

**INGENIERÍA CONCEPTUAL Y BÁSICA DE UNA UNIDAD PARA TRASIEGO DE
GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) ENTRE CAMIONES CISTERNA**

MARÍA ALEJANDRA LEÓN SILVA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

**INGENIERÍA CONCEPTUAL Y BÁSICA DE UNA UNIDAD PARA TRASIEGO DE
GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) ENTRE CAMIONES CISTERNA**

MARÍA ALEJANDRA LEÓN SILVA

**Trabajo de grado en la modalidad de Investigación para obtener el título de
INGENIERO QUÍMICO**

Director

DIONISIO LAVERDE CATAÑO

Ing. Metalúrgico PhD

Co-director

JAIME ENRIQUE PINZÓN

Líder de Procesos

Equión Energía Limited

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

DEDICATORIA

Mi Rosita, mi mamita hermosa,... ¿te acuerdas cuando empecé? Mírame, ¡lo logramos! Porque este triunfo, es de las dos. No te imaginas cuanto me enorgullece que Dios te haya elegido como mi madre y como mi padre a la vez, porque eres mi vida, me has entregado tus mejores años,, porque solo me abrazas y cuando espero ser juzgada, solo me miras y me dices que soy lo más bonito y el único ser que te inspira a levantarte y trabajar muy duro como lo haces siempre. Sabes que he sido un poco extraña para tu gusto, o para el gusto de la sociedad, pero ¿quieres que te confiese algo?...”Nunca ha existido sitio mejor que el mundo mágico que creaste para mí,, y sí me gustan las muñecas, ,también me gusta el rosado, y sí soy una princesa,, soy tu princesa mamá.

Familia, hoy no importan las circunstancias, siempre nos unirá algo más que la sangre, nos une el sentimiento y los recuerdos. Tía Eveny, usted aceptó ser mi mamá, y eso es algo que llevo aquí guardado en mi corazón, espero sienta que el mayor de sus hijos hoy se gradúa.

Diana Marcela, Carito,, Tata, ,Nino, Mafe, a ustedes sí que los llevo grabados en el corazón, espero este sea solo el comienzo de esta bonita familia que sin darnos cuenta construimos. Mia miga Kate, gracias por enseñarme que no se necesitan años, ni tampoco tener los mismos gustos y costumbres para forjar una verdadera amistad, porque eso eres, mi mejor y verdadera amiga.

A ti mi Juan Pablo, me has acompañado en este proceso aunque las circunstancias nos hayan impedido estar juntos. A ti también te dedico este logro, a ti, El amor de mi vida.

Y a todos mis compañeros de carrera y amigos que faltan por nombrar, porque cada uno directa o indirectamente influyeron en mi desarrollo como profesional.

Por último a la buena música por ser mi compañera fiel, por ser mí brazo de apoyo, por ser mi buena consejera.

María Alejandra León Silva

AGRADECIMIENTOS

Expreso mis más sentidos agradecimientos a:

El PhD. Dionisio Laverde Cataño, Director de la Escuela de Ingeniería Química, por brindarme su experiencia y amplio conocimiento en el desarrollo de este proyecto.

Los ingenieros de proceso de EQUIÓN ENERGÍA LIMITED, Jaime Enrique Pinzón, Elías Yañez, Stefano Pagani y Jessica Medina, quienes pusieron a mi servicio toda su experiencia y se convirtieron en mis modelos a seguir, gracias por su paciencia y buena disposición para enseñarme y adentrarme en el mundo laboral. Los admiro enormemente.

A todos los profesores de la Escuela de Ingeniería Química, quienes forjaron mi formación integral como Ingeniera.

A los ingenieros Gustavo Jiménez y Gustavo Ramírez por su disposición de colaborarme con la parte de simulación, aún sin conocerme.

A todo el personal de EQUION ENERGÍA LIMITED, quienes me acogieron como parte de esa bonita familia, y contribuyeron de una u otra forma al desarrollo de este proyecto y de mi vida laboral y personal.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. OBJETIVOS	22
1.1 OBJETIVO GENERAL	22
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
2. GENERALIDADES	23
2.1 MARCO TEÓRICO	23
2.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN Y CARGA DE GLP EN EL CPF DE CUSIANA	24
2.3 CONDICIONES AMBIENTALES	24
2.4 COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN A LA FACILIDAD	25
2.5 CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO	26
2.6 SEGURIDAD Y MEDIO AMBIENTE	26
3. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	28
3.1 ALTERNATIVAS DE DISEÑO	29
3.1.1 Consideraciones importantes para el diseño	30
3.1.2 Características de los equipos	32
3.1.2.1 Características Cisterna problema	32
3.1.2.2 Características Cisterna solución	32
3.1.2.3 Compresor	33
3.1.2.4 Bomba	33
3.1.3 Diseños	34
3.1.3.1 Alternativa N° 1: Trasiego de GLP mediante compresor	34
3.1.3.2 Alternativa N° 2: Trasiego de GLP mediante bomba sin línea de estabilización de presión	35
3.1.3.3 Alternativa N° 3: Trasiego de GLP mediante bomba y línea de estabilización de presión	36

3.1.3.4 Alternativa N° 4: Trasiego de GLP mediante bomba con línea de estabilización de presión y regulación de presión	37
4. ANÁLISIS Y RESULTADOS	38
4.1 MATRIZ DE SELECCIÓN	38
4.1.1 Soporte Matriz de selección	40
4.2 CÁLCULO DEL NPSH DISPONIBLE DE LA BOMBA DEL DISEÑO ESCOGIDO	41
4.3 SIMULACIÓN DEL DISEÑO ESCOGIDO: TRASIEGO DE GLP MEDIANTE BOMBA CON LÍNEA DE ESTABILIZACIÓN DE PRESIÓN	43
5. CONCLUSIONES	47
6. RECOMENDACIONES	48
BIBLIOGRAFÍA	49
ANEXOS	51

LISTA DE GRAFICOS

	Pág.
Gráfica 1. Metodología experimental	28
Gráfica 2. Trasiego de LPG mediante compresor	34
Gráfica 3. Trasiego de LPG mediante bomba sin línea de estabilización de presión	35
Gráfica 4. Trasiego de LPG mediante bomba y línea de estabilización de presión	36
Gráfica 5. Trasiego de GLP mediante bomba con línea de estabilización y regulación de presión	37
Gráfica 6. Perfil de Presión en los camiones cisterna, primera modificación	45
Gráfica 7. Nivel de GLP líquido en los camiones cisterna, primera modificación	45
Gráfica 8. Nivel de GLP líquido en los camiones cisterna, segunda modificación	46
Gráfica 9. Perfil de temperatura en los camiones cisterna, segunda modificación	46

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Condiciones ambientales del sitio	25
Tabla 2. Composición del LPG dentro del camión cisterna	25
Tabla 3. Características del fluido	26
Tabla 4. Matriz de selección	39
Tabla 5. Soporte Matriz de selección	40
Tabla 6. Datos iniciales para el cálculo del NPSH	42

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. EFECTOS DE LOS CAMBIOS DE TEMPERATURA, PRESIÓN Y EBULLICIÓN EN EL GLP	52
ANEXO B. DIAGRAMAS LLENADERO DE EQUIÓN ENERGÍA LIMITED	55
ANEXO C. FICHA TÉCNICA DEL GLP	57
ANEXO D. FUNCIONAMIENTO Y CONFIGURACIÓN DE UNA BOMBA DE PALETAS	61
ANEXO E. PORCENTAJE DE VOLUMEN EN FORMA DE VAPOR EN LA SUCCIÓN DE LA BOMBA DEPENDIENDO DE LA TEMPERATURA Y LA CAÍDA DE PRESIÓN POR DEBAJO DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN	63
ANEXO F. BOMBAS Y COMPRESORES BLACKMER	66
ANEXO G. FUNCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA DE CUATRO VÍAS	81
ANEXO H. FILOSOFÍAS DE OPERACIÓN DE CADA DISEÑO	82
ANEXO I. ANÁLISIS DE COSTOS CLASE C3 REALIZADO PARA CADA ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN	90
ANEXO J. CÁLCULO DE LA CABEZA NETA POSITIVA DE SUCCIÓN (NPSH) DISPONIBLE	94
ANEXO K. SIMULACIÓN DEL DISEÑO ESCOGIDO	100

RESUMEN

TÍTULO: “INGENIERÍA CONCEPTUAL Y BÁSICA DE UNA UNIDAD PARA TRASIEGO DE GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) ENTRE CAMIONES CISTERNA”[†]

AUTOR: María Alejandra León Silva[†]

PALABRAS CLAVE: Camión Cisterna, Cavitación, Ingeniería Conceptual, Ingeniería Básica, Llenadero, Matriz de Selección, Trasiego.

DESCRIPCION

La compañía **EQUIÓN ENERGÍA LIMITED** recupera condensados del gas natural en el campo Cusiana los cuales son procesados para obtener GLP (Gas Licuado del Petróleo) de buena calidad. Este producto es enviado al Llenadero, lugar donde se cargan los camiones cisterna que lo distribuyen por todo el país. Durante este proceso de cargue se han presentado situaciones de emergencia, tales como fugas debido a disparo a PSV (Pressure Safety Valve) que son válvulas de alivio de presión ubicadas en la parte superior los camiones, o fisuras en el cuerpo de dichos camiones, generando consecuencias económicas, ambientales y operativas de impacto negativo.

Un análisis de los procesos de producción y cargue del GLP, evidenció un alto índice de ocurrencia de eventos de emergencia en camiones pertenecientes a una empresa determinada y se concluyó que la configuración de las cisternas influía notoriamente en la generación de las fugas.

Para dar solución a este problema se abordó una metodología que incluyó primeramente el desarrollo de la ingeniería conceptual, donde se propuso cuatro diseños básicos los cuales se basaron en trasegar el contenido líquido desde el camión que presenta la emergencia, hacia un camión que se encuentra en condiciones iniciales de llenado, mediante el uso de una bomba o compresor. Se utilizó una matriz de selección para escoger el diseño que mejor se adaptó a las características de la solución buscada y en seguida se procedió a desarrollar la ingeniería básica de dicho diseño, donde se realizó un primer análisis del comportamiento del sistema mediante el uso del simulador dinámico **ASPEN DYNAMICS**.

^{*} Proyecto de grado

[†] Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dionisio Laverde Cataño. Co-director: Jaime Enrique Pinzón

ABSTRACT

TITLE:

BASICAL EQUIPMENT DESIGN FOR LIQUEFIED PETROLEUM GAS (LPG) ROAD TANKERS*

AUTHOR: María Alejandra León Silva**

KEYWORDS: Tanker, Cavitation, Basic Engineering, LPG transport

DESCRIPTION

EQUIÓN ENERGÍA LIMITED recovers natural gas condensates at Cusiana field improving the quality of the gas. This product is shipped to Llenadero, where tankers are loaded to distribute it throughout the country. During this process that causes troubleshooting, such as shooting leakage due to PSV (Pressure Safety Valve) that are pressure relief valves located on top of trucks, or cracks in the body of these tracks, generating economic, environmental and operational negative impact.

An analysis of production processes and load of LPG, showed a high rate of occurrence of emergency events in trucks belonging to a particular company and concluded that the configuration of tanks highly influenced the generation of leakage.

To solve this problem was proposed a methodology that included first the development of conceptual engineering resulting in four basic designs which were based on decanting the liquid contents from the truck making the emergency, to a truck that is in initial fillings conditions, by using a pump or compressor. We used an array to choose the design that best adapts to the characteristics of the desired solution and then proceeded to develop the basic engineering design, which uses a first analysis of the system behavior by using the simulator ASPEN DYNAMICS.

* Draft Grade

** Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. *Chemical Engineering Department. Director: Dionisio Laverde Cataño. Co-director: Jaime Enrique Pinzón*

GLOSARIO

BALAS DE ALMACENAMIENTO: Tanques horizontales de almacenamiento de GLP, tienen una capacidad nominal de 2000 bbl.

BBL (BARRIL DE PETRÓLEO): Es una medida de volumen correspondiente a 42 galones estadounidenses (34.9723 galones imperiales; 158,9873 L (litros)). Comúnmente el barril se considera como volumen de 159 L.

BRAZOS DE LLENADO: Sistemas mediante los cuales se carga el GLP líquido que viene de las balas de almacenamiento en los camiones cisterna. Cada brazo se llena, en condiciones estables, mínimo a 233 gpm (galones por minuto), normal 280 gpm y máximo 325 gpm, a una presión de 200 psig

CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN: Es el calor necesario para hacer pasar la unidad de masa de una sustancia del estado líquido al gaseoso a una presión y temperatura dada.

CPF (CENTRAL PROCESS FACILITIES): Lugar base desde el cual EQUION ENERGÍA LIMITED opera el campo Cusiana, en este lugar se recibe y procesa el gas y el petróleo proveniente de los pozos pertenecientes al mismo.

GLP (GAS LICUADO DEL PETRÓLEO): Es una mezcla de hidrocarburos del petróleo (propano y butano en mayor concentración, los cuales son gaseosos a temperatura y presión ambiente), que se mantienen licuados a determinadas condiciones de temperatura y presión para facilitar su transporte y almacenaje.

CAVITACIÓN: Es un efecto hidrodinámico que se produce cuando un fluido en estado líquido pasa a gran velocidad por una arista afilada, produciendo una descompresión del fluido. Si se alcanza la presión de vapor del líquido

las moléculas cambian inmediatamente a estado de vapor, formándose burbujas o *cavidades*. Estas viajan a zonas de mayor presión e implotan (el vapor regresa al estado líquido de manera súbita, comprimiendo bruscamente las burbujas) produciendo una estela de gas y un arranque de metal de la superficie en la que origina este fenómeno.

GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS: Es la medida de la densidad del gas, a una temperatura (T) y presión (P), comparada con la del aire a las mismas condiciones. En el caso de los gases licuados de petróleo, la T y P son medidas a condiciones estándar: T = 60 °F y P = 14.7 psia.

LLENADERO: Lugar donde se realiza la inspección y cargue de GLP de los camiones cisterna

LÍQUIDO DEL GAS NATURAL (LGN): Fluido en estado líquido compuesto fundamentalmente por propano, butano, pentano, gasolina natural y componentes más pesados los cuales son extraídos del gas natural, normalmente por procesos de refrigeración y procesos criogénicos. Conocido en inglés como “Natural Gas Liquids” (NGL).

LÍMITE INFERIOR DE EXPLOSIVIDAD (LIE): Es la concentración de combustible gaseoso (expresada en porcentaje de volumen de gas en aire) a partir del cual la mezcla aire-gas es explosiva.

LÍMITE SUPERIOR DE EXPLOSIVIDAD (LSE): Es la concentración de combustible gaseoso (expresada en porcentaje de volumen de gas en aire) a partir de la cual la mezcla gas-aire deja de ser explosiva.

MANGUERA: Tubo flexible utilizado para trasiego de combustibles.

MANÓMETRO: Instrumento destinado a la medición de presiones relativas o manométricas.

MATRIZ DE SELECCIÓN: Herramienta utilizada en la fase de ingeniería conceptual que asigna un valor numérico a cada diseño propuesto en base a diversos criterios (ambientales, económicos, sociales, de seguridad, etc), con el fin de escoger el diseño con el más alto puntaje, que es el diseño que se escoge como apropiado.

PRESIÓN ABSOLUTA: Presión que soporta un sistema respecto al cero absoluto.

PRESIÓN MANÓMETRICA: Diferencia entre el valor de la presión absoluta de un sistema y el valor de la presión atmosférica.

PRESIÓN DE VAPOR: Es la presión que, a determinada temperatura, ejercen los vapores emanados de una sustancia en estado líquido contra las paredes del envase que los contiene una vez que se ha establecido el equilibrio entre el líquido y su vapor. Esta presión varía punto a punto con el cambio de temperatura.

PSV (PRESSURE SAFETY VALVE): Es una válvula que libera automáticamente una sustancia procedente de una caldera, recipiente de presión, u otro sistema, cuando la presión o la temperatura exceden los límites preestablecidos.

PUNTO DE EBULLICIÓN: Es el valor de temperatura en la cual la presión de vapor del líquido iguala a la presión del medio en el que se encuentra. En este punto la materia cambia del estado líquido al estado gaseoso.

ROTOGAGE: Dispositivo diseñado para proporcionar una determinación precisa del contenido de GLP o de Amoníaco Anhidro en recipientes. Se montan en un acoplamiento estándar de 1" NPT en recipientes móviles o estacionarios de gran

capacidad. La inscripción en el disco indicara el porcentaje de líquido en el recipiente.

SBPD (BARRELS PER STREAM DAY): Cantidad de producto de aceite producida por una unidad simple de refinado durante una operación continua de 24 horas.

INTRODUCCIÓN

EQUION ENERGÍA LIMITED desarrolla actividades de exploración y producción de hidrocarburos en el departamento de Casanare. Esta compañía tiene a su cargo la operación del campo Cusiana que está localizado en la cordillera oriental en el municipio de Tauramena, a 140 km de Santa Fe de Bogotá, tiene una extensión aproximada de 150 Km², produce petróleo liviano y gas natural a partir del cual se lleva a cabo la producción, almacenamiento y despacho de GLP hacia varias ciudades del país; esta última actividad es realizada en el lugar llamado “*el llenadero*”

Es precisamente en este último sitio donde se enfoca el desarrollo de este proyecto, debido a que durante la operación de cargue de GLP en camiones cisterna se han presentado varios eventos de emergencia, como fugas por disparos de PSV (válvulas de alivio de presión ubicadas en la parte superior de cada camión) y fallas en uniones mecánicas o accesorios, siendo necesario enviar el total del producto cargado y ya vendido hacia la tea, situación que genera consecuencias económicas, operativas y ambientales de impacto negativo. Esta actividad de quema toma un tiempo mínimo de doce horas y en el peor de los casos hasta tres días dependiendo del volumen cargado, tiempo por el cual en función de las condiciones de seguridad (límite inferior de explosividad – LIE) se debe suspender el cargue de los camiones para evitar condiciones inseguras en el área de trabajo. Esta situación suscita la búsqueda de una solución eficaz, rentable, y acorde con las Normas Técnicas Colombianas referentes al trasiego de GLP[‡].

En orden de identificar las posibles causas que generan las situaciones de emergencia se procedió a analizar detalladamente el proceso de cargue de los

[‡] INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Equipo, accesorios, manejo y transporte de GLP Bogotá: ICONTEC ,1992-02-21. (NTC 3853)

camiones, el cual se divide en la inspección y el cargue de líquido mediante los brazos de llenado, etapas susceptibles de ser causantes de cualquier tipo de riesgo.

En la etapa de inspección, se revisó y verificó que los camiones se encontraran en condiciones óptimas según lo establecido por la Ley referente a vehículos transportadores de gas licuado revisando visualmente el estado de las válvulas ubicadas en las líneas de cargue/descargue de líquido, vapor, parte superior de los mismos y los elementos de medición como rotogage y manómetros, se encontraron falencias en la revisión causadas por la falta de experiencia de los inspectores en el tema, de tal modo que se tomaron medidas tales como realización de capacitaciones y aplicación de pruebas de conocimientos en transporte de GLP, dirigidas hacia el personal y aunque la frecuencia de ocurrencia de fugas disminuyó el problema aún seguía presentándose.

Se clasificaron los camiones de acuerdo al tipo de empresa a la cual pertenecían y se determinó la frecuencia de eventos de emergencia que ocurrían de acuerdo a dicha clasificación, así fue posible notar que determinada clase de ellos pertenecientes a una compañía específica presentaban mayores problemas de sobrepresión que los demás, esto debido a la configuración interna de los mismos; También se revisaron las condiciones de operación del trayecto de transporte de GLP desde las balas de almacenamiento hasta los brazos de llenado, pero no se encontraron anomalías.

Se llegó a la conclusión que a pesar de mantener excelentes condiciones de seguridad y revisión, siempre existiría la posibilidad de generación de una situación de riesgo.

La finalidad de este proyecto es diseñar un proceso, que además de recuperar el GLP contenido en el camión cisterna que presenta la emergencia, evite la condición de inseguridad que este evento genera.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar una unidad de trasiego de emergencia de GLP entre camiones cisterna que evite la pérdida de producto.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Garantizar la seguridad de los vehículos que son despachados desde las instalaciones del Llenadero cuando se presente el evento mencionado o alguno similar.
- Reducir los impactos económicos, ambientales y sociales que genera la descarga del producto de un camión cisterna hacia la tea.

2. GENERALIDADES

2.1 MARCO TEÓRICO

El caso más sencillo de procesamiento del gas natural es removerle a este sus componentes recuperables en forma de líquidos del gas natural (LGN), y luego esta mezcla líquida separarla en GLP y LGN.

El GLP es un combustible valioso por su elevado poder calorífico así como por la eficiencia de su almacenamiento y transporte, puesto que las presiones necesarias para licuarlo y mantenerlo en estado líquido son relativamente fáciles de lograr, ocupando menos espacio que en estado gaseoso (aproximadamente 240 ft³ (pies cúbicos) de propano comercial se condensan en 1 ft³ (pies cúbicos) de GLP a 60 °F). Por tanto, el valor del GLP resulta del hecho que puede almacenarse en estado líquido y ser usado en fase gaseosa. Es más pesado que el aire, así que sus fugas tienden a acumularse en las partes bajas, no es tóxico ni corrosivo con materiales como cobre y acero, además es ecológicamente amigable pues su combustión no contamina el ambiente.

Puede existir en cualquiera de los tres estados (sólido, líquido y vapor), dependiendo de las condiciones de presión y temperatura a las cuáles se encuentre. Su ebullición se puede clasificar en dos tipos, la inducida externamente que es ocasionada mediante la adición de calor proveniente de una fuente externa al líquido y la inducida internamente que se produce al reducir la presión interna por debajo de la presión de vapor, pues para estabilizar dicha despresurización se vaporiza tomando calor de forma natural del propio líquido (calor latente de vaporización). Estas etapas de vaporización se encuentran descritas en el **ANEXO A**. Debido a que las instalaciones de GLP no están aisladas, ambos tipos de ebullición pueden ocurrir simultáneamente. La ebullición inducida internamente causa que la temperatura del líquido descienda, lo que a su vez ocasiona la

absorción de calor desde el exterior y por tanto se produce una ebullición inducida externamente. Cuando una sustancia como el GLP se maneja en un recipiente cerrado, la temperatura y la presión están directamente relacionadas, los cambios de presión determinan los cambios de temperatura y viceversa. Estas relaciones presión-temperatura son de vital importancia para para el diseño, la instalación y el mantenimiento de bombas y compresores de GLP.

2.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN Y CARGA DE GLP EN EL CPF DE CUSIANA[§]

El CPF de Cusiana, recupera condensados de gas natural en las unidades de ajuste de punto de rocío (Dew Point). Estos condensados son enviados a la planta de GLP con capacidad de 6500 sbpd, donde son fraccionados en una columna de-etanizadora y de-butanizadora. El GLP se obtiene como producto de cima de la unidad de-butanizadora y es bombeado a unas balsas de almacenamiento intermedio, nueve (9) en total, con capacidad nominal de 2000 bbl por balsa para una capacidad instalada de 18000 bbl. El GLP es impulsado a través de un ducto de 2 km por cinco bombas a una velocidad mínima de 233 gpm, normal 700 gpm y máxima de 1165 gpm hasta las facilidades de recibo y medición. El sistema de despacho de GLP ubicado en el llenadero cuenta con cuatro sistemas de llenado, tres en funcionamiento y uno en Stand-By, cada brazo se llena, en condiciones estables, mínimo a 233 gpm, normal 280 gpm y máximo 325 gpm, a una presión de 200 psig. El diagrama de símbolos y de flujo del proceso de cargue de GLP en el llenadero se encuentran detallados en el **ANEXO B**.

2.3 CONDICIONES AMBIENTALES

En la tabla N°1 se presentan las condiciones ambientales del área en la cual se encuentran las instalaciones del Llenadero de GLP Cusiana.

[§] EQUION ENERGÍA LIMITED. Desarrollo de la ingeniería de detalle y gestión de compras para la construcción del "Llenadero de GLP en Cusiana": Guía operacional y puesta en marcha ingeniería de detalle. (DOCUEMNTO N° CUS-CUS-000-PR-GEN-002)

Tabla 1 Condiciones ambientales del sitio**

Altura sobre el nivel del mar:	412 m
Temperatura promedio:	77° F
Temperatura máxima:	102° F
Temperatura mínima:	59° F
Presión barométrica promedio:	14.05 psia
Temperatura mínima de bulbo seco:	77° F
Temperatura máxima de bulbo seco:	90° F
Humedad relativa mínima para enfriadoras con aire:	60%
Humedad relativa máxima para enfriadoras con aire:	90%

2.4 COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN A LA FACILIDAD

La composición del producto que se encuentra en el camión cisterna es la misma de la corriente de GLP exportada desde las balas de almacenamiento hacia el Llenadero, asumiendo que no hay cambio de fase en el trayecto. En la tabla 2 se encuentra esta descripción:

Tabla 2. Composición del LPG dentro del camión cisterna^{††}

COMPUESTO	PORCENTAJE MOLAR (%)
CO₂	0
NITRÓGENO	0
METANO	0
ETANO	6,14
PROPANO	51,82
i-BUTANO	16,29

** EQUIÓN ENERGÍA LIMITED. Desarrollo de la ingeniería de detalle y gestión de compras para la construcción del "Llenadero de GLP en Cusiana": Descripción del proceso de ingeniería de detalle. (N° DE DOCUMENTO CUS-CUS-000-PR-GEN-003.). p-3

†† EQUIÓN ENERGÍA LIMITED. Desarrollo de la ingeniería de detalle y gestión de compras para la construcción del "Llenadero de GLP en Cusiana": Balance de materia y energía adecuación de ingeniería básica. (N° DOCUMENTO CUS-CUS-000-PR-GEN-004). p-2

COMPUESTO	PORCENTAJE MOLAR (%)
n-BUTANO	25,33
i-PENTANO	0,29
n-PENTANO	0,13

2.5 CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO^{##}

En la tabla 3 se presentan las características más relevantes del fluido.

Tabla 3 Características del fluido

Presión de Vapor @ 100 °F	208 psig máx.(NTC 2562 o ASTM D-2598), adicionalmente no debe exceder el valor calculado por la siguiente relación (NTC-2303): $P_v = 1167 - 1880(\text{densidad relativa a } 60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F})$
Temperatura @ 95% evaporación	36° F máx. @ Presión Atmosférica (NTC – 2563)
Contenido de C ₂	6 % vol. líq. Máx.
Contenido de C ₅ +	2 % vol. líq. Máx.
Contenido de Agua	Ninguno

2.6 SEGURIDAD Y MEDIO AMBIENTE

La unidad de trasiego se diseñó bajo la política de no emisión de contaminantes al medio ambiente teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Los venteos se enviarán al cabezal de tea y los drenajes hacia el sistema de drenaje cerrado.

^{##} TIPIEL S.A. Ingeniería básica proyecto LPG Cusiana: Datos básicos de diseño, Contrato marco de ingeniería No. 52688 ,MRW - 1 1 7 4 . p-4

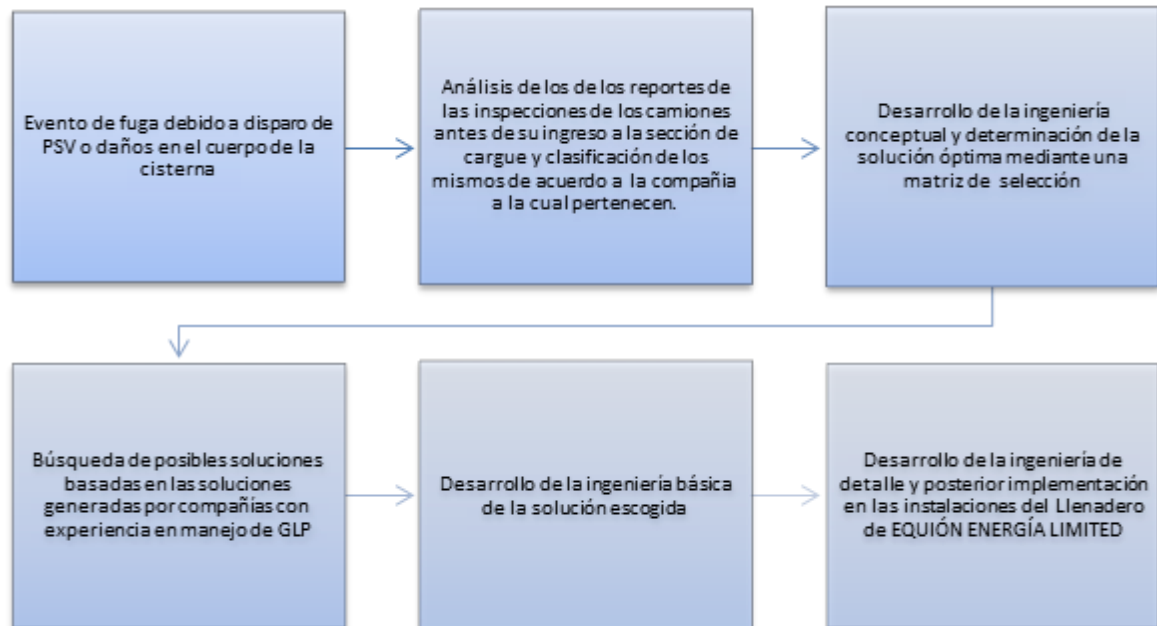
- Se tendrá consideración especial en los empaques de las válvulas y uniones para reducir las emisiones especificando válvulas libres de emisión.
- Se preferirán las uniones roscadas sobre las bridadas siempre que sean posibles, según Piping Material Class del Llenadero.

La ficha técnica del GLP está disponible en el **ANEXO C**.

3. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

La metodología utilizada para desarrollar una solución eficaz al problema planteado se presenta en la Gráfica

Gráfica 1. Metodología experimental



Desde el primer evento de disparo de PSV que ocurrió durante el cargue de un camión cisterna, se procedió a estudiar las causas del problema. Se analizaron los reportes de las inspecciones que se realizan a los camiones cisterna antes de su ingreso a los brazos de cargue durante 3 eventos de fuga.

El primero de ellos correspondió a un disparo de PSV del camión cisterna sin posterior sello de la misma, ocurrió el 20 de diciembre de 2011, se habían cargado 10290 gal de GLP líquido que equivalen a 20472,74 kg. Se quemó el total de producto cargado en la tea, sin embargo, no se suspendieron labores en los demás brazos de cargue.

En el segundo evento se presentó disparo de PSV del camión cisterna con posterior sello de la misma y en el tercero ocurrió una fuga debido a una grieta ubicada en la conexión roscada que une el cuerpo de la cisterna con la boquilla de cargue de líquido.

También se hizo una clasificación de los camiones de acuerdo a la compañía a las cual pertenecían y se analizó su configuración interna para saber si este hecho influía en la ocurrencia de situaciones de riesgo.

Luego de analizar la información anterior se concluyó que a pesar de mantener un control de riesgos y aunque es posible minimizar la frecuencia de ocurrencia de fugas, siempre existe la probabilidad que se presenten situaciones de emergencia ya sea en el lugar de cargue o en carretera, es de esta forma como se procedió a desarrollar la ingeniería conceptual del proyecto donde se presentaron diferentes opciones de solución que cumplieran con características tales como portabilidad, seguridad, facilidad de operación, eficiencia, economía y que además estén acorde con las políticas y normas contempladas por el Llenadero de EQUION ENERGÍA LIMITED.

3.1 ALTERNATIVAS DE DISEÑO

De acuerdo con las características ya mencionadas, se propusieron 4 diseños básicos que corresponden a opciones de solución al problema planteado, cada uno de los cuales se basa en trasegar el contenido líquido desde el camión cisterna que presenta la emergencia hacia otro camión que se encuentra en condiciones iniciales de llenado, mediante el uso de una bomba o compresor. Estos últimos son equipos que se utilizan para mover fluidos de un punto a otro, para ello crean una diferencia de presión entre dichos puntos lo cual causa que el fluido se mueva desde el lugar de mayor hacia el de menor presión; deben ser diseñados, instalados y mantenidos de tal forma que mantengan el líquido

exclusivamente en las bombas y el vapor en los compresores, tarea que no resulta nada fácil al tratarse de un fluido como GLP, debido a que es almacenado y trasladado en su punto de ebullición, en este estado cualquier energía térmica adicional que reciba el producto líquido causará la formación de vapor, y cualquier pérdida de energía que experimente en estado vapor, ocasionará la condensación.

