

**ESTUDIO DE LA VIABILIDAD TÉCNICA DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN
DE VAPORES DE LA ESTACIÓN CASTILLA II.**

JORGE LUIS ALQUICHIRE MIZAR

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2015

**ESTUDIO DE LA VIABILIDAD TÉCNICA DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN
DE VAPORES DE LA ESTACIÓN CASTILLA II.**

JORGE LUIS ALQUICHIRE MIZAR

**Monografía presentada para optar al título de Especialista en Ingeniería de
gas**

Director

MSc. MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2015

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	12
1. JUSTIFICACIÓN	14
2. OBJETIVOS	15
2.1. OBJETIVO GENERAL	15
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	15
3. INFORMACIÓN GENERAL	16
3.1. SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE VAPORES (URV)	17
3.2. TIPOS DE UNIDADES DE RECUPERACIÓN DE VAPOR	18
3.2.1. Unidades de recuperación de vapor por adsorción.	18
3.2.2. Unidades de recuperación de vapor por absorción.	20
3.2.3. Unidades de recuperación de vapor por condensación	22
4. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO EN LA ESTACIÓN CASTILLA II	24
4.1. DATOS DEL SITIO Y CONDICIONES DEL LUGAR	24
4.2. NUEVO SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GASES PARA LA ESTACIÓN CASTILLA II.	26
4.3. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE VAPORES (ESTACIÓN CASTILLA II)	27
4.4. CRITERIOS DE DISEÑO	28
4.4.1. Sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensados.	30

4.4.2. Características equipos.	35
4.5. DIAGRAMA DEL PROCESO	39
5. SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN	41
6. ANÁLISIS DEL SISTEMA DE URV ACTUAL	47
7. CONCLUSIONES	51
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	53
BIBLIOGRAFIA	55
ANEXOS	57

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema general de URV por adsorción.....	19
Figura 2. Esquema general de URV por absorción.....	21
Figura 3. Esquema general de URV por condensación.	23
Figura 4. Esquema general de proceso actual ECII.....	25
Figura 5. Esquema general de proceso propuesto ECII.	27
Figura 6. Diagrama de flujo de proceso Sistema de enfriamiento de gas.....	39
Figura 7. Simulación del Sistema de recolección de vapores Estación Castilla II. .	42
Figura 8. Simulación del skid de compresión y recuperación de condensados.	46
Figura 9. Separador gas/líquido (Bota).	48
Figura 10. Bolsillos presentados en las líneas, llegada al cabezal de alivio de 6" ..	49
Figura 11. Alimentación a los equipos del skid de compresión.....	49

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Condiciones Estación Castilla II.	24
Tabla 2. Condiciones de diseño para el sistema URV.	28
Tabla 3. Condiciones servicios industriales.	29
Tabla 4. Composición de gas entrada sistema de enfriamiento de gas.	31
Tabla 5. Condiciones de gas entrada sistema de enfriamiento de gas.	32
Tabla 6. Condiciones de salida del gas.	33
Tabla 7. Condiciones de salida condensados y agua.	33
Tabla 8. Condiciones actuales de operación ECII.	41
Tabla 9. Condiciones generales de la corriente de entrada al sistema de recuperación de vapores.	43
Tabla 10. Composición molar de la corriente de vapor recuperado.	43

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Informe técnico Diprotec.....	57

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO DE LA VIABILIDAD TÉCNICA DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE VAPORES DE LA ESTACIÓN CASTILLA II.*

AUTOR: JORGE LUIS ALQUICHIRE MIZAR.**

PALABRAS CLAVE: Sistema de recuperación de vapores, URV.

La Estación Castilla II ha sufrido algunos cambios en cuanto al proceso de deshidratación de crudo, tales como la implementación de dilución con nafta, que reemplazó al sistema de calentamiento de crudo y el cambio de función de algunos tanques. Estas modificaciones, sumadas a un aumento en la producción, han alterado de manera significativa algunas variables de operación en dicha estación.

Estos cambios se ven reflejados en la corriente de gas recolectado en la estación, puesto que esta se obtiene con base al gas en solución (Rs), el gas libre (GOR) y los vapores resultados de la dilución con nafta en la etapa de lavado.

Por lo anteriormente descrito, fue necesaria la implementación de un sistema de recuperación de vapores (URV) para minimizar las pérdidas de los componentes volátiles que se desprenden después de la etapa de dilución. Por esta razón se realizó el estudio y posterior diseño de este sistema, con condiciones de operación que presentaba la estación en su momento.

Este documento cita las diferentes ingenierías desarrolladas para el manejo de los vapores generados en el proceso de deshidratación de crudo pesado, teniendo en cuenta los equipos instalados, soportado con el software HYSYS y las actuales condiciones de operación, se simula el proceso en la estación y se plantean las posibles opciones para su óptima operación.

* Monografía de especialización

** Facultad de Ingeniería Físico – Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Manuel Cabarcas Simancas, Ingeniero de Petróleos

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL FEASIBILITY STUDY FOR THE CONSTRUCTION OF REGASIFICATION PLANT (LNG) IN COLOMBIA.*

AUTHOR: JORGE LUIS ALQUICHIRE MIZAR **

KEYWORDS: Vapor recovery units, VRU

The Castilla II Station has been changing the oil dehydration process; these changes included the implementation of dilution with naphtha that replaced the oil heating system and change the function of some tanks. These changes and the increase in production have significantly altered some operational variables in this station.

These changes are highlighted in the gas collected stream in the station, because this gas is obtained based on the gas in solution (Rs), the free gas (GOR) and vapors results of dilution with naphtha in the gun barrels.

As described above, was necessary the implementation of a vapor recovery system (URV) to minimize losses of volatile components detached after the step of dilution. For this reason was made this study and subsequent design of this system with the operating conditions presented in Castilla II station at the time that was performed.

This document mentions various engineerings developed for vapors handling generated in the heavy crude dehydration process, considering the installed equipment, compatible with HYSYS software and current operating conditions, the process at the station is simulated and suggest possible options for optimal operation, highlighting the importance of free atmospheres of volatile components that affect the health of workers , besides increase in the volumes of recovery diluent makes the treatment applied to crude of low API more profitable.

* Monograph of specialization

** Faculty of Physical – Chemical Engineering. School of petroleum Engineer. Director: Manuel Cabarcas Simancas, Petroleum Engineer.

INTRODUCCIÓN

Los sistemas de recuperación de vapores son de suma importancia en la industria de Oil&Gas puesto que en los tanques de almacenamiento y/o proceso, se produce evaporación de los hidrocarburos livianos disueltos en el petróleo, entre ellos metano y otros compuestos orgánicos volátiles (VOC), el gas natural licuado, contaminantes del aire peligrosos (HAP) y algunos gases inertes, quedando retenidos en el espacio entre el líquido y el techo fijo del tanque. A medida que fluctúa el nivel de líquido en el tanque, estos vapores a menudo son liberados a la atmósfera.

Una manera de evitar las emisiones de estos gases y obtener un ahorro económico importante es instalar unidades de recuperación de vapores en los tanques de almacenamiento de petróleo. Las unidades de recuperación de vapores son sistemas relativamente simples que pueden capturar aproximadamente 95% de los vapores con elevado poder calorífico (Btu) para venta o uso in situ como combustible. Actualmente hay entre 8,000 y 10,000 unidades de recuperación de vapores instaladas en el sector de producción de petróleo.

La Estación Castilla 2 de la empresa Colombiana de petróleos Ecopetrol, está ubicada en la vereda de Caño Grande, sector alto del municipio de Castilla la Nueva, en el departamento del Meta. Con una producción actual de aproximadamente 63.000 BOPD, dónde en su proceso de deshidratación se implementó el uso de diluyentes con alto contenido en componentes volátiles y cuenta con un ineficiente sistema de recuperación de condensados.

Por esta razón se han desarrollado proyectos para optimizar esta recuperación como la compra de una unidad de recuperación de vapores automatizada. El

objeto de este documento es plantear las mejoras requeridas para la óptima operación de este equipo e incrementar el volumen de condensados recuperados.

1. JUSTIFICACIÓN

Descrito el problema presente en la estación, respecto al manejo de gases y recuperación de componentes volátiles desprendidos luego de la dilución con nafta, es necesario evaluar si los equipos instalados en la estación para dicha función están en capacidad de manejar los nuevos flujos de gas y sus respectivas composiciones.

El resultado de esta evaluación es de suma importancia para determinar las posibles correcciones a realizar al sistema de recuperación de vapores existente para que funcione en condiciones óptimas y de esta forma disminuir la emisión de estos vapores a la atmósfera, pérdidas de diluyente por evaporación y evitar posibles multas en temas ambientales.

2.OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Realizar el estudio para la viabilidad técnica del sistema de recuperación de vapores de la Estación Castilla II, con base a las condiciones actuales de operación.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Describir las condiciones actuales de operación en el proceso de deshidratación de crudo llevado a cabo en la Estación Castilla II
- Realizar un balance de masa con el software “Hysys” de las diferentes etapas de deshidratación de crudo para establecer los flujos y composiciones del gas liberado.
- Simular el sistema de URV para determinar volúmenes de condensados recuperados, flujo y composición del gas que va a ser enviado a TEA, tomando como input los resultados arrojados en el balance de masa realizado en cada etapa del proceso de deshidratación de crudo.

3. INFORMACIÓN GENERAL

El petróleo en el subsuelo contiene muchos hidrocarburos livianos en solución. (Rs), cuando el petróleo se lleva a la superficie y se procesa, muchos de los hidrocarburos livianos disueltos (así como el agua) se extraen mediante una serie de separadores de alta presión y baja presión. Luego el petróleo es transferido a un tanque de almacenamiento hasta su venta y transporte fuera de la instalación; los remanentes de hidrocarburos pueden convertirse en vapores al interior del tanque. Estos vapores son liberados, quemados en teas o recuperados mediante unidades de recuperación de vapores (VRU). Las pérdidas de los hidrocarburos livianos restantes se pueden clasificar de dos maneras:

- Las pérdidas debido al efecto del pistón al llenar y vaciar el tanque se refieren a los vapores liberados debido a la fluctuación en niveles de fluido y la agitación del contenido del tanque asociados con la circulación de petróleo fresco a través de los tanques de almacenamiento.
- Las pérdidas por evaporización son las pérdidas que ocurren cuando cambia la temperatura diaria y estacional.

El volumen de vapor de gas proveniente de un tanque de almacenamiento y/o proceso depende de muchos factores. El petróleo liviano (gravedad API $>36^\circ$) emite más vapores de hidrocarburos que el petróleo más pesado (gravedad API $<36^\circ$). En tanques de almacenamiento con muchos ciclos de llenado y rendimiento efectivo es alto, se liberarán más “vapores debido al efecto del pistón de llenar y vaciar el tanque” que en tanques con rendimiento efectivo bajo y donde el petróleo se mantiene por períodos de tiempo más largos para aclimatarse. Finalmente, la presión y temperatura del petróleo en la cámara de descarga hacia el tanque afectará el volumen de los gases que resultan de la evaporación del petróleo. La composición de estos vapores varía, pero el principal componente es el metano

(entre 40-60%). Otros componentes incluyen compuestos de hidrocarburos más complejos tales como propano, butano y etano; gases inertes naturales tales como nitrógeno y dióxido de carbono, contaminantes peligrosos del aire tales como benceno, tolueno, etil-benceno y xileno.

Las unidades de recuperación de vapores pueden recuperar más del 95% de las emisiones de hidrocarburos que se acumulan en los tanques de almacenamiento y/o proceso. Puesto que los vapores recuperados contienen gas natural licuado), contienen poder calorífico mayor que el del gas natural enviado por el gasoducto (entre 950 y 1,100 Btu/ft³). Dependiendo del volumen de gas natural licuado en los vapores, el poder calorífico puede llegar hasta 2,000 Btu/ft³. Por lo tanto, según base volumétrica, los vapores recuperados pueden ser más valiosos que únicamente el metano solo.

Además pueden proporcionar beneficios ambientales y económicos importantes para los productores Oil&Gas. Los vapores capturados y condensados por las unidades de recuperación de vapores pueden venderse y rendir utilidades, o usarse en las operaciones internas de la planta.

3.1. SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE VAPORES (URV)

El principio de un sistema de recuperación de vapores consiste en recolectar los gases emitidos en separadores bifásicos, tanques de almacenamiento o proceso, por intercambio de calor se condensan los componentes más pesados de la corriente de gas, los cuales retornan al proceso y el gas restante es llevado a un sistema de quema controlada TEA.

3.2. TIPOS DE UNIDADES DE RECUPERACIÓN DE VAPOR

La clasificación de las unidades de recuperación depende de la industria a la cual se va a implementar, capacidad, producto a recuperar, tipo de operación, etc. Dentro de la industria de hidrocarburos se clasifica en tres grupos:

3.2.1. Unidades de recuperación de vapor por adsorción¹.

Los hidrocarburos contenidos en una mezcla de hidrocarburos y aire llegan atraídos a la superficie activa del carbón activo. Esta propiedad permite efectuar una superación selectiva entre los hidrocarburos y el aire. Las moléculas de aire y vapor de agua no serán adsorbidos por el carbón, permaneciendo en la parte superior del filtro.

La cantidad de hidrocarburos fijada a la superficie del carbón activo aumenta con:

- El incremento de la presión
- La disminución de la temperatura
- El incremento de la concentración de hidrocarburos en la mezcla.

El lecho de carbón activo consta de tres capas cuyas funciones son diferentes:

La parte inferior es la capa más solicitada en adsorción. En esta zona es donde el calor liberado durante la adsorción es mayor. Por esta razón, se han instalado en esta parte unas sondas de temperatura para controlar y vigilar este fenómeno. Durante el periodo de adsorción, esta parte del lecho puede estar completamente saturada por los vapores de gasolina.

