

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



**“PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE
DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA
FLEXIBILIDAD OPERACIONAL”**

REALIZADO POR:

NOEGLIS DEL VALLE ALMEIDA FARIAS

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

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



**“PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE
DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA
FLEXIBILIDAD OPERACIONAL”**

ASESORES

Ing. Químico Yraima Salas, M.Sc.
Asesor Académico

Ing. Químico José Gómez
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

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



**“PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE
DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA
FLEXIBILIDAD OPERACIONAL”**

Ing. Químico Yraima Salas, M.Sc.

Asesor Académico

Ing. Químico Hernán Raven, M.Sc

Jurado Principal

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.

Jurado Principal

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

ARTÍCULO 44



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

DEDICATORIA

La vida es eterna, el amor es inmortal; la muerte no es más que horizonte, por eso a pesar de que no puedo abrazarte, y hablarte mirándote a los ojos siempre estás en cada segundo de mi vida, no te has ido de mi corazón. Vivir sin tu presencia y aceptar tu ausencia ha sido extremadamente duro pero he tenido resignación. El sol brillará por siempre sobre tu frente, y una paz intangible asegurará definitivamente tus fronteras, y es porque tengo la seguridad de que tu estás al lado de Diosito como un ángel cuidando de todos los que te queremos y te extrañamos. Nunca pensé que te dedicaría mi tesis a ti, hermanita, y menos hablándole al viento porque todo lo que siento por ti y todo lo que quiero decirte no puedo hacerlo en persona. Te dedico mis logros y mi vida, porque tú te fuiste y yo me quede aquí. Por eso viviré mi vida con amor y con tesón, lucharé por lo que quiero y no desmayaré ante las adversidades; porque eso fue precisamente lo que tú me dejaste, esa enseñanza de luchar hasta el final, pero sobre todo ese mensaje de perdón y de amor. Siempre te llevaré en mi mente y en mi corazón. Eres mi ángel hermana!

A ti Noredci Del Carmen Almeida Farias (Q.E.P.D)

31-03-1989 / 05-07-2008



AGRADECIMIENTO

A Dios, porque sin su misericordia y su amor nada de esto seria posible.

A la empresa Petróleos de Venezuela S.A (PDVSA) por darme la oportunidad de realizar mis pasantías.

A la Universidad De Oriente por ser mi segundo hogar en donde conocí a tantas personas maravillosas y en donde aprendí que las cosas hay que ganárselas y lucharlas.

A mi mamá por ser una madre abnegada, por darme amor, por cuidarme siempre, sin ella nada fuera posible.

A mi papá por siempre apoyarme, por ser tan responsable, por estar siempre pendiente de lo mínimo. Te quiero.

A mi hermanito Edgar José por ayudarme y por quererme, te quiero.

A mis amigos que conocí en la universidad, Patricia Higuerey, Kendel Campos, Francisco Salazar “Pancho”, Adolfo Rodríguez y Sairen Canache, ustedes son los mejores amigos que pude conocer en esta etapa de mi vida, por ser tan incondicionales, su cariño, su respeto y su apoyo en los mejores y peores momentos que viví. **Gracias.**

A mis amigos de toda la vida Jhonny Serrano, Andreina Carrasco, Reynaldo Ruiz, Ney Bethermin, Alejandro Villanueva, Maybellin Pachano, Bárbara Arrillaga. Los amo, gracias por estar presentes en el transcurso de mi vida. Son los mejores amigos del mundo.

A todos mis primos en especial a:

Elías por ser tan especial conmigo y cuidarme tanto.

Egli por ser como una hermana y ser una buena confidente.

Numan por siempre hacerme reír hasta en los momentos más tristes.

Al igual a Junior (Félix), Haydelis, Nelson, Oswaldo, María Andreina y María Angélica por compartir mi crianza y por quererme.

A mi prima, hermana y comadre Mavel por haber sido ese gran apoyo en toda mi vida y por esa ahijada tan bella que me diste “Cristinita”.

A mi madrina Raquel por ser tan consecuente conmigo.

A todas mis tías bellas (Yuraima, Haydee, Leida y Livia) y a mis tíos los quiero mucho.

A mis abuelos Raymundo Farias “Paíto” y Carmito Almeida los admiro mucho. A Miguel Oropeza por tantos años compartidos, por la comprensión, por enseñarme en gran parte a descubrir el amor y a conocerme mejor. Hasta ahora solo tú tienes la llave. Te quiero mucho mi amor.

A César Arreaza y a Gabriel Valverde por su gran amistad y confianza. **Gracias.**

Al señor Luis Pinto y a su familia por darme su apoyo, **Gracias.**

Al Ing. Eulises Marín por su apoyo, su amistad y su tiempo.

Al Ing. José Gómez por ser mi tutor industrial, por su respeto, sus enseñanzas, su valioso tiempo y su amistad.

Al señor Sandy González por siempre darle un toque de alegría a esos días en Casa De Bomba. A Mayris López, por su amistad y su apoyo.

A mis compañeros de pasantías por hacer de esos días momentos agradables y de enseñanza, María Luna, Amilcar, Bechir Katta y muy especialmente a María Campos y Víctor Faneitte por su valiosa amistad, **Gracias.**

A la profesora Yraima Salas, por aceptar ser mi tutora y brindarme su tiempo.

A la señora Taide Cova y su familia por el apoyo y la confianza que me dieron.

Gracias

A todos los profesores que han pasado por todo el transcurso de mis estudios, gracias a un granito de cada uno de ustedes pude lograr esta meta.

RESUMEN

En este trabajo se realizó el estudio necesario para la elaboración de una propuesta que modifique el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la Unidad DA-3 de la refinería El Chaure hacia la refinería Puerto La Cruz. La finalidad es aumentar la flexibilidad operacional de dicho sistema, y que esto permita a su vez compensar diversos inconvenientes que se han presentando y que afectan en gran medida al proceso. La propuesta de las modificaciones fueron evaluadas mediante el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE versión 9.0. Para esto se realizaron diversos recorridos al patio de tanques de ambas refinerías; en donde se recopiló la información necesaria al sistema de tuberías (diámetros, longitudes, etc.), las bombas utilizadas (curvas de funcionamiento, características de diseño, etc.) y los tanques pertenecientes al sistema de almacenamiento (características de diseño y de operación). Principalmente se hizo la validación de los sistemas comparando las condiciones actuales de operación con las de diseño, y los límites operacionales obtenidos de las ecuaciones de mecánica de fluidos dando como resultado que la operación se puede realizar de forma segura. En segundo lugar, se formuló una propuesta, y se comparó con la normativa PDVSA N° L-TP 1.5 (Cálculo Hidráulico de Tuberías), a partir del estudio de la red de distribución existente, obteniéndose que la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1 se puede realizar en condiciones seguras para flujos aproximados entre los 1220-1350 barriles por hora, y la transferencia de diesel liviano desde el tanque 20x9 hacia el tanque 150x1 se puede realizar para flujos aproximados entre los 1250-1400 barriles por hora.

CONTENIDO

ARTÍCULO 44	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	v
RESUMEN.....	viii
CONTENIDO	ix
CAPITULO I.....	14
INTRODUCCIÓN	14
1.1 Petróleos de Venezuela S.A	14
1.2 Refinería Puerto La Cruz	15
1.2.1 Ubicación	15
1.2.2 Reseña histórica	16
1.2.3 Roles.....	17
1.2.4 Estructura Organizacional.....	18
1.4 Planteamiento del problema.....	20
1.5 Objetivos	23
1.5.1 Objetivo general.....	23
1.5.2 Objetivos específicos	23
CAPITULO II	10
MARCO TEÓRICO.....	10
2.1 Antecedentes	10
2.1.1 Propiedades de los fluidos.....	11
2.1.1.1 Peso Específico o densidad relativa (γ).....	12
2.1.1.2 Gravedad específica (s).....	12
2.1.1.3 Densidad.....	14
2.1.1.4 Viscosidad.....	14
2.1.1.5 Viscosidad absoluta o dinámica (μ).....	14

2.1.1.6	Viscosidad cinemática (ν).....	15
2.1.1.7	Presión.....	16
2.2	Diesel	17
2.3	Unidad de Destilación Atmosférica DA-3	18
2.4	Ecuación de Bernoulli.....	19
2.5	Regímenes de flujo de fluidos en tuberías	22
2.5.1	Número de Reynolds (Re).....	22
2.5.2	Resistencia de los fluidos.....	22
2.5.2.1	Factor de fricción de Fanning (f)	22
2.5.2.2	Ecuación general del flujo de fluidos. Formula de Darcy.....	24
2.5.2.2	Coeficiente de resistencia (K)	25
2.5.3	Efecto de Accesorios.....	25
2.5.3.2	Longitud Equivalente (L_e).....	26
2.5.3.4	Expansiones y Contracciones.....	26
2.5.3.5	Contribución de ΔP de aceleración (pérdida de energía cinética)	27
2.5.3.6	Contribución de ΔP de elevación (pérdida de carga hidrostática)	28
2.5.3.7	Contribución del ΔP friccional (pérdida por fricción)	29
2.6	Bombas.....	30
2.6.1	Bombas Centrífugas.....	31
2.6.2	Presión de Succión.....	31
2.6.3	Presión de Succión Máxima.....	31
2.6.4	Presión de Descarga.....	32
2.6.5	Presión de Descarga Máxima.....	33
2.6.6	Cabezal Total	34
2.6.7	Potencia al Freno Nominal (kw ó Hp)	34
2.6.8	Potencia.....	35
2.6.9	Potencia al Freno Nominal (P_F)	35
2.6.10	Eficiencia	36

2.6.11 Cabezal Neto de Succión Positiva (NSPH).....	36
2.6.12 Cabezal Neto de Succión Positiva Disponible (NSPH _D)	36
2.6.13 Cabezal Neto de Succión Positiva Requerido (NSPH _R)	38
2.7 Curva de operación del sistema.....	38
2.8 Condiciones máximas y mínimas de operación	39
2.8.1 Presión Máxima de Succión.....	39
2.8.2 Presión Máxima de Descarga.....	39
2.8.3 Flujo Máximo Bombeable.....	40
2.8.4 Flujo Mínimo Bombeable	40
2.9 Tuberías.....	43
2.9.1 Estimación del Caudal Máximo Permissible.....	43
2.10 Simulación de redes en Pipephase.	44
2.10.1 Modelos de fluidos en Pipephase.....	45
2.11 Simulador de proceso PRO II 8.1	45
CAPITULO III.....	37
MARCO METODOLÓGICO.....	37
3.1 DESCRIBIR LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DE LAS TUBERÍAS DEL SISTEMA DESDE LA PREPARACIÓN DEL DIESEL DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD 45 Y EL RECIBO DE DIESEL MERCADO LOCAL	37
3.2 OBTENCIÓN DEL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DEL SISTEMA ACTUAL DE DIESEL PESADO Y DIESEL LIVIANO.....	39
3.2.1 Aspectos Preliminares.....	39
3.2.1.1 Procedimiento para el análisis hidráulico	40
3.2.3 Condiciones de operación máximas y mínimas de las bombas.	76
3.2.4 Condiciones límites operacionales del sistema de tuberías	83
3.3 PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA	

PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL	84
3.4 DETERMINACIÓN DEL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DE LA PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ.....	86
CAPITULO IV	89
DISCUSIÓN DE RESULTADOS	89
4.1 CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DE LAS TUBERÍAS DEL SISTEMA DESDE LA PREPARACIÓN DEL DIESEL DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD 45 Y EL RECIBO DE DIESEL MERCADO LOCAL	89
Figura 4.1	91
4.2 COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DEL SISTEMA ACTUAL DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ.....	94
4.2.1 Transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 respectivamente hacia el tanque 150x1. (P114/114A/114B).....	95
4.3 OPCION DE INTERCONEXIÓN DE LOS TANQUES 20X8 Y 20X9 AL TANQUE 150X1, DE MANERA QUE SE INDEPENDICE ESA OPERACIÓN CON LA DESCARGA DE MUELLE 3 DE DIESEL MERCADO LOCAL.	105
4.4 COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DE LA PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL	106
CAPITULO V	114
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	114
5.1. CONCLUSIONES	114
5.2. RECOMENDACIONES.....	115
BIBLIOGRAFÍA	117

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO 120

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Petróleos de Venezuela S.A

Petróleo de Venezuela S.A (PDVSA) fue creada en 1975, gracias a la Ley Orgánica que reserva al Estado la industria y el comercio de los hidrocarburos, promulgada ese año. Petróleos de Venezuela S.A (PDVSA) es una empresa estatal venezolana que se dedica a la explotación, producción, refinación, mercadeo y transporte del petróleo venezolano. Fue creada por decreto gubernamental para ejercer tales actividades luego de la nacionalización de la industria petrolera, dando inicio a sus operaciones el 1 de enero de 1976.

En 1997, se inició un proceso de reestructuración en el cual se consolidó una nueva estructura operativa de Petróleo de Venezuela S.A, basada en unidades funcionales, conformada con la unificación de las empresas CORPOVEN, MARAVEN y LAGOVEN. En julio de ese mismo año, en el marco del Primer Congreso Ejecutivo de PDVSA y sus empresas filiales, la alta dirección de la empresa asumió el compromiso con la transformación. En este congreso se concretaron pasos para la formación de tres grandes unidades funcionales: PDVSA Exploración y Producción, PDVSA Manufactura y Mercadeo y PDVSA Servicios.

La Constitución de Venezuela de 1999 establece que la totalidad de las acciones de Petróleo de Venezuela S.A (PDVSA) pertenecen a la Nación venezolana, en razón de la estrategia nacional y la soberanía económica y política, ejercida por el pueblo venezolano. Por ello, la empresa actúa bajo los lineamientos trazados en los Planes de

Desarrollo Nacional y de acuerdo con las políticas, directrices, planes y estrategias para el sector de los hidrocarburos, dictadas por el Ministerio de Energía y Petróleo. Luego de la promulgación del Decreto Presidencial N° 1.385, se creó la Fundación para la Investigación de Hidrocarburos y Petroquímica, lo cual abrió el camino a lo que hoy constituye el Centro de Investigación Científica y Apoyo Tecnológico de la industria petrolera nacional, que se constituyó como empresa mercantil, filial de Petróleos de Venezuela, lo cual permitió adoptar políticas y actividades administrativas alineadas con la corporación

1.2 Refinería Puerto La Cruz

1.2.1 Ubicación

La refinería Puerto La Cruz está ubicada en el norte y centro del estado de Anzoátegui, Venezuela. Este complejo de PDVSA abarca tres áreas operacionales: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque (figura 1.1).



Figura 1.1. Vista completa Refinería Puerto La Cruz.

Su capacidad total de procesamiento de crudos es de 200 mil barriles por día, de los cuales se obtienen 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de gasoil y 73 mil barriles de residual, insumos y requeridos para la mezcla de combustibles. Tras 50 años de existencia, la Refinería Puerto La Cruz de PDVSA, situada en el oriente de Venezuela, es una de las más modernas y avanzadas del país. Esto se debe a la continua ampliación y actualización del complejo a través de los años. La Refinería de Puerto La Cruz posee una sección de destilación atmosférica con tres unidades con capacidad conjunta de hasta 200.000 barriles diarios de crudos de 16° a 51° API, incluida la destiladora atmosférica de la vecina planta de San Roque, de 5.000 barriles diarios, que produce 80 toneladas diarias de parafina terminada y que forma parte del complejo. Por otra parte, está el complejo de conversión sencilla, con capacidad de procesamiento de 14.500 barriles diarios de gasóleo y una alquiladora de 4.500 barriles diarios. Es un complejo de refinación estratégico por el fácil acceso al Mar Caribe que lo enlaza con los mercados internacionales. Está cerca de los campos petroleros de Anzoátegui, Monagas y Guárico, y también del gigantesco Complejo Industrial de Jose. Actualmente satisface el 60% de la demanda interna de combustibles y exporta el 35% de la producción de crudos de Venezuela. Hoy, la capacidad nominal del complejo es de 200.000 barriles diarios y actualmente procesa un promedio de 150.000 barriles diarios. En 1999, a través de su Terminal Marítimo de Guaraguao, se manejaron 891.000 barriles diarios de crudos, productos e insumos, equivalentes a 326 millones de barriles por año, y se atendieron 948 buques tanque[1].

1.2.2 Reseña histórica

La historia Refinería Puerto la cruz comienza partir de 1948, cuando la empresa Venezuelan Gulf Company Co. Inicia la construcción de esta instalación, iniciando a

operar en el año 1950. En su apertura, contaba con una unidad de Destilación Atmosférica (DA-1), con capacidad para procesar 44 mil barriles por día. Paralelamente, la Sinclair Venezuelan Oil Co. Traslada desde Houston (Texas) hasta el área del Chaure, a la orilla de la Bahía de Bergantín, una refinería diseñada para procesar 33 mil barriles de crudo[1].

Las primeras substanciales ampliaciones ocurrieron entre 1957 y 1962, cuando se construyó la Unidad de Destilación Atmosférica No. 2, de 65.000 barriles diarios. Durante el mismo quinquenio continuó mejorando la calidad de los productos con el estrecho de la planta de craqueo catalítico, de 12.000 barriles diarios, y la alquiladora de 2.500 barriles diarios. Todas las instalaciones tienen sus propios servicios industriales: agua de enfriamiento, tratamiento de agua, generación eléctrica, gas natural, vapor y sistema de combate de incendios, lo cual garantiza la autosuficiencia del complejo. A partir de sus respectivas cargas, las plantas de rinden 24% de gasolina, 12% de nafta, 20% de aceite diesel, 6% de combustible para aviones a chorro, 32% de aceite residual y 6% de combustible para barcos. Las exportaciones, que representan el 64% del volumen de productos de Puerto La Cruz, se destinan principalmente a Estados Unidos, Perú, Brasil, Puerto Rico, República Dominicana y Cuba.

1.2.3 Roles

Por su ubicación estratégica, la Refinería Puerto La Cruz cumple tres roles principales:

- Suplir la demanda del mercado interno de la región sur-oriental del país.
- Colocar los productos excedentes en el mercado de exportación.

- Manejar y distribuir la producción de crudos del oriente del país hacia los mercados de exportación y a las otras filiales

1.2.4 Estructura Organizacional

La refinería Puerto La Cruz se encuentra enmarcada dentro de la siguiente estructura organizacional (figura 1.2).

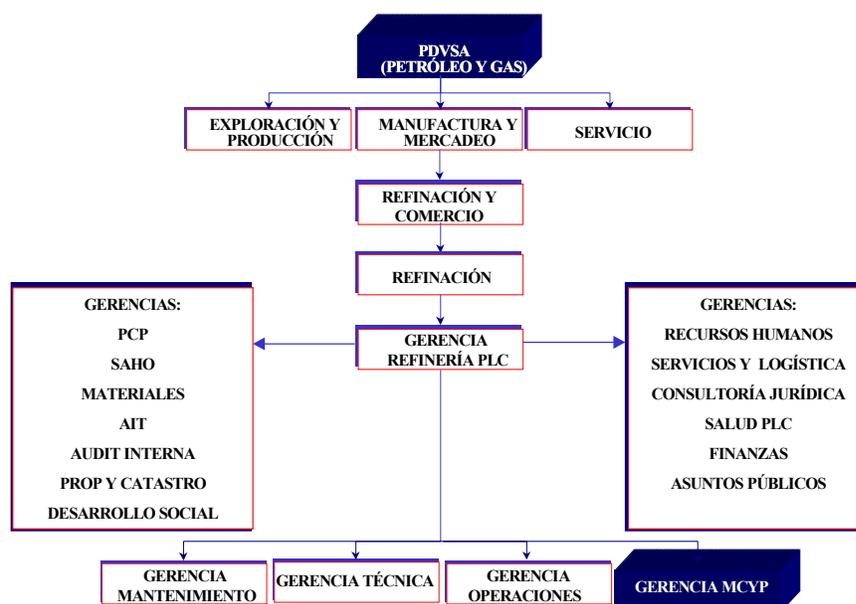


Figura 1.2 Estructura Organizacional de la Refinería Puerto La Cruz.

Entre las gerencias que conforman la estructura organizativa de la Refinería Puerto La Cruz se encuentra la Gerencia de Movimientos de Crudos y Productos (MCyP). MCyP tiene como Visión, maximizar la creación de valor a través de la optimización de los procesos de almacenaje y manejo de crudos, mezcla de componentes y suministros de crudos y productos, a fin de cumplir la entrega al mercado local e internacional de calidad, volumen y tiempo, a un costo óptimo,

garantizando la protección del personal, instalaciones y la conservación del ambiente. La Gerencia de MCyP está conformada por cuatro superintendencias (figura 1.3).

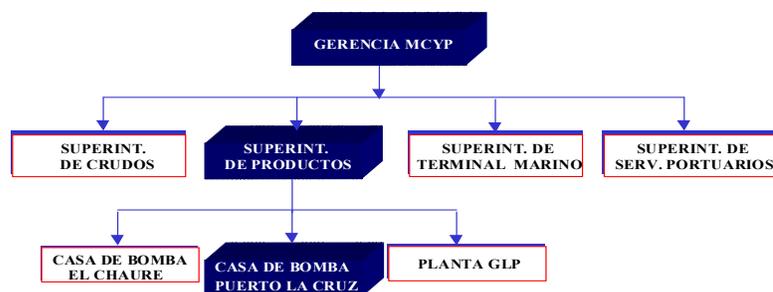


Figura 1.3 Estructura Organizacional de la Gerencia de Movimiento de Crudos y Productos.

La Superintendencia de Productos establece como misión recibir, almacenar y despachar hidrocarburos refinados y gas, en forma oportuna y eficaz a todos sus clientes, a objeto de contribuir a incrementar la ventaja competitiva de la organización con productos de excelente calidad. En la figura 1.4 se muestra la estructura organizativa de la Superintendencia de Productos.

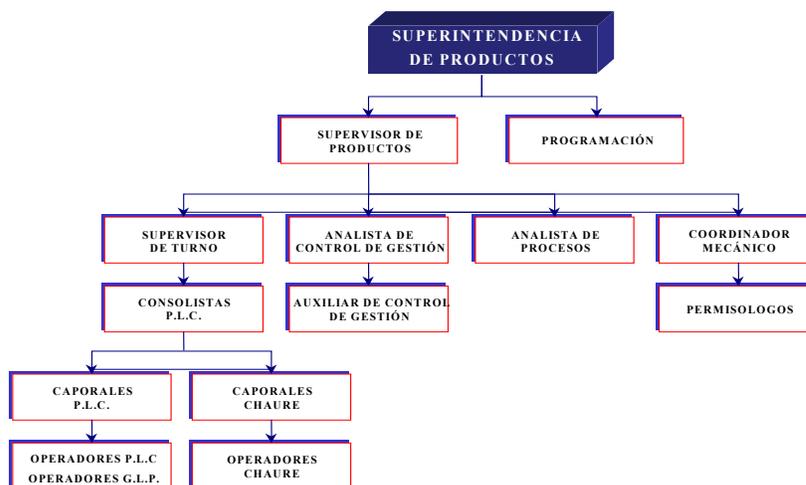


Figura 1.4 Estructura Organizacional de la Superintendencia de Productos.

Fuente: Superintendencia de Productos.

1.4 Planteamiento del problema

PDVSA realiza todas las actividades propias del negocio petrolero, constituyéndose en una corporación verticalmente integrada, que abarca todos los procesos, desde la explotación hasta la comercialización de los hidrocarburos gaseosos, no gaseosos, y sus derivados, que la nación venezolana requiere para su desarrollo y al mismo tiempo como empresa del Estado, cumple una función social al mantener ocupada una cantidad de personas, contribuyendo al desarrollo integral del país mediante la optimización y racionalización de sus recursos materiales y humanos. Refinería Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamientos de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas y Anzoátegui.

La Unidad de Casa De Bombas de La Superintendencia de Producto de la refinería Puerto La Cruz, perteneciente a la Gerencia de Movimiento de Crudos y Productos (MCyP) realiza las operaciones de recibo, almacenaje y despacho de Crudo y productos dichas operaciones implican una serie de actividades que deben cumplirse en forma ordenada y cronológica a fin de garantizar que las mismas se ejecuten de manera segura, sin causar perturbaciones operacionales que pudieran poner en riesgo la seguridad de su personal, la de terceros, las instalaciones y el ambiente. De allí la necesidad de que todas sus operaciones estén procedimentadas y controladas siguiendo los parámetros de seguridad y efectividad en dichas operaciones.

En la Unidad de Destilación DA-3 localizada en Refinería El Chaure se produce aproximadamente 350 barriles por hora de diesel liviano, que va hacia el tanque de almacenamiento 20x8 y 200 barriles por hora de diesel pesado, que se lleva al tanque de almacenamiento 20x9. A través de las bombas P-114/114 A/114 B, ubicadas en Casa de Bombas El Chaure, se succiona diesel de los tanques 20x8 y 20x9. El diesel mercado local llega directamente de refinería El Palito a través del muelle 1 y muelle 3, y mediante una línea de 12 pulgadas de diámetro, se almacena en los tanques de almacenamiento: 80x3, 80x7, 80x8, 56x8 y 150x1 para luego ser distribuido de manera local. Así mismo proveniente de las Unidades de Destilación, DA-1 y DA-2, se puede transferir Diesel al tanque de almacenamiento 130x4 dicho tanque representa la alimentación de la Unidad 45, en donde se procesa el diesel hidrotratado que es un producto de exportación.

Al efectuarse la descarga del diesel proveniente de los tanques de almacenamiento 20x8 y 20x9; y de forma alterna se requiera recibir diesel mercado local se presenta un inconveniente en esta operación, lo cual constituye una limitante del proceso descrito. En la Unidad DA-3 se produce tanto diesel liviano como diesel pesado, cabe destacar que estos serán llevados al tanque 130x4, según la estación del año en que se encuentra Europa, que es el cliente del diesel hidrotratado siendo este el producto final de la Unidad 45, alimentada por el tanque 130x4, es decir, si se encuentra en verano esto se realizará con diesel pesado y si es invierno se trabajara con diesel liviano; el tipo de diesel que no vaya a la Unidad 45 será enviado al tanque 150x1 por una línea de 8 pulgada, que se une a la línea de 12 pulgada de la descarga de los muelle 1 y 3 interfiriendo de esta manera con la operación de recibo de diesel foráneo, trayendo como consecuencia una serie de problemas económicos ya que el retraso de los buques genera pagos por demoras y por ende un atraso en la entrega del combustible a llenadero lo que causaría un impacto aguas abajo en las zonas donde el producto es requerido para abastecer el mercado interno. Y trae problemas operacionales y de seguridad debido a que se pueden rebosar los tanques

20x8 y 20x9 (dependiendo de cual deba transferir al tanque 150x1) sino se baja el nivel en los mismos.

Basándose en lo planteado anteriormente se hace necesario una propuesta de mejoras en el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la Unidad DA-3 hacia la refinería Puerto La Cruz, para el aumento en la flexibilidad operacional; para ello se pretende independizar la línea de descarga de diesel de El Chaure y enviarlo al tanque de almacenamiento 150x1 directamente, para el cumplimiento se realizará una descripción actual de las condiciones de operación del sistema de diesel que alimenta la Unidad 45 y el recibo de diesel mercado local, luego se obtendrán las propiedades físicas del diesel liviano y del diesel pesado de la Unidad DA-3. De igual forma se realizará el análisis hidráulico del sistema con el programa de simulación PIPEPHASE versión 9.0, de manera que se pueda comprobar el funcionamiento del sistema y se diseñará una propuesta de conexión entre la descarga de los tanques de almacenamiento 20x8 y 20x9 de El Chaure y la descarga del tanque 150x1, del sistema de tubería hacia el tanque 130x4 en donde se sugerirá la ubicación de la misma incluyendo el diagrama de flujo de proceso y la realización de los isométricos.

La importancia de esta mejora radica en la posibilidad de hacer un cambio sin incurrir en costos o pérdidas considerables, dando una solución a un problema que se viene presentando en el cumplimiento de dos operaciones que se efectúan en La Gerencia de Movimiento de Crudos y Productos de Refinería Puerto La Cruz y Refinería El Chaure, evitando asimismo los pagos por demoras de los buques, el rebose de los tanques de almacenamiento 20x8 y 20x9 de Refinería El Chaure, contaminación en las líneas de recibo de diesel mercado local o una parada de producción en la Unidad DA-3.

1.5 Objetivos

1.5.1 Objetivo general

Proponer mejoras en el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la Unidad DA-3 hacia la Refinería Puerto La Cruz, para el aumento en la flexibilidad operacional.

1.5.2 Objetivos específicos

1. Describir las condiciones actuales de operación de las tuberías del sistema desde la preparación del diesel de alimentación a la unidad 45 y el recibo de diesel mercado local.
2. Realizar el análisis hidráulico del sistema de descarga de diesel liviano y pesado de refinería El Chaure hacia refinería Puerto La Cruz, a las condiciones operacionales y de diseño.
3. Proponer una conexión entre la línea de succión de los tanques de almacenamiento 20x8 y 20x9 de El Chaure y la descarga del tanque 150x1, del sistema de tubería hacia el tanque 130x4.
4. Analizar hidráulicamente el comportamiento del diesel incluyendo la propuesta de conexión, desde la descarga de los tanques 20x8 y 20x9 hasta la descarga del tanque 150x1, mediante el simulador PIPEPHASE versión 9.0.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Relacionado al análisis hidráulico de sistemas hidráulicos en tuberías muchas investigaciones se han presentado, sin embargo, a continuación se hará mención de los que estén directamente asociados con flujos de fluidos que se procesan en la industria petrolera, así como también los que fueran realizados en Refinería Puerto La Cruz.

Aguado, B. efectuó un rediseño del sistema de tubería del tanque 80x5 perteneciente a Refinería Puerto La Cruz para su adecuación en el manejo de diesel mercado local. Esto se realizó con el fin de conocer las características actuales del tanque 80x5 y su respectivo sistema de tuberías y para proponer las modificaciones necesarias en dicho sistema, evaluado a través del simulador PIPEPHASE versión 9.0^[1].

Siso, H. realizó una evaluación hidráulica de la torre de enfriamiento de la planta de MTBE del Complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui, con la finalidad de detectar las posibles restricciones operacionales y/o de diseño que se puedan presentar al momento de detener una de las celdas y verificar si están o no en capacidad de soportar un aumento de flujo; para ello se recolectó información referente a diámetros, longitudes, válvulas y accesorios de la red hidráulica de la

torre seguido de una medición en campo de los caudales y nivel de los tanques de almacenamiento^[2].

Córcega, M. realizó una evaluación del sistema de manejo de productos fuera de especificación (slop) en Refinería Puerto La Cruz, la cual se basó en el análisis hidráulico de este sistema mediante el estudio de las variables del proceso en tuberías y bombas (flujo, presión), con el fin de mejorar el sistema de manejo de estos productos y lograr una mayor flexibilidad operacional en el mismo^[3].

Marcano, C. realizó una evaluación de la interconexión del proyecto VALCOR I al sistema de manejo de naftas y gasolinas de refinería Puerto La Cruz, con el objeto de detectar antes de la puesta en marcha de este proyecto las posibles limitaciones hidráulicas que pudieran afectar la continuidad operacional del sistema. En función de esto y utilizando las ecuaciones fundamentales de la transferencia de fluidos se determinó el comportamiento hidráulico del sistema actual, el comportamiento hidráulico del nuevo sistema a implementar y los sistemas propuestos, y además se comparó las condiciones en las cuales operaría el nuevo sistema con las condiciones de diseño lo cual le permitió identificar las posibles restricciones operacionales debidas al incremento de manejo de productos o la adición de productos nuevos en el sistema de naftas y gasolinas^[4].

La diferencia entre este proyecto con los trabajos anteriores radica en que el fluido a estudiar es distinto, además, no existe ningún historial de modificaciones en el sistema de tuberías que se va evaluar.

2.1.1 Propiedades de los fluidos

La solución de cualquier problema de flujo de fluidos requiere un conocimiento previo de las propiedades físicas del fluido en cuestión, ya que los valores exactos de estas propiedades afectan a su flujo. Algunas de las cuales se presentan a continuación:

2.1.1.1 Peso Específico o densidad relativa (γ)

El peso específico de un fluido es su peso por unidad de volumen; sus dimensiones son *Fuerza/(Longitud)³*. La unidad en el Sistema Internacional es el Newton por metro cúbico (N/m³). Está relacionado con la densidad por ^[5]:

$$\gamma = \rho \cdot g \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

γ : Peso específico del fluido.

ρ : Densidad del fluido.

g = aceleración de la gravedad.

2.1.1.2 Gravedad específica (s)

La gravedad específica o densidad relativa de una sustancia es una relación adimensional de la densidad de un fluido de referencia. Para sólidos y líquidos, se usa el agua como fluido de referencia. Como la densidad de los líquidos cambia con la temperatura, para dar una definición precisa, es necesario enunciar las temperaturas

del fluido y del fluido de referencia, señalando en la parte superior la que pertenece al fluido y en la inferior la perteneciente al agua.

$$S = \frac{\rho_{\text{cualquier líquido a cierta temp.}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O a 15}^\circ\text{C}(60^\circ\text{F})}} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

A menudo estas temperaturas son las mismas y se suele utilizar 60°F/60°F (15.6°C/15.6°C). Se usa un hidrómetro para medir directamente la densidad relativa de un líquido. Normalmente se utilizan dos escalas hidrométricas, a saber:

- La escala API que se utiliza para productos de petróleo.
- La escala Baumé, que a su vez es de dos tipos: uno para líquidos más densos que el agua y otro para líquidos más ligeros que el agua ^[5].

Las relaciones entre estas escalas hidrométricas y el peso específico son:

a) Para productos de petróleo:

$$S_{(60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F})} = \frac{141.5}{131.5 + \text{grados API}} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

b) Para líquidos más pesados que el agua:

$$S_{(60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F})} = \frac{145}{145 - \text{grados Baumé}} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

2.1.1.3 Densidad

La densidad de una sustancia es su masa por unidad de volumen. La unidad de densidad en el sistema SI es el kilogramo por metro cúbico (Kg/m^3) y se denota por ρ ^[5].

2.1.1.4 Viscosidad

Es la resistencia que presenta el fluido al movimiento provocado por una fuerza cortante; es su fricción interna. Esta resistencia se debe a dos fenómenos, tales como, la cohesión de las moléculas y la transferencia molecular de una capa a otra, lo que establece el un esfuerzo tangencial o cortante. En los líquidos, predomina la cohesión, y como ésta disminuye al aumentar la temperatura, del mismo modo disminuye la viscosidad ^[5].

2.1.1.5 Viscosidad absoluta o dinámica (μ)

La viscosidad dinámica de un fluido es la relación del esfuerzo cortante a la razón de la deformación; sus dimensiones son $(\text{Fuerza})(\text{Tiempo})/(\text{Longitud})^2$ ó bien, $\text{Masa}/(\text{Longitud})(\text{tiempo})$.

Es la proporción existente entre el esfuerzo de corte y el gradiente de la velocidad y se denota con dv/dy ; en consecuencia se puede definir que:

$$\mu = \frac{\tau}{(dv/dy)} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

τ : Esfuerzo de corte.

μ : Viscosidad dinámica.

dv/dy : Gradiente de velocidad.

Las unidades de viscosidad dinámica son Poise o centiPoise (cP). En el sistema c.g.s las unidades vienen expresadas en g/cm.s, y en el M.K.S. en kg/m.s. [5].

2.1.1.6 Viscosidad cinemática (ν)

La viscosidad cinemática de un fluido es su viscosidad dinámica dividida entre su densidad; sus dimensiones son $(Longitud)^2/Tiempo$. En el sistema internacional su unidad es el metro cuadrado por segundo (m^2/s) [5].

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

La unidad de la viscosidad cinemática es el stoke o centistoke (1/100 de un stoke). Usualmente en refinería se utilizan varias unidades para referirse a la viscosidad cinemática. Además de centistokes existen las escalas (SSU) segundos Saybolt universal, (SSF) segundo Saybolt Furol, método ASTM - D 88, (RI) Segundos Redwood I y II, método IP 70 y (°E) grados Engler. Viscosidad, Segundos universales de Saybolt (SSU), que es el tiempo que toma en segundos a 60 mililitros

de aceite en atravesar un orificio estándar a una temperatura dada. (Designación ASTM D88-56).

2.1.1.7 Presión

La presión de un fluido es una magnitud física que mide la fuerza por unidad de superficie, se transmite con igual intensidad en todas las direcciones y es siempre normal a la superficie^[5].

$$P = \frac{F}{A} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

P: Presión (kPa ó lbf/pulg²)

F: Fuerza normal a la superficie (kPa ó lbf)

A: Área de la superficie.

La ecuación básica de la presión hidrostática se define como^[17]:

$$P_s = \rho \cdot h \cdot g \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

Ps: Presión hidrostática (kPa ó lbf/pulg²)

h: Altura del líquido (m ó pie)

La presión en un punto es igual al peso de la columna de fluido que actúa sobre él. Adicionalmente se define la presión dinámica como la presión ejercida por el movimiento del fluido:

$$P_D = \frac{V^2}{2} \cdot \rho \quad (\text{Ec. 2.9})$$

2.2 Diesel

Se obtiene de la fracción destilada del petróleo denominada gasóleo (15 a 18 átomos de carbono). Tiene propiedades diferentes a la gasolina pues ésta contiene hidrocarburos más livianos. El combustible diesel es más pesado y aceitoso, de hecho, a veces se le denomina aceite diesel. Se evapora más lentamente y su punto de ebullición es más alto, incluso supera la del agua. El petróleo diesel tiene un mejor rendimiento en los motores que la gasolina. Además, resulta más económico porque requiere menos refinación. El combustible diesel es una mezcla compleja de hidrocarburos compuesta principalmente de parafinas y aromáticos, con un contenido de olefinas que alcanza solamente a un pequeño porcentaje por volumen. La combustibilidad del diesel en los motores se caracteriza por su número de cetano, el cual es una medida de su capacidad para ser sometido a ignición de compresión, bajo condiciones de prueba estándar. Los combustibles con un número mayor de cetano se queman más fácilmente en los motores de ignición de compresión^[9]. En la tabla 1 se presentan las especificaciones de calidad de los tipos de diesel que se procesan en la refinería El Chaure.

Tabla 1 Especificaciones de calidad del diesel liviano y pesado.

 PDVSA	Fluidos provenientes de la Unidad DA-3		
Análisis	Unidad	Diesel liviano	Diesel pesado
Gravedad API	°API	36,3	35
Agua y Sedimento	% v/v	0,4436	0,2713
Densidad 15°C	Kg/m ³	841,3	857,2
Contenido de Cenizas	% p/p	0,001	0,00024
Carbón conradson	% p/p	0,009	0,012
% H2O Karl Fischer	%v/v	0,23	0,4625
Punto de Inflamación	°C	107,5625	85,47
Punto de turbidez	°C	-22	11
Viscosidad Cinemática 40°C	est	5,306	3,375
Color ASTM	N/A	1	0,875
Punto de Fluidez	°C	-1,61538	-2,125
Número de Cetano	N/A	44	48,566

2.3 Unidad de Destilación Atmosférica DA-3

La unidad DA-3 está ubicada en refinería El Chaure, a orillas de la Bahía de Bergantín, (a 5 kilómetros de Puerto La Cruz.). Actualmente se procesa crudo Anaco Wax y/o Santa Bárbara de 39 y 42 °API respectivamente y se le incorpora residuo desparafinado de la Refinería San Roque. Además, se procesan mezclas entre los crudos WAX-Santa Bárbara con Mesa Troncal 54, dependiendo de las economías

favorables. La instrumentación de la unidad es electrónica y se controla desde el búnker central. Desde el punto de vista operacional, la unidad DA-3, es una unidad más de fraccionamiento atmosférico, provisto de una torre fraccionadora de crudo, tres despojadoras y una torre estabilizadora de gasolinas. En la figura 2.1 se muestra el diagrama del sistema de diesel en la Refinería El Chaure.

Los productos de esta unidad se distribuyen como siguen:

- ✓ **Gasolina estabilizada:** Se envía a la torre estabilizadora donde se separa el gas de la gasolina estabilizada para su incorporación a las fraccionadoras de gasolina para obtener nafta liviana y pesada. El gas estabilizado se mezcla con el gas natural (comprado) para ser utilizado como gas combustible al horno.
- ✓ **Kerosén:** Diesel liviano, es enviado a la unidad de hidrotratamiento de diesel o para mezclas de combustibles.
- ✓ **Diesel pesado:** Se incorpora al sistema de diesel de mercado interno y/o a la unidad hidrotratadora de diesel o para mezclas de combustibles.
- ✓ **Residual de bajo azufre:** Se envía al mercado de exportación y/o cabotaje y como complemento de la carga a la unidad FCC.

2.4 Ecuación de Bernoulli

La ecuación de Bernoulli describe el comportamiento de un fluido moviéndose a lo largo de una línea de corriente. Es una forma de expresión de la aplicación de la ley de conservación de la energía al flujo de fluidos en una tubería. Esta ecuación establece que a lo largo de una línea de corriente la energía mecánica total de un

fluido, medida por la energía gravitacional, la cinética y la de presión, es constante si no existe trabajo y/o esfuerzo cortante externo. En realidad, siempre que el fluido está en movimiento hay pérdidas por fricción, y son las que describen la diferencia en el total de energía entre dos puntos del sistema. Ello significa que la energía del fluido puede sufrir transformaciones de una forma a otra a lo largo de la conducción, pero permaneciendo la energía total constante. Por lo tanto, el balance de energía puede escribirse para dos puntos del fluido, según se indica en el ejemplo de la figura 2.2.

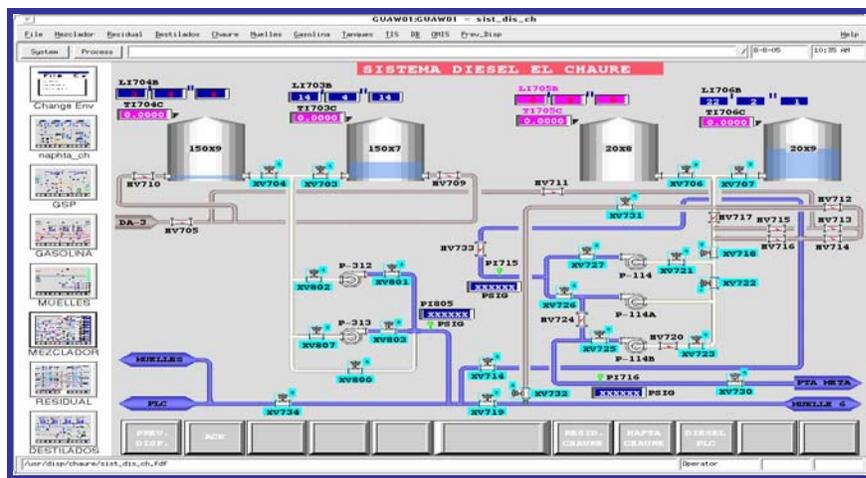


Figura 2.1 Recibo de diesel de unidad DA-3 en tanques 20x8 y 20x9

Fuente: ASPEN PROCESS

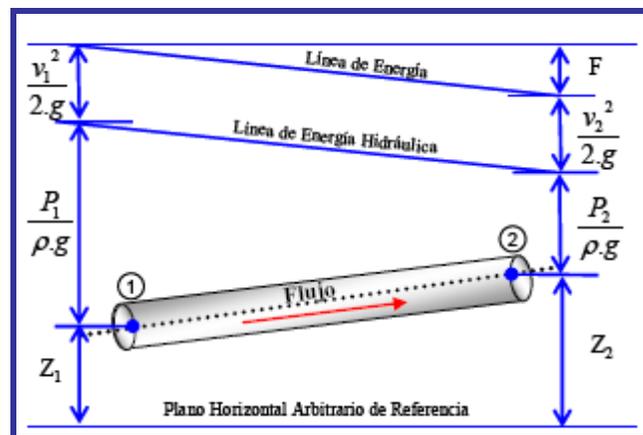


Figura 2.2. Balance de energía para dos puntos de un fluido [5]

La energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal arbitrario fijado como referencia, es igual a la suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión y la altura debida a la velocidad, es decir [5].

$$\frac{P}{\gamma} + \frac{V^2}{2g} + Z = H \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Si las pérdidas por rozamiento se desprecian y no se aporta o se toma ninguna energía del sistema de tuberías (bombas o turbinas), la altura total H en la ecuación anterior permanecerá constante para cualquier punto del fluido. Sin embargo, en la realidad existen pérdidas o incrementos de energía que deben incluirse en la ecuación de Bernoulli [6]:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 + h_{1f2} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde:

- h_{1f2} : Fricción o pérdida de cabezal (KPa.m³/kg ó pie.lbf/lbm)
- g : Aceleración de la gravedad (m/s² ó pie/s²)
- P: Presión (Kpa ó Psi = lbf/ pulg²)
- V: Velocidad del fluido (m/s ó pie/s)
- Z: Elevación (m ó pie)
- γ : Peso específico (N/m ó lb/s².pie²)

2.5 Regímenes de flujo de fluidos en tuberías

2.5.1 Número de Reynolds (Re)

Las investigaciones de Osborne Reynolds han demostrado que el régimen de flujo en tuberías, es decir, laminar o turbulento, depende del diámetro de la tubería, de la densidad, la viscosidad del fluido. El valor numérico de una combinación adimensional de estas cuatro variables, conocido como número de Reynolds, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad^[7]. El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec.2.11})$$

Donde:

D: Diámetro interno (m ó pie)

V: Velocidad del fluido (m/s ó pie/s)

ρ : Densidad (kg/m³ ó lb/pie³)

μ : Viscosidad (Pa.s./m² ó lb/pie s)

Re: Numero de Reynolds

2.5.2 Resistencia de los fluidos

2.5.2.1 Factor de fricción de Fanning (f)

La caída de presión en tuberías rectas horizontales de diámetro constante es causada principalmente por fricción y puede ser calculada mediante la ecuación de fricción Fanning. El factor experimental en esta ecuación, llamado factor de fricción

Fanning, f , es una función del Número de Reynolds y la rugosidad relativa de la pared de la tubería. Este término adimensional refleja la resistencia ofrecida por las paredes del tubo al movimiento del fluido. Este factor debe ser determinado experimentalmente u obtenido mediante fórmulas empíricas.

Si el flujo es laminar ($Re < 2100$), es función sólo del número de Reynolds; el factor de fricción puede determinarse a partir de la ecuación ^[7]:

$$f = \frac{16}{Re} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Si el flujo es turbulento ($Re > 4000$), es también función de la rugosidad relativa (ε/d) de paredes internas de la tubería; el factor de fricción puede determinarse por la ecuación empírica de Haland ^[7]:

$$f = 4 \cdot \left[-3.6 \cdot \log \left[\left(\frac{6.9}{Re} \right) + \left(\frac{\varepsilon/d}{3.7} \right)^{1.11} \right] \right]^{-2} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

La región de transición cae entre valores de número de Reynolds comprendidos entre 2000 y 4000. Aquí el flujo puede ser tanto laminar como turbulento, dependiendo de factores tales como el cambio de la sección transversal o la presencia de válvulas, accesorios u obstrucciones en las tuberías. En este régimen, el factor de fricción es difícil de determinar y cae en algún lugar entre los límites para flujo laminar y turbulento. Sin embargo, para la mayoría de las aplicaciones con tubería comercial, el fluido tiende a ser turbulento y debe usarse el valor más alto de factor de fricción ^[7].

2.5.2.2 Ecuación general del flujo de fluidos. Formula de Darcy

La fórmula de Darcy puede usarse sin restricción para flujo de agua, aceites y otros líquidos en tuberías. Sin embargo, cuando se presentan velocidades muy altas en la tubería causan que la presión en la salida sea igual a la presión de vapor del líquido, aparece el fenómeno de la cavitación y los valores calculados para el caudal son inexactos. El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí y, consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo. La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como la fórmula de Darcy y que se expresa en metros de fluido es:

$$h_L = \frac{fLV^2}{D^2g} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

h_L : Pérdida de presión (m ó pie)

f : Coeficiente de fricción.

L : Longitud de tramo recto de la tubería
de igual diámetro. (m ó pie)

V : Velocidad media del fluido.
(m/s ó pie/s)

D : Diámetro interno (m ó pie)

g : Aceleración de la gravedad. (m/s² ó pie/s²)

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como turbulento de cualquier líquido en una tubería. Se aplica a tubería de diámetro constante por la que pasa un fluido cuya densidad permanece razonablemente constante, a través de una tubería recta, ya sea horizontal, vertical o inclinada. Para tuberías verticales,

inclinadas o de diámetro variable, el cambio de presión debido a cambios de elevación, velocidad o densidad del fluido debe hacerse de acuerdo con el teorema de Bernoulli ^[8].

2.5.2.2 Coeficiente de resistencia (K)

El coeficiente de resistencia (k) es un coeficiente empírico en la ecuación de pérdida por fricción para válvulas y accesorios. Depende del tipo de accesorio, del número de Reynolds y hasta de la configuración de la corriente antes del accesorio. Se debe encontrar k para cada accesorio y contabilizarlo para obtener las pérdidas totales por accesorios ^[8]

2.5.3 Efecto de Accesorios

Los acoplamientos o accesorios para conexión se clasifican en: de derivación, reducción, ampliación y desviación. Los accesorios como “T”, cruces, codos con salida lateral, etc., pueden agruparse como accesorios de derivación. Los conectores de reducción o ampliación son aquellos que cambian la superficie de paso del fluido. En esta clase están las reducciones y los manguitos. Los accesorios de desvío, curvas, codos, curvas en U etc., son los que cambian la dirección de flujo. Estos accesorios causan caídas de presión adicionales en una tubería. Los que tienen el mismo diámetro nominal que la tubería, pueden ser tomados en cuenta en términos de longitud equivalente de tubería recta ^[7].

2.5.3.2 Longitud Equivalente (L_e)

Es la longitud de tubería recta que daría la misma caída de presión que una válvula u otro accesorio del mismo diámetro nominal bajo las mismas condiciones ^[8]. Puede determinarse a partir de la ecuación:

$$f\left(\frac{L_e}{D}\right)\left(\frac{v^2}{2g}\right) = \sum K\left(\frac{v^2}{2g}\right) \quad (\text{Ec.2.15})$$

Al despejar se obtiene la expresión definitiva de la longitud equivalente:

$$L_e = \sum K \frac{D}{f} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde:

L_e : Longitud equivalente (m ó pie).

Esta longitud equivalente puede ser calculada a partir de los coeficientes de los accesorios. Y es entonces sumada a la longitud real de la tubería y la suma es usada en la ecuación de Fanning para predecir la caída de presión total. El uso de longitudes equivalentes o coeficientes de resistencia es una correlación aproximada de un problema complejo ^[8].

2.5.3.4 Expansiones y Contracciones

La caída de presión por cambios en la sección transversal tales como salida y entrada de recipientes de proceso, reductores y difusores incluye dos componentes: uno por fricción y otro por cambio de energía cinética. Los cálculos de pérdida por fricción son basados en el diámetro de la tubería menor sin obstrucción. Para tuberías

que terminan en un área de gran sección transversal tales como recipientes de proceso, las caídas de presión por fricción son iguales al incremento en presión causado por el cambio de energía cinética. Como resultado, el cambio neto de presión debido al cambio de la sección transversal es cero.

Para una contracción muy gradual, la caída de presión por fricción es calculada basándose en una sección recta de tubería con un diámetro interno igual a la sección transversal más angosta de la contracción. Para el cálculo de caída de presión de tuberías que contengan accesorios y cambios de sección transversal, la línea primero se divide en secciones de diámetro nominal constante. Se calcula la caída de presión por fricción de cada cambio de sección transversal en longitud equivalente en referencia a la tubería de menor diámetro de la sección en cuestión. La caída de presión debido a los distintos cambios de energía cinética en la línea es determinada calculando el cambio global de energía cinética entre la entrada y la salida de la línea [8].

2.5.3.5 Contribución de ΔP de aceleración (pérdida de energía cinética)

Cuando exista cambio en la sección transversal del fluido, va a existir una contribución de pérdida de presión por cambio de energía cinética. Este efecto puede ser expresado en términos de la velocidad de masa, la cual es constante, y del gradiente de velocidad del fluido. Para la mayoría de los casos de flujo de líquido, así como para los flujos de vapor a bajas velocidades ($v < 200$ pies/seg) y ΔP bajas ($\Delta P < 10\%$ de la presión conocida), se puede asumir que la velocidad de fluido es constante o casi constante, dentro de la precisión esperada en la mayoría de cálculos de flujo de fluidos ($\pm 15\%$). El término de aceleración se convierte en insignificante en tales casos.

Para efecto de la energía cinética se utiliza esta ecuación:

$$\Delta P_{\text{cinético}} = F_1 \cdot \rho \cdot V_2^2 - V_1^2 \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Donde:

$\Delta P_{\text{cinético}}$: Caída de presión debido al cambio en la energía cinética (kPa ó lbf/pulg²)

V_1, V_2 : Velocidad media del flujo en los puntos 1 y 2 respectivamente, (m/s ó pie/s)

F_1 : Factor que depende de las unidades usadas, (5×10^{-4} para el Sistema Internacional ó $1,08 \times 10^{-4}$ para el Sistema Inglés).

2.5.3.6 Contribución de ΔP de elevación (pérdida de carga hidrostática)

Siempre que haya un cambio en la elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal, los efectos gravitacionales producirán un cambio en la presión. Para el efecto debido a la variación de altura entre los puntos o elevación se tiene:

$$\Delta P_{\text{elevación}} = \rho \cdot F_2 \cdot (Z_2 - Z_1) \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde:

$\Delta P_{\text{elevación}}$: Caída de presión por elevación (kPa ó lbf/pulg²)

Z_2, Z_1 : Elevación entre los puntos 1 y 2 con respecto a un punto de referencia (m ó pie).

F_2 : Factor que depende de las unidades usadas ($9,81 \times 10^{-3}$ Kgf.m/Kgm.s² ó $1/144$ lbf.pie²/lbm.pulg²).

Siempre que haya un cambio en la elevación o inclinación de la tubería con respecto a un plano horizontal, los efectos gravitacionales producirán un cambio en la presión.

2.5.3.7 Contribución del ΔP friccional (pérdida por fricción)

El gradiente de presión friccional es una función del esfuerzo de corte en la pared de la tubería, τ , y del diámetro interno de tubería, D .

Por último, los efectos causados por el rozamiento se calculan:

$$\Delta P_{fricción} = \frac{\rho \cdot g \cdot hf_{totales}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

$\Delta P_{fricción}$: Caída de presión por fricción (kPa ó lbf/pulg²)

ρ : Densidad del líquido bombeado a las condiciones de operación (kg_m/m³ ó lb_m/pie³)

$hf_{totales}$: Pérdidas por fricción en las líneas y en los accesorios (m ó pie)

F_3 : Factor que depende de las unidades usadas (1 para el S.I. ó 144 para el Sistema Inglés) luego:

$$hf_{totales} = \sum hf_{tuberías} + \sum hf_{accesorios} \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Las pérdidas en las tuberías (pérdidas mayores o primarias) son proporcionales a la rugosidad del material, y se definen por la ecuación de Darcy mediante la siguiente ecuación

$$hf_{tuberias} = f \cdot \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Ec. 2.21})$$

Donde:

f : Coeficiente de fricción.

L : Longitud de tramo recto de la tubería de igual diámetro (m ó pie)

V : Velocidad media del fluido en la tubería (m/s ó pie/s)

g : Aceleración de gravedad.

D : Diámetro interno de la tubería (m ó pie)

La pérdida por fricción en accesorios está dada por la siguiente ecuación:

$$hf_{accesorios} = \frac{K \cdot V^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

Donde:

K : Coeficiente de resistencia de cada accesorio.

2.6 Bombas

La mayoría de los procesos industriales incluyen la conducción de líquidos, siendo la bomba el medio mecánico para obtener esta conducción. Las bombas hidráulicas son equipos que sirven para transportar un líquido venciendo efectos opuestos como, fricción en tuberías y accesorios. La acción del bombeo es la adición de energía cinética y potencial a un líquido con el fin de moverlo de un punto a otro.