3.1.1 Consideraciones importantes para el diseño^{§§}

- El factor más importante en el diseño e instalación de bombas de GLP es impedir que el propano líquido se transforme en vapor, debido a que este último entra en la bomba, desplaza el líquido y disminuye su flujo causando tiempos de descarga más largos, energía desperdiciada y un mayor desgaste para la bomba.
- Las mezclas líquido/vapor causan un flujo inestable e irregular, esto hace que las diferentes cargas en la bomba fluctúen e induce vibraciones que causan un desgaste acelerado.
- La condensación y ebullición tienden a oponerse a la diferencia de presión creada por el compresor, sin embargo, el trasiego es posible debido a que este último mueve el vapor más rápidamente que la evaporación y condensación que ocurren en el sistema
- El flujo de GLP líquido inducido es igual al volumen de gas descargado del compresor.
- Los reglamentos de seguridad requieren que todas las entradas y salidas de las cisternas para transporte de GLP estén equipadas con válvulas de exceso de flujo. Este tipo de válvulas se cierran automáticamente cuando una cantidad

^{§§} KORKEN IDEX. Guía de los equipos Korken para el trasiego de gas licuado. Oklahoma City.1996. p.10-45

muy grande de vapor o líquido sale de la cisterna, por ejemplo cuando se desprende una manguera o cuando se produce una ruptura en la línea.

- Las bombas de paletas (bombas de desplazamiento positivo rotativas), son las más usadas en transporte de GLP, el líquido entra a la cámara de bombeo a través de unos orificios, las paletas barren el fluido hasta el extremo opuesto de la cámara de bombeo donde es expulsado a través de orificios de salida a medida que la paleta se aproxima al final de la cámara. En el **ANEXO D** se observa la configuración de este tipo de bombas.
- Si la presión dentro de un camión cisterna cae por debajo de la presión de vapor, se presenta ebullición, estas burbujas se generan en el fondo del tanque por tanto se produce arrastre vapor en la línea de succión de la bomba, causando cavitación. En el **ANEXO E** se presenta una gráfica del porcentaje de volumen de vapor de arrastre en la succión de la bomba, según el cambio temperatura y caída de presión por debajo de la presión de saturación.
- **Sistema by pass.** Todas las instalaciones de bombas deben estar equipadas con una línea bypass que regrese al tanque alimentador o en su defecto a la succión de la bomba. Todas las bombas de desplazamiento positivo entregan un determinado volumen de fluido con cada revolución, por tal motivo, deben tomarse disposiciones para devolver cualquier exceso al tanque. Si el sistema no presenta una tubería bypass, el fluido recirculará dentro de la bomba, se calentará y evaporará rápidamente, generando que el equipo funcione completamente en seco, desgastando considerablemente las paletas y la vida del sello.

3.1.2 Características de los equipos

3.1.2.1 Características Cisterna problema^{*}**

- Volumen: 15057 gal (cisterna de mayor capacidad cargada al 90% de la capacidad total)

- Temperatura: 80° F – 110 ° F

- Presión: Depende del nivel de líquido cargado, máximo 230 psig, mínima 150 psig.

- Conexiones:
 - Línea cargue 3" conexión 2 ¼" tipo ACME

 - Línea descargue 3" conexión 2 ¼" tipo ACME

 - Línea de vapores 2" conexión 1 ¾ " tipo ACME

3.1.2.2 Características Cisterna solución^{†††}

- Volumen: 15057 gal (cisterna de mayor capacidad que se cargará al 90% de la capacidad total)

- Temperatura: 68° F – 86° F

^{***} Las dimensiones de los camiones cisterna fueron obtenidas de datos suministrados por parte de las compañías a las cuales hacen parte cada camión.

^{†††} Las dimensiones de los camiones cisterna varían de acuerdo a la empresa a la cuál pertenecen, para efectos de este proyecto, se toma como dimensiones la de un tipo de camión.

- Presión: 30 - 60 psig
- Conexiones
 - Línea cargue 3" conexión 2 ¼" tipo ACME
 - Línea descargue 3" conexión 2 ¼" tipo ACME
 - Línea de vapores 2" conexión 1 ¾ " tipo ACME

Las características del compresor y la bomba fueron sugeridas por personal experto en trasiego de GLP, y el soporte se encuentra en el **ANEXO F**. Los diámetros de las líneas se establecieron bajo criterios empíricos de transporte de GLP, los cuales aclaran las dificultades operativas de manejar una línea mayor a 2" cargada con GLP en estado líquido.

3.1.2.3 Compresor

- Características: compresor de gas libre de aceite
- Capacidad: 95 gpm
- Accesorios: válvula de 4 vías y trampa para líquido (En el **ANEXO G** se especifica el funcionamiento de la válvula de 4 vías).

3.1.2.4 Bomba

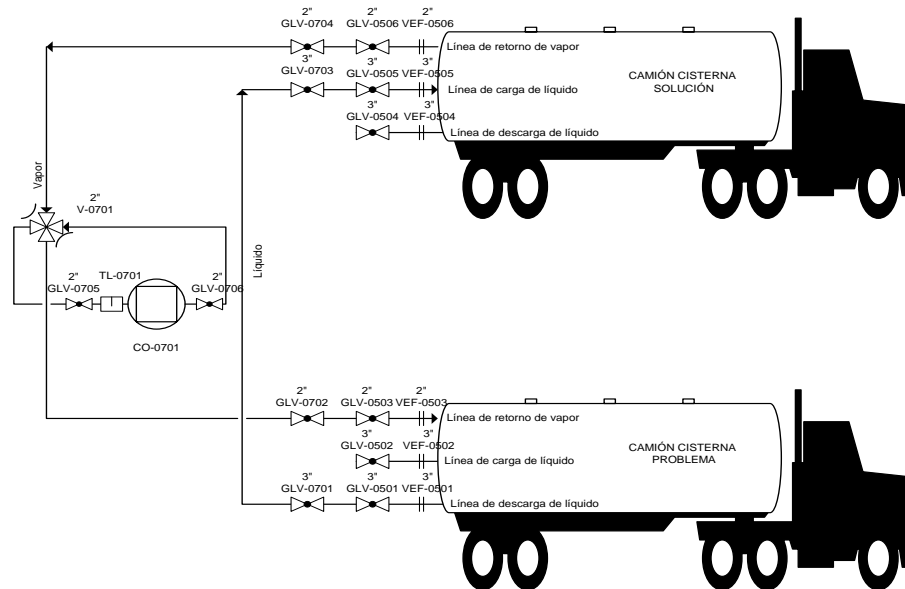
- Características: Bomba de paletas deslizantes
- Capacidad: 80 gpm

- Accesorios: válvula de alivio interna con set @ 150 psig

3.1.3 Diseños^{###}

3.1.3.1 Alternativa N° 1: Trasiego de GLP mediante compresor

Gráfica 2. Trasiego de LPG mediante compresor



Descripción general del proceso. Este diseño se basa en dos etapas:

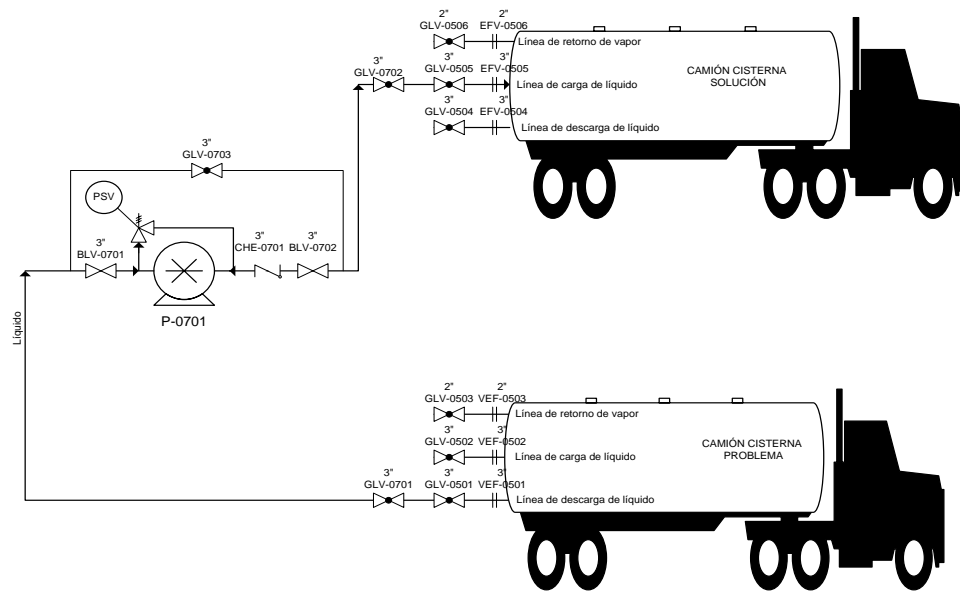
1. **Transferencia de líquido.** El compresor crea una diferencia de presión entre los espacios de vapor de los dos tanques. Si la sección de líquido de dichos tanques está conectada, la diferencia de presión ejercida por el vapor ocasionará que el líquido comience a fluir desde el tanque de alta presión hacia el de baja presión.

^{###} La nomenclatura de los equipos y accesorios de cada diseño está basada en la nomenclatura establecida en el DIAGRAMA DE SÍMBOLOS del Llenadero (disponible en el **ANEXO C**).

2. **Recuperación de vapores.** Una vez terminada la fase de transferencia del líquido, en la cisterna problema queda contenida una cantidad considerable de producto en forma de vapor, que depende de la presión y la capacidad de la cisterna y que es posible recuperar. Para iniciar la segunda etapa, se invierte la operación del compresor por medio de la válvula de 4 vías y los vapores se transfieren de la cisterna problema a la cisterna solución donde se condensan.

3.1.3.2 Alternativa N° 2: Trasiego de GLP mediante bomba sin línea de estabilización de presión

Gráfica 3. Trasiego de LPG mediante bomba sin línea de estabilización de presión

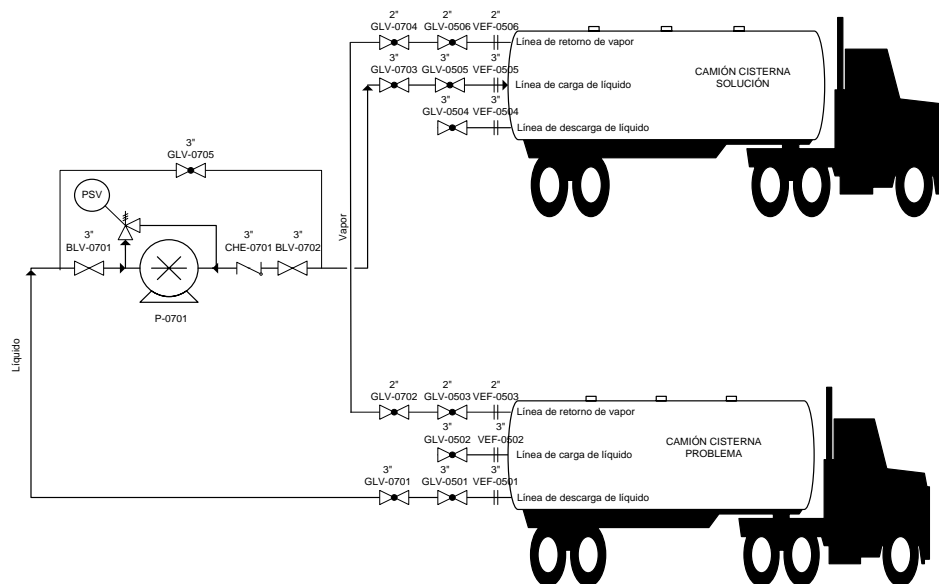


- **Descripción general del proceso.** Este diseño se basa en la transferencia de líquidos mediante una bomba de paletas. Se conecta la línea de descarga de líquido de la cisterna problema y la línea de cargue de líquido de la cisterna solución mediante una bomba, se realiza un primer trasiego aprovechando la diferencia inicial de presión entre los dos camiones y cuando la presión en los dos tanques se estabiliza se inicia la transferencia de líquido con ayuda de la bomba. A medida que se desocupa la cisterna problema, la cisterna solución recibe el

líquido bombeado. Esta transferencia termina cuando el rotogage de la cisterna problema indique un nivel cero (0) de líquido

3.1.3.3 Alternativa N° 3: Trasiego de GLP mediante bomba y línea de estabilización de presión

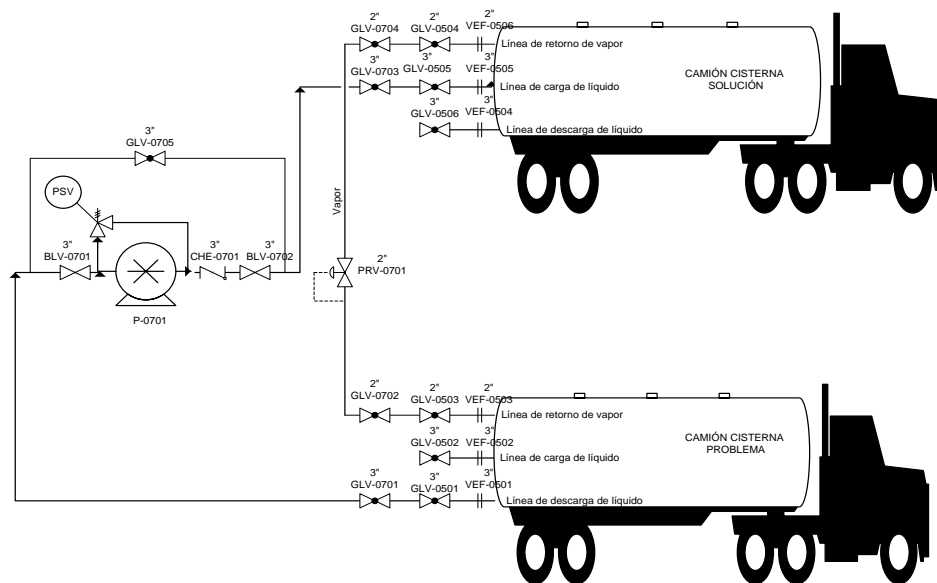
Gráfica 4. Trasiego de LPG mediante bomba y línea de estabilización de presión



- Descripción general del proceso.** Se procede de igual forma que en el diseño anterior, se conectan entre sí las líneas de líquido de los camiones cisterna mediante una bomba de paletas, y se realiza un trasiego inicial aprovechando la diferencia de presión de cada tanque, adicionalmente se instala una línea de retorno de vapor que conecta los espacios de vapor de los tanques la cual ayuda a mantener la presión en el camión que está siendo desocupado y reduce la ebullición; además alivia la presión de vapor en el depósito receptor a medida que aumenta líquido en el tanque iguala las presiones en ambos depósitos y reduce la presión diferencial a través de la bomba. Por consiguiente, la bomba puede administrar más producto a las presiones diferenciales inferiores. Parte del vapor que se encuentra en la cisterna solución regresa a la cisterna problema.

3.1.3.4 Alternativa N° 4: Trasiego de GLP mediante bomba con línea de estabilización de presión y regulación de presión

Gráfica 5. Trasiego de GLP mediante bomba con línea de estabilización y regulación de presión



- **Descripción general del proceso.** Este diseño conserva la misma estructura de proceso de la alternativa anterior, se realiza el mismo procedimiento y la misma filosofía de operación. Este diseño optimiza la pérdida de vapor que se presenta mediante la estabilización de presión a través de la línea de retorno, Además, para garantizar una presión superior a la presión de vapor del GLP en la cisterna problema, se instala una válvula reguladora de presión, que solo permite paso de vapor hacia la cisterna problema si la presión en la cisterna solución es mayor a 140 psi, así se garantiza estabilidad en los dos tanques pero de forma controlada.

En el **ANEXO H** se presentan las filosofías de operación de cada diseño.

4. ANÁLISIS Y RESULTADOS

4.1 MATRIZ DE SELECCIÓN

Para escoger el diseño que mejor se adaptaba a una solución integral del problema se procedió a elaborar una **matriz de selección** donde se evaluaron las características ya mencionadas (portabilidad, seguridad, facilidad de operación, eficiencia, economía), así se asignó un puntaje de 1 a 5 según el ajuste de cada diseño a dicha característica. Se asignó un segundo puntaje propio de cada ítem a evaluar el cual determinaba el porcentaje de importancia que éste último representaba en la evaluación de la solución propuesta. Para obtener el puntaje de cada diseño se multiplicó el valor asignado (1 a 5) por el porcentaje de la característica que se está evaluando. Luego se sumaron estos valores obtenidos para cada característica. Este procedimiento se realizó para cada diseño siendo escogido el de mayor valor como el diseño solución. Dicha matriz y su resultado se encuentra en la **Tabla 4**, y el soporte que define el porqué de cada puntuación se encuentra en la **Tabla 5**.

Tabla 4. Matriz de selección

CRITERIOS DE SELECCIÓN - PORCENTAJE DE PRIORIDAD								
	SIMPLICIDAD DE MANTENIMIENTO DE LA UNIDAD	COSTO DE INSTALACIÓN Y MANTENIMIENTO DE LA UNIDAD	SEGURIDAD EN EL PROCESO DE TRASIEGO	MEDIO AMBIENTE	EFICIENCIA DE TRASIEGO	FACILIDAD DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD	VENTAJAS EN EL PROCESO	Porcentaje por propuesta
	PORCENTAJE DE PRIORIDAD DE CADA CRITERIO							
	7%	5%	35%	10%	22%	6%	15%	100%
COMPRESOR + RECUPERACIÓN VAPORES	0,21	0,1	0,7	0,5	1,1	0,24	0,6	3,45
Calificación Sistema, base de 1 a 5	3	2	2	5	5	4	4	
BOMBA SIN SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE PRESIÓN	0,28	0,25	0,7	0,2	0,66	0,3	0,45	2,84
Calificación Sistema, base de 1 a 5	4	5	2	2	3	5	3	
BOMBA + LÍNEA BALANCE DE PRESIÓN ENTRE CISTERNAS	0,28	0,20	1,40	0,30	0,88	0,24	0,45	3,75
Calificación Sistema, base de 1 a 5	4	4	4	3	4	4	3	
BOMBA + LÍNEA BALANCE Y REGULACIÓN DE PRESIÓN ENTRE CISTERNAS	0,21	0,2	1,4	0,3	0,88	0,18	0,45	3,62
Calificación Sistema, base de 1 a 5	3	4	4	3	4	3	3	

4.1.1 Soporte Matriz de selección

Tabla 5. Soporte Matriz de selección

		CRITERIOS DE SELECCIÓN - PORCENTAJE DE PRIORIDAD						
SIMPLICIDAD DE MANTENIMIENTO DE LA UNIDAD		COSTO DE INSTALACIÓN Y MANTENIMIENTO DE LA UNIDAD	SEGURIDAD EN EL PROCESO DE TRASIEGO	MEDIO AMBIENTE	EFICIENCIA DE TRASIEGO	FACILIDAD DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD	VENTAJAS EN EL PROCESO	Porcentaje por propuesta
7%		5%	35%	10%	22%	6%	15%	100%
COMPRESOR + RECUPERACIÓN DE VAPORES	Se utiliza manguera especial para GLP por tanto las líneas de flujo no presentan problemas por integridad. Sin embargo el compresor y los accesorios como válvulas, tees y reducciones, y tubería rígida están expuestos a problemas de corrosión y otros problemas mecánicos. El mantenimiento general que se realiza al compresor es el siguiente: • Cambio de aceite y filtro cada 2000 horas • Lubricar rodamientos del motor cada tres meses • Bandas y correas: alineamiento, tensión, condición. • Reemplazar anillos, sellos, válvulas cada año	Requiere una instalación de relativamente alto costo inicial. Sin embargo con la opción de la recuperación del vapor de gas, presenta una ventaja económicamente importante. El costo clase C3 del diseño es \$ 64'992.635	La utilización de un compresor supone aumentar la presión en la cisterna problema para hacer fluir el GLP líquido hacia la cisterna solución, teniendo en cuenta que una de ellas presenta un tipo de fuga ya sea por disparo de PSVs o fallas en uniones mecánicas generar un aumento de presión, puede (dependiendo de la naturaleza del riesgo), suponer una emergencia mayor.	El trasiego de GLP mediante compresor es la alternativa que menos efectos ambientales de impacto negativo genera, debido a que el compresor no necesita de una purga inicial y es capaz de recuperar la totalidad del líquido. Una importante ventaja de tipo ambiental de los compresores libre de aceite es la recuperación de vapor, eliminando la necesidad de quemar el vapor remanente en la tea para garantizar la hermeticidad de la cisterna despachada.	Buena eficiencia en transferencia total de líquidos y la recuperación de vapor de gas, en función de la capacidad del compresor y potencia del motor. Sin embargo se debe tener especial cuidado con la presión diferencial que se maneje, para evitar suponer la eficiencia por encima de la seguridad del proceso.	Operación sencilla y forma manual. Equipado con una válvula de 4 vías con palanca de operación manual, con indicador de dirección de flujo. • Fácil control de presión diferencial.	• No necesita NPSH. • Puede manejar bajos diferenciales de presión. • Recupera todo el líquido. • Bajos caudales de transferencia de líquidos. • Recupera el vapor. • No necesita purga inicial.	3,45
BOMBA SIN SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE PRESIÓN		Requiere una instalación de bajo costo inicial. El costo clase C3 del diseño es \$24'587.327	Realmente no es un diseño muy seguro, pues a medida que la bomba evacúa líquido de la cisterna problema - la cisterna solución se presuriza sin que exista algún sistema de alivio de que evite una nueva emergencia. No se hace muy confiable cuando la falla radica en las uniones mecánicas, ya que la bomba requiere de altas presiones de trabajo.	El sistema genera consecuencias ambientales de impacto negativo. • La bomba requiere purga inicial. • Al no tener línea de balance, la presión de la cisterna problema disminuye hasta la presión de vapor del GLP, por lo cual se induce arrastre de vapor a la succión de la bomba, generando cavitación y quemar en la tea para evacuar este vapor y garantizar un paso constante de líquido en la bomba. • El líquido que no puede ser trasiegado por la bomba (esta cantidad de líquido no trasiegado está en función del NPSH requerido por la bomba), se debe quemar en la tea. • Se debe quemar el vapor remanente de la cisterna problema para su posterior revisión y reparación, el volumen depende de la capacidad de la cisterna.	La bomba succiona líquido de la cisterna problema, el espacio que ocupó el vapor crece, causando que la presión de la cisterna baje, esto hace que la presión del GLP caiga por debajo de la presión de vapor, generando arrastre de vapor en la línea de succión de la bomba (el cambio de estado ocurre en el fondo de la cisterna donde se encuentra la zona de menor presión - succión de la bomba). Se puede impedir el arrastre de vapor en la succión de la bomba suministrando suficiente carga estática colocando la cisterna a una mayor altura - solución demasiado costosa dado que hay que invertir más dinero en los cimientos, soportes y tuberías.	• La unidad es de operación manual. • Es el diseño de mayor facilidad de operación al contar con el menor número de válvulas.	• Altos caudales de transferencia de líquidos. • Altos rendimientos a bajas velocidades. • Mantiene la presión de la cisterna problema por encima de la presión de vapor, garantizando líquido en la bomba y evitando cavitación.	2,84
BOMBA + LÍNEA BALANCE DE PRESIÓN ENTRE CISTERNAS	Se utiliza manguera especial para GLP por tanto las líneas de flujo no presentan problemas por integridad. Sin embargo la bomba y los accesorios como válvulas, tees, reducciones, y tubería rígida están expuestos a problemas de corrosión y otros problemas mecánicos. El mantenimiento general que se hace a la bomba es el siguiente: • Lubricar rodamientos de bomba y motor cada 3 meses. • Bandas y correas: alineamiento, tensión, condición. • Lubricación rodamientos trimestral. • Tensión de la correa mensual. • Reemplazo paletas, sellos mecánicos, discos cada 60000 galones. • Permite realizar reparaciones mantenimientos e inspecciones del equipo sin necesidad de retiro de la línea.	Requiere una instalación de bajo costo inicial. El costo clase C3 del diseño es \$26'895.981	Altamente seguro en el evento de disparo de PSVs por la condición de succionar presión de la cisterna problema. La línea de retorno de vapor actúa como un sistema de alivio de presión que evita generar emergencias mayores. No se hace muy confiable cuando la falla radica en las uniones mecánicas, ya que la bomba requiere de altas presiones de trabajo.	El sistema genera consecuencias ambientales de impacto negativo. • La bomba requiere purga inicial. • El líquido que no puede ser trasiegado por la bomba (esta cantidad de líquido no trasiegado está en función del NPSH requerido por la bomba), se debe quemar en la tea. • Se debe quemar el vapor remanente de la cisterna problema para su posterior revisión y reparación, el volumen depende de la capacidad de la cisterna.	La línea de retorno de vapor conecta el espacio del vapor en la cisterna problema con el espacio vapor de la cisterna solución. A medida que se extrae líquido de la cisterna problema, éste es reemplazado con vapor de la cisterna solución. De esta manera se mantiene la presión de vapor y se evita la ebullición que genera arrastre de vapor en las líneas. Infortunadamente el único inconveniente con el uso de la línea de retorno de vapor es que parte del vapor que se encuentra en la cisterna solución regresa a la cisterna problema.	• La unidad es de operación manual.	• Altos caudales de transferencia de líquidos. • Altos rendimientos a bajas velocidades. • Mantiene la presión de la cisterna problema por encima de la presión de vapor, garantizando líquido en la bomba y evitando cavitación.	3,75
BOMBA + LÍNEA BALANCE Y REGULACIÓN DE PRESIÓN ENTRE CISTERNAS		Requiere una instalación de bajo costo inicial. El costo clase C3 del diseño es \$27'345.981	Altamente seguro en el evento de disparo de PSVs por la condición de succionar presión de la cisterna problema. La línea de retorno de vapor actúa como un sistema de alivio de presión que evita generar emergencias mayores. No se hace muy confiable cuando la falla radica en las uniones mecánicas, ya que la bomba requiere de altas presiones de trabajo.	El sistema genera consecuencias ambientales de impacto negativo. • La bomba requiere purga inicial. • El líquido que no puede ser trasiegado por la bomba (esta cantidad de líquido no trasiegado está en función del NPSH requerido por la bomba), se debe quemar en la tea. • Se debe quemar el vapor remanente de la cisterna problema para su posterior revisión y reparación, el volumen depende de la capacidad de la cisterna.	Aunque existe una línea de retorno de vapor que conecta el espacio del vapor en la cisterna problema con el espacio vapor de la cisterna solución y actúa como un sistema de alivio de presión, es posible que se presente ebullición antes que la válvula reguladora pueda activarse y permitir el paso de vapor hacia la cisterna problema. Esta situación generaría arrastre de vapor en la línea. Sin embargo esta válvula evitaría que una cantidad considerable de vapor regrese a la cisterna problema.	• La unidad es de operación manual.	• Altos caudales de transferencia de líquidos. • Altos rendimientos a bajas velocidades. • Mantiene la presión de la cisterna problema por encima de la presión de vapor, garantizando líquido en la bomba y evitando cavitación. Este control de presión se hace de una forma más controlada mediante la válvula reguladora de presión.	3,62

En el **ANEXO J** se presenta el análisis detallado del costo clase C3 (costo preliminar que considera un 30% de error) para cada diseño.

De acuerdo al resultado producto del análisis de la matriz de selección se escogió la **Alternativa N° 3: Trasego de GLP mediante bomba con línea de estabilización de presión** con un puntaje de 3,75 como el diseño óptimo para dar solución al problema planteado, debido a que se acerca más a las características planteadas como necesarias e importantes.

4.2 CÁLCULO DEL NPSH DISPONIBLE DE LA BOMBA DEL DISEÑO ESCOGIDO

Habiendo escogido el diseño óptimo se procedió a desarrollar la ingeniería básica del proyecto. En este paso se debieron tener en cuenta parámetros importantes en la operación de bombas tales como el **NPSH (Net Positive Suction Head o Altura Neta de Succión Positiva)** que determina la presión de aspiración mínima, (límite fijado por la presión de vapor del fluido que se acciona) a la cual se puede producir la succión en la bomba sin causar cavitación.

Se calculó el **NPSH_d (Altura neta de succión positiva disponible)** que indica la presión bruta de entrada en la brida de aspiración de la bomba y se calcula mediante la ecuación de Bernoulli, desde la cota 0 en la toma del depósito de aspiración hasta la brida de entrada de la bomba.

$$NPSH_{Disponible} = h_{sp} - h_{vp} + h_s - h_f$$

h_{sp}: Cabeza de presión estática aplicada al fluido expresada en metros de altura de columna del fluido.

h_{vap}: Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo expresada en metros de altura de columna del fluido.

h_s: Diferencia de elevación entre el nivel del fluido en el depósito y la entrada a la bomba. Este valor es positivo cuando la bomba está por debajo del depósito (preferido) y negativa cuando está por encima del mismo.

h_f: pérdida por fricción y accesorios en la tubería de succión expresada en metros.

Tabla 6. Datos iniciales para el cálculo del NPSH

Nombre de la variable	Símbolo	Unidades	Valor
Presión atmosférica	P_{atm}	psia	14,05
Presión cisterna	$P_{cisterna}$	psig	150
Peso Específico Agua @ 60° F	γ_w	KN/m ³	9,81
Densidad Agua @ 60° F	ρ_w	Kg/m ³	1000
Viscosidad Agua @ 60° F	μ	Pa*s	0,001
Gravedad Especifica GLP @ 60° F	SG_{GLP}		0,5397
Presión de Vapor GLP @ 60° F	P_{vapw}		129,5
Capacidad de la bomba		gpm	70
Longitud manguera	l	m	2
Diámetro manguera	d	pulg	2
Rugosidad Manguera	ϵ	m	0,0000015
Gravedad	g	m/s ²	9.81

$$NPSH_{Disponible} = 21,453m$$

El valor es positivo, y es un resultado esperado, de esta forma se garantiza que no se presentará el fenómeno de cavitación, indica que la presión de succión en la bomba es mayor que la presión de vapor del GLP a la temperatura de trabajo. El NPSH requerido, dado por el proveedor en el momento de la compra, debe ser menor que el NPSH disponible calculado.

Las memorias de cálculo y una descripción específica de los tipos de NPSH y su relación con la cavitación se encuentran disponibles en el **ANEXO J**.

4.3 SIMULACIÓN DEL DISEÑO ESCOGIDO: TRASIEGO DE GLP MEDIANTE BOMBA CON LÍNEA DE ESTABILIZACIÓN DE PRESIÓN

Para analizar los perfiles de presión y temperatura que se presentan en el proceso de trasvase se recurrió al uso de un simulador dinámico. Sin embargo, dicho análisis se realizó con algunas limitaciones y suposiciones debido a que el proceso presenta diferentes fluctuaciones: es un ciclo cerrado multifásico y multicomponente, la temperatura y presión son dependientes una de la otra y varían todo el tiempo a lo largo del trasvase, además de la vaporización y condensación que se presentan constantemente.

La simulación en estado dinámico se divide en dos partes, la primera de ellas se refiere a una simulación en estado estable mediante el simulador **ASPEN PLUS**, y la segunda una simulación dinámica mediante el uso del simulador **ASPEN PLUS DYNAMICS**.

Los resultados de la simulación en estado estable fueron coherentes al mantener solo vapor en la línea de retorno, líquido en las líneas de entrada y salida del proceso y en la línea que conecta los dos camiones cisterna. El valor del NPSH disponible fue negativo, situación que preocuparía si la simulación conservara los parámetros del diseño real, sin embargo, este valor no se tomó como relevante habiendo ya determinado manualmente dicho valor en el ítem anterior, obteniéndose un resultado favorable, es decir un valor positivo.

En la simulación dinámica se trató de asemejar el proceso al diseño real manipulando apertura de válvulas y flujos, sin embargo al tratar de suprimir líneas, cerrar por completo válvulas o disminuir drásticamente flujos de entrada o salida, el diseño presentaba inestabilidades muy notables respecto al diseño en estado

estable y no era posible conseguir la convergencia de los cálculos aplicando dichos cambios. Fue necesario suprimir los sistemas de control y nivel, pues evitaban que se presentaran las variaciones de presión y temperatura que se querían analizar. El diseño real no contiene un sistema de control automático debido a la portabilidad y a la operabilidad en áreas diferentes al lugar de cargue (llenadero), en situaciones de riesgo en carretera por ejemplo.

A pesar de estas limitaciones, se pudo observar que la eficiencia del proceso dependía de la presión y la temperatura al manipular cualquier tipo de variable, y que los cambios generados en cualquiera de estos dos tipos de variables generaban una respuesta inmediata en el trasiego. El nivel de líquido y la presión en la cisterna solución aumentaban conforme a un cambio mínimo de temperatura, cumpliendo de esta manera con el objetivo básico de este proyecto, que es trasegar el contenido de GLP líquido de una cisterna que presenta una fuga, hacia dicha cisterna solución. Sin embargo, cuando la temperatura aumentaba drásticamente y la presión fluctuaba suavemente el contenido líquido de la cisterna solución se evaporaba disminuyendo así la eficiencia del trasvase mediante la utilización del diseño escogido. Este resultado indica la importancia de manipular correctamente la apertura de una válvula para evitar generar situaciones de riesgo o convertir todo el producto líquido en vapor (situación no deseada).

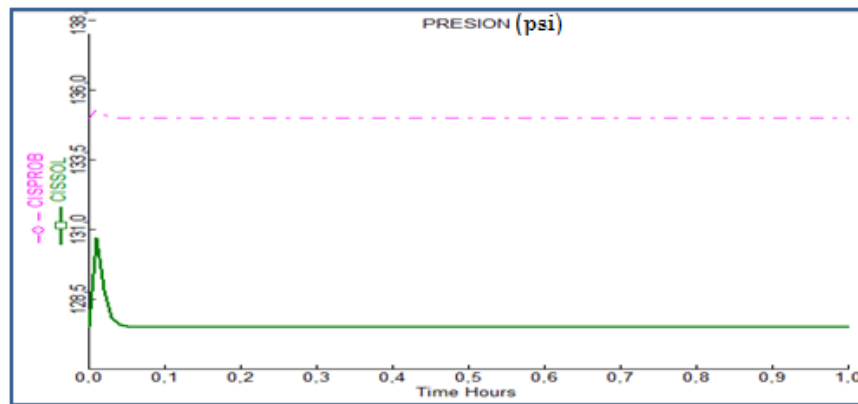
En las siguientes gráficas, se observan algunos resultados del proceso obtenidos al manipular el porcentaje de apertura de ciertas válvulas específicas, que ayudaban a asemejar el proceso un poco más al proceso real. En el **ANEXO K** se presenta el análisis detallado de las dos simulaciones, las suposiciones bajo las cuales se realizaron y los resultados generados al realizar determinados cambios en el proceso.

Posiciones de las válvulas de 0 a 1 horas

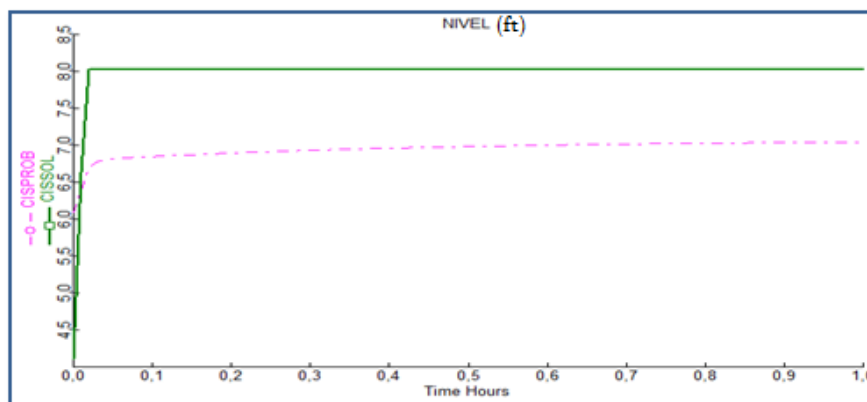
- **V1,V2,V3,V5,V6:** 50% apertura (condiciones iniciales de simulación)
- **V4:** 5% apertura

Con este cambio se buscaba que el nivel de líquido en la cisterna solución ascendiera simulando el trasiego desde la cisterna problema. La presión en los dos camiones cisterna aumentaba durante un lapso de tiempo muy corto y luego volvía a estabilizarse en el valor inicial. En el proceso real se espera que este cambio de presión perdure más tiempo, pues no tiene entrada ni salida de materia.

Gráfica 6. Perfil de Presión en los camiones cisterna, primera modificación



Gráfica 7. Nivel de GLP líquido en los camiones cisterna, primera modificación

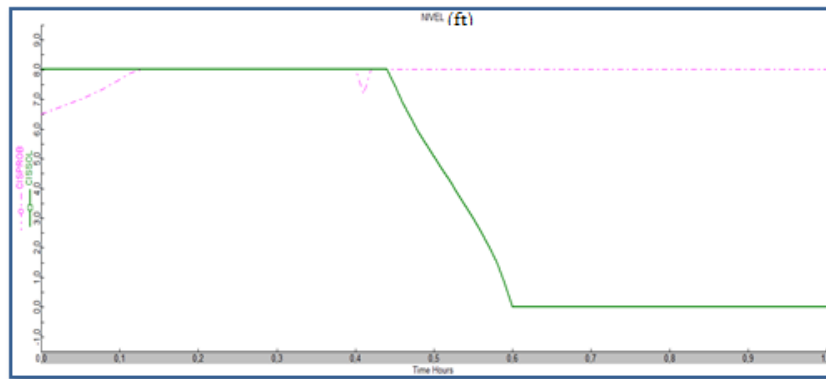


Posiciones de las válvulas de 0,4 a 2 horas

- **V2,V3:** 90 % apertura
- **V4:** 1 % apertura
- **V5:** 20 % apertura

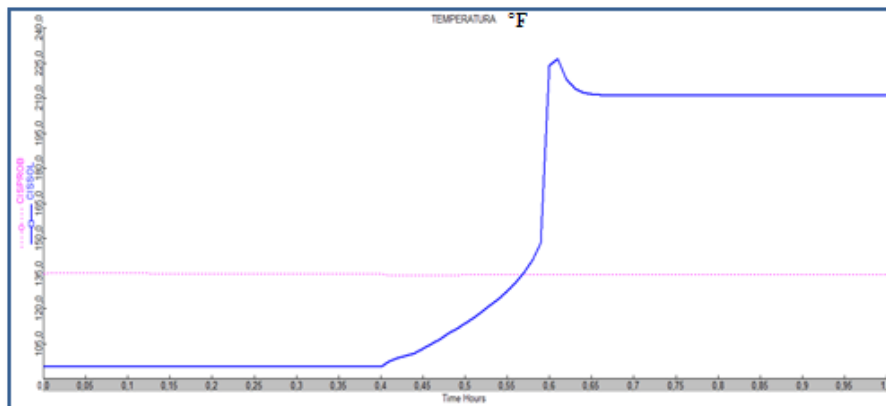
El nivel de líquido en el camión cisterna disminuy al aumentar el paso de líquido a través de la bomba y cerrar las salidas de vapor y líquido en la cisterna solución.

Gráfica 8. Nivel de GLP líquido en los camiones cisterna, segunda modificación



Este hecho se produjo debido a un aumento drástico de la temperatura, lo cuál generó la evaporación del producto líquido.

Gráfica 9. Perfil de temperatura en los camiones cisterna, segunda modificación



5. CONCLUSIONES

Se escogió la alternativa N° 3: *Trasiego de GLP mediante bomba con línea de estabilización de presión*, como el mejor diseño debido a que se adaptó bastante bien a las condiciones establecidas para este tipo de proceso, tales como economía, portabilidad, seguridad, eficiencia, facilidad de operación, teniendo en cuenta que se trataba de un trasvase de emergencia.

El trasvase de GLP entre camiones cisterna se puede realizar de diversas maneras, sin embargo el objetivo de dicho trasvase y factores como riesgos ambientales, disponibilidad económica, finalidad del trasiego, tiempo requerido para el proceso, y otras variables operacionales determinan cuál proceso se adapta mejor generando resultados óptimos.

Se requieren herramientas especializadas de simulación para lograr analizar detalladamente un trasvase de GLP que implique un proceso dinámico de ciclo cerrado.

Se debe tener especial cuidado con el control de temperatura y presión durante el proceso de trasvase de GLP, pues las fluctuaciones de estas variables pueden generar efectos adversos que van desde un trasvase ineficiente con evaporación total del producto, hasta riesgo de explosiones en el área de trabajo.

La seguridad en el proceso fue el ítem más relevante a evaluar en el momento de escoger el diseño viable, pues tal característica está directamente relacionada con la conservación de la vida humana, que conserva prioridad sobre cualquier otro punto a discutir.

6. RECOMENDACIONES

Si se desea analizar detalladamente el proceso de trasvase es necesario disponer de una herramienta de simulación adecuada que permita recrear procesos dinámicos que impliquen ciclos cerrados.

Los cuatro diseños propuestos cumplen satisfactoriamente con los requerimientos de un trasvase, se podría realizar un análisis de cada uno de ellos cuando se presenten otras situaciones que impliquen un proceso semejante.

Es importante que el personal operador del trasvase tenga conocimientos firmes acerca de la configuración de los camiones cisterna, de las características y los riesgos referentes al manejo de GLP, para lograr un tipo de respuesta coherente e inmediata ante cualquier eventual problema que se presente durante el trasvase.

BIBLIOGRAFÍA

ANDRÉ SARMIENTO, Oscar Bladimir. Diseño y análisis económico de una instalación de gas licuado de petróleo aplicada al edificio Millenium de la ciudad de Loja. Guayaquil 2005. Trabajo de grado (Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica del litoral. Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción. Disponible en: <<http://ebookbrowse.com/tesis-dise%C3%B1o-y-an%C3%A1lisis-econ%C3%B3mico-de-una-instalaci%C3%B3n-de-glp-pdf-d77161623>>

CORKEN IDEX. Guía de los equipos Corken para el trasiego del gas Licuado. Oklahoma City. 1992. 75 p.

DIVISIÓN DE INGENIERÍA DE CRANE. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. Disponible en:
< http://www.4shared.com/office/QdF_lune/flujo_de_fluidos_en_valvulas_a.html>

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Caucho. Mangueras de caucho y ensambles para gases licuados del petróleo (GLP). Aplicación en descargas a granel: Especificaciones. Bogotá: ICONTEC. 1991. NTC (3260).

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Equipo, accesorios, manejo y transporte de GLP Bogotá: ICONTEC ,1992-02-21. (NTC 3853)

LEVENSPIEL, O. Engineering Flow and Heat Exchange. Oregón: REVERTE S.A. 1993. 373 p.

PROAÑO RODRÍGUEZ, Mercy G. Sistema de Almacenamiento de Gas Licuado del Petróleo (GLP) en la planta Oyambaro-Petrocomercial. Quito. 2005. Trabajo de grado (Ingeniera de Petróleos). Universidad tecnológica equinoccial. Facultad de ciencias de la ingeniería. Escuela de tecnología en petróleos. Disponible en <http://repositorio.ute.edu.ec/bitstream/123456789/5750/1/24913_1.pdf>

SMITH, Carlos A y CORRIPIO, Armando B. Control automático de Procesos: Teoría y práctica. Ciudad de México: LIMUSA S.A.1991.717 p.

ANEXOS

ANEXO A. EFECTOS DE LOS CAMBIOS DE TEMPERATURA, PRESIÓN Y EBULLICIÓN EN EL GLP

A1. EBULLICIÓN INDUCIDA INTERNAMENTE

La vaporización natural

Se va reduciendo a la par que se reduce:

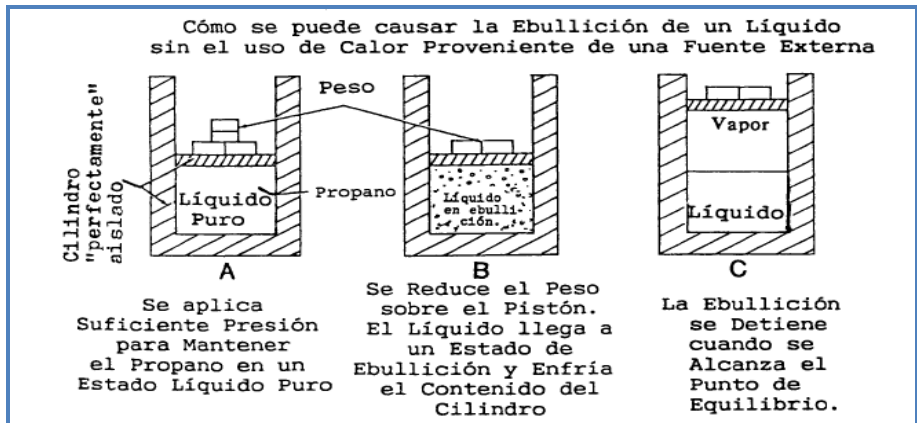
- La superficie del envase mojada por el GLP
- La temperatura exterior (por la noche se vaporiza menos gas que durante el día y en invierno menos que en verano)
- El calor contenido en el GLP

Se va reduciendo a la par que aumenta:

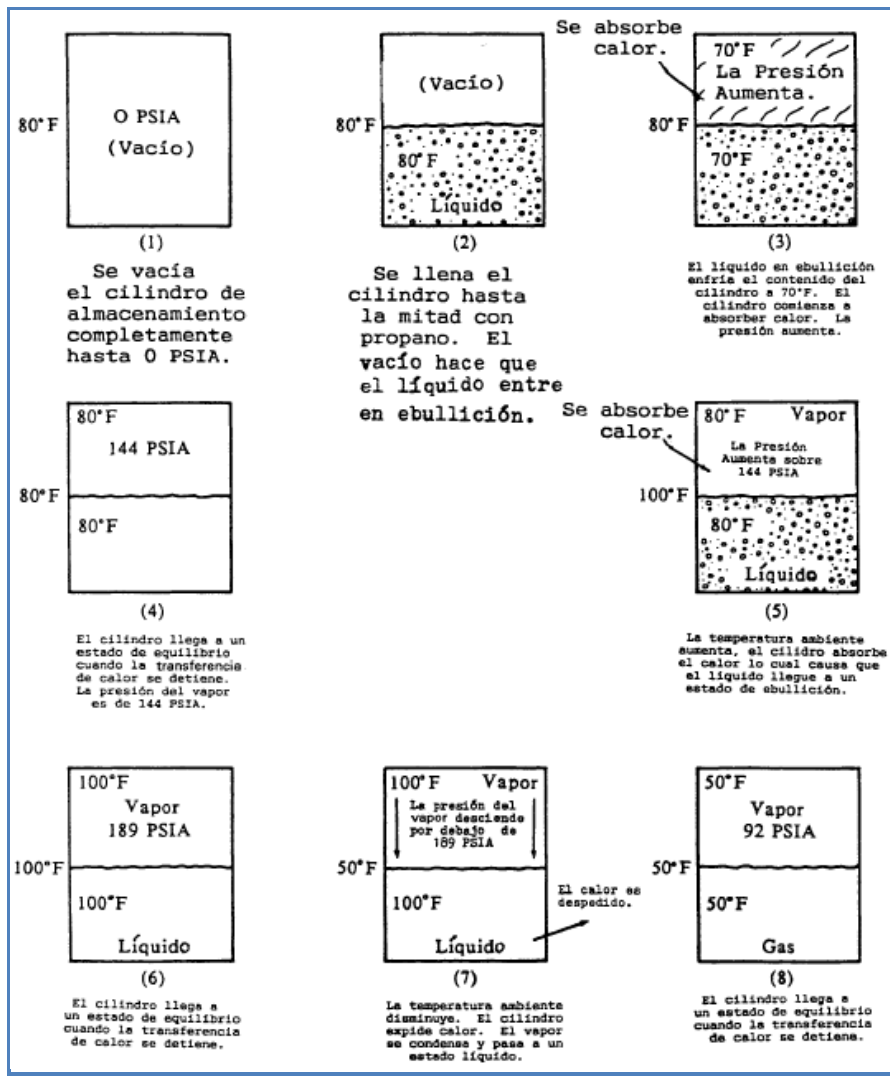
- EL porcentaje de gas en butano, como consecuencia lógica de la destilación que se produce en la vaporización.
- La presión relativa de salida de gas a la instalación de consumo.

Se va aumentando a la par que aumenta:

- La velocidad del viento, la acción de la lluvia. (Regando un depósito que se encuentra congelado puede incrementarse la vaporización.

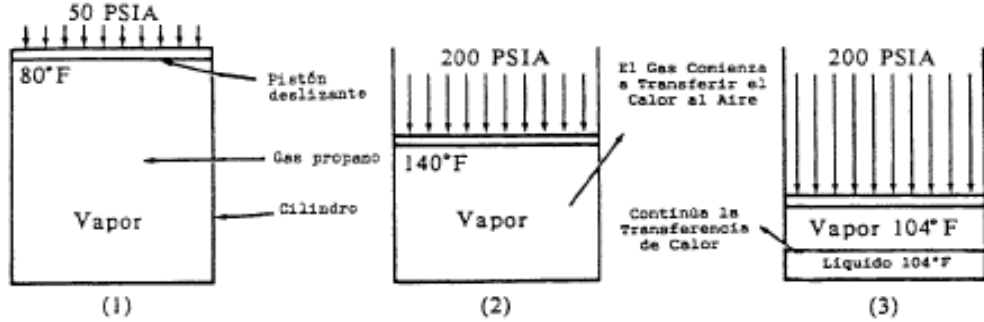


A.2 EFECTOS DE LOS CAMBIOS DE TEMPERATURA EN EL GLP



A3. EFECTOS DE LOS CAMBIOS DE PRESIÓN EN EL GLP

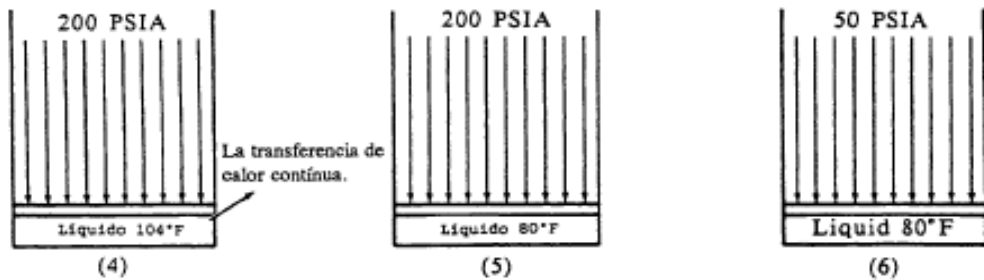
Temperatura Ambiente: 80°F



(1) El cilindro está lleno de gas propano sobrecalentado.

(2) El gas se comprime. La compresión hace que el gas se caliente.

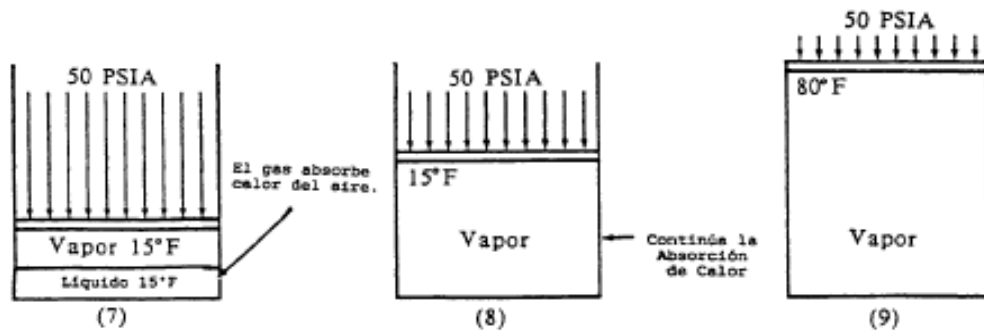
(3) El gas comienza a condensarse a medida que el cilindro se enfría. La temperatura permanece constante a medida que la condensación tiene lugar. (La presión del vapor a 104°F es de 200 PSIA).



(4) Termina la condensación. El líquido sigue enfriándose. El líquido está en "estado de saturación"

(5) El líquido se encuentra en un estado de sobre-enfriamiento. No tiene lugar transferencia alguna de calor.

(6) La presión disminuye. El líquido comienza a bullir.



(7) Se comienza a formar vapor. La transformación del líquido en vapor causa que el cilindro se enfríe. (La presión del vapor a 15°F es de 50 PSIA).

(8) El líquido se convierte todo en gas. El gas está en "estado de saturación" a 15°F.

(9) El gas se sobrecalienta a medida que su temperatura incrementa hasta la temperatura ambiente. Se detiene la transferencia de calor.

ANEXO C. FICHA TÉCNICA DEL GLP

HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD

LPG GAS PETROLATO LIQUIDO



Fecha Revisión: 21/03/2005

SECCIÓN 1: PRODUCTO QUÍMICO E IDENTIFICACIÓN DE LA EMPRESA

Nombre del Producto: LPG GAS PETROLATO LIQUIDO
Sinónimos: GLP, PIROFAX, Gas Licuado del Petróleo, Gas envasado, Gas Propano
Fórmula: Mezcla de hidrocarburos
Número interno:
Número UN: 1075
Clase UN: 2.1
Compañía que desarrolló la Hoja de Seguridad: Esta hoja de datos de seguridad es el producto de la recopilación de información de diferentes bases de datos desarrolladas por entidades internacionales relacionadas con el tema. La alimentación de la información fue realizada por el Consejo Colombiano de Seguridad, Carrera 20 No. 39 - 62. Teléfono (571) 2886355. Fax: (571) 2884367. Bogotá, D.C. - Colombia.
Teléfonos de Emergencia:

SECCIÓN 2: COMPOSICIÓN E INFORMACIÓN SOBRE INGREDIENTES

Componente	COMPONENTES			
	CAS	TWA	STEL	%
Butano	108-97-8	1000 ppm (ACGIH 2004)	N.R. (ACGIH 2004)	< 2.5
Propano	74-98-8	1000 ppm (ACGIH 2004)	N.R. (ACGIH 2004)	>90
Propileno	115-07-1	Asfixiante simple (D) (ACGIH 2004)	Asfixiante simple (D) (ACGIH 2004)	< 5

Uso: El LPG se utiliza como combustible para uso doméstico, industrial, agrícola, automotor o como reemplazo de los refrigerantes en aerosol.

SECCIÓN 3: IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS

VISIÓN GENERAL SOBRE LAS EMERGENCIAS:

Aunque las propiedades toxicológicas de esta sustancia no han sido ampliamente estudiadas, puede producir asfixia, dolor de cabeza, irritación en los ojos o daños en los tejidos de la piel.

EFFECTOS ADVERSOS POTENCIALES PARA LA SALUD:

Inhalación: A bajas concentraciones puede causar sed y opresión en el pecho. A concentraciones más altas puede causar inflamación del tracto respiratorio y asfixia. Los síntomas pueden incluir respiración rápida, fatiga, descoordinación, somnolencia, confusión mental, shock, inconsciencia y convulsiones.
Ingestión: El líquido puede causar náuseas, vómito y congelamiento de boca y garganta.
Piel: El líquido puede provocar quemaduras por congelación.
Ojos: El gas produce irritación. Al contacto con el líquido pueden presentarse irritación, enrojecimiento y quemaduras.
Efectos crónicos: La exposición prolongada y repetida puede producir anemia, en altas concentraciones provoca

LPG GAS PETROLATO LIQUIDO
CISPROQUIM 1

asfixia, y el gas presurizado provoca quemaduras.

SECCIÓN 4: PROCEDIMIENTOS DE PRIMEROS AUXILIOS

Inhalación:	Trasladar al aire fresco. Si no respira administrar respiración artificial. Si respira con dificultad suministrar oxígeno. Mantener la víctima abrigada y en reposo.
Ingestión:	Buscar atención médica inmediatamente y no inducir el vómito.
Piel:	Retirar la ropa y calzado contaminados. Lavar la zona afectada con abundante agua y jabón, mínimo durante 15 minutos. Si la irritación persiste repetir el lavado. Buscar atención médica. Si se ha ocurrido congelación buscar atención médica inmediatamente, no retirar la ropa ni lavar el área afectada con agua.
Ojos:	Lavar con abundante agua, mínimo durante 15 minutos. Levantar y separar los párpados para asegurar la remoción del químico. Si la irritación persiste repetir el lavado. Buscar atención médica.
Nota para los médicos:	Después de proporcionar los primeros auxilios, es indispensable la comunicación directa con un médico especialista en toxicología, que brinde información para el manejo médico de la persona afectada, con base en su estado, los síntomas existentes y las características de la sustancia química con la cual se tuvo contacto.

SECCIÓN 5: MEDIDAS EN CASO DE INCENDIO

Punto de inflamación (°C):	+104
Temperatura de autoignición (°C):	450
Límites de inflamabilidad (%V/V):	1.9 a 9.5
Peligros de incendio y/o explosión:	Extremadamente inflamable. Se enciende con facilidad. Los contenedores pueden explotar al someterlos al calor. Sus vapores se concentran en las zonas bajas y pueden viajar a una fuente de ignición regresando después en llamas. Puede formar mezclas explosivas con aire.
Medios de extinción:	Polvo químico seco. Agua en atomizador, espuma o dióxido de carbono.
Productos de la combustión:	Cuando se oxida con deficiencia de oxígeno puede producir monóxido de carbono.
Precauciones para evitar incendio y/o explosión:	Evitar fuentes de calor o ignición y el contacto con agentes oxidantes fuertes. Proveer de ventilación adecuada el área de trabajo, especialmente en zonas bajas. Conectar a tierra los recipientes para evitar descargas electrostáticas. Los equipos eléctricos, de iluminación y ventilación deben ser a prueba de explosiones.
Instrucciones para combatir el fuego:	Evacuar o aislar el área de peligro. Eliminar toda fuente de ignición. Restringir el acceso a personas innecesarias y sin la debida protección. Ubicarse a favor del viento. Usar equipo de protección personal. Controlar la fuga si no hay riesgo, de lo contrario es mejor dejarlo arder. Mantener refrigerados los contenedores aplicando agua en forma de rocío desde máxima distancia. Notificar al departamento de bomberos.

SECCIÓN 6: MEDIDAS EN CASO DE VERTIDO ACCIDENTAL

Evacuar o aislar el área de peligro. Eliminar toda fuente de ignición. Restringir el acceso a personas innecesarias y sin la debida protección. Usar equipo de protección personal. Ventilar el área. No permitir que caiga en fuentes de agua y alcantarillas. Cortar el flujo de gas. Si es un cilindro dejar al aire libre hasta que se desocupe. Si el gas escapa pero no arde, invierta el recipiente con fugas con el fin de que el gas escape primero que el líquido, reducir el vapor con agua en forma de niebla.

SECCIÓN 7: MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Manejo:	Usar siempre protección personal así sea corta la exposición o la actividad que realice con el producto. Mantener estrictas normas de higiene, no fumar, ni comer en el sitio de trabajo. Usar las menores cantidades posibles. Conocer en donde está el equipo para la atención de emergencias. Leer las instrucciones de la etiqueta antes de usar el producto. Evitar chispas. Conectar a tierra todos los equipos de transferencia y almacenamiento. Equipar los tanques con válvulas de cierre.
----------------	--

LPG GAS PETROLATO LIQUIDO

CISPROQUIM 2

	automático y tapones de presión de vacío. Asegúrese de que el lugar donde realice la manipulación se encuentre aireado. No deben utilizarse lentes de contacto cuando se trabaje con este químico. Se deben emplear equipos a prueba de explosión.
Almacenamiento:	Mantener el producto en contenedores cerrados, lugares ventilados, frescos, secos y señalizados, lejos de fuentes de calor e ignición. Separar de materiales incompatibles, así mismo rotular los recipientes adecuadamente y mantenerlos bien cerrados. Utilizar como recipientes cilindros de acero y tanques, colocados siempre en posición vertical, con las válvulas hacia arriba excepto si utilizan vaporizadores. Los recipientes deben ser revisados periódicamente para detectar daños o roturas que puedan ocasionar escape del producto. Conecte a tierra los recipientes para evitar descargas electrostáticas. Los equipos eléctricos, de iluminación y ventilación deben ser a prueba de explosiones.

SECCIÓN 8: CONTROLES DE EXPOSICIÓN Y PROTECCIÓN PERSONAL

Controles de Ingeniería:	Ventilación local y general, para asegurar que la concentración no exceda los límites de exposición ocupacional. Debe disponerse de duchas y estaciones lavajos.
---------------------------------	--

EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL

Protección de los ojos y rostro:	Gafas de seguridad.
Protección de piel:	Guantes de caucho de butilo o neopreno, overol y botas.
Protección respiratoria:	Usar respiradores aprobados por NIOSH/MSHA.
Protección en caso de emergencia:	Equipo respirador autónomo (NIOSH) y equipo protector completo de acuerdo con las regulaciones OSHA.

SECCIÓN 9: PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS

Apariencia, olor y estado físico:	Apariencia: Gas, es líquido bajo presiones moderadas o por enfriamiento a temperaturas inferiores al punto de ebullición; Color: Sin color, Olor: Sin color a temperatura ambiente.
Gravedad específica (Agua=1):	0.51 a 0.58 a 20°C
Punto de ebullición (°C):	+42
Punto de fusión (°C):	N.R.
Densidad relativa del vapor (Aire=1):	1.52 a 2.0
Presión de vapor (mm Hg):	10305 a 37.8°C
Viscosidad (cp):	N.R.
pH:	N.A.
Solubilidad:	Insoluble en agua. Soluble en alcohol, benceno, cloroformo y éter.

SECCIÓN 10: ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

Estabilidad química:	Es estable bajo condiciones normales.
Condiciones a evitar:	Materiales incompatibles.
Incompatibilidad con otros materiales:	Reacciona con ácido nítrico y agentes oxidantes fuertes. Al contacto con agentes oxidantes fuertes. Ataca algunas clases de plásticos, caucho y revestimientos.
Productos de descomposición peligrosos:	Monóxido de carbono, dióxido de carbono, aldenidos.
Polymerización peligrosa:	No ocurre.

SECCIÓN 11: INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

No hay información disponible sobre cancerogenicidad, mutagenicidad, teratogenicidad o efectos reproductivos, concentraciones y dosis letales.

SECCIÓN 12: INFORMACIÓN ECOLÓGICA

No se ha encontrado información alguna, donde se establezca que este producto cause daños ecológicos, sin embargo es necesario evitar la liberación no controlada de este material porque puede ocasionar efectos adversos en plantas y animales.

Así mismo es importante resaltar que está bajo investigación establecer datos más precisos en este campo.

SECCIÓN 13: CONSIDERACIONES DE DISPOSICIÓN

El GLP puede eliminarse quemándolo en una cámara de combustión adecuada o en un horno bajo condiciones controladas. Se debe manejar de acuerdo a las regulaciones ambientales locales.

SECCIÓN 14: INFORMACIÓN SOBRE TRANSPORTE

Etiqueta roja con el número 2 y en donde se relacione que es un "gas inflamable". No transportar con sustancias explosivas, sólidos inflamables, agente oxidantes, peróxidos orgánicos, sustancias radiactivas, ni sustancias con riesgos de incendio.

SECCIÓN 15: INFORMACIÓN REGLAMENTARIA

1. Ley 769/2002. Código Nacional de Tránsito Terrestre. Artículo 32: La carga de un vehículo debe estar debidamente empacada, rotuleada, embaleada y cubierta conforme a la normatividad técnica nacional.
2. Los residuos de esta sustancia están considerados en: Ministerio de Salud. Resolución 2309 de 1996, por la cual se hace necesario dictar normas especiales complementarias para la cumplida ejecución de las leyes que regulan los residuos sólidos y concretamente lo referente a residuos especiales.
3. Ministerio de Transporte. Decreto 1609 del 31 de julio de 2002. Por el cual se reglamenta el manejo y transporte terrestre automotor de mercancías peligrosas por carretera.
4. Ministerio de Transporte. Resolución número 3900 del 11 de diciembre de 1998. Por el cual se adopta el diseño y se establecen los mecanismos de distribución del formato único del manifiesto de carga.
5. Ministerio de Transporte. Resolución 2025 de junio 23 de 1994. Por el cual se reglamenta el Registro de transporte de combustible para los vehículos motorizados y no motorizados, destinados al transporte de Gas Propano (GLP) y gas natural comprimido (GNC); se establece un procedimiento y se adoptan unos formatos.
6. Ministerio de Minas y Energía. Resolución Número 0087 del 21 de diciembre de 1995. Por el cual se establece el Código de Distribución de Gas Combustible por Redes.
7. Ministerio de Minas y Energía. Resolución número 074 del 10 de septiembre de 1999. Por el cual se regula el servicio público domiciliario de gases licuados del petróleo (GLP), y se dictan otras disposiciones.
8. Ministerio de Minas y Energía. Resolución número 80505 del 17 de marzo de 1997. Por el cual se dicta el reglamento técnico al cual debe someterse el almacenamiento, manejo, comercialización mayorista y distribución de gas licuado del petróleo, (GLP).

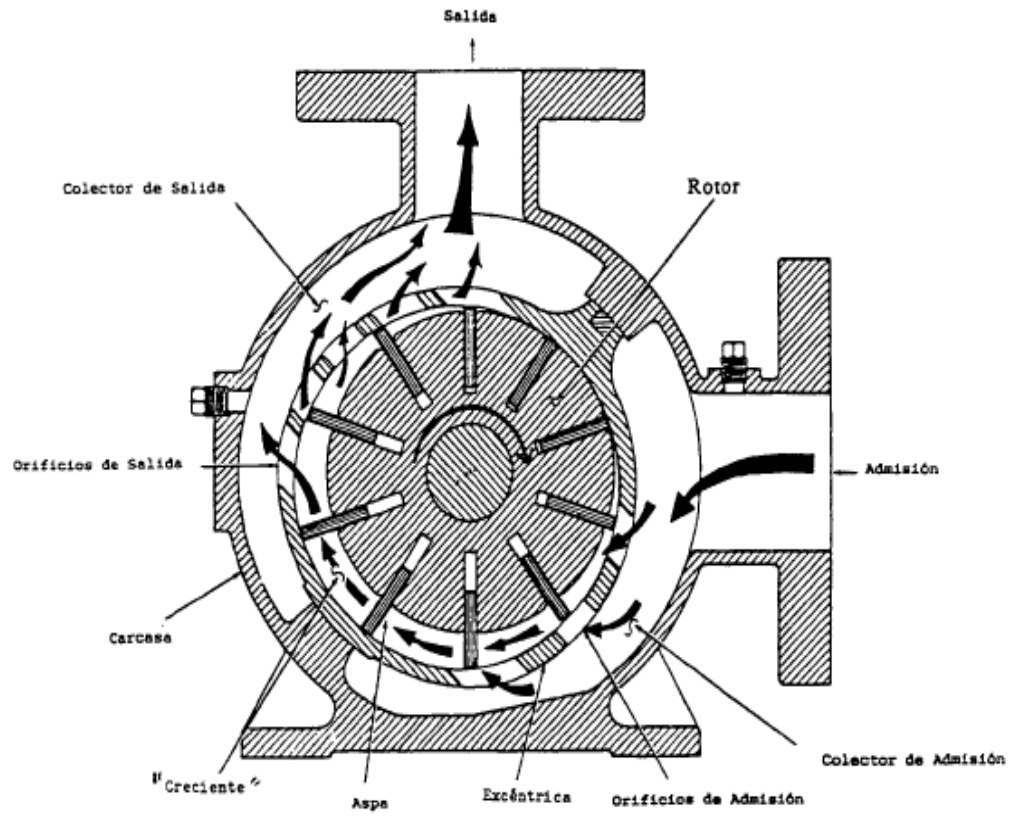
SECCIÓN 16: OTRAS INFORMACIONES

La información relacionada con este producto puede no ser válida si éste es usado en combinación con otros materiales o en otros procesos. Es responsabilidad del usuario la interpretación y aplicación de esta información para su uso particular.

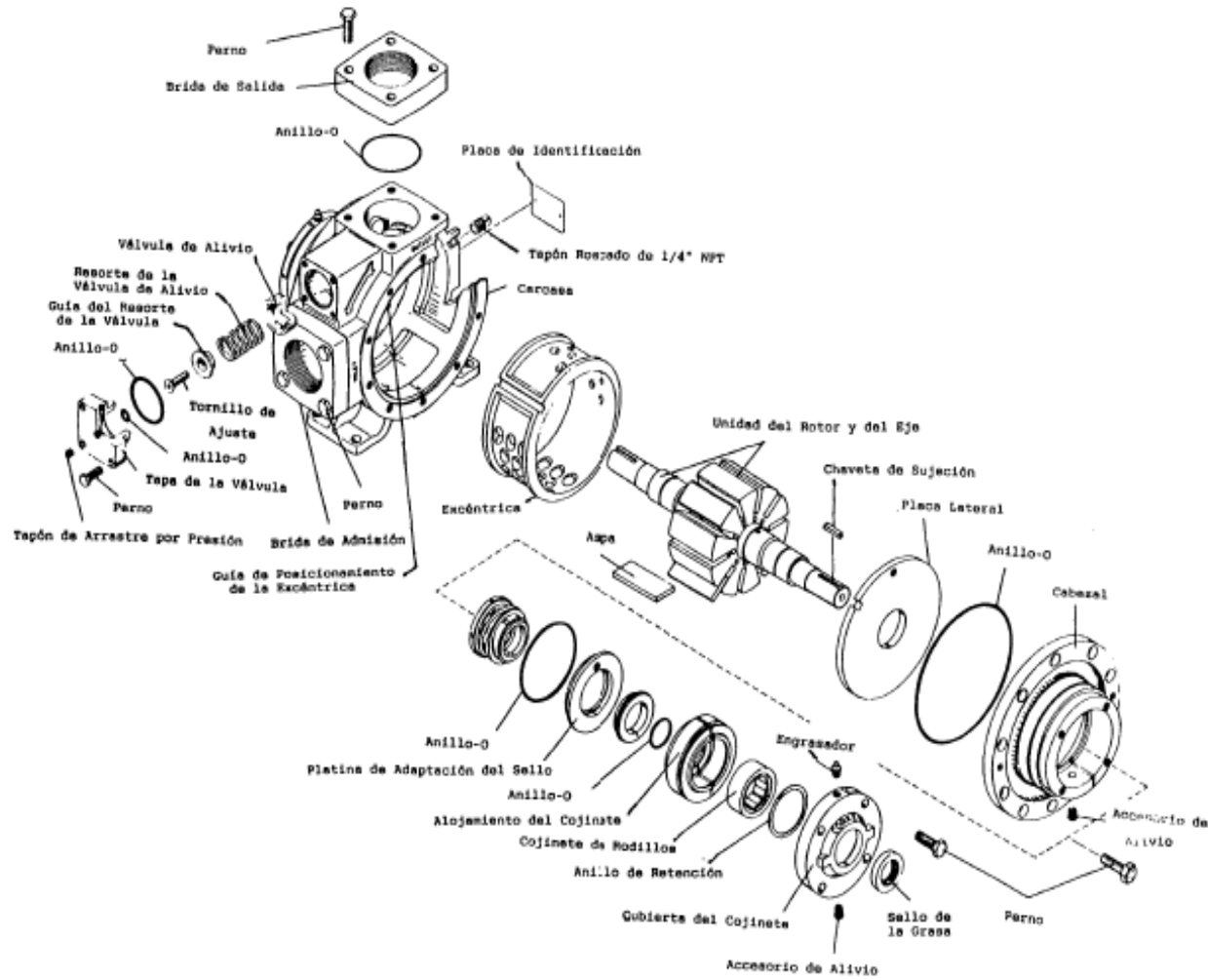
Bibliografía

ANEXO D. FUNCIONAMIENTO Y CONFIGURACIÓN DE UNA BOMBA DE PALETAS

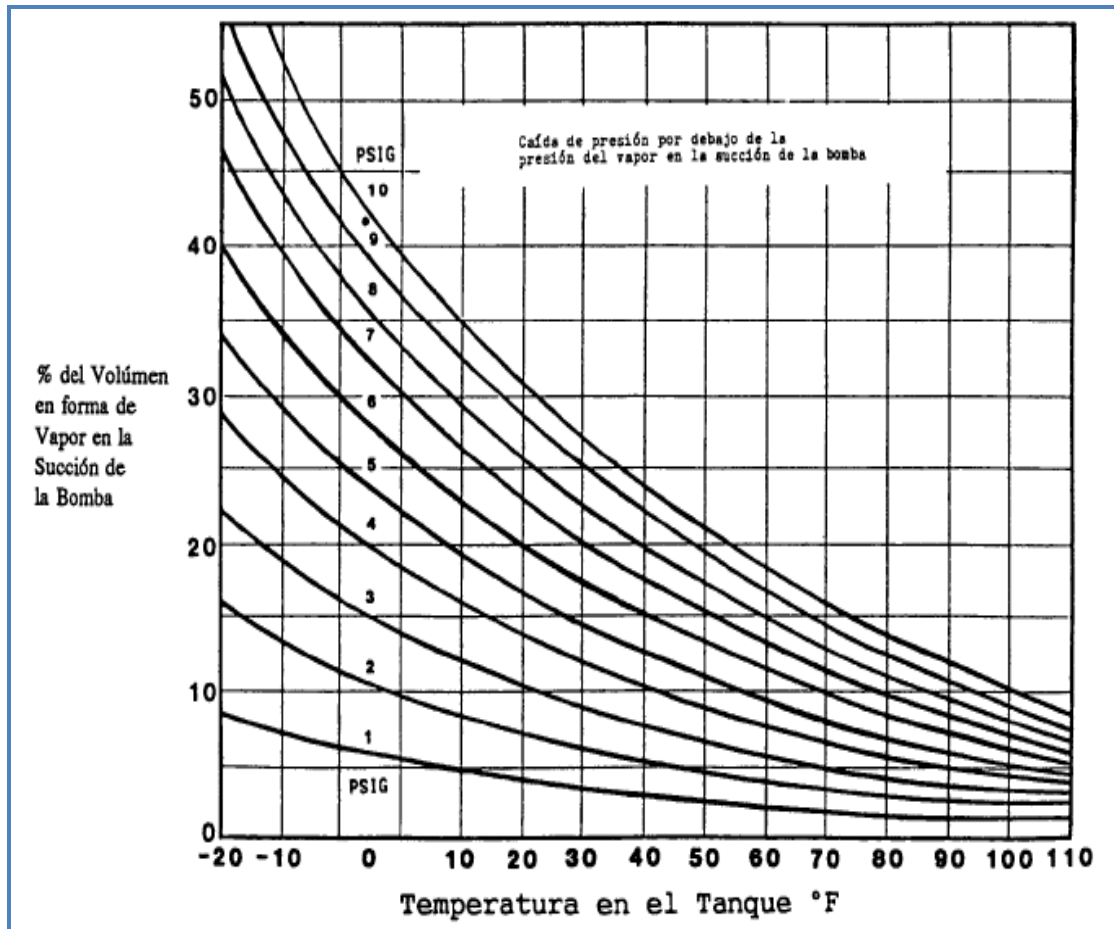
D1.DISPOSICIÓN DE LA BOMBA DE PALETAS




D2. DESPLIEGUE DE UNA BOMBA DE PALETAS (CORO-VANE)



ANEXO E. PORCENTAJE DE VOLUMEN EN FORMA DE VAPOR EN LA SUCCIÓN DE LA BOMBA DEPENDIENDO DE LA TEMPERATURA Y LA CAÍDA DE PRESIÓN POR DEBAJO DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN





ANEXO F. BOMBAS Y COMPRESORES BLACKMER



BULLETIN 501-001
Section: **501**
Effective: **October 2010**
Replaces: **October 2008**

Positive Displacement Pumps and Oil-Free Gas Compressors

For Liquefied Gas Applications



Process | Energy | Military & Marine



Blackmer Liquefied Gas Pumps & Compressors

Durability / High Efficiency / Quiet Operation / Easy Maintenance

Guide to Blackmer Liquefied Gas Equipment

Product	Description / Application	Page
LGR LGRFP LGB1 LGB1P	Motor speed pumps for cylinder filling, low volume motor fueling and small vaporizers. Capacities to 15 U.S. gpm (57 lpm).	4 - 5
LGR1F1.25 LGLU1.25 LGLU 5	Motor speed pumps for multi-station cylinder filling, motor-fueling, low volume transfer and vaporizers. Capacities to 35 U.S. gpm (132 lpm).	6 - 7
LGLD2 LGLD3 LGLD4 LGLH8 LGLH2	Foot-mounted pumps for bulk plants, terminals, vaporizers, bobtalls and transports. Capacities to 350 U.S. gpm (1,325 lpm).	8 - 9
TGLR3 TGLR4	Flange-mounted pumps for bobtalls and transports. Capacities to 350 U.S. gpm (1,325 lpm).	10 - 11
LB161 LB361 LB801 LB942	Oil-free gas compressors for liquid transfer and vapor recovery. Capacities to 125 cfm (212 m ³ /h).	12 - 15
BV1/4 BV1 BV1/4 BV1/8 BV2	Bypass valves for in-line system protection. Capacities to 250 U.S. gpm (946 lpm).	16

Blackmer offers a full line of liquefied gas pumps and oil-free gas compressors, designed for maximum performance and reliability. From the smallest cylinder

filling operation to the largest, most sophisticated bulk plant/rail car unloading system, you will find Blackmer pumps and compressors operating throughout the world.

Sliding vane design is ideal for butane, propane, anhydrous ammonia, propellants, refrigerants and similar liquefied gases

Blackmer liquefied gas pumps are widely used for cylinder filling, motor fueling, bulk transfer, vaporizers, and on bobtalls and transports.

Utilizing Blackmer's unique sliding vane design, these positive displacement pumps offer the best combined characteristics of sustained high-level performance, energy efficiency, trouble-free operation, and low maintenance cost.

Pump models are available in 1 to 4-inch port sizes. All models have ductile iron construction for thermal shock resistance, low friction ball bearings for high efficiency and quiet operation, and threaded lock collars that prevent end thrust wear.

Cavitation Suppression Liners

1.25 through 4-inch models now have special liners that "cushion" the effects of collapsing vapor bubbles within the pump, sharply reducing the noise, vibration, and wear normally caused by entrained vapors. See page 6 for additional details.

High Performance Design Features

Replaceable casing liner and end discs
Blackmer LGL models can be economically rebuilt for like-new performance with replaceable end discs and liners, specially designed to suppress cavitation and reduce wear.

Two-piece threaded lock collars
Precisely position the rotor and shaft, allowing the pump to operate under high inlet pressures. In addition, this positive lock thrust control helps prevent premature wear to internal components.

External ball bearings
Low friction grease-lubricated ball bearings are completely isolated from the pumpage by mechanical seals for trouble-free service and long life.

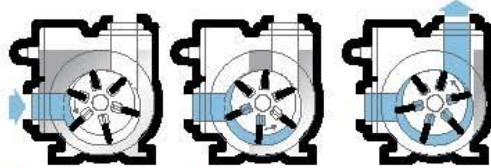
Ductile iron construction
All pressure parts are of ductile iron for greater resistance to both thermal and mechanical shock.

Internal relief valve
Protects the pump from excessive pressure buildup in the event of an obstructed or closed return line.

Nonmetallic Duravanes
Designed to resist wear under non-lubricating conditions. These chemically inert vanes are formulated of a tough resin material for long life and quiet operation.

Blackmer mechanical seals
Specially developed for non-lubricating liquids, Blackmer's exclusive component type design is field proven to provide long life and reliable service on a wide range of liquefied gas applications.

FIGURE 1. How Blackmer's sliding vane action works



How Blackmer sliding vane pumps achieve high efficiency

As shown in Figure 1, Blackmer pumps use a rotor with sliding vanes that draw the liquid in behind each vane, through the inlet port and into the pumping chamber. As the rotor turns, the liquid is transferred between the vanes to the outlet where it is discharged as the pumping chamber is squeezed down. Each vane provides a positive mechanical push to the liquid before it.

Vane contact with the chamber wall is maintained by three forces: (1) centrifugal force from the rotor's rotation, (2) push rods moving between opposing pairs of vanes, and (3) liquid pressure entering through the vane grooves and acting on the rear of the vanes. Each revolution of a Blackmer pump displaces a constant volume of fluid. Variance in pressure has minimal effect. Energy-wasting turbulence and slippage are minimized and high volumetric efficiency is maintained.

Efficiency means energy savings

The high efficiency of Blackmer pumps means they require less horsepower than other positive displacement pumps. So you spend less on motors initially and less on electricity to operate the pumps after they are installed.

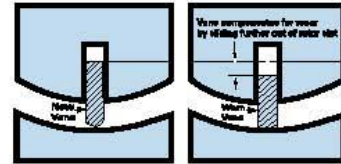
High capacity at lower speeds means reduced wear

The volumetric efficiency of Blackmer pumps saves more than energy. Their inherently low slippage allows them to operate at substantially lower rpms than other positive displacement pump types, while still delivering equivalent output. These lower operating speeds mean quieter operation, longer service life, and reduced maintenance requirements.

Self-adjusting vanes keep performance high

The performance of gear pumps will constantly diminish as wear increases clearances. To compensate for the reduced performance, you must increase the pump speed (which further accelerates pump wear) or put up with reduced capacity until performance drops to a totally unacceptable level. The vanes on a Blackmer pump automatically slide out of their rotor slots to continuously adjust for wear. No more speeding up to compensate and no more putting up with poor performance. Blackmer pumps maintain near-original efficiency and capacity throughout the life of the vanes.

FIGURE 2. How Blackmer's sliding vanes maintain efficiency



Vane replacement in minutes, easy inspection

Vane replacement is easy. Simply remove the outboard head assembly, slide out the old vanes, insert the new ones, and reinstall the head. In a matter of minutes, your pump is back in operation. Routine inspection is equally easy. In fact, most maintenance can be done without disconnecting the pump from its piping or drive shaft.



Simple vane replacement requires no special tools.

Replaceable liners economically restore efficiency

Blackmer LGL pumps are equipped with replaceable liners that protect the pump casing and provide the economy of simple replacement, restoring the pump to like-new efficiency. No special tools are required to remove a worn liner and install a new one, and the simple operation can be completed in a few minutes without taking the pump off line.



Easily replaceable liner restores efficiency.

UL and ISO 9001

All pump and bypass valve models described in this bulletin are listed by Underwriters Laboratories for both LP-gas and anhydrous ammonia service.

All products in this bulletin are manufactured to ISO 9001 quality standards.





LGF1 & LGB1 Pumps Motor Speed Pumps for Cylinder Filling



These 1-inch motor speed pumps have long been popular for cylinder filling, small volume motor fueling and supplying small vaporizers. They offer the same heavy-duty construction of larger Blackmer models and are available in two mounting styles and capacity ranges. The LGF1 model is fitted with an integral bracket and coupling for direct flange mounting to a NEMA C-face motor. This bracket also allows the pump body to be rotated to simplify hookup to piping systems. The LGB1 model is equipped with a coupling and bracket for mounting to a conventional base. The LGF1 and LGB1 models will handle up to 10 U.S. gpm (38 L/min). The LGF1P and LGB1P models offer 50% greater capacity and will handle up to 15 U.S. gpm (57 L/min).

All models have 1-inch NPT tapped ports and use an exclusive "combination" valve that acts as both a back-to-tank bypass valve and as an internal relief valve. This feature lowers installation costs by eliminating the need for a separate bypass valve. It also assures pressure relief if the back-to-tank bypass line is closed. The valve's unique three-stage operation is shown in Figure 3.

Standard construction materials for these models include Buna-N mechanical seals and Duravanes for handling both LP gas and anhydrous ammonia. Maximum differential pressure is 125 psi (8.62 Bar) for both models.

Assembled Pump Units



LGF Drive Style Flange Mounting - Direct Motor Drive

LGF1 and LGF1P models are supplied with an integral bracket and flexible

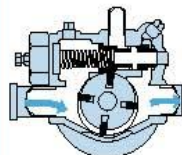
shaft coupling, ready to accept a NEMA C-face motor. All LGF units are available with or without electric motors. Standard motors furnished by Blackmer for these pumps are explosion-proof, single-phase, 115/230 volt, with automatic reset overload protection. An explosion-proof manual switch is also available for mounting at the motor or remote location.

DM Drive Style Bracket Mounting - Direct Motor Drive

LGB1-DM or LGB1P-DM base-mounted units are available, complete with pump, bracket, coupling and coupling guard, mounted on a common base, ready to accept a standard NEMA motor. All DM units are available with or without electric motors.



FIGURE 3. Combination relief/bypass valve



Normal Operation

Valve is completely closed during normal operation with discharge line open.



Back-to-Tank Bypassing

Discharge pressure exceeding the valve setting opens valve to second stage, returning all or part of pump flow back to supply tank.



Pressure Relief

If back-to-tank line is closed, valve opens to third stage, passing flow back to inlet side of pump.

Selection Data

When selecting a standard pump or assembled unit from the table below, check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves. These pumps are rated for continuous duty, although such applications may accelerate pump wear rates, particularly if vaporization occurs in the

pump intake line. Pumps used on vaporizers should be mounted with inlet up, and sized for a capacity of at least 150% of the normal peak load to prevent system failure due to sudden pressure drop on start-up. Additional system requirements can be achieved by series of parallel staging.

Assembled Pump Units		Pump and Motor Speed rpm	Approximate Delivery of Propane at Differential Pressures and Pump Speeds Shown ¹				Maximum Differential Pressure		Maximum Working Pressure ³		Normal Time To Fill LP Gas Cylinders in Minutes		Standard Motor ²	Motor Size For Mounting on Standard Base ²	
Model	Factory Relief Valve Setting		50 PSI (3.45 Bar)		100 PSI (6.89 Bar)		psi	Bar	psi	Bar	20 lb. (9 kg) Cylinder	100 lb. (45 kg) Cylinder	hp	Minimum Frame Size	Maximum Frame Size
			gpm	L/min	gpm	L/min									
LGF1	105 psi (7.24 bar)	1,750	8.0	30.3	6.0	22.7	125	8.62	350	24.13	¼	3	1	56C	184C ⁴
LGB1-DM	105 psi (7.24 Bar)	1,750	8.0	30.3	6.0	22.7	125	8.62	350	24.13	¼	3	1	56	184
LGF1P	120 psi (8.27 Bar)	1,750	13.0	49.2	10.0	37.9	125	8.62	350	24.13	¼	2	1½	56C	184C ⁴
LGB1P-DM	120 psi (8.27 Bar)	1,750	13.0	49.2	10.0	37.9	125	8.62	350	24.13	¼	2	1½	56	184

¹ Check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves below. See footnote with the curves which explains the factors that can cause delivery to vary.

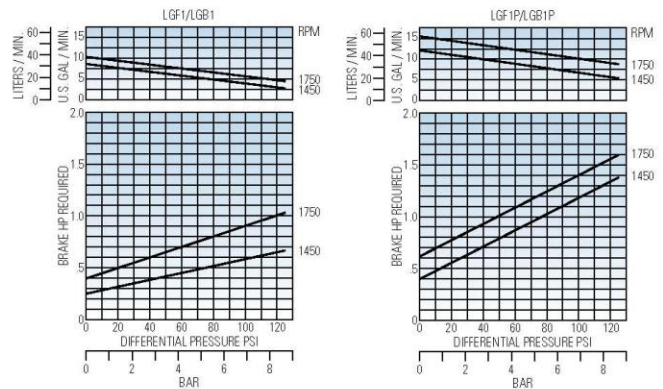
² Motors may be specified from Electric Motor Price List No. 10-MTRG-01 (explosion-proof manual start switch for 1 & 1-1/2 horsepower single-phase motors also available).

³ Maximum rated working pressure is 350 psi (24.13 Bar) for LPG and NH₃ (limited by U.L. and N.F.P.A. 58).

⁴ Pump flange accepts NEMA C-face motors with 5-7/8" bolt circle diameter. Pump flange will not accept 182TC or 184TC frames.

Performance Curves

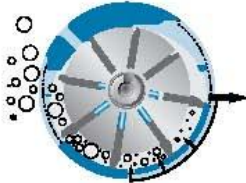
These curves are based on approximate delivery rates when handling propane or anhydrous ammonia at 80°F (26.7°C). Line restrictions such as excess flow valves, elbows, etc. will adversely affect deliveries. For propane at 32°F (0°C), actual delivery will be further reduced to about 80% of nominal. Delivery of butane at 80°F (26.7°C) will be 60% to 70% of these values, and may run as low as 35% to 45% at 32°F (0°C). This loss of delivery is not a pump characteristic but is caused by natural thermodynamic phenomena of liquefied gases.





LGL Series Pumps

With Cavitation Suppression Liners



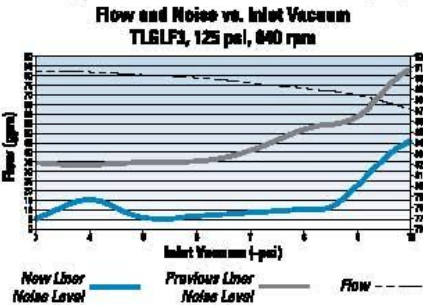
1.25-inch through 4-inch LGL pumps feature noise suppression liners. This patented technology reduces noise at its source by reducing the amount of cavitation in the pump. Reducing the cavitation level also reduces vibration and wear.

The sudden collapse of vapor bubbles inside the pump is known as cavitation. By allowing a controlled amount of fluid at discharge pressure to bleed back toward the suction of the

pump, the vapor bubbles are collapsed over a longer period time. The net result is less noise, less vibration and less wear.

As shown in the chart, the reduction in noise level can be quite dramatic. Similar noise reductions have been measured in all the LGL pump sizes.

Patent number: 6,030,191



LGR1.25, LGL1.25 & LGL1.5 Pumps

Motor Speed Pumps for Motor Fueling and Multi-Cylinder Filling



LGL1.25/LGL1.5

These durable motor speed pumps offer capacities from 9 to 35 U.S. gpm (34-132 L/min), and are ideal for motor fueling, multiple-station cylinder filling and a variety of small transfer jobs. The LGL models are designed for foot mounting to a common base-plate. The LGLF models are fitted with an integral bracket and coupling for direct flange mounting to a NEMA C-face motor. This bracket also allows the pump body to be rotated to simplify hookup to piping systems.

Available with 1.25 or 1.5-inch NPT tapped ports, all models are equipped with an internal relief valve, and a replaceable casing liner and end discs for easy rebuilding of the pumping chamber if ever necessary. The LGR1.25-inch model features a special liner, which offers lower flow rates than the LGL 1.25-inch pump. In addition, these pumps feature cavitation suppression liners to reduce noise, vibration and wear.

Standard construction materials for these models include Buna-N mechanical seals and Duravanes for handling both LP gas and anhydrous ammonia. Maximum differential pressure is 150 psi (10.34 Bar) for all models.

Assembled Pump Units



LGL1.25A/LGL1.5



LGF Drive Style

Flange Mounting - Direct Motor Drive

Standard LGR1.25 and LGL1.25 models are supplied with an integral bracket and a flexible shaft coupling, ready to accept a NEMA C-face motor. All LGF units are available with or without electric motors.



DM Drive Style

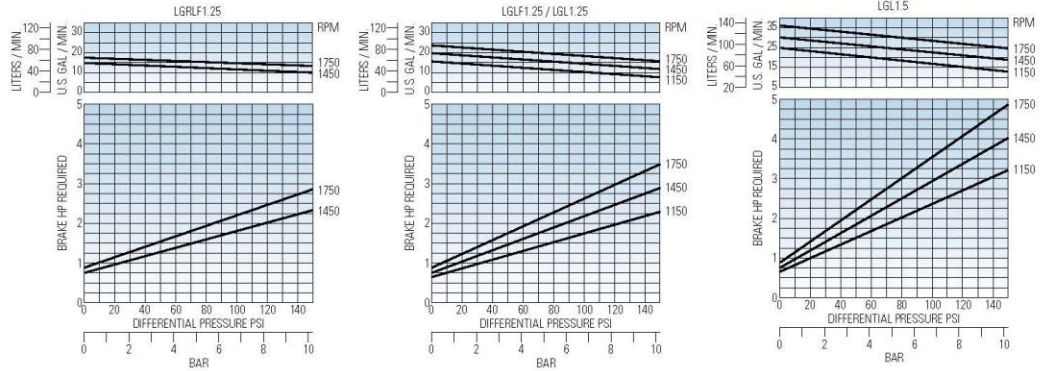
Foot Mounting - Direct Motor Drive

LGL1.25-DM and LGL1.5-DM base-mounted units are available, complete with pump, coupling and coupling guard, mounted on a common base, ready to accept a standard NEMA motor. All DM units are available with or without electric motors.



LGR1.25/LGL1.25

Performance Curves



These curves are based on approximate delivery rates when handling propane or anhydrous ammonia at 80°F (26.7°C). Line restrictions such as excess flow valves, elbows, etc. will adversely affect deliveries. For propane at 32°F (0°C), actual delivery will be further reduced to about 80% of nominal. Delivery of butane at 80°F (26.7°C) will be 60% to 70% of these values and may run as low as 35% to 45% at 32°F (0°C). This loss of delivery is not a pump characteristic but is caused by natural thermodynamic phenomena of liquefied gases.

Selection Data

When selecting a standard pump or assembled unit from the table below, check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves. These pumps are rated for continuous duty, although such applications may accelerate pump wear rates, particularly if vaporization occurs in the

pump intake line. Pumps used on vaporizers should be mounted with inlet up, and sized for a capacity of at least 150% of the normal peak load to prevent system failure due to sudden pressure drop on startup. Additional system requirements can be achieved by series or parallel staging.

Assembled Pump Units		Pump and Motor Speed rpm	Approximate Delivery of Propane at Differential Pressures and Pump Speeds Shown ¹				Maximum Differential Pressure		Maximum Working Pressure ²		Motor Size For Mounting on Standard Base ³	
Model	Factory Relief Valve Settings		50 psi (3.45 Bar)		100 psi (6.89 Bar)		psi	Bar	psi	Bar	Minimum Frame Size	Maximum Frame Size
			gpm	L/min	gpm	L/min						
LGRF1.25	150 psi (10.34 Bar)	1,750	16.0	60.6	14.0	53.0	150	10.34	350	24.13	56C	184C ⁴
		1,450	13.0	49.2	10.0	37.9	150	10.34	350	24.13	56C	184C ⁴
LGLF1.25	150 psi (10.34 Bar)	1,750	21.0	79.5	18.0	68.1	150	10.34	350	24.13	56	215
		1,150	13.0	49.2	10.0	37.9	150	10.34	350	24.13	56	215
LGL1.25-DM	150 psi (10.34 Bar)	1,750	33.0	124.9	29.0	109.8	150	10.34	350	24.13	56	215
		1,150	20.0	75.7	17.0	64.4	150	10.34	350	24.13	56	215

¹ Check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves. See footnote with the curves which explains the factors that can cause delivery to vary.

² Maximum rated working pressure is 350 psi (24.13 Bar) for LPG and NH₃ (limited by U.L. and N.F.P.A. 58).

³ Motors may be specified from Electric Motor Price List No. 10-MTRG-01 (explosion-proof manual start switch for 1 & 1-1/2 horsepower single-phase motors also available).

⁴ Pump flange accepts NEMA C-face motors with 5-7/8" bolt circle diameter. Pump flange will not accept 182TC or 184TC frames.

Note: Refer to back cover for external bypass valve information.

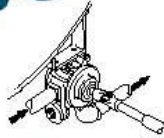


LGLD2, LGLD3 & LGLD4 Pumps

Multi-Purpose Pumps for Bulk Plants, Terminals and Truck Systems



LGLD4 cutaway



Truck Mounted Drive

Blackmer LGLD2 pumps are often mounted to the chassis of a bobtail, or to a steel pad that is welded to the tank.

The 3- and 4-inch models can be mounted to a transport in a number of different ways, generally near or between the tank landing gear brackets.

Truck mounted pumps are normally driven through a P.T.O. or hydraulic drive system. Refer to Blackmer's Liquefied Gas Handbook-Bulletin 500-001 for various types of bobtail and transport pump systems.

These rugged pumps are ideal for bulk plant service, multiple cylinder filling applications, vaporizers, bobtails and transports.

Single- or double-ended drive shaft models are offered in 2-, 3- and 4-inch port sizes with capacities ranging from 30 to 350 U.S. gpm (114–1,325 L/min). The LGLD2 and LGLD3 models have long been popular for bobtail service because of their double-ended drive shaft arrangement, which allows the pump to be easily positioned for clockwise or counter-clockwise shaft rotation.

All models have an internal relief valve, and a replaceable casing liner and end discs for easy rebuilding of the pumping chamber if ever necessary. In addition, these pumps feature cavitation suppression liners to reduce noise, vibration and wear.

Standard construction materials include Buna-N mechanical seals and Duravanes for handling both LP-gas and anhydrous ammonia.

Maximum differential pressure for the 2- and 3-inch models is 150 psi (10.34 Bar), and 125 psi (8.62 Bar) for the 4-inch models. Ports are offered with NPT tapped companion flanges or weld flanges.

Assembled Pump Units



VB Drive Style

V-Belt Drive

Standard base-mounted VB units are available, complete with pump, hubs, sheaves, high-torque V-belts and belt guard, mounted on a common base, ready to accept a standard NEMA motor. All VB units are available with or without motors.

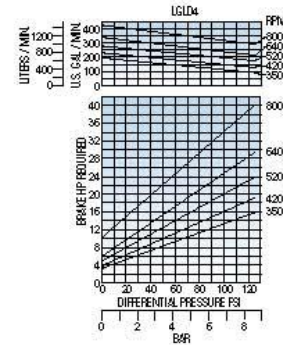
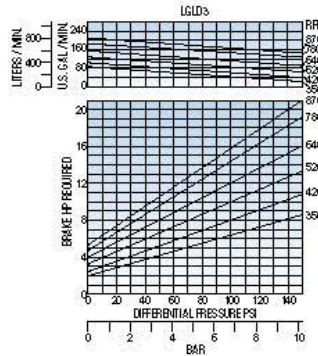
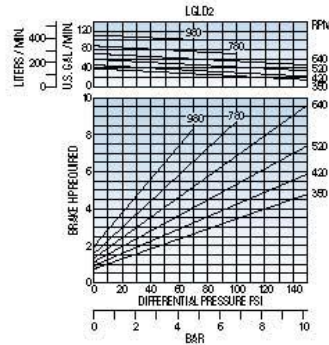


HR Drive Style

Helical Gear Reduction Drive

Standard base-mounted HR units are available, complete with pump, Blackmer Helical Gear Reducer, mounting brackets, couplings and coupling guards, mounted on a common base, ready to accept a standard NEMA motor. All HR units are available with or without motors.

Performance Curves



These curves are based on approximate delivery rates when handling propane or anhydrous ammonia at 60°F (26.7°C). Line restrictions such as excess flow valves, elbows, etc. will adversely affect deliveries. For propane at 32°F (0°C), actual delivery will be further reduced to about 50% of nominal. Delivery of butane at 60°F (26.7°C) will be 60% to 70% of these values, and may run as low as 35% to 45% at 32°F (0°C). This loss of delivery is not a pump characteristic but is caused by natural thermodynamic phenomena of liquefied gases.

Selection Data

When selecting a pump for truck or transport systems, use the performance curves on the opposite page. For a standard pump or assembled unit, use the table shown. The table shows brake horsepower limitations for the unit's drive and base. Check these limits against the pump brake horsepower requirements, as shown in the curves. For continuous duty applications, it is generally advisable to use pump speeds of 400 rpm or less. Peak shaving plant systems, for example, involve continuous pump duty. Moreover, pumps used in peak shaving plant systems should be sized for a capacity of at least 150% of the normal peak load to prevent system failure due to abnormal vaporization in the intake line.

Companion Flanges

Pump Model	Standard or Optional	Intake	Discharge
LGLD2	Standard	2" NPT	2" NPT
	Optional	2" Weld	2" Weld
LGLD3	Standard	3" NPT	3" NPT
	Optional	3" Weld	3" Weld
	Optional	3" 300# ANSI	3" 300# ANSI
LGLD4	Standard	4" Weld	3" Weld
	Optional	4" 300# ANSI	4" 300# ANSI

Assembled Pump Units	Pump Speed rpm (Using 1.70 rpm Motor)	Approximate Delivery of Propane at Differential Pressures and Pump Speeds Shown ¹				Maximum Differential Pressure		Maximum Working Pressure ²		Drive Rating (Maximum Drive Will Transmit) ³			Motor Size For Mounting on Standard Base ⁴		
		50 psi (3.45 Bar)		100 psi (6.89 Bar)		psi	Bar	psi	Bar	0-3 Hour Duty	3-4 Hour Duty	8-24 Hour Duty	Minimum Frame Size	Maximum Frame Size	
		gpm	L/min	gpm	L/min										
LGLD2-VB	150 psi (10.34 Bar)	660	67	254	57	216	150	10.34	350	24.13	9.2	9.2	7.8	194T	213T
	520	80	189	41	155	150	10.34	350	24.13	6.4	6.4	5.4	182T	194T	
	420	40	151	30	114	150	10.34	350	24.13	4.8	4.8	4.0	182T	194T	
LGLD2-HRA	150 psi (10.34 Bar)	640	65	246	55	208	150	10.34	350	24.13	8.9	7.1	5.7	182T	215T
	520	80	189	41	155	150	10.34	350	24.13	7.0	5.6	4.5	182T	215T	
	420	40	151	30	114	150	10.34	350	24.13	5.4	4.3	3.4	182T	215T	
LGLD3-VB	150 psi (10.34 Bar)	350	32	121	24	91	150	10.34	350	24.13	4.1	3.3	2.6	182T	215T
	640	133	503	112	424	150	10.34	350	24.13	12.1	12.1	10.2	215T	294T	
	520	108	409	84	318	150	10.34	350	24.13	8.9	8.9	7.5	213T	215T	
LGLD3-HRA	150 psi (10.34 Bar)	420	80	303	60	227	150	10.34	350	24.13	7.3	7.3	6.1	213T	215T
	340	35	223	42	159	150	10.34	350	24.13	5.4	5.4	4.5	194T	194T	
	640	133	503	112	424	150	10.34	350	24.13	25.0	25.0	20.0	182T	286T	
LGLD4-VB	150 psi (10.34 Bar)	640	270	1,022	220	833	125	8.62	350	24.13	26.9	26.9	22.8	294T	294T
	520	220	833	180	681	125	8.62	350	24.13	19.6	19.6	16.6	294T	286T	
	420	170	644	130	492	125	8.62	350	24.13	15.8	15.8	13.4	215T	286T	
LGLD4-HRB	150 psi (10.34 Bar)	340	130	492	30	114	125	8.62	350	24.13	11.4	11.4	9.8	213T	215T
	640	270	1,022	220	833	125	8.62	350	24.13	30.0	30.0	26.9	182T	286T	
	500	210	795	170	644	125	8.62	350	24.13	30.0	30.0	24.0	182T	286T	
LGLD4-HRB	150 psi (10.34 Bar)	400	160	606	120	454	125	8.62	350	24.13	30.0	29.1	19.3	182T	286T

¹ Check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves on opposite page. See footnote with the curves which explains the factors that can cause delivery to vary.
² Maximum rated working pressure is 350 psi (24.13 Bar) for LPG and NH₃ (limited by U.L. and NF.P.A. 58).
³ Maximum horsepower (not standard drive (W-belt/gear box and base)) will transmit.
⁴ Motors may be specified from Electric Motor Price List No. 10-MT96-01.
 Note: Refer to back cover for external bypass valve information.



LGL158 and LGLH2 High Differential Pressure Pumps



LGL158A

Designed for the toughest LPG applications:

- Single and dual hose auto fuel dispensers
- Aerosol filling
- Vaporizer feed
- Underground tank applications
- Aboveground tank applications
- Other high differential pressure liquefied gas applications

See Spec Sheet 501-004 for more information.

LGL158 Performance

Performance at 150 psi (10.3 Bar) differential pressure			Maximum Differential Pressure	Relief Valve Setting	Maximum Working Pressure
1750 rpm	1450 rpm	1150 rpm			
32.3 gpm / 5.2 hp	24 gpm / 4.3 hp	17.8 gpm / 3.4 hp	200 psi	220 psi	425 psi
122 lpm / 4 kw	91 lpm / 3.2 kw	67 lpm / 2.5 kw	13.8 Bar	15.2 Bar	29.3 Bar

U.L. listed for use on propane, butane and butane/propane mixes.

Make the best 2-inch LPG pump on the market even tougher – that is the LGLH2! Rated at 165 psi (11.4 Bar) differential pressure, the LGLH2 is perfect for use on bobtails filling LPG tanks on the top of multi-story buildings, high capacity LPG fueling or other high differential pressure applications.

See Spec Sheet 501-005 for more information.



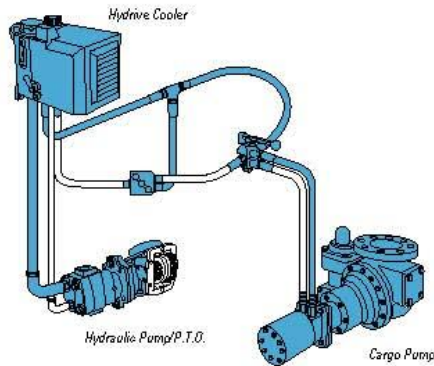
LGLH2

LGLH2 Performance

Performance at 165 psi (11.4 Bar) differential pressure			Maximum Differential Pressure	Relief Valve Setting	Maximum Working Pressure
780 rpm	640 rpm	520 rpm			
61 gpm / 11.7 hp	47 gpm / 9.2 hp	32.6 gpm / 7.1 hp	165 psi	190 psi	390 psi
231 L/min / 8.7 kw	178 L/min / 6.9 kw	123 L/min / 5.3 kw	11.4 Bar	13.1 Bar	26.9 Bar



TLGLF3 & TLGLF4 Pumps Flange Mounted Pumps for Bobtails and Transports



Blackmer TLGLF3 and TLGLF4 pumps are designed to flange mount directly to a commercial internal control valve, in combination with the tank of a bobtail or transport. Direct mounting eliminates the need for inlet pipes, shut-off valve and external strainer which can restrict flow and cause vaporization problems. The result is smoother operation and longer pump life.

Both models are equipped with a double-ended drive shaft for clockwise or counterclockwise rotation by simply changing position of the pump. Each model also has an auxiliary intake port which can be used for emergency unloading of another tank or transport. In addition, these pumps have an internal relief valve, patented cavitation suppression liners to reduce noise, vibration and wear.

Standard construction materials for both models include Buna-N mechanical seals and Duravanes for handling both LP-gas and anhydrous ammonia. The casing liner and end discs are replaceable for easy rebuilding of the pumping chamber if ever necessary.

The TLGLF3 is widely used on bobtails because of its compact mounting arrangement, with a 3-inch ANSI intake flange and 2-inch auxiliary intake and discharge ports. Capacities range from 60 to 129 U.S. gpm (227 to 488 L/min).

The TLGLF4 offers maximum output rates, and fast turnaround time for transports. It is designed with 4-inch ANSI intake flange, a 3-inch auxiliary intake port, and twin 2-inch discharge ports which permit the use of two hoses, if necessary, to reduce pressure loss when unloading into restrictive receiving systems. Capacities range from 200 to 350 U.S. gpm (757-1,325 L/min).

Maximum differential pressure for both models is 125 psi (8.62 Bar).

Hydraulic Drive Packages

Blackmer 2-inch through 4-inch pump models are offered with complete factory engineered hydraulic drive packages. Blackmer highly recommends the use of hydraulic drive systems to maximize pump performance and extend equipment life, especially on truck mounted bobtail and transport pumps.

The Blackmer Hydrite cooler forms the heart of a hydraulic drive system, and offers up to 26 horsepower (19.4 kW) of actual heat dissipation. The Hydrite has a compact design with stainless steel. It protects the system during cold start-up, allows for remote system on/off control, and provides both system cooling and monitoring of oil filtration.

A typical hydraulic drive package includes a P.T.O., hydraulic pump, Hydrite cooler, cargo pump control valve, speed control valve, hydraulic motor, and mounting hardware. Hydraulic motor adaptor kits are also available to retrofit existing Blackmer LP gas pumps for hydraulic drive operation.

Selection Data

Pump delivery and brake horsepower requirements are listed in the table below for various differential pressures. The same data for all pressures is provided in the performance curves below.

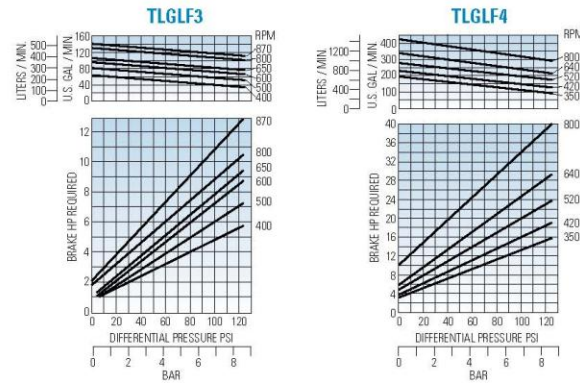
Standard Pump		Pump Speed rpm	Approximate Delivery of Propane at Differential Pressures and Pump Speeds Shown ¹										Maximum Differential Pressure		Maximum Working Pressure ²			
Model	Factory Relief Valve Setting		50 psi (3.45 Bar)					100 psi (6.89 Bar)					psi	Bar	psi	Bar		
			gpm	L/min	bhp	kw	Torque		gpm	L/min	bhp	kw					Torque	
				ft-lb	kg-m					ft-lb	kg-m							
TLGLF3	150 psi (10.34 Bar)	870	129	488	6.5	4.8	45.9	6.3	119	450	10.9	8.1	72.5	10	125	8.62	350	24.13
		800	118	446	5.1	3.8	44.2	6.1	107	405	8.7	6.5	69.7	9.6	125	8.62	350	24.13
		650	93	352	4.3	3.2	40.4	5.6	83	314	7.9	5.9	63.7	8.8	125	8.62	350	24.13
		600	85	322	4	3	39.3	5.4	75	284	7.1	5.3	62.2	8.6	125	8.62	350	24.13
		500	70	265	3.6	2.7	37.4	5.2	68	257	6	4.5	61.5	8.5	125	8.62	350	24.13
TLGLF4	150 PSI (10.34 Bar)	800	350	1,325	22	16	143	20	306	1,158	34	25	223	31	125	8.62	350	24.13
		650	280	1,060	15.5	11.6	125.2	17.3	245	927	25.0	18.6	201.9	27.9	125	8.62	350	24.13
		600	260	984	14.3	10.7	125.1	17.3	220	833	23.0	17.2	201.3	27.8	125	8.62	350	24.13
		500	210	795	11.9	8.9	125.0	17.3	170	644	19.0	14.2	199.5	27.6	125	8.62	350	24.13
		400	160	606	9.5	7.1	124.7	17.2	120	454	15.2	11.3	199.5	27.6	125	8.62	350	24.13

1 Check the pump's delivery and brake horsepower requirements in the performance curves below. See footnote with the curves which explains the factors that can cause delivery to vary.

2 Maximum rated working pressure is 350 psi (24.13 Bar) for LPG and NH₃ (limited by U.L. and NF.P.A. 58).

Note: Refer to back cover for external bypass valve information.

Performance Curves



NOTE: Blackmer Characteristic Curves are based on Brake Horsepower (BHp). To determine Motor Horsepower, drive train inefficiencies must be added to the BHp.
These curves are based on approximate delivery rates when handling propane or anhydrous ammonia at 80°F (26.7°C). Line restrictions, such as excess flow valves, elbows, etc., will adversely effect deliveries. For propane at 32°F (0°C), actual delivery will be further reduced to about 80% of nominal. Delivery of butane at 80°F (26.7°C) will be 80 to 70% of these values, and may run as low as 35 to 45% at 32°F (0°C). This loss of delivery is not a pump characteristic but is caused by natural thermodynamic phenomena of liquefied gases.

LPG Pump Warranty – One Year Performance Assurance

Should any Blackmer LPG pump (LGL, TLGL and LG models) or bypass valve fail in the transfer of propane, butane and propane/butane mixture within one (1) year of the original installation or eighteen (18) months after shipment from the factory, regardless of cause (except for intentional or gross misuse), free replacement components will be provided to return the pump to as new performance.

This offer is limited to one claim per installation.

PLEASE NOTE: For the One Year Performance Assurance to be valid, a Blackmer Pump Warranty Registration must be supplied to Blackmer via web registration or postcard.

For additional information, see Blackmer LPG Pump Warranty page #001-004.

Available Companion Flanges and Flanged Elbows

Pump	Discharge	Auxiliary Intake	Intake
TLGLF3	2" NPT Flanged Elbow	2" NPT Flanged	3" 300 lb. ANSI Mounting Flange
	2" Weld Flanged Elbow	2" NPT Flanged Elbow	
	2" NPT Flanged	2" Weld Flanged	
	2" Weld Flanged	2" Weld Flanged Elbow	
	2" Weld Flanged	Blanking Flange	
TLGLF4	Twin 2" NPT Flanges	3" NPT Flanged	4" 300 lb. ANSI Mounting Flange
	Twin 2" Weld Flanges	3" Weld Flanged	
		Blanking Flange	
		4" Weld Flanged	



LB161, LB361, LB601 & LB942 Compressors

Oil-Free Gas Compressors for Liquid Transfer and Vapor Recovery

Blackmer oil-free gas compressors deliver high efficiency in handling propane, butane, anhydrous ammonia and other liquefied gases. They are ideal for rail car unloading and vapor recovery applications. The single-stage, reciprocating compressors are designed to give maximum performance and reliability under the most severe service conditions. All pressure parts are of ductile iron construction for greater resistance to both thermal and mechanical shock. They are designed for ease of maintenance, with all components readily accessible.

Models are available with capacities from 7 to 125 cfm (11.9 to 212 m³/h) with working pressure up to 350 psia (24.13 Bar).

Gas compressors for liquid transfer

Many liquid transfer applications can be handled more efficiently with a gas compressor than a liquid pump. They include unloading of transports and pressure vessels where system piping restricts flow and may cause a pump to cavitate; unloading of LP gas from rail cars, and other installations that require an initial lift to the liquid.

How liquid transfer is accomplished

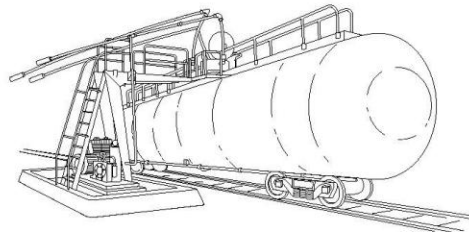
When transferring liquid, a compressor creates a slight pressure differential between the vessel being unloaded and the receiving tank. The suction stroke of the compressor piston draws in vapor and decreases the receiving tank pressure. The discharge stroke moves a measured volume of vapor at a higher pressure into the supply tank where it displaces an equal volume of liquid through a separate line into the receiving tank. Generally, the liquid flow rate will be 5 to 6 U.S. gpm for each cubic foot (ft³) of piston displacement (670 - 775 liters per cubic meter [m³]).

Gas compressors for vapor recovery

When the liquid transfer phase has been completed, a significant amount of product (vapor and liquid) is left in the tank car (often 3% or more of the tank's capacity). Recovery of product with a compressor is a simple operation, and thus a compressor can quickly pay for itself.

How vapor recovery is accomplished

Vapor recovery is accomplished with the use of a four-way valve. By rotating the valve handle 90°, gas flow is reversed and the vapor pressure within the supply vessel is reduced. At this point, remaining liquid vaporizes and is quickly recovered. As the tank pressure is drawn down further, remaining vapors are also recovered to an economical level. Recovered vapor is discharged into the liquid area of the receiving tank and then condensed back into a liquid state.



Tank car vapor recovery system

Propane Vapor Recovery

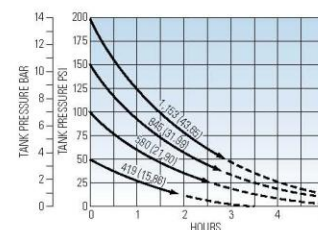
The chart and graph illustrate typical volumes of liquid that may be recovered at various pressures and operating times, based on a 33,000 U.S. water gallon capacity (124,915 liters) tank car – using a Blackmer LB361 gas compressor with 36 CFM (60.3 m³/h piston displacement).

For example, when the liquid transfer phase of unloading is completed, the vapor pressure reads 150 psig (10.34 Bar gauge). At this condition, there would be approximately 1,315 U.S. gallons (4,978 liters) of LP gas in vapor form remaining in the tank car. Of this amount, 845 U.S. gallons (3,199 liters) can be economically recovered in less than three hours.

Beginning Tank Pressure	Total Product ¹ (In Vapor Form)		Economically Recoverable Product ²			
	PSIG	Bar	U.S. Gals.	Liters	U.S. Gals.	Liters
200	13.79	1.650	6,246	23,661	1,153	4,365
175	12.07	1.485	5,621	21,031	969	3,668
150	10.34	1.315	4,978	18,747	845	3,199
125	8.62	1.137	4,304	16,287	713	2,699
100	6.89	0.953	3,607	13,647	580	2,196
75	5.17	0.760	2,877	10,917	441	1,669
50	3.45	0.561	2,124	8,007	419	1,586

¹ Physical properties are based on N.F.P.A. 58 data for commercial propane. Vapor pressure 205 psig (14.13 Bar) @ 100°F (37.8°C).
² Economically recoverable product is based on reduction of tank pressure to 25% of original value. Residual liquid not included.
 Note: A different size tank will have a proportional relationship to the values shown above. For example, a 10,000 U.S. gallon (27,850 liters) tank would represent 30.5% of the values given.

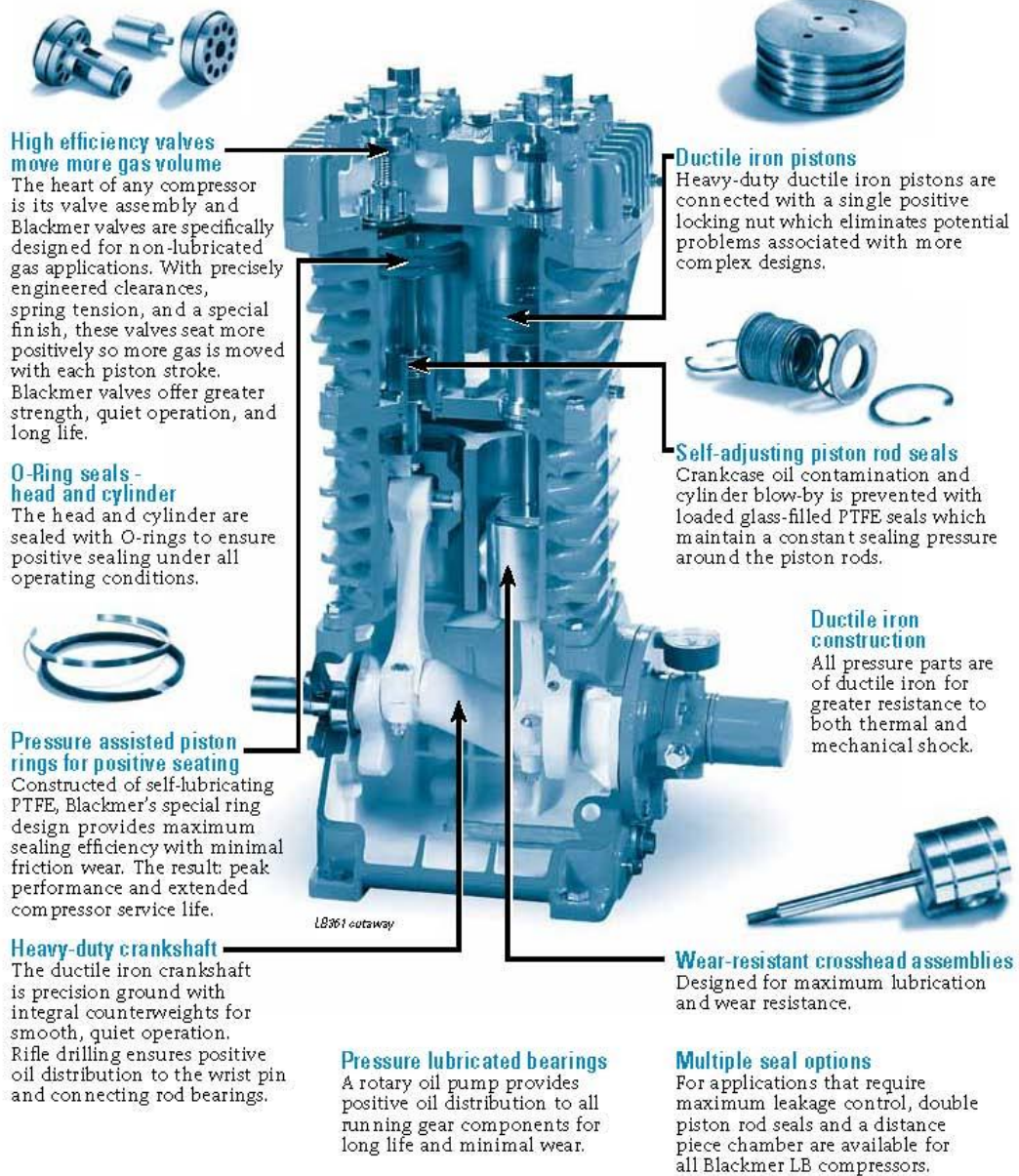
Volume Recovered From 33,000 U.S. Gallon Tank (124,915 Liters)



Overall efficiency of plant piping may improve or detrimentally affect compressor performance.

All figures are approximate and rounded off for easy reading. Additional information for liquefied gases other than propane is available: consult your Blackmer representative.

Design Features



High efficiency valves move more gas volume

The heart of any compressor is its valve assembly and Blackmer valves are specifically designed for non-lubricated gas applications. With precisely engineered clearances, spring tension, and a special finish, these valves seat more positively so more gas is moved with each piston stroke. Blackmer valves offer greater strength, quiet operation, and long life.

O-Ring seals - head and cylinder

The head and cylinder are sealed with O-rings to ensure positive sealing under all operating conditions.

Pressure assisted piston rings for positive seating

Constructed of self-lubricating PTFE, Blackmer's special ring design provides maximum sealing efficiency with minimal friction wear. The result: peak performance and extended compressor service life.

Heavy-duty crankshaft

The ductile iron crankshaft is precision ground with integral counterweights for smooth, quiet operation. Rifle drilling ensures positive oil distribution to the wrist pin and connecting rod bearings.

Pressure lubricated bearings

A rotary oil pump provides positive oil distribution to all running gear components for long life and minimal wear.

Ductile iron pistons

Heavy-duty ductile iron pistons are connected with a single positive locking nut which eliminates potential problems associated with more complex designs.

Self-adjusting piston rod seals

Crankcase oil contamination and cylinder blow-by is prevented with loaded glass-filled PTFE seals which maintain a constant sealing pressure around the piston rods.

Ductile iron construction

All pressure parts are of ductile iron for greater resistance to both thermal and mechanical shock.

Wear-resistant crosshead assemblies

Designed for maximum lubrication and wear resistance.

Multiple seal options

For applications that require maximum leakage control, double piston rod seals and a distance piece chamber are available for all Blackmer LB compressors.

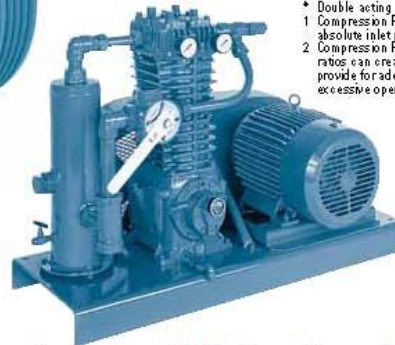


Compressor Selection Data



LB601

To select a compressor that best fits your application requirements, use the charts shown. The data provided is based on approximate delivery rates when handling propane or anhydrous ammonia. Actual capacities will depend upon line restrictions, size and length of piping. Horsepower requirements for both liquid transfer and vapor recovery applications are based on moderate climatic conditions.



LB361LU

Engineering Specifications

	Compressor Model			
	LB161 LB162	LB361 LB362	LB601 LB602	LB942
Bore - Inches(mm)	3.0 (76.2)	4.0 (101.6)	4.625 (117.4)	4.625* (117.4)
Stroke - Inches(mm)	2.5 (63.5)	3.0 (76.2)	4.0 (101.6)	4.0 (101.6)
Piston Displacement CFM (m ³ /h) @ 100 rpm	2.0 (3.4)	4.3 (7.3)	7.7 (13.1)	14.9 (25.38)
@ 825 rpm	16.5 (28.0)	35.5 (60.3)	63.5 (107.9)	123 (209)
Compressor Speed Minimum rpm	350	350	350	350
Maximum rpm	825	825	825	825
Maximum Working Pressure - psia (Bar)	350 (24.13)	350 (24.13)	350 (24.13)	350 (24.13)
Maximum Brake Horsepower (low)	7.5 (5)	15 (11)	40 (30)	50 (37)
Max. Discharge Temperature °F (°C)	350 (177)	350 (177)	350 (177)	350 (177)
Max. Compression Ratio ¹ Continuous Duty ²	5	5	5	5
Intermittent Duty ²	9	9	9	9

- * Double acting
 1 Compression Ratio defined as absolute discharge pressure divided by absolute inlet pressure.
 2 Compression Ratios are limited by discharge temperature. High compression ratios can create excessive heat i.e., over 350°F (177°C). The duty cycle must provide for adequate cooling time between periods of operation to prevent excessive operating temperature.

Compressor Selection Data: Propane and Anhydrous Ammonia

Model	Speed RPM	Approximate Liquid Transfer Delivery ¹			Piston Displacement		Driver Size ²		Pipe Diameter ³			
		U.S. GPM	LPM	CFM	M ³ /H	HP	KW	Vapor		Liquid		
								in.	mm	in.	mm	
LB161 LB162	42.5	49	136	3.5	14.4	3	2	1K	32	2	50	
	50	65	246	11.2	19.0	5	4					
	71.5	83	314	14.3	24.3	5	4					
	78.0	90	341	15.6	26.5	7.5	6					
	81.0	92	348	16.2	27.5	7.5	6					
LB361 LB362	49.5	123	466	21.3	36.2	7.5	6	1K - 2	38-50	3	80	
	54.0	134	507	23.2	39.5	10	7					
	65.0	161	609	28.0	47.5	10	7					
	78.0	194	734	33.5	57.0	15	11					
	81.0	201	761	34.8	59.1	15	11					
LB601 LB602	94.5	242	916	42.0	72.0	15	11	2 - 2K	50-65	4	100	
	65.5	288	1,090	50.5	85.9	20	15					
	75.5	335	1,268	58.7	99.8	25	19					
	80.0	355	1,344	62.2	105.7	30	22					
	47.0	400	1,514	70	119	25	19					
LB942	56.5	480	1,817	94	143	30	22	3 - 4	76-102	6	152	
	75.0	640	2,422	112	190	40	30					
	80.0	680	2,575	119	202	50	37					

- 1 Delivery will depend on proper system design, pipe sizing and valve capacity.
 2 Horsepower is for liquid transfer and vapor recovery in moderate climates. For liquid transfer without vapor recovery, horsepower will be lower. For severe climates, contact your Blackmer representative for horsepower required.
 3 Use next larger pipe size if piping exceeds 100 feet (30 meters).
 4 LBLTRAN (a computer program available at Blackmer's website www.blackmer.com) may be used to perform a detailed performance report based on your system parameters.

Standard Compressor Packages

Blackmer offers a variety of factory assembled compressor packages to fit most application requirements. Standard base mounted units are available in the following styles:

CO - COMPRESSOR ONLY Includes basic compressor with flywheel.

B - BASE MOUNTED UNIT Includes compressor, pressure gauges, formed steel base, V-belt drive with belt guard, and adjustable motor base, less motor.

E - EXTENDED SHAFT Includes compressor with flywheel and extended crankshaft.

TU - TRANSFER UNIT Includes compressor, pressure gauges, formed steel base, liquid trap assembly with a mechanical float, V-belt drive with belt guard, and adjustable motor base, less motor.

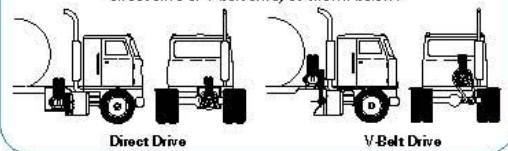
TC or TW - TRANSFER UNIT Includes compressor, pressure gauges, steel base, ASME code stamped liquid trap assembly (complete with relief valve and a NEMA 7 electric float switch for Propane service), V-belt drive with belt guard, and adjustable motor slide base. TW units feature welded and flanged piping.

LU - LIQUID TRANSFER/VAPOR RECOVERY UNIT Includes compressor, pressure gauges, formed steel base, liquid trap assembly with a mechanical float, inlet strainer, interconnecting piping, 4-way valve, V-belt drive with belt guard, and adjustable motor base, less motor.

LC or LW - LIQUID TRANSFER/VAPOR RECOVERY UNIT Includes compressor, pressure gauges, steel base, ASME code stamped liquid trap assembly (complete with relief valve and a NEMA 7 electric float switch for Propane service), inlet strainer, interconnecting piping, 4-way valve, V-belt drive with belt guard, and adjustable motor base, less motor. LW units feature welded and flanged piping.

All Compressor models are available with or without motors or accessories. Special engine drives, control panels and custom emergency evacuation units can be furnished on a special order basis.

Blackmer compressors can also be mounted on transports with direct drive or V-belt drive, as shown below.



HD Series Compressors

Blackmer also offers a line of single and two-stage industrial gas compressors with double or triple piston rod seals and air or water cooling. Consult your Blackmer representative for more information and specifications.

Optional Accessories

Motors: Standard voltage and sizes in stock.

Motor slide rails: Offer easy adjustment for standard motor frame sizes.

Engines: Diesel, propane or gasoline fueled engines available.

Liquid traps: Standard liquid traps have a mechanical float to protect the compressor by preventing liquid from entering. These traps may be fitted with an electric float switch to sound an alarm or stop the compressor in the event of high liquid level. Larger traps with ASME code construction and one or two electric float switches are also available.



Vapor strainer assembly: Features a 30-mesh replaceable stainless steel screen and ductile iron body.



Four-way valve: Four-way valves allow easy switching from liquid transfer to vapor recovery operation by reversing the system flow direction. Standard valves are ductile iron with a handle and easy-to-read flow direction indicator. Valves with electric or pneumatic actuation are available if remote operation is desired.



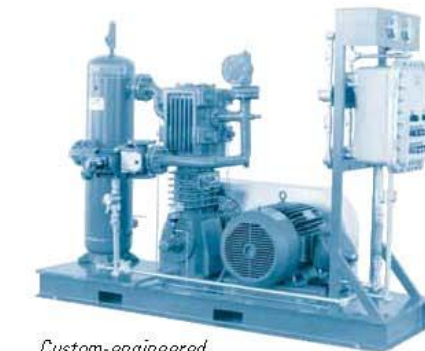
Pressure gauges: Standard 1/2-inch NPT liquid-filled for head mounting.



Extended crankshaft: For direct drive mounting or V-belt drive applications.

Base plates: Formed steel or fabricated skid type.

Belt guards: Heavy-duty 14-gauge steel, stainless steel or non-sparking aluminum construction.



*Custom-engineered
LPG transfer compressor
package*



Bypass Valves Precise, On-Line Pressure Protection



Selection Guide

<p>Model BV¼ (ports are ¼-inch NPT tapped) Model BV1 (ports are 1-inch NPT tapped)</p> <p>These models are commonly used for cylinder-filling system. Either valve can be used with 1-¼ or 1 ½-inch Blackmer pump models.</p>
<p>Model BV1¼ (ports are 1-¼-inch NPT tapped) Model BV1½ (ports are 1-½-inch NPT tapped)</p> <p>These models are normally used for bobtail trucks and smaller bulk plant systems. Either valve can be used with 2 or 3-inch Blackmer pump models. Both valves are available with optional springs for use with the LGL 158 or LGLH2.</p>
<p>Model BV2 (ports have 2-inch NPT companion flanges, 1-¼-inch and 1-½-inch NPT and WELD bolt-on flanges are available)</p> <p>The BV2 model is widely used for transports or larger bulk plant systems. It is recommended for use with 3 and 4-inch Blackmer pump models. The BV2 is factory set at 125 psi.</p>



Blackmer differential bypass valves are designed to protect pumps and system components from excessive pressure damage, and no LP gas pump installation is complete without one. Blackmer offers five different models

that provide full-flow pressure control to 250 U.S. gpm (946 L/min) at 120 psid (8.27 Bar). Installation is easy with NPT tapped ports in sizes from ¼" to 2". All models are suitable for both LP gas and anhydrous ammonia service.

Technical Assistance

In some applications, selecting the right pump or compressor may require more detailed information than can be presented in this bulletin. Your Blackmer representative can help you find the correct equipment to ensure the best performance possible for your specific application.

If you have a unique gas or fluid handling problem, please contact Blackmer at the telephone or fax number listed below.

Distributed by:

Printed in USA

© 2010 Blackmer

Maximum flow-through valve

Model	Maximum Rated Flow* - gpm (L/min) @			
	20 psi (1.38 Bar)	50 psi (3.45 Bar)	80 psi (5.52 Bar)	120 psi (8.27 Bar)
BV1	25 (95)	40 (151)	50 (189)	60 (227)
	80 (227)	80 (303)	100 (379)	125 (473)
BV2	150 (568)	180 (681)	220 (833)	250 (946)

*Normal maximum bypass flow rates without significantly exceeding the set pressure limit.

In operation, Blackmer valves provide exceptionally close pressure control, even under widely varying bypass flow conditions. The performance curve in Figure 4 below shows how a Blackmer valve maintains a virtually constant pressure of 100 psi (6.89 Bar) even as the volume being bypassed rises from 10 gpm to 100 gpm (38-378 L/min). Although the curve is that of a BV1½" valve, the precision it demonstrates is typical of any Blackmer valve.

Blackmer bypass valves have no small, easily plugged, sensing passages; and with only two moving parts, their operation is simple and reliable. They open precisely at the preset spring pressure, and they close smoothly and quietly, thanks to a patented dash-pot design. As shown in Figure 5, a small chamber in the valve stem fills with liquid when the valve opens. This liquid then provides a hydraulic cushion preventing the valve from slamming shut if pressure is suddenly released. It also minimizes chatter and valve seat wear when pressures hover around the crucial limit.

FIGURE 4. Bypass volume/pressure curve BV1½"

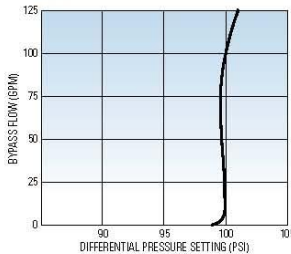
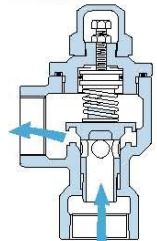


FIGURE 5. Bypass valve operation



Dash-pot chamber cushions closing of valve

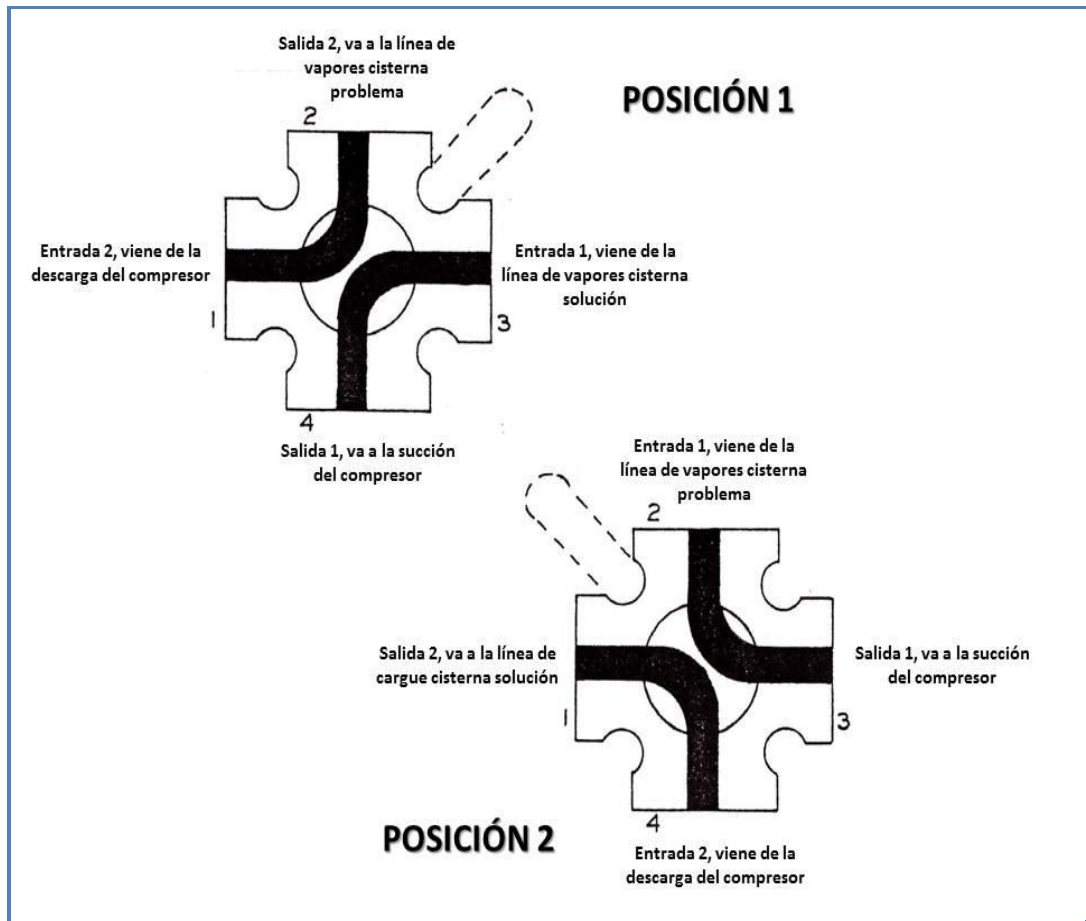


World Headquarters
 1809 Century Avenue SW
 Grand Rapids, MI 49503-1530 USA
 T 616.241.1611 F 616.241.3752



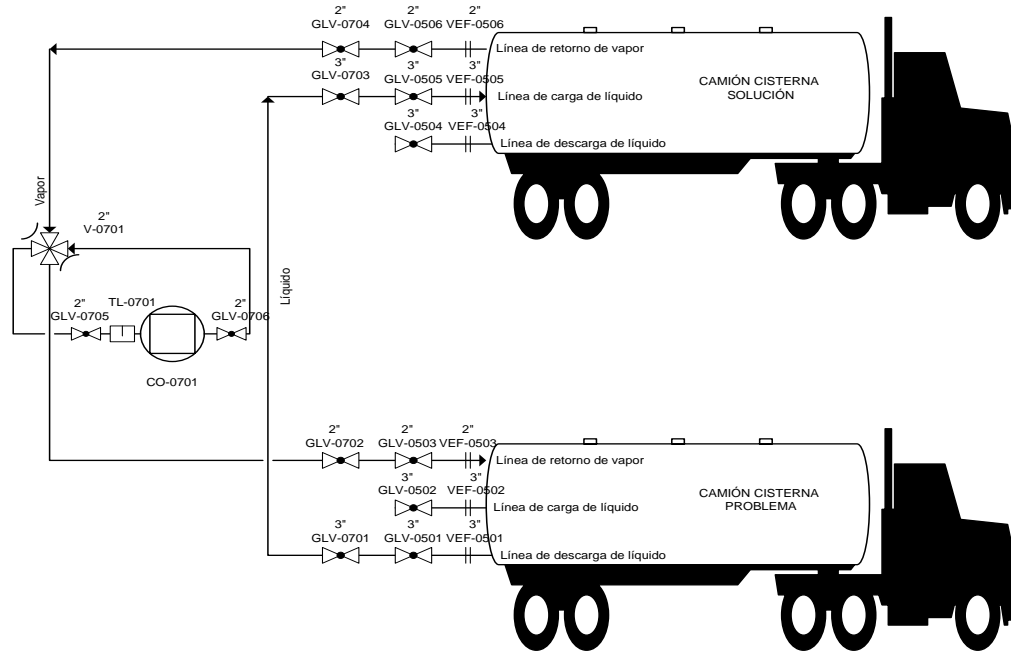
www.blackmer.com

ANEXO G. FUNCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA DE CUATRO VÍAS



ANEXO H. FILOSOFÍAS DE OPERACIÓN DE CADA DISEÑO

H1. TRASIEGO DE GLP MEDIANTE COMPRESOR



Procedimiento de operación general

Fase 1: Transferencia de líquidos

- Realizar conexión manguera de 1 ¼" a la línea de vapores de la cisterna problema y cisterna solución.
- Realizar conexión manguera de 2" a la línea de descargue de la cisterna problema y línea de cargue de la cisterna solución.
- Abrir las siguientes válvulas: 3" GLV-0501/05.
- Abrir lentamente válvula 3" GLV-0701/03, abrir lentamente para evitar cierre de la válvula de exceso de flujo de la cisterna problema. El trasiego se realiza

hacia la cisterna solución por presión estática hasta equilibrar presiones en las dos cisternas.

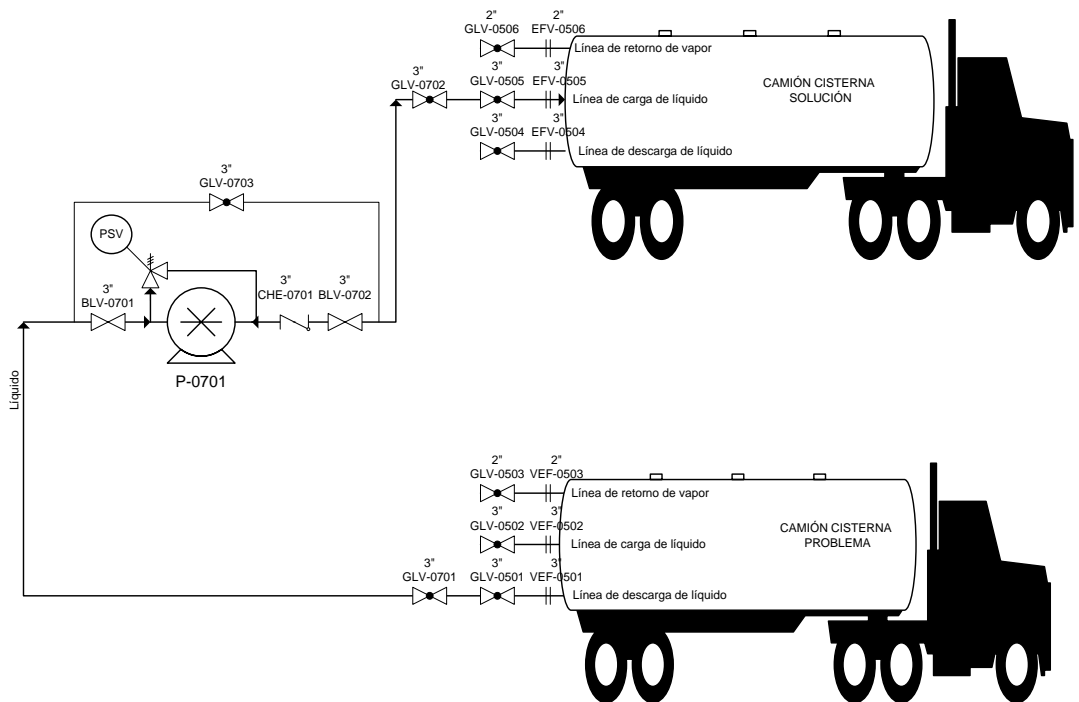
- Verificar nivel de Rotogage.
- Abrir las siguientes válvulas: 2" GLV-0503/06.
- Abrir lentamente válvulas 2" GLV-0702/04/05/06.
- Encender el compresor, verificando y controlando una presión diferencial máxima de 20 PSig con la válvula 2" GLV-0706.
- Verificar nivel cero (0) en el Rotogage de la cisterna problema.
- Apagar el compresor.
- Cerrar las siguientes válvulas: 3" GLV-0501/05 y 3" GLV-0701/03.
- Realizar desconexión manguera de 2".

Fase 2: Recuperación de vapores

- Cerrar válvula 2" GLV-0704 y 2" GLV-0506.
- Realizar desconexión manguera 1 ¼" de la línea de vapores de la cisterna solución y hacer conexión a la línea de descargue de la misma cisterna. Previamente se ha instalado un acople cheque a la línea de descargue de la cisterna solución para evitar flujo en retroceso.

- Abrir válvula 2" GLV-0704 y 3" GLV-0504.
- Invertir sentido de la válvula de 4 vías 2" V-0701.
- Encender el compresor. Verificar presión y total hermeticidad en la cisterna problema.
- Apagar compresor.
- Cerrar las siguientes válvulas: 2" GLV-0702/04, 2" GLV-0503 y 3" GLV-0504.
- Realizar desconexión manguera 1 ¼".

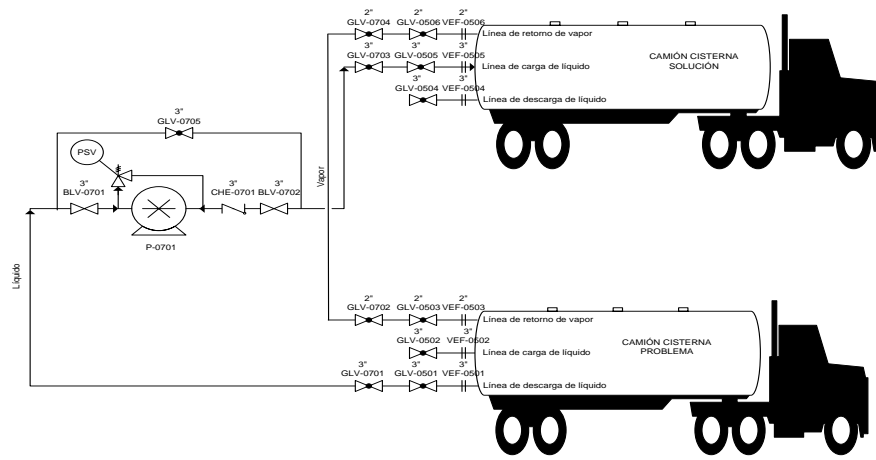
H2. Trasiego de GLP mediante bomba sin línea de estabilización de presión



Procedimiento de operación general

- Realizar conexión manguera de 2" a la línea de descargue de la cisterna problema y línea de cargue de la cisterna solución.
- Abrir válvula 3" GLV-0701/02/03.
- Abrir lentamente las siguientes válvulas: primero 3" GLV-0501 y luego 3" GLV-0505, controlando el flujo para evitar cierre de la válvula de exceso de flujo de la cisterna. Al inicio de la operación, el trasiego se realiza hacia la cisterna solución por presión estática hasta equilibrar presiones en las dos cisternas.
- Cerrar válvula 3" GLV-0703.
- Abrir válvulas 3" BLV-0701/02.
- Encender la bomba.
- Verificar condiciones de operación de la bomba y nivel cero (0) del Rotogage de la cisterna problema.
- Apagar la bomba.
- Cerrar las siguientes válvulas: 3" GLV-0701/02; 3" BLV-0701/02 y 3" GLV-0501/05.
- Realizar desconexión manguera de 2".

H3. TRASIEGO DE GLP MEDIANTE BOMBA Y LÍNEA DE ESTABILIZACIÓN DE PRESIÓN



Procedimiento de operación general

- Realizar conexión manguera de 2" a la línea de descargue de la cisterna problema y línea de cargue de la cisterna solución.
- Abrir válvula 3" GLV-0701/03/05.
- Abrir lentamente las siguientes válvulas: primero 3" GLV-0501 y luego 3" GLV-0505, controlando el flujo para evitar cierre de la válvula de exceso de flujo de la cisterna. Al inicio de la operación, el trasiego se realiza hacia la cisterna solución por presión estática hasta equilibrar presiones en las dos cisternas.
- Cerrar válvula 3" GLV-0705.
- Abrir válvulas 3" BLV-0701/02.
- Realizar conexión manguera de 1 ¼" a la línea de vapores de la cisterna problema y cisterna solución.

Procedimiento de operación general

- Realizar conexión manguera de 2" a la línea de descargue de la cisterna problema y línea de cargue de la cisterna solución.
- Abrir válvula 3" GLV-0701/03/05.
- Abrir lentamente las siguientes válvulas: primero 3" GLV-0501 y luego 3" GLV-0505, controlando el flujo para evitar cierre de la válvula de exceso de flujo de la cisterna. Al inicio de la operación, el trasiego se realiza hacia la cisterna solución por presión estática hasta equilibrar presiones en las dos cisternas.
- Cerrar válvula 3" GLV-0705.
- Abrir válvulas 3" BLV-0701/02.
- Realizar conexión manguera de 1 ¼" a la línea de vapores de la cisterna problema y cisterna solución.
- Abrir las siguientes válvulas: 2" GLV-0702/04 y 2" GLV-0503/04.
- Encender la bomba.
- Verificar condiciones de operación de la bomba y nivel cero (0) del Rotogage de la cisterna problema.
- Verificar funcionamiento de la válvula 2" PRV-0701 garantizando que la presión en la cisterna problema se mantenga en 150 PSig.

- Apagar la bomba.
- Cerrar las siguientes válvulas: 3" GLV-0701/03; 3" BLV-0701/02; 3" GLV-0501/05; 2" GLV-0702/04 y 2" GLV-0503/04.
- Realizar desconexión manguera de 2".
- Realizar desconexión manguera 1 ¼".

ANEXO I. ANÁLISIS DE COSTOS CLASE C3 REALIZADO PARA CADA ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN

1. ANÁLISIS DE COSTOS ALTERNATIVA DE DISEÑO N°1

	NOMBRE DEL EQUIPO/ACCESORIO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	TIEMPO MANTENIMIENTO (Hrs)	COSTO DE MANTENIMIENTO	REFERENCIA	PRECIO POR UNIDAD	PRECIO TOTAL
COMPRESOR + RECUPERACIÓN DE VAPORES	Compresor	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Marca Blackmer ▪ Modelo LB-161 ▪ 95 gpm @ 850 RPM ▪ 7,5 Hp ▪ Válvula de 4 vías integrada ▪ Trampa para líquidos integrada ▪ Motor eléctrico ▪ Indicadores Presión incluidos 	1	5000	\$ 2.100.000,00	ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 54.700.000,00	\$ 56.800.000,00
	Válvula globo	GLV 2" 300#	4			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 2.757.308,00
		GLV 3" 300#	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 765.000,00	\$ 1.530.000,00
	Válvula cheque	Válvula de llenado de doble Chek	1			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 389.327,00	\$ 389.327,00
	Manguera especial LPG (m)	1 1/4"	12			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 93.000,00	\$ 1.116.000,00
		2"	10			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 230.000,00	\$ 2.300.000,00
TOTAL							\$ 64.892.635,00	

2. ANÁLISIS DE COSTOS ALTERNATIVA DE DISEÑO N°2

	NOMBRE DEL EQUIPO/ACCESORIO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	TIEMPO MANTENIMIENTO (Hrs)	COSTO DE MANTENIMIENTO	REFERENCIA	PRECIO POR UNIDAD	PRECIO TOTAL
BOMBA SIN LÍNEA DE BALANCE	Bomba	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Marca Blackmer ▪ Modelo LGLD2-VB ▪ 70 gpm @ 660 RPM ▪ 4,5 Hp ▪ Válvula de alivio integrada ▪ Motor eléctrico 	1	1000	\$ 3.443.000,00	ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 13.300.000,00	\$ 16.743.000,00
	Válvula bola	BLV	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 1.050.000,00	\$ 2.100.000,00
	Válvula globo	GLV 3" 300#	3			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 765.000,00	\$ 2.295.000,00
		GLV 2" 300#	0			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ -
	Válvula cheque	CHE 3" 300#	1			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 689.327,00
	Manguera especial LPG (m)	1 1/4"	0			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 93.000,00	\$ -
2"		12			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 230.000,00	\$ 2.760.000,00	
TOTAL							\$ 24.587.327,00	

3. ANÁLISIS DE COSTOS ALTERNATIVA N°3

	NOMBRE DEL EQUIPO/ACCESORIO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	TIEMPO MANTENIMIENTO (Hrs)	COSTO DE MANTENIMIENTO	REFERENCIA	PRECIO POR UNIDAD	PRECIO TOTAL
BOMBA CON LÍNEA DE BALANCE	Bomba	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Marca Blackmer ▪ Modelo LGLD2-VB ▪ 70 gpm @ 660 RPM ▪ 4,5 Hp ▪ Válvula de alivio integrada ▪ Motor eléctrico 	1	1000	\$ 3.443.000,00	ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 13.300.000,00	\$ 16.743.000,00
	Válvula bola	BLV	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 1.050.000,00	\$ 2.100.000,00
	Válvula globo	GLV 3" 300#	3			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 765.000,00	\$ 2.295.000,00
		GLV 2" 300#	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 1.378.654,00
	Válvula cheque	CHE 3" 300#	1			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 689.327,00
	Manguera especial LPG (m)	1 1/4"	10			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 93.000,00	\$ 930.000,00
		2"	12			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 230.000,00	\$ 2.760.000,00
TOTAL							\$ 26.895.981,00	

4. ANÁLISIS DE COSTOS ALTERNATIVA N°4

	NOMBRE DEL EQUIPO/ACCESORIO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	TIEMPO MANTENIMIENTO (Hrs)	COSTO DE MANTENIMIENTO	REFERENCIA	PRECIO POR UNIDAD	PRECIO TOTAL
BOMBA CON LÍNEA DE BALANCE Y REGULACIÓN	Bomba	<ul style="list-style-type: none"> • Marca Blackmer • Modelo LGLD2-VB • 70 gpm @ 660 RPM <ul style="list-style-type: none"> • 4,5 Hp • Válvula de alivio integrada • Motor eléctrico 	1	1000	\$ 3.443.000,00	ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 13.300.000,00	\$ 16.743.000,00
	Válvula bola	BLV	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 1.050.000,00	\$ 2.100.000,00
	Válvula globo	GLV 3" 300#	3			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 765.000,00	\$ 2.295.000,00
		GLV 2" 300#	2			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 1.378.654,00
	Válvula reguladora de Presión	PRV 3"	1			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 450.000,00	\$ 450.000,00
	Válvula cheque	CHE 3" 300#	1			PERENCO COLOMBIA LIMITED	\$ 689.327,00	\$ 689.327,00
	Manguera especial LPG (m)	1 1/4"	10			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 93.000,00	\$ 930.000,00
		2"	12			ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA	\$ 230.000,00	\$ 2.760.000,00
TOTAL							\$ 27.345.981,00	

**ANEXO J. CÁLCULO DE LA CABEZA NETA POSITIVA DE SUCCIÓN (NPSH)
DISPONIBLE¹²**

Datos de entrada:

Presión atmosférica (psia): 14,05

Presión cisterna (psig): 150

Peso Específico Agua @ 60° F (KN/m³): 9,81

Densidad Agua @ 60° F (Kg/m³): 1000

Viscosidad Agua @ 60° F (Pa*s): 0,001

Gravedad Específica GLP @ 60° F: 0,5397

Presión de Vapor GLP @ 60° F: 129,5

Capacidad de la bomba (gpm): 70

Longitud manguera (m): 2

Diámetro manguera (pulg): 2

Rugosidad Manguera (m): 0,0000015

Gravedad (m/s²): 9.81

¹² CRANE

1. Presión absoluta en la cisterna

$$P_{abs} = P_{cisterna} + P_{atm}$$

$$P_{abs} = (150 + 14,05) * \frac{6,894757KPa}{1PSIa} = 1131,085KPa$$

2. Peso Específico del GLP

$$\gamma_{GLP} = \gamma_w * SG_{GLP}$$

$$\gamma_{GLP} = 9,81 * 0,5397 = 5,294KN/m^3$$

3. Cabeza de presión estática (absoluta) aplicada al fluido

$$h_{sp} = \frac{P_{abs}}{\gamma_{GLP}}$$

$$h_{sp} = \frac{1131,085KPa}{5,294KN/m^3} = 213,636m$$

4. Presión de vapor de bombeo

$$h_{vp} = \frac{P_{vap.abs}}{\gamma_{GLP}}$$

$$h_{vp} = \frac{(129,5 + 14,05) * \frac{6,894757KPa}{1PSIa}}{5,294KN/m^3} = 186,939m$$

5. Caudal de flujo

$$Q = 70 \text{ gpm} * \frac{1000L}{264,17gal} = 264,981L/min$$

6. Área de flujo

$$A = \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi * (2pulg)^2}{4} * \frac{1m^2}{1550pulg^2} = 2,2 \times 10^{-3}m^2$$

7. Velocidad de flujo

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$1 \text{ m}^3/s$$

$$V = \frac{264,981L/min}{2,2 \times 10^{-3}m^2} * \frac{1 \text{ m}^3/s}{60000L/min} = 2,179 \text{ m/s}$$

8. Densidad del GLP

$$\rho_{GLP} = \rho_W * SG_{GLP}$$

$$\rho_{GLP} = 1000 * 0,5397 = 539,7 \text{ Kg/m}^3$$

9. Diámetro de flujo

$$D = 2pulg * \frac{1m}{39,37pulg} = 0,051m$$

10. Número de Reynolds

$$N_R = \frac{VD\rho}{\mu}$$

$$N_R = \frac{(2,179 \text{ m/s})(0,051 \text{ m}) \left(539,7 \text{ Kg/m}^3 \right)}{(0,001 \text{ Pa} * \text{ s})}$$

$$N_R = 5,97 \times 10^4 \rightarrow \text{FLUJO TURBULENTO}$$

11. Rugosidad Relativa

$$\frac{D}{\epsilon} = \frac{0,051 \text{ m}}{0,0000015 \text{ m}} 3,39 \times 10^4$$

12. Del Diagrama de Moody se calcula el factor de fricción

$$f = 0,02$$

13. Para la succión se asume el siguiente arreglo de válvula

- Válvula exceso de flujo, asumida como válvula de globo para efectos de cálculos
- Válvula de globo línea descargue de la cisterna
- Válvula de globo punta de la manguera
- Válvula de globo succión de la bomba

$$\#_{VALVULAS} = 4$$

14. Longitud equivalente en diámetros de conducto para una válvula de globo, se asume completamente abierta

$$l_e/D = 340$$

15. Factor de fricción en el conducto al cual está conectada la válvula

$$f_t = 0,019$$

16. Cabeza de velocidad

$$\tau = \frac{V^2}{2 * g}$$

$$\tau = \frac{(2,179 \text{ m/s})^2}{2 * 9,81 \text{ m/s}^2} = 0,242 \text{ m}$$

17. Se calcula las pérdidas de fricción en la línea de succión

$$h_f = \underbrace{f \frac{L}{D} \tau}_{\text{MANGUERA}} + \underbrace{\#_{\text{VALVULAS}} \left(\frac{l_e}{D} \right) (f_t) \tau}_{\text{VALVULAS}}$$

$$h_f = (0,02) \frac{(2\text{m})}{(0,051\text{m})} (0,242\text{m}) + (4)(340)(0,019)(0,242\text{m}) = 6,443\text{m}$$

18. Diferencia de elevación desde el nivel de fluido en la cisterna hacia la entrada de la bomba, es positiva porque la bomba está debajo de la cisterna

$$h_s = 1,2\text{m}$$

19. Se calcula la Cabeza de succión positiva neta (NPSH) disponible

$$NPSH_{Disponible} = h_{sp} - h_{vp} + h_s - h_f$$

$$NPSH_{Disponible} = 213,636m - 186,939m + 1,2m - 6,443$$

$$\mathbf{NPSH_{Disponible} = 21,453m}$$

ANEXO K. SIMULACIÓN DEL DISEÑO ESCOGIDO

K1. SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE

Herramienta de simulación: ASPEN PLUS

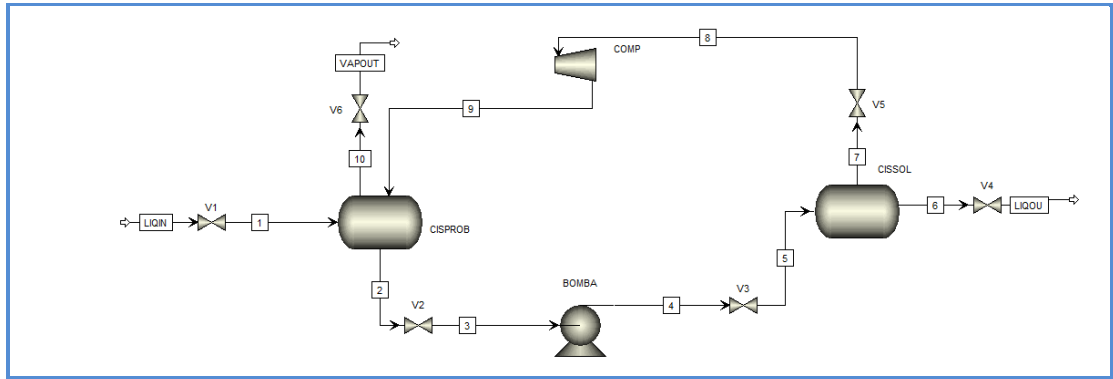
Para realizar la primera parte de este proceso se hizo necesario modificar un poco el diseño, convirtiéndolo en un ciclo abierto y adaptando un compresor en la línea de retorno de vapor para que la presión de entrada a la cisterna problema tuviera el mismo valor de presión de dicho tanque, y así asegurar la existencia del estado estable. Sin embargo en la segunda etapa fue posible acercarse más al diseño real, mediante la manipulación de porcentaje de apertura de válvulas, flujos y otras variables.

La serie de modificaciones que se realizaron son necesarias para lograr coherencia en el proceso en estado estable.

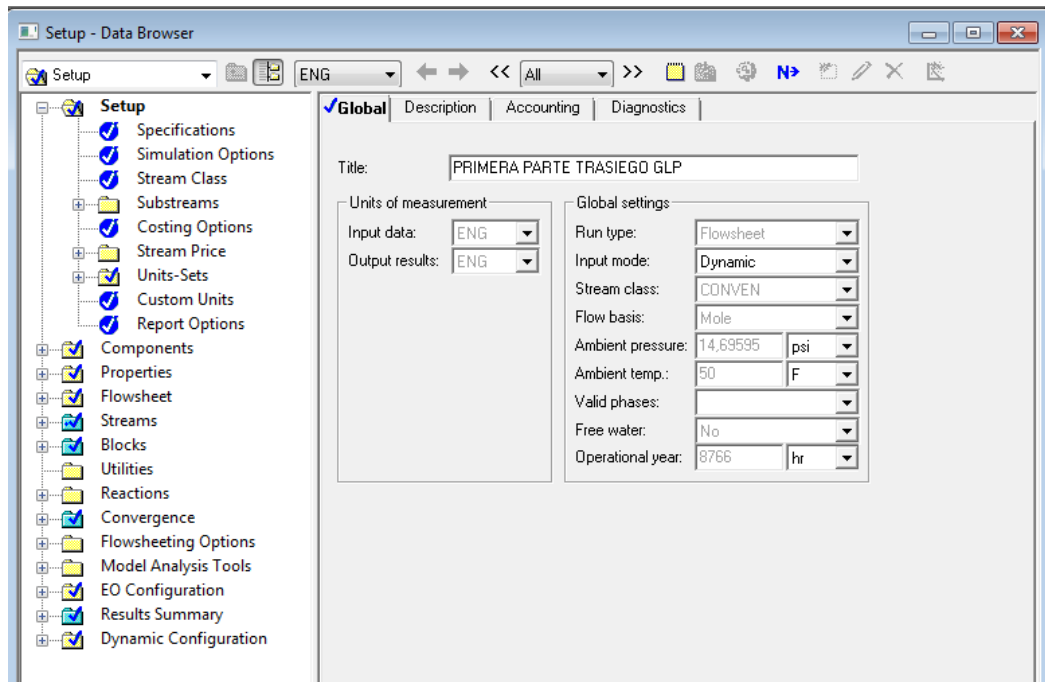
Suposiciones y modificaciones

- La pérdida de presión de cada válvula se toma por defecto como 5 psi.
- El proceso es un ciclo abierto, donde existe una entrada y salida constante de GLP en estado líquido. En la situación real se supone un proceso simultáneo donde a medida que se carga la cisterna problema mediante el brazo de llenado se hace la transferencia hacia el camión cisterna solución, y de este último hacia un depósito.
- El camión cisterna problema tiene un sistema de alivio de presión constante hacia la tea

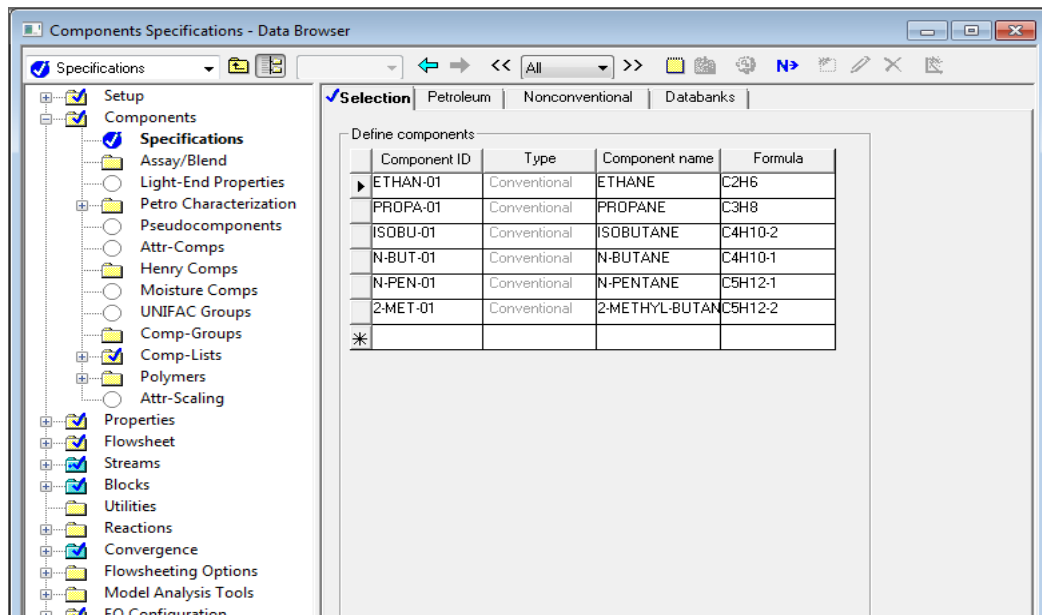
- El compresor es solo un sistema imaginario para lograr que la presión de entrada de la línea de retorno de vapor al camión cisterna problema y la presión de este último tengan el mismo valor



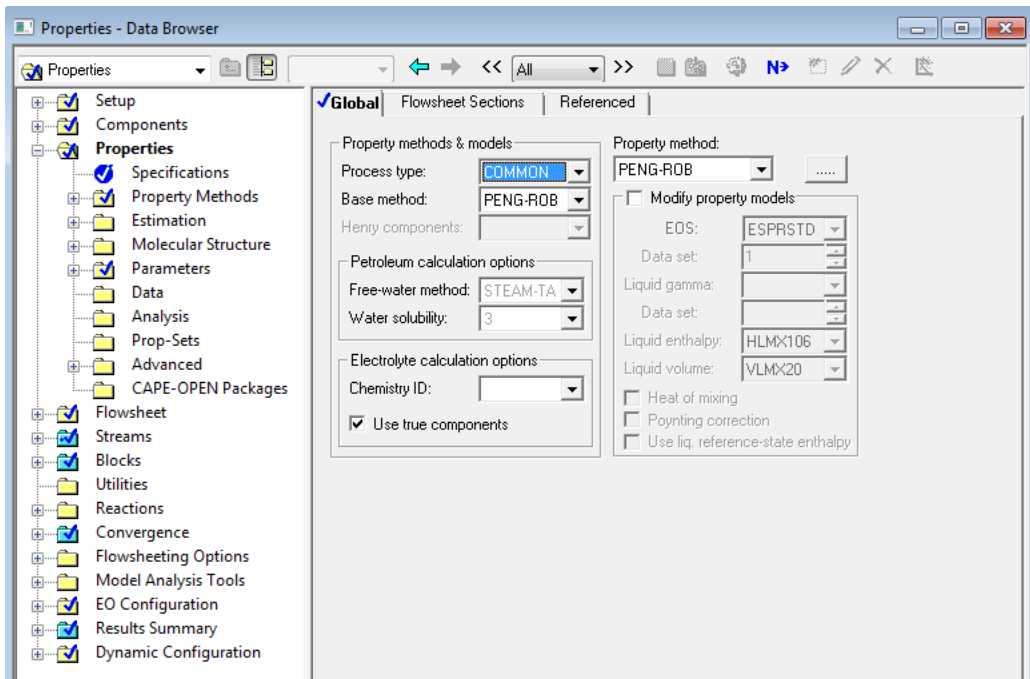
Primero se especificaron algunas condiciones generales de simulación que se detallan a continuación



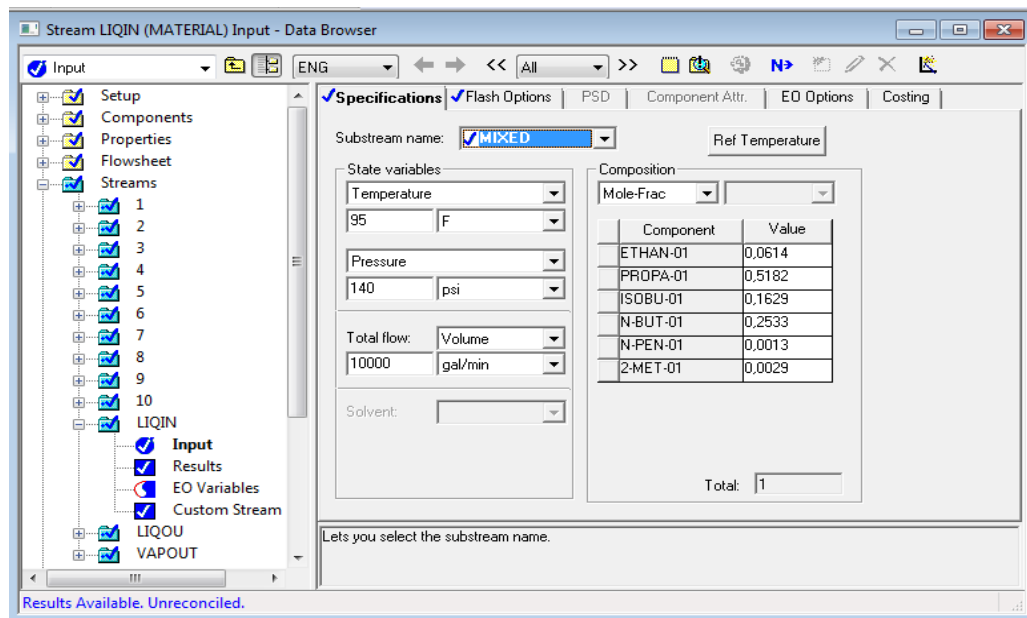
Luego se cargaron en el programa las sustancias químicas que conforman el GLP



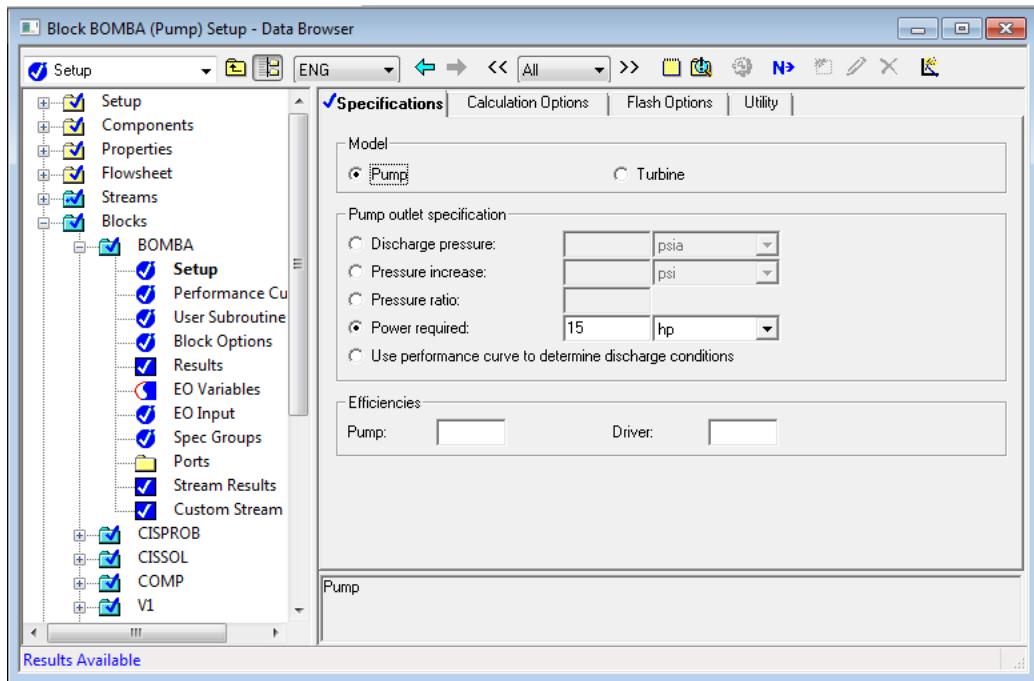
Se escogió el método termodinámico con el cuál se quería dar solución al problema , para este caso fué PENG ROBINSON, debido a que se ajustaba bastante bien al problema teniendo en cuenta que se estaba trabajando con hidrocarburos.



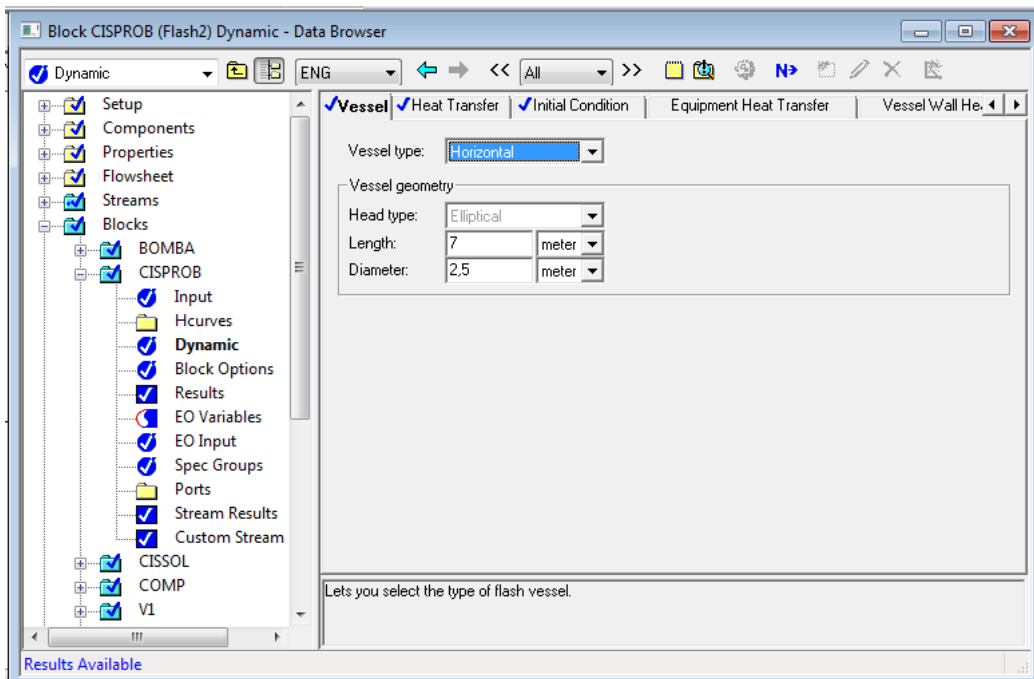
En este punto solo se hizo necesario definir las propiedades de una sola corriente, para este caso la corriente líquida de entrada **LIQIN** que corresponde a la corriente de alimentación a la cisterna problema (se asemejaría a la corriente que sale del brazo de llenado y entra al dicho tanque). Se definieron presión, temperatura, fracciones molares, y flujo de entrada al cual se le dio un valor de 10000 galones/min, debido a que el volumen del camión es este mismo.



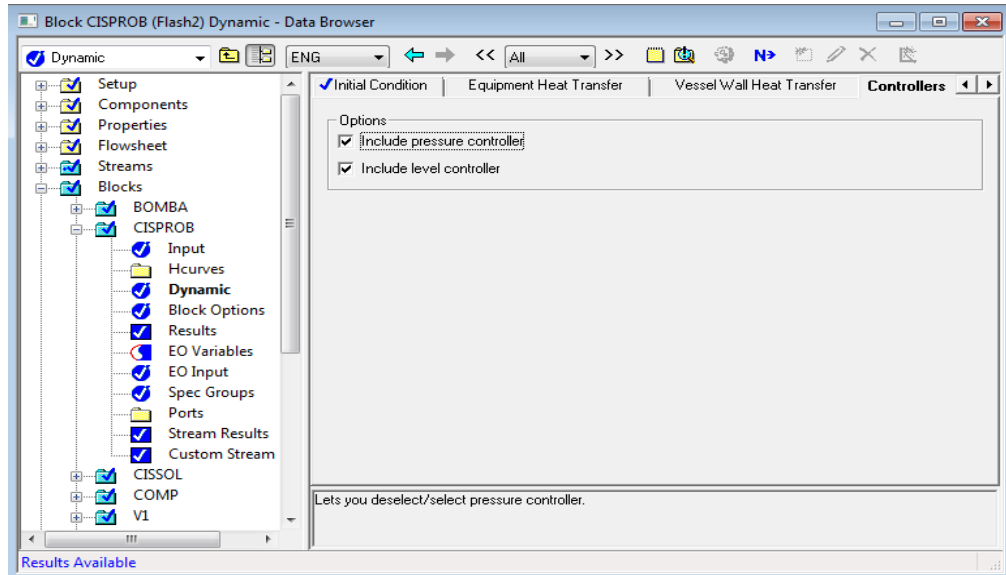
Se especificaron las características de los bloques o equipos del proceso. Mediante un análisis empírico, se estimó un tiempo de trasvase máximo de dos horas para el cual un proveedor, ANTORCHA INGENIERÍA CÍA LTDA, sugirió un equipo Blackmer de 15 hp de potencia (ver **ANEXO E**)



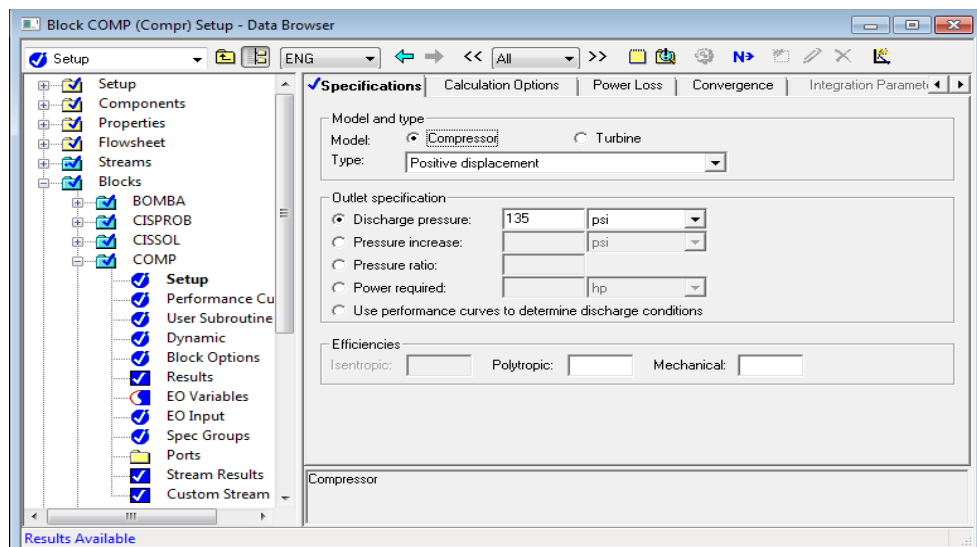
Para definir el camión cisterna problema se asignó una presión de 135 psi y una temperatura de 95°F. Al activar el modo dinámico se asignaron los siguientes valores mostrados en la tabla y una fracción de líquido inicial de 0,8.



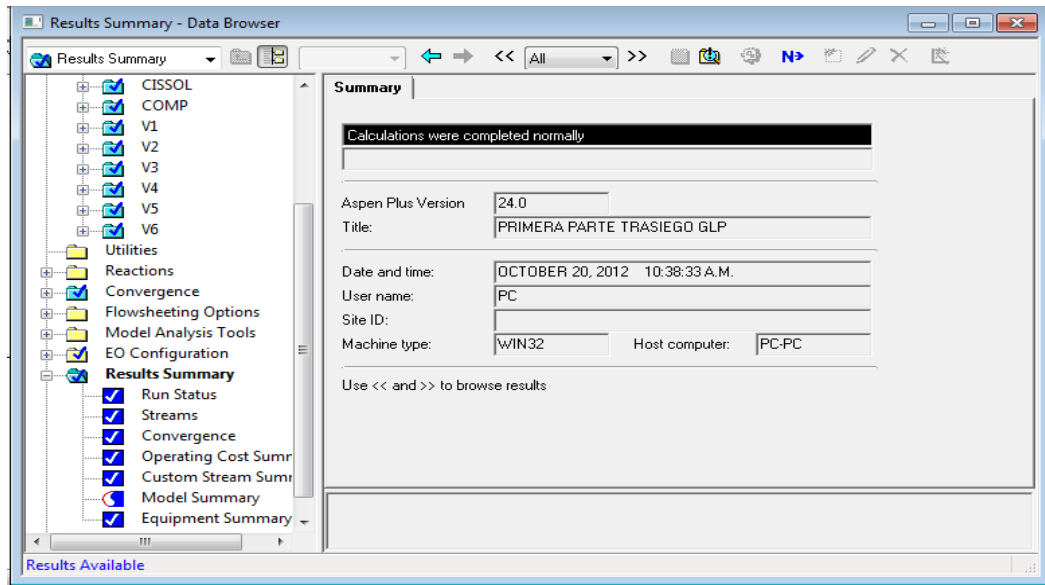
En este paso se activó la opción de incluir controladores de nivel y presión para tenerlos en la simulación dinámica.



Como se mencionó anteriormente el compresor solo se utiliza solo con fines matemáticos para asegurarse que la línea de retorno de vapor tenga el mismo valor de presión de la cisterna problema, que es a donde entra. Este es un requisito de la simulación en estado estable.



Con estos datos la simulación genera resultados favorables



A continuación se presentan los resultados de la simulación, como flujo, temperatura, presión, fracción molar, fracción de vapor y de líquido, entropía, entalpía de cada corriente.

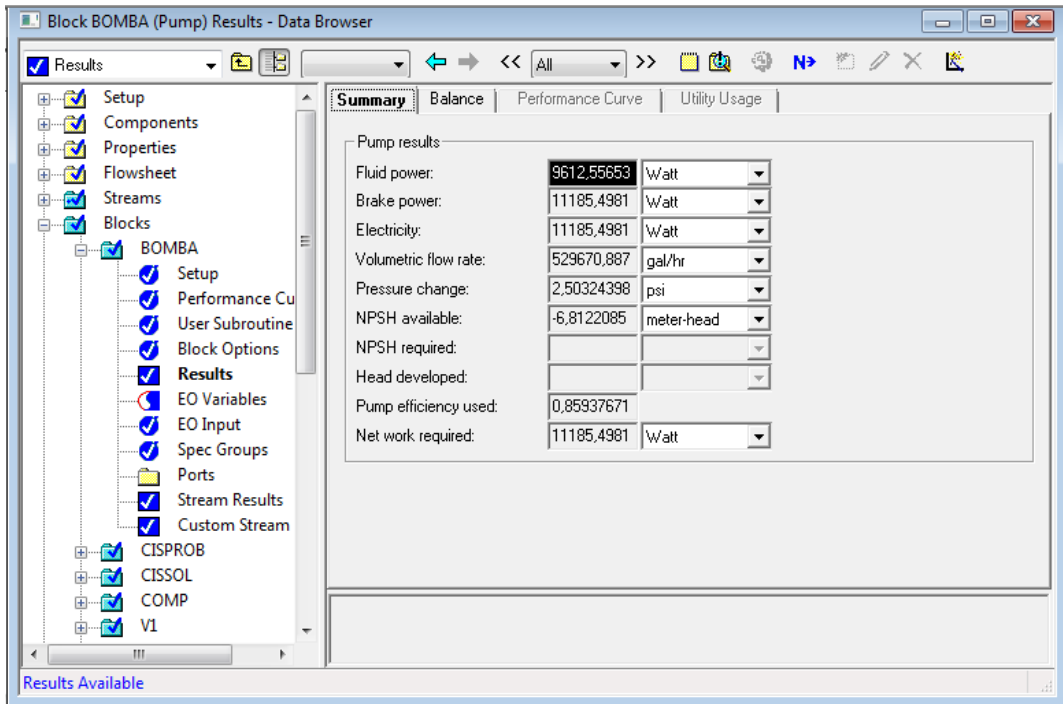
Material	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	LIGIN
Mass Flow kg/hr											
ETHAN-01	43411,70	27283,30	27283,30	27283,30	27283,30	18524,21	8759,098	8759,189	8759,189	24887,58	43411,70
PROPA-01	5,37294E+5	4,58840E+5	4,58840E+5	4,58840E+5	4,58840E+5	3,96093E+5	62747,24	62747,51	62747,51	1,41201E+5	5,37294E+5
ISOBU-01	2,22629E+5	2,07866E+5	2,07866E+5	2,07866E+5	2,07866E+5	1,94263E+5	13603,01	13603,08	13603,08	28366,67	2,22629E+5
N-BUT-01	3,46176E+5	3,28015E+5	3,28015E+5	3,28015E+5	3,28015E+5	3,10949E+5	17065,99	17066,12	17066,12	35226,63	3,46176E+5
N-PEN-01	2205,421	2156,128	2156,128	2156,128	2156,128	2107,565	48,56300	48,56349	48,56349	97,85678	2205,421
2-MET-01	4919,786	4794,144	4794,144	4794,144	4794,144	4670,728	123,4166	123,4176	123,4176	249,0593	4919,786

Material	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	LIGIN
Mass Frac											
ETHAN-01	,0375327	,0265155	,0265155	,0265155	,0265155	,0199914	,0855820	,0855825	,0855825	,1081933	,0375327
PROPA-01	,4645317	,4459286	,4459286	,4459286	,4459286	,4274659	,6130814	,6130807	,6130807	,6138408	,4645317
ISOBU-01	,1924800	,2020164	,2020164	,2020164	,2020164	,2096494	,1329102	,1329102	,1329102	,1233178	,1924800
N-BUT-01	,2992952	,3187848	,3187848	,3187848	,3187848	,3355780	,1667459	,1667462	,1667462	,1531400	,2992952
N-PEN-01	1,90676E-3	2,09546E-3	2,09546E-3	2,09546E-3	2,09546E-3	2,27450E-3	4,74492E-4	4,74494E-4	4,74494E-4	4,25411E-4	1,90676E-3
2-MET-01	4,25353E-3	4,65924E-3	4,65924E-3	4,65924E-3	4,65924E-3	5,04068E-3	1,20586E-3	1,20586E-3	1,20586E-3	1,08273E-3	4,25353E-3

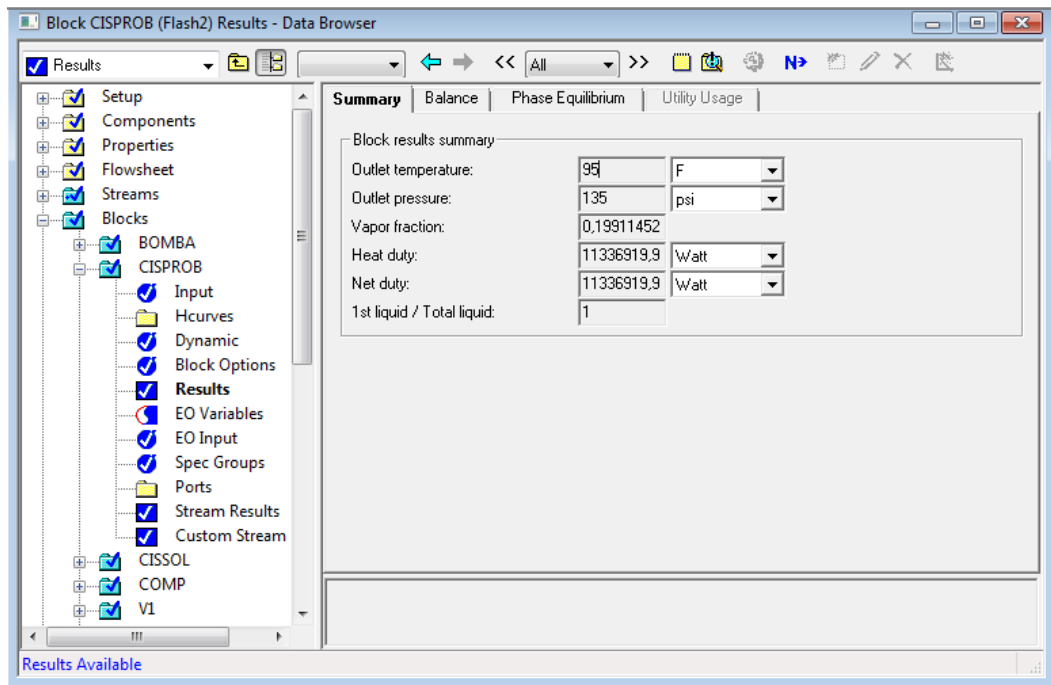
Material											
Heat	Load	Work	Vol.% Curves	Wt. % Curves	Petro. Curves	Poly. Curves					
Display: All streams Format: FULL Stream Table											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	LIQIN
Total Flow kmol/hr	23513,12	20628,74	20628,74	20628,74	20628,74	18384,45	2244,283	2244,295	2244,295	5128,675	23513,12
Total Flow kg/hr	1,15664E+6	1,02896E+6	1,02896E+6	1,02896E+6	1,02896E+6	9,26607E+5	1,02347E+5	1,02348E+5	1,02348E+5	2,30029E+5	1,15664E+6
Total Flow gal/hr	5,99932E+5	5,29676E+5	5,29671E+5	5,29695E+5	7,62307E+5	4,74290E+5	1,45979E+6	1,52719E+6	1,39299E+6	3,13289E+6	6,00000E+5
Temperature F	94,99175	95,00000	94,99354	95,02284	91,37984	95,00000	95,00000	93,93028	102,7832	95,00000	95,00000
Pressure psi	135,0000	135,0000	130,0000	132,5032	127,5032	127,5032	127,5032	122,5032	135,0000	135,0000	140,0000
Vapor Frac	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0183278	0,0	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	0,0
Liquid Frac	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	,9816721	1,000000	0,0	0,0	0,0	0,0	1,000000
Solid Frac	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Enthalpy J/kmol	-1,3048E+8	-1,3184E+8	-1,3184E+8	-1,3183E+8	-1,3183E+8	-1,3288E+8	-1,0828E+8	-1,0828E+8	-1,0799E+8	-1,0712E+8	-1,3048E+8
Enthalpy J/kg	-2,6521E+6	-2,6431E+6	-2,6431E+6	-2,6430E+6	-2,6430E+6	-2,6365E+6	-2,3744E+6	-2,3744E+6	-2,3679E+6	-2,3884E+6	-2,6521E+6
Enthalpy W/h	-8,5207E+8	-7,5545E+8	-7,5545E+8	-7,5544E+8	-7,5544E+8	-6,7861E+8	-6,7505E+7	-6,7505E+7	-6,7320E+7	-1,5261E+8	-8,5207E+8
Entropy J/kmol-K	-3,6675E+5	-3,7208E+5	-3,7207E+5	-3,7207E+5	-3,7206E+5	-3,7609E+5	-2,9037E+5	-2,9009E+5	-2,8982E+5	-2,8563E+5	-3,6675E+5
Entropy J/kg-K	-7455,653	-7459,611	-7459,401	-7459,379	-7459,075	-7461,761	-6367,349	-6361,165	-6355,153	-6368,429	-7455,865
Density kmol/cum	10,35265	10,28843	10,28853	10,28806	7,148745	10,23986	,4061393	,3882174	,4256159	,4324612	10,35251
Density kg/cum	509,2581	513,1834	513,1886	513,1650	356,5771	516,1061	18,52140	17,70410	19,40960	19,39655	509,2513
Average MW	49,19108	49,87967	49,87967	49,87967	49,87967	50,40167	45,60357	45,60357	45,60357	44,85154	49,19108
Liq Vol 60F gal/hr	5,77459E+5	5,09247E+5	5,09247E+5	5,09247E+5	5,09247E+5	4,55763E+5	53484,11	53484,41	53484,41	1,21696E+5	5,77459E+5

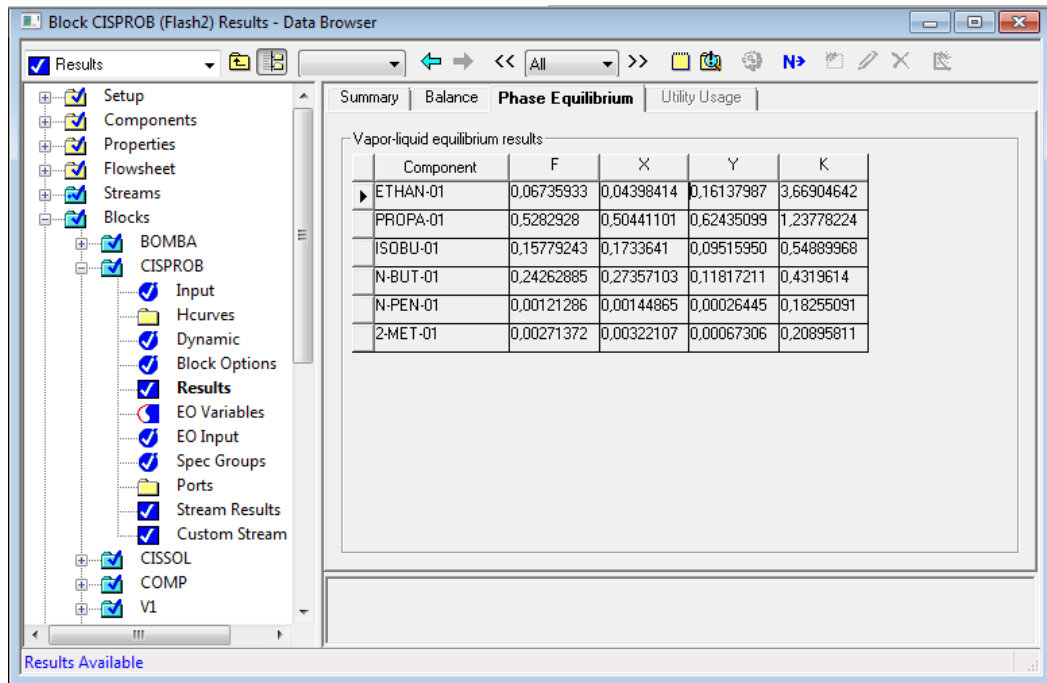
Aquí se presentan los resultados de los equipos

- Bomba:** El NPSH disponible corresponde a un valor negativo, lo cuál indica que se está presentando el fenómeno de cavitación, sin embargo cabe resaltar que esta simulación se hizo bajo una serie de suposiciones que no corresponden al diseño real y son el motivo de tal resultado. El NPSH se calculó anteriormente utilizando datos reales, y se encuentra especificado en la parte de **ANÁLISIS Y RESULTADOS** de este documento.

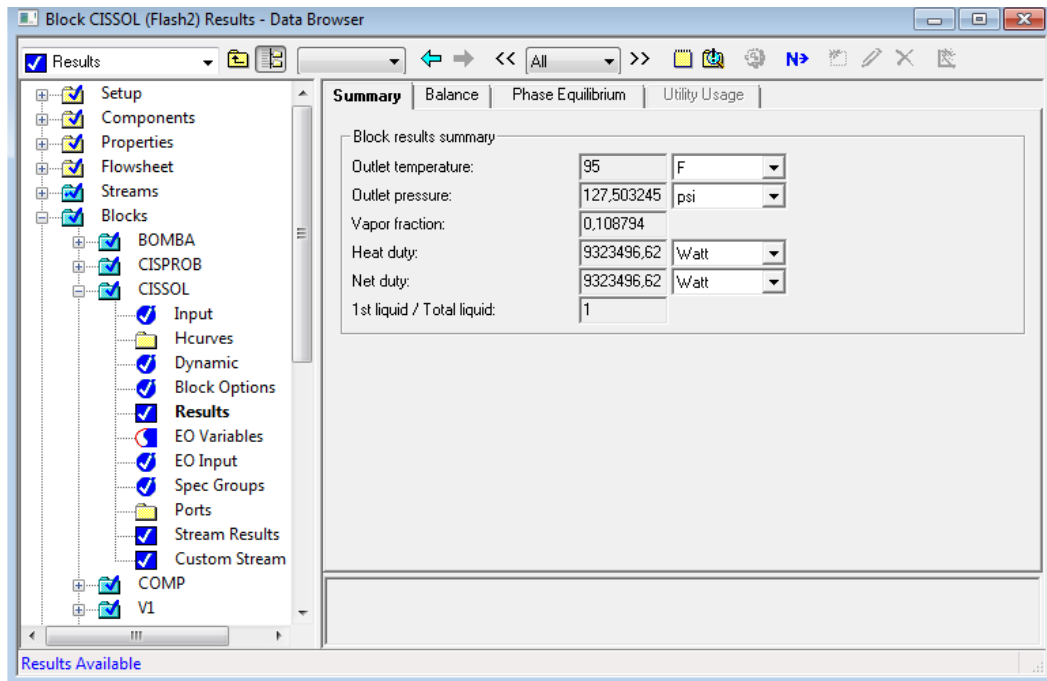


- **Cisterna Problema**





- **Cisterna solución**



Block CISSOL (Flash2) Results - Data Browser

Results

Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage

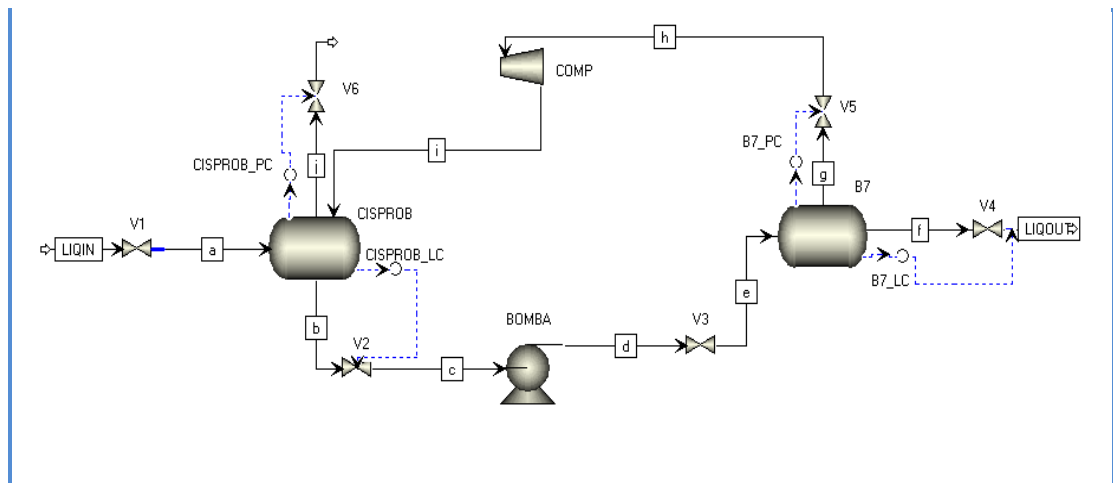
Mass and energy balance


Total	In	Out	Rel. diff
Mole-flow: kmol/hr	20628,7362	20628,7362	-1,764E-16
Mass-flow: kg/hr	1028954,52	1028954,52	-2,602E-15
Enthalpy: Watt	-755435512	-746112016	-0,0123418

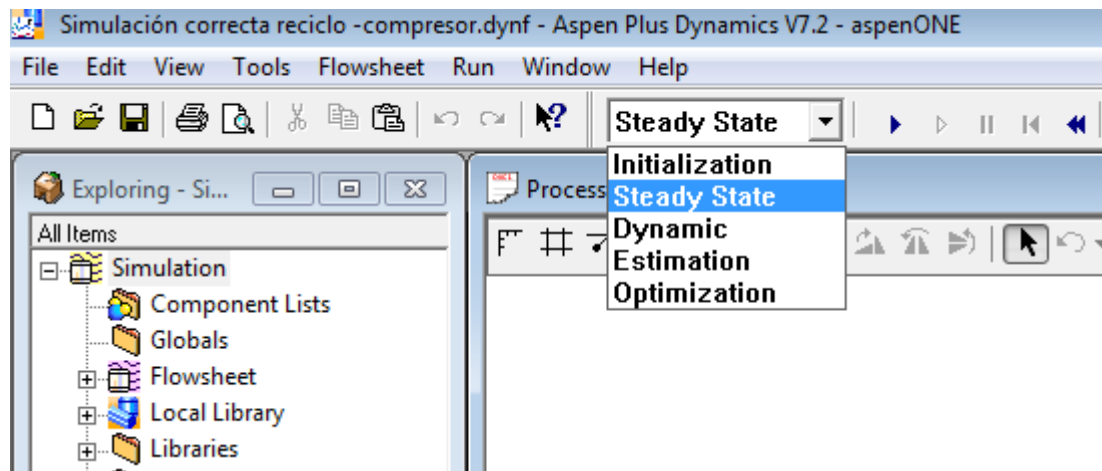
Results Available

K2. SIMULACIÓN DINÁMICA

Luego de finalizar la simulación en estado estable, se exportó al simulador dinámico **ASPEN PLUS DYNAMICS**. El diagrama conserva la misma estructura de la simulación en estado estable, con la inclusión de sistemas de control de presión y nivel en los dos camiones cisterna, como se puede observar en la siguiente figura.



Antes de realizar el análisis en estado dinámico, es necesario asegurarse que no existan problemas con el proceso en estado estable, para esto se escoge la opción **estado estable** como se observa a continuación, luego se hace click en el botón “play “ .



A continuación se presentan los datos iniciales de cada equipo antes de proceder a analizar el estado dinámico

- **Válvula V1**

	Description	Value	Units	Spec
C0	Flow coefficient	123453,0	m1.5 kg0.5/	Free
Pos	Specified valve position	50,0	%	Fixed
PosA	Actual valve position	50,0	%	Free
In_F.P	Pressure	9,65266	bar	Free
Out_P.P	Pressure	9,30792	bar	Free
P_drop	Pressure drop	0,344738	bar	Free
F_	Molar flow rate	23513,1	kmol/hr	Free

- Camión cisterna problema

CISPROB.Results Table

	Description	Value	Units
T	Temperature	35,0	C
P	Pressure	135,0	psi
level	Liquid level	1,85549	m
Q	Actual heating duty	40,8129	GJ/hr
QCum	Cumulative heating duty	0,0	GJ
QCool	Actual cooling duty	0,0	GJ/hr
QCoolCum	Cumulative cooling duty	0,0	GJ
TRate(*)			
TRate("2-MET-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("ETHAN-0)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("ISOBU-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("N-BUT-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("N-PEN-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("PROPA-0)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
vf	Vapor mole fraction	0,0103992	
conc_mol(*)			
conc_mol("2-ME)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("ETHA)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("ISOB)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("N-BU)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("N-PE)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("PROP)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
y(*)			
y("2-MET-01")	Vapor equilibrium molefraction	6,73069e-004	kmol/kmol
y("ETHAN-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,16138	kmol/kmol
y("ISOBU-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,0951595	kmol/kmol
y("N-BUT-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,118172	kmol/kmol
y("N-PEN-01")	Vapor equilibrium molefraction	2,64453e-004	kmol/kmol

- Válvula V2

V2.Results Table

	Description	Value	Units	Spec
C0	Flow coefficient	109403,0	m1.5 kg0.5/	Free
Pos	Specified valve position	50,0	%	Free
PosA	Actual value position	50,0	%	Free
In_F.P	Pressure	9,30792	bar	Free
Out_P.P	Pressure	8,96318	bar	Free
P_drop	Pressure drop	0,344738	bar	Free
F_	Molar flow rate	20628,7	kmol/hr	Free

- **Válvula V3**

	Description	Value	Units	Spec
C0	Flow coefficient	109405,0	m1.5 kg0.5/	Free
Pos	Specified valve position	50,0	%	Fixed
PosA	Actual value position	50,0	%	Free
In_F.P	Pressure	9,13578	bar	Free
Out_P.P	Pressure	8,79104	bar	Free
P_drop	Pressure drop	0,344738	bar	Free
F_	Molar flow rate	20628,7	kmol/hr	Free

- **Válvula V4**

	Description	Value	Units	Spec
C0	Flow coefficient	98241,9	m1.5 kg0.5/	Free
Pos	Specified valve position	50,0	%	Free
PosA	Actual value position	50,0	%	Free
In_F.P	Pressure	8,79104	bar	Free
Out_P.P	Pressure	8,4463	bar	Free
P_drop	Pressure drop	0,344738	bar	Free
F_	Molar flow rate	18384,5	kmol/hr	Free

- **Válvula V6**

	Description	Value	Units	Spec
C0	Flow coefficient	125803,0	m1.5 kg0.5/	Free
Pos	Specified valve position	50,0	%	Free
PosA	Actual value position	50,0	%	Free
In_F.P	Pressure	9,30792	bar	Free
Out_P.P	Pressure	8,96318	bar	Free
P_drop	Pressure drop	0,344738	bar	Free
F_	Molar flow rate	5128,67	kmol/hr	Free

- **Camión cisterna solución**

	Description	Value	Units
T	Temperature	35,0	C
P	Pressure	8,79104	bar
level	Liquid level	1,25	m
Q	Actual heating duty	33,5646	GJ/hr
QCum	Cumulative heating duty	0,0	GJ
QCool	Actual cooling duty	0,0	GJ/hr
QCoolCum	Cumulative cooling duty	0,0	GJ
TRate(*)			
TRate("2-MET-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("ETHAN-0)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("ISOBU-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("N-BUT-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("N-PEN-01)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
TRate("PROPA-0)	Total rates of reaction	10,0	kmol/hr
vf	Vapor mole fraction	0,0381495	
conc_mol(*)			
conc_mol("2-ME)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("ETHA)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("ISOB)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("N-BU)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("N-PE)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
conc_mol("PROP)	Mole concentration	0,5	kmol/m3
y(*)			
y("2-MET-01")	Vapor equilibrium molefraction	7,62181e-004	kmol/kmol
y("ETHAN-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,129794	kmol/kmol
y("ISOBU-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,104281	kmol/kmol
y("N-BUT-01")	Vapor equilibrium molefraction	0,130829	kmol/kmol
y("N-PEN-01")	Vapor equilibrium molefraction	2,99909e-004	kmol/kmol

- **Bomba**

	Description	Value	Units
Fpower	Fluid power	9,61256	kW
Bpower	Brake power	11,1855	kW
Epower	Electrical power	11,1855	kW
Fv_in	Volumetric flow rate at suction conditions	2005,02	m3/hr
PDiff	Pressure difference	0,172593	bar
Pout	Discharge pressure	9,13578	bar
Eff	Pump efficiency	0,859377	

- Corriente líquida de entrada al camión cisterna problema

	Description	Value	Units
F	Total mole flow	23513,1	kmol/hr
Fm	Total mass flow	1,15664e+006	kg/hr
Fv	Total volume flow	2271,25	m3/hr
T	Temperature	35,0	C
P	Pressure	9,65266	bar
h	Molar enthalpy	-0,130458	GJ/kmol
Rho	Molar density	10,3525	kmol/m3
Rhom	Mass density	1000,0	kg/m3
MW	Molar weight	49,1911	kg/kmol
zn(*)			
Zn("2-MET-01")	Mole fraction	0,0029	kmol/kmol
Zn("ETHAN-01")	Mole fraction	0,0614	kmol/kmol
Zn("ISOBU-01")	Mole fraction	0,1629	kmol/kmol
Zn("N-BUT-01")	Mole fraction	0,2533	kmol/kmol
Zn("N-PEN-01")	Mole fraction	0,0013	kmol/kmol
Zn("PROPA-01")	Mole fraction	0,5182	kmol/kmol
zmn(*)			
Zmn("2-MET-01")	Mass fraction	0,00425353	kg/kg
Zmn("ETHAN-01")	Mass fraction	0,0375327	kg/kg
Zmn("ISOBU-01")	Mass fraction	0,19248	kg/kg
Zmn("N-BUT-01")	Mass fraction	0,299295	kg/kg
Zmn("N-PEN-01")	Mass fraction	0,00190676	kg/kg
Zmn("PROPA-01")	Mass fraction	0,464532	kg/kg
Fcn(*)			
Fcn("2-MET-01")	Component mole flow	68,188	kmol/hr
Fcn("ETHAN-01")	Component mole flow	1443,71	kmol/hr
Fcn("ISOBU-01")	Component mole flow	3830,29	kmol/hr
Fcn("N-BUT-01")	Component mole flow	5955,87	kmol/hr
Fcn("N-PEN-01")	Component mole flow	30,5671	kmol/hr
Fcn("PROPA-01")	Component mole flow	12184,5	kmol/hr

En adelante se analizó el sistema manipulando el porcentaje de apertura de algunas válvulas y de esta forma se intentó asemejar el sistema un poco más al diseño real.

Las unidades de las variables presentadas en las gráficas son

Presión: psi

Temperatura: °F

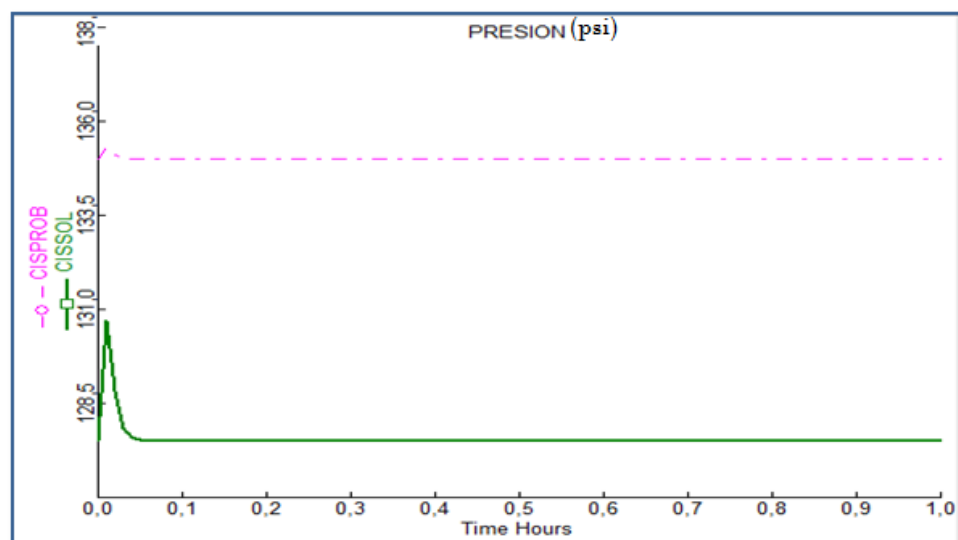
Flujo: gal/hr

Nivel: ft

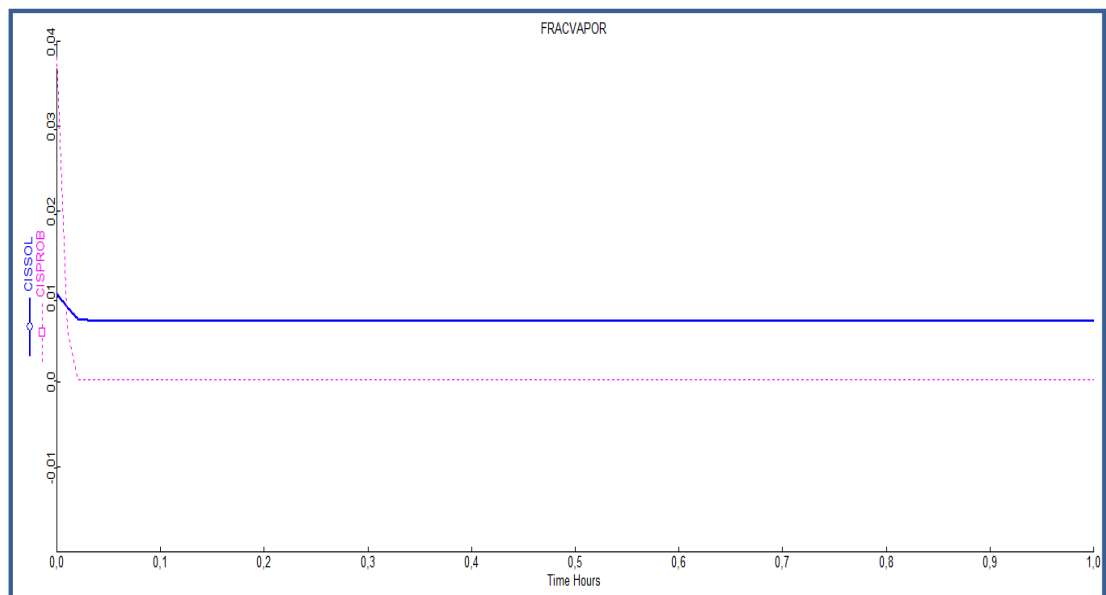
Posiciones de las válvulas de 0 a 1 hora

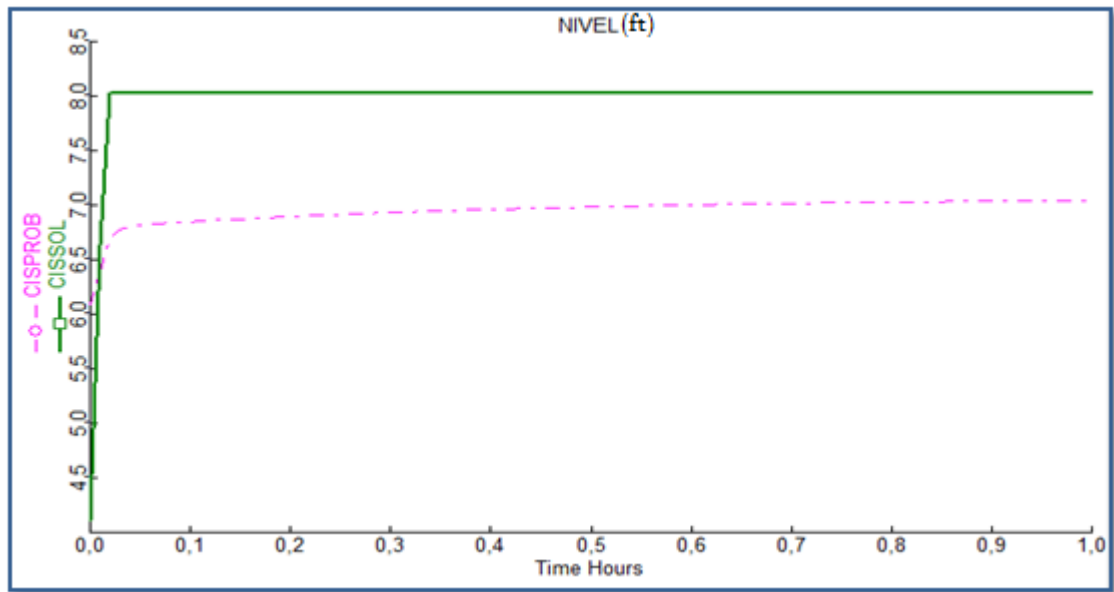
- **V1,V2,V3,V5,V6:** 50% apertura (condiciones iniciales de simulación)
- **V4:** 5% apertura

Con este cambio se buscaba que el nivel de líquido en la cisterna solución ascendiera simulando el trasiego desde la cisterna problema, y de esta manera conocer los perfiles de presión y temperatura durante ese proceso. Se hizo necesario suprimir el sistema de control, pues evitaba que el nivel de líquido en la cisterna solución aumentara. Como indica la siguiente figura, la presión en los dos camiones cisterna aumentaba durante un lapso de tiempo muy corto y luego volvía a estabilizarse en el valor inicial. En el proceso real se esperaba que este cambio de presión perdurara más tiempo, pues no tendría ninguna entrada ni salida de materia.

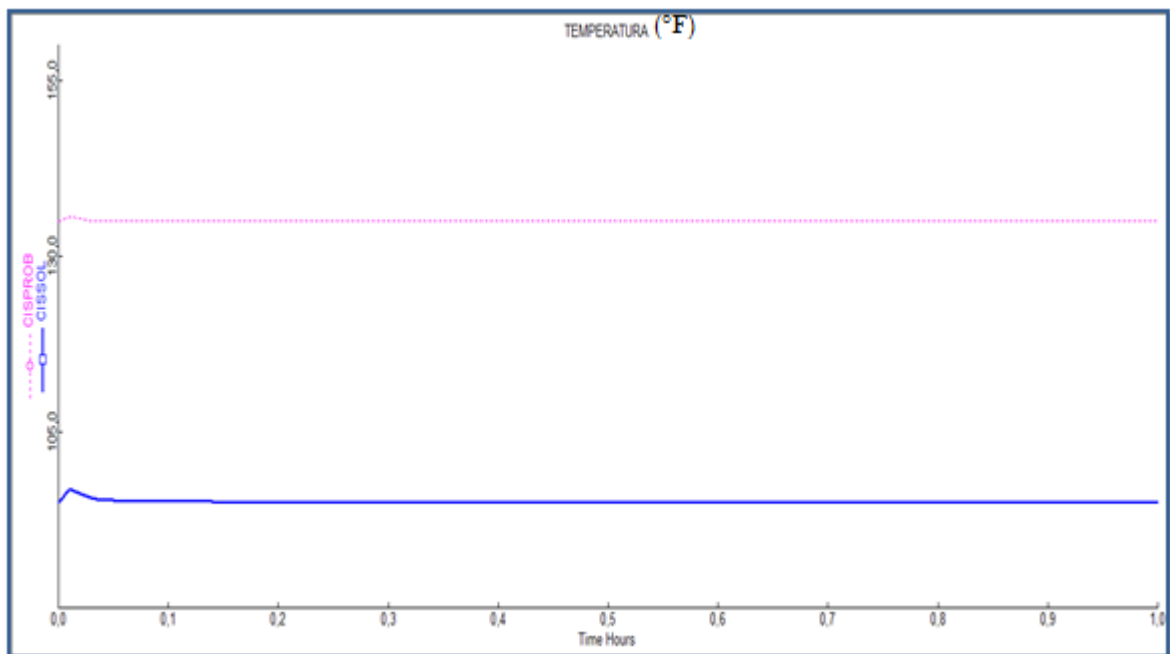


Mientras la presión aumentaba en el camión cisterna solución era de esperarse que la fracción de vapor disminuyera y el nivel de líquido aumentara, como puede observarse en las dos siguientes figuras. Sin embargo los efectos en el camión cisterna problema no son precisamente los deseados, pues tanto el nivel debería disminuir y la fracción de vapor ir en aumento, este hecho se debe al flujo constante de líquido de entrada, el cuál no ha cambiado su valor. Es también de notar que el tiempo en que se estabilizó el sistema, al igual que en la gráfica anterior, es mínimo a pesar de la supresión de controladores, debido a los alivios de presión y al flujo constante de entrada y salida.

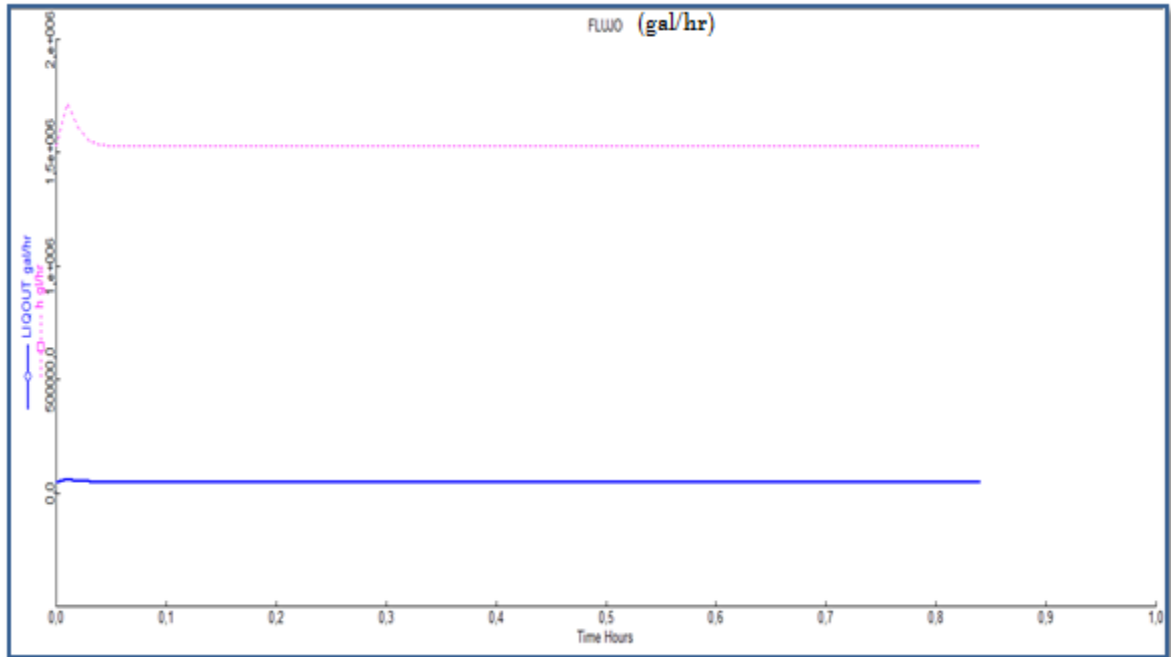




La temperatura no presentó grandes fluctuaciones debido al cambio generado, así que es poco probable que influyera en la fracción de vapor que se encontraba en cada camión.



Al disminuir el porcentaje de apertura de la válvula de salida de líquido de la cisterna solución, el sistema buscó un sistema de alivio de presión por medio de la salida de presión, este hecho se vio reflejado en el aumento del flujo en la línea h, luego de un tiempo el sistema se estabilizó de nuevo en el valor inicial. La siguiente figura muestra este efecto.



Luego se analizó el comportamiento del sistema realizando dos cambios en el transcurso de una hora. Se intentó visualizar la respuesta del proceso al aumentar el porcentaje de apertura de las válvulas de seguridad de la bomba (V2 y V3), y al disminuir aún más el porcentaje de apertura de la válvula de salida de líquido de la cisterna solución de la siguiente manera:

Posiciones de las válvulas de 0 a 0,4 horas

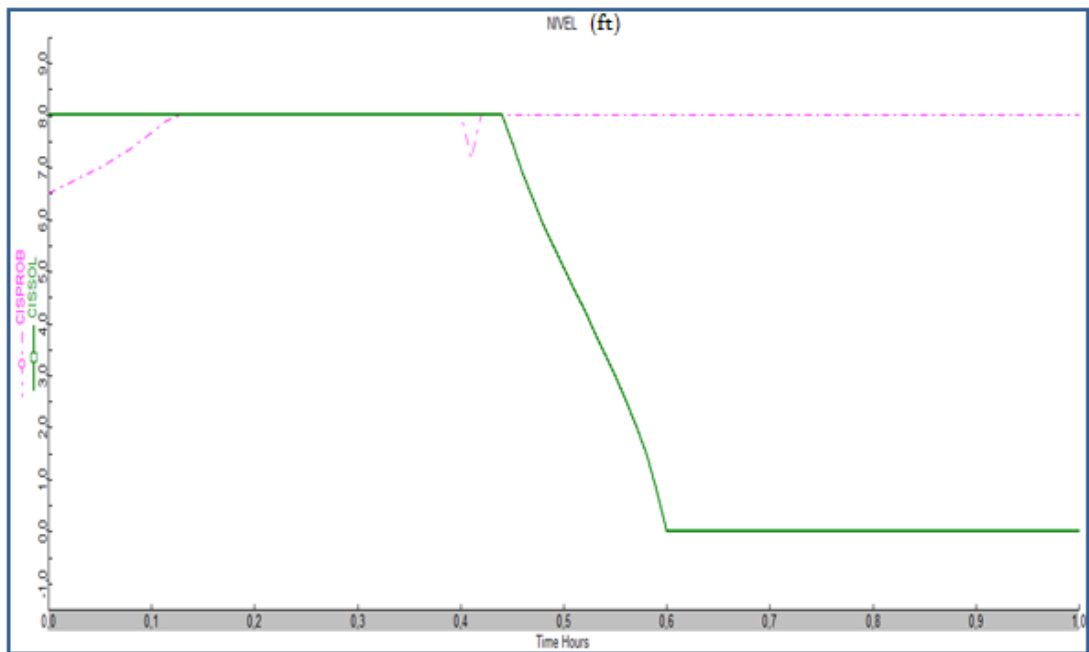
- **V1,V2,V3,V5,V6:** 50% apertura

- **V4:** 1% apertura

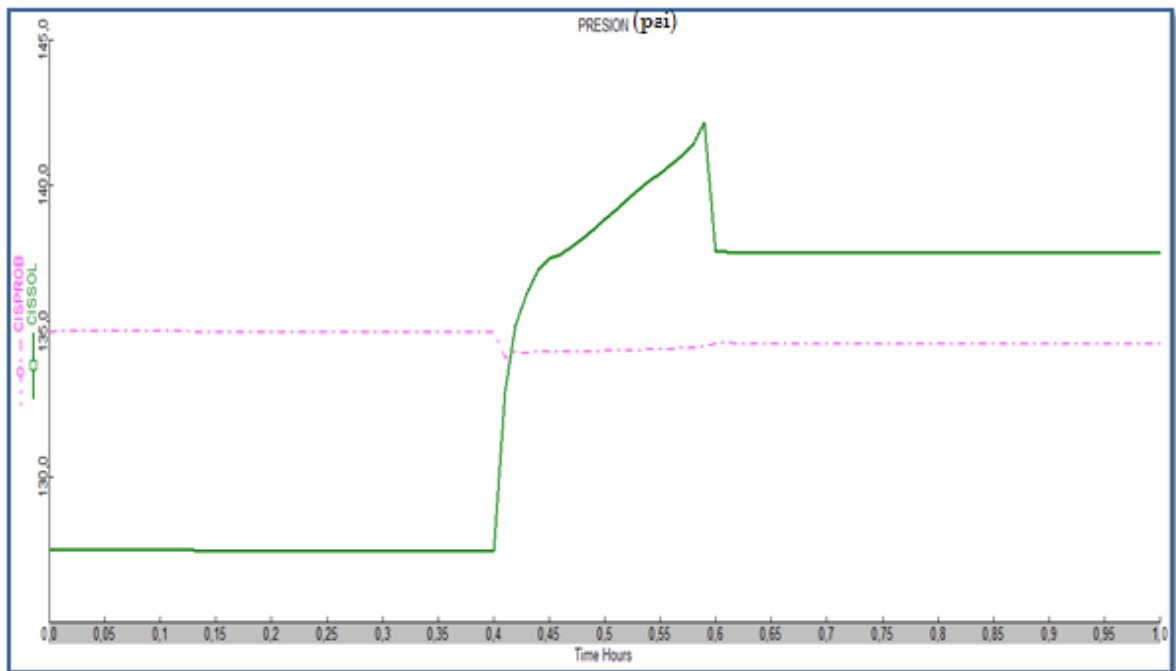
Posiciones de las válvulas de 0,4 a 2 horas

- **V1,V6 :** 50 % apertura
- **V2,V3:** 90 % apertura
- **V4:** 1 % apertura
- **V5:** 20 % apertura

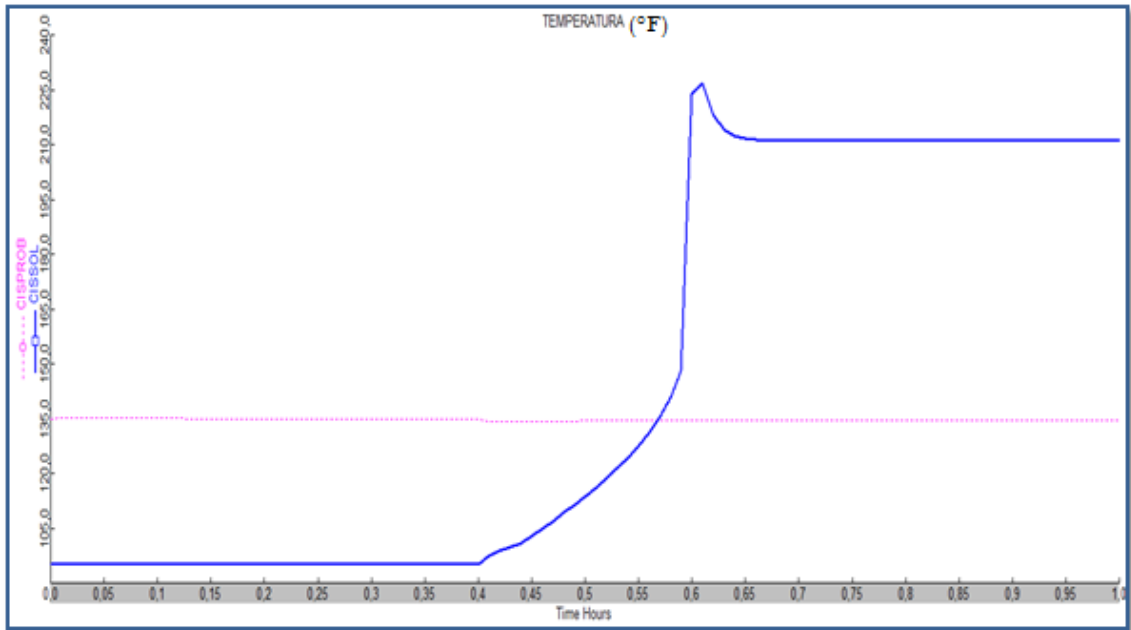
Como se observa en la siguiente gráfica los resultados obtenidos no fueron precisamente los deseados, debido a que el nivel de líquido en el camión cisterna disminuyó drásticamente al aumentar el paso de líquido a través de la bomba y cerrar las salidas de vapor y líquido en dicho camión.



Se intentó dar respuesta a este hecho analizando el perfil de presión en las cisternas, sin embargo, aunque la presión en el camión cisterna problema se observaron grandes fluctuaciones durante el cambio, las variaciones de presión el camión cisterna fueron mínimas, así que no lograron explicar la disminución de nivel de líquido. La siguiente figura detalla el comportamiento de la presión durante el proceso.



Al no obtener una respuesta lógica se procedió a analizar el perfil de temperatura y se obtuvo el siguiente comportamiento:



Claramente se observó que la disminución de nivel se produjo debido a un aumento drástico de la temperatura, lo cuál generó la evaporación del producto líquido y por ende el aumento en la fracción de vapor, como se muestra a continuación:

