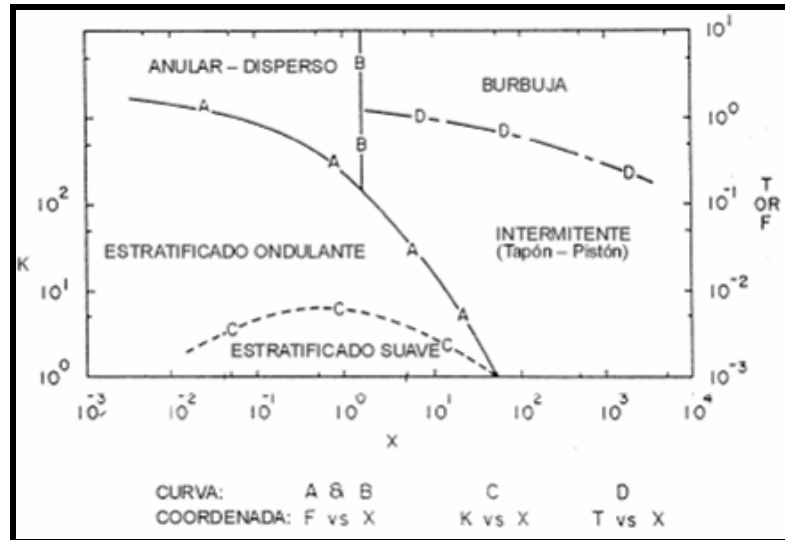


Figura 2.15 Mapa de flujo para el cálculo de régimen según Taitel y Dukler. [7]

El grupo de variable adimensionales que utilizan este mapa son:

$$X = \left(\frac{\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_L}{\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_G} \right)^{1/2} \quad (\text{Ec.2.22})$$

Donde:

$\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_L$: caída de presión por fricción del líquido.

$\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_G$: caída de presión por fricción del gas.

$$T = \left[\frac{\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_L}{(\rho_L - \rho_G) \times g \times \cos \theta} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.23})$$

Donde:

$\left(\frac{\partial P}{\partial X} \right)_L$: caída de presión por fricción del líquido.

ρ_G : densidad de la fase gas $\left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \right)$

ρ_L : densidad de la fase líquida $\left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \right)$

g : aceleración de la gravedad $\left(\frac{\text{pie}}{\text{s}^2} \right)$

θ : ángulo de inclinación de la tubería (grados)

$$F = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \times \frac{V_{SL}}{\sqrt{D \times g \times \cos \theta}} \quad (\text{Ec.2.24})$$

Donde:

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{\text{pie}}{\text{h}} \right)$

D : diámetro de la tubería (pie)

$$K = \left[\frac{\rho_G \times (V_{SG})^2 \times V_{SL}}{(\rho_L - \rho_G) \times g \times V_L \times \cos \theta} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.25})$$

Donde:

V_{SG} : velocidad superficial del gas $\left(\frac{\text{pie}}{\text{h}} \right)$

V_{SL} : velocidad superficial del líquido $\left(\frac{\text{pie}}{\text{h}} \right)$

V_L : viscosidad cinemática del líquido $\left(\frac{\text{pie}^2}{\text{h}} \right)$

2.4.5.4 Mapa de flujo de Mandhane

Un conocido mapa para la predicción de patrones de flujo bifásico horizontal es presentado en la figura 2.16 propuesto por Mandhane, en 1974. Este mapa se basa en una amplia base de datos y se dibuja utilizando como coordenadas la velocidad superficial de gas (V_{SG}) y la velocidad superficial de líquido (V_{SL}). Eligiendo las velocidades superficiales como coordenadas no se puede generalizar su uso, a pesar de ser un mapa bastante útil. Los límites que se presentan para delinear los diferentes regímenes de flujo no necesariamente representan el comportamiento real esperado en cada caso de diseño, sino que indican aproximadamente la relación de velocidad del gas-líquido en la que los cambios en patrones de flujo pudieran ocurrir. [9]

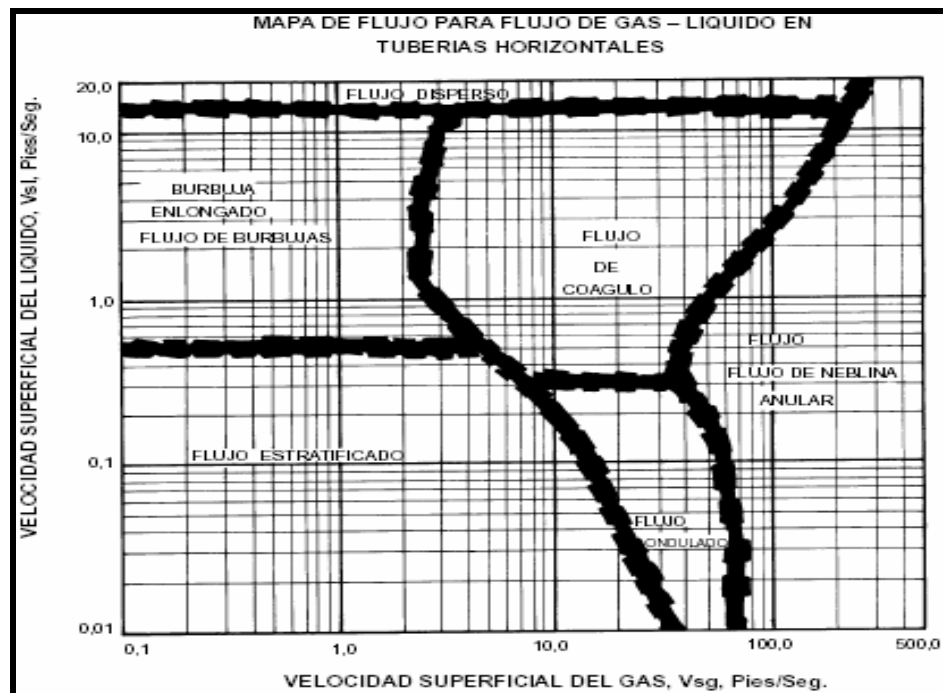


Figura 2.16 Mapa de flujo para el cálculo de régimen según Mandhane. [9]

2.5. GASODUCTOS

Son aquellas tuberías que se usan para el transporte del gas natural desde las estaciones de descarga hasta las plantas compresoras para la distribución de acuerdo con el uso previsto dependiendo de su comercialización (uso domestico, industrial, electricidad, petroquímica y refinería, etc.). [10]

2.5.1 Operación en los gasoductos

Una vez construidas las instalaciones necesarias para transportar y distribuir el gas industrial, es necesario establecer el sistema operacional más conveniente que corresponde a las previsiones de diseño del gasoducto. En este sentido la operación comienza con un centro de despacho que controle el volumen de gas suministrado a las industrias y un punto de control del gas recibido de las fuentes de suministro. Dada a la extensión geográfica que normalmente cubren los sistemas de trasmisión y distribución para llevar el gas desde la fuente de suministro hasta los centro de consuno industrial, se hace necesario dividir la responsabilidad en distritos operacionales con limites claramente definidos de instalaciones y equipos, subdivididos en forma coordinada en secciones de áreas operacionales igualmente con límites establecidos de responsabilidad. Cada una de estas áreas cuentas con unidades operacionales de servicio que proveen a estas secciones la ayuda necesaria para ejecutar los programas de trabajo. Adicionalmente, existen otras secciones que prestan servicio a las áreas operativas en materia de servicios generales, administración de servicios, control preventivo, protección integral, mantenimiento, construcción y servicios comerciales. [10]

2.5.2 Transmisión de gas

Se entiende por transmisión de gas al proceso de transporte del gas desde las fuentes de suministro hasta las redes de distribución, manteniendo un control sobre el

manejo y la distribución del gas. Los elementos que conforman un sistema de transmisión de gas son las siguientes: [10]

- Despacho de gas.
- Control fisicoquímico del gas.
- Sistema de supervisión de control.
- Líneas de transmisión.
- Estaciones de transmisión.
- Estaciones de válvulas intermedias o estaciones de válvulas.
- Estaciones compresoras.
- Estaciones de trampas.

2.5.2.1 Despacho de gas

A fin de asegurar la operación de un sistema de transmisión es necesario mantener el control sobre el suministro y la distribución del gas. Este control está centralizado en el analista de gas quien es la persona quien obtiene la información horaria de presiones, flujos, temperaturas y características del gas. Motivado a que la mayor expansión de los sistemas de transmisión son en áreas alejadas de los centros de operaciones se mantiene un control inmediato de esos sectores, mediante un sistema de supervisión y control que reporta la información horaria al despacho de gas. El despacho debe cumplir los programas de requerimientos para la entrega del gas. Es responsabilidad del analista de gas de turno mantener la transmisión de los sistemas en forma balanceada, lo cual significa que el volumen del gas recibido debe ser similar al entregado a los usuarios de servicio. Así mismo se debe aprovechar las horas de bajo consumo para empacar el gas en la línea, manteniendo el sistema dentro de los valores máximos permitidos. [10]

2.5.2.2 Control fisicoquímico del gas

Las características físico-químicas del gas que normalmente se controlan para la operación de un sistema de transmisión y distribución son: gravedad específica, poder calorífico, contenido de agua, contenido de H₂S y CO₂, características estas que influyen de una u otra forma en la utilización efectiva del gas. El análisis de la composición molar del gas se efectúa por medio de un cromatógrafo o analizador instalado en el punto de recepción al comienzo del sistema de transmisión; de esta manera se presenta el análisis del gas de las fuentes y de la mezcla final que entra al sistema de transmisión. [10]

2.5.2.3 Sistemas de supervisión y control

El sistema de supervisión y control de la red de gasoductos es un sistema supervisorio centralizado, configurado por tres bloques funcionales: estación central, telecomunicaciones y estaciones remotas. El primer bloque constituye el punto de concentración y procesamiento de toda la información intercambiada entre la central y las remotas mediante los medios de comunicación el cual conforma el segundo bloque. El tercer bloque está constituido por las estaciones remotas, las cuales recolectan la información de toda la instrumentación conectada al proceso para enviarla a la estación central cada vez que los requiera. Todas las variables procesadas tienen valores límites predefinidos, de tal forma que, en caso de anomalía en el comportamiento de algunas de estas variables, la programación asociada genera mensajes de alerta al operador. Además se disponen de programas que permiten simular el comportamiento de la red, pudiendo así predecir las tendencias del sistema de transmisión de gas, para hacer balances y definir las acciones según ciertas condiciones de operación. [10]

2.5.2.4 Líneas de transmisión

Los sistemas de transmisión están formados por una o más líneas o tuberías de larga longitud y diámetros mayores a 16 pulgadas. En sistemas de dos o más tuberías, la primera es denominada gasoducto y los restantes lazos, que permiten la flexibilidad operacional del sistema de transmisión. [10]

2.5.2.5 Ramal(es) o línea(s) principal(es) de distribución

Son las tuberías o líneas conectadas a la salida de la estación de distribución o de medición y control, las cuales se dirigen hacia las zonas industriales, permitiendo efectuar el suministro de gas. [10]

2.5.2.6 Estación de distribución o estación de medición y control del gas

Esta estación tiene como función medir y controlar el gas suministrado al sistema, permitiendo del mismo modo determinar la demanda y el rango de la variación del flujo con el tiempo, lo que a su vez facilita el control del gas a ventas y la obtención de los volúmenes requeridos por las fuentes de suministro. [10]

2.5.2.7 Estaciones de transmisión

Estas estaciones normalmente están instaladas en el inicio de los sistemas de transmisión, recibiendo el gas proveniente de las fuentes. En ellas se inicia la transmisión mediante un proceso de regulación de presión hacia cada sistema de acuerdo con los parámetros máximos de operación. Las estaciones de transmisión constan de un sistema de venteo y facilidades para el lanzamiento de herramientas de limpieza e inspección. [10]

2.5.2.8 Estaciones de válvulas intermedias o estaciones de válvulas automáticas

Estas instalaciones representan en un sistema de transmisión un mecanismo de seguridad en caso de una rotura de la línea. Están compuestas por válvulas de bola de

igual diámetro al del gasoducto o lazo donde están instaladas, con interconexiones entre las líneas del gasoducto y del lazo dotadas de válvulas de tapón, a fin de facilitar la inyección de gas entre las líneas. [10]

2.5.2.9 Estaciones compresoras

Las plantas compresoras del gas natural están normalmente constituidas por una o más plantas compresoras asociadas por motores de combustión interna. Estas estaciones son instaladas con el propósito de incrementar las capacidades de transmisión y almacenaje de los sistemas. En estas el gas rico proveniente de las estaciones de producción a diferentes presiones se comprime a 1.200 psig utilizando motores y/o turbinas. El gas comprimido pasa posteriormente a una planta de extracción de líquidos, donde las altas presiones y temperaturas criogénicas logran separar de la mezcla (gas natural) las fracciones más pesadas (propano, butano, pentano etc.). [10]

2.5.2.10 Sistemas de procesos de transmisión de gas

- El sistema de succión comprende la línea de entrada, la trampa receptora de herramienta de limpieza, los recolectores de líquidos, los filtros separadores de sólido y la cámara de succión.
- El sistema de descarga comprende el cabezal de descarga, medidores de flujo, trampa de envío y líneas de descarga.
- El sistema de gas combustible es alimentado tanto desde la descarga de la planta como de la succión de la misma. Está comprendido por el paquete de gas combustible que contiene los equipos de regulación, filtrado, medición y los cabezales de distribución.
- El sistema de venteo está integrado por el sistema de alta presión y el sistema de baja presión. El sistema de alta presión descarga a la atmósfera y se emplea para la

despresurización rápida de la planta. El sistema de baja presión se utiliza para recolectar y para quemar en un mechurrio los gases producidos durante la operación normal de la planta.

- Los líquidos provenientes de la operación de limpieza de gasoductos y de la operación normal de planta son recolectados, almacenados, estabilizados a baja presión y cargados periódicamente en camiones para su disposición final en otras instalaciones, tales como fosas de quema y estaciones de flujos de petróleo. [10]

2.5.2.11 Estaciones de trampas de envío y recibo

Estas son estaciones diseñadas con el propósito de facilitar el lanzamiento y recepción de las herramientas de limpieza e inspección interna de la tubería, mientras que el producto fluye a través de la misma, sin necesidad de interrumpir el flujo. Deben incluir accesorios necesarios (válvulas, manómetros, etc.) para aislar la trampa de la línea de operación, al igual que las estaciones de válvulas intermedias; éstas poseen los mismos equipos además, de las facilidades para trasegado de líquido y fosas de quema. Dependiendo de la longitud del sistema de transmisión, éstas pueden ser ubicadas en sitios intermedios o al final de la línea transmisora. Estas instalaciones tienen una gran importancia durante el proceso de limpieza e inspecciones internas, ya que facilitan la quema del líquido arrastrado por la herramienta en la fosa de quema, minimizando el efecto de contaminación de los equipos ubicados aguas abajo. [10]

Los principales componentes de la trampa son: [10]

- Tapa.
- Barril.
- Reducción cuello.
- Válvula principal.
- Líneas de pateo y de reflujos con sus accesorios.

- Línea de drenaje.
- Línea de venteo.
- Línea de igualación de presiones.
- Manómetros.

El diseño de las trampas debe considerar las dimensiones de las herramientas a utilizar en el proceso de inspección, siendo normalmente la herramienta para la detección de pérdidas de espesor la que determina sus dimensiones. El acceso a las trampas debe ser un factor de consideración, ya que muchos casos requieren de izamiento, vehículos de transporte, vehículos con sistemas de vaciado (vacuum), camiones cisternas, etc. En el área de trampas como mínimo debe haber acceso y espacio de trabajo para la manipulación segura de herramientas durante las operaciones de atrapado y desatrapado. [10]

2.5.3 Factores que influyen en la transmisión del gas natural

2.5.3.1 Formación de hidratos

Son compuestos que se forman por la reacción entre el gas natural y el agua, siendo su composición aproximadamente el 10% de hidrocarburos y un 90% de agua. Los hidratos son cristales tomando apariencia de nieve. También pueden existir hidratos formados por compuestos como el dióxido de carbono y ácido sulfúrico. Su gravedad específica es de 0,98 y flotan en el agua. El gas natural formará hidratos si existe agua libre enfriando el gas por debajo de la temperatura de rocío. En general se forman a bajas temperaturas, altas presiones y altas velocidades. Entre los problemas industriales que ocurren por la formación de hidratos se pueden mencionar: congelamiento de gas natural, logrando taponar la tubería y por ende reduciendo el espacio permisible para el transporte del gas, corrosión de la tubería y en el caso más grave ocasionaría el reemplazo de ésta y la detención de las operaciones en la planta. Por esta razón es necesario implementar técnicas para

deshidratar el gas antes del enfriamiento de los hidrocarburos. En la figura 2.17 se observa la formación de hidratos en un gasoductos y la manera como llega a taponar la línea. [10]



Figura 2.17 Formación de hidratos en gasoductos.

2.5.3.2 Formación de líquidos

Esto ocurre cuando los componentes más pesados del gas natural alcanzan el punto de rocío y se condensan depositándose en el interior de la tubería. Generalmente cuando llega la noche, se pueden presentar disminuciones apreciables de la temperatura ambiental unida a la variación de presión a lo largo de la línea. La acumulación de líquidos trae como consecuencia la disminución del caudal, la reducción de la eficiencia de transmisión en la línea, acumulación de líquidos y pérdida de la presión la cual se estima que es alrededor de 3 a 7 libras por pulgada cuadrada por cada kilómetro de tubería. En la figura 2.18 se muestra la cantidad de líquidos que fueran desplazados por una herramienta de limpieza. [10]



Figura 2.18 Condensación de líquidos en gasoductos.

2.5.3.3 Corrosión

Frecuentemente se confunde a la corrosión como un simple proceso de oxidación, siendo en realidad un proceso mucho más complejo, el cual puede puntualizarse como la gradual destrucción y desintegración de los materiales debido a un proceso electroquímico y de erosión causadas por: el sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS_2), mercaptanos (RSH), nitrógeno (N_2) y agua (H_2O). Para minimizar la presencia de estos compuestos el gas debe ser endulzado y deshidratado de tal forma de eliminar de la corriente de gas los agentes corrosivos. En la figura 2.19 se evidencia la corrosión interna en una línea. [10]



Figura 2.19 Corrosión interna en gasoductos.

2.5.3.4 Deposición de asfáltenos

Los asfáltenos son hidrocarburos constituyentes del petróleo, de elevado peso molecular entre 1.000 y 5.000 unidades de masa atómica (UMA), siendo su estructura amorfa. Este fenómeno ocurre cuando se transporta por las tuberías gas asociado con petróleo. Este evento se evidencia cuando hay una deficiencia de los equipos de separación quizás por la formación de espumas ya que el crudo al ser desgasificado forma espuma, lo que conlleva a arrastres en las corrientes de gas ocasionando la disminución en la capacidad del sistema, aumento en la frecuencia de la limpieza en los gasoductos y atascamientos de las herramientas de limpieza, entre otros. [10]

2.6. INSPECCIONES INTERNA DE LA TUBERIAS

Las inspecciones de las tuberías han surgido como resultado de dos factores: el primero de estos es la edad creciente de los sistemas de tubería existentes y el muy alto costo para reemplazarlos. Esta ha conllevado a extender la vida originalmente planificada de la tubería para evitar o minimizar desembolso de capital. La segunda consideración es resultado del transporte de productos más corrosivos, la cual enfoca la preocupación por posible corrosión de la tubería, particularmente desde que se sabe que la efectividad de los programas de inhibición de la corrosión son menores al 100 %.

La inspección de tuberías es el resultado de un pase de cochinos inteligentes diseñados para detectar las pérdidas de metal, grietas y defectos similares. Actualmente, todas estas herramientas se basan en la densidad de flujo magnético en el tubo de acero, y en la detección y registro de anomalías. Existen diferencias de detalle en el método para inducir la densidad de flujo, en el número de canales suministradas para coleccionar los datos, y en las técnicas para la interpretación final de los resultados. [11]

2.6.1 ¿Qué son las impurezas de los gasoductos?

Todos los materiales dentro de los gasoductos que no se demarcan dentro de los criterios y especificaciones de calidad deben ser considerados como sucio de la tubería, incluyendo líquidos del gas natural, petróleo, aceites lubricantes, agua, agua salada, suspensiones y todos los sólidos que no son partes integrantes de las paredes de la tubería y sellos. [11]

2.6.2 ¿Por qué se limpia una tubería?

La razón principal de un gasoducto es transportar un gas en forma eficiente y confiablemente hasta los centros de consumo industrial. El transporte de gas natural a lo largo de la tubería ya sea por terrenos planos o montañosos, trae como consecuencia la acumulación de líquidos en los puntos bajos o valle de la tubería. Los líquidos han sido condensados gracias a las variaciones de temperatura y presión constituyendo un problema económicamente significativo, debido a la reducción de la eficiencia en la tubería y los requerimientos para los equipos adicionales tales como: grandes compresores, separadores, tanques de almacenamiento y receptores de líquido capaces de manejar grandes cantidades variables de líquidos. Por esta razón se hace necesario llevar a cabo un proceso de limpieza de tubería, empleando para ello esferas de gomas inflamables y cochinos raspadores de líquidos. [11]

Entre otras de las razones se encuentran:

- Asegurar la integridad del gasoducto.
- Eliminar o reducir el mal contacto de los sensores en corridas de herramientas inteligente. [11]

Las economías que ofrece una tubería, resultan principalmente de ahorros directos debido a un transporte más eficiente, o de ahorros indirectos que resultan de un suministro ininterrumpido. La práctica ha mostrado que un programa de limpieza con cochino es esencial para el funcionamiento eficiente del sistema. Las

operaciones de la tubería necesariamente tienen que ser interrumpidas para permitir correr un cochino, y en algunos casos las condiciones del flujo del fluido pueden que necesiten ser modificadas; por ejemplo reduciendo la presión. En el transcurso de la vida operacional de una tubería, es necesario tratar con cochino durante y después, de su construcción. Para evitar daños o de bloqueos en la tubería, es necesario implementar un programa de inspección y mantenimiento que reduzca grandemente los riesgos operacionales y aumento de la vida útil del sistema. Dicho programa depende extensamente del uso de varios tipos de cochinos a través de las diferentes etapas en la vida de una tubería. [11]

Las razones para limpiar con cochinos caen dentro de una de las siguientes categorías:

- Separación interfacial de fluidos.
- Remoción de obstrucciones.
- Mantenimiento de la tubería.
- Monitoreo de la tubería.
- Inspección interna. [11]

2.6.3 Tipos de limpieza que se realizan en los gasoductos

2.6.3.1 Limpieza seca

Es aquella que se realiza con la herramienta de limpieza o cochino mecánico. Este tipo de limpieza es buena para remover líquidos, además el cochino mecánico rompe las partículas reduciéndolas a otras más pequeñas cubriendo los defectos de las tuberías. En estas operaciones convencionales de cochinos al rellenar con restos de suciedad las cavidades internas de la tubería producen malos resultados. [11]

2.6.3.2 Limpieza química

Consiste en la aplicación de un detergente que se incorpora directamente en la corriente de gas. Para llevar a cabo este tipo de limpieza la velocidad de circulación de gas debe ser alta para producir un fenómeno de turbulencia; junto con el producto de limpieza se debe incluir un bache de diluyente. [11]

2.6.4 Remoción de líquidos condensados

A pesar de que el gas que transporta la red permanece en estado gaseoso a las condiciones de presión y temperatura de las tuberías, es conveniente indicar que estas mezclas de hidrocarburos contienen componentes que a condiciones apropiadas de presión y temperatura se pueden condensar. Debido a sus dificultades de manejo, el gas es transportado mediante gasoductos. A medida que el gas fluye a través de la tubería su presión y temperatura varían, y esto puede conllevar a la condensación de líquidos. El nivel de condensado varía considerablemente dependiendo del nivel mantenido en el control del proceso, y de sí el gas es no procesado o procesado. En éste último caso, la separación puede ocurrir solamente bajo condiciones transitorias o anormales, pero con gas no tratado la cantidad de líquidos puede ser significativa aún bajo condiciones normales de flujo. Entre los componentes líquidos que pueden condensarse deben mencionarse el agua y los hidrocarburos más pesados que el propano. La formación de líquidos en la tubería tiene numerosos efectos adversos; reduce la eficiencia hidráulica de la tubería incrementando los costos operacionales, y las cantidades de líquido desarrolladas pueden dañar o sobrecargar la planta de procesamiento posterior. En consecuencia el condensado, debe ser removido para optimización hidráulica y despejado regularmente para asegurar que las instalaciones de recepción sean capaces de manejar las cantidades de líquidos acumuladas en los gasoductos. [11]

2.6.5 Mantenimiento de los gasoductos

Después de la construcción de un gasoducto la escama laminar y los productos de la corrosión que están presentes en el interior de cualquier tubería son removidos haciendo correr un tren de cochinos de limpieza. Durante la operación, la pared interna del tubo se deteriora dependiendo de las condiciones de servicio de la tubería y de los productos transportados por la misma. A medida que la condición de la tubería empeora la eficiencia hidráulica del sistema cae, y se incrementan los costos operacionales debido a los altos costos de compresión. [11]

Esta reducción de la eficiencia surge de los siguientes factores:

- La reducción del diámetro de la tubería, la cual disminuye directamente, el flujo manejado para cualquier presión de entrada, debido a una más pequeña área de sección transversal de la tubería.
- Aumento de la rugosidad de la pared del tubo. [11]

El deterioro de la pared del tubo puede surgir de la corrosión, o de la deposición de productos de los medios transportados tales como asfáltenos o escamas de bario. El método más común usado para controlar el crecimiento de depósitos como el asfálteno es la limpieza con cochinos, usando típicamente los cochinos raspadores o un programa con limpieza química. Si se va a evitar daños severos por corrosión en la tubería, se necesita un programa efectivo de inhibición, el cual debe ser respaldado por una limpieza del tubo que remueva escamas, los productos de corrosión y las acumulaciones de líquidos donde pueda ocurrir ataque corrosivo local. Ambos procedimientos requieren limpieza regular con cochino. Para que la inhibición sea efectiva debe estar distribuida alrededor de la pared del tubo, y el líquido, particularmente agua retirada, tiene que ser barrida; esto se hace regularmente haciendo correr esferas o cochinos simples. La limpieza de las paredes del tubo se consigue efectivamente usando cochinos con cepillos. [11]

2.7. HERRAMIENTAS DE LIMPIEZA DE TUBERIAS

Un cochino puede ser descrito brevemente como un pistón provisto de movimiento libre, el cual es insertado en el interior de una tubería para realizar cierta función. Esta herramienta está hecha de un material sintético duro parecido a un carrete de hilo de un diámetro igual al diámetro de la tubería. Este cochino tiene en su interior perforaciones por las cuales circula el gas y lo va empujando a lo largo de la tubería. Los cochinos pueden ser separados en dos clases: [12]

2.7.1 Herramientas no inteligentes

Son dispositivos que realizan una función operacional o de mantenimiento para la remoción de líquidos y de sólidos contenidos dentro del gasoducto. En la figura 2.20 se puede observar la herramienta más común para la limpieza del gasoducto. [12]

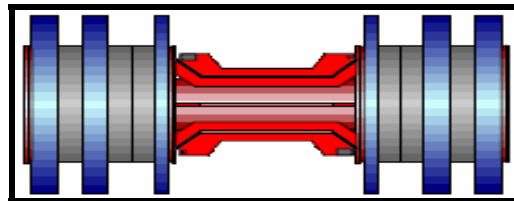


Figura 2.20 Herramienta no inteligente para la limpieza de gasoductos. [12]

2.7.2 Herramientas inteligentes

Son dispositivos que llevan información acerca de la condición o del funcionamiento de la tubería. A través de ellos se pueden detectar abolladuras, bucles o excesiva corrosión, por estar facultados para medir el espesor de la pared. En la figura 2.21 se muestra una herramienta inteligente conocida también como herramienta instrumentada. [12]

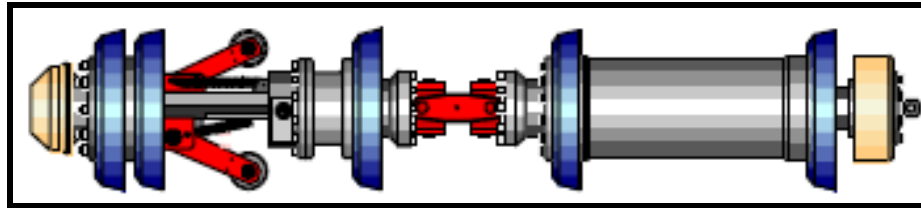


Figura 2.21 Herramienta inteligente. [12]

2.7.3 Propósito de la limpieza con cochinos convencionales

Hay seis razones principales para la limpieza convencional con cochinos:

- Suministrar un máximo flujo.
- Garantizar un flujo de gas más eficiente, debido a que la presencia de líquido en la línea, disminuye el área de flujo y aumenta la caída de presión.
- Reducir los costos de energía por unidad de producto despachado.
- Reducir la erosión, particularmente en máquinas rotativas.
- Reducir la contaminación en líneas de distribución y ramales industriales
- Reducir la corrosión debido a la acumulación de agua, condensado y asfáltenos. [12]

2.7.4 Condiciones de operación de las herramientas de limpieza

Las principales variables a considerar son tipo de producto que transporta la tubería, presiones, temperaturas y caudal. [12]

2.7.4.1 Producto

El tipo de producto con el cual se realizan las corridas, ya sea de limpieza o de inspección es importante para determinar si el diseño (accesorios) y si los materiales de fabricación de las herramientas (elementos de sello) son adecuados. [12]

2.7.4.2 Presión

Las herramientas deben ser capaces de soportar la presión de operación de la línea. Los valores máximos de presión permisibles son indicados por los fabricantes de las herramientas. Por otra parte, la presión mínima especificada por los fabricantes de las herramientas para correr las mismas en servicios de gas o con aire comprimido tiene como objetivo facilitar el desplazamiento continuo y controlado (velocidad) de la herramienta, evitando las paradas frecuentes en obstrucciones menores y la posterior aceleración brusca de la herramienta, lo cual ocurre cuando las presiones son muy bajas. El diferencial de la presión que debe mantenerse entre la parte trasera y delantera de la herramienta va a depender del tipo de herramienta y del diámetro interno de la tubería. [12]

2.7.4.3 Temperatura

Las herramientas de limpieza contienen elementos de sello normalmente de poliuretano, lo que limita normalmente la temperatura a un rango entre 0 °C y 85 °C, lo cual no constituye un problema ya que la mayoría de las tuberías operan dentro de este rango de temperatura. Sin embargo las herramientas instrumentadas por contener elementos electrónicos, cintas magnéticas (de registro) y baterías operan dentro de un rango más estrecho. El límite estándar para herramientas que utilizan cintas magnéticas o tapes es por el orden de 40 °C (por tiempos prolongados), mientras que aquellas que utilizan memoria en estado sólido pueden operar en servicios con temperaturas de hasta 65 °C (por tiempos prolongados). [12]

2.7.4.4 Velocidad del fluido (caudal)

Para que las corridas de herramientas de limpieza o instrumentadas sean efectivas la velocidad de desplazamiento de la herramienta a lo largo de la tubería debe ser constante y con una velocidad acorde con el tipo de herramienta que se emplea. Los fabricantes de las herramientas indican los valores máximos y mínimos de velocidad

recomendada para cada tipo de herramienta, estando este rango normalmente comprendido entre 0,5 m/s y 4 m/s. Se considera una velocidad ideal de 1 m/s (3,6 km/h), con los sistemas que transportan hidrocarburos se obtienen velocidades entre 0,5 m/s y 7 m/s (con los valores más altos de velocidad en los sistemas de gas). [12]

2.8. SIMULADOR PIPEPHASE VERSIÓN 9.0

Es un potente simulador de flujo para líquido, gas o para fluido multifase en estado dinámico y estacionario, empleado comúnmente para predecir presiones, temperaturas y líquidos estancados en pozos, tuberías o en configuraciones de red tuberías para los sistemas de distribución y recolección. Es utilizado para diseñar nuevos sistemas, supervisar sistemas de corrientes y para prevenir o solventar problemas de escala industrial; en fin realiza el estudio hidráulico en tubería y accesorios de líneas e incluye la optimización de sus capacidades y también el análisis de procedimientos de limpieza de tuberías. En la figura 2.22 se muestra la ventana principal del simulador. [14]

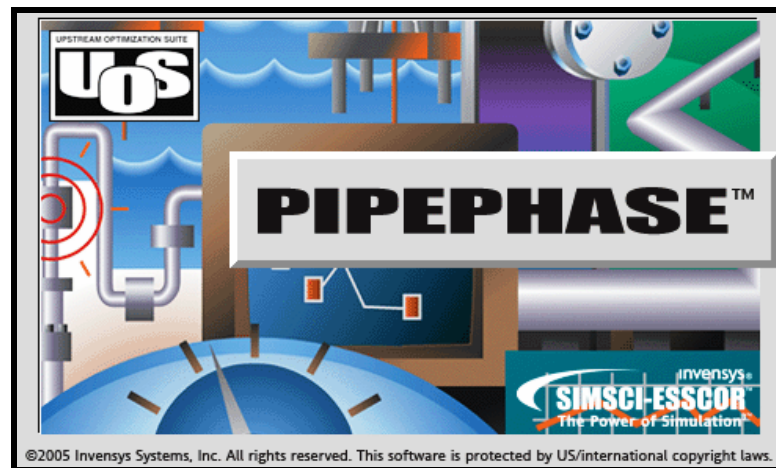


Figura 2.22 Simulador Pipephase 9.0. [14]

Pipephase 9.0 basa sus métodos de cálculos en modelos matemáticos tradicionales que describen el flujo de fluidos y la transferencia de calor. La tubería

simulada es dividida por transferencia de calor, composición, determinación de las fases y flujos másicos. Para resolver sistemas de redes de tuberías el sistema emplea el método de balances de presiones en la red, lo cual consiste, en primer lugar, en realizar balance de masa con el fin de obtener un estimado preciso de la distribución de los caudales. En segundo lugar se plantea un sistema de ecuaciones no lineales obtenidas del balance de presión y se resuelve por el método de Newton-Raphson. El proceso iterativo de resolución del sistema de ecuaciones se detiene cuando el error entre las presiones estimadas y las calculadas es menor a una tolerancia predeterminada. Este software funciona bajo ambiente Windows, en este, el proceso de definición del sistema de tuberías se realiza gráficamente, mediante del empleo de iconos y líneas que representan fuentes o llegadas de flujo y tuberías respectivamente. [14]

2.9 CORRELACIONES UTILIZADAS EN EL PROGRAMA PIPEPHASE

El flujo multifásico en tuberías horizontales es un problema difícil de modelar matemáticamente, no obstante han aparecido varias correlaciones empíricas, donde el cálculo se lleva a cabo considerando el sistema de hidrocarburos compuestos por dos pseudocomponentes denotados como petróleo y gas, cada uno de los cuales tienen una composición fija. Además se considera que el gas se disuelve en el petróleo y que la solubilidad disminuye al bajar la presión. Las propiedades físicas de los fluidos dependen de la presión y temperatura, y se supone que el gradiente de temperatura es lineal, o se considera que el flujo es isotérmico. Las correlaciones que serán citadas a continuación fueron recomendadas por la aplicación ya que se ajustaban bien al sistema a estudiar de tuberías horizontales y ligeramente inclinadas. [7]

2.9.1 Beggs-Brill-Moody (BBM)

Estas correlaciones se desarrollaron a partir de un sistema con una mezcla de aire y agua fluyendo en tubería de arcilla a diferentes ángulos de inclinación, estableciendo ecuaciones según los regímenes de flujo segregado intermitente y distribuido para el cálculo del factor de entrapamiento del líquido y definieron el factor de fricción bifásico independiente de los regímenes de flujo.

El cálculo del gradiente de presión se realiza por la siguiente ecuación: [7]

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \frac{\left(\left(\frac{g}{g_C}\right) \times \rho_{tp} \times \text{sen}\theta\right) + \left(\frac{f_{tp} \times \rho_{ns} \times V_m^2}{2 \times g_C \times D}\right)}{144 \times (1 - Ek)} \quad (\text{Ec.2.26})$$

Donde:

g : aceleración de la gravedad $\left(\frac{\text{pie}}{\text{s}^2}\right)$

g_C : factor de corrección de la aceleración de la gravedad.

ρ_{tp} : densidad de la mezcla bifásica $\left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}\right)$

f_{tp} : factor de fricción calculado para el flujo bifásico.

ρ_{ns} : densidad de la mezcla bifásica sin considerar deslizamiento $\left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}\right)$

Ek : gradiente de aceleración $\left(\frac{\text{pie}}{\text{s}^2}\right)$

Retención de líquido: [7]

$$H_L|_{\theta=0} = \frac{a \times \lambda_L^b}{F_R^c} \quad (\text{Ec.2.27})$$

Donde:

a , b y c : constantes para el cálculo de la retención de líquido.

λ_L : retención de líquido sin deslizamiento (adimensional)

F_R : número de Froude (adimensional)

Tabla 2.3 Constantes de Beggs y Brill para el cálculo de la retención de líquido según el patrón de flujo.

Patrón de flujo de Beggs-Brill	a	b	c
Segregado	0,980	0,4846	0,0868
Intermitente	0,854	0,5351	0,0173
Distribuido	1,065	0,5824	0,0609

Cuando el flujo cae en régimen de transición el $H_L(0)$, debe ser calculado usando las ecuaciones de flujo segregado e intermitente y luego interpolado usando los siguientes factores: [7]

$$H_L(0)_{Transición} = (A \times H_L(0)_{Segregado}) + (B \times H_L(0)_{Intermitente}) \quad (\text{Ec.2.28})$$

Donde:

$$A = \frac{L_3 - F_R}{L_3 - L_2} \quad (\text{Ec.2.29})$$

$$B = 1 - A \quad (\text{Ec.2.30})$$

Luego se realiza el cálculo de la retención de líquido corregido: [7]

$$H_L = H_L|_{\theta=0} \times \psi \quad (\text{Ec.2.31})$$

Donde:

Ψ : factor de corrección de $Hl(0)$ por efecto de la inclinación de la tubería. [7]

$$\psi = 1 + C(\sin(1,8 \times \theta) - 0,333 \times \sin^3(1,8 \times \theta)) \quad (\text{Ec.2.32})$$

$$C = (1 - \lambda_L) \times \ln(d' \times \lambda_L^{e'} \times N_{LV}^{f'} \times F_R^{g'}) \quad (\text{Ec.2.33})$$

Donde:

d', e', f' y g' : constantes que dependen del régimen y de la dirección del flujo.

N_{LV} : número de la velocidad de líquido.

Tabla 2.4 Valores de las contantes d', e', f' y g' dependiendo del régimen de flujo obtenido.

Patrones de flujo	d'	e'	f'	g'
Segregado	0,011	-3,768	3,539	-1,614
Intermitente	2,96	0,305	-0,4473	0,0978
Distribuido	No se corrige	C=0 y $\psi=1$	-	-
Cualquier	4,7	-0,3692	0,1244	-0,5056

Calculo del factor de fricción bifásico (f_{tp}) [7]

$$f_{tp} = f_{ns} \times e^S \quad (\text{Ec.2.34})$$

Donde:

f_{ns} : factor de fricción calculado por el diagrama de Moody para tuberías lisas. [7]

$$f_{ns} = \left[2 \text{Log} \left(\frac{N_{Re}}{(4,5223 \times \text{Log}(N_{Re})) - 3,8215} \right) \right]^{-2} \quad (\text{Ec.2.35})$$

Donde:

N_{Re} : número de Reynolds (adimensional). [7]

$$N_{Re} = \frac{1,488 \times V_m \times D \times \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \quad (\text{Ec.2.36})$$

Donde μ_{ns} es la viscosidad de la mezcla sin deslizamiento calculada por la siguiente ecuación: [7]

$$\mu_{ns} = (\mu_L \times \lambda_L) + [\mu_G \times (1 - \lambda_L)] \quad (\text{Ec.2.37})$$

Ahora: [7]

$$S = \frac{X}{-0,0523 + 3,182X - 0,8725X^2 + 0,01853X^4} \quad (\text{Ec.2.38})$$

Siendo: [7]

$$X = \text{Ln}(Y) \quad (\text{Ec.2.39})$$

$$Y = \frac{\lambda_L}{[H_L(0)]^2} \quad (\text{Ec.2.40})$$

$$\text{Si } 1 < Y < 2 \quad S = Ln((2,2 \times Y) - 1,2) \quad (\text{Ec.2.41})$$

El gradiente de aceleración: [7]

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{acc} = \left(\frac{\rho_{tp} \times V_m \times V_{sg}}{144 \times g_c \times P} \right) \times \left(\frac{dP}{dL} \right)_T \quad (\text{Ec.2.42})$$

$$Ek = \left(\frac{\rho_{tp} \times V_m \times V_{sg}}{144 \times g_c \times P} \right) \quad (\text{Ec.2.43})$$

2.9.2 Dukler-Eaton-Flannigan (DE)

Esta correlación no toma en cuenta los regímenes de flujo. El procedimiento planteado por este método, requiere del conocimiento de las condiciones de presión y temperatura tanto en la entrada como a la salida del segmento de la tubería que se está estudiando. Este método necesitaría de un procedimiento iterativo para el cálculo de la presión a la salida de la tubería que es una de incógnitas que se desea conocer. [7]

Este método utiliza la correlación de Dukler para el cálculo del gradiente de fricción: [7]

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \left(\frac{f \times \rho_{tp} \times V_m^2}{2 \times g_c \times D \times 144} \right) \quad (\text{Ec.2.44})$$

El factor de fricción va a estar dado por: [7]

$$f : \frac{f_w}{f_{ns}} = 1 + \frac{y}{1,261 + (-0,478y) + 0,444y^2 + (-0,094y^3) + 0,0084y^4}$$

(Ec.2.45)

Siendo: [7]

$$y = Ln(\lambda_L)$$

(Ec.2.46)

$$f_{ns} = 0,0056 + (0,5 \times N_{Re})$$

(Ec.2.47)

$$N_{Re} = \frac{\rho_k \times V_m \times D}{\mu_n}$$

(Ec.2.48)

Para el cálculo del término de posición se utiliza: [7]

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_c = \frac{\rho_w \times g \times Sen\theta}{g_c \times 144}$$

(Ec.2.49)

Mientras que para el cálculo de la fracción de líquido en la tubería se utiliza la ecuación de Flanigan: [7]

$$H_L = \frac{1}{1 + (0,3264 \times V_{SG}^{1,05})}$$

(Ec.2.50)

El término de aceleración es calculado utilizando la ecuación de Eaton: [7]

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \frac{(W_L \times \Delta v_L^2) + (W_G \times \Delta v_G^2)}{2g_C \times q_m \times \Delta P_L \times 144} \quad (\text{Ec.2.51})$$

Donde:

W_L : flujo másico de líquido.

W_G : flujo másico de vapor.

Δv_L : variación de la velocidad del líquido.

Δv_G : variación de la velocidad de gas.

2.9.3 Mukherjee-Brill (MB)

Este método utiliza la siguiente expresión para el cálculo de la fracción de líquido:

[7]

$$H_L = e^{H_2} \quad (\text{Ec.2.52})$$

Siendo H_2 : [7]

$$H_2 = H_1 \left(\frac{N_{gv}^{0,371771}}{N_{lv}^{0,393952}} \right) \quad (\text{Ec.2.53})$$

Donde:

N_{gv} : número de velocidad del gas.

N_{lv} : número de velocidad del líquido.

$$H_1 = -0,51664 + 0,789805 \text{Sen} \theta - 0,551627 \text{Sen}^2 \theta + 15,5199214 N_{lv}^2 \quad (\text{Ec.2.54})$$

Este método utiliza la siguiente correlación para el cálculo del gradiente de fricción:
[7]

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f \times \rho_m \times V_m^2}{2g_C \times D \times 144} \quad (\text{Ec.2.55})$$

El numero de Reynolds se calculado por: [7]

$$N_{\text{Re}} = \frac{1,4888 \times \rho_{ns} \times V_m^2 \times D}{\mu_G} \quad (\text{Ec.2.56})$$

Para el cálculo del término de posición $\left(\frac{dP}{dL}\right)_c$ se utiliza la ecuación (Ec.2.49). [7]

Mientras que para el cálculo de la aceleración se realiza utilizando la correlación de Hagedorn y Brown. [7]

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \left(\frac{\rho_{tp} \times V_m \times V_{sg}}{144 \times g_C \times P}\right) \times \left(\frac{dP}{dL}\right)_T \quad (\text{Ec.2.57})$$

2.10 METODOS TERMODINÁMICOS

Para describir en comportamiento de los gases se han desarrollado ecuaciones de estado cubicas entre las que se encuentran, Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson entre otras. Estas ecuaciones se eligieron utilizando el criterio que trabajan en un amplio margen de presión y temperatura cumpliendo con el rango de trabajo del sistema en estudio. [15]

2.10.1 Soave-Redlich-Kwong

El cálculo de la presión esta dado por: [15]

$$P = \frac{R \times T}{V - b} - \frac{a}{V \times (V + b)} \quad (\text{Ec.2.58})$$

$$a = \alpha \times a_c \quad (\text{Ec.2.59})$$

$$\alpha^{0,5} = 1 + m \times (1 - T_r^{0,5}) \quad (\text{Ec.2.60})$$

$$m = 0,480 + 1,574w - 0,176w^2 \quad (\text{Ec.2.61})$$

Donde:

T_r : Temperatura reducida.

w : factor acéntrico.

$$a_c = \frac{0,42748 \times R^2 \times T_c^2}{P_c} \quad (\text{Ec.2.62})$$

$$b = \frac{0,08664 \times R \times T_c}{P_c} \quad (\text{Ec.2.63})$$

2.10.2 Peng-Robinson

El cálculo de la presión esta dado por: [15]

$$P = \frac{R \times T}{V - b} - \frac{a}{(V + b)^2 \times (V - b)} \quad (\text{Ec.2.64})$$

$$a = \alpha \times a_c \quad (\text{Ec.2.65})$$

$$\alpha^{0,5} = 1 + m \times (1 - T_r^{0,5}) \quad (\text{Ec.2.66})$$

$$m = 0,37464 + 1,5422w - 0,2699w^2 \quad (\text{Ec.2.67})$$

$$a_c = \frac{0,4524 \times R^2 \times T_c^2}{P_c} \quad (\text{Ec.2.68})$$

$$b = \frac{0,07780 \times R \times T_c}{P_c} \quad (\text{Ec.2.69})$$

2.11 SIMULADOR DE PROCESOS HYSYS PLANT VERSIÓN 3.1

Es un programa de simulación diseñado para servir a muchos procesamientos industriales especialmente al de refinación de petróleo y gas. Con Hysys se puede crear rigurosos modelos dinámicos y estacionarios para diseños de planta, control de representación, localización de fallas, mejora operacional, planificación de empresa y manejo de bienes. A través de la interfase completamente interactiva Hysys se puede manipular fácilmente variables de procesos y topología de unidad de operación, de igual manera se puede personalizar el simulador empleando personalización y extensión de capacidades. Hysys representa un programa de primera categoría en la industria química, petrolera y petroquímica. La figura 2.23 se observa la ventana principal del simulador Hysys 3.1. [16]

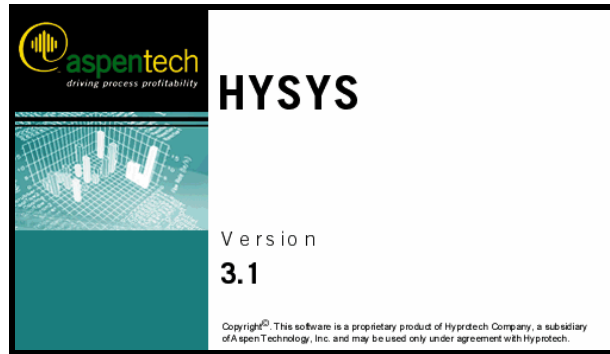


Figura 2.23 Simulador de procesos Hysys 3.1

3 DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 BALANCES DE MASA EN LOS SISTEMAS ACTUALES DE 60 psig Y 450 psig PARTIENDO DEL ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LAS CORRIENTES DE GAS

Los datos recopilados en el campo fueron las condiciones operacionales de los gasoductos entre los que destacan el flujo de gas, la temperatura a la descarga de los depuradores de baja y media presión en la estación de envío y la presión tanto en las trampas de envío y recibo de los gasoductos. Estos valores se obtuvieron de la telemetría instalada en la estación a través de un programa de monitoreo denominado SCADA, facilitado por el personal de Automatización, Informática y Telecomunicaciones (AIT) mientras que los volúmenes de gas producidos se obtuvieron de los reportes diarios del nivel de separación por estación de NIVGAS que se realizan en el distrito. Estos valores fueron confirmados a través de los informes operacionales emitidos por las estaciones de recolección y transmisión, para cada una de las fuentes. Todos estos datos se encuentran reflejados en tablas 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4

Tabla 3.1 Variables de campo a nivel de baja presión descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26” 60 psig.

Mes	Temperatura (°F)	Flujo (MMPCND)	Presión de envío STBe (psig)	Presión de recibo COT (psig)	Diferencial de presión
Octubre	127,34	6,47	84,77	77,94	6,84
Noviembre	130,60	6,41	84,70	78,23	6,47
Diciembre	126,45	6,09	84,23	77,19	7,03
Enero	122,55	6,07	86,19	79,16	7,03
Febrero	122,96	6,07	81,86	75,21	6,64
Marzo	125,55	5,29	78,55	71,45	7,10
Abril	130,47	6,43	80,53	73,70	6,83
Promedio general	126,57	6,12	83,00	76,14	6,85

Tabla 3.2 Rango de operación del gasoducto de baja presión durante los meses de octubre a abril.

	Mínimo valor	Máximo valor
Temperatura (°F)	100,7	149
Flujo de gas (MMPCND)	3,4	17,7
Presión de envío (psig)	70	96
Presión de recibo (psig)	63	90

Tabla 3.3 Variables de campo a nivel de media presión descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 20” 450 psig.

Mes	Temperatura (°F)	Flujo (MMPCND)	Presión de envío STBe (psig)	Presión de recibo COT (psig)	Diferencial de presión
Octubre	114,10	9,37	478,32	469,58	8,74
Noviembre	127,43	8,97	482,63	473,93	8,70
Diciembre	129,29	15,22	488,16	479,42	8,74
Enero	110,42	10,00	477,06	467,81	9,26
Febrero	114,82	11,25	482,29	473,36	8,93
Marzo	122,90	10,98	474,61	465,26	9,35
Abril	125,92	14,20	466,03	457,00	9,03
Promedio general	120,73	11,43	478,43	469,46	8,97

Tabla 3.4 Rango de operación del gasoducto de media presión durante los meses de octubre a abril.

	Mínimo valor	Máximo valor
Temperatura (°F)	83	149
Flujo de gas (MMPCND)	3	29,1
Presión de envío (psig)	452	498
Presión de recibo (psig)	443	490

3.1.1 Saturación de la corriente de gas

En la estación Santa Bárbara, se realizó un muestreo del gas procedente de los depuradores, para cuantificar los componentes que integran la mezcla gaseosa por medio del cromatógrafo. Es necesario resaltar que el análisis arrojado por este equipo es en base seca, lo que significa que el agua no es contabilizada, lo cual no es

completamente cierto porque el gas, a menos que haya sido sometido a un proceso de deshidratación, siempre se encuentra saturado con agua, es por ello que dicha composición se procedió a saturar con agua para obtener el análisis en base húmeda mediante la correlación de R. Bukacek [17].

El análisis cromatográfico fue proporcionado por la unidad de tratamiento químico y laboratorio, valores que fueron confirmados por la sección de control de la calidad. En la figura 3.1 se muestra el análisis cromatográfico correspondientes a las líneas de baja y media presión de la estación Santa Bárbara realizada en agosto de 2008.

 **PDVSA** GERENCIA DE PROCESAMIENTO DE GAS
ESTACION DE FLUJO STA. BARBARA
SECCION DE CONTROL DE LA CALIDAD

20-Ago-08 **ANALISIS CROMATOGRAFICOS**

Componentes	ESTACION COT LINEA 60 PSI	ESTACION COT LINEA 450 PSI
CO2	6,496	6,725
N2	0,270	0,739
C1	43,336	79,696
C2	16,396	7,419
C3	17,458	3,171
I-C4	4,668	0,637
N-C4	6,673	0,838
I-C5	2,728	0,339
N-C5	1,749	0,245
C6+	0,226	0,189
	100,00	100,00
GPM	10,15	1,64
P. C. (Btu/pcs)	1727	1097
Grav. Esp. a 60°F	1,121	0,719
PM . Prom. a 60°F	32,47	20,82

Tiempo(Hrs)	10:25:00 a.m.	10:40:00 a.m.
Temperatura (°F)	127	134
FLUJO(MMPCN)	26,3	74,3
Presion (PSI)	71	481
Fecha de muestreo	20-Ago	25-Sep

Figura 3.1 Análisis cromatográfico de las corrientes de gas de 60 psig y 450 psig.

Para saturar la corriente de gas a través de la correlación de R. Bukacek fue necesario desarrollar una hoja de cálculo en Microsoft Excel, con los valores de temperatura y la presión a las que se encontraba el gas a la salida de los depuradores, con estos valores se entra a la tabla A.1 del apéndice A y se obtienen los valores de las constantes adimensionales “A” y “B”, necesarios para el cálculo de la cantidad de agua que debe existir en el gas, mediante la siguiente ecuación:

$$W = \frac{A}{P(\text{psia})} + B \quad (\text{Ec.3.1})$$

Donde:

W: cantidad de agua que debe existir en el gas (lb/MMPCND)

P: presión del gas (psia)

A y B: constantes adimensionales

Luego se calculó lo que representa la cantidad de agua en porcentaje molar a través de la ecuación 3.2:

$$\%Molar_w = \frac{W \left(\frac{\text{lb}_{H_2O}}{\text{MMPCND}} \right) \times 3,79 \times 10^{-4} \left(\frac{\text{MMPCND}}{\text{Moles}_{Gas}} \right)}{\left(\frac{18 \text{lb}_{H_2O}}{\text{Moles}_{H_2O}} \right)} \quad (\text{Ec.3.2})$$

Este valor se le sumo a los porcentajes de la cromatografía, para posteriormente normalizarla con el fin de tener el porcentaje correcto de cada uno de los componentes que constituyen al gas. Este procedimiento se realizó tanto para la corriente del gas de baja como para la corriente del gas de media. En la figura 3.2 se muestra la hoja de cálculo creada para la saturación del gas.

Hoja de Cálculo para Saturar Corrientes de Gas Mediante la Correlación de R. Bukacek			
Fuente:		Gas a la Salida del Depuratos de 60 Psig en STBe	
Componentes del Gas	% Base Seca	% Base Humeda	
H ₂ O		2,4487	
CO ₂	6,496	6,3369	
N ₂	0,27	0,2634	Fuente
C1	43,336	42,2748	Lb H2O/MMPCND
C2	16,396	15,9945	Temperatura (°F)
C3	17,4580	17,0305	Presión (Psia)
I-C4	4,668	4,5537	
N-C4	6,673	6,5096	Factores
I-C5	2,728	2,6612	A
N-C5	1,749	1,7062	B
C6	0,226	0,2205	W (Lbs/MMPCND)
	100	97,5513	% Molar de W
		100,0000	
A y B Constantes de Bukacek necesarias para los Cálculos			

Figura 3.2 Hoja de cálculo para la saturación de la corriente da gas de baja.

3.2 CUANTIFICACIÓN DE LOS LÍQUIDOS ACUMULADOS EN LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN

Para darle cumplimiento a los objetivos del proyecto, el diagrama de flujo que se presenta en la figura 3.3 posee los pasos que se deben llevar a cabo para realizar la simulación en Pipephase y cuantificar los líquidos en los gasoductos.

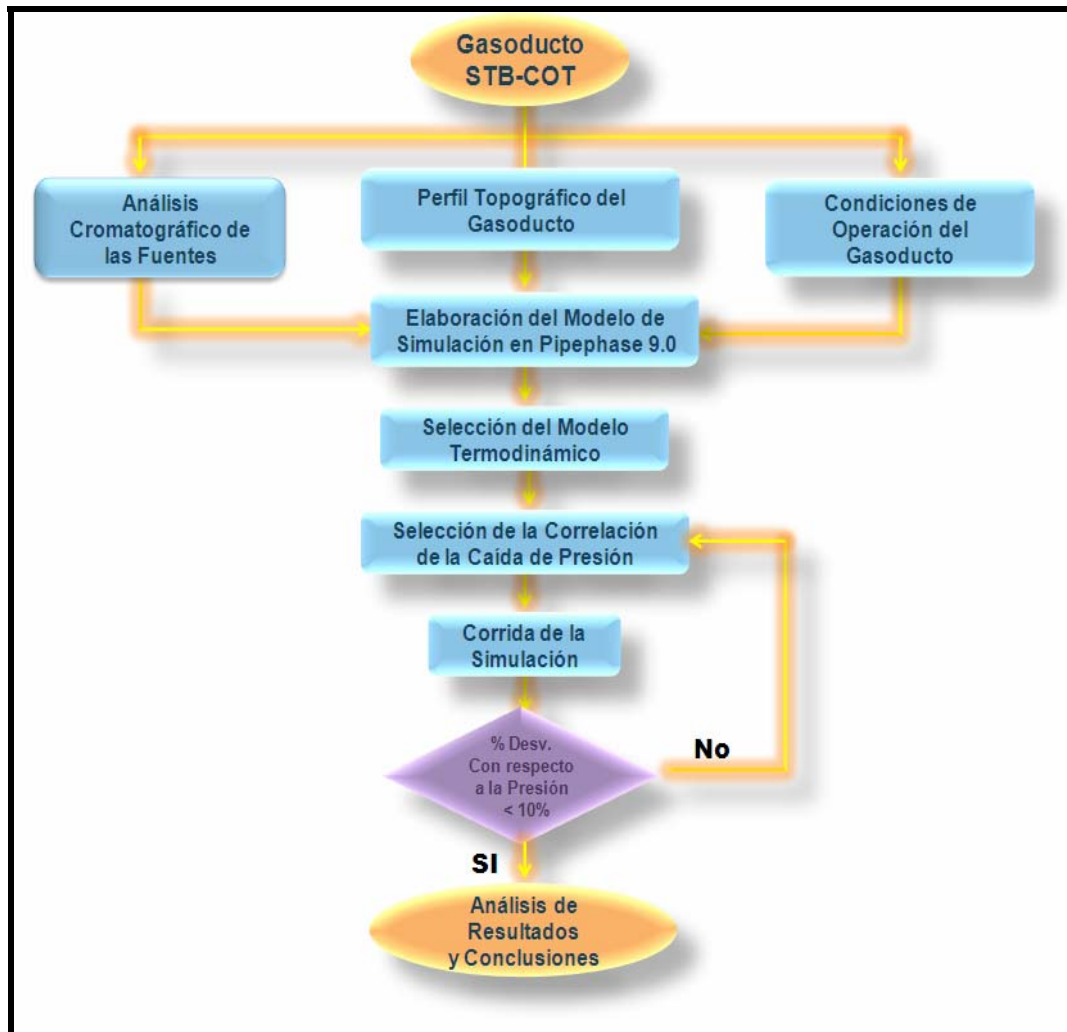


Figura 3.3 Diagrama de flujo para la simulación de los gasoductos STBe-COT en Pipephase.

3.2.1 Perfil topográfico

Se realizaron visitas a la estación de flujo Santa Bárbara y a la estación del centro operativo Tejero con el objeto de conocer con más detalle el proceso de transferencia del gas natural, realizándose un recorrido en los gasoductos STBe-COT de baja y media presión. Se hizo el levantamiento de la infraestructura actual de las trampas de envío y recibo correspondientes a estas estaciones involucrando sus accesorios,

conexiones y bifurcaciones, que afecten o estén relacionados con las velocidades y el transporte del gas, mediante esquemáticos que se encuentran en el apéndice B.

Los levantamientos topográficos de los gasoductos que conforman la red de baja y media presión del sistema de transporte y recolección fueron facilitados por el departamento de ingeniería y construcción Dpto. Punta de Mata. Estos datos fueron emitidos en forma de tablas y gráficos donde se aprecian la longitud de los tramos, los diferenciales de longitud, la elevación, el diferencial de elevación, profundidad de COTA y condición de la tubería propios del perfil topográfico real de los gasoductos. Para estos gasoductos el perfil topográfico es el mismo ya que ambos gasoductos poseen una longitud de 5,32 km y atraviesan por el mismo corredor de tuberías. En la figura 3.4 se muestra la grafica del perfil topográfico correspondientes a las dos líneas.

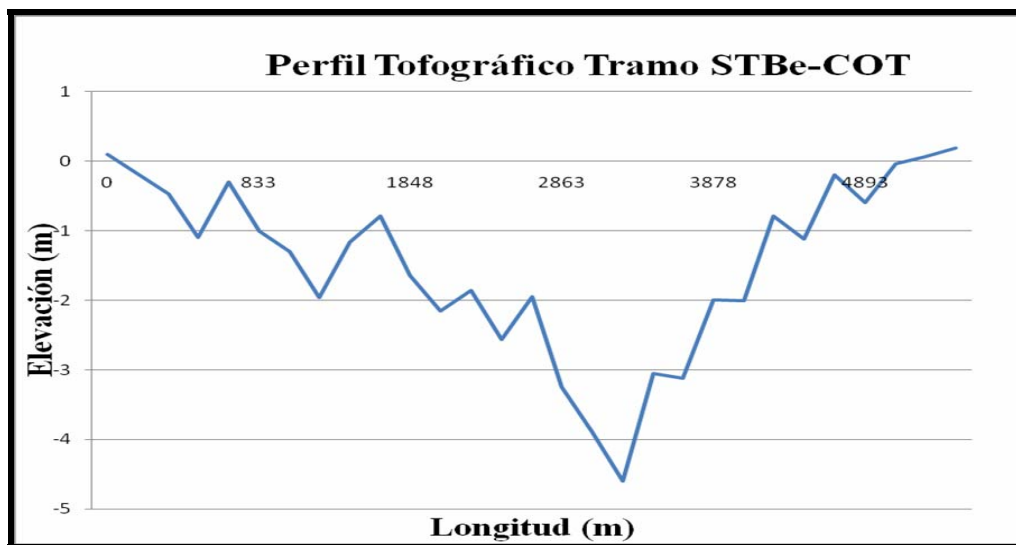


Figura 3.4 Perfil topográfico correspondiente a las líneas de baja y media presión STB-COT.

3.2.2 Introducción de los datos en Pipephase

El primer paso en el proceso de simulación en Pipephase, es hacer click en la barra de herramientas en la opción *Create New Simulation*, desplegándose una ventana donde se coloca el nombre de la simulación que se va a realizar; a partir de allí automáticamente el programa despliega una serie de ventanas donde se seleccionan el tipo de simulación, ofreciendo tres opciones entre las que se encuentran modelo de red *Network Model*, análisis de levantamiento de gas *Gas Lift Analysis* y generación de tablas PVT, *PVT Table Generation*. Para este proyecto se seleccionó la opción *Network Model*.

En la siguiente ventana se selecciona el tipo de fluido entre los que se encuentran, el crudo *Black Oil*, composición del gas *Compositional*, composición del crudo *Compositional Black Oil*, gas condensado, liquido, gas o vapor. Aquí se seleccionó la opción de *Compositional*, por ser el tipo de fluido gas natural.

Seguidamente se selecciona el sistema de unidades con el cual se realizarán las simulaciones; entre el paquete de los sistemas de unidades que ofrece Pipephase se seleccionó el Petrolero *Petroleun*, por ser el más usado en la industria del gas natural, con excepción de la diferencia de longitud y la diferencia de elevación de las tuberías, datos que se introdujeron en unidades métrica. Para hacer el arreglo del sistema de unidades, se fue a la barra de herramientas se dio click en *General* y luego se volvió a dar click en *Input Units of Measurement* para cambiar las unidades de los datos ya antes mencionados quedando el sistema de unidades como se observa en la figura 3.5.

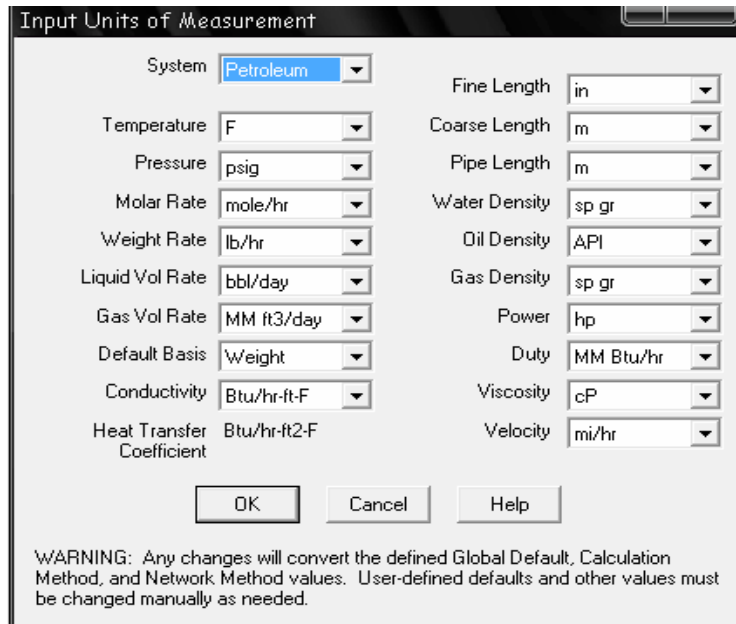


Figura 3.5 Arreglo del sistema de unidades.

Luego se le dio apertura de la ventana *Simulation Description*, que se encuentra en *General* en la barra de herramientas, introduciéndose el lugar, fecha, nombre del usuario y una pequeña descripción del proyecto. Este paso se muestra en la figura 3.6.

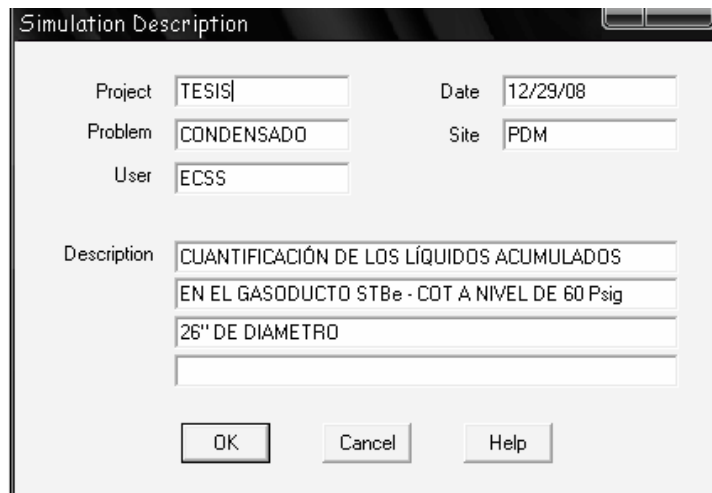


Figura 3.6 Descripción de la simulación.

Una vez realizado todos estos arreglos se procedió a introducir la composición del gas calculada en base húmeda, desplegando de la barra de herramienta en *General* la ventana *Component Data*, ingresándose en *Component Library* y allí se seleccionan los componentes que conforman la corriente de gas, como se ve en la figura 3.7.

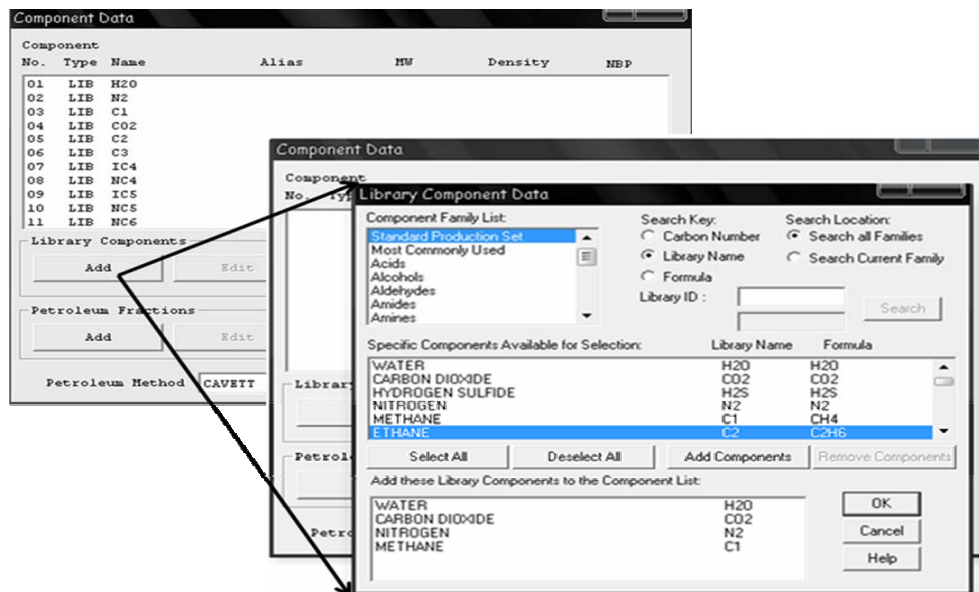


Figura 3.7 Selección de los componentes que conforman el gas natural.

3.2.3 Elaboración del modelo de la simulación

En la ventana principal del simulador se procede a la construcción del sistema de transmisión del gas que va desde la estación de flujo Santa Bárbara hasta el centro operativo Tejero. Para ello, en la barra de herramienta se le da click a los botones fuente *Source*, y luego al de llegada o sumidero *Sink*, la línea *Link* se traza con sólo tocar la fuente y arrastrar el mouse hasta la llegada. Quedando configurado el gasoducto como se muestra en la figura 3.8.

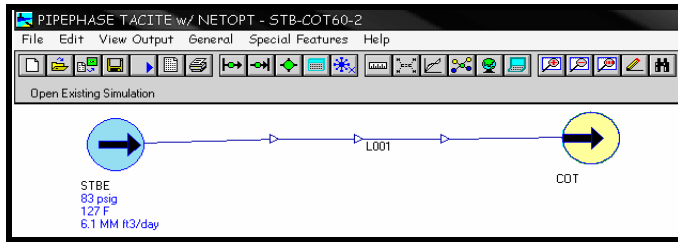


Figura 3.8 Configuración del sistema de transmisión del gas en Pipephase.

Para introducir los datos de flujo, presión y temperatura, se hace doble click en la fuente o en el sumidero y se accesa a su respectiva ventana; los datos se pueden introducir de dos formas en valores fijos o valores estimados. Debido a que los valores de flujo, presión y temperatura no permanecen constantes con el tiempo, se trabajaron con los promedios diarios, para obtener resultados más confiables. La manera en que quedaron configurados los datos en la simulación para la fuente y para el sumidero se aprecia en la figura 3.9.

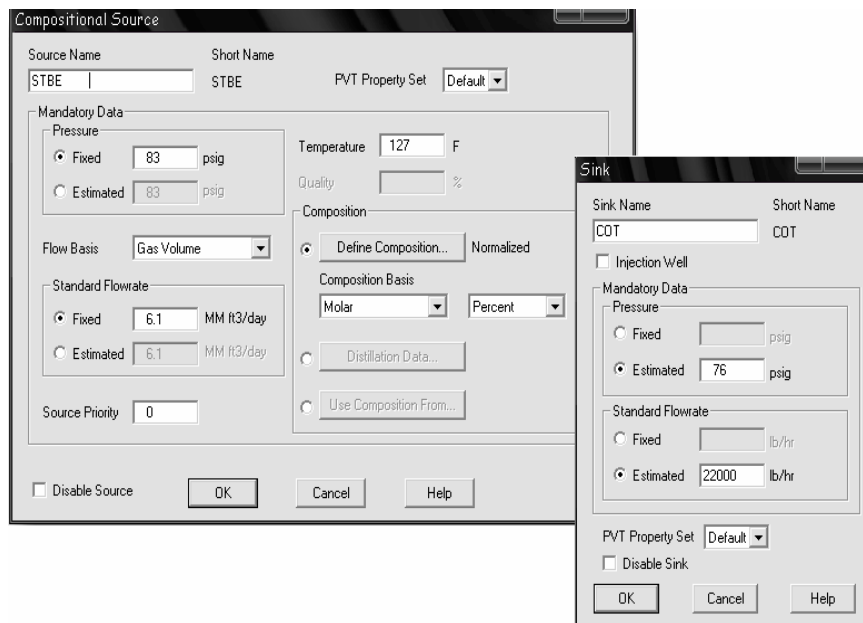


Figura 3.9 Configuración de los datos la fuente (estación de flujo Santa Bárbara) y en el sumidero (estación del complejo operativo Tejero).

Para caracterizar la línea que representa el gasoducto, se hace doble click en la línea que une a la fuente y la llegada y se accesa a la ventana *Link*; aquí se involucran todos los equipos, accesorios, conexiones, bifurcaciones y datos de diámetro, espesor de las tuberías, longitud y elevación, que conforman los gasoductos. La línea se construye seleccionando los tramos de tubería pipe, introduciendo cada tramo con el diferencial de longitud, cambio de elevación, diámetro, valores dados en el perfil topográfico del gasoducto. También se introducen datos para la transferencia de calor dependiendo por donde pasa la línea (aire, agua, enterrada), temperatura del medio ambiente, etc. La manera en que se introdujeron los datos para la caracterización de la línea se puede apreciar en la figura 3.10.

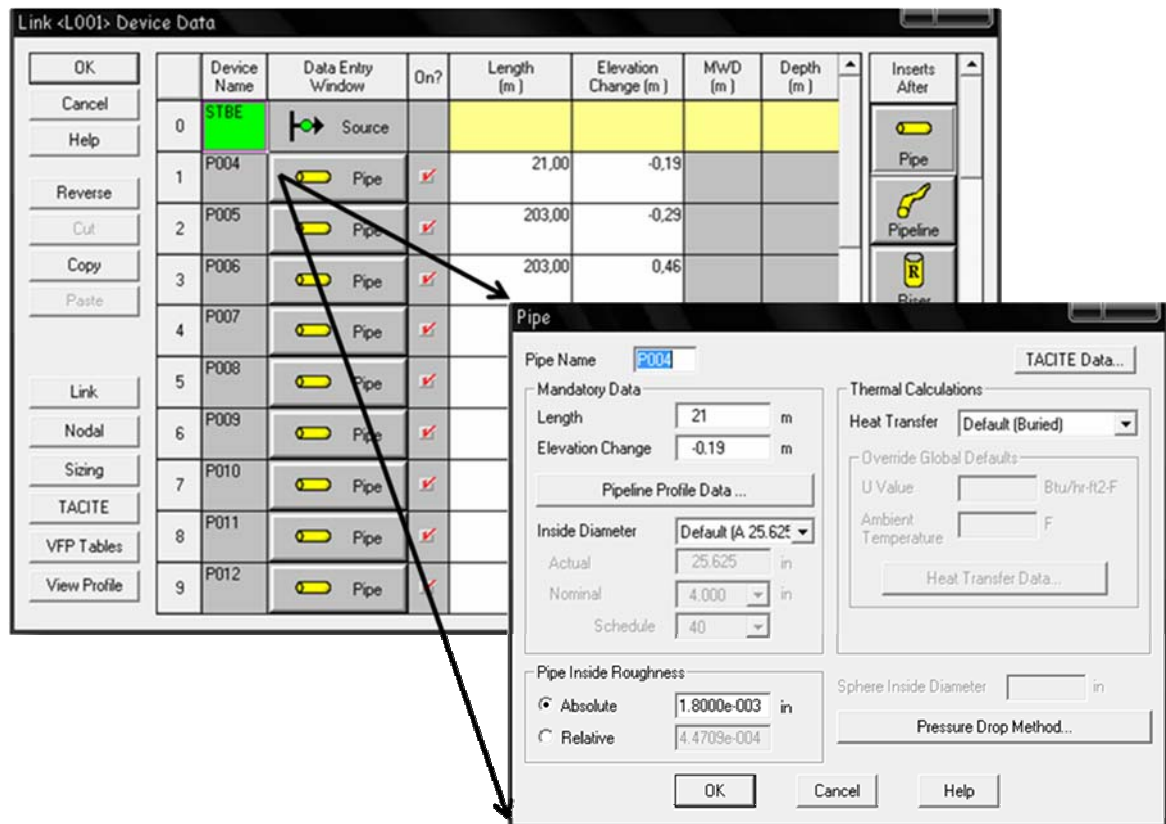


Figura 3.10 Introducción de los datos característicos del gasoducto.

3.2.4 Obtención de los resultados en Pipephase

Después de haber introducido todos los datos necesarios para la simulación se procederá a correr el programa, para obtener los resultados correspondientes a la cuantificación de los líquidos retenidos en los gasoductos de baja y media presión. Antes de correr el programa es necesario comprobar los datos de la simulación, si el número de variables conocidas es igual al número de variables desconocidas, y verificar si la simulación tiene algún error. Para ello se va a la barra de herramienta se hace click en el botón que dice *Run Simulation and View Results* y luego de la ventana que se despliega se vuelve a hacer click en el botón *Check*. El programa de simulación de esta manera proporciona la información sobre la confirmación de los datos.

Para correr la simulación se da click en el botón *Run* que se encuentra en la misma ventana *Run Simulation and View Results*; el programa procederá a realizar una serie de cálculos hasta dar con los resultados. Cuando el programa ha terminado de correr arroja una información donde dice si se obtuvo o no obtuvo alguna solución.

Para ver los resultados arrojados por la simulación se va al recuadro que dice *View/ Generate Reports* y se hace click en *View*. Allí se despliega otra ventana donde se ven los reportes emitidos por el simulador, donde se encontraran la cantidad de líquidos que salen y que quedan retenidos *Holdup* en el gasoducto, además de otra serie de resultados. En la figura 3.11 se observa la ventana *Run Simulation and View Results* donde se verifican las variables, se corre el programa y se accesa a los resultados.

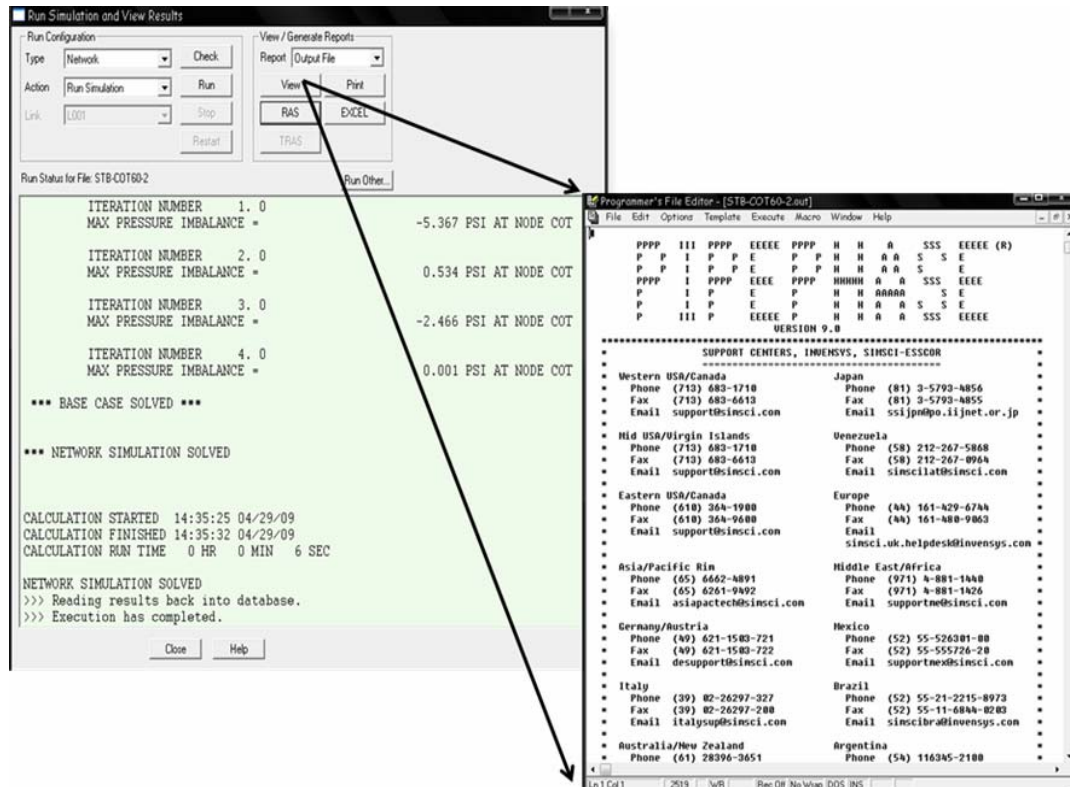


Figura 3.11 Ventana donde se verifican las variables, se corre el programa y se accesa a los resultados de la simulación.

3.2.5 Selección del paquete termodinámico para el flujo de gas en la línea NMEF-5 – NMEF-3

El programa Pipephase brinda muchos métodos termodinámicos y alternativas, las ecuaciones de estado han sido aplicadas con éxito para sistemas de hidrocarburo gases ligeros, y los últimos avances han extendido su aplicabilidad para muchos sistemas no ideales. La elección del método de cálculo de las propiedades termodinámicas depende de los componentes en el fluido, las temperaturas predominantes y las presiones. El criterio que se utilizó para la selección de estos paquetes fue tomado del manual del simulador Pipephase para los rangos de presión, temperatura y compuestos del tipo flujo que manejan estos gasoductos. En la tabla

3.5 se muestran los rangos de presión, temperatura y los componentes para los que pueden trabajar las ecuaciones de estado recomendadas por la aplicación.

Tabla 3.5 Ecuaciones de estado recomendadas por el simulador Pipephase [14].

Ecuación	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Componentes
Soave-Redlich-Kwong	0 a 5.000	-460 a 1.200	Todos
Peng-Robinson	0 a 5.000	-460 a 1.200	Todos
Benedict-Webb-Rubin-Starling	0 a 2.000	-460 a 200	C ₁ y más pesados
Lee-Kesler-Plocker	Todas	Por debajo de temperaturas reducidas de 0,96	Hidrocarburos ligeros

Las ecuaciones de estado que se eligieron fueron la de Soave-Redlich-Kwong y la de Peng-Robinson por trabajar dentro de los rangos de presión, temperatura y con los compuestos que se manejan en los gasoductos de baja y media presión. Para la selección del paquete termodinámico se va a la barra de herramientas se hace click en general y se ingresa a la opción que dice *PVT Data*, allí se despliega una ventana que se llama *Fluid Property Data*, se le hace click en el botón *Edit* y se abre otra ventana llamada *Thermodynamic Methods*. En el recuadro que tiene el mismo nombre de la ventana se va a la opción denominada *System* y se despliega una lista donde se procede a la selección del paquete termodinámico a utilizar como ve en la figura 3.12.

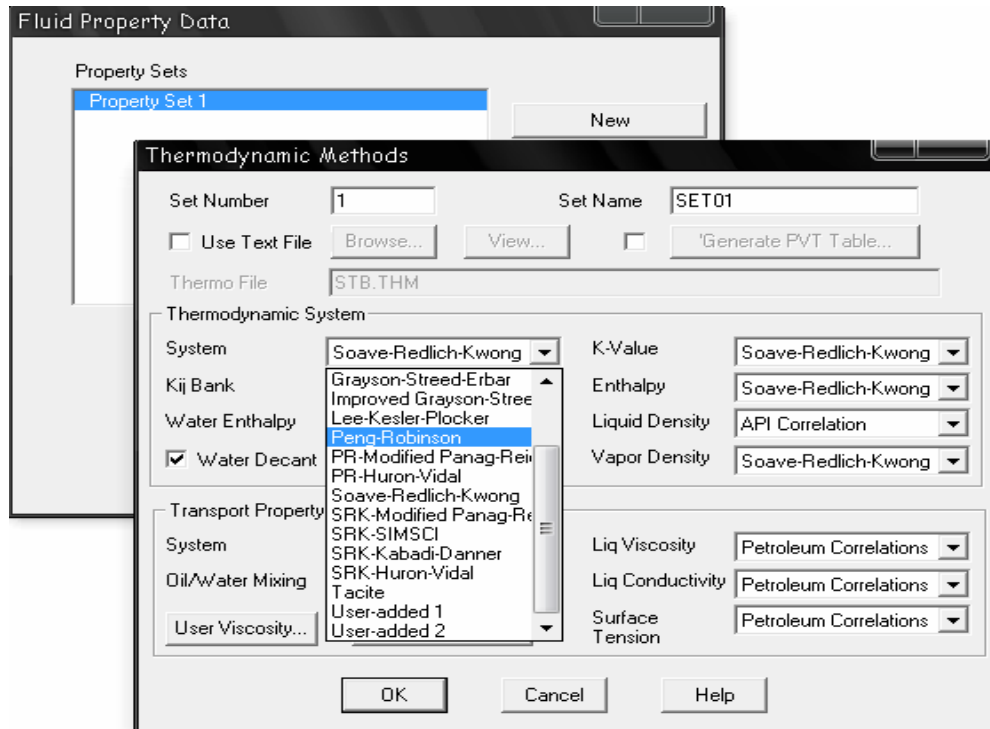


Figura 3.12 Selección del paquete termodinámico en Pipephase.

3.2.6 Selección de la correlación de flujo bifásico que mejor se ajustará al comportamiento del flujo de gas en la línea NMEF-5 – NMEF-3

El criterio que se utilizó para la selección de las correlaciones de flujo bifásico fue tomado del manual del simulador Pipephase. Todas estas correlaciones empleadas por el simulador se utilizan para realizar cálculos de la caída de presión (fricción, aceleración, elevación), *holdup* de líquido en las tuberías, así como también otras variables de los flujos bifásicos. En muchos casos la habilidad de una correlación para predecir la caída de presión no va ligada a la habilidad de predecir el *holdup* de líquidos por esta razón es importante resaltar que estas correlaciones son modelos híbridos. Éstos se forman de la selección de partes y factores de diferentes correlaciones y al combinarlos en un modelo arroja mejores resultados que los generados por una aplicación en particular. En la tabla 3.6 se muestran los modelos híbridos que utiliza la aplicación.

Tabla 3.6 Descripción de los modelos híbridos del simulador Pipephase [14].

Nombre	Patrón de flujo	Holdup de líquido	Caída de presión		
			Fricción	Elevación	Aceleración
Dukler-Eaton-Flannigan (DE)	No considera	Eaton-Flannigan	Dukler (holdup por Eaton)	Dukler (holdup por Flannigan)	Eaton
Beggs & Brill-Moody (BBM)	Beggs & Brill	Beggs & Brill	Beggs & Brill (factor de fricción por Moody)	Beggs & Brill	Beggs & Brill
Beggs & Brill-sin deslizamiento	Beggs & Brill	Holdup sin deslizamiento	Beggs & Brill (factor de fricción por Moody)	Beggs & Brill (holdup sin deslizamiento)	Beggs & Brill
Dukler-Flannigan (DF)	No considera	Dukler-Flannigan	Dukler (holdup por Dukler)	Flannigan (holdup por Flannigan)	No considera
Eaton-Flannigan (EF)	No considera	Eaton-Flannigan	Eaton (holdup por Eaton)	Flannigan (holdup por Flannigan)	No considera
Mukherjee-Brill-Eaton	Mukherjee-Brill	*Eaton	Mukherjee- Brill	Mukherjee – Brill	Mukherjee- Brill
Beggs & Brill-Moody-Dukler	Beggs & Brill	*Dukler	Beggs & Brill (factor de fricción por Moody)	Beggs & Brill	Beggs & Brill
Beggs & Brill-Moody-Eaton	Beggs & Brill	*Eaton	Beggs & Brill (factor de fricción por Moody)	Beggs & Brill	Beggs & Brill

*Correlación de ángulo por el método Beggs & Brill

Los límites de aplicación de un modelo de flujo multifásico dependen de muchos factores tales como la inclinación, el diámetro de la tubería la gravedad específica del hidrocarburo, la relación gas-líquido y la presencia de cortes de agua

entre otros. En la tabla 3.7 se muestran las correlaciones de flujo multifásico de la aplicación para tuberías de acuerdo a la inclinación.

Tabla 3.7 Intervalos de aplicación para la correlaciones de flujo multifásico dependiendo del grado de inclinación de las tuberías [14].

Correlaciones	Horizontal e inclinado <math><10^\circ</math>	Inclinado ascendente <math><10^\circ</math> <math>\theta</math> <math><70^\circ</math>	Inclinado descendente <math><10^\circ</math> <math>\theta</math> <math><70^\circ</math>	Vertical ascendente <math>90^\circ</math> y <math>>70^\circ</math>	Vertical descendente <math>90^\circ</math> y <math>>70^\circ</math>
Beggs & Brill	Y	Y	Y	Y	Y
Beggs & Brill-Moody	Y	Y	Y	Y	Y
Beggs & Brill- sin deslizamiento	X	X	X	X	Y
Beggs & Brill-Moody-Eaton	X	X	X	X	X
Beggs & Brill-Moody-Dukler	X	X	X	X	X
Beggs & Brill-Moody-Hagedorn & Brown	X	X	X	X	X
Mukherjee & Brill	X	Y	Y	X	X
Mukherjee & Brill-Eaton	X	X	X	X	X
Ansari	X	X	X	Y	X
Orkiszewski	X	X	X	Y	X
Duns & Ros	X	X	X	Y	X
Hagedorn & Brown	X	X	X	Y	X
Hagedorn & Brown- Beggs & Brill	X	X	X	X	X
Aziz	X	X	X	Y	X
Gray (No aplicable para composicional)	X	X	X	Y	X
Gray-Moody (No aplicable para composicional)	X	X	X	Y	X
Angel-Welchon-Ross	X	X	X	X	Y
Eaton	Y	X	X	X	X
Eaton-Flannigan	Y	Y	Y	X	X
Dukler	Y	X	X	X	X
Dukler-Flannigan	Y	Y	Y	X	X

Lockhart & Martinelli	Y	Y	X	X	X
Dukler-Eaton-Flannigan	Y	Y	Y	X	X
Olimens	Y	Y	X	X	X
OLGA	Y	Y	Y	Y	Y
TACITE	Y	Y	Y	Y	Y

Y: Correlación recomendada por la aplicación.

X: Correlación permitida, pero no recomendada por la aplicación.

Las correlaciones de flujo que se seleccionaron fueron Beggs-Brill-Moody, Mukherjee- Brill y Dukler-Eaton-Flannigan, por ser correlaciones recomendadas por la aplicación para tuberías horizontales, con grado de inclinación ascendente y descendente, correlaciones que fueron descritas en el capítulo II.

Se realizaron varias simulaciones con cada una de estas correlaciones de flujo que fueron seleccionadas para ver cuál de ellas se ajustaba mejor a los gasoductos de baja y media presión. Para seleccionar los métodos de flujo en el simulador es necesario ir a la barra de herramientas y hacer click en la opción *General* luego del menú que se despliega se vuelve a hacer click en la opción que dice *Global Defaults*, en esta ventana se pueden introducir parámetros específicos de la simulación como lo son diámetro interno y rugosidad de la tubería, eficiencia de flujo, número de Reynolds y datos de transferencia de calor entre otros. En el recuadro denominado *Pressure Drop Method Defaults* se hace click en la opción *Flow Correlations* y se accede a otra ventana donde se eligen las correlaciones para los cálculos de la caída de presión para cada una de las categorías *Pipe*, *Tubing*, *Riser* y *Annulus*. Los cambios de las correlaciones sólo fueron en *Pipe*, debido a que el estudio se realizó a un sistema de tuberías. En la figura 3.13 se muestra como se realizó la selección de las correlaciones.

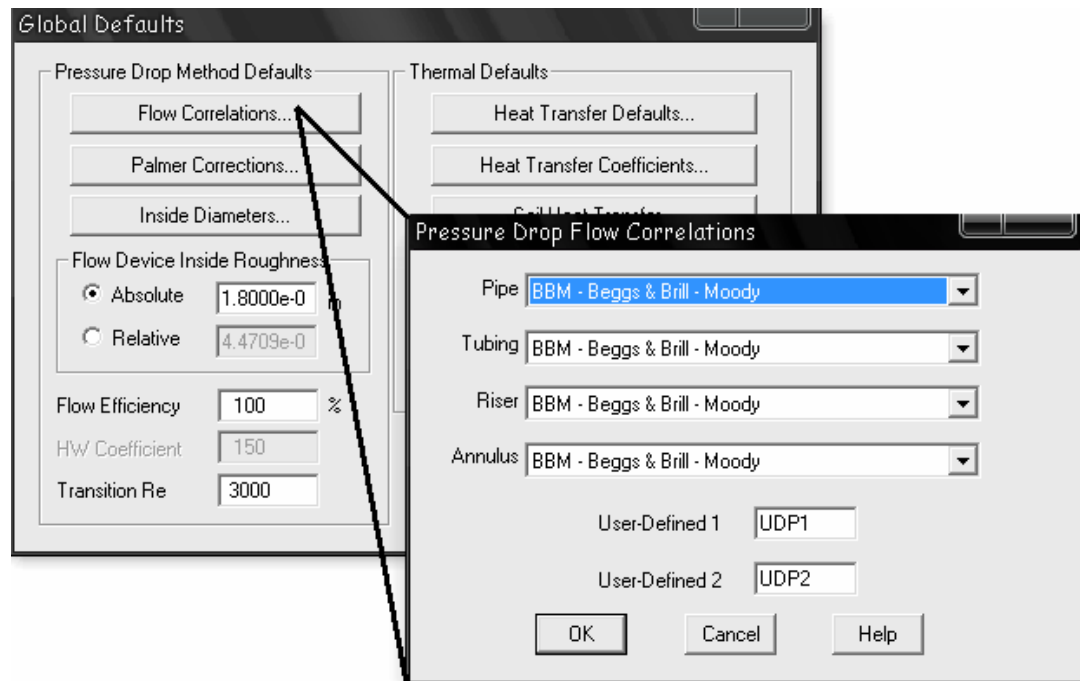


Figura 3.13 Selección de las correlaciones para la caída de presión.

3.3 ESTIMACIÓN DE LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE LA ESTACIÓN COT PARA LA REINCORPORACIÓN DE LOS LÍQUIDOS PROVENIENTES DE LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN

Ya cuantificada la retención de líquidos en los gasoductos de baja y media presión con el procedimiento descrito en el objetivo anterior, se procedió a estimar si el sistema actual de separadores del tren de producción N°4 del complejo operativo Tejero puede manejar la cantidad de líquidos removidos por la limpieza de los gasoductos mediante los resultados obtenidos a través de la simulación por Hysys versión 3.1,

Para ello se procedió a modelar un sistema de tuberías con entrada al separador, se crea un nuevo caso dándole click en la barra de herramientas a la opción *New Case* de allí se despliega la ventana del administrador básico del simulador denominada *Simulation Basis Manager*. Esta ventana contiene una serie de pestañas donde se realiza la caracterización de la simulación. En la pestaña *Components* se hace la selección de los compuestos que forman la corriente de gas haciendo click a la opción *Add*, con lo cual aparecerá la librería de componentes. La manera en que se realizó la selección de los componentes de gas se observa en la figura 3.14.

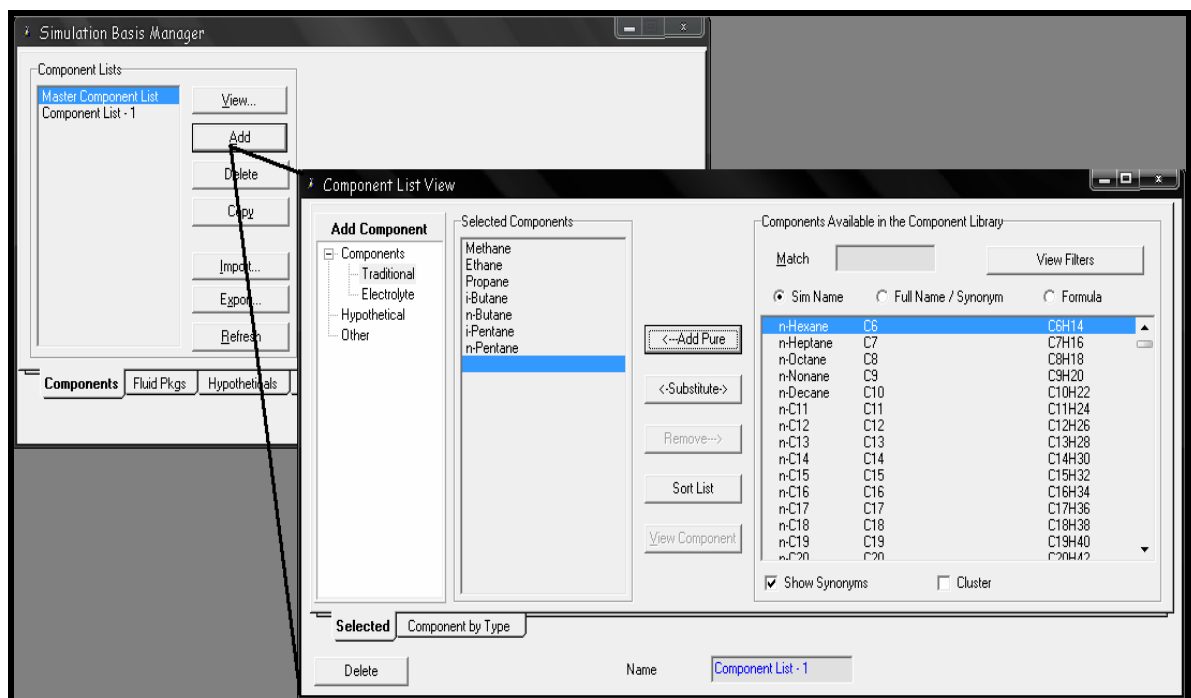


Figura 3.14 Pasos de la selección de los componentes del flujo en Hysys.

Una vez realizada la selección de los compuestos se procede a dar click en la pestaña *Fluid Pkgs*; el paquete de fluidos contiene toda la información para los cálculos físicos de las propiedades de los componentes. Aquí se hace la selección del paquete termodinámico con que se va a trabajar, el cual se seleccionó de acuerdo a

los resultados de la simulación en Pipephase por ajustarse bien al sistema en estudio. El paquete utilizado fue el de Soave-Redlich-Kwong SRK y para seleccionarlo en la aplicación se hizo click en *Add*, de aquí se despliega otra ventana denominada *Fluid Package: Basis-1* y en el recuadro denominado *Property Package Selection* se realiza la selección del paquete termodinámico. Este procedimiento quedó ilustrado con la figura 3.15.

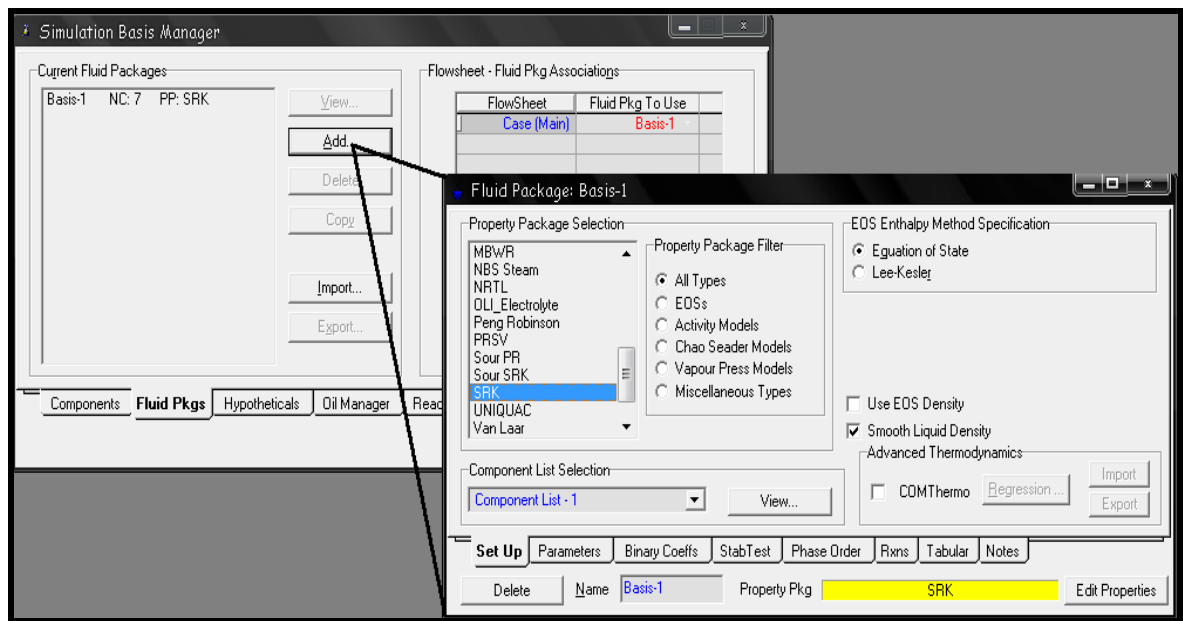


Figura 3.15 Pasos para la selección del paquete termodinámico en Hysys.

Una vez definida la composición y el paquete termodinámico con que se va trabajar se hace click en *Enter Simulation Environment* y se ingresa al entorno de la simulación, la pantalla principal de Hysys donde se diseña el sistema a simular. En la barra de herramienta de esta ventana se hace click donde dice *Object Palette*, opción que despliega la paleta de objetos que se usa para seleccionar el equipo o el tipo de corriente, necesarios para montar el sistema a simular. De esta paleta se selecciono las flechas azules denominadas *Material Stream* correspondientes a las corrientes de materia para el proceso además se selecciono el separador y una válvula que

permitirá la regulación de la presión de los líquidos a la entrada del separador. El sistema a simular quedó estructurado como se muestra en la figura 3.16.

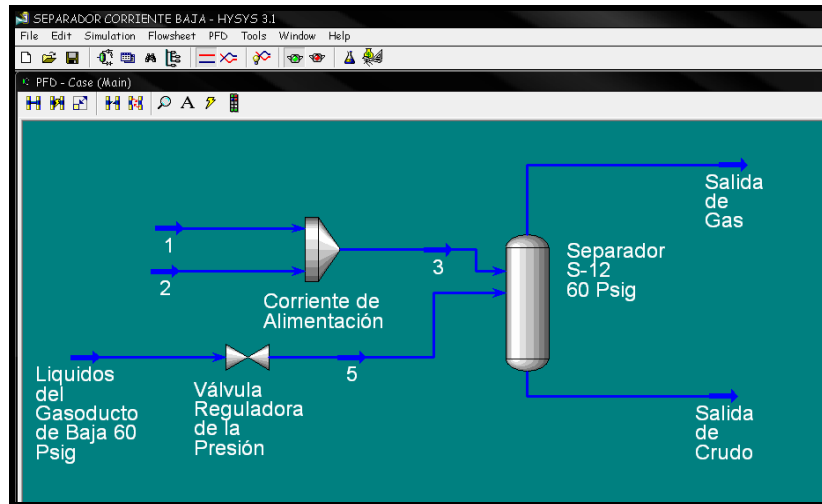


Figura 3.16 Sistema para determinar la capacidad del separador en Hysys.

Para la caracterización de las corrientes y de los equipos se le da doble click a cada uno de ellos y el programa accesa a la ventana donde se configura cada corriente y cada equipo según las necesidades del usuario.

La condición de la corriente denominada corriente de alimentación al separador se obtuvo de los resultados obtenidos en una tesis denominada Propuesta para el mejoramiento del sistema de separación gas – líquido del tren N° 4 de la estación de flujo Tejero [18], ya que este separador no posee contabilizadores de flujo ni a la entrada, ni a la salida de las corrientes de gas, ni de crudo. La corriente que entra al separador S-12 de 60 psig del tren de producción N°4 es procedente del múltiple 4 A y del campo C, constituida por 26 pozos.

La corriente denominada líquidos del gasoducto, es la que se quiere recuperar para reincorporarla a este separador. La condición de ésta es la obtenida como resultado de la simulación en Pipephase para el punto que corresponde a estación del

centro operativo Tejero donde llega el gas. La retención de líquidos, la composición de esta mezcla, la presión y la temperatura, se puede ver en las figuras correspondientes a los reportes de la simulación en el apéndice D. La ventana del separador permite configurarle varias entradas y produce una corriente de vapor y una de líquido con diferentes concentraciones, dimensionar el equipo y definir las condiciones de operación de este. En la figura 3.17 se observa la ventana donde se realiza la configuración del separador.

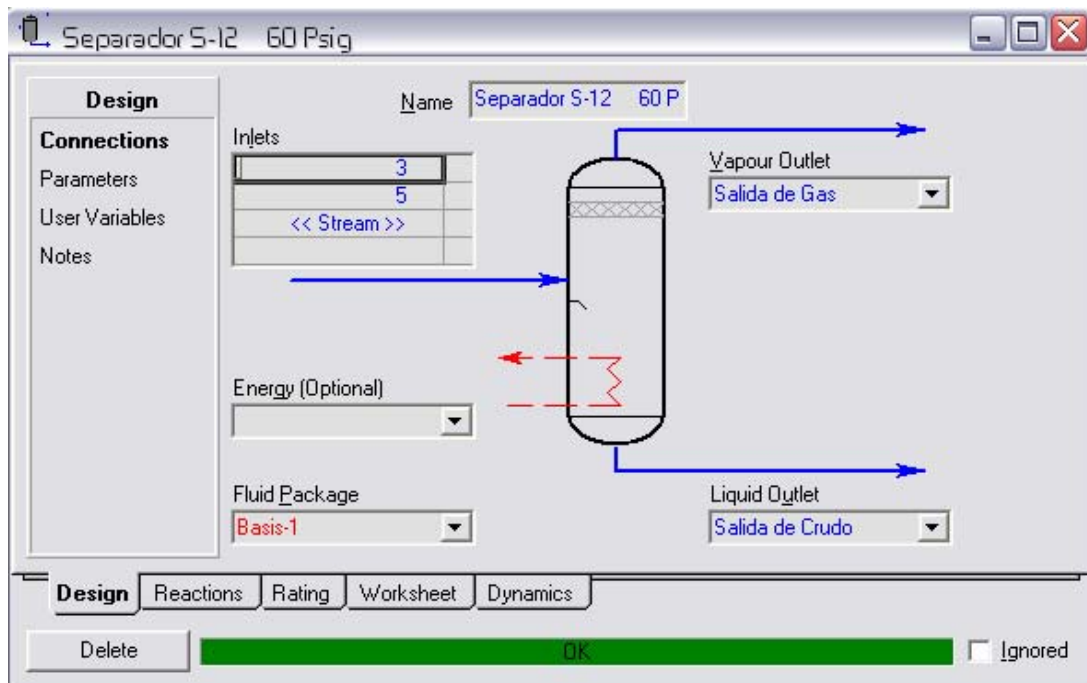


Figura 3.17 Ventana para la configuración del separador en Hysys.

Los parámetros que se le ajustaron al separador fueron el diámetro, la longitud y el nivel promedio del líquido que maneje actualmente. Estos datos se ven en la tabla 3.8.

Tabla 3.8 Parámetros de diseño del separador S-12 (60 psig) del tren de producción.

Presión de diseño (psig)	130
Temperatura de diseño (°F)	250
Presión de operación (psig)	100
Temperatura de operación (°F)	220
Presión promedio de operación del separador (psig)	70
Dimensión del separador	90 pie x 10 pie x 30 pie
Capacidad nominal del separador S-12	Gas 100 MMPCND
	Crudo 50.000 BPD
Columna de líquido promedio (pie)	1,20
Columna de líquido optima (pie)	2

En la estructura del sistema que se observa en la figura 3.16 la línea denominada líquidos del gasoducto contará con una válvula que regulara la presión de los líquidos recuperados, por la presión manejada en el interior del separador. La ventana de configuración de la válvula posee opciones donde se especifican la conexión de la válvula, el diferencial de presión a trabajar, el porcentaje de apertura de ésta, entre otros. En la figura 3.18 se muestra la ventana donde se realiza la configuración de la válvula.

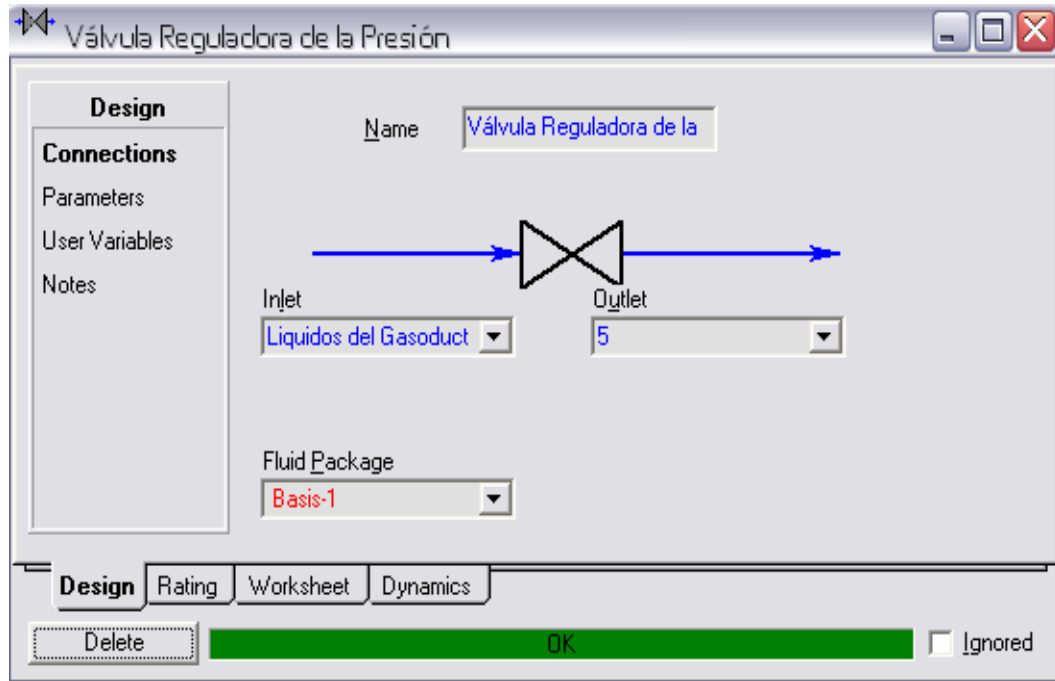


Figura 3.18 Ventana para la configuración de la válvula en Hysys.

El procedimiento descrito en el desarrollo de este objetivo se repitió para la corriente de líquidos retenidos en el gasoducto de media presión.

4 ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se muestran detalladamente el análisis de los resultados obtenidos.

4.1 CUANTIFICACIÓN DE LOS LÍQUIDOS ACUMULADOS EN LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN DE LA ESTACIÓN DE FLUJO SANTA BÁRBARA

4.1.1 Selección de la correlación de flujo bifásico

La figura 4.1 muestra las tendencias del diferencial de presión en el gasoducto de baja de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26”, durante el período de evaluación correspondiente a los meses de octubre a abril, igualmente se esquematiza los valores del diferencial de presión calculados mediante la herramienta Pipephase según las correlaciones de Dukler-Eaton-Flannigan, Mukherjee-Brill y Beggs-Brill-Moody. La correlación que mejor representó el comportamiento del gasoducto de baja presión fue la de Dukler-Eaton-Flannigan correspondiente a la línea roja. Esta correlación tuvo un porcentaje de desviación del 7,3 % mientras que las correlaciones de Mukherjee-Brill y Beggs-Brill-Moody obtuvieron un 96,79 % y un 96,35 % respectivamente. Este porcentaje de desviación fue calculado con respecto al diferencial de presión real que se produce en el gasoducto.

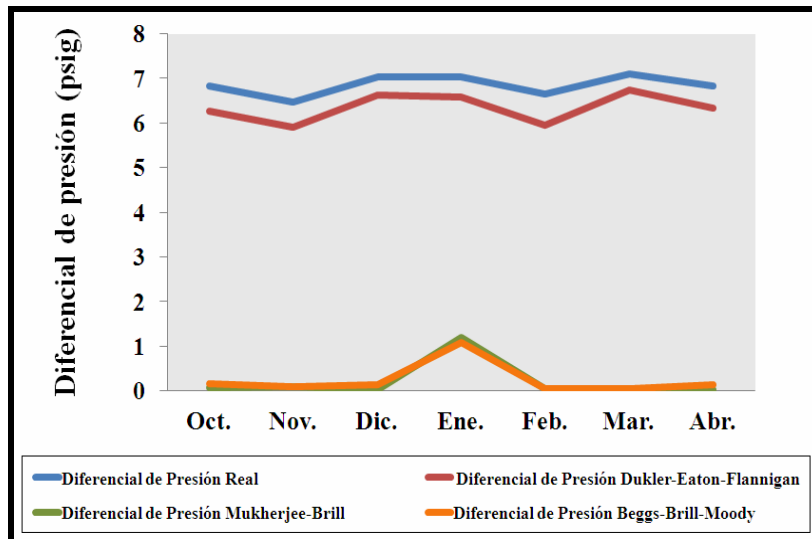


Figura 4.1 Selección de la correlación de flujo para la caída de presión en la línea de baja presión del gasoducto STBe-COT 26” de 60 psig.

Al igual que con la figura anterior, la figura 4.2, muestra la tendencia del diferencial de presión real del gasoducto de media presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 20”, durante el período de evaluación correspondiente a los meses de octubre a abril, igualmente se esquematiza los valores del diferencial de presión calculados mediante la herramienta Pipephase con las correlaciones ya antes mencionadas, la línea roja corresponde a los valores del diferencial estimado con la correlación de Dukler-Eaton-Flannigan la cual representó mejor el comportamiento de este gasoducto con un porcentaje de desviación del 8,6 % mientras que las correlaciones de Mukherjee-Brill y Beggs-Brill-Moody obtuvieron un 97 % y un 95,2 % respectivamente. Este porcentaje de desviación fue calculado con respecto al diferencial de presión real que se produce en el gasoducto.

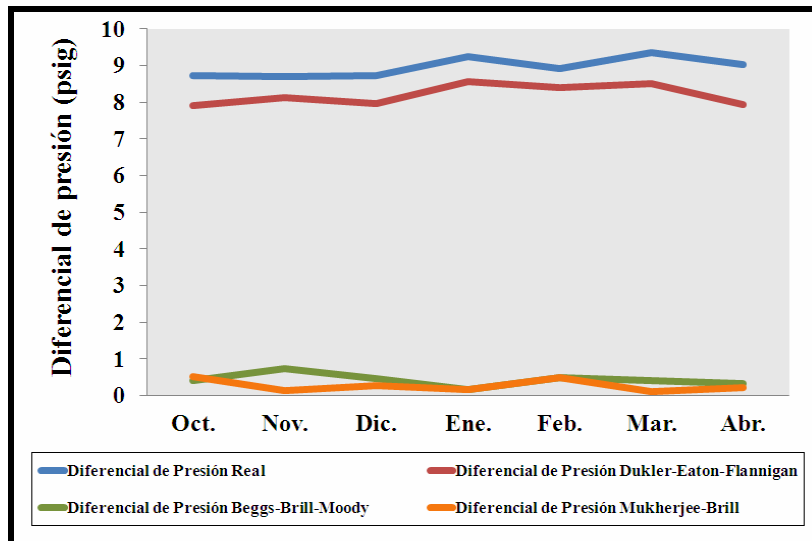


Figura 4.2 Selección de la correlación de flujo para la caída de presión en la línea de media presión del gasoducto STBe-COT 20” de 450 psig.

La correlación de Dukler-Eaton-Flannigan no toma en cuenta los regímenes de flujo. El procedimiento planteado por este método, está descrito en el capítulo II y requiere del conocimiento de las condiciones de presión y temperatura tanto en la entrada como a la salida del los gasoductos que se están estudiando. Este método realiza un procedimiento iterativo para el cálculo de la presión a la salida de los gasoductos la cual es una de incógnitas que se desea conocer.

4.1.2 Cuantificación de los líquidos

Se puede decir que la generación y acumulación de los llamados “chinchorros o baches de líquidos” en los puntos más bajos de la tubería, son una consecuencia de los fenómenos de condensación y revaporización que se producen dentro del gasoducto los cuales están directamente relacionados con la riqueza del gas, el perfil topográfico de los gasoductos, la influencia de la presión y la temperatura del flujo de gas a lo largo de los mismos, variables que afectan significativamente las características de los flujos bifásicos.

4.1.2.1 Influencia de la composición del flujo gas con respecto a la generación de líquidos o *holdup*

En la figura 4.3 se muestra el diagrama de fase correspondiente al gas de baja presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26", donde se puede observar que la campana de equilibrio líquido-vapor esta inclinada hacia el lado derecho. Esto se debe a que el gasoducto de baja presión maneja un gas natural con una proporción mucho mayor de componentes pesados lo cual queda demostrado con el análisis cromatografico a esta corriente en la figura 3.1, donde se puede leer que este gas posee un GPM de 10,15. Las grandes fracciones de componentes pesados trae como consecuencia que la temperatura del punto de roció disminuya, ocasionando que el gas condense más rápido generando grandes cantidades de líquido. Debido a esto el gasoductos de de baja presión generó una cantidad mucho mayor de líquido que en el gasoducto de media presión.

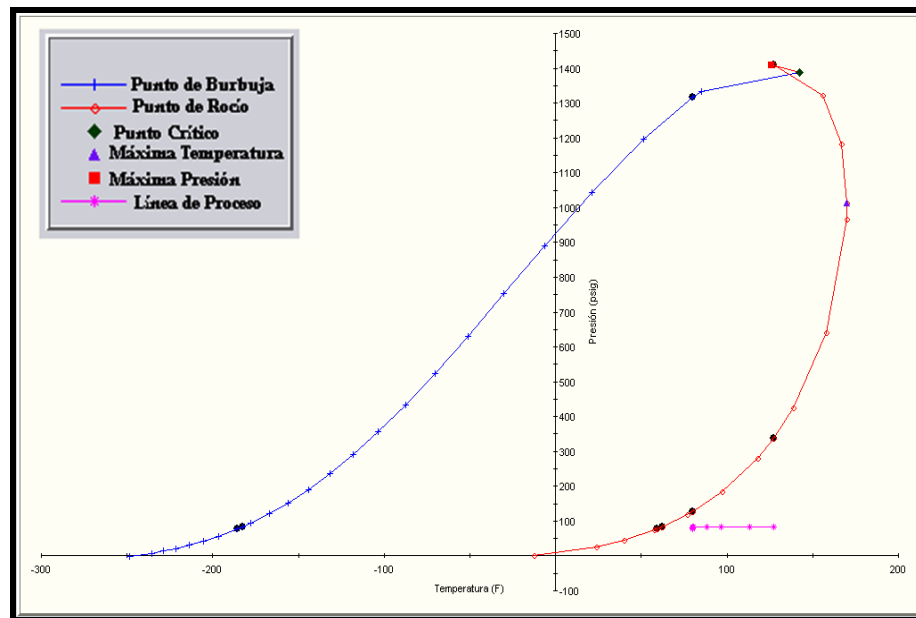


Figura 4.3 Diagrama de fase del gas de baja presión.

Otra particularidad del diagrama de fase del gas de baja presión es la cercanía de la línea de proceso a la campana de equilibrio liquido-vapor. En esta zona el flujo de gas se encuentra como vapor saturado muy cercano al punto rocío, lo que significa que con una pequeña variación de la presión o la temperatura que sufra el gas puede tocar la curva del punto de rocío y condensar muy fácilmente. Si a esto se le suma la riqueza del gas en componentes pesados, conlleva a que el gas condense más rápido y por ende sea mayor la cantidad de líquidos en este gasoducto.

En la figura 4.4 se muestra el diagrama de fase correspondiente al gas de media presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 20". Se puede observar que el diagrama de fase correspondiente para este gas se encuentra completamente vertical comportamiento característico de los gases que presentan pequeñas proporciones de componentes pesados, lo que indica que la generación de líquidos en esta línea fue menor.

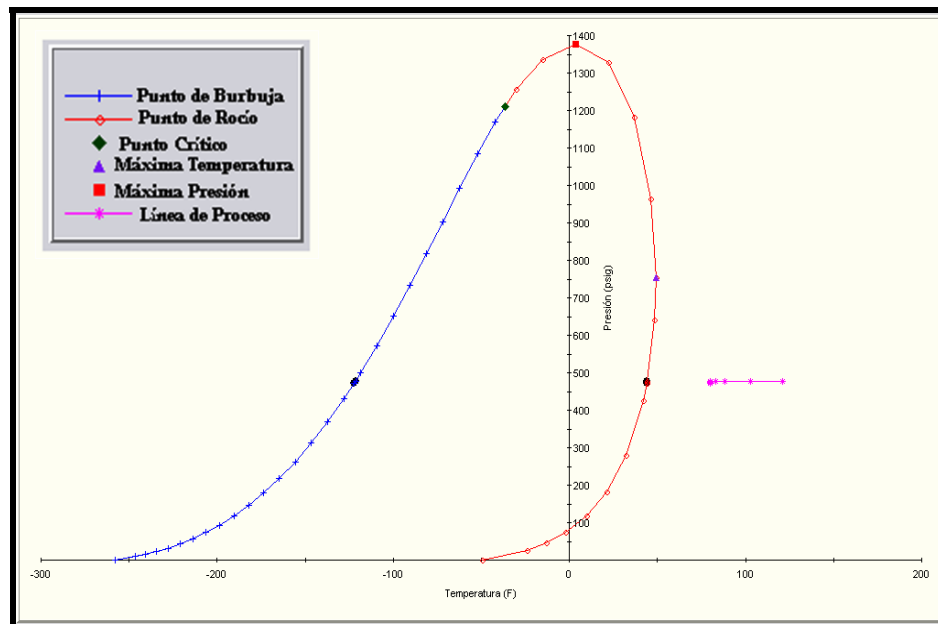


Figura 4.4 Diagrama de fase del gas de media presión.

A diferencia de la línea de proceso del gas de baja presión, la línea de proceso correspondiente al gas de media presión se encuentra lejos de la campana de equilibrio líquido-vapor lo que significa que el gas se encuentra en la zona de vapor estable y deberá de sufrir cambios significativos en cuanto a presión y temperatura para que logre tocar la curva de rocío y así el gas pueda condensar.

Otro de los factores que influye en la generación de líquidos en estos gasoductos es que ambos operan a un flujo muy por debajo de su capacidad, lo que generó que el gas sufriera expansión y enfriamiento dentro de los gasoductos.

4.1.2.2 Influencia del flujo con respecto a la generación de líquidos ó *holdup*

La figura 4.5 representa como se ve influenciado la generación de líquidos con respecto al flujo de gas para la línea de baja presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26", correspondiente a los meses de octubre hasta abril. Se puede observar que para el periodo de meses de octubre a diciembre el flujo de gas fue disminuyendo pero la generación de líquidos en el gasoducto fue aumentando, debido a la expansión sufrida por el gas, mientras que para el periodo de diciembre a febrero el flujo de gas se mantuvo constante, pero la retención de líquido tuvo un incremento de diciembre a enero, debido a que este mes no se pudieron realizar las corridas de herramientas producto de las altas presiones que presentaban gasoductos asociados a este sistema, el descenso de enero a febrero debió a la realización de las corridas aplazadas en el mes anterior. De febrero a marzo cae el flujo de gas, el descenso tan marcado del flujo se debió a que el sistema de recuperación de vapores (REVA) de la estación de flujo de Santa Bárbara no estaba en funcionamiento debido a problemas operacionales, mientras que para el periodo de marzo a abril se vuelve a inyectar la corriente de la REVA volviendo el flujo a su valor promedio. El comportamiento de la retención de líquido para estos meses no concuerda con el del primer trimestre, al sacar fuera de servicio la inyección de la corriente de REVA del gasoducto la composición del gas cambia,

de igual forma vuelve a cambiar la composición del gas al volverle a reinyectar los REVA por lo tanto se debieron realizar las simulaciones nuevas cromatografías del flujo de gas para esos meses pero esto fue imposible por lo que se siguió trabajando con la cromatografía inicial del flujo de gas.

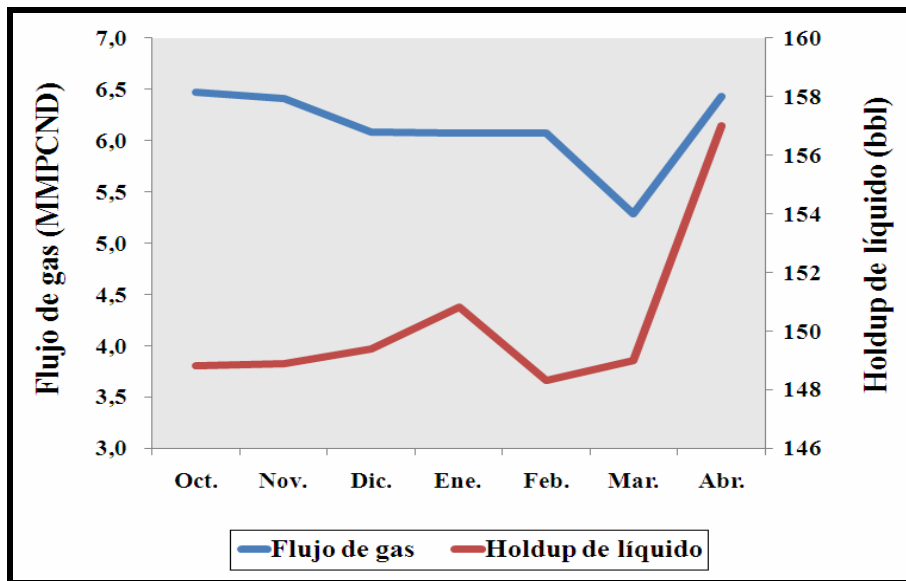


Figura 4.5 Influencia del flujo de gas sobre la generación de líquidos en la línea de baja.

Para la línea de media presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 20” el comportamiento fue lo opuesto al gasoducto de baja presión, los cambios de flujo durante el periodo de octubre a diciembre fueron muy marcados, de octubre a noviembre hubo una pequeña disminución del flujo lo que generó un aumento de los líquidos retenidos en el gasoducto por la expansión que sufrió el gas, de noviembre a diciembre el aumento del flujo fue muy elevado debido a la inyección de otros pozos en el múltiple de producción de la estación, lo que generó que disminuyera de una manera muy significativa el *holdup*, por el aumento del caudal; de diciembre a enero disminuye el flujo en el gasoducto hasta el valor promedio que se maneja en este, generando un

aumento de la retención de líquidos debido a la expansión sufrida por el gas, de enero a marzo los cambios del flujo no fueron tan marcados pero el comportamiento fue similar al descrito en los tres primeros meses. El aumento del flujo genero la disminución del *holdup*, por al aumento del caudal y la disminución del flujo genero el aumento de *holdup* por la expansión del gas. En el último periodo vuelve el ocurrir un aumento significativo del flujo ya que se vuelven a inyectar otros pozos al múltiple de producción, ocasionando la disminución de la retención de líquidos, esto se puede ver en la figura 4.6.

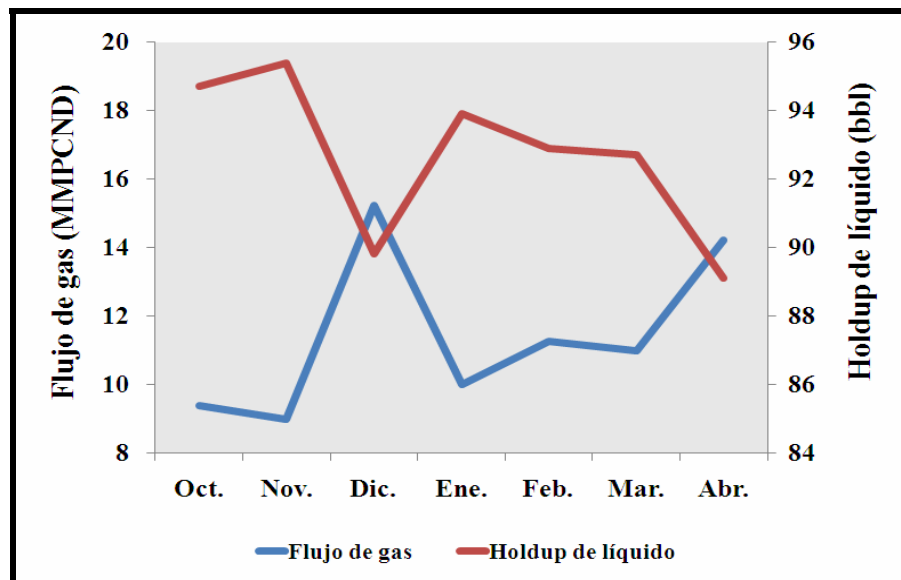


Figura 4.6 Influencia del flujo de gas sobre la generación de líquidos en la línea de media presión.

4.1.2.3 Influencia del diferencial de presión con respecto a la generación de líquidos o *holdup*.

La figura 4.7 representa como se ve influenciado la generación de líquidos con respecto al diferencial de la presión, para la línea de baja de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26” durante el

periodo de octubre a abril. El diferencial de presión disminuyó de octubre a noviembre y se produce en un pequeño incremento en la retención de líquidos debido a que el gas se expandió en el gasoducto. De noviembre a diciembre el diferencial de la presión aumenta y el *holdup* en asenso; para este mes el gas se comprime en el gasoducto. De diciembre a enero el diferencial de la presión se mantiene alto y constante, por la cantidad de líquidos presentes en el gasoducto debido a que este mes no se pudieron realizar las corridas de herramientas. Para el mes de enero a febrero el diferencial de la presión y el *holdup* disminuyen por la realización de las corridas aplazadas en el mes anterior. Y para el periodo de febrero a abril el comportamiento no corresponde con la realidad por el cambio de composición que sufrió el gas.

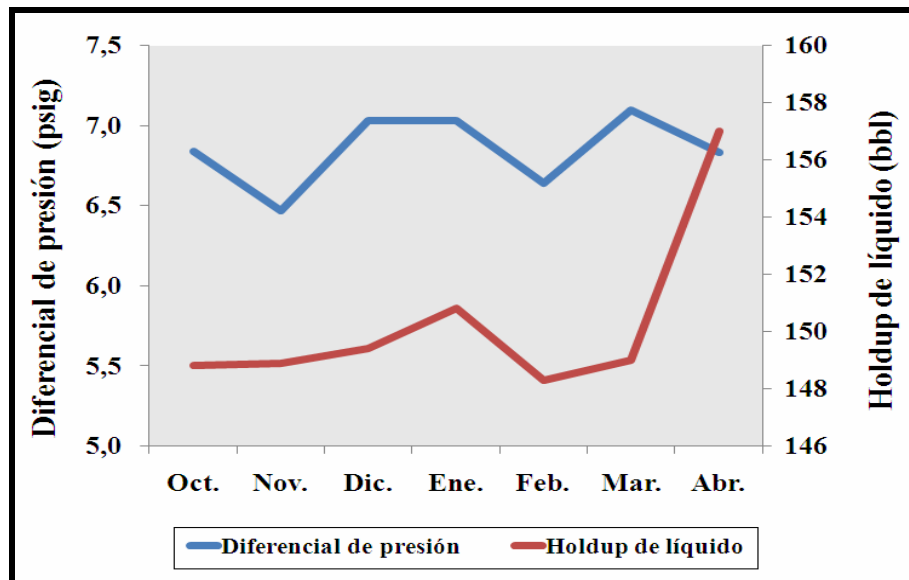


Figura 4.7 Influencia del diferencial de presión con respecto al *holdup* en la línea de baja presión.

Al igual que en la línea de baja presión la figura 4.8 representa la influencia del diferencial de presión con respecto al *holdup* para la línea de media presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT

20”, durante los meses de octubre a abril, periodo durante el cual el diferencial de la presión no presento cambios marcados, por lo que la variación de presión de este gasoducto no influyo en la generación de líquidos. Es necesario recordar que este gas se encuentra como vapor estable, por lo que debe de sufrir cambios significativos en cuanto a la presión para que pueda condensar.

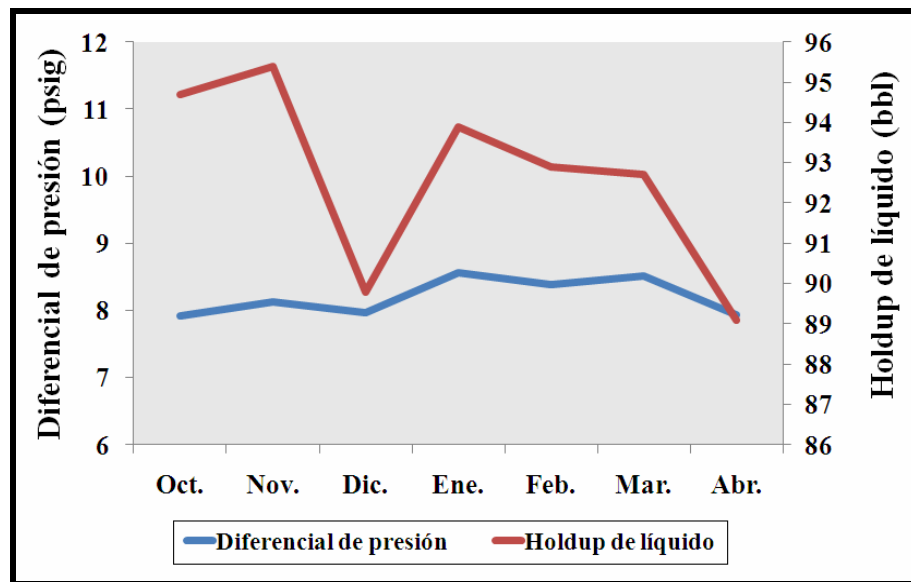


Figura 4.8 Influencia del diferencial de presión con respecto al *holdup* en la línea de media presión.

4.1.2.4 Influencia de la temperatura con respecto a la generación de líquidos o *holdup*

La figura 4.9 representa como se ve influenciado la generación de líquidos con respecto a la temperatura del gas para la línea de baja presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 26”, correspondiente a los meses de octubre hasta abril, observándose que en los meses de octubre a enero el aumento o la disminución de la temperatura no influyó en el *holdup* porque no se observan cambios significativos en la retención de líquidos para estos meses. Entre enero y febrero una pequeña elevación de la temperatura produjo

que el gas se alejara un poco más del punto de rocío disminuyendo la formación de líquidos en la línea. De febrero a abril el comportamiento de la temperatura no corresponde con el comportamiento del *holdup*, ya que en estos meses la temperatura se ve influenciada por el cambio de composición sufrió el flujo de gas debido a los problemas operacionales con la REVA cambiando así la temperatura de rocío del gas.

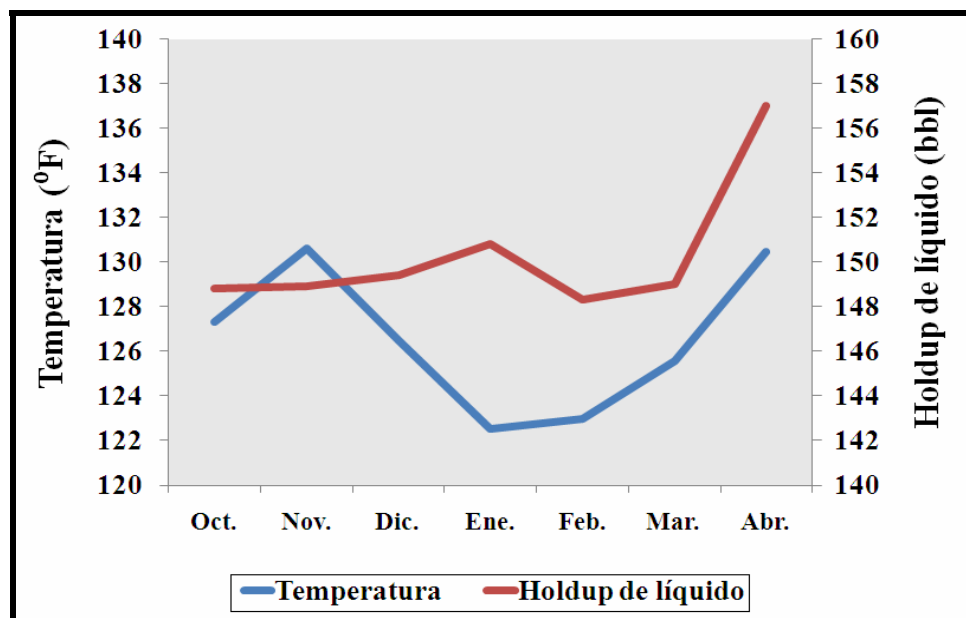


Figura 4.9 Influencia de la temperatura con respecto al *holdup* en la línea de baja presión.

A diferencia del gasoducto baja presión en el gasoducto de media presión de la descarga de la estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5 al gasoducto STBe-COT 20” la temperatura influyo más en la generación de líquidos durante los meses octubre a abril, en la figura 4.10 se observa que para el periodo de octubre a noviembre, y de enero a abril el aumento de la temperatura generó que se disminuyera la retención de liquido en la línea provocando que el gas se reevaporara. Para el periodo de

diciembre a enero el descenso de la temperatura ocasionó un aumento del *holdup* por la condensación de gas.

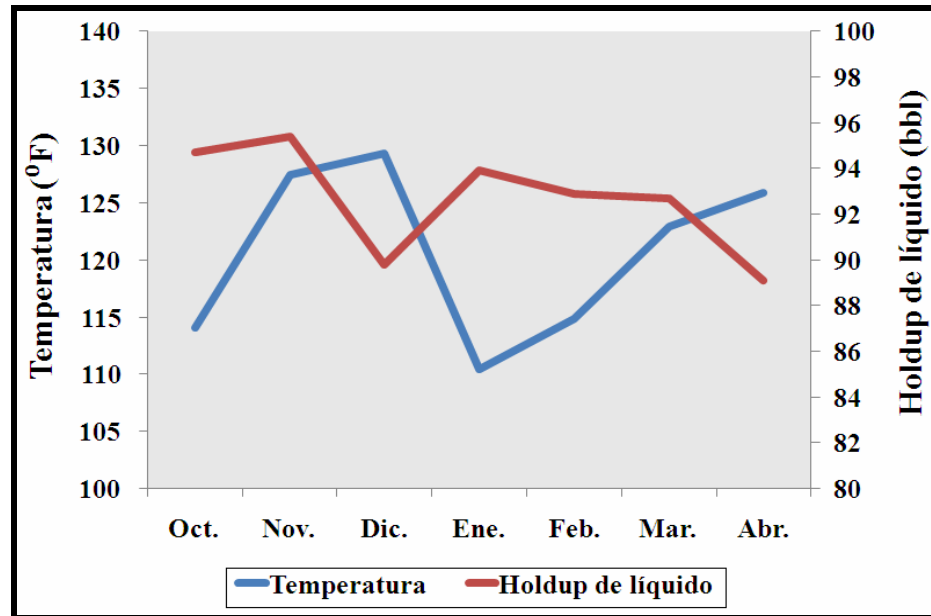


Figura 4.10 Influencia de la temperatura con respecto al *holdup* en la línea de media presión.

4.2 ESTIMACIÓN DE LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE LA ESTACIÓN DEL COMPLEJO OPERATIVO TEJERO PARA LA REINCORPORACIÓN DE LOS LÍQUIDOS PROVENIENTES DE LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN DE LA ESTACIÓN SANTA BÁRBARA

En la tabla 4.1 se muestra el rango máximo de operación del separador S-12 de baja presión.

A partir de los resultados extraídos de la tesis denominada “Propuestas para el mejoramiento del sistema de separación gas – líquido del tren N° 4 de la estación de

flujo Tejero” [18], en la cual estiman el rango máximo de operación de la corriente de alimentación al separador.

Tabla 4.1 Rango máximo de operación del separador S-12, configuración original.

Parámetro	Mezcla	Gas	Condensado
Flujo molar (MMPCND)	-	7,83	-
Flujo másico (lb/h)	591.034	24.404	554.029
Flujo de líquido (BDP)	-	-	51.474

También se tomaron valores promedios del flujo de la alimentación a la entrada del separador S-12 de baja presión, de un balance de masa obtenido por aplicación centinela anexado en la tesis antes mencionada. En la tabla 4.2 se pueden observar estos valores.

Tabla 4.2 Valores promedio del flujo de la alimentación a la entrada del separador S-12 de baja.

Parámetro	Gas	Condensado
Flujo molar (MMPCND)	6,44	-
Flujo de líquido (BDP)	-	32.880

La suma de la alimentación promedio del separador S-12 de baja más los valores cuantificados de las corrientes de los líquidos recuperados en la corrida de herramienta de los gasoductos de baja y media presión, quedarían como se observan en las tablas 4.3 y 4.4.

Tabla 4.3 Valor de la corriente alcanzada con la reincorporación de líquidos de la corrida de baja.

Parámetro	Mezcla	Gas	Condensado
Flujo molar (MMPCND)	-	6,64	-
Flujo másico (lb/h)	325.470	18.060	307.410
Flujo de líquido (BDP)	-	-	34.225

Tabla 4.4 Valor de la corriente alcanzada con la reincorporación de líquidos de la corrida de media.

Parámetro	Mezcla	Gas	Condensado
Flujo molar (MMPCND)	-	6,63	-
Flujo másico (lb/h)	325.450	18.050	307.400
Flujo de líquido (BDP)	-	-	34.208

El separador S-12 de baja del tren de producción N°4 puede manejar la cantidad de líquidos recuperados en las limpiezas de los gasoductos, debido a que la suma de ambas corrientes se encuentran muy por debajo del rango máximo de operación de la línea de entrada al separador S-12 de baja.

4.3 PROPUESTA DE UNA INFRAESTRUCTURA PARA LA INSTALACIÓN DEL MANEJO DE LOS LÍQUIDOS ASOCIADOS A LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS PROVENIENTES DE LA ESTACIÓN DE FLUJO SANTA BÁRBARA

Para llevar a cabo la propuesta de la infraestructura para el manejo de los líquidos se tomaron en cuenta los resultados emitidos en la cuantificación de los líquidos de las líneas de baja y media presión, la composición de la corriente, el *holdup*, y la presión

con que llegan los líquidos en la trampa de recibo además se tomó en cuenta la infraestructura presente en el área con la finalidad de plantear un arreglo que no involucrase tantas modificaciones para generar la menor cantidad de gastos en el proyecto.

El arreglo quedó constituido por una tubería de 10" enterrada de 120 m y 4 m de tubería aérea de 6" aproximadamente. Esta línea ira desde la tubería de la fosa, la cual es de un diámetro de 10", hasta una facilidad en la entrada del separador de 16".

Esta línea contara con una válvula que regulará la presión de los líquidos por la manejada en el interior del separador. Esta válvula será de 6" y proporcionará un control automático del flujo y de la presión en el proceso. Seguidamente una válvula de bola de 6" que servirá de resguardo en caso que la válvula reguladora no sea capaz de controlar la presión de los líquidos y servirá como válvula de sacrificio al momento de que ocurra alguna eventualidad en el sistema. También contará con una válvula de retención (check) de 6" la que permitirá la circulación del líquido en el sentido deseado que abre la válvula ya que al invertirse la circulación del líquido, se cierra previniendo el retroflujo en las tuberías. El otro accesorio será un manómetro instrumento que servirá para visualizar presión de los líquidos recuperados.

Adicional a esto se necesitara otra válvula de 10" en la tubería actual que va hacia la fosa, para cerrarle en el paso a los líquidos. El esquemático de este arreglo se pude observar en la figura 4.11. En la tabla 4.5 se resumen la lista de materiales requeridos para el arreglo.

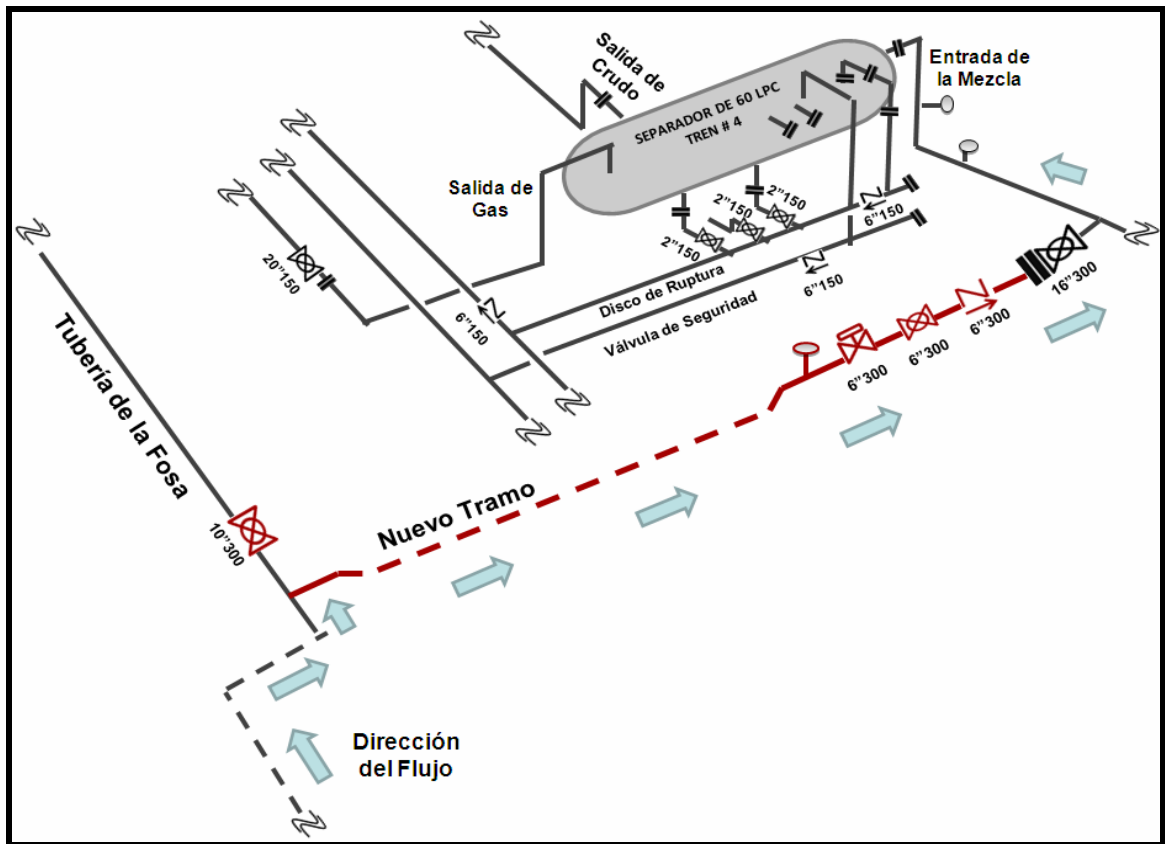


Figura 4.11 Arreglo propuesto para la recuperación y la reincorporación de los líquidos recuperados en las corridas de herramientas de baja y media presión.

Tabla 4.5 Lista de materiales utilizados en este arreglo propuesto para la recuperación y la reincorporación de los líquidos.

Accesorios	Cantidad
Válvula de control de 6"	1
Válvula de bola 10"	1
Válvula de bola 6"	1
Válvula de retención (check) 6"	1
T de 10"	1
Codos de 45°	4

Reducción de 10” a 6”	1
Expansión de 6” a 16”	1
Tubería de 10”	120 m
Tubería de 6”	4 m

Este sistema fue simulado en Pipephase para ver si tenía el comportamiento deseado con las presiones de los líquidos recuperados en los gasoductos de baja y media presión, quedando el sistema constituido como se muestra en la figura 4.12.

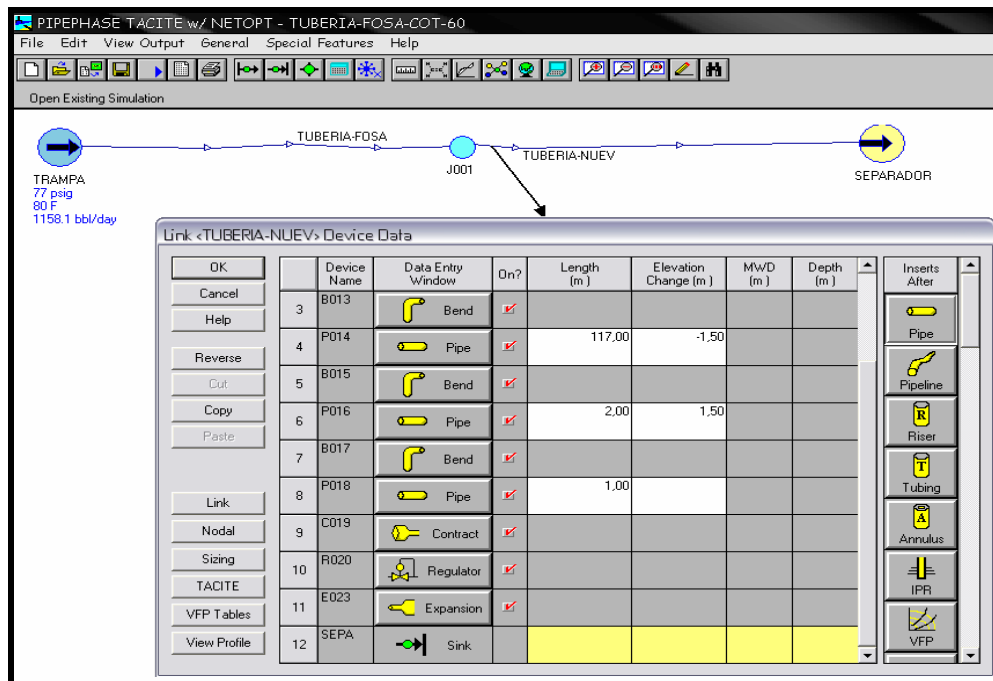


Figura 4.12 Simulación en Pipephase de la propuesta del sistema para los líquidos recuperados.

A este sistema se le ajustaron parámetros como el de la caída de presión, extraído de la norma de PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico en tubería”, del manual de ingeniería de diseño. En la tabla 4.6 se pueden ver los valores de la caída de presión para tuberías de proceso, otro de los parámetros establecidos fue el de la

velocidad de erosión que equivale presumiblemente a una velocidad por encima de la cual ocurriría una erosión excesiva, con el peligro de que la tubería falle en las tes, codos, etc. Esta norma es la 90616.1.024 dimensionamiento de tuberías de proceso y establece que, “Cuando la limitación de ruido sea una consideración importante, se recomiendan velocidades comprendidas entre 50 y 60% de la velocidad de erosión”.

Tabla 4.6 Valores de la velocidad y caída de presión para el diseño de tuberías de procesos y equipos.

VELOCIDAD RECOMENDADA Y ΔP MÁXIMA EN TUBERIAS DE ACERO AL CARBONO PARA VAPOR		
TUBERIAS PARA VAPOR EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS		
Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General		
Nivel de Presión, Lppcm		
P > 500		2,0
200 < P ≤ 500		1,5
150 < P ≤ 200		0,6
50 < P ≤ 150		0,3
0 < P ≤ 50		0,15
Subatmosférica		0,1
2. Tuberías de Gas dentro de los Límites de Baterías		
		0,5
3. * Tubería de Succión del Compresor		
		0,3
4. * Tubería de Descarga del Compresor		
		0,5
5. Tuberías de Succión de Refrigerante		
	15 – 35	
6. Tuberías de Descargas de Refrigerantes		
	35 – 60	
7. Sobrecabeza de Torre		
Presión (P > 50 psia)	40 – 50	0,2 – 0,5
Atmosférica	60 – 100	0,2 – 0,5
Vacío (P < 10 psia)	125 – 200	0,05 – 0,1

4.4 CONCLUSIONES

1. El flujo y la riqueza del gas son las variables que tienen mayor influencia en la generación de líquidos en los gasoductos de baja y media presión.
2. La línea del proceso del gas de baja presión está en zona de vapor saturado muy cercana al punto de rocío del gas con respecto a la línea de proceso del gas de media presión.
3. El gas de baja posee proporciones mayores de los componentes más pesados con un GPM de 10,15 a diferencia del gas de media que posee un GPM de 1,64.
4. La correlación de flujo de Dukler-Eaton-Flannigan (DE) fue la que mejor representó el comportamiento de los sistemas de baja y media presión con un porcentaje de desviación para el gasoducto de baja de 7,3 % y para el gasoducto de media de 8,6 % con respecto al diferencial de presión real en los gasoductos.
5. La mayor cantidad de líquidos condensados correspondió al gasoducto de baja presión con un *holdup* promedio de 150,31 bbl mientras que el *holdup* promedio en el gasoducto de media presión fue de 92,64 bbl para los meses comprendidos de octubre a abril.
6. La cantidad de líquidos recuperados en los gasoductos de baja y media presión mas la alimentación diaria al separador está por debajo del rango máximo de operación del separador, por lo tanto es factible que se realice la instalación del sistema propuesto.

4.5 RECOMENDACIONES

1. Instalar equipos para la medición de la temperatura del flujo de gas en las trampas de envío.
2. Realizar cromatografías de gas extendidas con el propósito de determinar el contenido de componentes superiores a C_6^+ , los cuales pueden afectar el punto de rocío de la mezcla de gas natural.
3. Instalar equipos de medición de flujo, en las tuberías de drenaje hacia la fosa para ambos gasoductos con la finalidad de cuantificar con mayor precisión el volumen total de los líquidos removidos por la herramienta en la limpieza de las líneas.
4. Utilizar otras correlaciones para ver si representan mejor el comportamiento de los sistemas de baja y media presión con menores porcentajes de desviación.

BIBLIOGRAFIA

[1] Pérez, L. y Vásquez, S., **“Evaluación de un sistema propuesto para la recuperación de líquidos condensados; productos de la limpieza y mantenimiento de los gasoductos de la red de recolección de gas asociado en la planta compresora Mata R del área mayor de la oficina de PDVSA gas”** Trabajo Especial de Áreas de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2007).

[2] Franco, B. y Rojas, A., **“Evaluación de esquemas de operación para la recuperación del condensado de la corriente de gas enviada a mechurrio en el centro operativo UDO-2X”** Trabajo Especial de Áreas de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2007).

[3] Urbina, M., **“Evaluación de la formación de líquidos (Merms) en los gasoductos de baja y media presión Musipán – Muscar”** Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2008).

[4] **Conocimiento técnico de la estación de flujo Santa Bárbara STBe, Vademécum estación de flujo Santa Bárbara NMEF-5, (2007).**

[5] **Conocimiento técnico de la estación de flujo del complejo operativo Tejero COT, Vademécum estación de flujo Tejero NMEF-3, (2007).**

- [6] CIED. **“Características del Gas Natural”**, Centro Internacional de Educación y Desarrollo, Venezuela (1999).
- [7] Sánchez S. y Maggiolo R., **“Flujo multifásico en tuberías”**, Incopeca, Monagas, Venezuela (2003).
- [8] PDVSA, **“Manual de diseño de proceso flujo de fluidos: Flujo bifásico líquido - vapor”**. PDVSA (1996). (PDVSA MPD-02-FF-05, 1996)
- [9] PDVSA, **“Manual de ingeniería de diseño: Calculo hidráulico en tuberías”**, volumen 13-III. PDVSA (1994). (PDVSA MID L-TP 1.5, 1994)
- [10] Rodriguez S, D., **“Inspección interna y gerencia de integridad de tuberías”**. Segunda Edición. A.T Alta Tecnologia, C.A. Venezuela Caracas. (2006).
- [11] CETREX. **“Inspección de Gasoductos I”**. Corpoven S.A. (1995).
- [12] CEPET. **“Operación y mantenimiento preventivo y mayor de gasoductos”**. Centro de Formación y Adiestramiento de Petroleos de Venezuela y sus Empresas Filiales. (1996).
- [13] PDVSA, **“Manual de diseño de proceso Separadores: Principios básicos”**. PDVSA (1995). (PDVSA MPD-03-S-01, 1995)
- [14] **“Pipephase versión 9.1 Keyword Manual”**, SIMSCI, Simulations Sciences., USA (2006)

[15] Smith J., Van Ness H. y Abbott M., **“Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”**, Quinta Edición, McGraw-Hill, Mexico (1997).

[16] Luque S. y Vega A., **“Simulación y Optimización Avanzadas en la Industria Química de Procesos: HYSYS”**, Tercera Edición, Universidad de Oviedo, España (2005).

[17] Martínez M. **“Ingeniería del gas, principios y aplicaciones”**. Ingenieros Consultores Asociados C.A. Maracaibo, Venezuela (1994).

[18] Calderón, M., **“Propuesta para el mejoramiento del sistema de separación gas-líquido del tren N°4 de la estación de flujo Tejero”** Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería de Petróleo, Universidad de Oriente, Núcleo Monagas (2008).

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	Diseño de un sistema para recolección y reincorporación de líquidos producidos durante las corridas de herramientas desde la estación NMEF-5 hacia la estación NMEF-3.
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Sosa Sosa, Elsys Carolina.	CVLAC: 16.717.272 EMAIL: elsyscarolina84@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Gasoductos

Flujo Bifásico

Líquidos Condesados

Corrida de Herramienta

Trampas

Simulación Pipephase

Simulación Hysys

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

El siguiente proyecto tuvo como objetivo fundamental diseñar un sistema que permita la recolección y reincorporación de los líquidos producidos en las corridas de herramientas para limpieza de los gasoductos de baja y media presión desde la estación flujo Santa Bárbara NMEF-5 hacia la estación de flujo del Centro Operativo Tejero NMEF-3. Para esto fue necesario recopilar a diario las variables de flujo, la temperatura en la estación de envío y la presión las cuales se tomaron, tanto en las trampas de envío como en la de recibo, luego se procedió a saturar con agua la composición del gas para obtener un análisis en base húmeda, también se realizaron los esquemas de la infraestructura actual de las trampas de envío y recibo de baja y media presión y del tren de producción N°4 involucrando todos los equipos, sus accesorios, conexiones y las distancias de los gasoductos hacia los servicios terminales que afecten o estén relacionados con las velocidades y el transporte del gas, para obtener la cantidad de líquidos desplazados por la herramienta en cada corrida para la limpieza de los gasoductos con la ayuda del simulador Pipephase versión 9.0. Luego se procedió a estimar si el sistema actual de separadores del tren de producción N°4 del Complejo Operativo Tejero puede manejar la cantidad de líquidos removidos por la limpieza de los gasoductos mediante la simulación por Hysys versión 3.1, resultando que el separador S-12 puede operar con la suma de corriente de operación más la de los líquidos recuperados por encontrarse muy por debajo del rango máximo de operación de la línea de entrada al separador, para proponer la configuración del sistema (tubería, diámetro, espesor, codos, válvulas, tipos etc.) que permita la reincorporación de estos líquidos al tren de producción N°4.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Raven, Hernán	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:	V- 4.136.007			
	E_MAIL	Hraven1@yahoo.com			
	E_MAIL				
Hernández, Anahis	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:	V- 12.069.217			
	E_MAIL	hernadezadx@pdvsa.com			
	E_MAIL				
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
Silva, Héctor	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 3.955.146			
	E_MAIL	hectorlsu@yahoo.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	11	02
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Sistema para recolección y reincorporación de líquidos.doc	Aplicación/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: Superintendencia de Recolección y Distribución (OPCIONAL)

TEMPORAL: 8 meses (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad, y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Sosa Sosa, Elsys Carolina.

AUTOR

Prof. Raven, Hernán.
ASESOR

Prof. Rodulfo, Arturo.
JURADO

Prof. Silva, Héctor.
JURADO

Prof. Salas, Yraima.

POR LA SUBCOMISION DE TESIS