2.6.1 Bombas Centrífugas

El objetivo básico de una bomba centrífuga en cualquier sistema de manejo fluido es el de añadir energía al fluido, y ya que es una máquina dinámica, la bomba depende completamente de cambios de relaciones con la velocidad para proporcionar la energía. Las bombas centrífugas comprenden una clase muy amplia de bombas en las que la generación de presión se logra con la conversión del cabezal de velocidad en cabezal estático. El movimiento rotativo de uno o más impulsores comunica energía al fluido en la forma de un incremento de velocidad que se convierte en cabezal estático útil en la sección de difusión del cuerpo. No hay válvulas en las bombas de tipo centrífugo; el flujo es uniforme y libre de pulsaciones de baja frecuencia. Como este tipo de bomba opera convirtiendo el cabezal de velocidad en cabezal estático, una bomba que opera a velocidad fija desarrollará el mismo cabezal teórico en metros (pie) de fluido bombeado, independientemente de su densidad. Sin embargo, la presión en kPa (psi) (correspondiente al cabezal desarrollado) depende de la densidad del fluido ^[8].

2.6.2 Presión de Succión

Es la presión que tiene el fluido en la brida de succión de la bomba^[9].

2.6.3 Presión de Succión Máxima

Es la presión de succión más alta a la cual la bomba es sometida durante la operación (según API 610). Este valor se obtiene sumando la presión de ajuste de la válvula de seguridad (si existe alguna) del recipiente desde el cual succiona la bomba, la caída de presión desde la válvula de seguridad al punto donde se mantiene el nivel

de líquido y el máximo cabezal estático de líquido en la succión. Al calcular el cabezal estático, utilizar el “alto nivel de líquido” de diseño para el recipiente.

La presión de succión normal se calcula y se especifica para un nivel de referencia arbitrario de 600 mm (2 pie) sobre el nivel de referencia del piso este nivel es típico de la línea central del impulsor en los tipos de bombas comúnmente utilizados – bombas de proceso horizontales de una etapa y de capacidad media (15 a 65 dm³/s (200 a 1000 gpm). Seleccionada realmente para el servicio normalmente diferirá algo de los 600 mm (2 pie) arbitrarios, dependiendo de la altura de la base de la bomba escogida, tipo de bomba, tamaño y orientación. La diferencia entre el nivel de referencia arbitrario y el nivel de referencia real es muy pequeña para tener algún significado en la determinación de los requerimientos de cabezal en la mayoría de los servicios, pero es un factor de suma importancia en el establecimiento del NPSH de que se dispone realmente para la bomba instalada, y debe verificarse por consiguiente cuando se seleccione la bomba y se realice el diseño de la base ^[9].

$$P_{1m\acute{a}z} = P_{om\acute{a}x}(\text{recipiente}) + \frac{\rho g \Delta Z_{m\acute{a}x}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

Donde:

$P_{1m\acute{a}x}$: Presión de succión máxima (kPa ó lb_f/pulg²)

$P_{o\ m\acute{a}x}$: Presión de operación máxima en el recipiente de succión, normalmente es la presión de ajuste de la válvula de seguridad, si existe. (kPa ó lb_f/pulg²)

$\Delta Z_{m\acute{a}x}$: Diferencia de altura entre el nivel de líquido alto del recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba. (0,609 m ó 2 pies)

2.6.4 Presión de Descarga

Es la presión que tiene el fluido en la brida de descarga de la bomba ^[10].

2.6.5 Presión de Descarga Máxima

Es la máxima presión de succión posible a ser encontrada, más la presión diferencial Máxima que la bomba es capaz de desarrollar cuando se opera a la condición especificada de velocidad, gravedad específica, y temperatura de bombeo con el impulsor suministrado (según API 610). Esta presión se utiliza para determinar la presión de diseño y es la suma de la presión de succión Máxima y la presión diferencial Máxima.

La máxima presión diferencial para las bombas centrífugas normalmente ocurren a flujo cero (Shut Off) y se asume que es 120% del diferencial nominal basado en la Máxima densidad absoluta prevista para el fluido. Si se encuentra que el diferencial máximo es mayor de 120% del diferencial nominal (lo cual es particularmente predominante en bombas de múltiples etapas y de altos caudales de flujo) para la bomba seleccionada, entonces las presiones Máximas de descarga y de diseño deberían ser incrementadas de acuerdo a esto. Esto tiende a ocurrir con bombas de caudal alto de flujo debido a las características de impulsores de alta velocidad específica que se utilizan.

Por el contrario, las bombas se pueden especificar para tener una presión de disparo a algún nivel menor que 120% del diferencial de modo que se pueda bajar la presión nominal de diseño de las líneas y los intercambiadores de una clasificación a otra. Esto no debería hacerse a menos que se obtenga algún crédito por el hecho de reducir la presión nominal de diseño de las líneas y equipos. No se debe especificar menos de 110% del diferencial, ya que esto promueve el uso de una curva característica de operación de la bomba tan plana que hace que su funcionamiento sea inestable ^[9].

$$P_{2m\acute{a}x} = P_{1m\acute{a}x}(\text{recipiente}) + \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta H_{\text{shutOff}}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec.2.24})$$

Donde:

$P_{2m\acute{a}x}$: Presi3n de descarga m\acute{a}xima. (kPa 3n lbf/pulg²)

$\Delta H_{\text{shut Off}}$: Diferencia de Presi3n a cero flujo (se obtiene de la curva de la bomba para la condici3n de cero flujo) (m 3n pie)

2.6.6 Cabezal Total

La cantidad de energa que la bomba debe ser capaz de suministrar a cada unidad de masa del lquido por conversi3n de presi3n se define como cabezal [10]. El cabezal se calcula convirtiendo el aumento en presi3n de la succi3n a la descarga, a la altura de una columna equivalente de lquido bombeado, a las condiciones de bombeo.

$$H = \frac{\Delta P \cdot F_3 \cdot g_c}{\rho \cdot g} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

H: Cabezal de presi3n desarrollado por la bomba (m 3n pie)

ΔP : Aumento de presi3n entre la succi3n y la descarga de la bomba, P2-P1 (kPa 3n lbf/pulg²)

2.6.7 Potencia al Freno Nominal (kw 3n Hp)

Es la potencia requerida por la bomba a las condiciones de operación nominales especificadas, incluyendo capacidad, presiones, temperatura, densidad absoluta y viscosidad (según API 610) ^[10].

2.6.8 Potencia

Los requerimientos de energía de una bomba se calculan como sigue^[10]:

$$P_H = \frac{\rho \cdot Q \cdot H}{F_4} \cdot \frac{g}{g_c} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Donde:

P_H : Potencia Hidráulica (Kw ó Hp)

Q : Caudal de flujo volumétrico a las condiciones de operación. (dm^3/s gpm)

H : Cabezal de presión desarrollado por la bomba (m ó pie)

F_4 : Factor que depende de las unidades usadas (0,001 ó 246873)

2.6.9 Potencia al Freno Nominal (P_F)

Es la potencia requerida por la bomba a las condiciones de operación nominales especificadas, incluyendo capacidad, presiones, temperatura, densidad absoluta y viscosidad (según API 610) ^[10].

$$P_F = \frac{P_H}{E_o} \quad (\text{Ec.2.27})$$

Donde:

Eo: representa el valor de la eficiencia en el punto de funcionamiento y generalmente se ubica entre 0,5 y 0,85.

2.6.10 Eficiencia

La eficiencia global de la bomba incluye dos categorías de pérdidas, hidráulica y mecánica. Las pérdidas mecánicas son causadas por la fricción en los cojinetes y en el sello del eje, y son muy pequeñas con respecto a las pérdidas hidráulicas. Las pérdidas hidráulicas son causadas por turbulencia, fricción del revestimiento y del disco, y deslizamiento o fugas internas desde la zona de descarga de la bomba hacia la zona de succión. Las pérdidas hidráulicas son una parte tan grande de las pérdidas totales que las eficiencias hidráulica y global se pueden intercambiar para propósitos de diseño de servicio de bombas^[10]

2.6.11 Cabezal Neto de Succión Positiva (NSPH)

La fuerza tendiente a eliminar la cavitación es el margen por el que la presión estática local del líquido excede la presión de vapor del líquido a la temperatura en cuestión. Cuando es convertido en términos de cabezal de líquido, este margen de presión es definido como el cabezal neto de succión positiva, comúnmente denominado NPSH^[11].

2.6.12 Cabezal Neto de Succión Positiva Disponible (NSPH_D)

Se define como el margen entre la presión actual al nivel de referencia de la bomba y la presión de vapor a la temperatura de bombeo del líquido, convertido a cabezal del líquido bombeado. El NPSH_D resulta de las condiciones existentes en la

fuente de donde proviene el líquido y de los cambios de presión y temperatura a lo largo de la línea de succión. Cuando se selecciona un modelo específico de bomba y se diseña su base, el NPSH disponible se puede corregir al valor existente según la ubicación real de la línea central de la bomba o de la brida de succión, para establecer la comparación con los requerimientos de NPSH de la bomba.

El cálculo de $NPSH_D$ requiere la determinación de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, y una cuidadosa estimación de la presión de succión existente al nivel de referencia de la bomba. La expresión matemática para el NPSH disponible es ^[11]:

El $NPSH_D$ en un sistema se calcula mediante la siguiente expresión:

$$NPSH_{D_{\min}} = \Delta Z_{\min} + \frac{F_3 \cdot g_c}{\rho \cdot g} x (P_0 - \Delta P_f - P_v) \quad (\text{Ec. 2.28})$$

Donde:

ΔZ_{\min} : Diferencia de elevación mínima entre el nivel del líquido del recipiente y el eje central de la bomba (m ó pie)

P_0 : Presión en el recipiente de succión (kPa ó lb_f/pulg²)

ΔP_f : Caída de presión por fricción en el tramo de succión (kPa ó lb_f/pulg²).

P_v : Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (kPa ó lb_f/pulg²)

El $NPSH_D$ resulta de las condiciones existentes en la fuente de donde proviene el líquido y de los cambios de presión y temperatura a lo largo de la línea de succión.

2.6.13 Cabezal Neto de Succión Positiva Requerido (NSPH_R)

Se refiere al NPSH que se requiere en la brida de entrada de la bomba, o en la línea central del impulsor, según haya sido señalado por el constructor, para una operación satisfactoria a las condiciones nominales especificadas. Este representa el cabezal necesario para que el líquido fluya sin vaporizarse desde la entrada de la bomba a un punto en el ojo del impulsor donde los álabes comienzan a impartir energía al líquido. Esta es una característica individual de cada bomba y está determinada por la prueba del suplidor. Es una función del diseño del impulsor, el cuerpo de la bomba y la velocidad empleado ^[11].

2.7 Curva de operación del sistema

El sistema de bombeo se puede expresar gráficamente como una curva debido a que las pérdidas de carga h_f es una función cuadrática del caudal, según lo expresado por Darcy y Weisbach. El punto máximo de operación o funcionamiento se obtiene de interceptar la curva de la bomba (H_b) y la curva del sistema ($H_{sistema}$) e indica las características Q_{op} y H_{op} máximas a la que la bomba puede trabajar.

El cálculo de energía que requiere el fluido, se desarrolla por medio de la ecuación de Bernoulli:

$$H_{sistema} = 144 \frac{g_c}{g} \left(\frac{P_2}{\rho_2} - \frac{P_1}{\rho_1} \right) + (Z_2 - Z_1) + \frac{(v_2)^2 - (v_1)^2}{2g} + H_{f_{total}} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

Se puede observar que los dos primeros términos de la ecuación 2.31 no dependen del caudal y los otros dos términos restantes son función del caudal al

cuadrado. Luego se calcula el cabezal total requerido por el sistema a diferentes caudales. En sistemas que tienen cargas estáticas o diferencias de presión variables, es posible trazar curvas que correspondan a las condiciones mínimas y máximas.

2.8 Condiciones máximas y mínimas de operación

2.8.1 Presión Máxima de Succión

La presión de succión máxima se determina tomando en consideración el nivel de operación alto en el recipiente de succión y la presión de operación máxima en dicho recipiente [16]. La presión de succión máxima se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_{1m\acute{a}x} = p_{o\ m\acute{a}x} (\text{recipiente}) + \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta Z_{m\acute{a}x}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde:

$P_{1m\acute{a}x}$: Presión de succión máxima (kPa ó lb_f/pulg²)

$P_{o\ m\acute{a}x}$: Presión de operación máxima en el recipiente de succión, normalmente es la presión de ajuste de la válvula de seguridad, si existe (kPa ó lb_f/pulg²)

$\Delta Z_{m\acute{a}x}$: Diferencia de altura entre el nivel de líquido alto del recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba (2 pies ó 0,609 m)

2.8.2 Presión Máxima de Descarga

La presión de descarga máxima se calcula sumando la presión máxima de succión a la diferencia máxima de presión aportada por la bomba a la temperatura

nominal de bombeo^[16]. La diferencia máxima de presión para las bombas centrífugas se toma como el 120% de la presión nominal y corresponde a las condiciones de cero flujo (*Shut Off*).

$$P_{2m\acute{a}x} = p_{1m\acute{a}x} (\text{recipiente}) + \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta H_{shutoff}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

$P_{2m\acute{a}x}$: Presión de descarga máxima (kPa ó lbf/pulg²)

$\Delta H_{Shut\ Off}$: Diferencia de Presión a cero flujo (se obtiene de la curva de la bomba para la condición de cero flujo) (m ó pie)

2.8.3 Flujo Máximo Bombeable

El flujo máximo bombeable se determina a partir de la curva del sistema y utilizando la mínima cantidad de pérdidas por válvulas de control. Se obtiene al trazar la curva de carga-capacidad del sistema y al compararla con la curva de cabezal-capacidad de la bomba, tal como se muestra en la figura 2.3.

2.8.4 Flujo Mínimo Bombeable

El flujo mínimo que puede manejar la bomba es aquel necesario para que no ocurran recirculaciones internas ni recalentamiento del líquido bombeado que puedan provocar daños en el impulsor de la bomba, oleaje hidráulico o cavitación clásica. Éste se determina por medio de un criterio de diseño gráfico donde se relaciona la velocidad específica de succión de una bomba con los requerimientos de energía (Potencia al freno, potencia hidráulica y eficiencia).^[12]

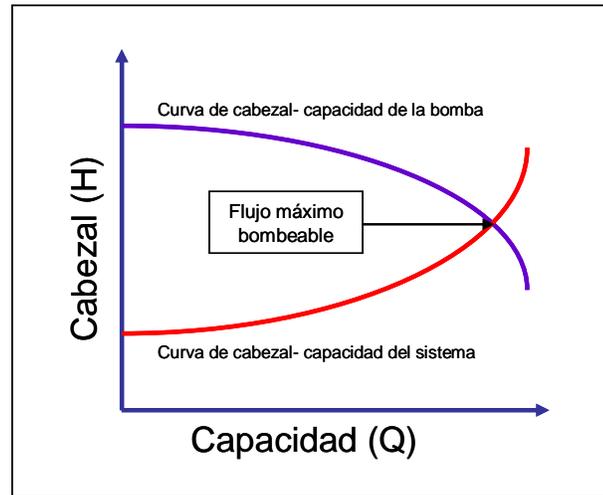


Figura 2.3 Determinación del flujo máximo en un sistema de bombeo

El método de diseño gráfico implica la utilización de las siguientes ecuaciones:

$$chart = \frac{NPSH_{d\ min}}{NPSH_r} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Donde:

Chart: Relación entre los cabezales netos de succión en el punto de mejor eficiencia de la bomba, BEP (adimensional).

Luego, con este valor se corta la curva de la figura 2.4 correspondiente a hidrocarburos, para obtener el valor de K_M (factor de corrección de flujo mínimo) y luego el flujo mínimo corregido se calcula por la siguiente ecuación:

$$F_{\min} = K_{M. \%BEP} \cdot Q_{BEP} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

Donde:

F_{\min} : Flujo mínimo bombeable (gpm)

%BEP: Porcentaje de flujo de diseño o de mejor eficiencia

Q_{BEP} : Caudal en el punto de mejor eficiencia (gpm)

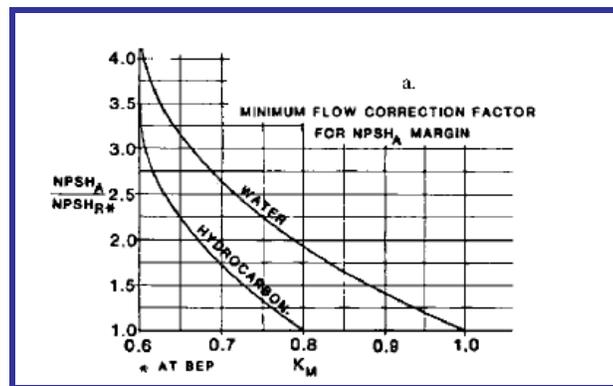


Figura 2.4 Factor K_M para la determinación del Flujo Mínimo [12]

El %BEP se obtiene a partir de la figura 2.5; pero para ésto es necesario el cálculo de la velocidad de succión específica (N_{ss}) que se define como:

$$N_{ss} = \frac{N \cdot (Q_{BEP})^{1/2}}{(NPSH_r)^{3/4}} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

Donde:

N_{ss} : Velocidad específica de succión (rpm)

N : Velocidad de rotación (rpm)

$NPSH_r$: Cabezal neto de succión positivo requerido para la capacidad a máxima eficiencia (pie).

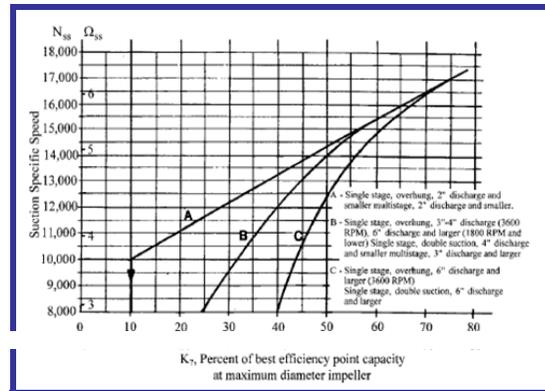


Figura 2.5 Porcentaje de flujo de diseño (%BEP) para bombas centrífugas [12]

2.9 Tuberías

2.9.1 Estimación del Caudal Máximo Permisible

El caudal máximo a través de una tubería se puede estimar a través de la norma PDVSA 90616.1.024 que está basada en la velocidad máxima de erosión. Según la densidad del fluido y el modo de servicio de la línea, se obtiene esta velocidad máxima con el uso de la figura 2.6, de donde se obtiene la ecuación para dicha velocidad, la cual es:

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{160}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

Donde:

ρ : Densidad del fluido (lb_m/pie³)

El caudal máximo de operación se define como el 90% del caudal correspondiente a la velocidad tolerable de erosión; esto es:

$$Q_{m\acute{a}x} = 0,9.V_{m\acute{a}x}.A \quad (\text{Ec. 2.36})$$

Donde:

A: Área de sección transversal de la tubería (pie²)

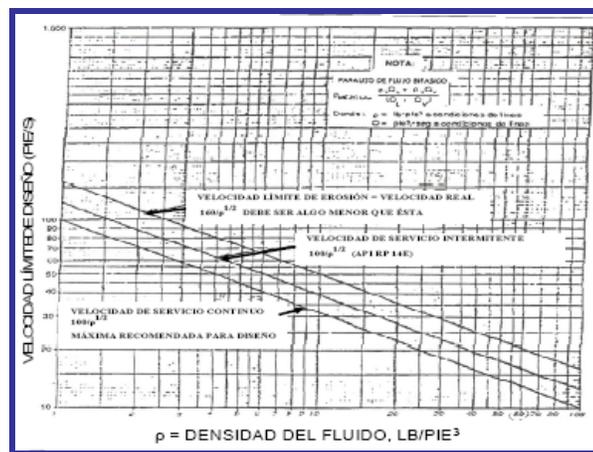


Figura 2.6 Velocidad de diseño en tuberías [9]

2.10 Simulación de redes en Pipephase.

Pipephase es un programa de simulación hidráulica el cual permite diseñar, analizar y optimizar grandes cantidades de sistemas de flujo, tanto compresibles como incompresibles. El primer paso en la creación de una simulación nueva es definir el tipo de simulación y el tipo de fluido. Si el fluido es composicional, se puede también definir la fase del fluido. Los tipos de simulación indican los algoritmos que serán usados para resolver la simulación las opciones son ^[13]:

- ✓ Modelos de redes.
- ✓ Análisis de gaslift.
- ✓ Generación de tablas PVT.

2.10.1 Modelos de fluidos en Pipephase

Un modelo no composicional puede ser definido como un promedio de las gravedades a las condiciones de un tanque de almacenamiento. Un modelo de fluido es composicional cuando puede definirse en términos de sus componentes individuales directamente o a través de una matriz de datos. Hay 7 tipos de fluidos en Pipephase ^[12]:

- ✓ Composicional.
- ✓ Crudo.
- ✓ Condensado de gas.
- ✓ Gas.
- ✓ Líquido.
- ✓ Vapor.
- ✓ Composicional/ crudo.

2.11 Simulador de proceso PRO II 8.1

PRO/II es un completo sistema de simulación para ingenieros de proceso en las industrias químicas, del petróleo, del gas natural, procesamiento de sólidos y de polímeros^[14]. Combina los datos de una gran biblioteca de componentes químicos y amplios métodos de predicción de propiedades termodinámicas, con las técnicas de operación de unidades más avanzadas y flexibles. Aporta los servicios computacionales para desarrollar todos los cálculos de balances de masa y energía

requeridos para modelar la mayoría de los procesos en estado estacionario. Usando el PRO/II se pueden construir procesos en estado estacionario que incluyan unidades de procesos tales como columnas de destilación rigurosa, compresores, reactores, intercambiadores de calor, mezcladores, y muchos más.

Los paquetes termodinámicos disponibles en PRO II pueden ser clasificados dentro de seis categorías:

- . Métodos ideales
- . Correlaciones generalizadas
- . Ecuaciones de estado
- . Métodos de actividad líquida
- . Paquetes especiales
- . Electrolitos

Al simulador se le debe suministrar toda la información posible sobre las características de los equipos (número de platos de la columna, reflujo interno, presión, ubicación de la alimentación y de los retiros, intercambiadores de calor, etc.), alimentación (composición, temperatura, flujo, etc.) y condiciones a la cual opera el proceso (parámetros de control, límites de operación, etc.) que se vayan a simular

CAPITULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 DESCRIBIR LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DE LAS TUBERÍAS DEL SISTEMA DESDE LA PREPARACIÓN DEL DIESEL DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD 45 Y EL RECIBO DE DIESEL MERCADO LOCAL

a. Sistema de diesel pesado y liviano desde El Chaure hasta Puerto La Cruz.

Para conocer las características del sistema de tuberías de Diesel se realizaron diversos recorridos al patio de tanques de Refinería Puerto La Cruz, para esto se revisaron los diagramas de tubería e instrumentación (DTI), se entrevisto al personal técnico, operativo e ingenieros familiarizados con el área en estudio, para así conocer con certeza las condiciones actuales del sistema de tuberías.

En la Unidad DA-3 se produce aproximadamente 350 barriles por hora de diesel liviano y 200 barriles por hora de diesel pesado, los cuales son almacenados de acuerdo a su disponibilidad, en los tanques 20x8 y 20x9; el diesel liviano se recibe de planta a los tanques 20x9 a través de una línea de 4" de diámetro. En caso de no almacenarse en estos tanques, es posible enviar el recibo de planta mediante una conexión de la línea de 4" en otra de 8" a la altura de Casa de Bombas El Chaure y realizando un juego de apertura y cierre de válvulas frente a los tanques 20x8 y 20x9. Esta línea de 8" permite el recibo del diesel liviano a los tanques 150x4, 150x7 y 150x9 pero actualmente se encuentra fuera de servicio.

La transferencia de Diesel Hidrotratado de Puerto La Cruz a El Chaure se realiza por una línea de 16" que se conecta a la altura del sector Mata de Mango con la línea de embarque a muelles. Esta línea es utilizada también para la descarga a Puerto La Cruz mediante las bombas de carga P-312/313, las cuales poseen una capacidad de 1750 BPH de Diesel y de acuerdo a la rata que se desee enviar a PLC puede trabajar una o las dos simultáneamente. Estas bombas también son utilizadas para el envío de diesel al Terminal Marino mediante la Línea de Embarque de 16" la cual permite la descarga de diesel a muelles.

Las bombas P-114/114A/114B/115/115B ubicadas en Casa de Bombas El Chaure están destinadas para las transferencias de diesel a Punta de Meta y a Muelles manejando caudales que oscilan entre los 800 a 1600 BPH de diesel dependiendo del tamaño de la bomba. Mediante estas bombas, es posible succionar tanto de los tanques 20x8 y 20x9 como de los 150x7 150x9. En el primer grupo de tanques, la operación de succión se realiza a través de una línea de 10" y para la succión de los

tanques del segundo grupo se dispone de la Línea de Embarque de 16". Para la transferencia a Punta de Meta se dispone de una línea de 6"x8" de diámetro y para la descarga a muelles se utiliza la Línea de Embarque de 16". La línea de Embarque tiene la particularidad de poder ser usada simultáneamente como succión de los tanques 150x4, 150x7, 150x9 y descarga a muelles, gracias a la válvula XV-29719.

3.2 OBTENCIÓN DEL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DEL SISTEMA ACTUAL DE DIESEL PESADO Y DIESEL LIVIANO.

3.2.1 Aspectos Preliminares

El diesel pesado y diesel liviano desempeñan un papel fundamental en las operaciones relacionadas con la elaboración de combustible para el mercado interno del oriente del país, y el diesel hidrotratado que es un producto de exportación. Tal como se explicó de manera detallada en el capítulo 2. La producción de diesel pesado y liviano en la refinería El Chaure y el tratamiento en la refinería Puerto La Cruz, está orientada básicamente para ser llevada al llenadero de camiones de diesel que abastecen el mercado local.

Por otra parte, el diesel mercado local se recibe a través de muelles para completar la carga de la Unidad de Hidrotratamiento de diesel y la del diesel que será llevado al llenadero de camiones. Las operaciones relacionadas con el sistema actual de diesel pesado y diesel liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia la refinería Puerto La Cruz específicamente al tanque 150x1 por medio de la línea de 16" en la descarga de las bombas GA3/GA-3S, en las cuales se centralizó este objetivo fue específicamente dicha operación.

3.2.1.1 Procedimiento para el análisis hidráulico

a. Determinación de las propiedades físicas del diesel pesado y liviano a la temperatura de operación

Para la realización de la evaluación hidráulica fue necesario conocer las diferentes propiedades fisicoquímicas tanto para el diesel pesado como para el diesel liviano. Estas fueron obtenidas a partir del Sistema de Laboratorios de PDVSA, el cual aportó las calidades promedios diarias desde el 21/01/08 hasta el 21/01/09 del área de almacenamiento de productos de la refinería Puerto La Cruz, para los tanques 20x8 (diesel pesado) y 20x9 (diesel liviano). Esto permitió tener un promedio anual de las calidades de estos productos que representará de la mejor forma posible sus condiciones para llevar a cabo la evaluación hidráulica. En los anexos A y B se muestran las propiedades obtenidas a partir del Sistema de Laboratorios de la refinería Puerto La Cruz, donde se reportan los valores de la gravedad específica a 60°F, la curva de destilación ASTM D-86, el RVP, entre otros.

El cálculo de las propiedades físicas a esta temperatura se realizó como se muestra a continuación:

El valor de la gravedad específica a 100°F se obtuvo con el valor de la gravedad específica a 60°F/60°F o la gravedad API del diesel pesado mostrada en el anexo A. Con el valor de la temperatura de operación se entra en la abscisa de la figura C.1 del anexo C (relación de peso específico-temperatura para aceites derivados del petróleo), y se intercepta con la curva correspondiente a la gravedad específica a 60°F/60°F, obteniéndose en la ordenada del gráfico la gravedad específica a la temperatura de operación. Para determinar la viscosidad absoluta del diesel pesado y liviano a la temperatura de operación se utilizó la figura C.2 del anexo C. Cabe destacar que la temperatura de operación del diesel pesado y el diesel liviano es de 100°F, reportada

en las hojas de límites operacionales en el anexo D; de modo que para el diesel pesado:

Para Gravedad API (60°F/60°F) = 35 y Top = 100°F, se tiene GE (100°/60°F) = 0,85 y posteriormente se realiza el mismo procedimiento para el diesel liviano y se tiene que la GE (100°/60°F) es 0,84.