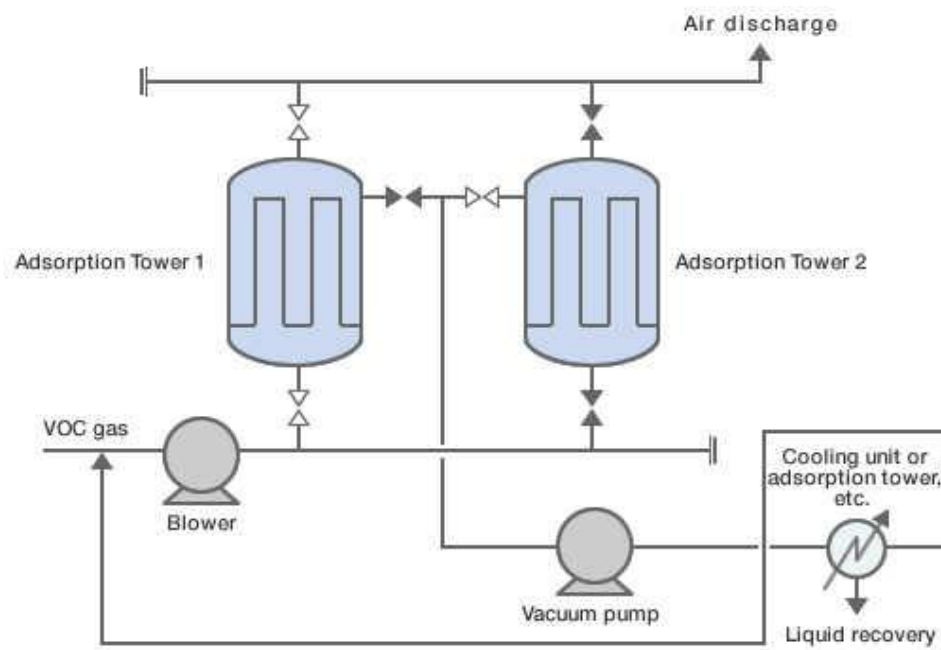
La parte superior del lecho completa la purificación del aire. Aquí la adsorción sobre el carbón activo permanece relativamente escasa y los efectos del calor son

¹ PG. VAPOR RECOVERY. Disponible en: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>

despreciables. El enjuague de esta capa durante los ciclos de desorción con aire permite alcanzar un carbón limpio que garantiza escasas emisiones de COV.

La parte central del lecho es una zona de equilibrio que permite una sobrecarga del lecho durante los periodos de carga intensivos.

Figura 1.Esquema general de URV por adsorción.



Fuente:http://www.splantech.co.jp/e/service/engineering/images/re_yukigas01/fig.jp
pg

Ventajas:

- Alta tasa de recuperación
- Diluir mezclas de compuestos orgánicos volátiles
- Las bajas concentraciones de COV

Desventajas:

- Se requiere de deshumidificación de la corriente de vapor, la eficiencia disminuye a medida que aumenta la humedad relativa.
- Incendios potenciales en el lecho, combustión espontánea, pueden ocurrir a temperaturas por encima de la cama 350 °F debido a la generación de calor de oxidación catalítica exotérmica.
- La eficiencia disminuye con el aumento de la temperatura
- Alto potencial de corrosión, en presencia de calor, la humedad y se recupera HCL producto, cloro, alcoholes y otra forma corrosivos.
- El etano, metano, ensucia el lecho de carbón muy rápidamente.
- Puede ser necesario un tratamiento secundario de aguas residuales.
- Se requiere un cambio costoso en cuanto al carbón y pierde su capacidad de adsorción cada vez que se vuelve a generar.
- Muchos componentes pueden contaminar el lecho de carbón.
- El carbón contaminado es un residuo peligroso que requiere eliminación especial.
- El sistema más costoso.

Aplicación:

La adsorción se aplica más comúnmente para diluir las mezclas de compuestos orgánicos volátiles y el aire (es decir, las cabinas de pintura, de limpieza con disolvente) con una concentración práctica máxima de entrada de 10.000 ppmv (<1%).

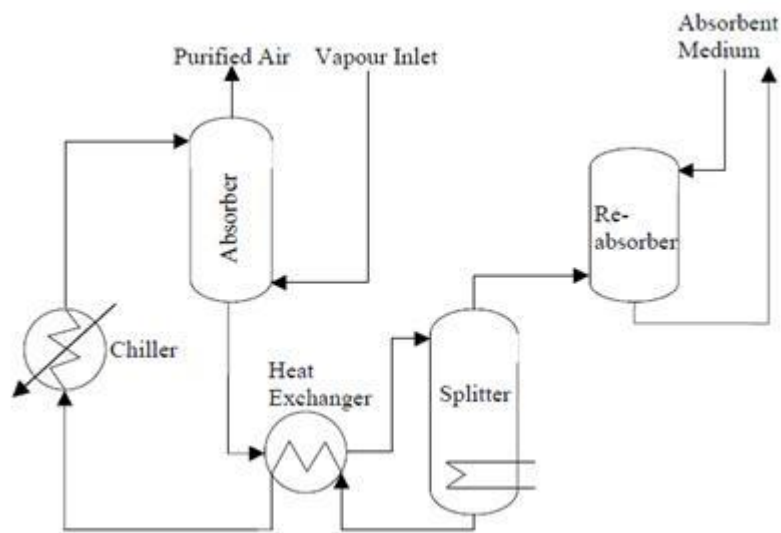
3.2.2. Unidades de recuperación de vapor por absorción².

La recuperación de componentes volátiles en un sistema de absorción de “lean oil” refrigerado consiste en la mezcla de vapor/aire que entra en la parte inferior de una torre empacada, el componente volátil fluye hacia arriba (contracorriente), que

² PG. VAPOR RECOVERY. Disponible en: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>

incide sobre el empaque humedecido por el absorbente. Un fluido absorbente refrigerado entra en la parte superior de la torre y comienza un flujo descendente de humectación al empaque. El aire sale de la parte superior de la torre despojado de los vapores de hidrocarburos. Los vapores, capturados por el fluido absorbente, salen de la parte inferior de la torre.

Figura 2.Esquema general de URV por absorción.



Fuente: Rudd, H.J and Hill, N.A. (2001). 'Measures to Reduce Emissions of VOCs during Loading and Unloading of Ships in the EU'. Report no. AEAT/ENV/R/0469 Issue 2. Produced for the European Commission DG Environment.

Ventajas:

- Baja caída de presión a través del sistema
- Insensible a la variación de las tasas de flujo
- Insensible a las corrientes de vapor sucios
- Insensible a la variación de las concentraciones de vapor
- No se ve afectado por la alta humedad

- No se ve afectado significativamente por la temperatura alta / baja
- Operación simple
- Costo de capital inicial baja
- Los menores costos de operación
- Los ingresos de los compuestos orgánicos volátiles recuperados producen un beneficio de explotación.
- El medio absorbente no necesita ser reemplazado ni es consumida
- Sin compresión o sopladores.

Desventajas:

- Poco rentable con bajas concentraciones de vapor (es decir, menos de 300 PPM)
- Puede requerir gran cantidad de electricidad para la regeneración si no se utiliza calderín de combustible

Aplicación:

- Para la recuperación de los componentes volátiles de baja presión, caudal variable y variable concentración, alta humedad, corrientes de alta temperatura.
- La mejor opción para la recuperación de hidrocarburos.
- La mejor tecnología de control disponible para la recuperación de vapores de hidrocarburos en las terminales de almacenamiento y de carga es el sistema de absorción de “Lean Oil” refrigerado.

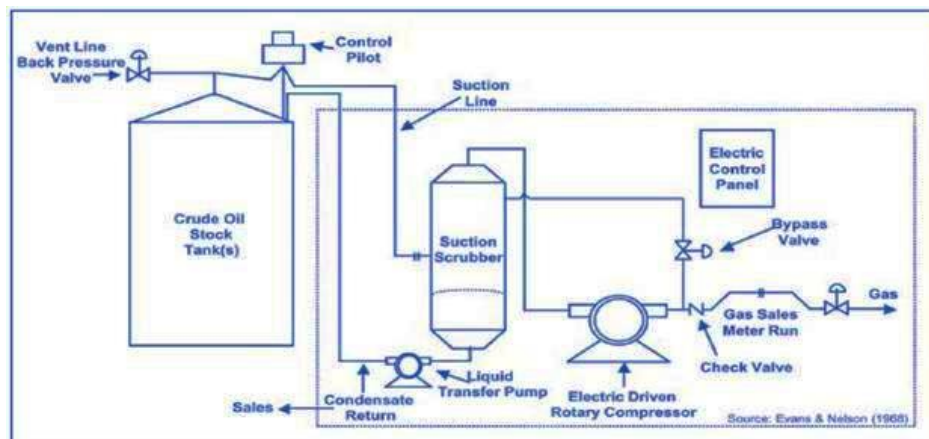
3.2.3. Unidades de recuperación de vapor por condensación³.

Las unidades de recuperación de vapor (URV) de este tipo pueden ser instalados en los tanques de almacenamiento de petróleo para recuperar las emisiones de los componentes volátiles del crudo. Los vapores de hidrocarburos del tanque que se extraen a baja presión (4 oz a 2 psi) son conducidos a un “scrubber” de succión

³ IPIECA. VOC recovery systems. Disponible en:
<http://www.ipieca.org/energyefficiency/solutions/60501>

(knock-outpot) para separar los líquidos condensados. Desde el Knockoutpot/scrubber, los vapores fluyen a través de un compresor que proporciona la succión de baja presión para el sistema. Los compresores son generalmente eléctricos. Las URV están equipadas con un lazo de control para evitar la creación de vacío en la parte superior del tanque, además son capaces de recuperar más del 95% de los vapores de hidrocarburos de los tanques.

Figura 3. Esquema general de URV por condensación.



Fuente: U.S. EPA. 'Lessons Learned from Natural Gas STAR Partners: Installing Vapor Recovery Units on Storage Tanks'. United States Environmental Protection Agency, October 2006.

La condensación de los vapores se consigue mediante la reducción de la temperatura de los vapores. La temperatura puede disminuirse usando equipos tales como intercambiadores de calor, torres de enfriamiento, refrigeración por ciclo cerrado, etc.

4. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO EN LA ESTACIÓN CASTILLA II

4.1. DATOS DEL SITIO Y CONDICIONES DEL LUGAR

Las condiciones ambientales de la Estación Castilla II son las siguientes::

Tabla 1. Condiciones Estación Castilla II.

DESCRIPCIÓN	VALOR
Temperatura ambiente¹	<ul style="list-style-type: none"> • Máxima 92,5 °F (33,6 °C) • Media 78,2 °F (25,7 °C) • Mínima 65,7 °F (18,7 °C)
Temperatura bulbo húmedo¹	<ul style="list-style-type: none"> • Máxima 76 °F (24,4 °C) • Media 74 °F (23,3 °C) • Mínima 71,4 °F (21,9 °C)
Presión Barométrica	13,9 psi
Precipitación pluviométrica¹	<ul style="list-style-type: none"> • Máxima mensual en 24 horas: 154 mms • Media anual 2480 mms
Viento²	<ul style="list-style-type: none"> • Velocidad: 10 Km/h • Dirección predominante: Norte
Coeficiente sísmico	<ul style="list-style-type: none"> • Coeficiente de diseño: 0,25 • Zona de riesgo sísmico: Intermedia
Altura sobre el nivel del mar²	1365 pies aprox. (416 m)
Humedad relativa media mensual¹	<ul style="list-style-type: none"> • Mínima 65 % • Media 83 % • Máxima 90 %
Radiación solar	300 BTU/hr pie ²

¹Datos obtenidos del IDEAM, Estación San Martín

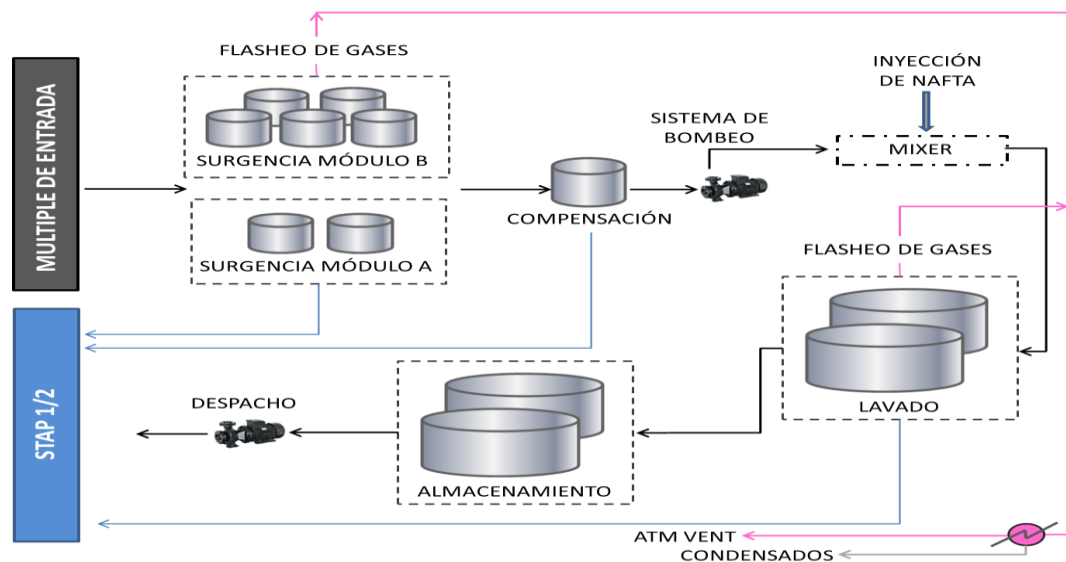
²Datos obtenidos del IDEAM, Estación Villavicencio.

El proceso de deshidratación de crudo del campo castilla en la ECII, está compuesto de los siguientes sistemas:

- Sistema de Recolección.
- Sistema de Surgencia.
- Sistema de Compensación (Surgencia-Lavado).
- Sistema de Dilución con nafta.
- Sistema de Lavado.
- Sistema de Almacenamiento.
- Sistema de Despacho.
- Sistema de Tratamiento de agua de producción.
- Sistema de Despacho de agua tratada.

En la Figura 4, se muestra el esquema general del proceso actual llevado a cabo en la Estación Castilla II

Figura 4.Esquema general de proceso actual ECII.



Fuente: autor.

Los tanques del módulo A, ATK-7202A/03A y Los tanques del módulo B, ATK-7202B/03B/04B/5B/6B han sido destinados para que funcionen como tanques de surgencia. Los tanques ATK-7201A y ATK-7201B cumplen la función de compensación y prueba respectivamente, mientras que los tanques ATK-7204A y ATK-7212 se destinan para tanques de lavado. Los tanques ATK-7208A/09A, son para almacenamiento de crudo limpio.

Se introduce en el proceso una etapa inicial de separación de gas, del fluido de producción, antes de la entrada a los tanques de surgencia. Esta etapa inicial de separación de gas, se realiza mediante el uso de botas de gas (actualmente inactivas). Las botas de gas operan en paralelo y reciben la carga de fluido de separación, procedente del múltiple de entrada de pozos a la estación.

Cada bota de gas entrega el líquido de fondo, a su respectivo tanque de surgencia de la sección A y/o B. Cada bota de gas opera a una presión de 1 psig (según diseño), y el gas liberado del fluido de producción, sale por el extremo superior de las respectivas vasijas.

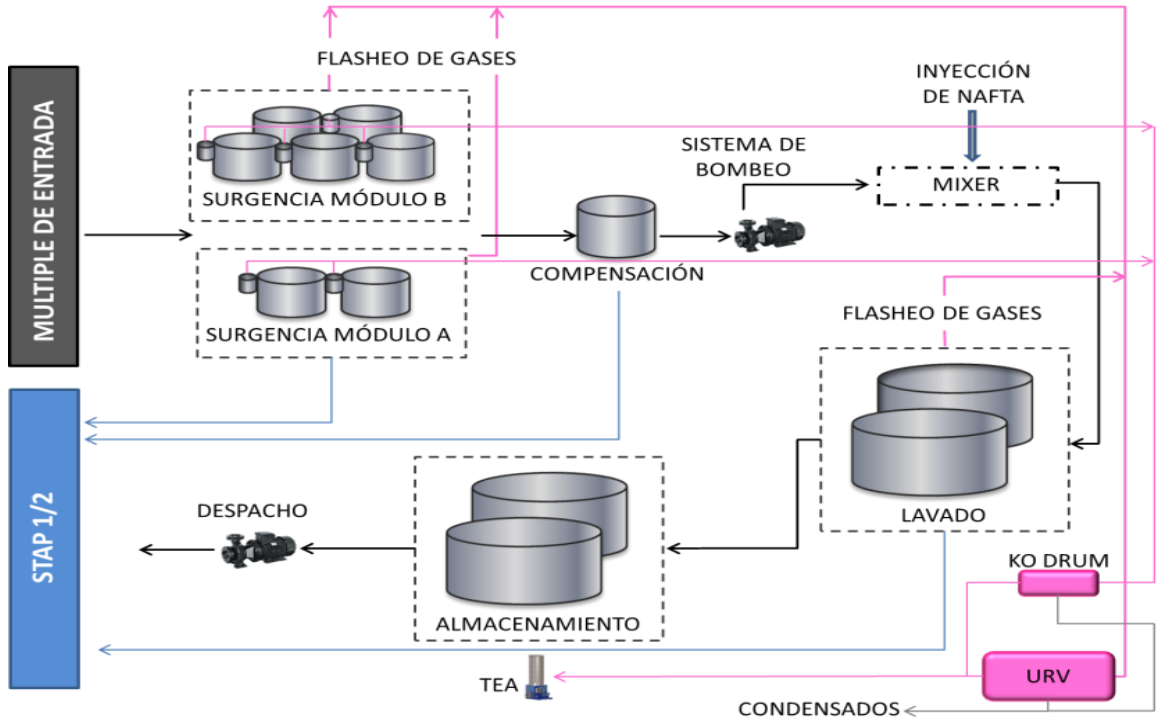
El gas separado en los tanques de surgencia de los módulos A/B con su bota asociada, de los tanques de lavado ATK-7204A/7212, es recolectado en el cabezal de 10" y luego es llevado a un condensador para la recuperación de condensados y posteriormente es venteado a la atmósfera.

4.2. NUEVO SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GASES PARA LA ESTACIÓN CASTILLA II.

Para la instalación del nuevo sistema de recuperación de vapores se construyó un esquema de recolección de 18" de diámetro (GAS-72-A-425), el cual reemplazaría el sistema actual de recolección de 10" y dirigirá el flujo de gas proveniente de los tanques de surgencia de los módulos A/B con su bota asociada, de los tanques de lavado ATK-7204A /7212 hacia la URV y posteriormente al sistema de TEA.

En la Figura 5, se muestra el esquema general del manejo de gas a llevar a cabo en la Estación Castilla II.

Figura 5.Esquema general de proceso propuesto ECII.



Fuente: autor.

4.3. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE VAPORES (ESTACIÓN CASTILLA II)

El desarrollo de la ingeniería del sistema de recuperación de vapores de la Estación Castilla II, fue llevado a cabo por diferentes compañías, cada una con sus consideraciones para el diseño, tal como se muestra en la tabla 2.

Tabla 2. Condiciones de diseño para el sistema URV.

COMPAÑÍA	CARGA (BOPD)	DENSIDAD °API	BSW (%)	GOR (SCF/STB)	FLUJO DE GAS (MMSCFD)
SMA⁴	90.000	12,3	80	16	4,9
CONSORCIO AB⁵	50.000	12	--	16	2,4
TIPIEL SA⁶	75.000	11,3/13,5	96	1	11,65

Fuente: autor.

4.4. CRITERIOS DE DISEÑO

A continuación se describen los criterios de diseño para el sistema implementado:

Presiones de diseño:

- Presión de diseño para el compresor:
- Presión de diseño en la succión: P máx. + 25 psi
- Presión de diseño en la descarga: P máx. + 25 psi
- Presión de diseño para intercambiadores de calor:
- Presión de diseño: P máx. + 25 psi
- Presión de diseño para separador de gas:
- Presiones de diseño: P máx. + 25 psi
- Presión de diseño para separador trifásico:
- Presión de diseño: P máx. + 25 psi/ full vacío

Temperaturas de diseño:

- Temperatura de diseño para intercambiadores de calor:

⁴ SMA, Estación Castilla II, ampliación capacidad de recolección de gas y recuperación de condensados, documento general del proceso, 4010446-IF-00-403

⁵ Consorcio AB, Bases y criterios de diseño, SOA-ON-0707-04-CG-PR-0001

⁶ TIPIEL S. A, Reporte de revisión del sistema de gas EC2, 1244_132 02 CN 0008 12

Temperatura de diseño a la entrada: T máx. + 50 °F

- Temperatura de diseño separador de gas

Temperatura de diseño a la entrada: T máx. + 50 °F

- Temperatura de diseño para separador trifásico:

Temperatura de diseño: T máx. + 50 F

Condiciones de diseño para Servicios Industriales

Para el dimensionamiento del sistema de gas deben tenerse en cuenta las condiciones que se muestran en la Tabla 3:

Tabla 3.Condiciones servicios industriales.

Servicio	P normal (psig)	T normal (°F)
Agua de enfriamiento	26	90
Aire de planta	100	110
Aire de Instrumentos	100	110

Fuente: autor.

- Potencia eléctrica 480V/ 3 fases / 60 Hz
- Potencia para control 120V/1 fase/ 60 Hz
- Clasificación área Clase 1, División 2, Grupo D

4.4.1. Sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensados.

Bases de diseño:

- Para las unidades paquete que hacen parte del sistema, el proveedor deberá dimensionar cada uno de los equipos propuestos.
- El proveedor suministrará las memorias de cálculo de cada uno de los equipos.
- La unidad deberá estar diseñada para 20 años de vida útil en operación continua.
- El material de construcción deberá ser especificado por el proveedor de la unidad, contemplando la corrosión por CO₂ que pudiera estar presente en los vapores de condensado.

Condiciones de operación:

- El sistema de enfriamiento de gas deberá operar de manera continua.
- La máxima presión de descarga del compresor es de 20 psig.
- La máxima temperatura a la salida del enfriador es de 180 °F.
- La máxima temperatura a la salida del condensador es de 105 °F.

Condiciones ambientales de diseño:

El diseño del sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensados debe tener en cuenta las condiciones ambientales presentadas en la Tabla 1.

Descripción del proceso

El sistema de enfriamiento deberá estar diseñado para un caudal de 2,4 MMSCFD con presión de entrada del gas de 0 psig.

El gas recuperado entra al sistema de enfriamiento y recuperación de condensados a 180 °F y 0 psig. Ingresa a un scrubber en la succión de compresores, después de su compresión el gas se descarga a 20 psig y luego pasa a través de un aeroenfriador para disminuir la temperatura; a continuación se

envía hacia un intercambiador de calor (condensador) que por medio de agua de enfriamiento, que trabaja en circuito cerrado con una torre de enfriamiento, entrega el gas a una temperatura de 105 °F para obtener la mayor cantidad de condensados. El scrubber de succión, los compresores y el aereoenfriador están considerados en la unidad paquete.

Del intercambiador de calor, la mezcla de gas/líquido comprimido es llevada a un separador trifásico. En este separador se obtienen la fase gaseosa (gas incondensable hacia sistema de tea), la fase liviana (condensados que se envían por control de nivel, por medio de bombas, hacia tanque de almacenamiento) y la fase pesada (agua que se envía por control de nivel hacia un sumidero).

Capacidad y caracterización de la corriente de alimento

Capacidad requerida

El sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensados debe estar diseñado para tratar 2,4 MMSCFD de gas.

Caracterización de la corriente de alimentación

La caracterización de la corriente de alimentación al sistema se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4. Composición de gas entrada sistema de enfriamiento de gas.

Composición	Gas entrada unidad paquete (%molar)	Gas entrada intercambiador de calor (%molar)
H₂O	40,5526	40,4263
NITROGENO	0,6530	0,6543
CO₂	7,0713	7,0863
METANO	18,5622	18,6016
ETANO	0,5610	0,5622

Composición	Gas entrada unidad paquete (%molar)	Gas entrada intercambiador de calor (%molar)
PROPANO	0,9115	0,9135
I-BUTANO	11,3161	11,3402
N-BUTANO	2,1952	2,1999
I-PENTANO	5,6644	5,6764
N-PENTANO	0,4275	0,4284
N-HEXANO	6,8630	6,8775
HEPTANO (+)	5,2224	5,2335
TOTAL	100	100

Fuente: autor.

Condiciones de entrada del gas

Tabla 5. Condiciones de gas entrada sistema de enfriamiento de gas.

Propiedades	Gas entrada unidad paquete	Gas entrada intercambiador de calor	Gas entrada separador trifásico
Temperatura (°F)	170	180	105
Presión (psig)	0	16	11
Flujo (MMSCFD)	2,4	2,388	2,388
Flujo (lb/h)	9829	9819	9819
PM-	37,40	37,44	37,44
Poder calorífico (Btu/ft³)	1435	1438	1438

Fuente: autor.

Condiciones de salida del gas

Tabla 6.Condiciones de salida del gas.

		Temperatura (°F)	Presión (psig)
GAS SALIDA UNIDAD PAQUETE	Operación	180	16
	Diseño	250	41
GAS SALIDA INTERCAMBIADOR	Operación	105	11
	Diseño	160	36
GAS SALIDA SEPARADOR	Operación	105	11
	Diseño	160	36

Fuente: autor.

Condiciones de salida del líquido

Tabla 7.Condiciones de salida condensados y agua.

PROPIEDADES	CONDENSADO RECUPERADO		AGUA RECUPERADA	
	Operación	Diseño	Operación	Diseño
Temperatura (F)	105	160	105	160
Presión (psig)	11	36	11	36

Fuente: autor.

Las condiciones presentadas en la Tabla 7 deben ser garantizadas en los puntos de interconexión del sistema de tea (para la corriente de gas) y en los puntos de interconexión a la entrada de tanques y sumidero, para el caso de las corrientes de líquido respectivamente.

Equipos propuestos

La unidad paquete del sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensado debe tener como mínimo los siguientes equipos:

- Un scrubber separador de gases en la succión del compresor
- Un compresor de gas
- Un condensador con aire (Aeroenfriador)
- Tubería accesorios, instrumentación y sistemas de protección asociados

Los equipos que no están considerados dentro de la unidad paquete, pero que hacen parte del sistema propuesto son:

- Un intercambiador de calor (condensador)
- Una torre de enfriamiento
- Bombas para agua de enfriamiento
- Un separador de fases
- Bombas para agua (fase pesada)
- Bombas para condensados (fase liviana)
- Tubería accesorios, instrumentación y sistemas de protección asociados

Garantías del proceso

El vendedor deberá proveer la garantía del sistema, la cual incluye los siguientes puntos:

- Capacidad de tratamiento para 2,4 MMSCFD a través de la unidad paquete del sistema de enfriamiento de gas, siendo el flujo normal igual a 1,7 MMSCFD con un factor de sobrediseño del 40% para el flujo volumétrico.
- Las presiones de entrega de las corrientes deberán cumplir con los niveles estipulados para las condiciones de salida

- El consumo de servicios industriales y aceite lubricante deberá ser especificado por el fabricante del paquete.
- El vendedor confirmará el tipo de compresor seleccionado en su oferta.
- El compresor deberá contar para su protección mecánica con todas las alarmas y disparos incluyendo, pero no limitado, alta presión y alta temperatura, válvula de reciclo y disparo en caso de alto nivel de líquido en el scrubber de la succión del mismo.

4.4.2. Características equipos.

A continuación se presentan las características principales de cada uno de los equipos propuestos para el sistema de enfriamiento de gas y recuperación de condensados.

Compresor de gas

Como principal característica el compresor debe hacer referencia a la norma API, según la que aplique para las condiciones dadas de proceso.

Características del Scrubber de entrada

Se debe presentar un scrubber a la succión del compresor para la protección del equipo, de esta manera se garantiza que la fase en que llega el gas a la succión del compresor es homogénea. Esta unidad debe poseer una válvula de cierre entre la comunicación del scrubber y el compresor, una válvula para el control de condensados a retirar. Debido a que hace parte de la unidad de compresión, el fabricante debe incluir esta unidad en el paquete del compresor.

Características de control de la unidad de compresión

- El controlador local deber ser compatible con el sistema de control existente en la Estación Castilla II.
- Debe contar con un sistema de respaldo de energía propio para el controlador local.

- El Proveedor debe entregar original y dos copias de los planos de conexionado del controlador local con la respectiva instrumentación del equipo.
- Proveedor debe entregar una copia en medio magnético de los planos y diagramas de conexionado del equipo.
- El Proveedor deberá prestar asesoría técnica especializada en campo durante el montaje e instalación del equipo.
- El Proveedor debe entregar al personal de configuración del equipo de control toda la información requerida para su respectiva programación.
- Los instrumentos del equipo paquete deben estar incluidos en listado de marcas aprobadas por la compañía
- Las señales de transmisión, indicación y comandos mínimos que debe tener el equipo son las siguientes:
 - Presión de succión.
 - Drenaje del scrubber debe ser automático.
 - Control de nivel del scrubber.

Aeroenfriador

El cálculo del aeroenfriador se realizó con base en la información térmica de la corriente de gas y de las condiciones atmosféricas del sitio. Se considera como criterio hidráulico que la caída de presión del gas en los tubos sea máximo 4 psi.

Intercambiador de calor

El cálculo del intercambiador de calor se realizó con base en la información térmica de la corriente de gas y de las condiciones del agua de enfriamiento disponible.

De acuerdo a las Bases y Criterios de Diseño, para el diseño de los intercambiadores del tipo Tubo y Carcasa se seguirán las Normas TEMA. De acuerdo al tipo del fluido, el gas (vapores de condensación) circulará por la carcasa y el agua de enfriamiento por los tubos.

Se considera como criterio hidráulico que la caída de presión del gas en la carcasa sea de 5 psi y la caída de presión del agua por los tubos sea de 5 psi.

Separador de fases

Para el dimensionamiento del separador trifásico o tambor de retiro de condensados se tiene en cuenta el tiempo de residencia necesario para separar el líquido de gas, y al mismo tiempo separar los condensados de hidrocarburo del agua líquida retirada del gas. El tiempo de residencia se toma de acuerdo a los tiempos de retención sugeridos para distintos servicios.

La norma API RP 521 numeral 5.4.2 recomienda que el separador se diseñe de tal forma que la mitad del volumen de la vasija ofrezca tiempo de residencia de líquido (mezcla hidrocarburo-agua), y la mitad restante para el flujo de gas.

El separador trifásico debe permitir el retiro intermitente de condensados para enviarlos por bomba hacia los tanques de almacenamiento de Nafta que se encuentran en la Estación.

Sistema de TEA

Se tendrá como parámetro de diseño el flujo máximo de gas separado en el separador trifásico más el flujo máximo que se separa del Drum de recibo, el cual recibe los disparos de las válvulas de seguridad de las botas de gas y de los tanques. El flujo de gas máximo que se envía a tea desde el Drum de recibo.

Este sistema involucrará las siguientes unidades: tea, tambor de sello de agua de la tea y soplador.

El sistema de tea debe ser de quema sin humo. Si es necesario, el proveedor del sistema de tea deberá incluir la instalación de un soplador de aire de baja presión,

con el fin de inyectar la cantidad adecuada de aire, reduciendo o eliminando la presencia de humo.

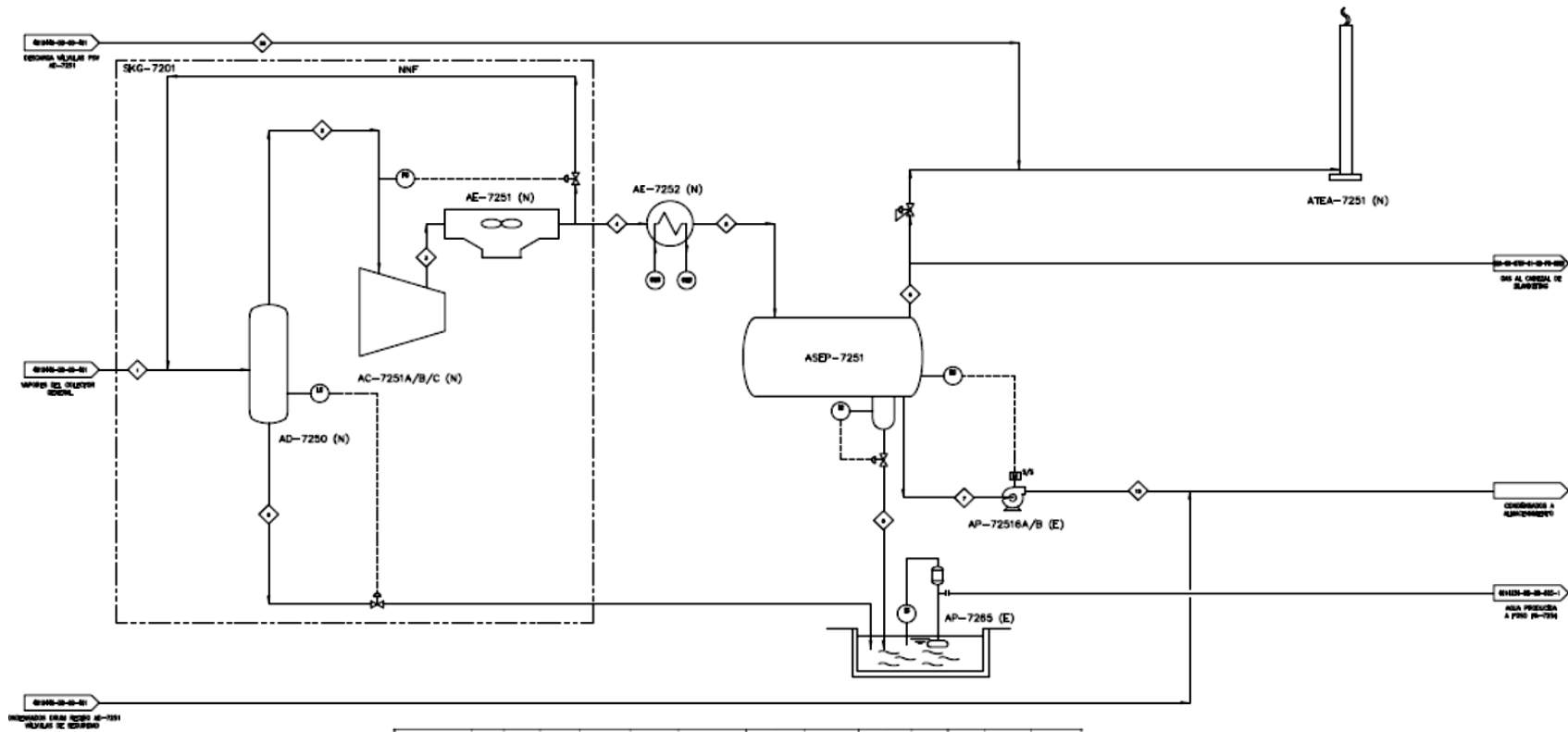
Instrumentación del sistema de TEA

Las variables de medición del sistema de tea consisten en las convencionales de presión, temperatura, flujo y nivel.

El proveedor del sistema de tea deberá entregar un sistema integrado por unidades empaquetadas (paquetes), provisto de sistemas de medición, indicación, transmisión y control y alarma, que garanticen la operación confiable. Los indicadores y alarmas avisarán localmente al operador sobre las condiciones de operación y fallas de cada sistema, y se transmitirán al sistema de control existente, localizado en el cuarto central de control de la Estación.

4.5. DIAGRAMA DEL PROCESO

Figura 6. Diagrama de flujo de proceso Sistema de enfriamiento de gas.



Fuente: autor.

Resumiendo, el sistema de recuperación de la estación Castilla II está compuesto por los siguientes subsistemas:

- Cabezal de recolección 18"-GAS-72-A-425 (botas, tanques de surgencia, tanques de lavado).
- Cabezal de 6"-GAS-72-A-435, recolección de las válvulas de alivio (PSV's) de las botas.
- Skid de compresión, SKG-7201, compuesto por aerofriador en la línea de succión, scrubber de succión, tres compresores, aerofriador a la descarga.
- Intercambiador de calor, AE-7252
- Separador trifásico, ASEP-7251
- Knock out drum, AD-7251
- Tea, ATEA-7251.

Existen algunas modificaciones respecto al diseño inicial en el skid de compresión, tales como la adición de un sistema de enfriamiento a la entrada de gas, aguas arriba del separador AD-7250.

5. SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN

Para entender el comportamiento del sistema de recuperación de vapores de la Estación Castilla II, es necesario simular este proceso por medio de la herramienta HYSYS, el cual estima los flujos de gas y los líquidos que se pueden recuperar en este sistema.

En los documentos de las diferentes ingenierías, se cuantifican los flujos de condensados recuperados en los diferentes separadores que componen el sistema de URV, basados en las condiciones de operación que presentaba la estación en ese momento.

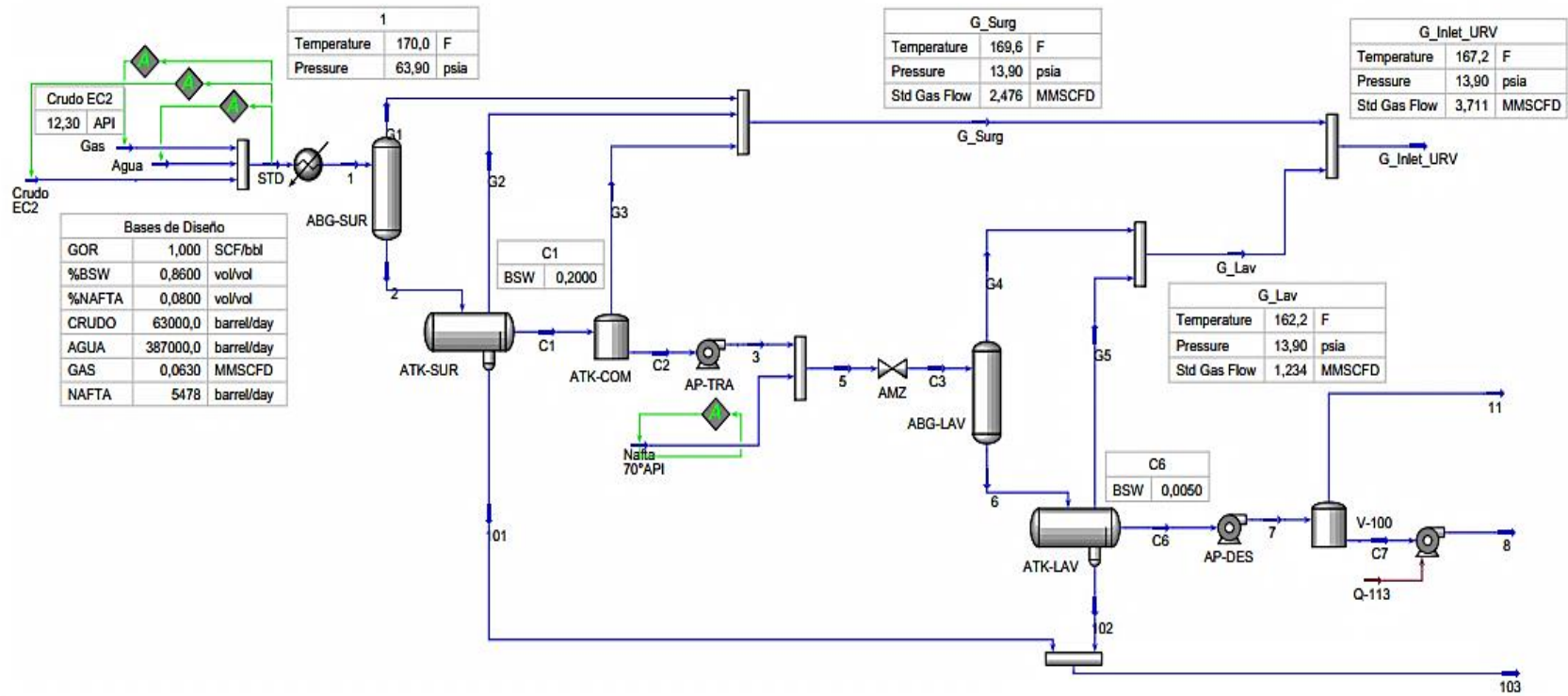
Actualmente muchas de esas condiciones han cambiado de manera significativa, la implementación del sistema de dilución con nafta induce un incremento en la corriente de vapor proveniente de los tanques de lavado. Estas condiciones son mostradas a continuación, ver tabla 8.

Tabla 8. Condiciones actuales de operación ECII.

Condición ⁷	Valor
Temperatura (°F)	170
Presión Barométrica (psi)	13,9
Carga (KBOPD)	63
Densidad (API)	12,3
BSW (%)	86
Relación Gas-Oil (SCF/STB)	1
Dilución con Nafta (% vol/vol)	8

⁷ Condiciones establecidas en el Acta 01-URV

Figura 7. Simulación del Sistema de recolección de vapores Estación Castilla II.



Fuente: Interface simulador Hysys

Las condiciones de la corriente de entrada del sistema URV, son mostradas en la tabla 9.

Tabla 9. Condiciones generales de la corriente de entrada al sistema de recuperación de vapores.

Condición	Gas según Diseño	Gas según simulación⁸
Flujo Máximo (MMSCFD)	2,393	3,709
Flujo Mínimo (MMSCFD)	0,4	0,4
Presión (psig)	0	0
Temperatura (°F)	170	170
Peso molecular (lb/mol)	37,40	43,47
Densidad (lb/ft ³)	0,08226	0,09097

Fuente: autor.

La composición molar de la corriente de entrada al sistema URV es mostrada en la tabla 10.

Tabla 10. Composición molar de la corriente de vapor recuperado.

Composición	%molar (Según diseño)	%molar (Según simulación)
H ₂ O	40,5526	40,4264
Nitrógeno	0,653	0,7787

⁸Datos tomados de la simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.

Composición	%molar (Según diseño)	%molar (Según simulación)
CO ₂	7,0713	0,2703
Metano	18,562	2,7265
Etano	0,561	0,3162
Propano	0,9115	0,2065
i-butano	11,3161	0,0515
n-butano	2,1952	0,0635
i-pentano	5,6644	0,0162
n-pentano	0,4275	0,0112
n-hexano	6,863	0,0032
Heptano (+)	5,2224	0,0019
Hipotéticos ⁹	--	55,1279
Total	100	100

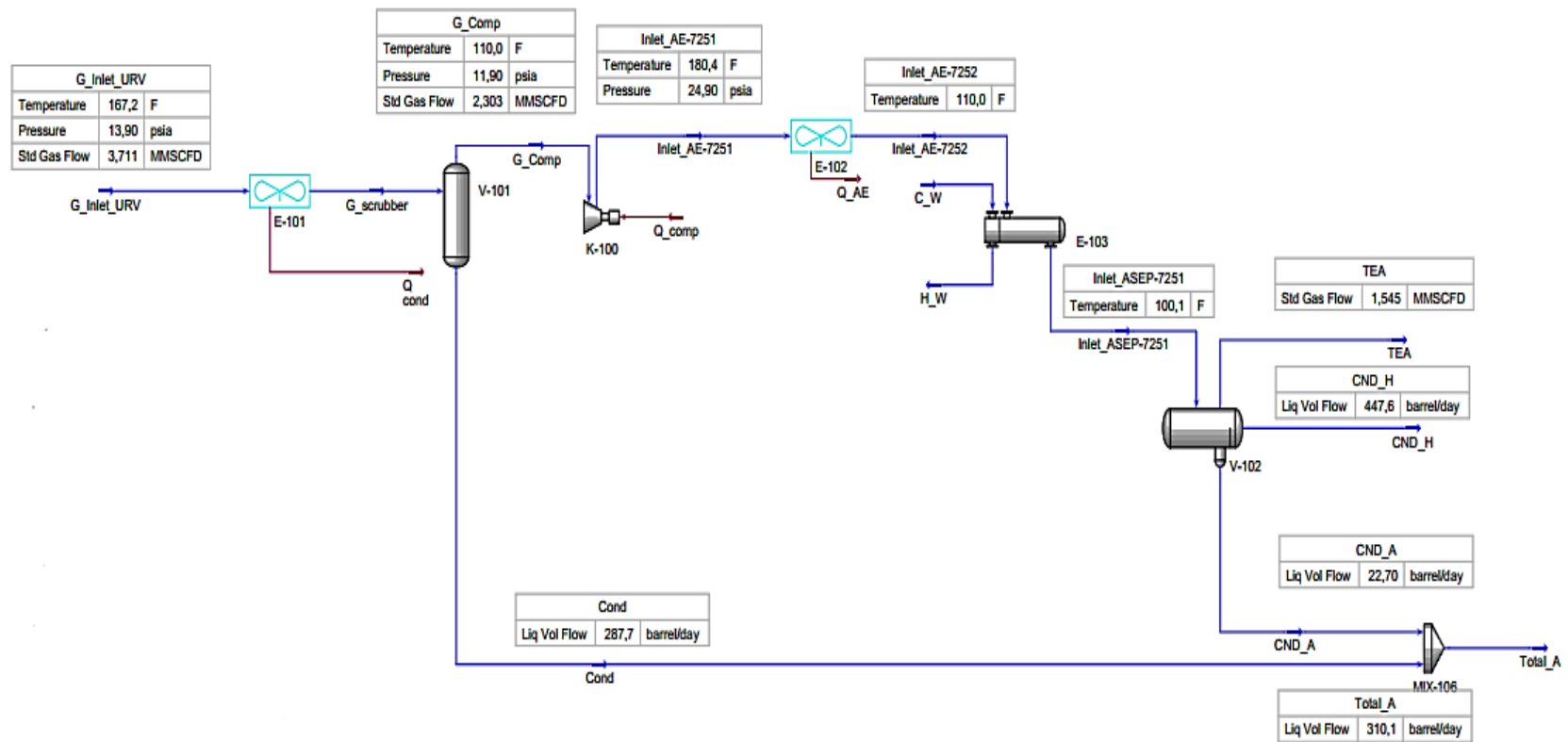
Fuente: autor.

El sistema de recuperación de vapores se diseñó considerando una carga de 50000 BOPD, con una relación gas-oil de 16 SCF/STB y con el sistema de calentamiento en operación, es decir que requería una capacidad de manejo de gas de 2,393 MMSCFD. Hoy en día la estación maneja una carga de 63000 BOPD, con una relación de gas-oil de 1 SCF/STB además de la adición del sistema de dilución con nafta que reemplazó el sistema de calentamiento, proceso que aporta mayor cantidad de vapores en la corriente de recuperados, se estima que el sistema de URV manejará alrededor de 3,7 MMSCFD (base húmeda) a una presión de 0 psig.

⁹Cromatografía tomada de la corriente de gas recuperado, simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.

Bajo las condiciones anteriormente mencionadas, se espera que el skid de compresión maneje alrededor de 2,3 MMSCFD de gas después de la separación primaria llevada a cabo en el scrubber de succión de los compresores, luego del aumento en temperatura y presión producto de la compresión, se estima una recuperación de condensados de hidrocarburos alrededor de 447 BPD en el separador trifásico. Las modificaciones necesarias para el óptimo funcionamiento del skid de compresión fueron establecidas por el vendor de dicho paquete, ver anexo 1 (Informe técnico, Dyprotec).

Figura 8. Simulación del skid de compresión y recuperación de condensados.



Fuente: autor.

6. ANÁLISIS DEL SISTEMA DE URV ACTUAL

Para establecer propuestas y obtener un óptimo funcionamiento del sistema de recuperación de vapores, es necesario identificar las posibles fallas en los procesos que se llevan a cabo en la Estación Castilla II, las mas relevantes son:

El sistema de separación (botas) asociado a los tanques de surgencia, que es donde se lleva a cabo la separación primaria y se espera la mayor remoción de gas de la corriente de crudo, se encuentra fuera de servicio (bypass), debido a la ausencia de instrumentación/control, además que las salidas de estas no se encuentran conectadas al cabezal de recolección, esto implica que los tanques de surgencia están desempeñando la función de separadores, siendo una operación errónea debido a las presiones de diseño de estos (aprox. 1,8 Oz/in² MAWP y 1,4 Oz/in² MAWV)¹⁰, lo que produciría que las válvulas de alivio y presión estén disparadas constantemente, además de posibles daños a la estructura de dichos tanques. Ver figura 9.

¹⁰Presión de diseño de los tanques tomadas del documento, PME-CIC-ME-2012-003- Revisión PVV's de los tks de EC2.Rev.1

Figura 9. Separador gas/líquido (Bota).



Fuente: autor.

Algunos documentos de ingeniería¹¹ establecen “set points” para las válvulas de control de presión (PCV) a la salida de gas de las botas de separación, pero se desconoce que tipo de control se va a llevar a cabo en la salida de los gases provenientes de los tanques de surgencia, esto es suma importancia para evitar que existan corrientes en contraflujo a la salida de gases de dichos tanques, debido a que estas líneas llegan a un cabezal común de recolección. Idealmente se deben manejar presiones similares para evitar contraflujos.

Las líneas que conducen el gas de los disparos de las válvulas de alivio de las botas hasta el cabezal de recolección principal de 6”, presentan bolsillos por estar a la misma altura del cabezal de recolección de 18”, afectando el flujo normal de gas, puesto que se puede presentar obstrucción en la tubería por acumulación de condensados. Ver figura 10.

¹¹ SMA, Estación castilla II, sistema de recolección de gas y recuperación de condensados diseño de botas de gas, 4010446-IF-00-404, pág. 17.

Figura 10.Bolsillos presentados en las líneas, llegada al cabezal de alivio de 6”



Fuente: autor.

El sistema carece de los equipos adecuados (variadores y arrancadores) para el control y arranque de los diferentes motores del skid de compresión de la unidad de recuperación de vapores, actualmente se cuenta con un interruptor de 400 A, ubicado en el CCM3 que alimentará los equipos mencionados. Igualmente no se tiene el sistema de comunicación que muestre el estado de los equipos eléctricos en el cuarto de control. Ver figura 11.

Figura 11.Alimentación a los equipos del skid de compresión.



Fuente: autor.

Las salidas de las válvulas de alivio de presión (PSV) de los compresores que conforman el skid SKG-7201, no se encuentran terminadas, dichas válvulas ventean a la atmósfera a una altura aproximada de 2 m. ocasionando altos niveles de ruido y presencia de gas en el momento del disparo.

El sistema de tea, que es donde finaliza el manejo de gas de la estación, tiene un avance de construcción aproximadamente de 10%, está pendiente la instalación de la instrumentación/control asociado, blower con su respectivo variador, tablero de control de ignición, suministro de gas a pilotos, winches.

7. CONCLUSIONES

Según los hallazgos descritos en el análisis anterior, para el adecuado funcionamiento del sistema de recolección de gases, es necesario que las botas de separación gas-líquido entren en operación para evitar altas presiones en los tanques de surgencia y que las válvulas de alivio y presión de dichos tanques estén constantemente disparadas.

Para asegurar el flujo desde los disparos de los alivios de las botas de gas hasta el cabezal de recolección de 6", es necesario eliminar los bolsillos presentes en las líneas, se recomienda bajar dicho cabezal a una altura donde las líneas que se interconectan con este no presenten obstáculos.

Para garantizar la alimentación y buen funcionamiento de los motores de los compresores y aeroenfriadores del skid de compresión, se recomienda instalar un contenedor (teniendo en cuenta que el sitio donde se va a instalar es un área clasificada) con los variadores, arrancadores directos y suaves requeridos de acuerdo al consumo que cada equipo demanda con su respectivo módulo de comunicación para enlazar las señales de estos equipos al HMI del cuarto de control. En la gaveta de alimentación de fuerza para el skid de compresión se debe revisar el interruptor y verificar que su capacidad sea la adecuada para soportar la carga de dichos equipos.

Respecto a la salida de las válvulas de alivio de los compresores, se propone llevar la salida de estas válvulas de alivio al K. O. Drum para retirar los posibles condensados que esta corriente puede llevar y posteriormente quemarlo en el sistema de tea.

Es necesario instalar los equipos e instrumentación faltante en el sistema de tea para que entre en operación la unidad de recuperación de vapores.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. PG. VAPOR RECOVERY. Consorcio AB, Bases y criterios de diseño, SOA-ON-0707-04-CG-PR-0001. EN: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>.
2. PG. VAPOR RECOVERY. EN: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>.
3. IPIECA. VOC recovery systems. EN: <http://www.ipieca.org/energyefficiency/solutions/60501>.
4. SMA, Estación Castilla II, ampliación capacidad de recolección de gas y recuperación de condensados, documento general del proceso, 4010446-IF-00-403.
5. Consorcio AB, Bases y criterios de diseño, SOA-ON-0707-04-CG-PR-0001.
6. TIPIEL S. A, Reporte de revisión del sistema de gas EC2, 1244_132 02 CN 0008.
7. Condiciones establecidas en el Acta 01-URV.
8. Datos tomados de la simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.
9. Cromatografía tomada de la corriente de gas recuperado, simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.
10. Presión de diseño de los tanques tomadas del documento, PME-CIC-ME-2012-003- Revisión PVV's de los tks de EC2.Rev.1
11. SMA, Estación castilla II, sistema de recolección de gas y recuperación de condensados diseño de botas de gas, 4010446-IF-00-404, pág. 17.
12. RUDD, H.J and HILL, N.A. 'Measures to Reduce Emissions of VOCs during Loading and Unloading of Ships in the EU'. Report no. AEAT/ENV/R/0469 Issue 2. Produced for the European Commission DG Environment. 2001.
13. SALGADO MELÉNDEZ ASOCIADOS, Estación Castilla II, Ampliación capacidad de recolección de gas y recuperación de condensados, documento general del proceso, 4010446-IF-00-403.

- 14.SALGADO MELÉNDEZ ASOCIADOS, Estación Castilla II, Sistema de recolección de gas y recuperación de condensados diseño de botas de gas, 4010446-IF-00-404.
- 15.TIPIEL S. A, Reporte de revisión del sistema de gas EC2, 1244_132 02 CN 0008 12.

BIBLIOGRAFIA

Condiciones establecidas en el Acta 01-URV.

Consortio AB, Bases y criterios de diseño, SOA-ON-0707-04-CG-PR-0001.

Cromatografía tomada de la corriente de gas recuperado, simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.

Datos tomados de la simulación en Hysys, ECII 170°F-C 12.3 N70° 63K.

IPIECA. VOC recovery systems. EN:
<http://www.ipieca.org/energyefficiency/solutions/60501>.

PG. VAPOR RECOVERY. Consortio AB, Bases y criterios de diseño, SOA-ON-0707-04-CG-PR-0001. EN: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>.

PG. VAPOR RECOVERY. EN: <http://petrogassystems.com/technology/vapor-recovery/>.

Presión de diseño de los tanques tomadas del documento, PME-CIC-ME-2012-003- Revisión PVV's de los tks de EC2.Rev.1

RUDD, H.J and HILL, N.A. 'Measures to Reduce Emissions of VOCs during Loading and Unloading of Ships in the EU'. Report no. AEAT/ENV/R/0469 Issue 2. Produced for the European Commission DG Environment. 2001.

SALGADO MELÉNDEZ ASOCIADOS, Estación Castilla II, Ampliación capacidad de recolección de gas y recuperación de condensados, documento general del proceso, 4010446-IF-00-403.

SALGADO MELÉNDEZ ASOCIADOS, Estación Castilla II, Sistema de recolección de gas y recuperación de condensados diseño de botas de gas, 4010446-IF-00-404.

SMA, Estación Castilla II, ampliación capacidad de recolección de gas y recuperación de condensados, documento general del proceso, 4010446-IF-00-403.

SMA, Estación castilla II, sistema de recolección de gas y recuperación de condensados diseño de botas de gas, 4010446-IF-00-404, pág. 17.

TIPIEL S. A, Reporte de revisión del sistema de gas EC2, 1244_132 02 CN 0008.

TIPIEL S. A, Reporte de revisión del sistema de gas EC2, 1244_132 02 CN 0008
12.

ANEXOS

Anexo A. Informe técnico Diprotec.



Bogotá, Mayo 15 de 2013.

Oilfield Facilities Gas Compression Gas Treatment Power Generation Pumping Operation & Maintenance Equipment Rental	DYPROTEC S.A.S. Calle 127 No 16A-76, Piso 7, Edificio Pizano Bogotá D.C., Colombia T: +57 (1) 627 9310 info@dyprotec.com www.dyprotec.com
---	---

Señores

CONSORCIO EMPRESARIAL DE HIDROCARBUROS

CDYP-5789-13

Atn.: Ing. Jeison García / Jorge Alquichire

Calle 37 No. 8 - 43. Ed. Colgas - Piso 9

Bogotá - Colombia

Referencia: Informe Visita de Inspección VRU Castilla II.

Estimado señores:

De acuerdo con su amable solicitud presentamos a Ustedes nuestro informe del estado y las actividades necesarias para el arranque de la unidad así como un análisis del proceso con las condiciones actuales y futuras de la operación de la Unidad de Recuperación de Vapores de Castilla, suministrada por DYPROTEC.

Quedamos pendientes de resolver sus dudas o comentarios adicionales con respecto a nuestro informe.

Atentamente,

César Cadena
Gerente Técnico

José Villalba
Gerente de Operaciones



Offfield Facilities
Gas Compression
Gas Treatment
Power Generation
Pumping
Operation & Maintenance
Equipment Rental

DYPROTEC S.A.S.
Calle 127 No 16A-76,
Piso 7, Edificio Pizano
Bogotá D.C., Colombia
T: +57 (1) 627 9310
info@dyprotec.com
www.dyprotec.com

ANTECEDENTES

El día 25 de Abril del 2013 se realiza visita técnica de inspección en la estación Castilla II, verificando el estado de los equipos de compresión junto con el proceso actual en el que se encuentran vinculados.

CASTILLA 2

Este compresor fue suministrado a Ecopetrol en Mayo del año 2010 y a la fecha no se ha puesto en operación. Por lo anterior se hizo verificación del estado de conservación y verificación visual de los componentes del mismo, conexión de los sistemas, así como los equipos circundantes y auxiliares.

OBJETIVOS

- Determinar los procesos a seguir para poner en funcionamiento los equipos de Castilla 2.
- Establecer los parámetros mínimos requeridos por los equipos para su correcto funcionamiento y verificación
- Asistir a Ecopetrol en el desarrollo de los trabajos a realizar para el correcto funcionamiento de los equipos.

HALLAZGOS

CASTILLA 2

1. Se verificó la conexión mecánica, eléctrica y de instrumentación del equipo encontrándose que esta no se ha realizado y que está pendiente la instalación de los sistemas de seguridad del compresor (PSV).
2. Se verificó el estado de conservación de los compresores que conforman el paquete; se encontró que no tienen lubricación de conservación y que nunca se realizó giro o rotación al compresor o a los motores.
3. Se revisó el sistema de potencia del PLC, encontrando las baterías sin proceso de activación.
4. Se verificó la TEA, encontrando que sólo esta armada la estructura sin ninguno de los accesorios, accesorios que se deberán verificar para garantizar que estén completos.
5. En la revisión de la TEA se encontró que no hay conexión de señal eléctrica ni instrumentación de la misma.
6. Se revisaron las bombas de condensados y agua pertenecientes al sistema, estas al igual que los compresores no tuvieron plan de conservación.

Se toma la cromatografía del gas perteneciente al diseño de los generadores inicialmente y se efectúa la simulación de acuerdo a las siguientes condiciones:

Caudal: 3.71MSCFD
Temperatura: 167°F
Presión: 13.9 pisa.
Peso molecular del componente: 44.3 lb/mol.

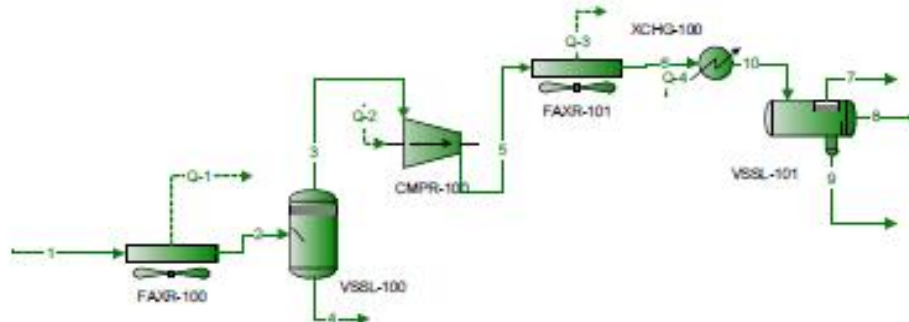
Composición del gas:

Tabla No 1. Composición de entrada del gas

COMPONENTE	Fracción Molar
Agua	40.4248
Nitrógeno	0.77867
Dióxido de Carbono	0.270289
Metano	11.729
Etano	0.31618
Propano	0.30648
i-Butano	0.15099
n-Butano	1.9559
i-Pentano	4.9498
n-Pentano	28.8304
n-Hexano	1.5059
Heptano	4.5258
Octano+	4.2558

Con las condiciones anteriores se obtienen los siguientes resultados:

Gráfica No 1. Simulación del sistema de enfriamiento y compresión.



En el anexo 1 se encuentra el reporte de las corrientes de la anterior simulación.



Offfield Facilities
 Gas Compression
 Gas Treatment
 Power Generation
 Pumping
 Operation & Maintenance
 Equipment Rental

DYPROTEC S.A.S.
 Calle 127 No 16A-76,
 Piso 7, Edificio Pizano
 Bogotá D.C., Colombia
 T: +57 (1) 627 9310
 info@dyprotec.com
 www.dyprotec.com

Después del enfriamiento la corriente sale con una temperatura de 110 °F. Debido a esa disminución en la temperatura se logran condensar 551 bbl/d, obteniendo una corriente de gas de 2,08 MMSCFD, los cuales ingresan al compresor.

De acuerdo a las especificaciones de la corriente 3 y las condiciones a las cuales sale ésta, se efectúa una validación con la ficha técnica del equipo se obtiene los siguientes resultados:

Project Specifications

Corrected Values	Original Units	English Units	Metric Units
Barometer	14.608 PSIA	14.608 PSIA	1.013 bar a
Elevation	0 ALTI-FT	0 ALTI-FT	0 389-m
Inlet Pressure	-0.5 PSIG	-0.5 PSIG	-0.034 bar g
Inlet Temp.	110 °F	110 °F	43 °C
Inlet Flow	1.2 MMSCFD	923.62 ICFM	1500 m ³ /h
Dis. Pressure	12 PSIG	12 PSIG	0.827 bar g
Rel. Humidity	0 %	0 %	0 %
Delta Pressure	13 PSI	13 PSI	0.890 bar

Measured Values	Pilot Units	English Units	Metric Units
Blower Speed	2577 RPM	2577 RPM	2577 RPM
% of Max Speed	64 %	64 %	64 %
Blower Power**	66.7 HP	66.7 HP	49.7 kw
Efficiency	57.2 %	57.2 %	57.2 %
Discharge Temp.	165 °F	165 °F	74 °C
Estimated Noise	85 db	88 db	88 db

**Drive losses not included

Physical:
 Weight 875 lbs.
 Man Diameter 10.023 in.

Performance:
 Max Delta P 20.1 PSI
 Min Delta P 0 PSI
 Max Temp 350 °F
 Max speed 1000 rpm
 Min speed 0 rpm
 Max Case Pressure 70 PSIG

Gas Parameters	English Units	Metric Units
Molecular Weight	47.86 lb/lbmol	47.86 kg/kmol
R Value	32.29 ft.lbf/lbm.R	0.18 kJ/kg.K
Density	0.100 lbm/ft ³	1.741 kg/m ³
Sp. Heat @ Const. P	0.43 BTU/lbm.R	1.78 kJ/kg.K
Ratio of Sp. Heats	1.11	1.11
Saturated Vapor Pres.	1.2742 PSIA	0.088 bar a
Partial Pres. of Gas	14.190 PSIA	0.979 bar a
Partial Pres. of Vapor	0 PSIA	0 bar a
Reference Pressure	14.698 PSIA	1.013 bar a
Reference Temperature	68 °F	0 °C
Reference Rel. Humid.	36 %	0 %

Gas mix: % by volume

*gasar 100 %

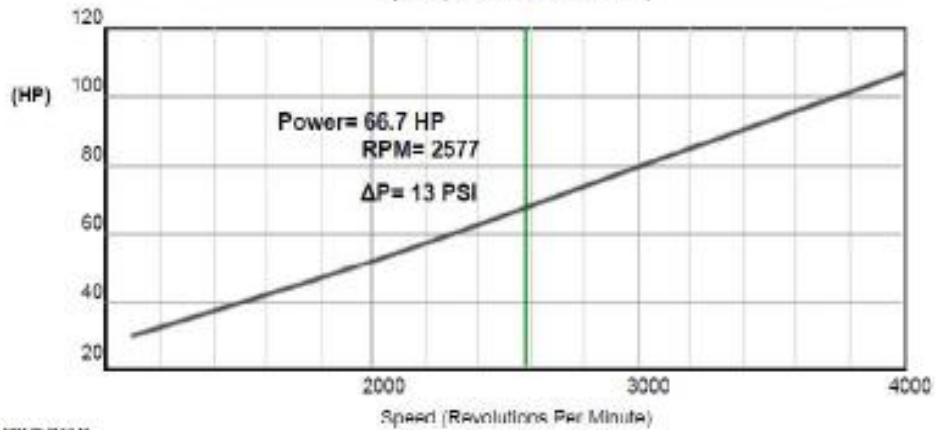
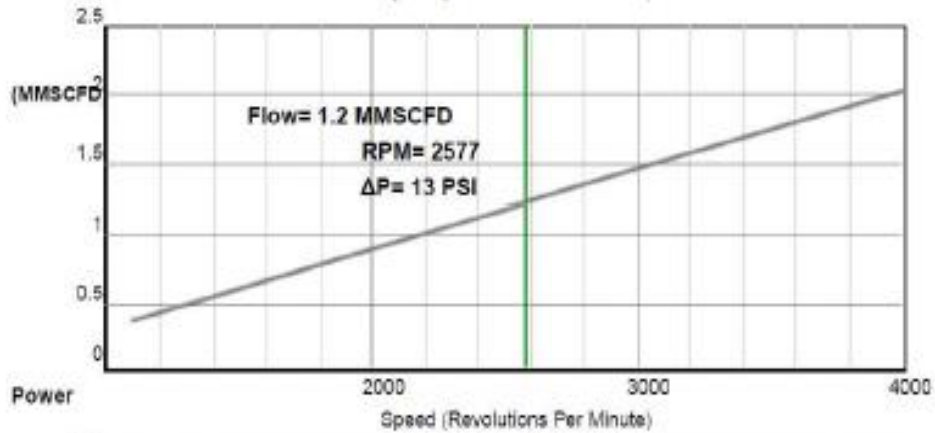
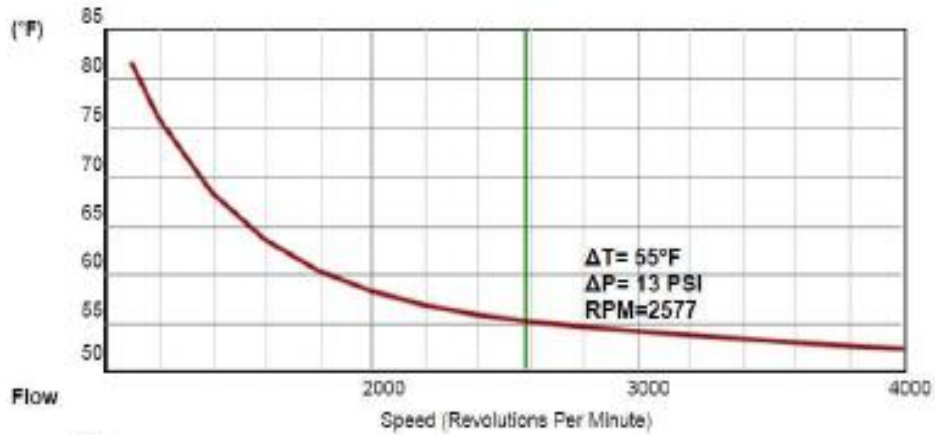


Oilfield Facilities
Gas Compression
Gas Treatment
Power Generation
Pumping
Operation & Maintenance
Equipment Rental

DYPROTEC S.A.S.
Calle 127 No 16A-76,
Piso 7, Edificio Pizano
Bogotá D.C., Colombia
T: +57 (1) 627 9310
info@dyprotec.com
www.dyprotec.com

Performance Information - Cyclo Blower Pressure Model 7CDL11

Temperature Rise



ADM-40-012 K.33



Offfield Facilities Gas Compression Gas Treatment Power Generation Pumping Operation & Maintenance Equipment Rental	DYPROTEC S.A.S. Calle 127 No 16A-76, Piso 7, Edificio Pizano Bogotá D.C., Colombia T: +57 (1) 627 9310 info@dyprotec.com www.dyprotec.com
---	---

De lo anterior se determina que si el flujos a manejar es de 3.711 MMSCFD el Aero enfriador no podría manejarlo, lo que haría que el proceso se restringiera aguas arriba. Lo anterior ocurre debido a que el Aero enfriador solo maneja 2.4 MMSCFD.

Con respecto a las bombas la capacidad de las instaladas es de 5 GPM y el requerimiento por la condensación es de 16 GPM por lo anterior las bombas no tienen la capacidad requerida. El Scrubber cumpliría la función siempre y cuando las bombas garanticen el correcto drenaje del mismo. Se debe cambiar las bombas con una capacidad de 20 GPM.

Para los compresores no habría ningún inconveniente ya que cada compresor trabaja con un caudal de 1.2 MMSCFD y el caudal que ingresa a la corriente de gas es de 2.1MMSCFD, la presión de descarga es de 12 psig; trabajando a 2577 RPM, con un delta de temperatura de 55 °F y un delta de presión de 13 psi.

En caso que las condiciones cambien el sistema de compresión se deberá ajustar a los nuevos parámetros que por experiencia DYPROTEC conoce que este sistema podrá alcanzar los 3600 rpm, permitiendo mayores flujos con entregas de presión menor y aumentos considerables en la temperatura.

Process Streams Report				
1				
Tabulated by Phase				
Client Name:	Ecopetrol	Job:	LHV	
Location:	Castilla II	Modified:	12:53 p.m., 15/05/2013	
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:53 p.m., 15/05/2013	
From — To FAXR-100				
Composition				
Mole Fraction	Total		Vapor	
		%		%
COO		39,0182*		39,0182
CO2		0,260884*		0,260884
H2S		0*		0
N2		0,751575*		0,751575
C1		11,3008*		11,3008
C2		4,72950*		4,72950
C3		5,28801*		5,28801
C4		0,145740*		0,145740
iC4		1,88787*		1,88787
C5		0,357128*		0,357128
nC5		22,5570*		22,5570
nC6		4,85944*		4,85944
nC7		4,93808*		4,93808
nC8		4,10775*		4,10775
nC9		0*		0
nC10		0*		0
nC11		0*		0
nC12		0*		0
Properties				
		Total	Vapor	
Temperature	°F	167*	167	
Pressure	psia	13,9000*	13,9000	
Mole Fraction Vapor	%	100	100	
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0	
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0	
Molecular Weight	lb/mol	44,2547	44,2547	
Mass Density	lb/ft ³	0,0025497	0,0025497	
Molar Flow	lbmol/h	406,253	406,253	
Mass Flow	lb/h	17990,8	17990,8	
Vapor Volumetric Flow	ft ³ /h	194391	194391	
Liquid Volumetric Flow	gpm	24235,7	24235,7	
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	3,70000*	3,70000	
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	56,9940	56,9940	
Compressibility		0,968967	0,968967	
Specific Gravity		1,52903	1,52903	
API Gravity				
Enthalpy	Btu/h	-2,99095E+07	-2,99095E+07	
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1662,49	-1662,49	
Mass Cp	Btu(lb*°F)	0,455814	0,455814	
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,10968	1,10968	
Dynamic Viscosity	cP	0,0101157	0,0101157	
Kinematic Viscosity	cSt	6,82341	6,82341	
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)	0,0128127	0,0128127	
Surface Tension	lb/ft			
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	1907,17	1907,17	
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	16047,4	16047,4	
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	2085,04	2085,04	
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	17571,5	17571,5	
Notes:				

Process Stream Report

2

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	URV
Location:	Cealtia II	Modified:	03:53 p.m., 09/05/2013
Flowheet:	Flowheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 10/05/2013

From FAXR-100 To V83L-100

Composition

Mole Fraction	Total	Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
	%	%	%	%	%
H2O	39,0182	9,14259	0,105338	77,4918	99,3998
CO2	0,260884	0,482987	0,00500085	0,00124837	0,000152555
H2S	0	0	0	0	0
N2	0,751575	1,33829	0,00198979	0,000484125	1,25588E-05
C1	11,3208	20,1032	0,0888110	0,0198374	0,000383878
C2	4,72960	8,37059	0,195280	0,0441900	0,000172008
C3	5,25801	9,24336	0,655380	0,147991	0,000189988
C4	0,145740	0,251499	0,0427731	0,00085131	1,73301E-06
nC4	1,88787	3,21975	0,771119	0,174011	5,18258E-05
C5	0,357126	0,578987	0,328917	0,0742108	5,84481E-06
nC5	22,5570	35,4368	25,5201	5,98345	0,000378967
nC6	4,65944	5,91832	13,4724	3,03951	2,41490E-05
nC7	4,93808	4,18363	25,1909	5,90890	1,04933E-05
nC8	4,10775	1,75838	31,8244	7,13474	4,57278E-06
nC9	0	0	0	0	0
nC10	0	0	0	0	0
nC11	0	0	0	0	0
nC12	0	0	0	0	0

Properties

	Total	Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
Temperature	°F	110*	110	110	110
Pressure	psia	13,9000	13,9000	13,9000	13,9000
Mole Fraction Vapor	%	56,2705	100	0	0
Mole Fraction Light Liquid	%	9,88573	0	100	22,5808
Mole Fraction Heavy Liquid	%	33,8837	0	0	77,4392
Molecular Weight	lb/lbmol	44,2847	51,3411	94,2054	35,2047
Mass Density	lb/ft³	0,181815	0,118789	40,8803	47,2188
Molar Flow	lbmol/h	406,253	228,801	40,0798	177,882
Mass Flow	lb/h	17990,8	11736,5	3775,74	6254,19
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	98951,0	98915,5	92,3807	132,457
Liquid Volumetric Flow	gpm	12336,7	12320,2	11,5151	16,5142
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	3,70000	2,06201	0,385032	1,61799
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	56,9940	40,8964	11,1429	16,0977
Compressibility		0,583798	0,982953	0,0623949	0,00169525
Specific Gravity		1,77267	0,655459	0,757052	0,991068
API Gravity			78,4174	50,5570	10,0135
Enthalpy	Btu/h	-3,34872E+07	-1,30516E+07	-3,80095E+06	-2,04366E+07
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1981,35	-1112,05	-495,932	-3257,50
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,525232	0,428950	0,538459	0,712457
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,11777	1,10033	1,05369	1,15189
Dynamic Viscosity	cP		0,00861735	0,292257	0,394989
Kinematic Viscosity	cSt		4,52949	0,448349	0,503995
Thermal Conductivity	Btu/(h*°F)		0,0116383	0,0670662	0,158929
Surface Tension	lb/ft			0,00117499	0,00225439
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	1907,17	2547,55	4800,91	1083,15
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	15047,4	18652,2	19179,3	11159,1
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	2065,04	2765,57	5181,82	1206,04
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	17571,5	20271,2	20713,7	12505,4

Notes:

Process Streams Report

3

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	URV
Location:	Castilla II	Modified:	03:54 p.m., 09/05/2013
FlowSheet:	FlowSheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 15/05/2013

From V8&L-100 To CMPR-100

Composition

Mole Fraction	Total		Vapor	
		%	%	%
H2O		9,14258		9,14258
CO2		0,482857		0,482857
H2S		0		0
N2		1,33629		1,33629
C1		20,1032		20,1032
C2		8,37059		8,37059
C3		9,24338		9,24338
C4		0,251499		0,251499
nC4		3,21975		3,21975
C5		0,578987		0,578987
nC5		35,4388		35,4388
nC6		5,91832		5,91832
nC7		4,18263		4,18263
nC8		1,75638		1,75638
nC9		0		0
nC10		0		0
nC11		0		0
nC12		0		0

Properties

		Total		Vapor	
			%	%	%
Temperature	°F		110		110
Pressure	psia		13,9000		13,9000
Mole Fraction Vapor	%		100		100
Mole Fraction Light Liquid	%		0		0
Mole Fraction Heavy Liquid	%		0		0
Molecular Weight	lb/mol		51,3411		51,3411
Mass Density	lb/ft ³		0,118789		0,118789
Molar Flow	lbmol/h		228,801		228,801
Mass Flow	lb/h		11738,8		11738,8
Vapor Volumetric Flow	ft ³ /h		98818,6		98818,6
Liquid Volumetric Flow	gal		12320,2		12320,2
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD		2,08201		2,08201
Std Liquid Volumetric Flow	agpm		40,8984		40,8984
Compressibility			0,982853		0,982853
Specific Gravity			1,77267		1,77267
API Gravity					
Enthalpy	Btu/h		-1,30518E+07		-1,30518E+07
Mix Enthalpy	Btu/lb		-1112,05		-1112,05
Mix Cp	Btu/(lb*°F)		0,428950		0,428950
Ideal Gas CpOr Ratio			1,10033		1,10033
Dynamic Viscosity	cP		0,00881735		0,00881735
Kinematic Viscosity	cSt		4,52949		4,52949
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)		0,0118383		0,0118383
Surface Tension	dyne/cm				
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³		2547,55		2547,55
Net Liquid Heating Value	Btu/lb		18852,2		18852,2
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³		2788,57		2788,57
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb		20271,2		20271,2

Notes:

Process Streams Report

4

Tabulated by Phase

Client Name:	Essoptrol	Job:	URV
Location:	Castilla II	Modified:	03:53 p.m., 09/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 10/05/2013

From V3\$IL-100 To -

Composition

	Total		Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
	Mole Fraction	%	%	%	%
H2O		77,4615	0,105038	77,4615	99,9998
CO2		0,00124637	0,00500085	0,00124637	0,000152555
H2S		0	0	0	0
N2		0,000454125	0,00198979	0,000454125	1,25568E-05
C1		0,0198374	0,0866110	0,0198374	0,000383878
C2		0,0441900	0,195280	0,0441900	0,000172006
C3		0,147991	0,655380	0,147991	0,000159988
C4		0,00965131	0,0427731	0,00965131	1,73301E-06
nC4		0,174011	0,771119	0,174011	5,18258E-05
C5		0,0742108	0,328917	0,0742108	5,54481E-06
nC5		5,98345	26,5201	5,98345	0,000379867
nC6		3,03951	13,4724	3,03951	2,41490E-05
nC7		5,90690	26,1909	5,90690	1,04963E-05
nC8		7,13474	31,6244	7,13474	4,57278E-06
nC9		0	0	0	0
nC10		0	0	0	0
nC11		0	0	0	0
nC12		0	0	0	0

Properties

		Total	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
Temperature	°F	110	110	110	110
Pressure	psia	13,9000	13,9000	13,9000	13,9000
Mole Fraction Vapor	%	0	0	0	0
Mole Fraction Light Liquid	%	22,5606	100	22,5606	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	77,4392	0	77,4392	100
Molecular Weight	lb/mol	35,2047	94,2054	35,2047	18,0156
Mass Density	lb/ft³	47,2166	40,8603	47,2166	61,8118
Molar Flow	lbmol/h	177,652	40,0798	177,652	137,572
Mass Flow	lb/h	6254,19	3775,74	6254,19	2478,45
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	132,457	92,3607	132,457	40,0966
Liquid Volumetric Flow	gpm	16,5142	11,5151	16,5142	4,99900
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	1,61799	0,365032	1,61799	1,25296
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	16,0977	11,1429	16,0977	4,95475
Compressibility		0,00169625	0,00523849	0,00169625	0,000982683
Specific Gravity		0,757052	0,655469	0,757052	0,991066
API Gravity		50,5670	76,4174	50,5670	10,0135
Enthalpy	Btu/h	-2,04356E+07	-3,60036E+06	-2,04356E+07	-1,60252E+07
Mass Enthalpy	Btu/lb	-3267,50	-465,032	-3267,50	-6789,00
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,712457	0,535469	0,712457	0,962100
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,15169	1,05369	1,15169	1,32394
Dynamic Viscosity	cP	0,394659	0,292267	0,394659	0,630498
Kinematic Viscosity	cSt	0,503996	0,446349	0,503996	0,636764
Thermal Conductivity	Btu/(h*°F)	0,156929	0,0670662	0,156929	0,363023
Surface Tension	lb/ft	0,00225439	0,00117499	0,00225439	0,00474072
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	1093,15	4800,91	1093,15	0,0270334
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	11159,1	19179,3	11159,1	-1059,14
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	1206,04	5181,82	1206,04	50,3397
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	12505,4	20713,7	12505,4	0,635085

Notes:

Process Streams Report

5

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	URV
Location:	Castilla I	Modified:	04:00 p.m., 09/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 15/05/2013

From CMPR-100 To FAXR-101

Composition

	Total		Vapor	
	Mole Fraction	%	%	
H2O		0,14258	0,14258	
CO2		0,462657	0,462657	
H2S		0	0	
N2		1,33629	1,33629	
C1		20,1032	20,1032	
C2		6,37059	6,37059	
C3		9,24336	9,24336	
C4		0,251499	0,251499	
nC4		3,21975	3,21975	
C5		0,578967	0,578967	
nC5		36,4368	36,4368	
nC6		5,91832	5,91832	
nC7		4,18363	4,18363	
nC8		1,75636	1,75636	
nC9		0	0	
nC10		0	0	
nC11		0	0	
nC12		0	0	

Properties

		Total	Vapor
Temperature	°F	155,964	155,964
Pressure	psia	26,6959*	26,6959
Mole Fraction Vapor	%	100	100
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0
Molecular Weight	lb/mol	51,3411	51,3411
Mass Density	lb/ft³	0,213116	0,213116
Molar Flow	lbmol/h	228,601	228,601
Mass Flow	lb/h	11736,6	11736,6
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	55071,5	55071,5
Liquid Volumetric Flow	gpm	6966,06	6966,06
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	2,06201	2,06201
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	40,8964	40,8964
Compressibility		0,973406	0,973406
Specific Gravity		1,77267	1,77267
API Gravity			
Enthalpy	Btu/h	-1,26248E+07	-1,26248E+07
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1092,72	-1092,72
Mass Cp	Btu/(lb**F)	0,464220	0,464220
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,09412	1,09412
Dynamic Viscosity	cP	0,00632675	0,00632675
Kinematic Viscosity	cSt	2,73179	2,73179
Thermal Conductivity	Btu/(h**F)	0,0132706	0,0132706
Surface Tension	lb/ft		
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	2547,56	2547,56
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	18662,2	18662,2
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	2766,57	2766,57
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	20271,2	20271,2

Notes:

Process Streams Report

6

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	LFRV
Location:	Castilla II	Modified:	12:05 p.m., 15/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 15/05/2013

From FAXR-101 To XCHG-100

Composition

	Total		Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
	Mole Fraction	%	%	%	%	%
H2O		9,14258	4,75958	0,0069530	28,0521	99,9970
CO2		0,462857	0,580111	0,0120723	0,00902758	0,000389955
H2S		0	0	0	0	0
N2		1,33529	1,88008	0,00505303	0,00374961	3,05402E-05
C1		20,1032	25,2995	0,217809	0,181398	0,00028550
C2		8,37059	10,4480	0,479770	0,365062	0,000409485
C3		9,24336	11,3432	1,53158	1,13330	0,000395078
iC4		0,251499	0,296444	0,0949907	0,0701872	3,87037E-06
nC4		3,21975	3,72003	1,73551	1,28411	0,000112548
iC5		0,576987	0,602388	0,547242	0,478989	1,10031E-05
nC5		36,4368	36,2205	49,0252	36,2718	0,000701989
nC6		5,91832	4,12873	17,3408	12,8301	3,11833E-05
nC7		4,18363	1,85583	18,8494	13,9454	7,63816E-06
nC8		1,75838	0,300832	9,99525	7,37389	1,42774E-06
nC9		0	0	0	0	0
nC10		0	0	0	0	0
nC11		0	0	0	0	0
nC12		0	0	0	0	0

Properties

		Total	Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid
Temperature	°F	110°	110	110	110	110
Pressure	psia	26,6959	26,6959	26,6959	26,6959	26,6959
Mole Fraction Vapor	%	79,4331	100	0	0	0
Mole Fraction Light Liquid	%	15,2172	0	100	73,9586	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	5,34974	0	0	26,0114	100
Molecular Weight	lb/mol	51,3411	47,5218	82,9943	86,0325	18,0180
Mass Density	lb/ft³	0,289009	0,213555	39,4966	40,5048	61,8118
Molar Flow	lbmol/h	228,801	181,585	34,7866	47,0181	12,2298
Mass Flow	lb/h	11736,8	8629,19	2887,09	3107,41	220,327
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	40483,8	40437,1	73,1527	76,7172	3,96449
Liquid Volumetric Flow	gpm	5047,33	5037,77	9,12034	9,58474	0,444404
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	2,08201	1,85380	0,316823	0,428205	0,111383
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	40,8964	31,8529	8,80303	9,24351	0,440477
Compressibility		0,773324	0,971709	0,00918284	0,00712532	0,00127278
Specific Gravity			1,84079	0,832791	0,849437	0,991063
API Gravity			83,0502	78,0258	10,0140	
Enthalpy	Btu/h	-1,37219E+07	-9,39096E+06	-2,83518E+06	-4,33093E+06	-1,49575E+06
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1189,15	-1088,28	-982,021	-1393,74	-6788,78
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,470386	0,431894	0,546903	0,577759	0,982081
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,10033	1,10859	1,06119	1,07755	1,32393
Dynamic Viscosity	cP		0,00889179	0,238183	0,268394	0,630554
Kinematic Viscosity	cSt		2,59929	0,376724	0,368810	0,636541
Thermal Conductivity	Btu/(h*°F)		0,0123982	0,0644129	0,0793273	0,363887
Surface Tension	lb/ft			0,00180877	0,001222117	0,00474063
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³		2547,55	2394,09	4244,18	3140,23
Net Liquid Heating Value	Btu/lb		18652,2	18957,0	18248,5	17805,9
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³		2768,57	2601,19	4584,77	3426,31
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb		20271,2	20610,8	20602,8	19327,9

Notes:

Process Streams Report

7

Tabulated by Phase

Client Name:	Esopetrol	Job:	URV
Location:	Castilla II	Modified:	04:02 p.m., 09/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 10/05/2013

From V88L-101 To --

Composition

Mole Fraction	Total		Vapor	
	%	%	%	%
H2O	3,54552	3,54552		
CO2	0,841397	0,841397		
H2S	0	0		
H2	1,86193	1,86193		
O2	27,9817	27,9817		
N2	11,5092	11,5092		
C3	12,3390	12,3390		
iC4	0,318445	0,318445		
nC4	3,85955	3,85955		
iC5	0,580847	0,580847		
nC5	32,8832	32,8832		
nC6	3,21954	3,21954		
nC7	1,08929	1,08929		
nC8	0,172143	0,172143		
nC9	0	0		
nC10	0	0		
nC11	0	0		
nC12	0	0		

Properties

		Total	Vapor
Temperature	°F	100	100
Pressure	psia	28,6959	28,6959
Mole Fraction Vapor	%	100	100
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0
Molecular Weight	lb/lbmol	45,4670	45,4670
Mass Density	lb/ft³	0,207733	0,207733
Molar Flow	lbmol/h	153,791	153,791
Mass Flow	lb/h	7447,09	7447,09
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	35549,4	35549,4
Liquid Volumetric Flow	gpm	4480,53	4480,53
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	1,49175	1,49175
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	28,0074	28,0074
Compressibility		0,972837	0,972837
Specific Gravity		1,58955	1,58955
API Gravity			
Enthalpy	Btu/h	-5,16503E+06	-5,16503E+06
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1096,40	-1096,40
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,427852	0,427852
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,11527	1,11527
Dynamic Viscosity	cP	0,00888232	0,00888232
Kinematic Viscosity	cSt	2,65932	2,65932
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)	0,0124119	0,0124119
Surface Tension	lb/ft		
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	2299,94	2299,94
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	19041,3	19041,3
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	2499,99	2499,99
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	20710,9	20710,9

Notes:

Process Streams Report

8

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	URY
Location:	Castilla I	Modified:	04/02 p.m., 09/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 15/05/2013

From VSSL-101 To -

Composition

Mole Fraction	Total	Light Liquid
	%	%
H2O	0,0743814	0,0743814
CO2	0,0141048	0,0141048
H2S	0	0
N2	0,0066090	0,0066090
C1	0,249862	0,249862
C2	0,570884	0,570884
C3	1,84927	1,84927
C4	0,113798	0,113798
n-C4	2,06747	2,06747
i-C5	0,738881	0,738881
n-C5	54,5696	54,5696
n-C6	16,5030	16,5030
n-C7	15,6364	15,6364
n-C8	7,49871	7,49871
n-C9	0	0
n-C10	0	0
n-C11	0	0
n-C12	0	0

Properties

	Total	Light Liquid
Temperature	°F	100
Pressure	psia	26,6950
Mole Fraction Vapor	%	0
Mole Fraction Light Liquid	%	100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0
Molecular Weight	lb/lbmol	80,7636
Mass Density	lb/ft³	39,4626
Molar Flow	lbmol/h	49,7534
Mass Flow	lb/h	4018,26
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	101,773
Liquid Volumetric Flow	gpm	12,6886
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	0,453136
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	12,3466
Compressibility		0,00909198
Specific Gravity		0,633049
API Gravity		84,6562
Enthalpy	Btu/h	-3,99178E+06
Mass Enthalpy	Btu/lb	-993,410
Mass Cp	Btu(lb**F)	0,542508
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,06389
Dynamic Viscosity	cP	0,239118
Kinematic Viscosity	cSt	0,378081
Thermal Conductivity	Btu(h**F)	0,0640240
Surface Tension	lb/ft	0,001064437
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	4133,59
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	19261,8
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	4486,16
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	20824,4

Notes:

Process Streams Report

9

Tabulated by Phase

Client Name:	Ecopetrol	Job:	URV
Location:	Castilla 3	Modified:	04:02 p.m., 09/05/2013
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 10/05/2013

From V33L-101 To --

Composition

	Total		Light Liquid	
	Mole Fraction	%		%
H2O		99.9998		99.9998
CO2		0,000443478		0,000443478
H2S		0		0
N2		3,53068E-06		3,53068E-06
C1		0,00107871		0,00107871
C2		0,000481812		0,000481812
C3		0,000485145		0,000485145
C4		4,52932E-06		4,52932E-06
n-C4		0,000128830		0,000128830
C5		1,18891E-06		1,18891E-06
n-C5		0,000714898		0,000714898
n-C6		2,83806E-06		2,83806E-06
n-C7		6,40049E-06		6,40049E-06
n-C8		9,16453E-07		9,16453E-07
n-C9		0		0
n-C10		0		0
n-C11		0		0
n-C12		0		0

Properties

		Total	Light Liquid
Temperature	°F	100	100
Pressure	psia	26,6959	26,6959
Mole Fraction Vapor	%	0	0
Mole Fraction Light Liquid	%	100	100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0
Molecular Weight	lb/lbmol	18,0180	18,0180
Mass Density	lb/ft³	61,9440	61,9440
Molar Flow	lbmol/h	15,0681	15,0681
Mass Flow	lb/h	271,251	271,251
Vapor Volumetric Flow	ft³/h	4,37897	4,37897
Liquid Volumetric Flow	gpm	0,545950	0,545950
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	0,137126	0,137126
Std Liquid Volumetric Flow	agpm	0,542290	0,542290
Compressibility		0,00129273	0,00129273
Specific Gravity		0,903186	0,903186
API Gravity		10,0144	10,0144
Enthalpy	Btu/h	-1,84412E+06	-1,84412E+06
Mass Enthalpy	Btu/lb	-6798,57	-6798,57
Mass Cp	Btu(lb*°F)	0,981962	0,981962
Ideal Gas Cp/Cv Ratio		1,32440	1,32440
Dynamic Viscosity	cP	0,700654	0,700654
Kinematic Viscosity	cSt	0,708027	0,708027
Thermal Conductivity	Btu(h*°F)	0,360007	0,360007
Surface Tension	lb/ft	0,00481533	0,00481533
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	0,0612530	0,0612530
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	-1058,40	-1058,40
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft³	50,3750	50,3750
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	1,39499	1,39499

Notes:

Process Streams Report						
10						
Tabulated by Phase						
Client Name:	ExxonMobil	Job:	LIRV			
Location:	Castro II	Modified:	12:52 p.m., 15/05/2013			
Flowsheet:	Flowsheet1	Status:	Solved 12:54 p.m., 15/05/2013			
From XCHG-100 To V8SL-101						
Composition						
	Total	Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid	
Mole Fraction	%	%	%	%	%	
nCO	9,14258	3,54852	0,0743614	23,2875	99,9999	
CO2	0,462857	0,641397	0,0141048	0,0109310	0,000493476	
nC5	0	0	0	0	0	
n2	1,33529	1,86193	0,00665050	0,00434632	3,53068E-05	
C1	20,1032	27,9817	0,249852	0,192098	0,00107871	
C2	8,37059	11,5092	0,570954	0,439448	0,000481812	
C3	9,24338	12,3390	1,84927	1,41978	0,000485145	
nC4	0,291499	0,316445	0,113798	0,0673625	4,52932E-06	
nC4	3,21975	3,85995	2,08747	1,60255	0,000126933	
nC5	0,576967	0,580847	0,738881	0,567232	1,18891E-05	
nC6	35,4368	32,8632	54,5698	41,8902	0,000714898	
nC6	5,91832	3,21954	16,5939	12,7389	2,83895E-05	
nC7	4,18363	1,08929	15,6364	12,0039	5,40049E-06	
nC8	1,75538	0,172143	7,49871	5,75998	9,18453E-07	
nC9	0	0	0	0	0	
nC10	0	0	0	0	0	
nC11	0	0	0	0	0	
nC12	0	0	0	0	0	
Properties						
	Total	Vapor	Light Liquid	Mixed Liquid	Heavy Liquid	
Temperature	1007	100	100	100	100	
Pressure	26,6959	26,6959	26,6959	26,6959	26,6959	
Mole Fraction	71,6408	100	0	0	0	
Mole Fraction	21,7843	0	100	78,7687	0	
Mole Fraction	6,59820	0	0	23,2313	100	
Molecular Wt	51,3411	45,4670	80,7636	66,1866	18,0163	
Mass Density	0,326420	0,207733	39,4825	40,4092	61,5943	
Molar Flow	228,601	163,791	49,7534	64,8095	15,0581	
Mass Flow	11736,5	7447,09	4018,25	4289,51	271,251	
Vapor Volume	35955,5	35949,4	101,773	105,152	4,37897	
Liquid Volume	4482,77	4489,53	12,6886	13,2345	0,545953	
Std Vapor Vol	2,08201	1,49175	0,453135	0,590261	0,137125	
Std Liquid Vol	40,8954	26,0074	12,3458	12,8889	0,542290	
Compressibility	0,699097	0,972837	0,00909198	0,00729011	0,00129273	
Specific Gravty		1,58985	0,633049	0,647905	0,663198	
API Gravity			64,6562	60,0531	10,0144	
Enthalpy	-1,40009E+07	-8,16503E+06	-3,99179E+06	-5,83590E+06	-1,84412E+06	
Mass Enthalpy	-1192,93	-1096,40	-493,410	-1360,50	-6798,57	
Mass Cp	0,479805	0,427682	0,542508	0,570297	0,581982	
Ideal Gas CpC	1,10178	1,11527	1,06389	1,07854	1,32442	
Dynamic Visc		0,00888232	0,239118	0,258153	0,700554	
Kinematic Visc		2,68932	0,378981	0,391609	0,706027	
Thermal Cond		0,0124119	0,0649240	0,0770988	0,380007	
Surface Tensio			0,001064437	0,001219187	0,00481533	
Net Ideal Gas	2547,55	2299,94	4133,59	3173,31	0,0612533	
Net Liquid Heat	18652,2	19041,3	19251,8	17976,8	-1058,43	
Gross Ideal Gas	2788,57	2499,99	4485,15	3440,31	50,3750	
Gross Liquid H	20271,2	20710,9	20824,4	19507,7	1,39499	
Notes:						