A partir del resultado de la gravedad específica se calculó la densidad del diesel liviano a la temperatura de operación despejando de la ecuación 2.

$$\rho_{a100^{\circ}\text{F}} = 0,825 * 0,84 = 0,693$$

La densidad del agua a 60°F es 62,4 lbm/pie³

Para el diesel $\rho(100^{\circ}\text{F}) = \rho(60^{\circ}\text{F})_{\text{agua}} * S_{(100^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F})}$

$$\rho_{(100^{\circ}\text{F})} = 62,4 \text{ lb} / \text{m} / \text{pie}^3 * 0,84 = 52,416 \text{ lbm} / \text{pie}^3$$

Para el diesel pesado se realizo el mismo procedimiento dando como resultado 53,04 lbm/pie³.

Luego, para obtener la presión de vapor Reid y real, de los fluidos estudiados a la temperatura de operación se usó como herramienta de cálculo el simulador de procesos PRO/II®, versión 8.1. Esta propiedad se determinó para los dos fluidos con el simulador PRO II®, mediante los resultados de los análisis realizados en el laboratorio de la destilación según el Método ASTM D-86. Cabe destacar que el paquete de simulación utilizado fue (Soave Redlick Kwong) ya que era el que mas se ajustaba a los fluidos estudiados. Además de esto, a partir del simulador PRO/II® se generaron tanto para el diesel pesado como para el liviano, pseudo componentes con sus respectivos pesos moleculares, puntos de ebullición normal, gravedades API y composiciones. Esto con la finalidad de ser usados posteriormente en la evaluación

hidráulica, la cual se realizó a través del simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE versión 9.0.

Las características de diseño y de operación de los equipos fueron tomadas de las hojas de especificaciones de los equipos del Manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), correspondiente al área de Movimiento de Crudos y Productos aportado por la Superintendencia de Productos de la RPLC. De este manual se obtuvieron las curvas de funcionamiento, límites operacionales y consecuencias de desviación de las bombas y los tanques usadas en el sistema de diesel pesado y liviano proveniente de la Unidad DA-3 en las áreas Guaraguao y El Chaure, (ver anexos D y E)

El procedimiento para llevar a cabo la simulación en el PRO/II® se resume a continuación. Al iniciar el programa se observa la imagen inicial del simulador (figura 3.1).

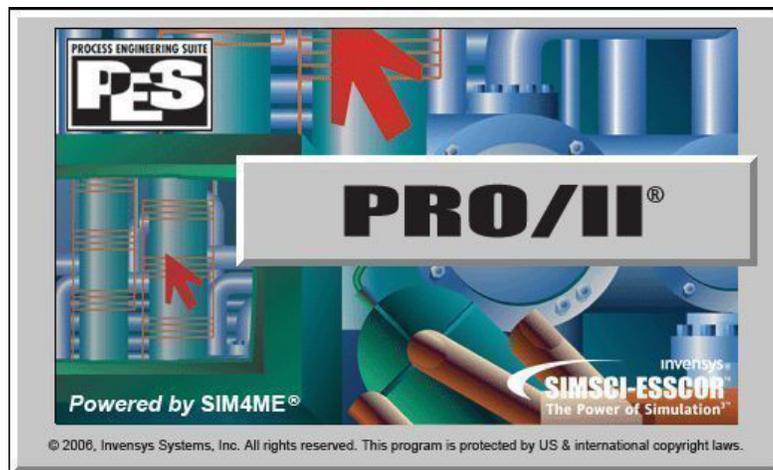


Figura 3.1 Imagen inicial del simulador PRO/II®, versión 8.1.

Luego aparece la ventana principal, que es utilizada para el ajuste de todas las unidades y líneas correspondientes a los diagramas de flujo de proceso que se desean diseñar en este simulador. Antes de iniciar la simulación se debe asignar un nombre a la misma y guardarla como una simulación nueva, como se muestra en la figura 3.2.

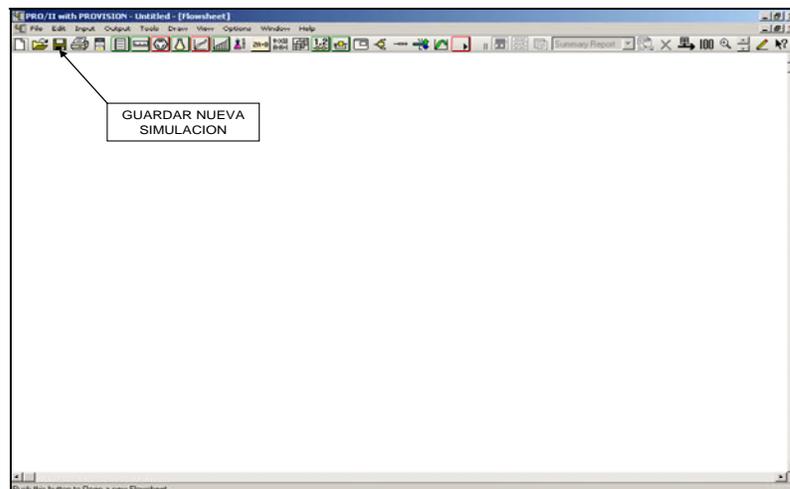


Figura 3.2 Ventana principal para realizar la simulación.

Se puede configurar las unidades de medida en las cuales estarán expresados los datos de entrada para la simulación presionando el botón de la ventana principal con el nombre de "Unidades de Medida" (ver figura 3.3). Luego se presenta una ventana donde el programa muestra por defecto todas las unidades en el Sistema Inglés, debido a que es el más utilizado. Se trabajo con este sistema. (ver figura 3.3).

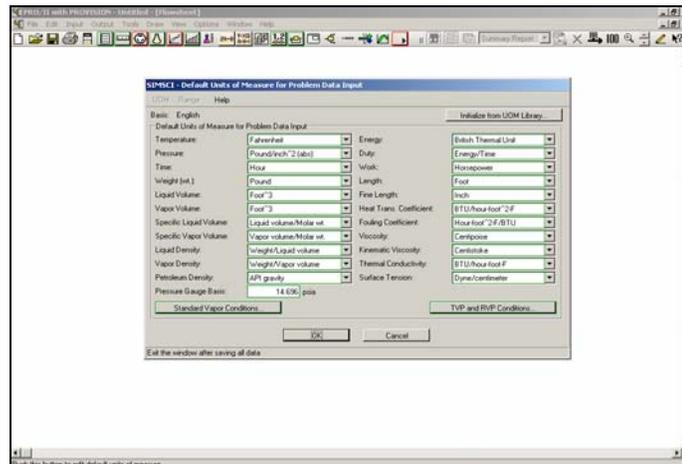


Figura 3.3 Selección de las unidades de medida para los datos de entrada.

Luego se debe seleccionar el botón con el nombre de “Datos Termodinámicos” ubicado en la ventana principal, para especificar el sistema de cálculo termodinámico con el cual se desea que el simulador PRO/II® realice la estimación de las propiedades tanto fisicoquímicas del fluido y como de transporte (ver figura 3.4).

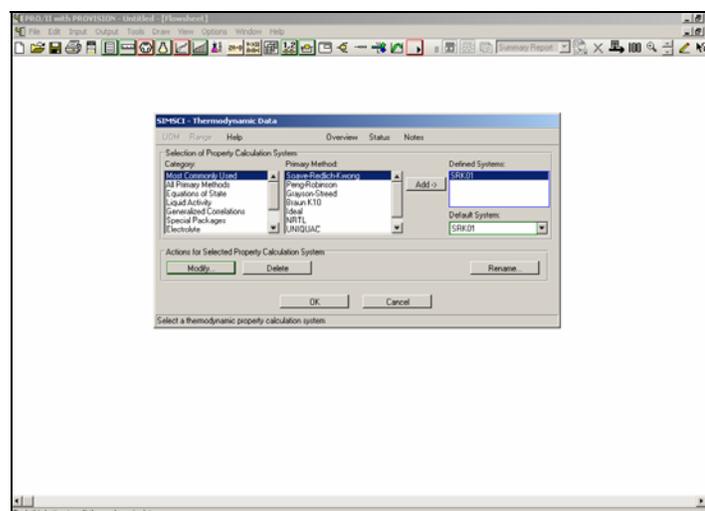


Figura 3.4 Selección del sistema cálculo termodinámico.

En esta sección se elige la categoría “Comúnmente más usados” y luego se selecciona como método primario el sistema “Soave-Redlich-Kwong”. Luego se presiona el botón “Add” para establecerlo como sistema definido. En este caso se trabajó con este sistema debido a que es el más recomendado para estimar las propiedades fisicoquímicas y de transporte y predecir el equilibrio de fases para hidrocarburos livianos y medianamente pesados, de acuerdo a la Guía del usuario, aportada en las opciones de ayuda del PRO/II®. Otra de las opciones mostradas en la ventana principal es el botón con el nombre “Caracterización del Assay (Ensayo)” (ver figura 3.5), el cual permite modificar aspectos relacionados con la curva de destilación Assay y definir los intervalos de la curva TBP (Punto de ebullición verdadero) y el número de pseudocomponentes por intervalo para caracterizar el fluido cuando no se conocen sus componentes definidos.

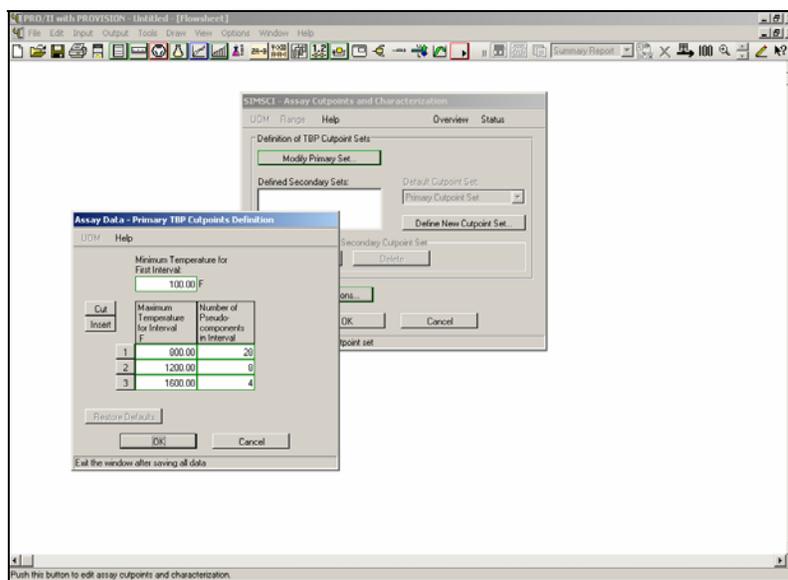


Figura 3.5 Ventana para definir los puntos de corte de la curva Assay (Ensayo).

Una vez definidas las características primarias de la simulación se selecciona en la ventana principal el botón denominado “Mostrar u ocultar Paleta PFD”, el cual permite mostrar toda la gama de equipos y herramientas para crear el diagrama de flujo de proceso (ver figura 3.6).

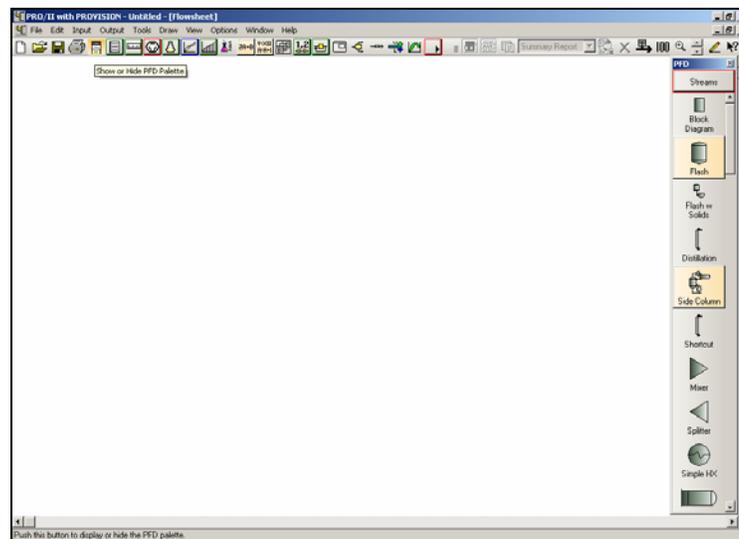


Figura 3.6 Indicaciones para mostrar u ocultar la Paleta PFD.

Luego en la Paleta PFD se selecciona el botón “Streams” para crear una corriente en el área de trabajo de la ventana principal, y se presiona en el espacio en blanco para que aparezca la corriente del fluido que se desea simular (ver figura 3.7)

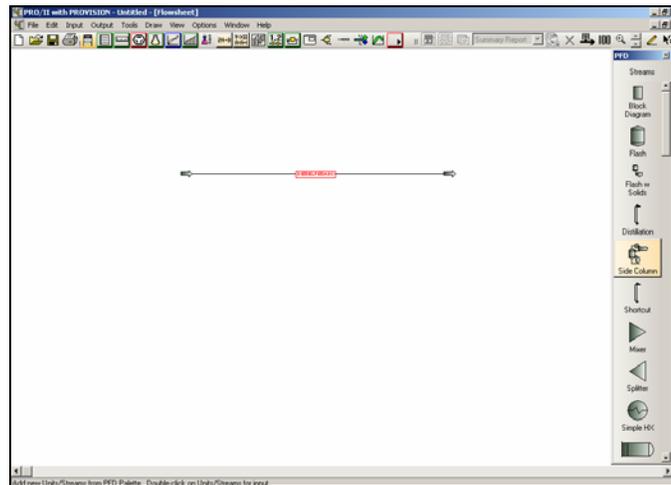


Figura 3.7 Procedimiento para crear una corriente de fluido.

Luego, una vez creada la corriente, se presiona dos veces en ella con la finalidad de que aparezca una ventana para caracterizar los datos de la corriente (ver figura 3.8). Allí se especifica el nombre de la corriente (en este caso se colocó noedipesa correspondiente al diesel pesado), el tipo de corriente (se selecciona Assay de Petróleo ya que se conoce a curva ASTM D-86 aportada por el sistema de laboratorio (ver anexo A)), las condiciones térmicas, donde se deben proporcionar dos especificaciones (se colocó la temperatura de operación, 100°F y la presión atmosférica, 14,7 psia) y el sistema termodinámico (se eligió el sistema SRK01, el cual ya fue definido anteriormente). Posteriormente se presiona en esta ventana el botón con el nombre “Caudal del Fluido y Assay”, permitiendo que se despliegue la ventana donde se puede especificar el flujo másico del fluido y se muestra una tecla denominada “Definir/Editar Assay” (ver figura 3.9). Al presionar esta tecla se despliega una ventana donde se debe especificar las características de la curva Assay. Allí se elige como tipo de curva de destilación la ASTM D-86 en base volumen de líquido, se proporciona la gravedad específica promedio y finalmente se introducen los valores de los cortes de la curva ASTM D-86 (% destilado vs temperatura). Una

vez realizado todo lo anterior se presiona sucesivamente la tecla “ok” para aceptar los cambios.

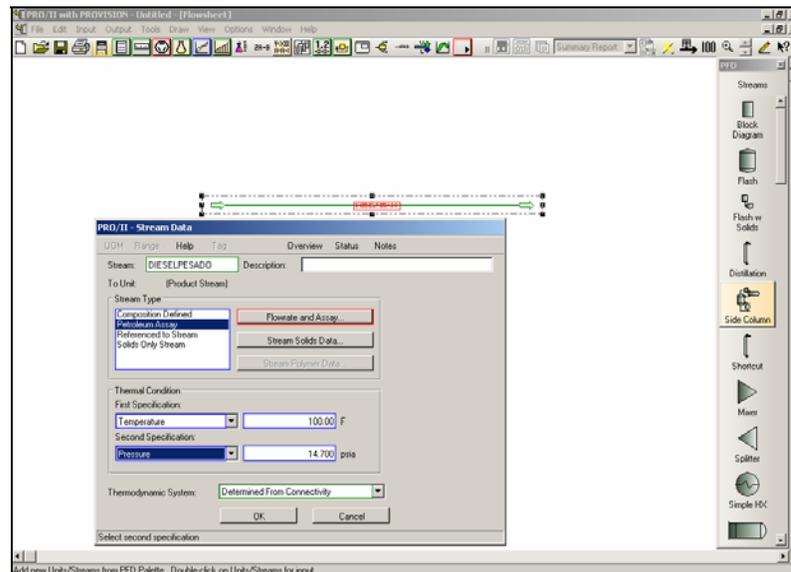


Figura 3.8 Caracterización de la corriente de fluido.

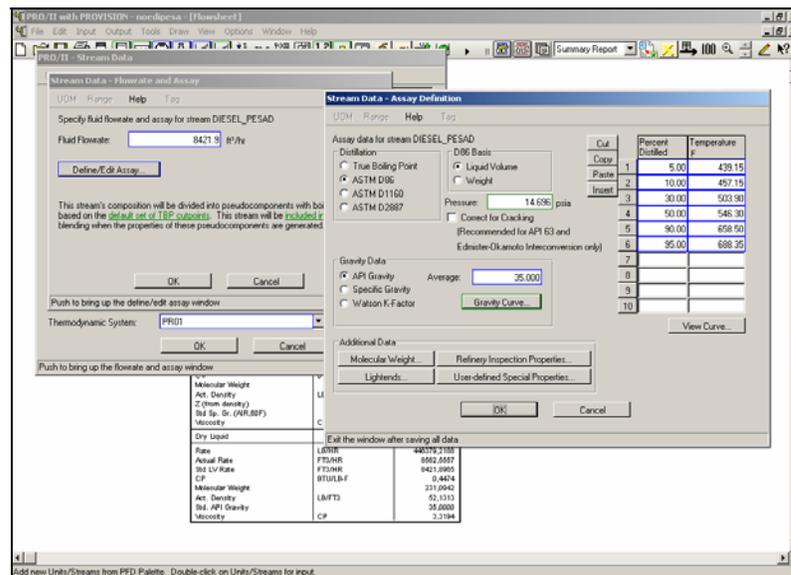


Figura 3.9 Selección del caudal del fluido y definición de la curva Assay.

Para finalizar se debe presionar el botón “Run” y se despliega la ventana de estatus donde el programa muestra advertencias con respecto a la simulación (si existen errores). Luego de revisar todas las notificaciones y realizar los cambios en caso de que existan errores, se presiona el botón “Correr Simulación” para que el simulador proceda a realizar los cálculos. Una vez hecho esto, se debe presionar la tecla “Generar Reporte” ubicado en la ventana principal, y asignarle un nombre al reporte para que el simulador muestre los resultados obtenidos.

En la figura 3.10 se muestra el reporte de resultados para la simulación de la corriente de fluido de diesel pesado. Allí se puede observar en la sección de “Datos de los Componentes”, los cortes de Nafta generados por el simulador con sus respectivos puntos de ebullición normal, peso molecular, gravedad API y composición en la corriente de Nafta. En la tabla F.1 se presentan la densidad y la viscosidad absoluta a condiciones de operación tanto para el diesel pesado como para el liviano. Además, tanto estos valores como los obtenidos para la simulación de la corriente para diesel pesado se muestran en la tabla F.2 y diesel liviano en la tabla F.3 del anexo F.

COMPONENT	COMP. TYPE	FWT	MOLE WT	API
1 HSP 342	ASSAY CUT	141.880	48.715	
2 HSP 346	ASSAY CUT	149.723	48.968	
3 HSP 350	ASSAY CUT	158.567	49.220	
4 HSP 414	ASSAY CUT	168.413	49.590	
5 HSP 427	ASSAY CUT	178.261	49.970	
6 HSP 447	ASSAY CUT	189.105	50.374	
7 HSP 467	ASSAY CUT	191.260	50.800	
8 HSP 532	ASSAY CUT	212.322	52.445	
9 HSP 537	ASSAY CUT	224.581	53.403	
10 HSP 543	ASSAY CUT	236.225	54.380	
11 HSP 587	ASSAY CUT	259.178	56.368	
12 HSP 613	ASSAY CUT	287.116	59.380	
13 HSP 634	ASSAY CUT	288.899	59.898	
14 HSP 641	ASSAY CUT	295.191	60.624	
15 HSP 684	ASSAY CUT	318.478	62.449	
16 HSP 711	ASSAY CUT	324.963	63.241	
17 HSP 734	ASSAY CUT	328.888	63.711	
18 HSP 748	ASSAY CUT	334.877	64.138	
19 HSP 782	ASSAY CUT	372.223	68.247	
20 HSP 814	ASSAY CUT	384.223	70.829	
21 HSP 844	ASSAY CUT	422.494	78.458	
22 HSP 919	ASSAY CUT	474.172	88.386	

Figura 3.10 Ventana de reporte de resultados en PRO/II®.

b. Conocimiento de las características de diseño y de operación del sistema de tuberías y de sus respectivos equipos

Para conseguir las características de las diferentes líneas que conforman el sistema de carga y descarga de los productos estudiados, se procedió a examinar los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) correspondientes al área de Movimiento de Crudos y Productos proporcionados por la Superintendencia de Productos. Estos diagramas permitieron identificar las líneas de proceso, la instrumentación y el servicio de las mismas. Una vez realizado lo anterior, se llevó a cabo el levantamiento en campo de toda la información relacionada con las características de las líneas, mediante observación directa y recorridos a pie en los patios de tanques de la Refinería Guaraguao y El Chaure. Las longitudes de las líneas fueron tomadas usando como herramienta un Odómetro (± 1 m de apreciación) perteneciente a la Superintendencia de Productos (este instrumento posee un mango extensible y una rueda en su extremo y mediante un contador relaciona las revoluciones de la rueda con las distancias recorridas). Además se tomó nota de los diámetros de las líneas y los accesorios. El cambio de elevación de los tramos de tubería se determinó a partir del plano aerofotogramétrico del área de la refinería Puerto la Cruz. Cabe mencionar que en las áreas de El Chaure y Guaraguao se encontraron zonas para las cuales el acceso se hizo riesgoso debido a la vegetación, por lo que las dimensiones de las líneas para estas zonas se determinaron usando el programa de búsqueda satelital Google EARTH®, el cual posee una función para la medición de rutas establecidas por el usuario. En la figura 3.15 se observa la representación gráfica del buscador satelital Google EARTH®. En la tabla G.1 y G.2 del anexo G, se muestran las características del sistema de tuberías usado para la carga de diesel pesado y liviano que va desde El Chaure hasta la refinería Puerto La Cruz y ser usado como diesel mercado local.



Figura 3.15 Programa de búsqueda satelital Google EARTH® usado como herramienta para la obtención de las longitudes para zonas riesgosas de la RPLC y El Chaure.

c. Procedimiento para validar la simulación en el programa PIPEPHASE versión 9.0

Antes de realizar la evaluación hidráulica con el simulador, se verificó mediante una prueba iterativa de comparación de caídas de presión que los resultados obtenidos sean confiables. Para ello se escogió la transferencia de diesel pesado desde la descarga de la bomba P-114 como se observa en la siguiente figura 3.11.

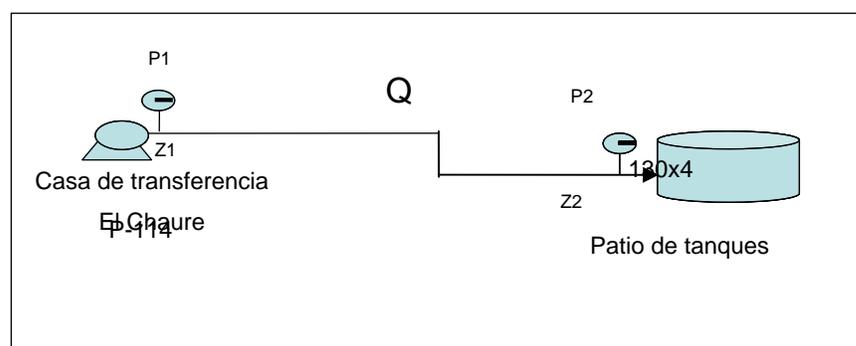


Figura 3.11 Transferencia del diesel pesado y liviano desde El Chaure hacia el tanque 130x4.

La importancia de la validación se fundamentó, en utilizar la innovación y practicidad del simulador para realizar cálculos hidráulicos y balances de presión, con el fin de que a partir de diversos datos operacionales aportados por el operario, se pueda obtener un resultado que sea pertinente a las circunstancias de trabajo de la operación estudiada. Al introducir las características de la línea de descarga de la bomba P-114 para la transferencia de diesel pesado de El Chaure hacia el tanque 130x4 (longitud, cambios de diámetro, cambios de elevación y accesorios) entre los puntos 1 y 2 en los cuales se determinaron los valores de presión y las propiedades físicas del diesel pesado, el simulador debía reproducir la caída de presión total observada en el sistema a un determinado flujo del fluido en estudio.

Es por ello que se tomaron los valores reales operacionales en la descarga de las bombas P-114 y en la succión del tanque 130x4. Teniendo como presión de descarga de la bomba 150 psi; y un caudal de 1512 barriles por hora en una altura de 22 pies, estos datos operacionales observado desde la consola de monitoreo de Casa de Bomba de la refinería Puerto La Cruz, y como presión de pie de tanque es la ejercida por la columna de fluido es decir según la ecuación:

$$P_2 = \frac{H \cdot GE}{2.31} \quad (\text{Ec.3.1})$$

Donde:

P_2 : Presión de pie de tanque (psi)

H: Altura a la que se tomó el caudal a usar (Pie)

GE: Gravedad específica del fluido.

Si se toma como ejemplo el diesel pesado en una transferencia del tanque 20x8 al tanque 130x4 se tiene que:

H: 22 pie

GE: 0,84

$$P_2 = \frac{22 \text{ pies} \cdot 0,84}{2.31} = 8 \text{ psi}$$

Por lo tanto se tiene un ΔP operacional que se comparará con el arrojado por el simulador para así determinar la validación del mismo.

$$\Delta P \text{ operacional} = P_2 - P_1$$

$$\Delta P \text{ operacional} = 8 \text{ psi} - 150 \text{ psi} = -142 \text{ Ppsi}$$

Es importante mencionar que el simulador tiene como función predeterminada considerar las líneas estudiadas como líneas nuevas, es decir, los valores de rugosidad absoluta y eficiencia al flujo que utiliza para realizar los cálculos, son los correspondientes para una línea que no ha prestado un servicio (rugosidad absoluta

baja y eficiencia al flujo alta), ya que las líneas estudiadas tienen un tiempo de uso de aproximadamente 30 años, estos valores no representan de forma correcta las condiciones actuales de las tuberías, cabe destacar que a medida que transcurren los años de servicios la rugosidad absoluta aumenta. Por tal motivo, la simulación consistió en realizar variaciones en los valores de rugosidad absoluta y de la eficiencia al flujo de la línea manteniendo las demás características de la simulación constantes, hasta que para un determinado valor de estas variables, el simulador proyectará una caída de presión. Los pasos indicados para la configuración de los parámetros iniciales en PIPEPHASE se denotan a continuación:

- Los fluidos de operación (diesel pesado y diesel liviano), se encuentran en fase líquida.
- Se considera operación isotérmica, debido a que las variaciones entre los puntos 1 y 2 evaluados es mínima.
- Tuberías de cédula 40 estándar.
- Para el análisis hidráulico mediante el simulador PIPEPHASE, se utilizó la correlación de Moody.
- La eficiencia del flujo para comenzar la iteración se considera 100 % y una rugosidad absoluta de 0,0018 pulg., valores predeterminados por el simulador para tuberías nuevas y limpias.

Para comenzar la simulación se realizaron una serie de pasos que se resumen a continuación. Al iniciar el programa aparece la imagen inicial del simulador (figura 3.12) luego se mostrará la pantalla principal donde se debe indicar si se va a trabajar con una nueva simulación o con una existente, en este caso se presiona donde se señala en la figura 3.13.

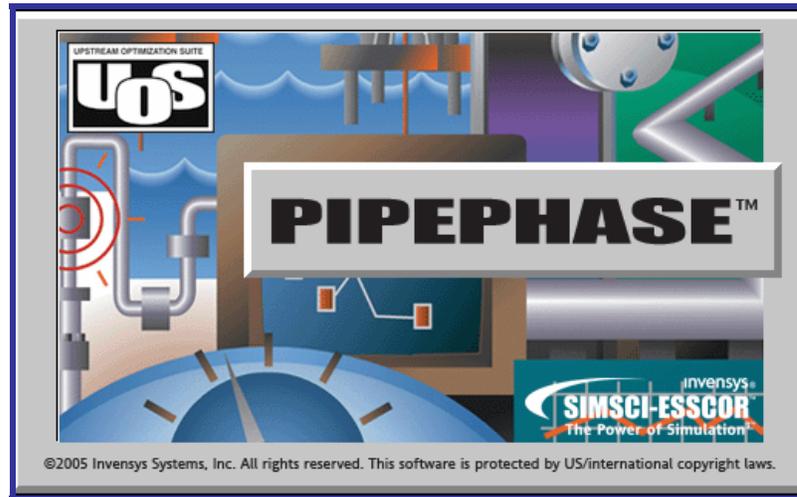


Figura 3.12 Imagen inicial del simulador PIPEPHASE 9.0.

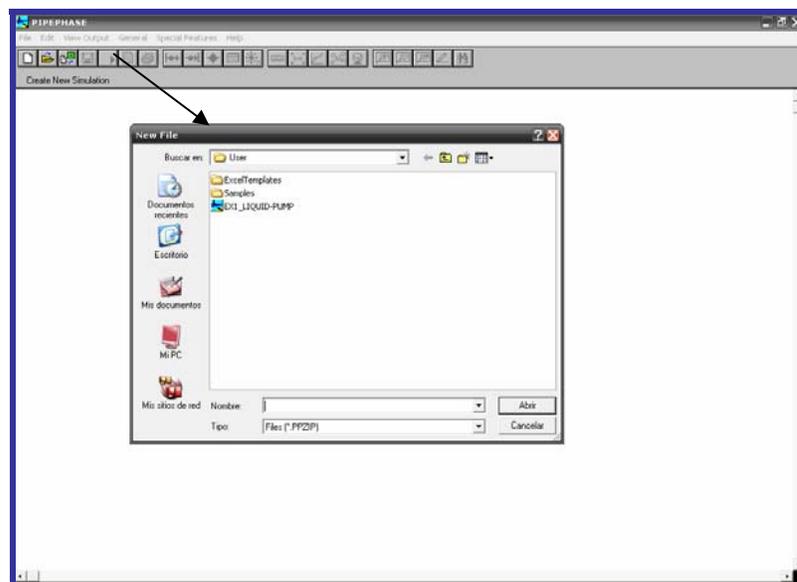


Figura 3.13 Pantalla principal para realizar simulación.

Luego se desplegarán distintas ventanas a través de las cuales se configurará el tipo de simulación (figura 3.14), el tipo de fluido (figura 3.15) y el sistema de unidades a utilizar (figura 3.16). Se seleccionó Network Model como tipo de

simulación porque es el que se ajusta a las exigencias de los cálculos a realizar, el tipo de fluido se definió como líquido composicional y el sistema de unidades es inglés.

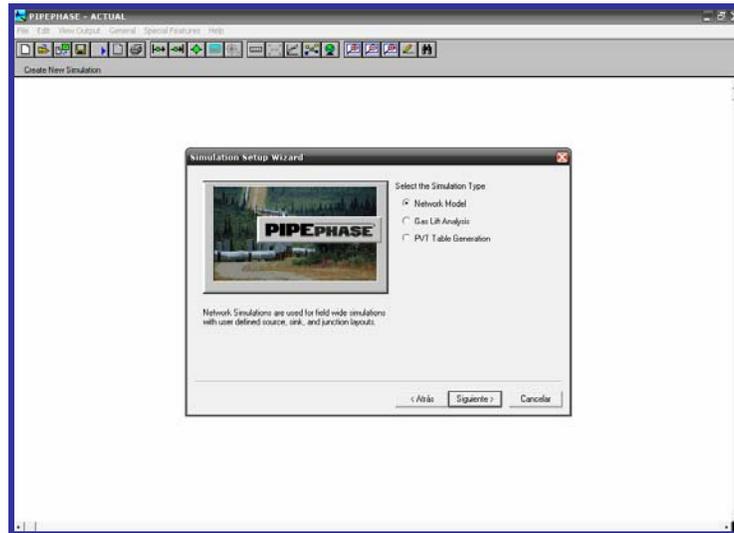


Figura 3.14 Selección del tipo de simulación.

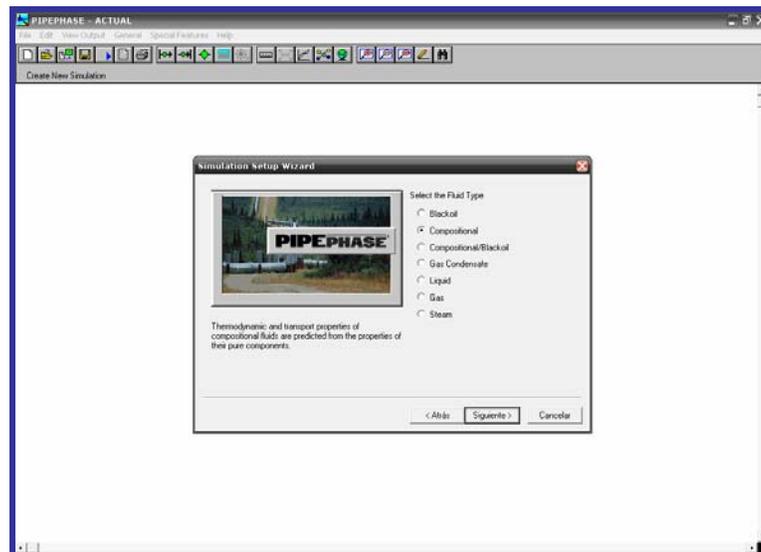


Figura 3.15 Configuración de fase composicional.

Después de configurar la simulación, se muestra una ventana (figura 3.17) para confirmar las selecciones realizadas. Si éstas son correctas se presiona finalizar y se da inicio a la simulación, en caso contrario se presiona atrás, se realizan las correcciones y se presiona finalizar.

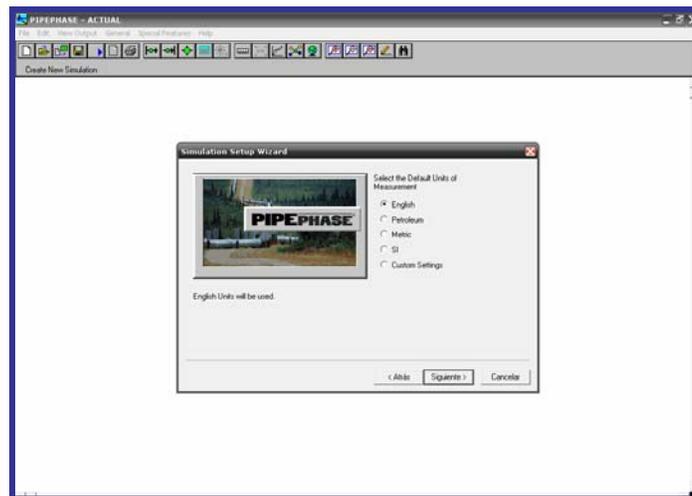


Figura 3.16 Selección del sistema de unidades a utilizar.

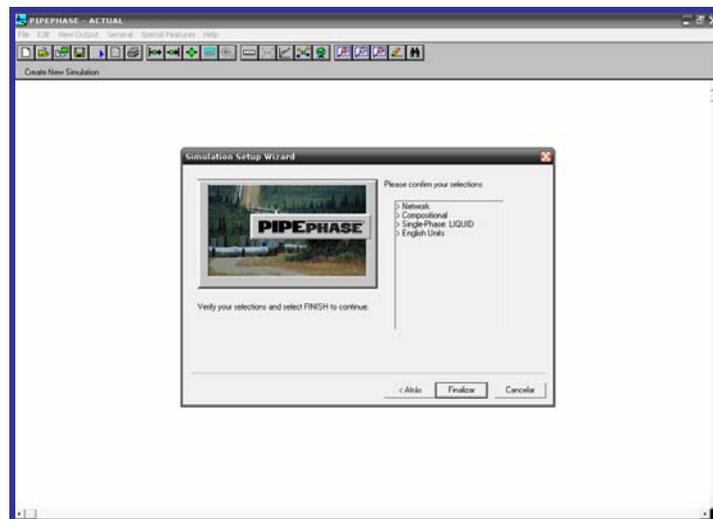


Figura 3.17 Ventana de confirmación de las selecciones marcadas.

Confirmada las configuraciones iniciales de la simulación, el programa despliega una ventana para configurar los datos de los componentes que son parte del fluido (figura 3.19) ésta aparece por haber elegido como fluido de estudio un fluido composicional. El simulador tiene la opción de colocar las fracciones de crudo de hidrocarburos, estas se agregaron tal como se observa en la figura 3.18.

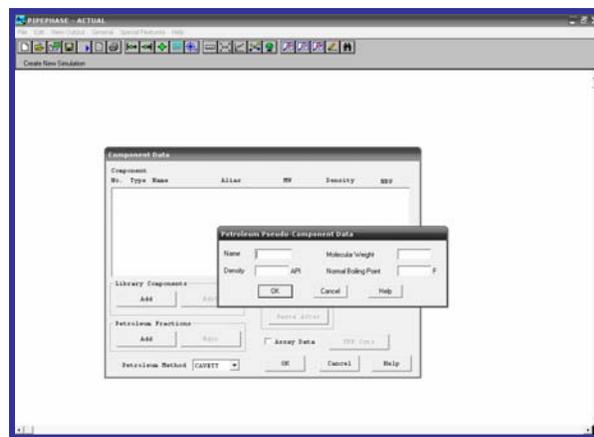


Figura 3.18 Especificación de los componentes del fluido en estudio.

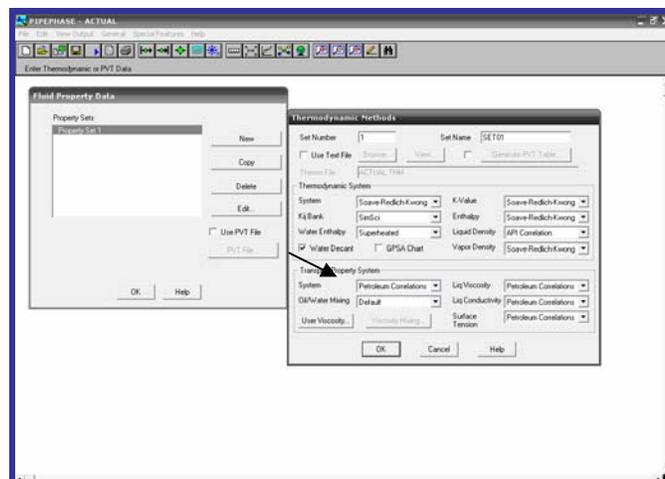


Figura 3.19 Selección de métodos para el calculo de las propiedades termodinámicas y de transporte.

Luego de haber establecido todo lo anterior, aparece la ventana principal en donde se definieron las condiciones del sistema de tuberías. En primer lugar se presiona el botón “Source” para definir la fuente o punto de salida del sistema de tuberías (correspondiente al punto 1 de la línea). Luego se presiona el botón “Sink” para determinar el punto de llegada del sistema de tuberías (punto 2 de la línea). Luego se entrelazan ambos puntos presionando en la fuente y arrastrando el cursor hacia el punto de llegada.

En la figura 3.20 se muestran la configuración entre el punto de salida y de llegada de la simulación. Luego se presiona dos veces en la fuente creada y se desplegará una ventana donde se debe configurar variables como presión, flujo y temperatura. Allí se introducen los datos operacionales como la presión temperatura de operación y caudal promedio estimados correspondientes al punto 1, el caudal es tomado a una determinada altura y con este valor se calculó la presión en el punto de llegada; por esto, este valor se considera fijos o conocidos, mientras que se espera que el simulador calcule la presión en el punto 1.

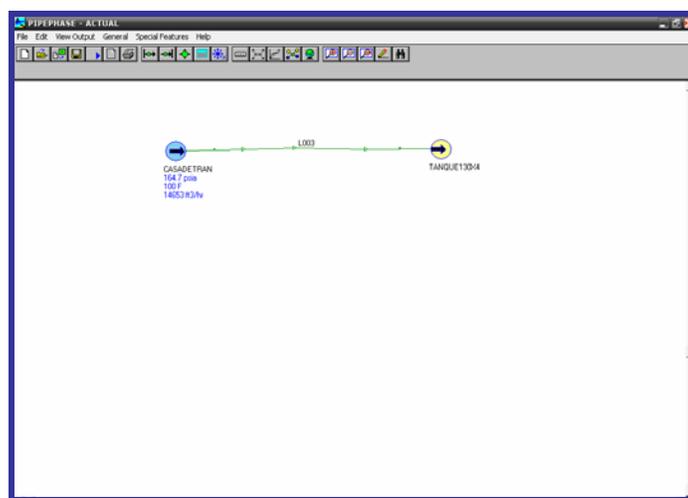


Figura 3.20 Configuración del punto de salida y de llegada

Se presiona el botón “Definir Composición” en la ventana de la figura 3.20 con el fin de especificar la composición de cada fracción de crudo en la fuente de la corriente de fluido. Allí se introducen las fracciones definidas previamente en la sección de “Datos de Componentes”. En la figura 3.21 se muestra la configuración de la fuente en la simulación colocando un valor estimado de presión. Ya configurada la fuente se configura el punto de llegada o sumidero, por lo que se presiona dos veces en el sumidero para que aparezca la ventana de configuración como se muestra en la figura 3.22; en donde se debe especificar la presión y el flujo volumétrico en el punto de llegada que es el tanque 130x4; estos valores se especifican como fijo o conocidos. Para caracterizar la línea que une la descarga de las bombas desde la casa de transferencia hacia el tanque 130x4 se presiona dos veces en la línea que une la fuente con el sumidero, con lo cual se despliega una ventana, en donde se presenta la lista de todos los componentes (figura 3.23), estos elementos se seleccionarán del listado que está ubicado en el lado derecho de la pantalla.

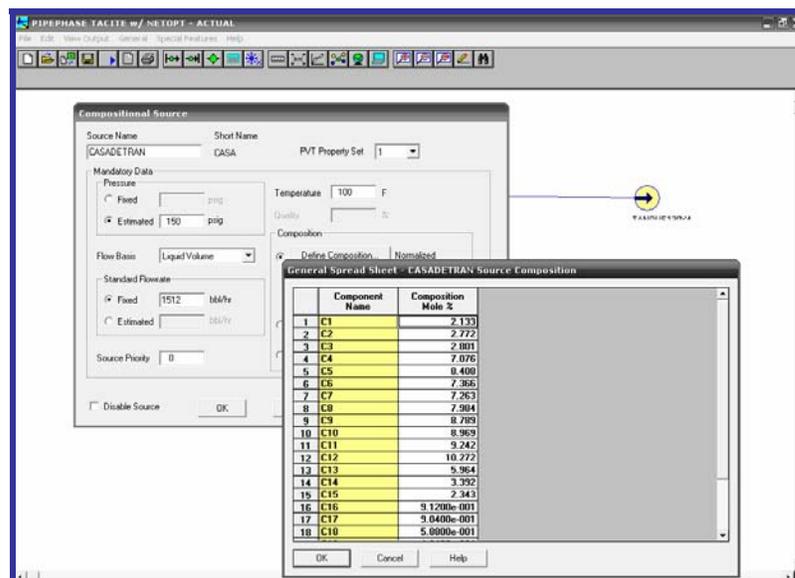


Figura 3.21 Configuración de la fuente

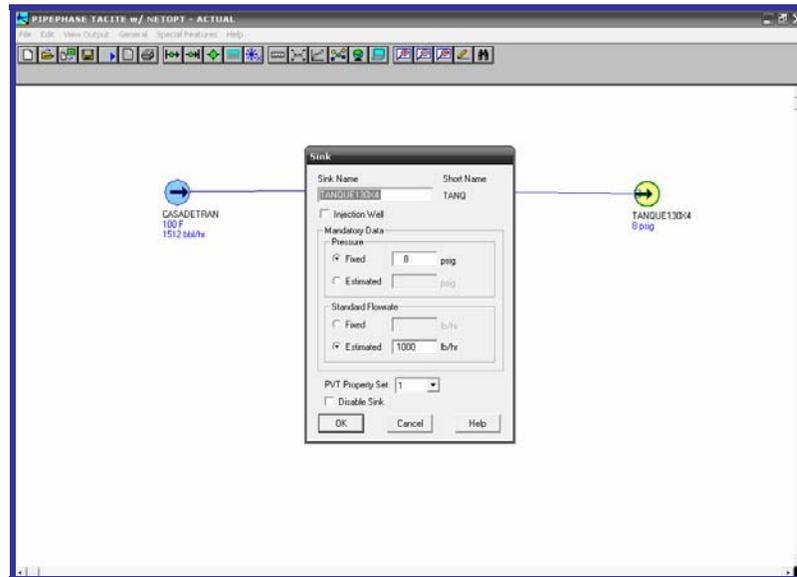


Figura 3.22 Configuración del punto de llegada.

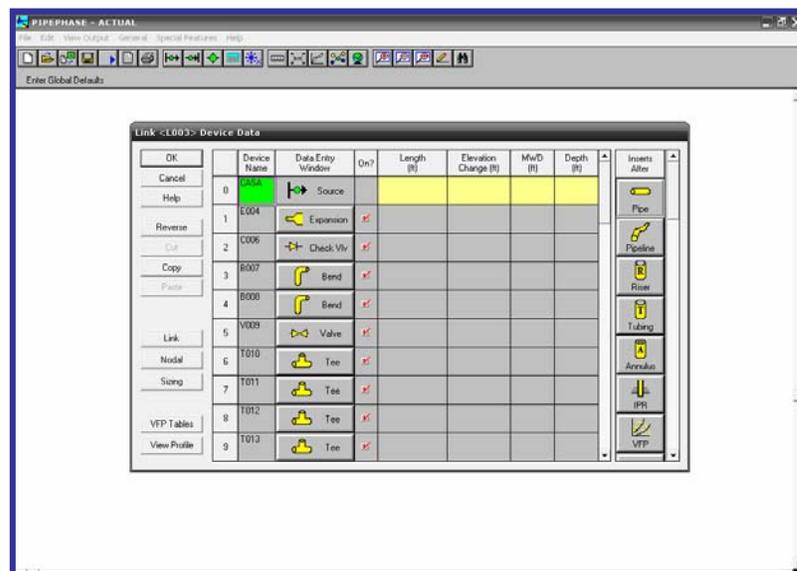


Figura 3.23 Configuración de los componentes de la línea del sistema de tubería.

Luego se regresa a la ventana principal y se elige el botón “global defaults”, en el cual se definen los valores de rugosidad absoluta y eficiencia al flujo que se desea para dicho sistema de tuberías y se especifica la ecuación de Moddy como método de calculo de la caída de presión, ver figura 3.24. Por ultimo se presiona el botón “run” y se muestra la ventana de estado de la simulación. Al presionar el botón “check” se verifican el numero de valores fijos y de valores estimados (figura 3.25).

Luego de ejecutada la simulación, el programa muestra en la pantalla de verificación de estado el valor calculado para la presión en el punto 1 con las condiciones especificadas de rugosidad absoluta y eficiencia al flujo. Este valor se compara con el valor operacional registrado en campo y se obtiene un porcentaje de desviación; si los valores difieren se procede a asignar un nuevo valor de rugosidad y eficiencia al flujo para luego volver a ejecutar la simulación hasta que el porcentaje de desviación del 0,3%. En la tabla H.1 se observan los valores de rugosidad absoluta y eficiencia al flujo asignados y los valores calculados con su respectivo porcentaje de desviación.



Figura 3.24 Configuración de las especificaciones de la tubería.

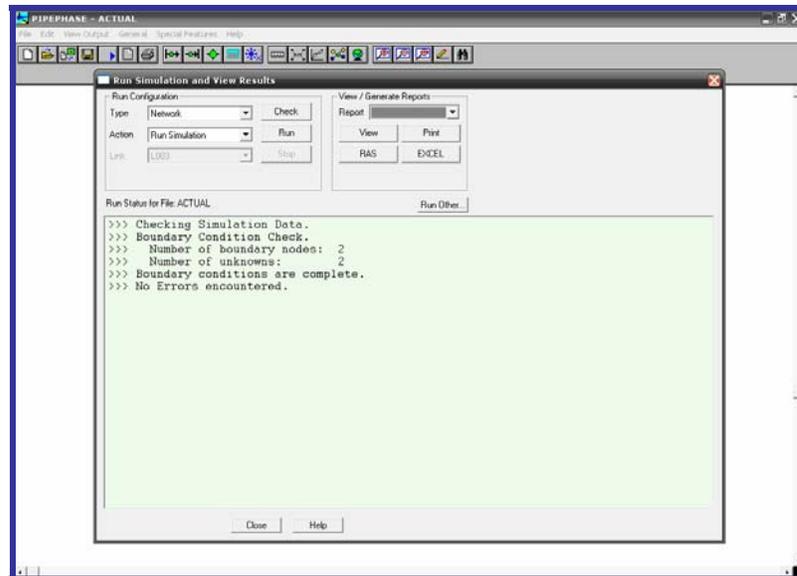


Figura 3.25 Ventana de chequeo de la configuración de la simulación.

Es importante mencionar que los valores de rugosidad absoluta y eficiencia al flujo obtenidos durante la validación fueron los utilizados para representar las condiciones actuales de las líneas que formaron parte del estudio, ya que tienen aproximadamente el mismo tiempo de servicio y transportan productos con propiedades similares.

d. Comportamiento hidráulico

A continuación se presenta una muestra de los cálculos realizados para la determinación del comportamiento hidráulico de la transferencia de diesel pesado y liviano realizada desde los tanques situados en la refinería El Chaure hasta tanques situados en la refinería de Puerto La Cruz.

Las bombas evaluadas fueron las bombas P-114/114A/114B utilizadas actualmente. La construcción de la curva de requerimiento de cabezal del sistema se efectuó utilizando la ecuación 2.29:

$$H_{sistema} = 144 \frac{g_c}{g} \left(\frac{P_2}{\rho_2} - \frac{P_1}{\rho_1} \right) + (Z_2 - Z_1) + \frac{(v_2)^2 - (v_1)^2}{2g} + Hf_{total} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

Donde:

P1, P2: presión local en los puntos 1 y 2 respectivamente (kgf/m² ó lbf/pulg²)

ρ1, ρ2: densidad del fluido a la temperatura del mismo (kgm/m³ ó lbm/pie³)

Z1, Z2: altura o elevación de los puntos 1 y 2 con respecto a un punto de referencia (m ó pie)

Hftotal: pérdidas totales por fricción en el tramo de succión, descarga y accesorios (m ó pie)

Para construir esta curva no se tomó en cuenta las bombas sino solo los tramos de succión y descarga, considerando máximo porcentaje de apertura de todas las válvulas. Los puntos 1 y 2 para la evaluación de este sistema fueron escogidos en la superficie del tanque de succión (tanque 20x8 ó 20x9) y en el tanque de descarga (tanque 150x1); tal como se muestra en la figura 3.26.

El término correspondiente al diferencial de presión se hace nulo ya que la presión en la superficie del líquido de ambos tanques es la misma (presión atmosférica) y el diferencial de velocidad al cuadrado se hace nulo ya que se supone que las velocidades en la superficie del líquido son despreciables. Por lo tanto para este sistema la ecuación 2.29 queda de la siguiente forma:

$$H_{sistema} = (Z_2 - Z_1) + Hf_{total} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

El valor de H_{sistema} va a ser función del cabezal estático máximo (termino Z₂-Z₁) y del cabezal dinámico (H_{ftotal}). Dependiendo de lo anterior se decidió tomar en

cuenta las dos condiciones límites del cabezal estático: el cabezal estático máximo y el cabezal estático mínimo. Para ambas condiciones se va a tener una curva de H_{sistema} , tal como se explica en el capítulo 2.

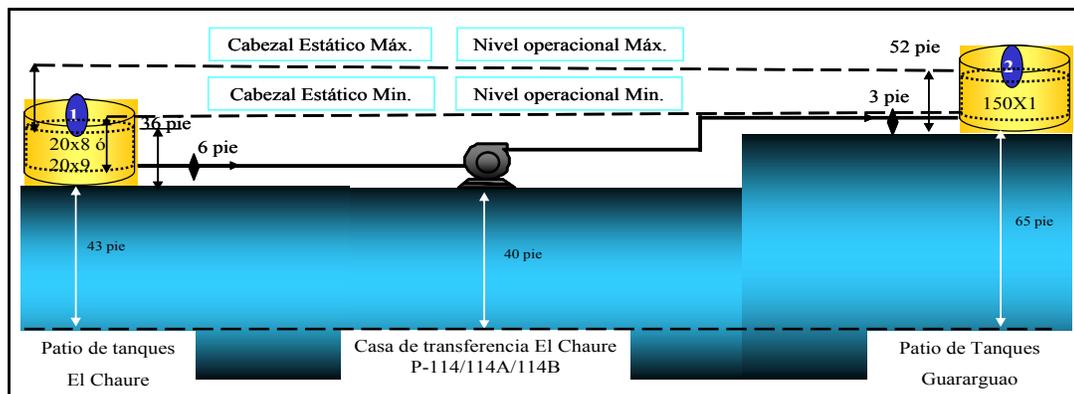


Figura 3.26 Carga de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

El cabezal estático mínimo toma en cuenta máximo nivel operacional en el tanque de succión y mínimo nivel operacional en los tanques de recibo. El cabezal estático máximo toma en cuenta mínimo nivel operacional en el tanque de succión y máximo nivel operacional en los tanques de recepción. En la tabla 3.1 se tienen los valores de cabezal estático para ambas condiciones límites.

Tabla 3.1 Valores de Cabezal estático máximo y mínimo para la operación de carga de diesel pesado y liviano desde El Chaure hasta Guaraguao.

Tanque de Salida	Tanque de recepción	Cabezal estático mínimo (pie)	Cabezal estático máximo (pie)
Tanque 20x8	Tanque 150x1 (63 pie)	$Z2-Z1=(65+3)-(43+36)=-11$	$Z2-Z1=(65+52)-(43+6)=68$
Tanque 20x9		$Z2-Z1=(65+3)-(43+36)=-11$	$Z2-Z1=(65+52)-(43+6)=68$

Se consideró el nivel de las bombas como punto de referencia ya que es la mínima medida conocida a la que puede estar el fluido, teniendo en cuenta que también se pueden obtener medidas por arriba o por debajo de ésta, dependiendo el recorrido que sigue el sistema de tubería. La elevación de las bombas con respecto al nivel del mar, es decir, la cota de las mismas es de 40 pie para todas las bombas, debido a su ubicación en la casa de transferencia El Chaure.

Luego se realizó el cálculo de las pérdidas totales por fricción ($H_{f_{\text{totales}}}$), las cuales dependen del flujo o caudal manejado. Por ello se eligió un número determinado de caudales para los cuales se desea graficar la curva de H_{sistema} vs H_{bomba} y determinar las pérdidas de carga por fricción totales ($H_{f_{\text{totales}}}$), para introducirlas en la ecuación de H_{sistema} y tener los diferentes valores de H_{sistema} según los caudales analizados. Las bombas utilizadas tienen un rango de funcionamiento que va desde 0 hasta 2400 GPM (curva de funcionamiento de las bombas); los caudales seleccionados se muestran en la tabla 3.2:

Tabla 3.2 Caudales seleccionados de las curvas de funcionamiento de las bombas P-114/114A/114B/155/115B para la construcción de la curva de requerimiento de cabezal del sistema.

CAPACIDAD		
Galones por minuto (gpm)	Barriles por hora (bph)	Pie ³ /hr
400	571,429	3208,333
800	1142,857	6416,666
1200	1714,286	9624,999
1400	2000	11229,166
1600	2285,714	12833,333
1800	2571,429	14437,499

Luego, mediante el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE se procedió a determinar las pérdidas por fricción para caudal tanto para la línea de succión como para línea de descarga, tal como se muestra en la figura 3.27, y así obtener el $H_{f_{total}}$. Igualmente se obtuvieron las presiones de succión y las presiones de descarga.

El simulador no admite la evaluación de tanques de almacenamiento, por lo que se evaluara el sistema de tuberías en la línea de succión, desde el pie de tanque de succión hasta la brida de succión de la bomba; mientras que para la descarga solo se incluye el sistema de tubería desde la brida de descarga de la bomba hasta la entrada al tanque de descarga (figura 3.27).

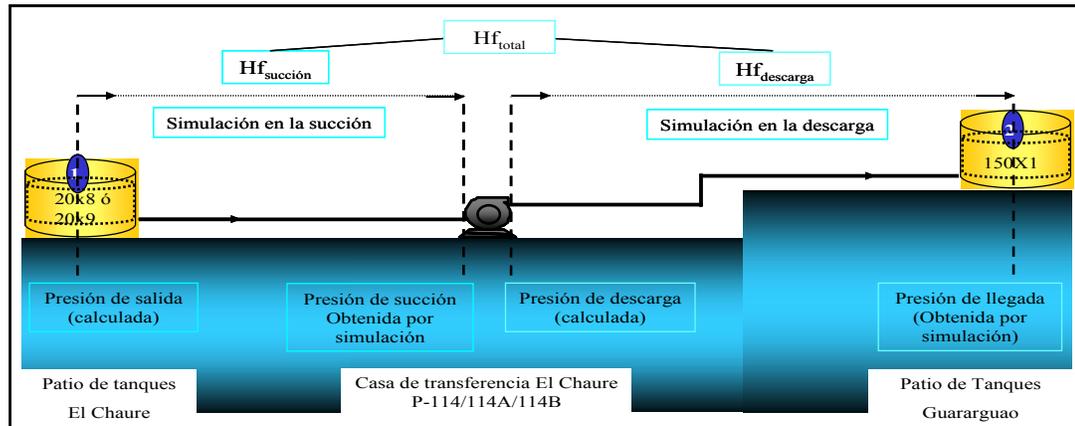


Figura 3.27 Esquema general para obtener los valores de Hf_{total} a diferentes caudales para obtener la curva de requerimiento de cabezal del sistema de transferencia del diesel.

En la simulación en la parte de succión se debe conocer la presión de entrada a la línea, la cual es la presión ejercida por la columna de líquido en la base del tanque de succión. Esta se calculó utilizando la ecuación 2.8 modificada, en la cual se incluyó la presión de operación del tanque de succión mostrada en el anexo E:

$$p = p_o + \frac{\rho \cdot g \cdot h}{144 g_c} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:

P_o : Presión de operación del recipiente de succión (kgf/m^2 ó lb/pulg^2)

h : Altura del líquido en el recipiente de succión (m ó pie)

Si se toma como ejemplo la succión desde el tanque 20x8 (diesel pesado) se tiene:

$P_o = 14,7$ psia.

$\rho (100^\circ\text{F}) = 52,728$ lb/pie³

$g/g_c = 1$ lbf/lbm

h: altura máxima de operación = 36 pie

$$p = 14,7 + \frac{52,728 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \times 36 \text{ pie}}{144} \times 1 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$p = 27,882 \text{ psia}$$

En la tabla 3.3 se pueden observar las presiones obtenidas para las condiciones límites, de los tanques incluidos en el análisis.

Tabla 3.3 Presiones máximas y mínimas de salida para los tanques 20x8, 20x9 y 150x1.

Tanque	$h_{\text{máx}}$ (pie)	h_{min} (pie)	$P_{\text{máx}}$ (psia)	P_{min} (psia)
20x8	36	6	27,88	16,90
20x9	36	6	27,57	16,85

Donde:

$h_{\text{máx}}$: Nivel operacional máximo.

h_{min} : Nivel operacional mínimo.

$P_{\text{máx}}$: Presión máxima ejercida por la columna de líquido en pie de tanque.

P_{min} : Presión mínima ejercida por la columna de líquido en pie de tanque.

Cabe destacar que la metodología para configurar la simulación en el programa PIPEPHASE se efectuó de la misma forma que la validación para obtener la rugosidad absoluta y la eficiencia al flujo en las líneas, la cual dió como resultado la rugosidad absoluta en 0,0135 pulgadas y 70% de eficiencia al flujo. Por lo tanto, una vez configuradas las propiedades del fluido y las opciones generales de la simulación, se insertaron las características del sistema de tuberías según la sección que se vaya a simular, es decir succión o descarga.

En la succión de diesel pesado desde el tanque 20x8, se deben detallar las características correspondientes a la línea de succión de 8"x10". En este caso, para obtener los valores de pérdida por fricción considerando cabezal estático máximo, en la fuente se debe especificar la presión de salida a máximo nivel operacional (27,882 psia). Y en el sumidero una presión menor (22psia) como valor estimado, para que el programa lo calcule. Luego se van asignando valores de flujo sucesivamente de acuerdo a la tabla 3.2; y para finalizar se ejecuta la simulación en el tramo de succión. En la figura 3.28 se muestran estas especificaciones.

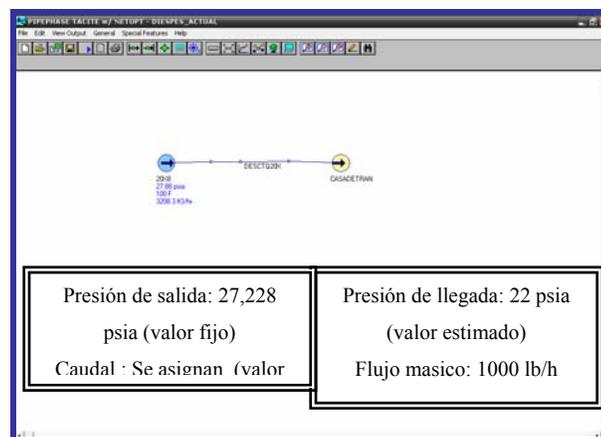


Figura 3.28 Especificaciones para obtener las pérdidas por fricción en el tramo de succión para la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1.

Al ejecutar la simulación, se pueden ver los resultados en la ventana “ejecutar simulación y ver reportes”, para que el simulador muestre los resultados (figura 3.29).

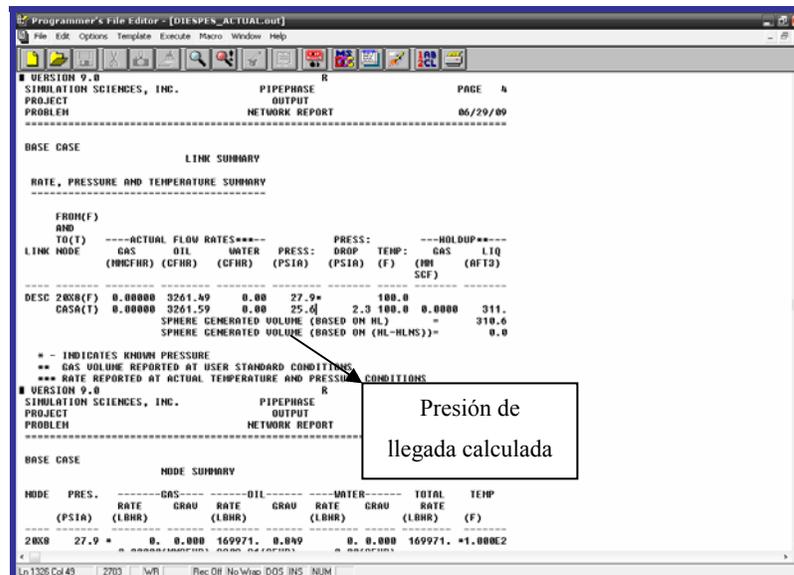


Figura 3.29 Ventana para mostrar resultados.

En el anexo I se muestran las presiones de llegada (presiones de succión) y los valores de caída de presión calculados por el simulador para los demás flujos, para cabezal estático máximo y mínimo en la sección de succión. Para simular la sección de descarga se requirió conocer las presiones de descarga de las bombas para los distintos caudales estudiados, y esto solo se puede determinar realizando una serie de pruebas e ir variando los flujos de las bombas lo que comprometería las operaciones de descarga del diesel pesado y liviano a trabajar bajo condiciones de inseguridad. Por esto para hallar las presiones de descarga de la bomba, se le sumaron a las presiones de succión calculadas por el simulador, la caída de presión de diseño generada por la bomba para cada caudal, obteniéndola de la curva de funcionamiento de las mismas. Se sabe que esto no debe ser así ya que la bomba no tiene la misma

eficiencia de diseño y a su vez el ΔP que genera la bomba al fluido en la actualidad es menor que el de diseño, ya que éstas tienen debido al tiempo un desgaste producido por el rozamiento que sufren las partes internas. En la tabla 3.4 se observan los cabezales de diseño obtenidos de las curvas de funcionamiento de las bombas, utilizados para el cálculo de las presiones de descarga.

Tabla 3.4 Cabezales de diseño obtenidos de las curvas de funcionamiento de las bombas, utilizados para el cálculo de las presiones de descarga.

CAPACIDAD, Q (gpm)	CABEZAL, H (PIE)
	Bombas P114/114A/114B
400	390,50
800	325,50
1200	355
1400	326
1600	315
1800	285

Se transformaron los cabezales proporcionados por las bombas a diferentes caudales, a diferencial de presión, en donde se utilizó la ecuación 2.25:

$$H = \frac{\Delta P \cdot F_3 \cdot g_c}{\rho \cdot g} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

H: Cabezal de presión desarrollado por la bomba (m ó pie)

ΔP : Aumento de presión entre la succión y la descarga de la bomba, P2-P1 (kPa ó lbf/pulg²)

F_3 : Factor que depende de las unidades usadas (1 para el Sistema Internacional ó 144 para el Sistema Inglés)

ρ : Densidad del fluido bombeado a la temperatura de operación (kg/m³ ó lbm/pie³)

Al despejar el diferencial de presión de la ecuación 2.25 se obtiene:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot g \cdot H}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Si se toma por ejemplo el cabezal proporcionado por las bombas P114/114A/114B a 400 GPM, al diesel pesado, queda:

$$\Delta P = \frac{52,728 \text{ lbm} / \text{pie}^3 \cdot 390,50 \text{ pie}}{144} \cdot 1 \text{ lbf} / \text{lbm}$$

$$\Delta P = 142,9881 \text{ psi}$$

Este cálculo fue repetido para los demás valores de cabezal y los resultados se reportan en el anexo F.

Luego para determinar las presiones de descarga se utilizó la siguiente ecuación:

$$\Delta P = P_2 - P_1 \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

ΔP : Diferencial de Presión aportado por la bomba al fluido.

P_1 : Presión de Succión de la bomba.

P_2 : Presión de descarga de la bomba.

Despejando la presión de descarga queda:

$$P_2 = P_1 + \Delta P \quad (\text{Ec.3.6})$$

Si se sustituye el valor de presión de succión desde el tanque 20x8 obtenido a partir del simulador PIPEPHASE considerando máximo cabezal estático y el diferencial de presión aportado por las bombas P-114/114A/114B a 400 gpm, se tiene:

$$P_2 = 24,37 \text{ psia} + 142,988 \text{ psia} = 167,358 \text{ psia}$$

Los resultados de presión de descarga se muestran en el anexo I, luego de conocer las presiones de descarga, se realizó la simulación del tramo de descarga para obtener las caídas de presión por fricción para los caudales estudiados, según el simulador se asignan valores fijos en la presión de salida y valores estimados en la presión de llegada (ver figura 3.30).

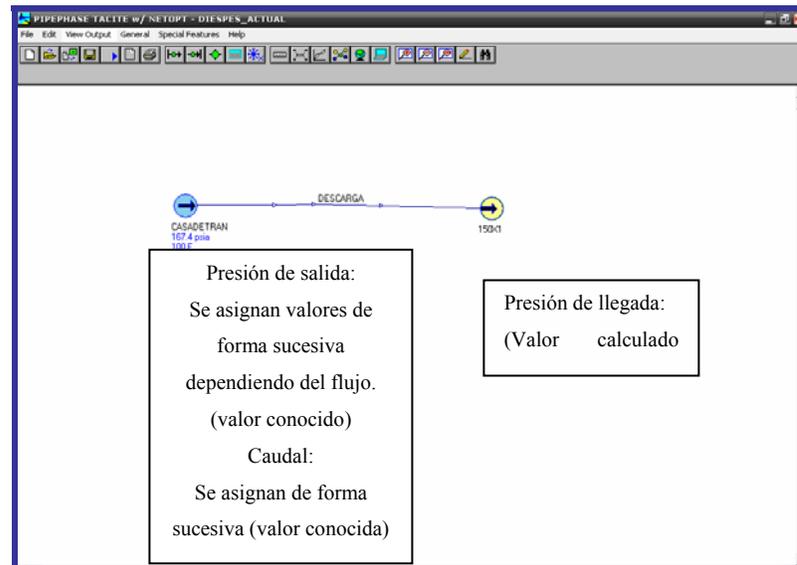


Figura 3.30 Especificaciones definidas para obtener las pérdidas por fricción en el tramo de descarga para la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1.

Una vez que se ha realizado la simulación, se presiona el botón “ver” en la ventana “ejecutar simulación” y ver reportes”, para que el simulador muestre los resultados. En el anexo I se muestran las presiones de llegada y los valores de caída de presión calculados por el simulador para cada flujo estudiado, para cabezal estático máximo y mínimo en la sección de descarga.

Al obtener las pérdidas por fricción en las tuberías y en los accesorios del tramo de succión y descarga, estos valores se suman para cada caudal estudiado dependiendo si se está trabajando con cabezal estático máximo y mínimo, y luego la caída de presión total por fricción se transforma a su equivalente en cabezal, utilizando la ecuación 2.25. Como se requiere el cabezal total requerido por el sistema

se suman los cabezales totales por fricción con el cabezal estático correspondiente, según la ecuación 3.2.

Los valores de caída de presión por fricción total, el equivalente en cabezal y los H_{sistema} que se utilizan para describir el comportamiento hidráulico del sistema de descarga de diesel liviano y pesado, se muestran en el anexo J. Luego se construyó la curva de H_{sistema} vs Q y se comparó y se comparó con las curvas estudiadas, en el anexo K se muestran las curvas de comportamiento para las operaciones de transferencia de diesel pesado y liviano en el sistema actual hacia el tanque 150x1.

3.2.3 Condiciones de operación máximas y mínimas de las bombas.

a. Altura neta de succión positiva (NPSH)

La construcción de la curva de NPSH permite comparar el factor de NPSH en los sistemas con el NPSH requerido por las bombas para mover un cierto volumen de fluido, con el fin de comprobar si en la condición de trabajo de los sistemas las bombas estarían arriesgadas a sufrir el fenómeno de la cavitación.

El cálculo se realizó teniendo en cuenta la diferencia de nivel mínima entre el tanque de succión y la brida de succión de las bombas, lo cual sería la situación más crítica que pudiera presentarse. Se determinó en primer lugar el $NPSH_D$ para el rango de caudales de operación de los sistemas seleccionados, mediante la ecuación 2.28:

$$NPSH_{D_{\min}} = \Delta Z_{\min} + \frac{F_3 \cdot g_c}{\rho \cdot g} x (P_0 - \Delta Pf - P_v) \quad (\text{Ec. 2.28})$$

Donde:

ΔZ_{\min} : Diferencia de elevación mínima entre el nivel del líquido del recipiente y el eje central de la bomba (m ó pie)

P_o : Presión en el recipiente de succión (kPa ó lb f /pulg 2)

ΔP_f : Caída de presión por fricción en el tramo de succión (kPa ó lb f /pulg 2).

P_v : Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (kPa ó lb f /pulg 2)

En la tabla 3.5 se observan las diferencias de altura mínima entre los tanques diesel pesado y liviano y las bombas P-114/114A/114B.

Tabla 3.5 Diferencias de altura mínima entre los tanques diesel pesado y liviano y las bombas P-114/114A/114B.

Tanque de succión	Nivel de referencia del tanque (pie)	Nivel de referencia de la bomba (pie)	Diferencia de elevación mínima (pie)
20x8	43+3	41+2	3
20x9	43+3	41+2	3

Cabe destacar que al nivel de referencia de los tanques se le sumó la cota de los mismos y sus alturas operacionales mínimas. Así como al nivel de referencia de las bombas se les sumó 2 pies de elevación, de acuerdo a normas de diseño [15]. Las caídas de presión por fricción en la línea de succión para cada caudal son las mismas calculadas por el simulador, que se utilizaron en la construcción de la curva del comportamiento de los sistemas. A continuación se presenta una muestra de cálculo para la transferencia de diesel pesado a 400 gpm.

$$\Delta Z_{\min} = 3 \text{ pie.}$$

$$\Delta P_f = -1,11 \text{ psia}$$

$$NPSH_{D_{\min}} = 3 + \frac{144 \text{ pulg}^2 / \text{pie}^2 \cdot 1 \text{ lb}_m}{52,728 \text{ lb}_m / \text{pie}^3 \cdot 1 \text{ lb}_f} (14,7 \text{ psia} - 1,11 - 0,006 \text{ psia})$$

$$NPSH_{D_{\min}} = 40,10 \text{ pie}$$

Los resultados para los demás caudales estudiados se presentan en el anexo L. Luego una vez determinados los valores del $NPSH_D$ para cada caudal se debe obtener el $NPSH_R$ de las bombas, el cual se obtiene a través de la curva de funcionamiento de las bombas P-114/114A/114B, la cual nos indica un valor del mismo para cada caudal estudiado. En la tabla L.1, en el anexo L se muestran los valores de $NPSH_R$ para las bombas en estudio.

b. Presión de succión máxima

La presión de succión máxima se calcula con la siguiente ecuación:

$$P_{1\text{máx}} = p_{o\text{máx}}(\text{recipiente}) + \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta Z_{\text{máx}}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde:

$P_{1\text{máx}}$: Presión de succión máxima (kPa ó lb_f/pulg²)

$P_{o\text{ máx}}$: Presión de operación máxima en el recipiente de succión, normalmente es la presión de ajuste de la válvula de seguridad, si existe (kPa ó lb_f/pulg²)

$\Delta Z_{\text{máx}}$: Diferencia de altura entre el nivel de líquido alto del recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba (2 pies ó 0,609 m)

En la tabla 3.5 se muestran las diferencias de elevación máximas entre los tanques de almacenamiento de diesel pesado y liviano y las bombas P-114/114A/114B.

Tabla 3.5 Diferencias de altura máxima entre los tanques de diesel pesado y liviano y las bombas P-114/114A/114B.

Tanque de succión	Nivel de referencia del tanque (pie)	Nivel de referencia de la bomba (pie)	Diferencia de elevación máxima (pie)
20x8	43+36	41+2	36
20x9	43+36	41+2	36

Para la succión de diesel pesado desde el tanque 20x8 se tiene que:

$$P_{1m\acute{a}x} = 14,7 \text{ psia} + \frac{52,728 \text{ lbm} / \text{pie}^3 \cdot 36 \text{ pie}}{144 \text{ pu lg}^2 / \text{pie}^2} \cdot 1 \text{ lbf} / \text{lbm} = 27,882 \text{ psia}$$

Los resultados de las presiones de succión máxima se muestran en el anexo L.

c. Presión máxima de descarga

La presión máxima de descarga se obtiene a través de la ecuación 2.31:

$$P_{2m\acute{a}x} = p_{1m\acute{a}x} (\text{recipiente}) + \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta H_{shutoff}}{F_3 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

$P_{2m\acute{a}x}$: Presión de descarga máxima (kPa ó lbf/pulg²)

$\Delta H_{\text{Shut Off}}$: Diferencia de Presión a cero flujo (se obtiene de la curva de la bomba para la condición de cero flujo) (m ó pie)

Según las bombas P-114/114A/114B el valor de cabezal a cero flujo, obtenido de las curvas de funcionamiento es de 400 pie, luego para la descarga de diesel pesado desde el tanque 20x8, se tiene que:

$$P_{2\text{m}\acute{a}\text{x}} = 27,882 \text{ psia} + \frac{52,728 \text{ lbm} / \text{pie}^3 \cdot 400 \text{ pie} \cdot 1 \text{ lbf} / \text{lbm}}{144 \text{ pu l g}^2 / \text{pie}^2} = 174,349 \text{ psia}$$

d. Flujo máximo operacional

Según la intercepción de la curva de comportamiento del sistema con la curva de funcionamiento de las bombas P-114/114A/114B se puede obtener el flujo máximo que puede operar la bomba para este sistema. En la tabla L.3, anexo L, se tienen los valores de H vs Q correspondientes a los puntos de intersección con las curvas de las bombas a utilizar. Estas intersecciones representan la condición de flujo máximo para la cual los sistemas trabajarían, tanto para el cabezal estático máximo como mínimo.

e. Flujo mínimo bombeable

El cálculo del flujo mínimo bombeable se hizo para las bombas dependiendo de cada tanque de succión y según el punto de máxima eficiencia (BEP) usando el impulsor de mayor diámetro. Según la ecuación 2.33 se tiene que:

$$F_{\text{min}} = K_M \cdot \%BEP \cdot Q_{BEP} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

En la bomba P-114/114A/114B se calculo el flujo mínimo de la siguiente manera. Para la determinación del factor de corrección K_M se debe conocer la relación de NPSH en el punto de diseño, según la ecuación 2.32.

$$chart = \frac{NPSH_{d\min}}{NPSH_r} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Según las siguientes condiciones en el punto de diseño para el tanque de succión 20x8; cabe destacar que el punto de diseño a un caudal de 1600 gpm como indica la hoja de especificaciones y un $NPSH_R$ de 7 pie no se puede obtener un $NPSH_D$ confiable ya que los valores de el mismo da negativo, por lo que se realiza el estudio para un caudal de 1400 GPM que es el mas cercano y no debería dar un resultado tan alejado del punto de diseño:

$Q = 1400 \text{ gpm}$

$NPSH_R = 6,5 \text{ pie}$

$NPSH_D = 5,55 \text{ pie}$

$$chart = \frac{5,55 \text{ pie}}{6,5 \text{ pie}} = 0,85$$

Según la figura 2.4, se obtuvo el valor de K_M de 0,8, para el cálculo del flujo mínimo corregido. Luego el %BEP es obtenido según la gráfica 2.5, usando el valor de la velocidad especifica de succión (N_{SS}) para la bomba P-114/114A/114B el cual se calcula de la siguiente manera, según la ecuación:

$$N_{ss} = \frac{N \cdot (Q_{BEP})^{1/2}}{(NPSH_r)^{3/4}} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

Donde:

Nss: Velocidad Específica de Succión (rpm)

N: Velocidad de rotación (rpm)

Q: Caudal (gpm)

NPSHR: Cabezal Neto de Succión Positiva Requerido (pie)

Como la Nss es un valor que depende del tipo de bomba, las bombas P-114/114A/114B van a tener una Nss característica, que fue calculada para el punto de diseño o BEP (punto de mejor eficiencia) reportado en las hojas de datos de las bombas en el anexo D. Luego, una vez conocida la Nss específica de cada bomba, esta será una constante. Entonces para las bombas P-114/114A/114B los datos en el punto de diseño son:

Q=1400GPM

N=1760rpm

NPSHR=6,5 pie

$$N_{ss} = \frac{1760rpm.(1400)^{1/2}}{(6,5)^{3/4}} = 16176,76rpm$$

Una vez calculado el valor de la velocidad específica de succión se va a la figura 2.5 y se intercepta con la curva que corresponda al tipo de bomba estudiada, para así obtener el %BEP que es de 66%.

Entonces el flujo mínimo corregido estimado para la bomba P-114/114A/114B se define como:

$$F_{\min} = 0,8.0,66.1400gpm = 739,2gpm$$

3.2.4 Condiciones límites operacionales del sistema de tuberías

a. Caudal máximo permisible

Para el cálculo del máximo caudal que puede haber en una línea se empleó el criterio de la velocidad límite de erosión, de acuerdo a la norma PDVSA para el diseño de tuberías [9]. De la figura 2.21 se tomó la ecuación 2.35:

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{160}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

Para el diesel pesado el valor calculado de la densidad a la temperatura de operación (100 °F) resultó ser de 52,728 lbm/pie³; entonces:

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{160}{\sqrt{52,728 \text{ lbm} / \text{pie}^3}} = 22,034 \text{ pie} / \text{s}$$

Luego el flujo máximo en las líneas de procesos fue definido como el 90% del flujo asociado a la velocidad de erosión tolerable según la ecuación 2.36:

$$Q_{m\acute{a}x} = 0,9.V_{m\acute{a}x}.A \quad (\text{Ec. 2.36})$$

Para la línea Succión de 8 pulgadas de diámetro, la cual es utilizada para succionar diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 hacia las bombas P-114/114A/114B, el área seccional extraída de la tabla G.8 es de 0,35 pie². Luego el máximo caudal permisible sería:

$$Q_{m\acute{a}x} = 0,9.22,034 \text{ pie} / s.0,35 \text{ pie}^2 = 6,941 \text{ pie}^3 / s$$

b. Caída de presión por fricción máxima

Para verificar si dentro del rango de flujo de operación para los diferentes sistemas evaluados, las líneas podrían llegar a tener caídas de presión por fricción que estén fuera de la norma PDVSA; dicho parámetro fue determinado para cada una de las líneas en el flujo máximo operacional obtenido de la construcción de la curva de funcionamiento de estos sistemas (el cual es el máximo flujo de operación en el que pueden trabajar las bombas con estos sistemas).

Este cálculo se realizó con las mismas simulaciones llevadas a cabo con PIPEPHASE, las cuales fueron usadas para la construcción de las curvas del comportamiento de los sistemas y las curvas de NPSH. De acuerdo a la norma PDVSA para flujo en fase líquida [6], la caída de presión máxima para líneas de succión de bombas es de 0,09 kPa/m (0,3979 psi/100 pie) y para líneas de descarga de bombas el valor límite es de 0,45 kPa/m (1,9895 psi/100 pie).

Los resultados de caída de presión por fricción obtenidos se muestran en el anexo M.

3.3 PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

Para desarrollar la propuesta en el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la unidad DA-3 hacia la refinería Puerto La Cruz, se requiere de una interconexión entre la línea de recibo de diesel de El Chaure, con la línea que va a la descarga del tanque 150x1 ambas tuberías se encuentra frente el tanque 130x4 en la refinería Puerto La Cruz, en base la disminución de los costos asociados a la procura e instalación de tuberías y accesorios por lo que se aprovecharan las líneas existentes.

a. Transferencia de diesel pesado y/o liviano desde la Unidad DA-3 hacia el tanque 150x1

Esta operación se realizará mediante un nuevo sistema de tuberías surge de la necesidad de aumentar la flexibilidad operacional del sistema de diesel de El Chaure, debido a que cuando existe alto nivel de inventario en los tanques 20x8 y 20x9, y no se puede realizar la descarga del diesel, bien sea porque la línea de descarga del diesel pesado y/o liviano de 8" al nivel del sector portón 27 se encuentra ocupada, ya que esta línea esta intercomunicada con la línea de descarga de diesel mercado local (foráneo) proveniente de muelle 3; entonces el envío del diesel que va hacia el tanque 150x1 ya sea diesel liviano o pesado se ve interrumpido trayendo como consecuencia dos posibles escenarios: el rebose de los tanques 20x8 y 20x9 de El Chaure.

Por lo tanto, se hace necesario parar y por ende retrasar la descarga de diesel mercado local desde muelle lo que acarrea una perdida económica para la empresa ya que se tienen que pagar las demoras que el retraso generará. Para que haya capacidad de almacenamiento y alternabilidad en las dos operaciones que se nombraron. Además, para lograr que estas operaciones se realicen sin ninguna contingencia se debe interconectar la línea descarga de diesel de El Chaure con la línea de descarga del tanque 150x1, ambas de 8 pulgadas de diámetro nominal, esta

interconexión implica la colocación de un salto de línea de 8 pulgadas, de 8 pies de longitud entre ambas líneas. Además se deben colocar 1 válvula de compuerta en el salto con un codo 90°.

3.4 DETERMINACIÓN DEL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DE LA PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ.

Para realizar la evaluación hidráulica de las propuestas de interconexión de la línea de descarga de diesel de El Chaure a la descarga del tanque, se realizaron los mismos cálculos efectuados para el sistema actual. Sin embargo para algunas propuestas fue necesario efectuar la determinación del comportamiento hidráulico de una manera diferente, debido a que no se estudió el sistema de bombeo como tal sino que se realizaron simulaciones para determinar su aplicabilidad en función de los límites operacionales actuales. Lo anterior se profundiza en el análisis de resultados.

Para el sistema propuesto se obtuvo el comportamiento hidráulico y las condiciones máximas y mínimas operacionales, considerando cabezal estático máximo y cabezal estático mínimo; todo esto utilizando como herramienta de cálculo el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE.

Otro parámetro de comparación fue el NPSH (Cabezal de succión positiva neta), que consistió en comparar el NPSH requerido por las bombas, con el NPSH disponible del sistema propuesto, con la finalidad de determinar si en el rango de operación de los sistemas podría darse el fenómeno de la cavitación. El NPSH requerido por una bomba es una característica particular de la misma y se muestra en

la hoja de especificaciones aportadas por el fabricante; mientras que el NPSH disponible en los sistemas es una variable que depende de las condiciones de operación y de las propiedades del líquido bombeado. El NPSH disponible en los sistemas siempre debe ser mayor al NPSH requerido por las bombas. La representación gráfica de estas variables se muestra en el anexo N.

A partir del anexo Ñ se muestran todos los resultados obtenidos para los sistemas propuestos. Es necesario decir que los valores de cabezales estáticos y presiones de salida son los mismos calculados para el sistema actual, ya que la succión, y los tanques son los mismos, solo se desviará la trayectoria de la tubería. Para determinar la aplicación de la propuesta de mejora fue necesario realizar comparaciones entre las condiciones de diseño de los equipos y los valores arrojados por el comportamiento hidráulico y las condiciones límites operacionales de los nuevos sistemas. Ello con la finalidad de determinar si era posible aplicar la propuesta y saber bajo qué condiciones trabajaría; es decir, si en el rango de funcionamiento del sistema propuesto se podían presentar inconvenientes operacionales y condiciones inseguras.

En función de eso se realizó el análisis de los resultados y se determinaron las condiciones seguras de operación para las cuales se cumple con el servicio requerido. La primera comparación se basó en el caudal de operación máximo posible, para el cual las bombas estudiadas cumplían con el requerimiento de cabezal de los sistemas sugeridos, obtenido a partir de la intersección de las curvas de funcionamiento de las bombas estudiadas y las curvas de requerimiento de cabezal del sistema propuesto.

El caudal se comparó con los caudales de diseño obtenidos de las hojas de especificaciones de las bombas (mostrados en los anexos D y E), que es el caudal para el cual la bomba es más eficiente y no se presentan fenómenos como la recirculación interna. Además los caudales operacionales fueron comparados con el

caudal mínimo de diseño obtenido de las hojas de especificaciones y el flujo mínimo calculado, con la finalidad de determinar si las bombas podrían sufrir sobrecalentamiento por operar con flujos muy cercanos al flujo mínimo.

Luego, para los caudales operacionales máximos se comprobó que fueran menores a los caudales máximos permisibles calculados para las tuberías, para los que se corre el riesgo de someter a la tubería a erosión. Igualmente se determinaron las caídas de presión por fricción en las líneas para los caudales máximos de operación de los nuevos sistemas y se compararon con la caída de presión por fricción máxima de acuerdo a las normas PDVSA.

Al final, se realizaron comparaciones entre las presiones de succión y descarga operacionales con las presiones de succión y de descarga máximas y mínimas calculadas, para determinar los riesgos que implica trabajar por encima o por debajo de estas condiciones límites. En el capítulo 4 se muestra de forma detallada las comparaciones realizadas entre los valores operacionales y las condiciones máximas y mínimas.

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1 CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DE LAS TUBERÍAS DEL SISTEMA DESDE LA PREPARACIÓN DEL DIESEL DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD 45 Y EL RECIBO DE DIESEL MERCADO LOCAL.

a. Situación actual de la preparación de la unidad 45 por el tanque de almacenamiento 130x4

- Actualmente la alimentación a la unidad-45 es proporcionada por el tanque 130x4.
- La alimentación a la planta esta constituida por diesel de las unidades DA-1 (12.0 - 13.0 mil barriles diarios) y DA-2 (5.5 - 6.0 mil barriles diarios), diesel liviano de la unidad DA-3 (8.0 mil barriles diarios) y JETA1 de la DA-1 (4.0- 5.0 mil barriles diarios).
- Las corrientes de diesel de las destiladoras DA1/2 están siendo enviadas continuamente al tanque 130x4, mezcladas en una misma tubería.
- El jet-a1 está siendo inyectado en el tanque 130x4 por baches.
- El diesel liviano de la unidad DA-3 está siendo proporcionado en baches desde el tanque 20x8 del Chaure.
- Del tanque 130x4 se suministra la mezcla de diesel al tambor de alimentación de la unidad 45 (D-4501).

En la Unidad DA-3 se produce aproximadamente 350 barriles por hora de diesel liviano y 200 barriles por hora de diesel pesado, los cuales son almacenados de acuerdo a su disponibilidad. En los tanques 20x8 y 20x9; como se muestra en la figura 4.1. El diesel liviano se recibe de planta a los tanques 20x9 a través de una línea de 4" de diámetro. En caso de no almacenarse en estos tanques, es posible enviar el recibo de planta mediante una conexión de la línea de 4" en otra de 8" a la altura de Casa de Bombas El Chaure y realizando un juego de apertura y cierre de válvulas frente a los tanques 20x8 y 20x9. Esta línea de 8" permite el recibo del diesel liviano a los tanques 150x4, 150x7 y 150x9 pero actualmente se encuentra fuera de servicio.

El diesel pesado que se produce en la DA-3 es enviado a través de dos líneas, una de 6" y otra de 8" de diámetro, dependiendo del tanque a recibir. Cuando se almacena el diesel pesado en los tanques 20x8 la operación se realiza por la línea de 6", por el contrario, si el almacenaje es en los tanques 150x4, 150x7, 150x9 se utiliza la línea de 8" de diámetro, pero actualmente es encuentra fuera de servicio.

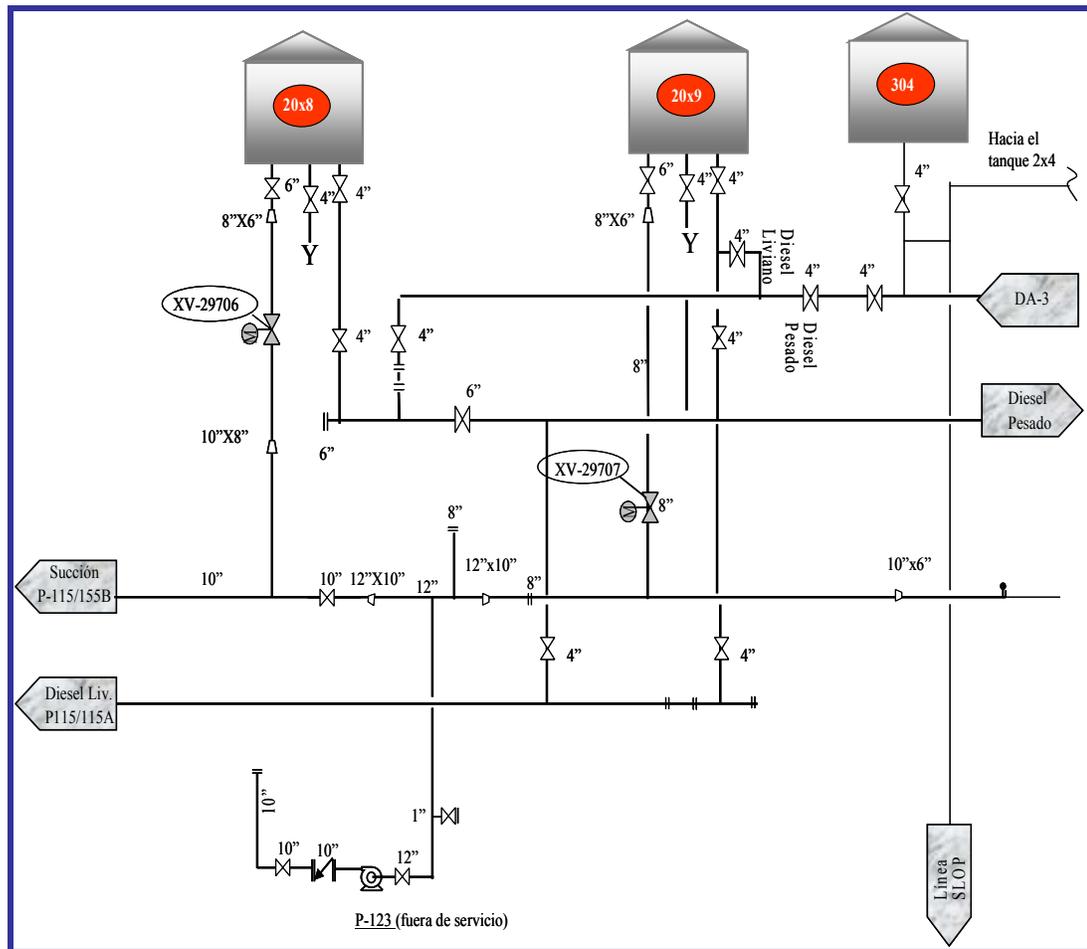


Figura 4.1 Recibo de diesel pesado y liviano desde la Unidad DA-3 para enviarlo a refinería Puerto La Cruz.

b. Recibo de diesel mercado local

El diesel mercado local desde muelles 1 y 3, se recibe por la línea de 12" hacia los tanques 80x3, 80x7, 80x8, 56x8 y 10x5 (figura 4.2) para ser despachados al llenadero de camiones como puede verse en la figura 4.2, el diesel ya almacenado se puede transferir a todos los tanques de diesel mercado local utilizando la bomba GA-3 a través de la succión Azul de 20" de diámetro, succión de jet A-1 de 16" de

diámetro, descarga de Jet inyección de diesel al residual de 8", también se puede enviar diesel a los muelles 1 y 3 vía línea de 16".

Para el manejo de la bomba GA-3S para las transferencias de diesel mercado local se encuentran en operación actualmente la línea succión gris de 16" de diámetro, succión Azul de 20" de diámetro, succión de Jet A-1 de 16" de diámetro, descarga de Jet inyección de diesel al Residual de 8" y la línea de 16" descarga a muelles todas con facilidades hacia los tanques 80x3/7/8, 56x8 y 10x5; para el envío de diesel hidrotratado se utiliza la línea succión gris de 16" de los tanques 80x1 y 140x1 con la bomba GA-3S y la descarga de muelles de 16" hacia los tanques 150x4/7/9 ubicados en la refinería El Chaure, también existe la facilidad de enviar diesel hidrotratado directamente al muelle 6 a través de un salto de línea en el sector mata de mango ubicado en la refinería El Chaure.

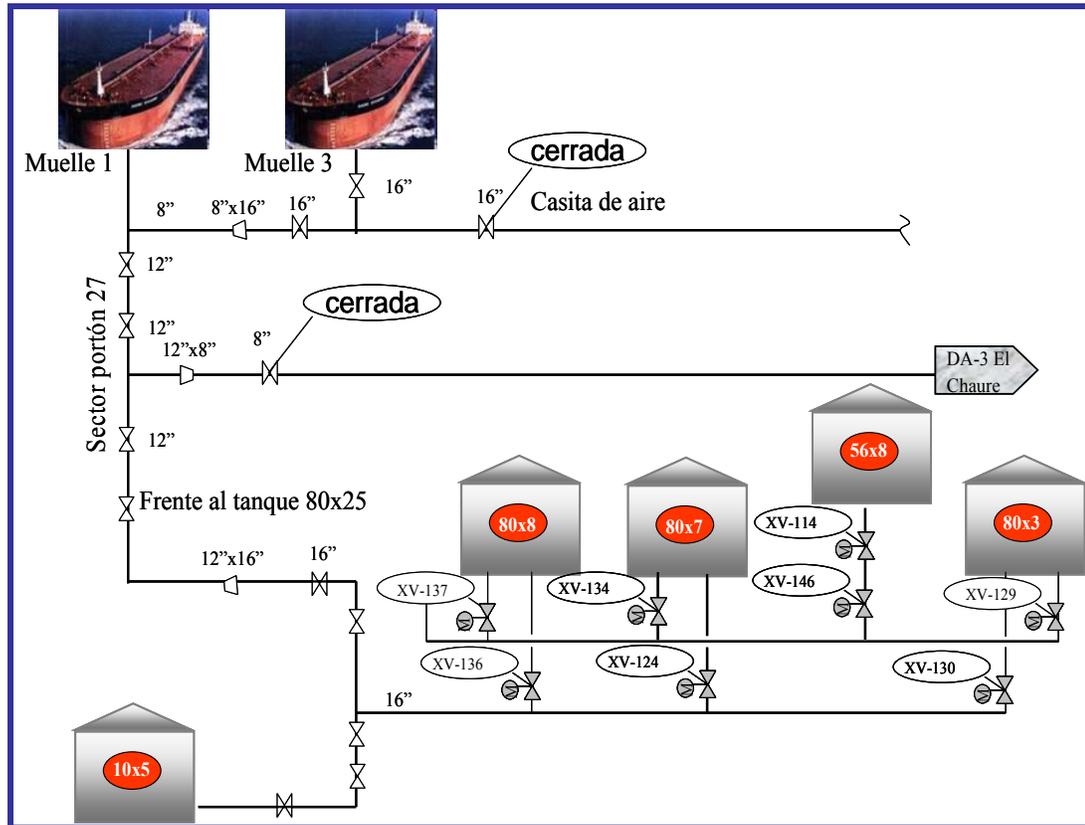


Figura 4.2 Recibo de diesel Mercado Local por muelle 1 y 3 por línea de 12'' a tanques de refinería Puerto La Cruz.

Actualmente el Diesel Pesado (HMD) de la Unidad DA-1 es enviado directamente hacia el tanque 56x8 para luego ser dosificado al tanque 130x4, mientras que el diesel de la unidad DA-2 se envía directamente al tanque 130x4, que junto con la corriente de los diesel liviano/pesado de la Unidad DA-3 forman la alimentación de la unidad 45 de hidrotreatmento de diesel, según la figura 4.3.

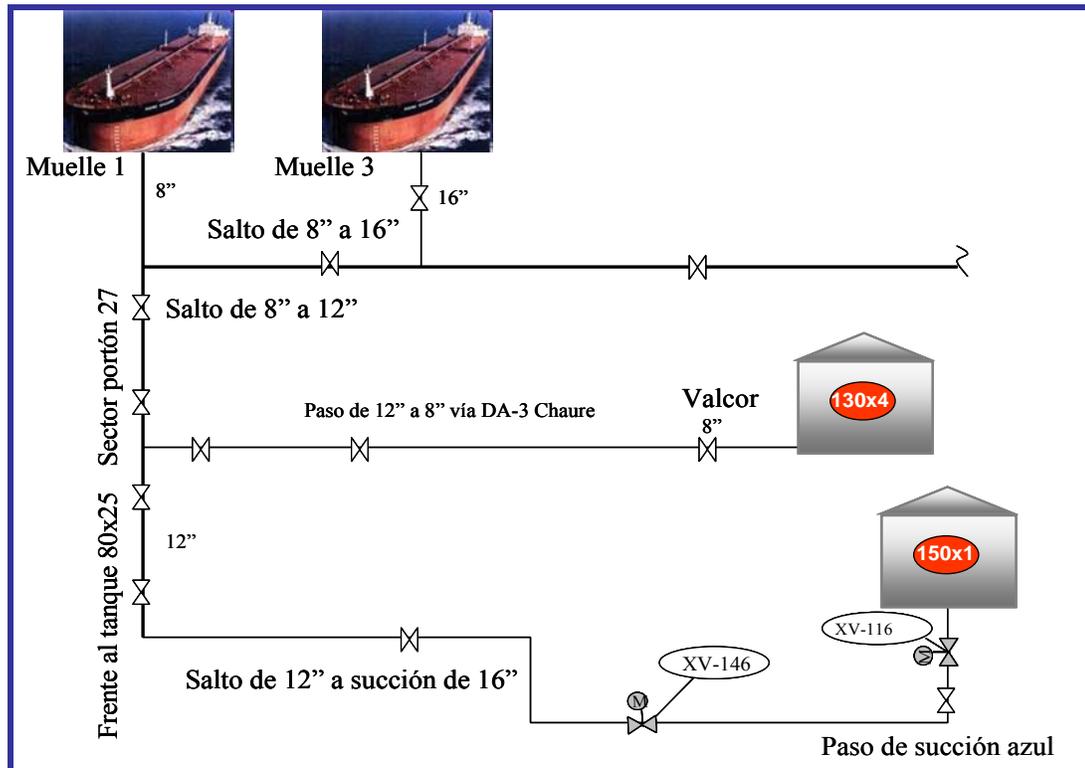


Figura 4.3 Recibo de Diesel Foráneo por muelle 1 y 3 en tanques 130x4 y 150x1

4.2 COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DEL SISTEMA ACTUAL DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ.

La determinación del comportamiento hidráulico de los sistemas actuales representó una herramienta eficaz para comparar hidráulicamente estos sistemas, determinar las condiciones actuales de operación y su situación con respecto a los límites de diseño. Al igual que para confirmar si hay variables actuales que estén fuera de las condiciones seguras de operación y que pudieran poner en riesgo o someter a los equipos a situaciones de trabajo arriesgadas. Con esto se pudo

comprobar la presencia de limitaciones operacionales que no solo pueden perturbar la operabilidad de los sistemas actuales, sino que debían tomarse en consideración al momento de realizar la formulación de la propuesta de de dicho sistema de tuberías.

La construcción de las curvas de requerimiento de cabezal de los sistemas se efectuó a partir de los cálculos realizados con el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE, considerando las dos situaciones que se pueden presentar en el momento de realizar la transferencia: la operación a cabezal estático máximo y mínimo, a favor o en contra del sistema de bombeo. A continuación se presentan los resultados obtenidos para la transferencia desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

4.2.1 Transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 respectivamente hacia el tanque 150x1. (P114/114A/114B)

a. Flujo operacional

Las bombas P114/114A/114B trabajan para un flujo máximo alrededor de los 1600 BPH (1120gpm) manteniendo todas las válvulas a 100% de apertura, lo cual va a depender de si se opera con una sola bomba o con dos bombas en paralelo. En la figura 4.4 se puede observar la curva de requerimiento de cabezal para la carga de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1 operando a cabezal estático máximo, lo cual significa en este caso que se opera al máximo nivel operacional en el tanque de succión.

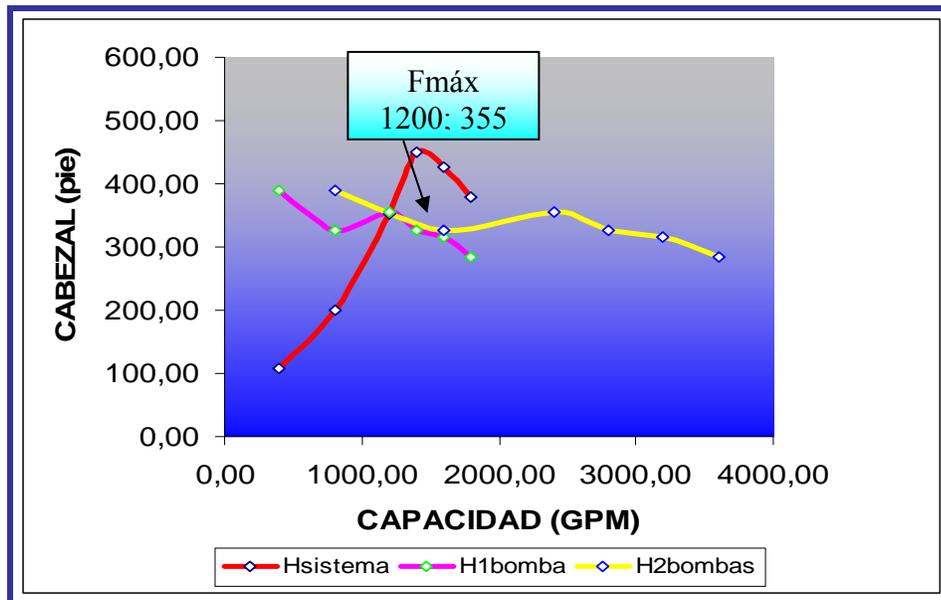


Figura 4.4 Curva de funcionamiento de bombas estudiadas vs curva de sistema de transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1, operando a cabezal estático máximo.

Nota:

Hsistema: Curva de requerimiento de cabezal desde el tanque 20x8 hasta el 150x1.

H1bomba: Curva de funcionamiento para bombas P-114/114A/114B.

H2bombas: Curva de funcionamiento para dos bombas operando en paralelo.

En la figura 4.4 se puede estimar las intersecciones de la curva de requerimiento de cabezal para este sistema con las curvas de funcionamiento de las bombas P-114/114A/114B. Estas intersecciones representan los máximos flujos operacionales que son capaces de manejar éstas bombas al llevar a cabo dicha operación y significan los flujos operacionales actuales en los que opera este sistema. En primer

lugar se observa que el flujo operacional trabajando con una sola bomba es igual al flujo máximo que se generaría trabajando con dos bombas en paralelo, lo que permite concluir que para este sistema no existe una diferencia en utilizar una sola bomba o dos bombas, ya que las curvas de funcionamiento en ese punto son muy cercanas entre sí. Esto debido al tipo de curva de funcionamiento de las bombas, ya que no presentan incrementos significativos de cabezal a medida que varía el flujo.

Un aspecto importante a mencionar es que las bombas están trabajando al 65% de su capacidad nominal por problemas de cavitación, originadas por vacío en la succión fuera de las normas de diseño (PDVSA MDP-02P-02).

Por otra parte las intercepciones se encuentran muy por encima de los flujos mínimos de diseño y los calculados (mostrados en el anexo L), permitiendo acotar que esta operación no presenta riesgos para los equipos de sufrir problemas de recalentamiento del fluido que pudiese afectar las partes internas, o problemas de recirculación y cavitación por flujos bajos.

En el anexo N se muestran los valores de flujos máximos permisibles calculados para las líneas que conforman este sistema; al compararlos con los valores de flujos operacionales obtenidos de las curvas, se puede verificar que los sistemas operan a caudales muy inferiores a los caudales donde se produciría erosión en las tuberías que conforman el sistema de transferencia de diesel pesado. En la tabla 4.1 se pueden observar los valores de los cortes de las curvas de funcionamiento para la operación de carga transferencia de los tanques 20x8 y 20x9, tanto para cabezal estático máximo como mínimo.

Tabla 4.1 Flujo Operacional máximo y condición de cabezal para la carga de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

Tanque de succión	Tanque de descarga	P-114/114A/114B		Bombas en paralelo P-114/114A/114B	
		Q _{máx} (gpm)	H _{Qmáx} (pie)	Q _{máx} (gpm)	H _{Qmáx} (pie)
*20x8	150x1	1200	355	1200	355
**20x8		1350	340	1350	340
*20x9		1100	358	1150	360
**20x9		1300	348	1300	350

Leyenda:

* Cabezal estático máximo

** Cabezal estático mínimo

En la tabla 4.1 se observa que los valores de flujo operacional conseguidos para la transferencia desde el tanque 20x8 son muy similares a los obtenidos para la carga desde el tanque 20x9, por lo que la diferencia que existe en las longitudes de los tramos de succión desde cada tanque no es notable para esta operación. También se observa que los flujos operacionales no se ven afectados de forma significativa por operar a cabezal estático máximo (máximo nivel operacional del tanque de descarga) o mínimo (mínimo nivel operacional del tanque de descarga). Tal comportamiento puede explicarse debido a que en esta operación no existen grandes diferencias en las longitudes de las líneas usadas y la variación de cabezal estático no aporta un gran cambio en la curva de comportamiento del sistema, la cual está sujeta primordialmente por el cabezal de fricción.

a. Altura neta de succión positiva disponible

En la figura 4.5 se muestra el comportamiento del NPSH disponible para la transferencia de diesel pesado y liviano, y se compara con el NPSH requerido por las bombas en el rango de funcionamiento de las mismas. En esta figura se muestra el caudal para el cual el NPSH disponible en los sistemas es igual o inferior al NPSH requerido por las bombas P-114/114A/114B. Este punto representa la condición crítica para la cual las bombas corren el riesgo de estar expuestas al fenómeno de la cavitación, que puede dificultar o impedir la circulación de líquido, y causar daños en los elementos de la bomba. Ya que no hay suficiente presión para impedir que el fluido se vaporice.

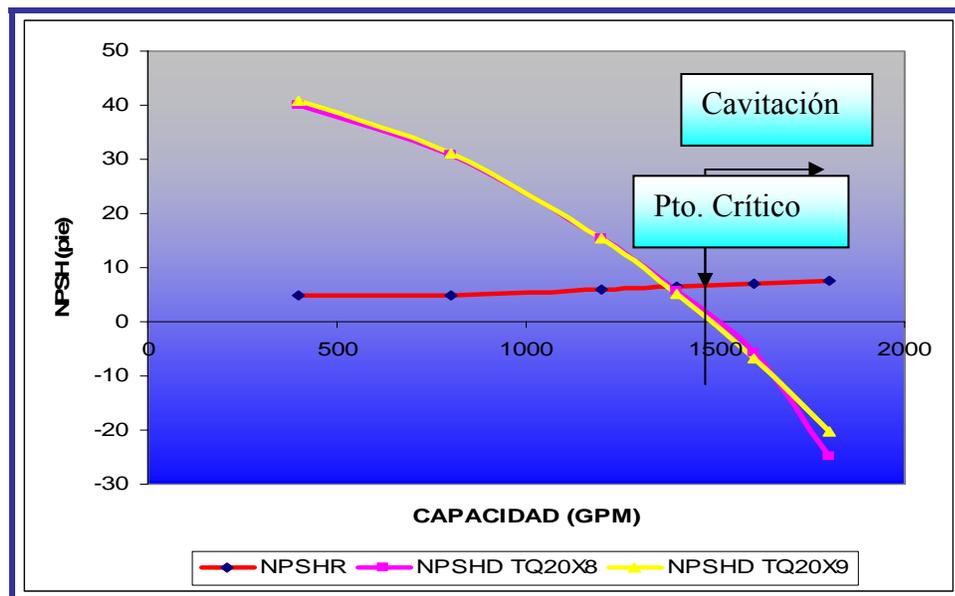


Figura 4.5 Curva de NPSH_R para bombas P-114/114A/114B vs curva de NPSH_D para la transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

En la figura 4.5 se muestra que para la carga de DPN local desde el tanque 20x9 el caudal crítico de cavitación es de 1370 gpm (1957,14 barriles por hora), mientras que para la carga desde el tanque 20x8 este valor es de 1390 gpm (1985,71 barriles por hora). De la curva de comportamiento de los sistemas se obtuvo que el flujo de operación para estos tanques se encuentra alrededor de los 1600 gpm (2285,71 barriles por hora), valor cercano de los caudales críticos de cavitación y para el cual el NPSH disponible en los sistemas es inferior al NPSH requerido por las bombas a las condiciones de operación. De acuerdo a la Norma PDVSA para Cálculos en Servicios de Bombeo^[10] se recomienda en general un margen mínimo de 2 pies entre el $NPSH_R$ y el $NPSH_D$ calculado; por lo que estos sistemas están operando bajo condiciones inseguras de NPSH.

b. Presión de succión

En la tabla 4.2 se presentan las presiones de succión estimadas a través del simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE para este sistema, y también se muestra las presiones máximas de succión calculadas. Al detallarlas se puede notar que para el rango de funcionamiento de estas bombas las presiones de succión que se desarrollan están por debajo de las presiones máximas. Pero debido a que el flujo operacional para estos sistemas es aproximadamente de 1600 gpm, las presiones de succión generadas son menores que la presión de succión máxima permitida, garantizando operación segura.

Tabla 4.2 Presiones de Succión obtenidas a través del simulador PIPEPHASE, para el sistema de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

Q (gpm)	Cabezal estático máximo (pie)		Cabezal estático mínimo (pie)		Presión Máxima de succión (psia)	
	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9
400	24,37	26,6	13,38	15,88	27,88	27,57
800	20,94	23,17	9,95	12,45		
1200	15,34	17,51	4,35	6,79		
1400	11,72	13,83	0,73	3,11		
1600	7,56	9,597	-3,43	-1,12		
1800	0,54	4,80	-10,45	-5,92		

c. Presión de descarga

En la tabla 4.3 se puede observar las presiones de descarga aproximadas y estimadas para la operación de transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8. Estos valores también se pueden comparar con las presiones máximas de descarga calculadas. Al prestar atención a los valores, se tiene que a cabezal estático máximo y mínimo los valores de presión de descarga no sobrepasan el valor de presión máxima de descarga calculado, para el punto de operación de este sistema las presiones se mantienen por debajo de la presión máxima de descarga, lo cual garantiza que la operación se lleve a cabo sin poner en riesgo los sellos mecánicos de las bombas. Esta misma situación también ocurre para la carga desde el tanque 20x9.

Tabla 4.3 Presiones de descarga obtenidas a través del simulador PIPEPHASE, para el sistema de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

Q (GPM)	Cabezal estático máximo (pie)		Cabezal estático mínimo (pie)		Presión Máxima de descarga (psia)	
	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9
400	167,36	166,20	156,37	155,48	174,35	170,57
800	140,13	139,54	129,14	128,82		
1200	145,33	144,42	134,34	133,70		
1400	134,99	130,38	123,40	119,66		
1600	122,90	122,21	111,91	111,49		
1800	104,90	108,68	93,91	97,96		

Cabe recordar que los valores de presión de descarga fueron estimados a partir de los diferenciales de presión obtenidos de las curvas de funcionamiento de las bombas, tal como se mencionó en el capítulo 3. Esto se realizó debido al impedimento de obtener las presiones de descarga para todo el rango de funcionamiento de las bombas estudiadas, directamente en la Casa de Transferencia de la refinería El Chaure. Por lo que las presiones de descarga reales son menores que las estimadas; pero a pesar de lo anterior, igualmente las presiones de descarga reales van a estar por debajo de la presión máxima de descarga.

d. Caída de presión por fricción

Además, también se evaluó la caída de presión por fricción en las líneas que conforman el sistema de tuberías. Tal como se muestra en el anexo N los valores de caída de presión total no representan un factor importante en las pérdidas por fricción

en las líneas, observándose valores muy bajos, inclusive. Se calculó la caída de presión por cada 100 pies lineales de tubería en cada línea que conforma este sistema, con la finalidad de compararlo con el valor estipulado en la norma PDVSA para Flujo de Fluidos y verificar si estos valores corresponden a valores normales de caída de presión. En la tabla 4.4 se muestran los valores de caída de presión por fricción por cada 100 pies lineales de tubería, calculados para el flujo de operación obtenido de las curvas de comportamiento para este sistema.

En la tabla 4.4 se puede cotejar que para los caudales estudiados, la caída de presión por fricción por cada 100 pies es elevada en la succión del tanque 20x8; lo cual indica que dicho valor está fuera de norma ya que sobrepasa el límite seguro establecido en la Norma de PDVSA para el diseño en flujo de fluidos. Esta situación restringe el caudal para el cual se puede llevar a cabo la transferencia hacia el tanque 20x8, ocasionando que el flujo manejado por las bombas se aleje del flujo de mejor eficiencia, sobre todo cuando se realiza la operación para mínimo nivel del tanque de succión. Operar bajo estas condiciones no es recomendable, porque a medida que el flujo de operación se aleja del flujo de mejor eficiencia, se dan en mayor proporción fenómenos como la recirculación interna y turbulencia por flujo no ideal, aumentando la probabilidad de daño a los sellos mecánicos y al eje de la bomba.

Tabla 4.4 Caída de presión por fricción por cada cien pies de tuberías reportadas para las líneas utilizadas para la transferencia de diesel desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

Línea	Tramo	Servicio	Qmáx (gpm)	Ltotal (pie)	ΔPf (pie)	$\Delta Pf/100$ pie (psia/pie)	$\Delta Pf/100$ pie (máx)
S tq 20x8	6	Diesel pesado	1300	1,64	-0,2	-12,20**	-0,3979
	8			56,43	-1,5	-2,66**	-0,3979
	10			62,07	-2,53	-4,085**	-0,3979
	12			326,03	-0,58	-0,179*	-0,3979
D tq 20x8	8		1300	5970,19	-63,1	-1,0569*	-1,9895
	12			731,35	-13,7	-1,8732*	-1,9895
	20			436,34	-0,10	-0,0229*	-1,9895
	24			153,45	-1,2	-0,7820*	-1,9895
S tq 20x9	6	Diesel liviano	1210	1,64	-0,4	-24,39**	-0,3979
	8			50,85	-0,7	-0,2*	-0,3979
	10			45,93	-1,1	-1,89**	-0,3979
	12			174,68	-0,24	-0,137*	-0,3979
D tq 20x9	8		1210	5970,19	-67,3	-1,1273*	-1,9895
	10			731,35	-13,3	-1,8186*	-1,9895
	16			663,45	1,0252	0,1545*	-1,9895
	20			436,34	-0,945	-0,2166*	-1,9895
	24	153,45		1,1877	0,7740*	-1,9895	

Leyenda:

S: Succión.

D: Descarga.

* Valor dentro de la norma

** Valor fuera de la norma

4.3 OPCION DE INTERCONEXIÓN DE LOS TANQUES 20X8 Y 20X9 AL TANQUE 150X1, DE MANERA QUE SE INDEPENDICE ESA OPERACIÓN CON LA DESCARGA DE MUELLE 3 DE DIESEL MERCADO LOCAL.

En esta fase se pudo determinar que mediante el estudio del sistema de manejo del diesel de la refinería El Chaure y Puerto La Cruz, se noto que este cuenta con líneas que pueden ser interconectadas para garantizar un manejo mucho más dinámico y flexible en las operaciones, permitiendo así reducir costos relacionados con la procura e implantación de líneas nuevas y de la misma forma independizar la línea del diesel que va hacia refinería Puerto La Cruz (específicamente al tanque 150x1), que no pertenezca a la succión de la Unidad 45 (hidrotratamiento del diesel).

Entonces el fluido puede ser diesel pesado o liviano y esto va a depender del mercado de venta que tenga el diesel hidrotratado, así sólo será necesario realizar una interconexión (ver figura 4.6) que aliviaría, las limitaciones que frecuentemente se presentan en estos sistemas.

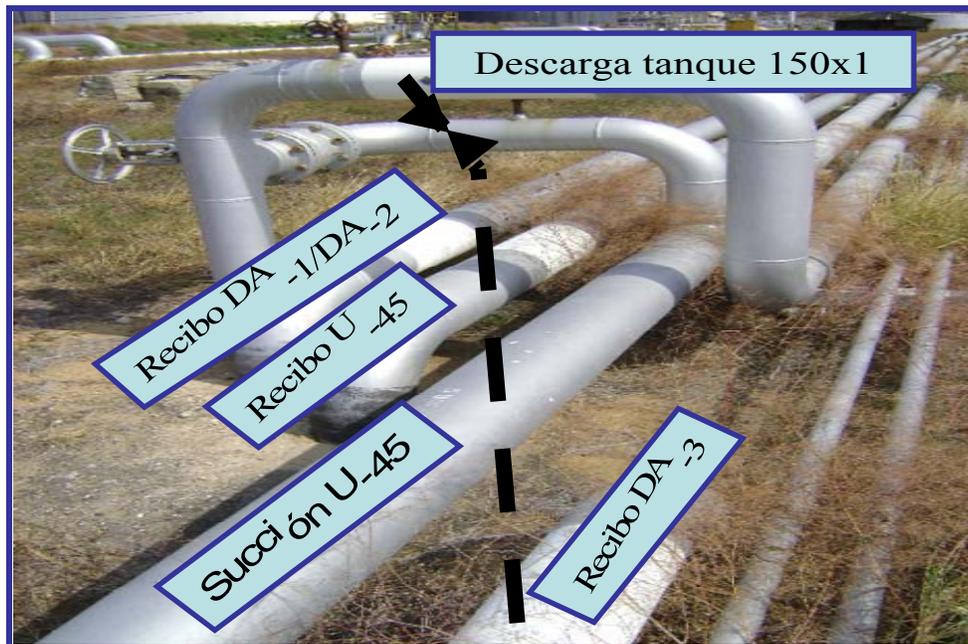


Figura 4.6 Esquema de la conexión del nuevo tramo en la propuesta del sistema de diesel.

4.4 COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DE LA PROPUESTA DE MEJORA EN EL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE DIESEL PESADO Y LIVIANO DE LA UNIDAD DA-3 HACIA LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PARA EL AUMENTO EN LA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

La determinación del comportamiento hidráulico para la propuesta permitió establecer las condiciones de operación en las que trabajaría el sistema de diesel y así conocer las limitaciones y situaciones inseguras que pueden ocurrir por su implementación. A continuación se presentan los resultados obtenidos para la propuesta, cabe destacar que se trabajó con el mismo inicio y la misma llegada; es decir el fluido va a ir al mismo tanque destinado actualmente, solo que se estudiará otro recorrido en la descarga del sistema.

En el anexo O se muestran las caídas de presión determinadas por el simulador y en el anexo P se muestran los datos requeridos para la realización de las curvas de comportamiento hidráulico para la propuesta.

En el anexo Q, desde la figura Q.1 hasta la Q.4, se reportan las curvas de comportamiento hidráulico para la propuesta según el cabezal estático. En la figura 4.7 se muestra como ejemplo la curva de requerimiento de cabezal para la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1, operando a cabezal estático máximo (mínimo nivel operacional en el tanque de succión), lo cual representa la situación más crítica para llevar a cabo esta operación.

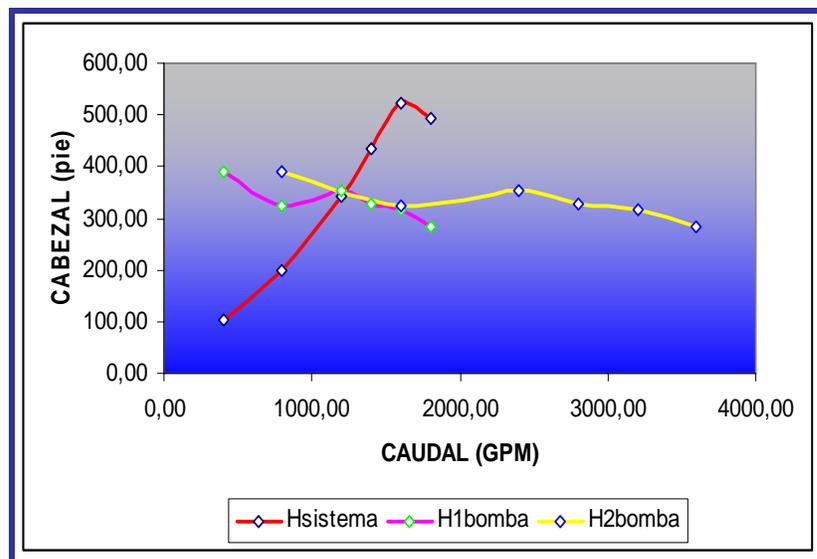


Figura 4.7 Curva de funcionamiento de bombas estudiadas vs curva de sistema de transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1 según el nuevo trayecto, operando a cabezal estático máximo.

En la figura 4.8 se observa las intercepciones de las curvas de requerimiento de cabezal, para esta operación con las curvas de funcionamiento de las bombas

estudiadas. De allí se estima que la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1 se realizaría a un flujo de aproximadamente 1220 gpm,

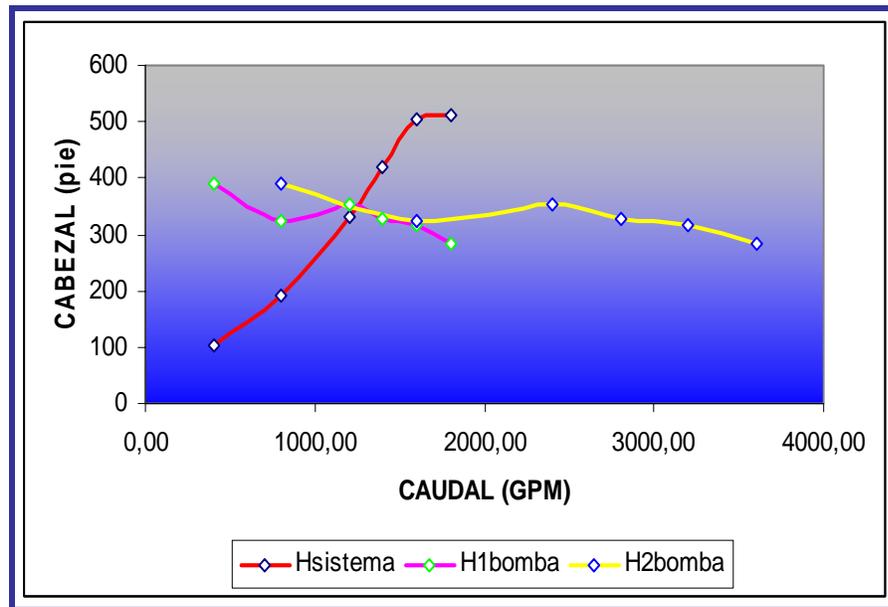


Figura 4.8 Curva de funcionamiento de bombas estudiadas vs curva de sistema de transferencia de diesel liviano desde el tanque 20x9 hacia el tanque 150x1 según el nuevo trayecto, operando a cabezal estático máximo.

Mientras que desde el tanque 20x9 con el diesel liviano se realizaría a unos 1250 gpm. Esta condición se presenta principalmente por la diferencia de elevaciones entre estos tanques y el tipo de fluido. No se observó diferencia apreciable entre operar con una bomba, o con dos bombas actualmente trabajando en paralelo, ya que la ganancia en flujo teniendo el cabezal estático máximo es nula. Sin embargo en las curvas con cabezal estático mínimo si se puede notar un aumento de 50 gpm para la operación con el tanque 20x8 y 20 gpm para el tanque 20x9 (figura Q.2 y Q.4). Lo cual permite inferir que la operación con dos bombas en paralelo es innecesaria, e

inclusive generaría costos relacionados con consumo de energía y mantenimiento no razonables.

Ahora se evaluara la presión máxima de descarga con respecto a las presiones estimadas, se obviara evaluar la succión del sistema de tubería ya que es la misma succión del sistema actual.

4.4.1 Transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 respectivamente hacia el tanque 150x1 según la propuesta. (P114/114A/114B)

a. Flujo operacional

La transferencia de diesel pesado hacia el tanque 150x1 se realizaría a un flujo alrededor de 1220 – 1300 gpm (1742,86 - 1857,14 BPH). Y para la transferencia de diesel liviano hacia el tanque 150x1 sería de 1250 - 1380 gpm (1785,71 - 1971,43 BPH), dependiendo si se opera a cabezal estático máximo o mínimo. En la tabla 4.5 se muestran las condiciones de diseño para las bombas P114/114A/114B; y en la tabla 4.6 se muestra el flujo mínimo bombeable calculado para las condiciones de operación propuestas (ver anexo R).

Tabla 4.5 Flujo mínimo de diseño, flujo en el punto de mejor eficiencia, flujo operacional mínimo y máximo, de acuerdo a hojas de especificaciones.

Bomba	Fmin (BPH)	QBEP(BPH)	Fopmin (BPH)	Fopmax (BPH)
P-114/114A/114B	707	1500	1300	1600

Tabla 4.6 Flujo Operacional máximo y condición de cabezal para la carga de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1 para el nuevo recorrido.

Tanque de succión	Tanque de descarga	P-114/114A/114B		Bombas en paralelo P-114/114A/114B	
		Q _{máx} (gpm)	H _{Qmáx} (pie)	Q _{máx} (gpm)	H _{Qmáx} (pie)
*20x8	150x1	1220	350	1220	350
**20x8		1300	330	1350	340
*20x9		1250	350	1250	350
**20x9		1380	330	1400	340

Leyenda:

* Cabezal estático máximo

** Cabezal estático mínimo

Para los flujos operacionales obtenidos, se observa que todos se mantienen por encima de los flujos mínimos de diseño. Esto garantiza que la operación se lleve a cabo sin problemas de recalentamiento, cavitación por vaporización de líquido a bajo flujo, o pegadura por dilatación de las partes internas de las bombas.

Por último si se comparan los flujos operacionales obtenidos para esta operación con los flujos máximos permitidos en las líneas (mostradas en el Anexo N.1), se verifica que no existen riesgos de erosión por alto flujo, para el sistema de tuberías, ya que los flujos operacionales garantizan que la operación se realice manteniendo un margen de flujo seguro con respecto al flujo límite de erosión.

b. Presión de descarga

En la tabla 4.7 se puede observar las presiones de descarga aproximadas y estimadas para la operación de transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8. Se tiene que a cabezal estático máximo y mínimo los valores de presión de descarga no sobrepasan el valor de presión máxima de descarga calculado, para el punto de operación de este sistema las presiones se mantienen por debajo de la presión máxima de descarga, lo cual garantiza que la operación se lleve a cabo sin poner en riesgo los sellos mecánicos de las bombas. Esta misma situación también ocurre para la carga desde el tanque 20x9.

Tabla 4.7 Presiones de descarga obtenidas a través del simulador PIPEPHASE, para el sistema de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1 para la propuesta.

Q (gpm)	Cabezal estático máximo (pie)		Cabezal estático mínimo (pie)		Presión Máxima de descarga (psia)	
	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9	Tanque 20x8	Tanque 20x9
400	167,36	166,20	156,37	155,48	174,35	170,57
800	140,13	139,54	129,14	128,82		
1200	145,33	144,42	134,34	133,70		
1400	134,99	130,38	123,40	119,66		
1600	122,90	122,21	111,91	111,49		
1800	104,90	108,68	93,91	97,96		

Los valores de presión de descarga (anexo S) fueron estimados a partir de los diferenciales de presión obtenidos de las curvas de funcionamiento de las bombas, tal como se mencionó en el capítulo 3. Esto se realizó debido a la dificultad de obtener las presiones de descarga para todo el rango de funcionamiento de las bombas estudiadas, directamente en la Casa de Transferencia de la refinería El Chaure. Por lo

que las presiones de descarga reales son menores que las estimadas; pero a pesar de lo anterior, igualmente las presiones de descarga reales van a estar por debajo de la presión máxima de descarga.

c. Caída de presión por fricción

En la tabla 4.8 se tiene que la caída de presión por succión tanto en el tanque 20x8 como en el 20x9, se producen situaciones de riesgo en la mayoría de los tramos ya que los valores $\Delta Pf/100\text{pie}$ no cumplen con la norma PDVSA N° L-TP 1.5 del manual de Ingeniería de diseño. En cambio para los tramos de descarga se tiene que la operación se puede realizar con toda confianza y seguridad ya que cumple con el parámetro $\Delta Pf/100\text{pie}$ establecido.

Tabla 4.8 Caída de presión por fricción por cada cien pies de tuberías reportadas para las líneas utilizadas para la transferencia de diesel desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1.

Línea	Tramo	Servicio	Q _{máxop} (gpm)	L _{total} (pie)	ΔPf (psia)	$\Delta Pf/100$ pie (psia/pie)	$\Delta Pf/100$ pie (máx)	
S 20x8	6	Diesel pesado	1300	1,64	-0,2	-12,20**	-0,3979	
	8			56,43	-1,5	-2,66**	-0,3979	
	10			62,07	-2,53	-4,085**	-0,3979	
	12			326,03	-0,58	-0,179*	-0,3979	
D 20x8	8		1220	8592,4	-0,00826	-0,826*	-1,9895	
	12			531,35	-0,00753	-0,753*	-1,9895	
S 20x9	6		Diesel liviano	1210	1,64	-0,4	-24,39**	-0,3979
	8				50,85	-0,7	-0,2*	-0,3979
	10	45,93			-1,1	-1,89**	-0,3979	
	12	174,68			-0,24	-0,137*	-0,3979	
D 20x9	8	1250		8592,4	-0,2116	-0,0025*	-1,9895	
	12			531,35	-0,0052	-0,001*	-1,9895	

Leyenda:

S: Succión.

D: Descarga.

* Valor dentro de la norma

** Valor fuera de la norma.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

1. La operación de recibo de diesel mercado local desde los muelles 1 y 3 se ve interrumpida frecuentemente con la transferencia de diesel liviano o pesado ya que las líneas se unen en el sector Portón 27 ocasionando perdidas económicas y operacionales.
2. Los sistemas actuales de transferencia de diesel pesado y liviano a través del tanque 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1, se realizan bajo condiciones seguras de operación, según la comparación con los límites de diseño.
3. Las bombas P-114/114A/114B utilizadas para la transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1 en el sistema de tuberías actual, no corren riesgo de sufrir problemas de cavitación o recirculación interna por operación a bajo flujo.
4. El sistema de manejo de diesel de la Refinería Puerto La Cruz cuenta con líneas que pueden ser interconectadas, para garantizar un manejo mucho más dinámico y flexible para el transporte de diesel del Chaure, sin que afecte ninguna otra operación simultánea.
5. Al evaluar las bombas P-114/114A/114B operando en paralelo, tanto para el sistema actual como el sistema propuesto de manejo de transferencia de diesel pesado

y liviano hacia el tanque 150x1, se observó que la diferencia no es representativa por lo que no es necesario utilizar las dos bombas en paralelo.

6. Los flujos operacionales obtenidos en el análisis hidráulico de la propuesta, se mantienen por encima de los flujos mínimos de diseño, esto garantiza que la operación se lleve a cabo sin problemas de recalentamiento, cavitación por vaporización de líquido a bajo flujo, o pegadura por dilatación de las partes internas de las bombas.

7. No existen riesgos de erosión por alto flujo, para el sistema de tuberías con la propuesta, ya que los flujos operacionales garantizan que la operación se realice manteniendo un margen de flujo seguro con respecto al flujo límite de erosión.

8. Para el punto de operación de el sistema de tuberías con la propuesta, las presiones de descarga se mantienen por debajo de la presión máxima de descarga, lo cual garantiza que la operación se lleve a cabo sin poner en riesgo los sellos mecánicos de las bombas.

5.2. RECOMENDACIONES

1. Realizar la transferencia de diesel pesado y liviano desde los tanques 20x8 y 20x9 hacia el tanque 150x1, cuidando que el nivel de los tanques de succión no disminuya considerablemente, ya que las bombas funcionarían a baja eficiencia, por operación a bajo flujo.

2. Implantar un tramo nuevo ubicado al frente del tanque 130x4, que interconecte la descarga de diesel proveniente de El Chaure con la descarga del tanque 150x1.

3. Efectuar la transferencia de diesel pesado y liviano de El Chaure utilizando la línea de Transferencia hacia el tanque 150x1 con la nueva interconexión propuesta, y no la línea de descarga de bomba GA-3/3S que va hacia los tanques de diesel mercado local, para evitar tener que parar una operación como es la descarga de diesel foráneo desde el muelle 3.

4. Reincorporar al servicio las bombas P-115/115B o adquirir bombas nuevas, ya que en la actualidad las bombas P-114/114A/114B son utilizadas para un gran número de operaciones, en el manejo de productos de la casa de transferencia de El Chaure.

5. Realizar un estudio de diferentes alternativas que permita determinar la mejor opción, con miras de incrementar los caudales manejados en las operaciones que vayan a ser implantadas, y en las cuales el caudal de operación obtenido fue bajo.

6. Colocar dispositivos de toma muestra que permitan la colocación de un manómetro, en las líneas de diesel que viene de El chaure hacia Puerto La Cruz; con el fin de realizar de forma rápida y segura la toma de datos en caso de algún análisis que requiera dicha magnitud.

BIBLIOGRAFÍA

1. Aguado, B. **“Rediseño en el Sistema de Tuberías del Tanque 80x5 Perteneciente a Refinería Puerto La Cruz para su Adecuación en el Manejo de Diesel Mercado Local”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2007).
2. Siso, H. **“Evaluación Hidráulica de la Torre de Enfriamiento de la Planta de MTBE del Complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2005).
3. Córcega, M. **“Evaluación del Sistema de Manejo de Productos Fuera de Especificaciones (SLOP) de Refinería Puerto La Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2006).
4. Marcano, C. **“Evaluación de la Interconexión del Proyecto VALCOR I al Sistema de Manejo de Naftas y Gasolinas de Refinería Puerto La Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2003).
5. Crane H.. **“Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías”**, 1^{era} Edición, Editorial McGRAW-HILL, México, (1992).

6. PDVSA, **“Flujo de Fluidos. Flujo en Fase Líquida. Manual de Diseño de Procesos”**, PDVSA N° MDP-02-FF-03, (1996).
7. PDVSA, **“Cálculo Hidráulico de Tuberías. Manual de Ingeniería de Diseño”**, PDVSA N° L-TP 1.5, (1994).
8. PDVSA, **“Bombas. Tipos de Bombas. Manual de Diseño de Procesos”**, PDVSA N° MDP-02-P-05, (1997).
9. Gerencia Técnica, Ingeniería de Procesos - PDVSA, **“Manual de Información Seguridad de los Procesos, Movimiento de Crudos y Productos.”** Venezuela (2001).
10. PDVSA, **“Bombas. Cálculos en Servicios de Bombeo. Manual de Diseño de Proceso”**, PDVSA MDP-02-P-06, (1997).
11. PDVSA, **“Bombas. NSPH. Manual de Diseño de Procesos”**, PDVSA N° MDP-02-P04, (1997).
12. Karassik, I; Messina, J; Cooper, P; y Heald, C., **“Handbook Pump”**, 3rd Edition, McGRAW-HILL, USA, (2001).
13. Sierra, E. **“Manual de Simulación de Redes en Tuberías en Pipephase 8”**
14. INVENSIS®, SIMSCI – ESSCORTM, **“User Guide”**, USA, (2006).
15. Alarcón, G. **“Bombas Centrífugas. Selección, Operación y Mantenimiento”**, Escuela de Ingeniería Mecánica, Universidad de los Andes, Mérida. (2006).

16. Avallone, E. **“Manual Del Ingeniero Mecánico”**, 9^{na} Edición, Editorial McGraw-Hill, México, (1996).

17. Mataix, C. **“Mecánica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas”**, 2^{da} Edición, Ediciones del Castillo, Madrid, (1986).

18. Tamayo, M. **“Metodología formal de la investigación científica”**, 2^{da} Edición, Editorial Limusa, México, (1995).

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

TÍTULO	“Propuesta de mejora en el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la unidad da-3 hacia la refinería puerto la cruz, para el aumento en la flexibilidad operacional”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Almeida Farias, Noeglis Del Valle	CVLAC: 18.298.349 EMAIL: noeglis@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Hidráulica

Bombas centrífugas

Simulación

Tuberías

Diesel

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se realizó el estudio necesario para la elaboración de una propuesta que modifique el sistema de transferencia de diesel pesado y liviano de la Unidad DA-3 de la refinería El Chaure hacia la refinería Puerto La Cruz. La finalidad es aumentar la flexibilidad operacional de dicho sistema, y que esto permita a su vez compensar diversos inconvenientes que se han presentando y que afectan en gran medida al proceso. La propuesta de las modificaciones fueron evaluadas mediante el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE versión 9.0. Para esto se realizaron diversos recorridos al patio de tanques de ambas refinerías; en donde se recopiló la información necesaria al sistema de tuberías, las bombas utilizadas y los tanques pertenecientes al sistema de almacenamiento. Principalmente se hizo la validación de los sistemas comparando las condiciones actuales de operación con las de diseño, y los límites operacionales obtenidos de las ecuaciones de mecánica de fluidos dando como resultado que la operación se puede realizar de forma segura. En segundo lugar, se formuló una propuesta, y se comparó con la normativa PDVSA N° L-TP 1.5 (Cálculo Hidráulico de Tuberías), a partir del estudio de la red de distribución existente, obteniéndose que la transferencia de diesel pesado desde el tanque 20x8 hacia el tanque 150x1 se puede realizar en condiciones seguras para flujos aproximados entre los 1220-1350 barriles por hora, y la transferencia de diesel liviano desde el tanque 20x9 hacia el tanque 150x1 se puede realizar para flujos aproximados entre los 1250-1400 barriles por hora.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL				
Salas, Yraima	ROL	CA	AS (X)	TU	JU
	CVLAC:	V-8.478.649			
	e-mail:	Yrasal57@yahoo.com			
Gómez, José	ROL	CA	AS (X)	TU	JU
	CVLAC:				
	e-mail:	gomezjlx@pdvsa.com			
Raven, Hernán	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 4.136.007			
	e-mail:	Hraven1@yahoo.com			
Moncada, Fidelina	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 8.478.649			
	e-mail:	fidelinam@gmail.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	10	30
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Propuesta_sistemadiesel_refineria.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: Refinería Puerto La Cruz (OPCIONAL)

TEMPORAL: 6 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 exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Almeida Farias, Noeglis Del Valle

AUTOR

Ing. Yraima Salas

TUTOR

Ing. Hernán Raven

JURADO

Ing. Fidelina Moncada

JURADO

Ing. José Gómez

TUTOR

Prof. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS