



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**“INFLUENCIA DE LA CARACTERIZACIÓN DE LOS PESADOS EN LA  
DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO AL HIDROCARBURO”**

**AUTORAS:**

**SIMIONATTO DIANTINA, Abril Alejandra Adelm**

ING – 4996 - Ingeniería en petróleo

DNI: 37.693.792

**FERNÁNDEZ, Micaela Dahyana**

ING – 4998 - Ingeniería en petróleo

DNI: 37.693.729

**DIRECTORA:**

**Ing. TRONCOSO, Pablo**

**Lugar y Fecha:** Neuquén, 13 de junio de 2024

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## RESUMEN

En la industria del gas natural y específicamente en los puentes de medición fiscal, a partir de este momento denominados PM; que interconectan al midstream con el downstream, el punto de rocío al hidrocarburo, a partir de este momento denominado PRHC; es uno de los principales parámetros utilizados para el control de la calidad del gas procesado. En la República Argentina, el PRHC debe cumplir con las especificaciones de venta establecidas por la normativa vigente para el transporte y la distribución del gas natural.

De acuerdo con la Norma NAG-602/19<sup>1</sup>, en los PM es obligatorio informar el punto de rocío al hidrocarburo y se especifica que sea

→ Calculado de manera frecuente: Empleando por ejemplo el Método de Hadden. Este método es iterativo y para calcular el PRHC emplea reportes cromatográficos y constantes de equilibrio de cada componente ( $K_i$ ). El cálculo que realiza puede presentar porcentajes de error mayor al 5%, debido a que estas constantes se obtienen de cartas gráficas dadas a una presión de convergencia preestablecida para un rango definido de concentraciones de la pseudomezcla binaria  $\text{CH}_4 - \text{C}_2^+$ . Para agilizar el cálculo, se pueden parametrizar las cartas y, aun así, ante cambios considerables en la calidad de gas no se garantizan valores de  $K_i$  que sean representativos para la composición y concentración de la mezcla real.

Otra alternativa consiste en caracterizar los componentes más pesados que el pentano para obtener la composición y concentración del pseudocomponente ( $\text{C}_6^+$ ) y a partir de allí adquirir su constante de equilibrio ( $K_{\text{C}_6^+}$ ). La desventaja radica en que este valor es fijo y si en un momento determinado hay cambios considerables en la composición del gas, dejará de ser representativo. En esta situación, el cálculo del PRHC puede resultar erróneo.

→ Medido en el punto de interés: Como método de control y para obtener el valor de referencia, al menos una vez al mes la medición se realiza in-situ mediante el enfriamiento del gas muestreado. El enfriamiento y en consecuencia la disminución de temperatura, se logra a expensas de la expansión isoentálpica de un refrigerante gaseoso. El más empleado es dióxido de carbono ( $\text{CO}_2(\text{g})$ ).

---

<sup>1</sup> Norma Argentina de gas – ENARGAS 259/19: TPRHC @ 5500 [kPa (abs)] < -4 [°C]

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

El instrumento utilizado, es un higrómetro conocido como Bureau of Mines y su empleo implica mediciones puntuales, que no resultan representativas para detectar desviaciones tempranas del PRHC calculado. El Bureau of Mines, se debe utilizar bajo la Norma ASTM D-1142<sup>2</sup>.

En los puentes de medición fiscal, el PRHC medido puntualmente se utiliza para validar el PRHC calculado y haciendo uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson, se corrige y se informa la temperatura de rocío (a partir de ahora denominada TPRHC) a  $P= 5500$  [kPa (abs)] para cumplir con la especificación establecida por la Norma NAG-602/19: *la temperatura de rocío al hidrocarburo, corregida a una presión de cinco mil quinientos kilo-pascales absolutos, debe ser menor a menos cuatro grados Celsius*

$$\text{TPRHC @ } P= 5500 \text{ [kPa (abs)]} < T= -4 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

La caracterización de los hidrocarburos pesados a partir de  $C_2^+$  es de suma importancia a la hora de calcular el punto de rocío al hidrocarburo. Un método incorrectamente empleado y/o datos de entrada no representativos, pueden arrojar valores erróneos y dejar al gas fuera de especificación. En este contexto, se pueden generar cuantiosas multas a las empresas que operan aguas arriba del puente de medición e incluso el ente regulador puede ordenar el cierre del mismo.

Por lo mencionado, este trabajo parte de la iniciativa que se tuvo en gabinete para buscar los disparadores del proyecto y proponer una metodología útil, cuyo objetivo sea detectar en tiempo real, desviaciones tempranas en el PRHC calculado.

Estas desviaciones se pueden generar por

- Una deficiente caracterización de hidrocarburos pesados: Cuya composición y concentración están íntimamente ligadas a la procedencia del gas, e impactan considerablemente en el cálculo del PRHC.
- Reportes cromatográficos no representativos: Se dan cuando no se utiliza el gas patrón adecuado para calibrar y configurar el cromatógrafo.

---

<sup>2</sup> Standard Test Method for water vapor content of gaseous fuels by measurement of dew point temperature.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Para desarrollar la metodología y así lograr el objetivo, se hace foco en un puente de medición fiscal específico, se considera la influencia del proceso de la planta ubicada aguas arriba y se realiza un relevamiento de las mediciones, que de manera on-line, se efectúan en el PM. Luego, con el uso del Bureau of Mines y del simulador de procesos HYSYS, se procede a la validación del PRHC calculado, se analizan los resultados y se propone el método de mejora.

El puente de medición fiscal relevado, pertenece a una importante empresa productora de gas natural con instalaciones ubicadas en un yacimiento de la formación Vaca Muerta. Por razones de confidencialidad, no se da el nombre de la empresa y para el desarrollo del proyecto se utilizará una identificación ficticia del puente de medición (PM-0023x). Aguas arriba de dicho puente, el gas proviene de una planta de ajuste de punto de rocío tipo LTS (Low Temperature Separation), cuyos parámetros de operación impactan directamente en el cálculo e informe de la temperatura de rocío. Aguas abajo del PM-0023x, la producción de gas, aproximadamente de  $Q = 4$  [MMSm<sup>3</sup>/d] ingresa a uno de los principales gasoductos troncales de transporte y distribución. En la Figura N°1, se esquematiza la ubicación del PM-0023x que se aborda en este proyecto.

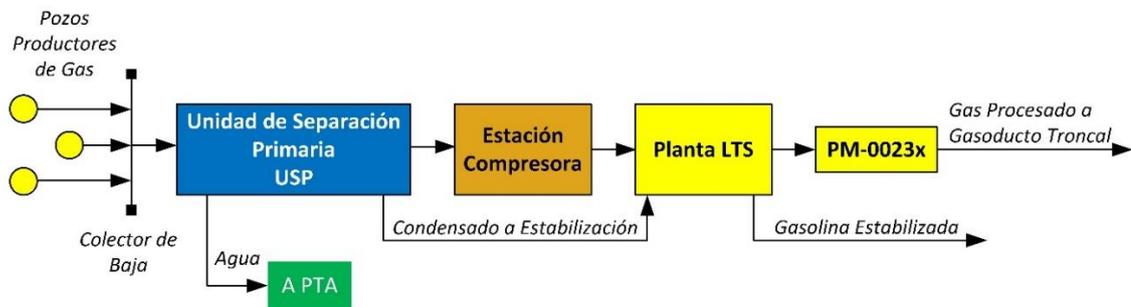


Figura N°1: Esquema de la ubicación del PM-0023x.

Con los resultados del estudio, se propone una metodología sistematizada y de rápida implementación para obtener reportes cromatográficos y las correspondientes constantes de equilibrio ( $K_i$ ) de cada componente. Si ambos parámetros arrojan valores representativos, se pueden utilizar para

- Preparar muestras de gas patrón.
- Posterior calibración y configuración del cromatógrafo on-line ubicado en el PM-0023x.
- Caracterizar hidrocarburos pesados.



**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

Si la metodología propuesta se integra al sistema de control, es posible realizar en tiempo real correcciones de los valores que toma el algoritmo del puente de medición para calcular y reportar en línea el PRHC. Bajo este escenario se reducen significativamente las diferencias entre el cálculo del PRHC que realiza el PM y la medición que se efectúa con el Bureau of Mines. Adicionalmente, cuando se produzcan desviaciones considerables de los parámetros operativos de la planta LTS ubicada aguas arriba del PM-0023x, la metodología implementada permite emitir alertas y recomienda valores para ajustar parámetros de proceso.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## ABSTRACT

In the natural gas industry and specifically in fiscal measurement bridges, from this moment on called MP; connecting the midstream with the downstream, the hydrocarbon dew point, from this moment on called HCDP; is one of the primary parameters used for controlling the quality of the processed gas. In the Argentine Republic, the HCDP must comply with the sales specifications established by current regulations for the transportation and distribution of natural gas.

According to Standard NAG-602/19, in MP it is mandatory to report the hydrocarbon dew point and it is specified that it should be

→ Calculated frequently: Using, for example, the Hadden Method. This method is iterative and to calculate the HCDP it uses chromatographic reports and equilibrium constants of each component ( $K_i$ ). The calculation carried out may present error percentages greater than 5%, because these constants are obtained from graphic charts given at a pre-established convergence pressure for a defined range of concentrations of the binary pseudomixture  $CH_4 - C_{2+}$ . To speed up the calculation, the charts can be parameterized and, even so, in the event of considerable changes in gas quality,  $K_i$  values that are representative of the composition and concentration of the real mixture are not guaranteed.

Another alternative is to characterize the components heavier than pentane to obtain the composition and concentration of the pseudocomponent ( $C_{6+}$ ) and from there acquire its equilibrium constant ( $K_{C_{6+}}$ ). The disadvantage is that this value is fixed and if at a given time there are considerable changes in the composition of the gas, it will no longer be representative. In this situation, the HCDP calculation may be erroneous.

→ Measured at the point of interest: As a control method and to obtain the reference value, at least once a month the measurement is carried out in-situ by cooling the sampled gas. Cooling, and consequently the decrease in temperature, is achieved at the expense of the isenthalpic expansion of a gaseous refrigerant. The most used is carbon dioxide ( $CO_2(g)$ ). The instrument used is a hygrometer known as Bureau of Mines and its use involves specific measurements, which are not representative for detecting early deviations from the calculated HCDP. The Bureau of Mines must be used under ASTM D-1142 Standard.

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

In fiscal metering bridges, the point-measured HCDP is used to validate the calculated HCDP and using the Peng-Robinson equation of state, the dew point temperature (DPT) is corrected and reported at  $P= 5500$  [kPa (abs)]. To comply with the specification established by Standard NAG-602/19: the hydrocarbon dew temperature, corrected to a pressure of five thousand five hundred kilo-pascals absolute, must be less than minus four degrees Celsius

$$\text{DPT @ } P= 5500 \text{ [kPa (abs)]} < T= -4 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

The characterization of heavy hydrocarbons from  $C_{2+}$  is of utmost importance when calculating the dew point of the hydrocarbon. An incorrectly used method and/or non-representative input data can produce erroneous values and leave the gas out of specification. In this context, large fines can be generated for companies that operate upstream of the measurement bridge and even the regulatory body can order its closure.

For this reason, this work is part of the initiative that was taken in the office to search for the triggers of the project and propose a useful methodology, whose objective is to detect, in real time, early deviations in the calculated HCDP.

These deviations can be generated by

- Poor characterization of heavy hydrocarbons: whose composition and concentration are closely linked to the origin of the gas, and have a considerable impact on the calculation of HCDP.
- Non-representative chromatographic reports: These occur when the appropriate standard gas is not used to calibrate and configure the chromatograph.

To develop the methodology and thus achieve the objective, a focus is placed on a specific fiscal measurement bridge, the influence of the process of the plant located upstream is considered and a survey of the measurements is carried out, which is online. carried out in the MP. Then, with the use of the Bureau of Mines and the Hysys process simulator, the calculated HCDP is validated, the results are analyzed and the improvement method is proposed.

The fiscal measurement bridge surveyed belongs to an important natural gas producing company with facilities located in a field in the “Vaca Muerta” formation. For confidentiality reasons, the name of the company is not given and a fictitious identification of the measurement bridge (MP-0023x) will be used for the development of the project.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Upstream of said bridge, the gas comes from an LTS (Low Temperature Separation) type dew point adjustment plant, whose operating parameters directly impact the calculation and reporting of the dew temperature. Downstream of MP-0023x, gas production of approximately  $Q=4$  [MMSm<sup>3</sup>/d] enters one of the main transportation and distribution trunk gas pipelines. Figure N°1 schematizes the location of MP-0023x that is addressed in this project.

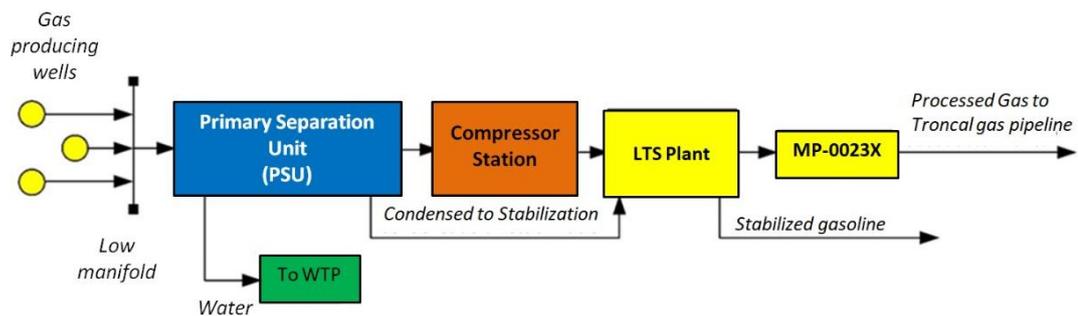


Figure N°1: Schematically depicts the location of MP-0023x addressed in this project.

With the results of the study, a systematized and quickly implemented methodology is proposed to obtain chromatographic reports and the corresponding equilibrium constants of each component. If both parameters return representative values, they can be used to

- Prepare span gas samples.
- Subsequent calibration and configuration of the online chromatograph located in the MP-0023x.
- Characterize heavy hydrocarbons.

If the proposed methodology is integrated into the control system, it is possible to make real-time corrections to the values taken by the measurement bridge algorithm to calculate and report the HCDP online. Under this scenario, the differences between the HCDP calculation carried out by the MP and the measurement carried out with the Bureau of Mines are significantly reduced. Additionally, when considerable deviations occur in the operating parameters of the LTS plant located upstream of MP-0023x, the implemented methodology allows alerts to be issued and recommends values to adjust process parameters.



“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## DEDICATORIA

A nuestra familia por darnos la posibilidad de estudiar y brindarnos el apoyo emocional durante todos estos años.

A nuestros profesores, compañeros y amigos por estar presentes durante todo este proceso y darnos la motivación necesaria para no bajar los brazos.

Sin el acompañamiento de todos ustedes, esto no hubiera sido posible.

Abril Simionatto Diantina y Micaela Fernández.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

INDICE

CAPÍTULO 1: MARCO TEÓRICO .....	1
1.1    Industria del gas natural .....	1
1.1.1    Componentes del gas natural .....	4
1.1.2    Clasificación del gas natural.....	4
1.2    Plantas de ajuste de punto de rocío .....	5
1.2.1    Unidades de proceso que integran a una planta LTS .....	6
1.2.2    Descripción detallada del proceso en las cinco unidades que integran a una planta LTS .	8
1.3    Normativa vigente.....	29
1.3.1    Parámetros del gas de venta.....	30
1.3.2    Cromatógrafo y definición de hidrocarburos pesados .....	31
1.3.3    Punto de rocío al hidrocarburo .....	33
1.3.4    Instrumentos de medición.....	34
CAPÍTULO 2: METODOLOGÍAS DE APLICACIÓN ACTUAL PARA CALCULAR EL PRHC... 36	
2.1    Caracterización de hidrocarburos pesados para la configuración del cromatógrafo .....	36
2.1.1    Metodología implementada en laboratorio externo .....	36
2.1.2    Metodología proporcionada por proveedores externos .....	38
2.2    Ecuaciones de estado aplicables a gases reales .....	39
2.2.1    Ecuación de estado de Peng-Robinson .....	42
2.3    Método de Hadden para calcular el punto de rocío al hidrocarburo.....	44
CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS DATOS RELEVADOS EN CAMPO, EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS Y PROPUESTA DE MEJORA .....	47
3.1    Introducción.....	47
3.2    Análisis de los datos relevados en campo .....	49
3.2.1    Punto de rocío al hidrocarburo medido con el Bureau of Mines .....	49
3.2.2    Análisis de los datos proporcionados por la operadora .....	49
3.3    Validación de reportes cromatográficos mediante el uso del simulador de procesos.....	51
3.3.1    Validación de la cromatografía online .....	51
3.3.2    Validación de la cromatografía de campo suministrada por laboratorio externo .....	53
3.3.3    Simulación simplificada de la unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS .....	56
3.3.4    Simulación simplificada para corregir parámetros operativos.....	59



“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES .....	63
ANEXOS .....	67
ANEXO 1 .....	67
PALABRAS CLAVE.....	67
APENDICE.....	67
ANEXO 2.....	69
RECOMENDACIONES PARA ABORDAR EL CAMBIO DE INSTALACIONES EN UN NUEVO PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL.....	69
ANEXO 3.....	70
UNIDAD DE SEPARACION PRIMARIA (USP).....	70
ANEXO 4.....	72
PLANTA DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO - TURBO EXPANDER (TEX).....	72
ANEXO 5.....	74
PRESION ÓPTIMA DE OPERACIÓN.....	74
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS .....	76

## CAPÍTULO 1: MARCO TEÓRICO

### 1.1 Industria del gas natural

Haciendo foco en el upstream y en el midstream, la industria del gas natural abarca tres grandes áreas. Estas áreas son las que se detallan a continuación

- Producción: Comprende la extracción del gas natural del reservorio.
- Procesamiento: Se refiere al acondicionamiento del gas natural para lograr la especificación requerida para transporte y distribución. En términos generales, los procesos aquí involucrados son
  - Pretratamiento: Implica la separación de fases, eliminación de partículas sólidas, compresión, endulzamiento (*para ajustar el contenido de gases ácidos tales como el dióxido de carbono ( $CO_2$ ), el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y derivados de azufre como mercaptanos livianos ( $R-SH$ ) y sulfuro de carbonilo ( $COS$ )*), y deshidratación (*para ajustar el contenido de vapor de agua y en consecuencia su punto de rocío*).
  - Fraccionamiento: Aguas abajo del pretratamiento incluye procesos de adsorción y condensación para la recuperación de hidrocarburos líquidos tales como etano, propano, butano, GLP y gasolina.
  - Estabilización: Aguas abajo de los procesos de fraccionamiento, está asociada a la destilación para la estabilización de hidrocarburos líquidos. Todos los líquidos obtenidos en este proceso deben cumplir con la presión de vapor establecida a  $T = 100$  [°F]. De esta manera se evita que los hidrocarburos líquidos evaporen en condiciones de almacenamiento, despacho y transporte por oleoducto.
- Transporte y Distribución: Una vez que el gas se encuentra en especificación (salida del área de procesamiento), circula por líneas hacia los correspondientes puentes de medición fiscal. Allí se cuantifica la producción, se controla la calidad y se establecen las condiciones de venta. Luego, ingresa a gasoductos de transporte para su posterior distribución y consumo en instalaciones del downstream.
  - Medición del caudal volumétrico: Debido a que los cambios de temperatura y presión tienen una influencia significativa sobre el caudal volumétrico de gas natural, éste se expresa y se mide en [MMSm<sup>3</sup>/d] (*millones de metros cúbicos estándar por día*).



**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

En esta condición de referencia, la presión y la temperatura quedan fijadas en  $P=14,7$  [psia] = 1 [atm] y  $T= 60$  [°F] = 15,6 [°C]. Esto es necesario para poder registrar, comparar y medir caudales de producción que procedan de pozos e instalaciones de gas que operen en cualquier rango de presión y temperatura.

En la Figura N°2, se esquematizan los sectores asociados a la industria del gas natural.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

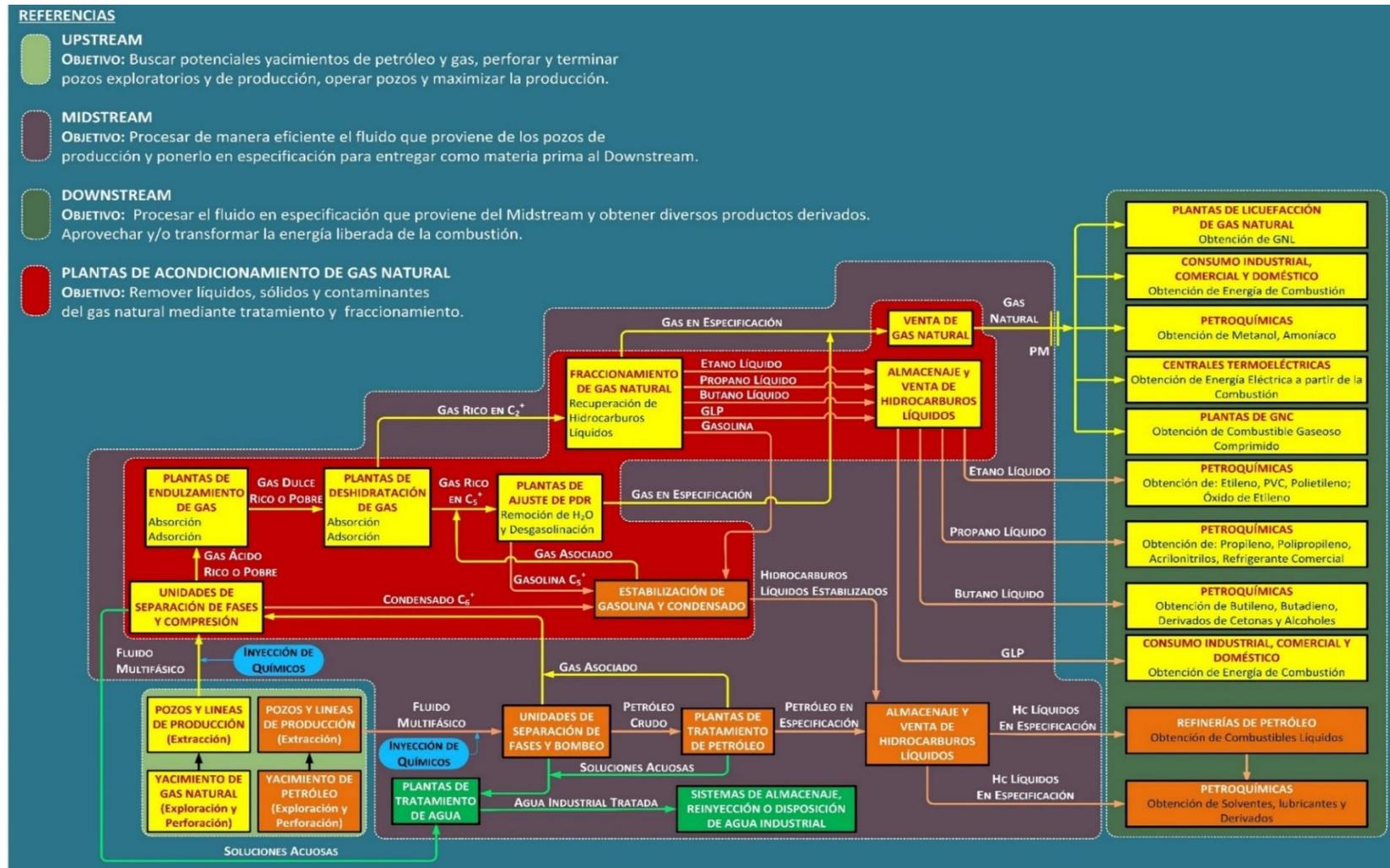


Figura N°2: Esquema de procesamiento de fluidos en la industria del petróleo y del gas natural (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### 1.1.1 Componentes del gas natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos tales como metano, etano, propano, butano, pentano e hidrocarburos más pesados, y en su composición es posible hallar otros componentes que no son hidrocarburos y se consideran contaminantes. Entre ellos se pueden encontrar nitrógeno, oxígeno, vapor de agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos livianos, sulfuro de carbonilo, vapor de mercurio, partículas sólidas y trazas de líquidos.

### 1.1.2 Clasificación del gas natural

Típicamente, se puede clasificar al gas natural según su procedencia y según su composición.

→ Clasificación según su procedencia

- Gas natural asociado: Deriva de la producción de pozos de petróleo y de cualquier instalación que procese hidrocarburos líquidos tales como plantas de tratamiento de petróleo crudo (PTC), plantas de estabilización de hidrocarburos líquidos y refinerías de petróleo.
- Gas natural no asociado: Deriva de la producción de pozos de gas y de cualquier instalación que procese hidrocarburos gaseosos tales como estaciones compresoras y plantas de acondicionamiento de gas (PTG).

→ Clasificación según su composición

- Gas ácido: Posee un contenido considerable de componentes tales como  $CO_2$ ,  $H_2S$  y derivados de azufre. Según la norma NAG-602/19, el gas es ácido cuando la concentración de  $CO_2 > 2 \% [mol]$ ,  $H_2S > 3 [mg/Sm^3]$  y  $S_{total} > 8 [mg/Sm^3]$ .
- Gas dulce: Según la norma NAG-602/19 el gas es dulce cuando la concentración de  $CO_2 < 2 \% [mol]$ ,  $H_2S < 3 [mg/Sm^3]$  y  $S_{total} < 8 [mg/Sm^3]$ .
- Gas húmedo: A la temperatura y presión de circulación se encuentra saturado en vapor de agua o bien el contenido de este contaminante supera los  $65 [mg/Sm^3]$ . Para poder comercializarlo, requiere un proceso de tratamiento adicional.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- Gas deshidratado: El contenido de vapor de agua es menor a  $65 \text{ [mg/Sm}^3\text{]}$  y ya fue procesado en plantas de deshidratación por absorción, adsorción y condensación.
- Gas pobre o seco: Posee concentraciones de metano superior al  $95 \text{ \% [mol]}$  y el  $5\% \text{ [mol]}$  restante se distribuye entre los hidrocarburos de mayor peso molecular. La recuperación de líquidos que se puede realizar de este gas no supera los  $2 \text{ [GPM]}$  (*Galones de líquido que se obtienen, por cada mil pie cúbico de gas procesado en condiciones normales de presión y temperatura*). Este gas es apto para la comercialización.
- Gas rico: Posee una alta concentración de hidrocarburos más pesados que el metano y para cumplir con la especificación del PRHC, es necesario procesarlo. De dicho proceso se obtiene una buena recuperación de hidrocarburos líquidos y en el gas el  $\text{GPM} > 2$ .

## 1.2 Plantas de ajuste de punto de rocío

De las diversas tecnologías disponibles para ajustar el punto de rocío del gas, y considerando la planta que se encuentra operativa aguas arriba del PM-0023x, en este apartado se desarrolla la descripción del proceso de los cinco circuitos que componen a una planta LTS.

En este tipo de plantas, se ajustan de manera simultánea el contenido de vapor de agua y el contenido de hidrocarburos más pesados que el metano, es decir, se trata y se fracciona al gas natural en una misma unidad de proceso. Para garantizar operaciones rentables y eficientes, es fundamental que el gas que ingresa a este tipo de plantas sea dulce y con un  $\text{GPM} > 2$ . El objetivo principal, es lograr gas en especificación ajustando los siguientes parámetros

→ Contenido de vapor de agua,  $W < 65 \text{ [mg/Sm}^3\text{]}$ .

→ Punto de rocío al hidrocarburo,  $\text{PRHC} < T = -4 \text{ [}^\circ\text{C]} @ P = 5500 \text{ [kPa(abs)]}$ .

En las líneas de transporte y distribución, la deshidratación del gas es necesaria para prevenir la condensación de agua, la formación de hidratos y la formación de soluciones acuosas corrosivas. Adicionalmente, el vapor de agua presente provoca una merma en el poder calorífico del gas, y disminuye su valor comercial cuando se lo utiliza como combustible.

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

La desgasolinación, es decir el ajuste del PRHC es necesaria para evitar la condensación de hidrocarburos. La formación de líquidos (agua e hidrocarburos) reducen la sección disponible en el gasoducto para transportar gas, se produce una baja del caudal de producción, se generan altas pérdidas de carga e impactan drásticamente en la operación de estaciones compresoras y/o plantas de acondicionamiento dispuestas aguas abajo.

Una vez logrado el objetivo principal y como consecuencia del ajuste del PRHC, en este tipo de planta se busca obtener la máxima producción de gasolina estabilizada, la cual resulta en una mezcla de hidrocarburos líquidos conformada por  $C_5^+$ .

La estabilización se logra por destilación y el objetivo es ajustar la Tensión de Vapor Reid (TVR), de manera que

$$TVRC_5^+ < P = 12 \text{ [psia]} @ T = 100 \text{ [}^\circ\text{F]}.$$

Cuanto mayor sea la concentración de la mezcla de hidrocarburos pesados ( $C_5^+$ ) más alto es el GPM del gas y mayor será la recuperación de hidrocarburos líquidos (gasolina).

La gasolina tiene un alto valor comercial y es utilizada en el downstream, para mezclar con la nafta del topping de una refinería de petróleo. La mezcla alimenta a un splitter y se incrementa la producción de nafta liviana y pesada.

La nafta liviana, es una mezcla líquida compuesta mayoritariamente por hidrocarburos con 5 a 6 átomos de carbono y entre sus componentes puede haber trazas de livianos y  $C_7^+$ . La nafta pesada, es una mezcla líquida compuesta mayoritariamente por hidrocarburos con 7 a 11 átomos de carbono y entre sus componentes puede haber trazas de livianos y  $C_{11}^+$ .

La nafta liviana ingresa al proceso de isomerización y la pesada al proceso de reformado catalítico. En ambas unidades, por reestructuración molecular se mejora el octanaje y luego se utilizan en el blending de productos comerciales para fabricar naftas.

### 1.2.1 Unidades de proceso que integran a una planta LTS

Las plantas LTS están provistas de varias unidades de proceso y su configuración puede variar dependiendo de la calidad de gas a tratar, variables operativas y ubicación física de las instalaciones.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

En la unidad principal se procesa gas crudo y como ya se mencionó, el objetivo fundamental es ajustar el punto de rocío al hidrocarburo, y en caso de que no haya sido previamente deshidratado, también es posible ajustar el punto de rocío de vapor de agua minimizando su contenido. El gas procesado que egresa de una planta LTS, debe cumplir con las especificaciones de PRHC y punto de rocío al agua (a partir de ahora denominado PRH<sub>2</sub>O) establecidas para su distribución y transporte, o bien establecidas para ingresar a otras plantas fraccionadoras tales como plantas criogénicas tipo Turbo Expander (*Ver anexo 4*).

El proceso de ajuste de punto de rocío es por condensación isobárica, se lleva a cabo por enfriamiento progresivo y en consecuencia por disminución de la temperatura. Luego, en separadores físicos se separan los líquidos generados y el gas egresa en especificación.

Dicho enfriamiento se realiza desde la temperatura de ingreso del gas, hasta temperaturas inferiores a cero grados centígrados. La mínima temperatura alcanzada durante la operación, debe garantizar gas en especificación respecto al PRHC y contenido de vapor de agua (W) establecidos como parámetros de calidad.

El enfriamiento del gas antes mencionado se produce en dos etapas

1. El gas cede calor sensible al medio, no existe cambio de fase y se produce una disminución en la temperatura del fluido desde la temperatura de circulación hasta la temperatura de rocío.
2. El gas cede calor latente al medio, ocurre la condensación y como el gas cambia su concentración, la temperatura del fluido disminuye.

En la Figura N°3, se muestra un esquema típico de las unidades que forman parte de una planta LTS, la integración entre ellas y la función específica que cumple cada una.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

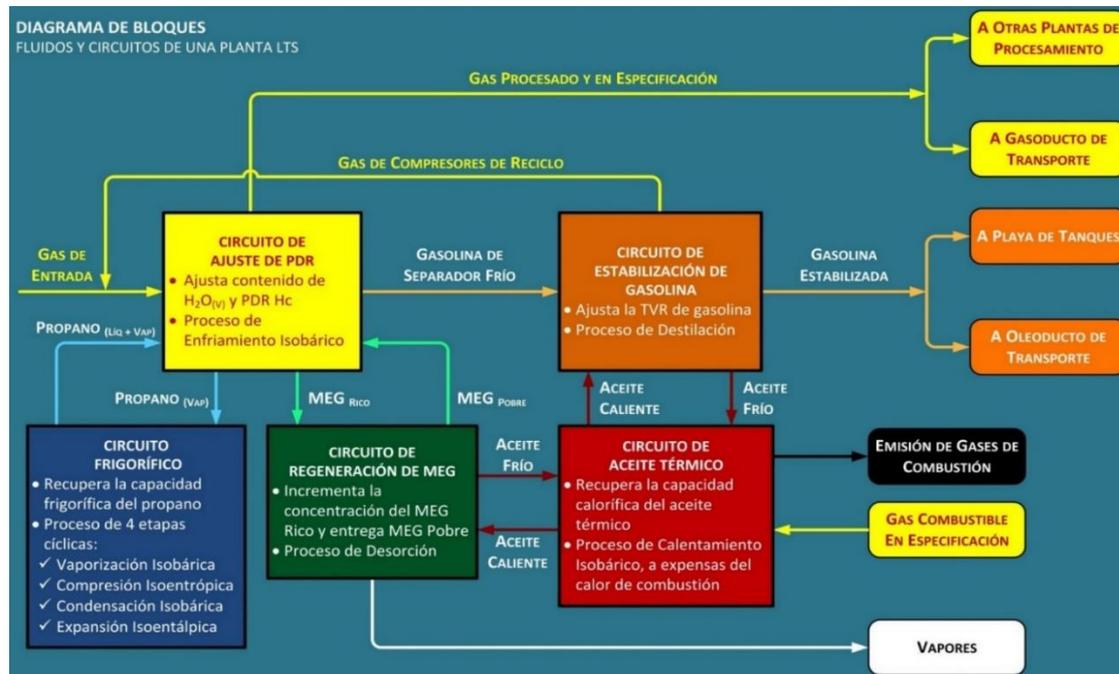


Figura N°3: Esquema del proceso en circuitos que componen a una planta LTS (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

### 1.2.2 Descripción detallada del proceso en las cinco unidades que integran a una planta LTS

#### A. CIRCUITO O UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO

##### Operación unitaria

- Condensación isobárica de agua e hidrocarburos. En procesos típicos, la presión de operación oscila entre  $P=40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y  $P= 80$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y el valor depende exclusivamente de la composición del gas crudo de entrada. En este rango de presión, la mínima temperatura que se logra se encuentra comprendida entre  $T= -12$  [°C] y  $T= -25$  [°C]. Como agente refrigerante, se emplea propano líquido y su capacidad frigorífica se recupera en etapas de compresión, condensación y expansión. El ciclo se completa con la vaporización del propano en la carcasa del chiller.
- Separación física de líquidos generados. El equipo involucrado es un separador horizontal trifásico provisto de bota y denominado separador frío.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Objetivo

- Ajustar el punto de rocío al hidrocarburo según parámetros de venta.
- Ajustar el punto de rocío del vapor de agua según parámetros de venta.

En la Tabla N°1 se pueden observar las especificaciones de la corriente de entrada.

Tabla N°1: Especificaciones de la corriente de entrada a la unidad de ajuste.

PARÁMETRO	CONDICIONES DE LA CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA
Presión	El gas debe ingresar a la presión de operación de la unidad de ajuste de punto de rocío y su valor debe estar en el rango establecido por la presión de diseño. En algunas instalaciones, es necesario elevar la presión mediante sistemas de compresión ubicados aguas arriba.
Temperatura	El gas debe ingresar a una temperatura que haga óptimo el proceso de enfriamiento mecánico con propano. Si ingresa monofásico y sobrecalentado, deberá ser preenfriado mediante algún sistema que descienda su temperatura (aeroenfriadores) hasta llegar al valor de saturación, siempre que dicho valor no alcance a la temperatura de formación de hidratos.
Caudal volumétrico	El rango de caudal volumétrico de gas deberá mantenerse dentro de los límites establecidos por el diseño de la unidad. En instalaciones típicas las plantas cuentan con colectores de entrada, a los cuales ingresa gas proveniente de diferentes pozos, estaciones compresoras y/u otras plantas.
Composición: gas dulce	Un alto contenido de CO <sub>2</sub> y derivados del azufre originan problemas de corrosión en las instalaciones y reducen la performance en la regeneración del monoetilenglicol (MEG). Si el gas a tratar es ácido, es necesario su endulzamiento previo. El MEG debe trabajar con un pH cercano a 7.
Corriente monofásica	El ingreso de partículas sólidas y/o corrientes de líquido, causan corrosión por erosión, generan taponamientos en los tubos de intercambiadores, reducen la performance del MEG para inhibir la formación de hidratos y generan problemas en circuitos de regeneración. Antes de ingresar al sistema de enfriamiento, el gas debe procesarse en unidades de separación y filtrado.

En la Figura N°4 se muestra el diagrama de flujo de una unidad de ajuste de punto de rocío, a partir del cual se realiza la descripción del proceso.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

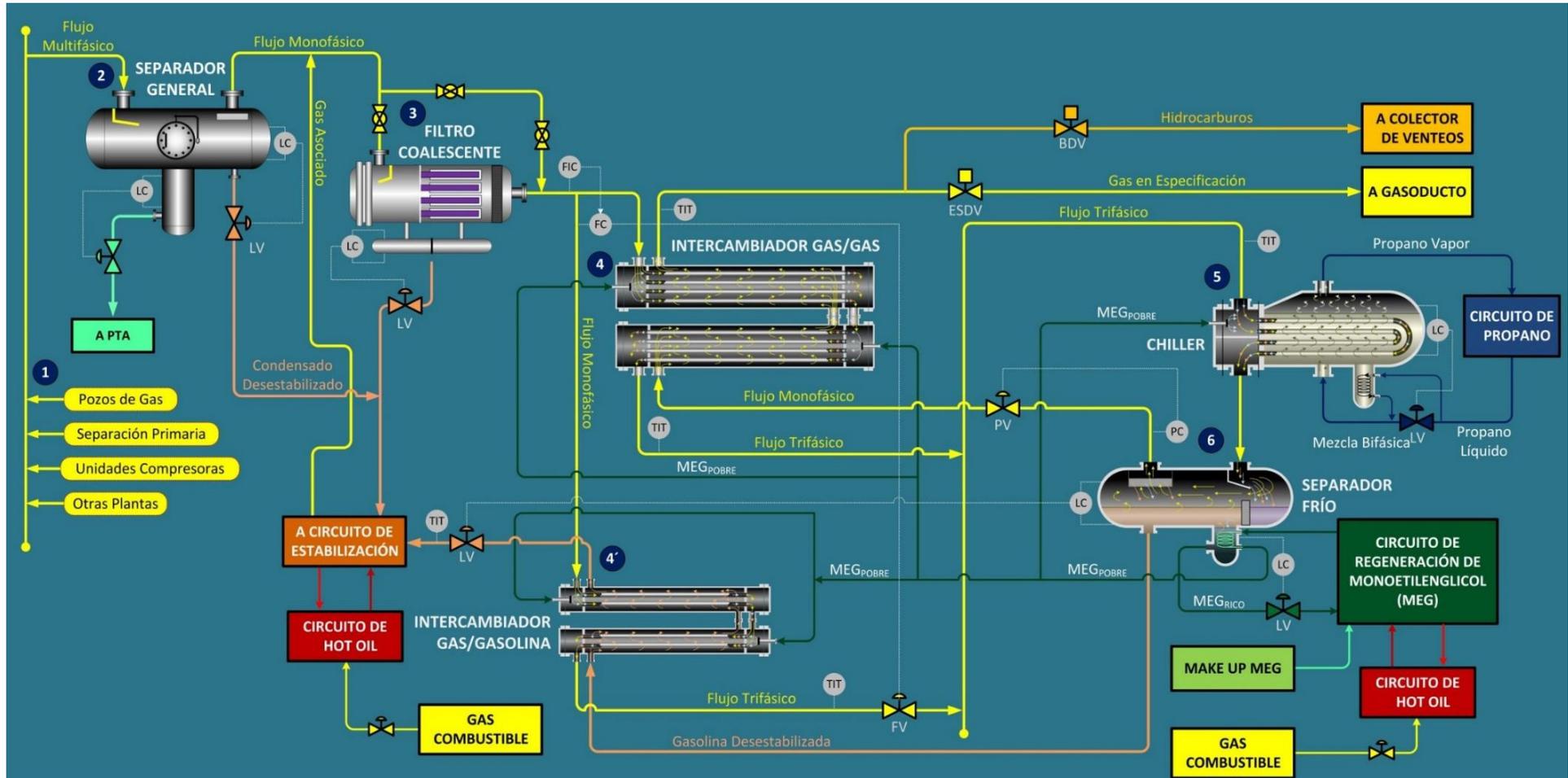


Figura N°4: Diagrama de flujo – Unidad de ajuste de punto de rocío en una planta LTS (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Equipos involucrados

1. Colector de entrada
2. Slug catcher
3. Filtro de entrada
4. Intercambiador gas/gas de tubo y carcasa
- 4'. Intercambiador gas/gasolina de tubo y carcasa
5. Chiller tipo kettle
6. Separador frío

Proceso: Siguiendo la secuencia que a continuación se describe, se ajusta el punto de rocío al hidrocarburo y el punto de rocío al agua mediante enfriamiento isobárico con propano líquido.

1. Colector de entrada: A la presión de operación de la unidad de ajuste de punto de rocío ( $P=40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]) a  $P=80$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)], recibe, mezcla y homogeniza la temperatura, el caudal y la composición del gas crudo proveniente de otros puntos ubicados aguas arriba. Dichas corrientes pueden derivar desde pozos, unidades compresoras, unidades de separación y/u otras plantas de acondicionamiento. El flujo resultante se encuentra saturado y suele estar acompañado de agua e hidrocarburos en estado líquido, con arrastre de partículas sólidas.
2. Slug catcher: Es un separador físico trifásico, opera entre  $T=25$  [°C] y  $T=38$  [°C] y recibe la corriente de gas que proviene del colector de entrada (1). Su función, es despojar líquidos y entregar a los intercambiadores gas/gas (4) y gas/gasolina (4') un flujo de gas monofásico, libre de corrientes líquidas. Por ser inmiscibles, el agua y el condensado se separan por diferencias de densidad, y la eficiencia depende del tiempo de residencia dado por el diseño del equipo. También retiene grandes volúmenes de líquidos conocidos como slugs. Los slugs, circulan en forma de bolsones pulsantes, y pueden originarse por variaciones abruptas de presión y/o temperatura en corrientes de gas que se encuentran aguas arriba. Los principios básicos para realizar la separación física de gas y líquidos son

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- Variación de la cantidad de movimiento: Fluidos con diferentes densidades, tienen diferentes viscosidades relativas o cinemáticas y por ende tienen diferentes velocidades de circulación. Si una corriente de dos o más fases cambia bruscamente de dirección, entonces se produce la separación debido a que la fase más liviana se mueve más rápido que la fase más pesada.
- Fuerza de gravedad: Las gotas de líquido, se separan de la fase gaseosa cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las mismas, es mayor que la fuerza de arrastre que ejerce la corriente de gas sobre la corriente de líquido.
- Coalescencia: El líquido se separa del gas por crecimiento de las gotas, que se produce cuando gotas pequeñas o nieblas de líquido se unen al entrar en contacto entre sí. El fenómeno de coalescencia ocurre en filtros, demisters y caja de chicanas.

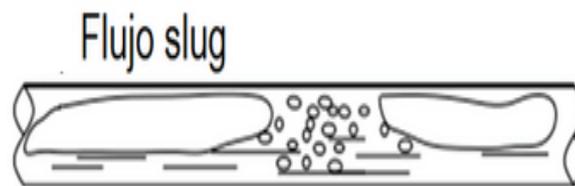


Figura N°5: Flujo tipo slug (Antonio Valiente Barderas y Carlos Álvarez Maciel, “flujo a dos fases – Sistema Gas-Líquido”; 2017).

3. Filtro coalescente: Recibe la corriente de gas proveniente del slug catcher (2). Es un recipiente horizontal o vertical y está constituido por dos cámaras. En la cámara de entrada, por efecto de choque se separa el grueso del líquido y las partículas sólidas de mayor tamaño. En la cámara siguiente, el gas atraviesa los elementos filtrantes dispuestos en paralelo que retienen las partículas sólidas de menor tamaño (20 micrones y superiores) y por coalescencia, pequeñas gotas de líquido que viajan en forma de rocío y de niebla.
4. (y 4'). Intercambiador gas/gas y gas/gasolina: Resultan de la integración energética de las corrientes involucradas en el proceso. Su función, es disminuir la temperatura del gas que circula por los tubos entre  $T = -4$  [°C] y  $T = -5$  [°C], y aumentar la temperatura del gas y la gasolina que circulan por la carcasa entre  $T = 25$  [°C] y  $T = 12$  [°C] respectivamente. Ambos equipos procesan gas en paralelo y en alta presión ( $P = 40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P = 80$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]) y operan de la manera que se describe a continuación

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- La corriente de gas que sale del filtro coalescente (3) se bifurca. El mayor caudal de gas ingresa a los tubos del intercambiador gas/gas (4) y el menor caudal a los tubos del intercambiador gas/gasolina (4'). El control de caudal, se realiza mediante una válvula tipo FV (Flow valve) comandada por un controlador FC (Flow control) y el sistema se encuentra montado a la salida de los tubos del intercambiador gas/gasolina.
  - En los tubos de ambos intercambiadores, el gas que circula se enfría entregando calor latente a la corriente de gas que circula por la carcasa del intercambiador (4) y a la corriente de gasolina que circula por la carcasa del intercambiador (4').
  - El gas que ingresa a los tubos, está saturado en vapor de agua e hidrocarburos, y la disminución de temperatura origina agua libre y gasolina. En presencia de agua libre y gas se pueden formar hidratos, por lo que es necesario inyectar una solución acuosa de MEG pobre a la corriente de gas que ingresa a los tubos de los intercambiadores (4) y (4').
  - El MEG pobre bien regenerado con concentraciones típicas en el rango del 80-82 % [p/p] e inyectado en cantidades suficientes, retiene el agua que condensa, disminuye la temperatura a la que se forma el hidrato y en consecuencia actúa como inhibidor físico.
  - La corriente que egresa de los intercambiadores, es trifásica y está formada por una fase de gas saturado, una de gasolina saturada y otra de una solución acuosa de MEG subenfriado. La gasolina y la solución acuosa de MEG son inmiscibles.
5. Chiller: Este equipo es un intercambiador de calor provisto de tubo y carcasa, similar a los reboilers tipo kettle. Los tubos operan en alta presión ( $P= 40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 80$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]), son equipos de la unidad de ajuste de punto de rocío y a la salida se debe lograr la mínima temperatura que garantice gas en especificación. La carcasa opera en baja presión ( $P= 1,2$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 3$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]) y junto a otros equipos conforma al circuito frigorífico. El proceso de enfriamiento se lleva a cabo de la manera que se describe a continuación
- A los tubos en U del chiller (5), ingresa la corriente trifásica proveniente de los cabezales de los intercambiadores (4) y (4') y en alta presión, se enfría a temperaturas bajo cero (entre  $T= -12$  [°C] y  $T= -24$  [°C]). Esta disminución de temperatura, se logra a expensas del calor latente que absorbe el propano líquido que se encuentra en ebullición a la presión y temperatura de operación de la carcasa.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

El calor latente que absorbe el propano para vaporizar en la carcasa, es la denominada capacidad frigorífica del propano líquido.

- Debido a que en los tubos del chiller la temperatura continúa disminuyendo (desde  $T = -5$  [°C] hasta  $T = -12$  [°C]) a  $T = -24$  [°C]), condensa mayor cantidad de agua e hidrocarburos. Para retener agua libre y evitar la formación de hidratos de gas, es necesario inyectar MEG pobre fresco en el cabezal de ingreso del equipo.

Del cabezal de salida del chiller (5), la corriente trifásica formada por gas en especificación saturado, gasolina sin estabilizar y MEG rico, se dirige a la entrada del separador frío.

6. Separador frío: Es un separador físico de dos cuerpos, es decir está provisto de bota y recibe la corriente trifásica que egresa de los tubos del chiller (5). Si el proceso es eficiente y el equipo está térmicamente aislado del medio, su temperatura es un grado centígrado más alta que la temperatura del chiller. En alta presión retiene los líquidos generados y:

- Por tiempo de residencia, los líquidos se separan por diferencia de densidad. La solución acuosa de MEG rico es más densa que la gasolina y se recupera en la bota.
- La gasolina que egresa del separador frío se encuentra en el punto de burbuja, fuera de especificación y a temperaturas bajo cero grados centígrados. Al ingresar a la carcasa del intercambiador gas/gasolina (4'), absorbe calor latente del gas que circula por los tubos, se precalienta y se deriva como mezcla bifásica a la zona de flasheo del circuito de estabilización de hidrocarburos líquidos.
- El MEG rico sale subenfriado de la bota del separador e ingresa al circuito de regeneración de MEG, en donde a elevada temperatura y baja presión, se ajusta el contenido de agua por destilación. En caso de no lograr la concentración requerida de MEG pobre, el circuito cuenta con strippeo con gas seco para retirar exceso de agua por desorción. En algunos separadores fríos, la bota está provista de un serpentín cuya función es precalentar el MEG rico, mejorando la separación de fases y minimizando el contenido de gases disueltos e hidrocarburos emulsionados.
- El gas que sale del separador frío, es una corriente monofásica saturada y debe egresar en especificación. Dicha corriente de gas circula por la carcasa del intercambiador (4), absorbe calor sensible y su temperatura se incrementa a valores mayores que la de rocío, es decir, de la carcasa del intercambiador gas/gas, sale monofásico, sobrecalentado y en condiciones para ingresar a los puentes de medición fiscal.

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

Nota: Cabe aclarar que, a fin de maximizar la eficiencia energética del sistema, los intercambiadores de calor (4), (4'), el chiller (6), el separador frío (7) y líneas involucradas, se deben aislar térmicamente mediante materiales eficientes que minimicen el intercambio de calor con el medio circundante.

## B. CIRCUITO DE REGENERACIÓN DE MEG DE UNA PLANTA LTS

### Operación unitaria

- Destilación de una solución acuosa de MEG rico. A presión atmosférica, se logra en el reboiler por vaporización de agua y trazas de monoetilenglicol. Los vapores ascendentes se enriquecen en agua, y en el reboiler el líquido se enriquece en monoetilenglicol.
- Desorción de agua mediante stripping con gas. Se logra en el reboiler o tanque acumulador mediante la inyección de gas natural deshidratado. El gas burbujea en el seno de líquido y se satura en agua. Por desorción de agua, en el líquido se incrementa la concentración de monoetilenglicol.

### Objetivo

- Reconcentrar el MEG rico proveniente de la bota del separador frío y aumentar su capacidad para inhibir la formación de hidratos. Dicha capacidad debe estar garantizada cuando se lo reinyecta en los cabezales de los intercambiadores gas/gas, gas/gasolina y chiller de la unidad de ajuste de punto de rocío.

Especificación de la corriente de monoetilenglicol (MEG): El monoetilenglicol es un compuesto químico orgánico que pertenece al grupo de los dioles. Es un líquido transparente, incoloro, ligeramente espeso como el almíbar y con leve sabor dulce. A temperatura ambiente es poco volátil, pero puede existir en el aire en forma de vapor. Su ingestión en cantidades muy altas puede causar la muerte, en tanto que cantidades mínimas puede producir náuseas, convulsiones, dificultad para hablar, desorientación, y problemas en el corazón y el riñón.



**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

### Equipos involucrados

1. Serpentín de tope del stripper
2. Acumulador-intercambiador MEG rico/MEG pobre
3. Separador flash
4. Sistema de filtrado
5. Torre despojadora o stripper
6. Reboiler
7. Bomba de recirculación

Proceso: Esta unidad opera en media presión ( $P= 3$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]) a  $P= 5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y a presión atmosférica. La sección de media presión se conoce como circuito de flasheo y filtrado. La sección a presión atmosférica está integrada por los equipos de regeneración. Siguiendo la secuencia que a continuación se describe, el monoetilenglicol recupera sus propiedades de agente inhibidor de hidratos de la siguiente manera

- La solución de MEG rica en agua proviene de la bota del separador frío, en la válvula de control de nivel disminuye la presión a media e ingresa a los tubos del intercambiador MEG rico/MEG pobre (2). En los tubos, la temperatura del MEG rico sube hasta aproximadamente  $T= 60$  [°C] y en la carcasa la temperatura del MEG pobre baja aproximadamente a  $T= 95$  [°C]. Dicho intercambio de calor, favorece la desolubilización de gases en el MEG rico y garantiza la integridad de los sellos de las bombas de recirculación del MEG pobre.
- Desde los tubos del intercambiador MEG rico/MEG pobre, la solución circula hacia el serpentín de tope (1) del stripper. En el interior del serpentín la temperatura se incrementa hasta aproximadamente  $T= 80$  [°C] y la cantidad de calor necesaria es aportada por los vapores que ascienden a través del relleno de la columna. Este intercambio térmico, mejora la desolubilización de gases en el MEG rico y minimiza las pérdidas de MEG pobre que se generan por arrastre con el vapor de tope.
- El MEG rico egresa del serpentín de tope (1) del stripper (5) e ingresa a un separador flash (3), cuyas funciones son las que se mencionan a continuación

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- Permitir por flasheo la liberación de gases y vapores generados en el precalentamiento.
  - Separar hidrocarburos líquidos emulsionados en la solución acuosa. Dichos hidrocarburos líquidos, están presentes cuando en el separador frío hay errores en el control de nivel de MEG rico y gasolina.
- Los gases y vapores liberados, ayudan a mantener la presión de operación del separador flash en conjunto con una inyección de gas de blanketing. El exceso de presión es liberado por el sistema de venteo y el defecto, es aportado por el ingreso controlado de gas natural tratado.
  - Según las necesidades de operación, la corriente de MEG que sale del separador flash (3) se puede filtrar total o parcialmente en un sistema de filtrado (4), mediante
    - Filtro de mallas o algodón, para retener partículas sólidas.
    - Filtro de carbón activado, para retener partículas de hidrocarburos, aceites y contaminantes.
  - La corriente filtrada, ingresa en el tope del stripper (5) mediante un sistema de distribución de flujo y desciende a través de una sección de relleno, poniéndose en contacto de forma continua con una corriente ascendente de vapor de agua y trazas de MEG. En la sección de relleno, se strippea MEG rico con vapor de agua. Por intercambio de materia y energía, el MEG se empobrece en agua y los vapores se empobrecen en MEG. Los vapores van a colectores, condensan y se receptionan en tanques sumideros.
  - El MEG que egresa de la sección de relleno del stripper (5), ingresa a la carcasa del reboiler (6) en donde mediante aceite térmico que circula por los tubos se logra la temperatura de regeneración deseada. Los valores típicos de operación son de  $T=120$  [°C] a  $T=125$  [°C] y se registran a presión atmosférica. El MEG degrada térmicamente a  $T=165$  [°C].
  - El MEG pobre sale de la carcasa del reboiler (6) a la temperatura de regeneración y en baja presión, ingresa a la carcasa del intercambiador (2) para preenfriarse y evitar la degradación térmica de las bombas de recirculación (7). Las bombas (7) elevan la presión del MEG pobre a valores que permitan su reinyección en los cabezales de los intercambiadores gas/gas, gas/gasolina y chiller de la unidad de ajuste de punto de rocío.
- En general, la bomba (7) está provista de mecanismos que permiten controlar el caudal de inyección de MEG pobre en los cabezales de los equipos mencionados.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## C. CIRCUITO DE ENFRIAMIENTO MECÁNICO CON PROPANO DE UNA PLANTA LTS

### Operación unitaria

- Compresión isoentrópica de propano vapor. Se logra en los compresores alternativos de tornillo lubricado y para lograr su condensación con agua o aire a temperatura ambiente, el objetivo es incrementar la temperatura de rocío del propano vapor. Las presiones de operación típicas son las mencionadas a continuación
  - Succión: ( $P= 1,2$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 3$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]).
  - Descarga: ( $P= 12$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 14$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]).
- Condensación isobárica de propano vapor. Se logra a la presión de descarga de los compresores en los aeroenfriadores que utilizan aire a temperatura ambiente ( $T_{\text{máx}}= 35$  [°C]).
- Expansión isoentálpica de propano líquido saturado. Se logra en las válvulas controladoras de nivel llamadas válvulas de expansión. Debido a que el propano se encuentra en el punto de burbuja, la expansión genera cambios de fase y disminución de temperatura a valores comprendidos entre  $T= -15$  [°C] y  $T= -27$  [°C].
- Vaporización isobárica de propano líquido. Se logra en la carcasa del chiller cuando el propano líquido absorbe calor latente cedido por la corriente que circula por los tubos, y entra en ebullición a temperatura constante ( $T= -15$  [°C] a  $T= -27$  [°C]).

### Objetivo

- Mediante un ciclo de refrigeración mecánica, recuperar la capacidad refrigerante del propano utilizado en la carcasa del chiller, a fin de reducir la temperatura de la corriente trifásica que circula por los tubos y en el gas, ajustar el punto de rocío al agua y al hidrocarburo. La calidad del propano utilizado es de vital importancia. Para lograr el enfriamiento deseado, reducir los gastos energéticos y optimizar el proceso del circuito de refrigeración, se recomienda operar con propano cuyas concentraciones sean iguales o superiores al 98 % [mol].

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

En la Figura N°7 se muestra un ciclo de refrigeración simple que involucra las 4 operaciones unitarias. Conociendo la composición de propano utilizado y los valores de las variables involucradas en el circuito de refrigeración, se puede construir un gráfico similar para las condiciones de proceso u operación de esta unidad.

En la Figura N°8 se muestra el diagrama de flujo del circuito de propano de una planta LTS, a partir del cual se realiza la descripción del proceso

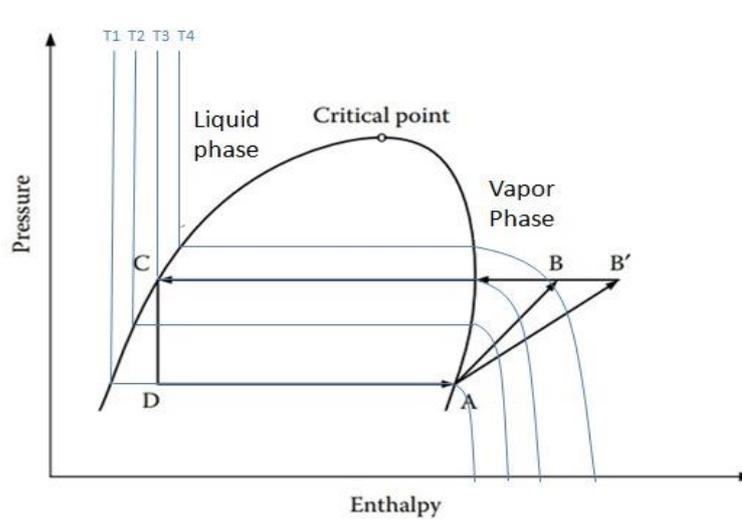


Figura N°7: Ciclo de refrigeración (Modificada de Arthur J. Kidnay y William R. Parrish, “fundamentals of natural gas processing”; 2006).

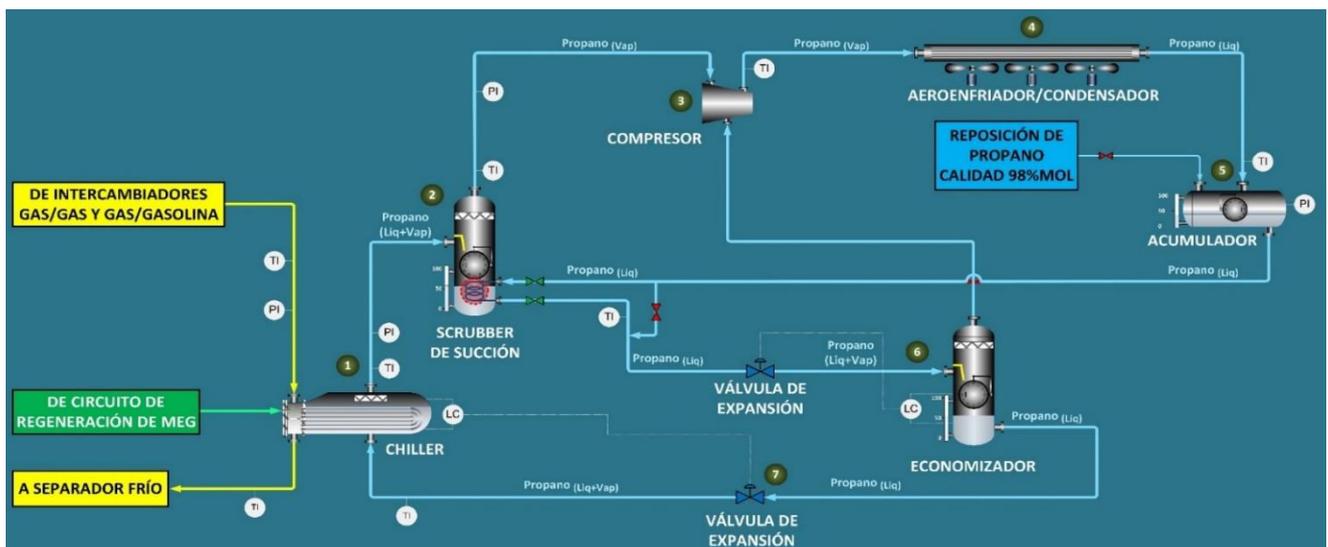


Figura N°8: Diagrama de flujo – Circuito frigorífico de una planta LTS (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### Equipos involucrados

1. Carcasa del chiller
2. Separador-evaporador de entrada, también conocido como scrubber de succión.
3. Compresor de propano, que puede ser de una o múltiples etapas.
4. Sistema de aerofriadores, también conocidos como condensadores.
5. Acumulador o depósito de reposición.
6. Economizador, disponible en circuitos de 2 etapas. Algunas configuraciones prescinden de este equipo.
7. Válvulas de expansión. Cuyo objetivo es controlar el nivel en el economizador y carcasa del chiller. Las presiones de alta al ingreso de las válvulas y presiones de baja al egreso de las mismas, se controlan con la capacidad de carga y la relación de compresión de cada etapa del compresor.

Proceso: El propano condensa y recupera su capacidad refrigerante, siguiendo la secuencia que a continuación se describe

- En baja presión ( $P= 1,2$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 3$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]) y temperaturas comprendidas entre  $T= -15$  y  $T= -27$  [°C] el propano que sale de la carcasa del chiller (1) como vapor saturado, ingresa al scrubber de succión (2) provisto con serpentín de fondo.

La función del separador (2) es retener arrastres de propano líquido y posibles nieblas. El serpentín de fondo actúa como un vaporizador, disminuyendo la temperatura del propano que circula por su interior y vaporizando al propano líquido contenido en el fondo del scrubber (2). De esta manera el caudal de propano circulante se mantiene constante durante la operación. Las gotas y nieblas líquidas son retenidas por coalescencia en el demister de tope del scrubber de succión (2).

- El flujo de propano vapor que sale del tope del separador (2) ingresa a la succión de los compresores (3) y según las necesidades energéticas del sistema, pueden operar en una o varias etapas.

Si la compresión consta de varias etapas, entre ellas deben existir sistemas de enfriamiento y separación de líquido, lo cual se logra con la expansión interetapa y con el economizador. La presión de operación de la interetapa es de  $P= 6$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 8$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y la temperatura varía entre  $T=10$  [°C] y  $T= 13$  [°C].

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

- La compresión genera un aumento en la temperatura y entalpía del fluido comprimido. Para garantizar la integridad del equipo, se utilizan compresores de tornillo lubricados por aceite.
- El propano comprimido egresa de los compresores (3) sobrecalentado a aproximadamente  $T = 65 [^{\circ}\text{C}]$  y con una temperatura de rocío (TDR) superior a la temperatura ambiente
  - $TDR @ P_{\text{descarga}} = T_{\text{amb}} + 5 [^{\circ}\text{C}]$ . A fin de disminuir la temperatura y condensar la totalidad de propano, el flujo pasa por un sistema de aeroenfriadores (4). Luego ingresa al acumulador (5), que permite mantener constantes los niveles del chiller y del economizador, y además admite la reposición de propano fresco proveniente del zeppelin o camión propanero.
- El propano líquido que egresa del acumulador (5), está saturado o levemente subenfriado. Pasa por el serpentín de fondo del scrubber (2), se subenfía y según la configuración del circuito, puede ingresar luego a un economizador (6), o dirigirse a la válvula de expansión isoentálpica (7). En circuitos de doble etapa, las funciones del economizador (6) son las que se mencionan a continuación
  - Despojar gases tales como metano y etano, sin efecto refrigerante y disueltos en la corriente de propano líquido
  - Mejorar el rendimiento del ciclo frigorífico, mediante la compresión en una segunda etapa de los vapores de propano que egresan del acumulador (5).
- El propano líquido egresa del economizador (6) saturado y se dirige a la válvula de expansión (7). En la válvula el propano vaporiza parcialmente y por efecto Joule-Thomson, su temperatura disminuye drásticamente e ingresa como mezcla bifásica a la carcasa del chiller (1).
- En la carcasa del chiller (1) el propano líquido absorbe calor latente de la corriente trifásica que circula por los tubos. Dicho efecto es necesario para disminuir la temperatura del flujo de gas y lograr la especificación requerida. Desde el chiller (1), el propano vapor circula hacia el scrubber (2) y de esta manera se completa el ciclo frigorífico.

En la Figura N°9 se muestra un esquema del funcionamiento de un compresor a tornillo lubricado con aceite

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

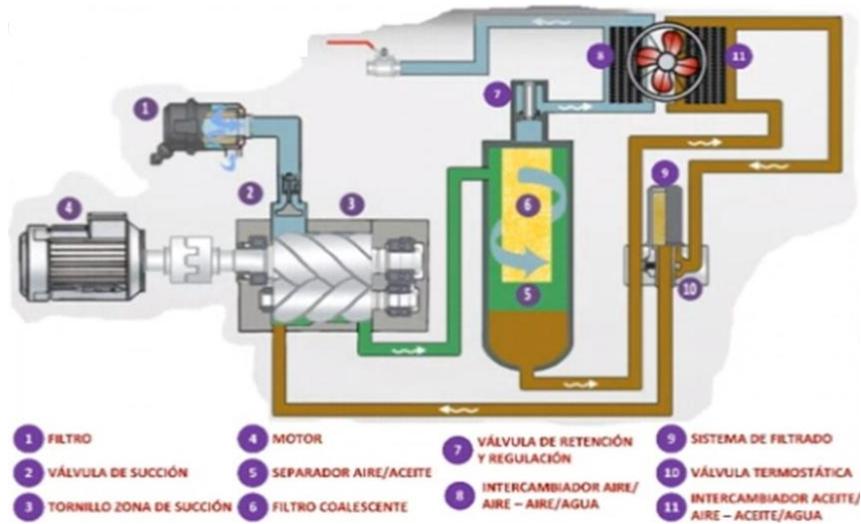


Figura N°9: Esquema de funcionamiento de un compresor de tornillo lubricado (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

#### D. CIRCUITO DE ESTABILIZACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE UNA PLANTA LTS.

##### Operación unitaria

- Flasheo. El despojo de gases disueltos y generación de vapores de componentes livianos, se logra por disminución de presión. Las fases generadas se procesan en separadores físicos generalmente trifásicos. En esta sección, la presión típica de operación oscila entre  $P= 20$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y  $P= 25$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)].
- Destilación multietapa de una mezcla líquida multicomponente. Se logra en columnas de agotamiento provistas de platos, rellenos o híbridas. La presión de operación típica es  $P= 8$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P=12$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)], y en el fondo la temperatura del reboiler alcanza  $T=165$  [°C].
- Compresión en dos etapas del gas asociado que deriva del flasheo y destilación. Dicho gas es conocido como gas de reciclaje y se inyecta al inicio de la unidad de ajuste de punto de rocío para posterior reproceso. La presión de descarga del compresor es  $P_{descarga} = P_{AjPDR} + 2$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)].

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Objetivo

- Mediante un proceso de destilación continua (en columnas de relleno) o en etapas (en columnas de platos), estabilizar a baja presión hidrocarburos líquidos (gasolina y condensado) para eliminar del seno componentes livianos y gases disueltos. Dicha destilación permite disminuir la Tensión de Vapor Reid a valores estipulados para el transporte y el almacenaje seguro a presión y temperatura ambiente.

La Tensión de Vapor Reid es un ensayo empírico que mide la presión en libras/pulgadas<sup>2</sup> (PSI) ejercida por los vapores de hidrocarburos líquidos de alta volatilidad. Se realiza en un recipiente cerrado a una temperatura constante de T= 100 °F (T= 38 [°C]). Dicho valor de TVR permite concluir si en condiciones ambientales se registra evaporación considerable de gasolina.

En la Figura N°10 se muestra el diagrama de flujo de la unidad de estabilización de hidrocarburos líquidos de una planta LTS, a partir del cual se realiza la descripción del proceso

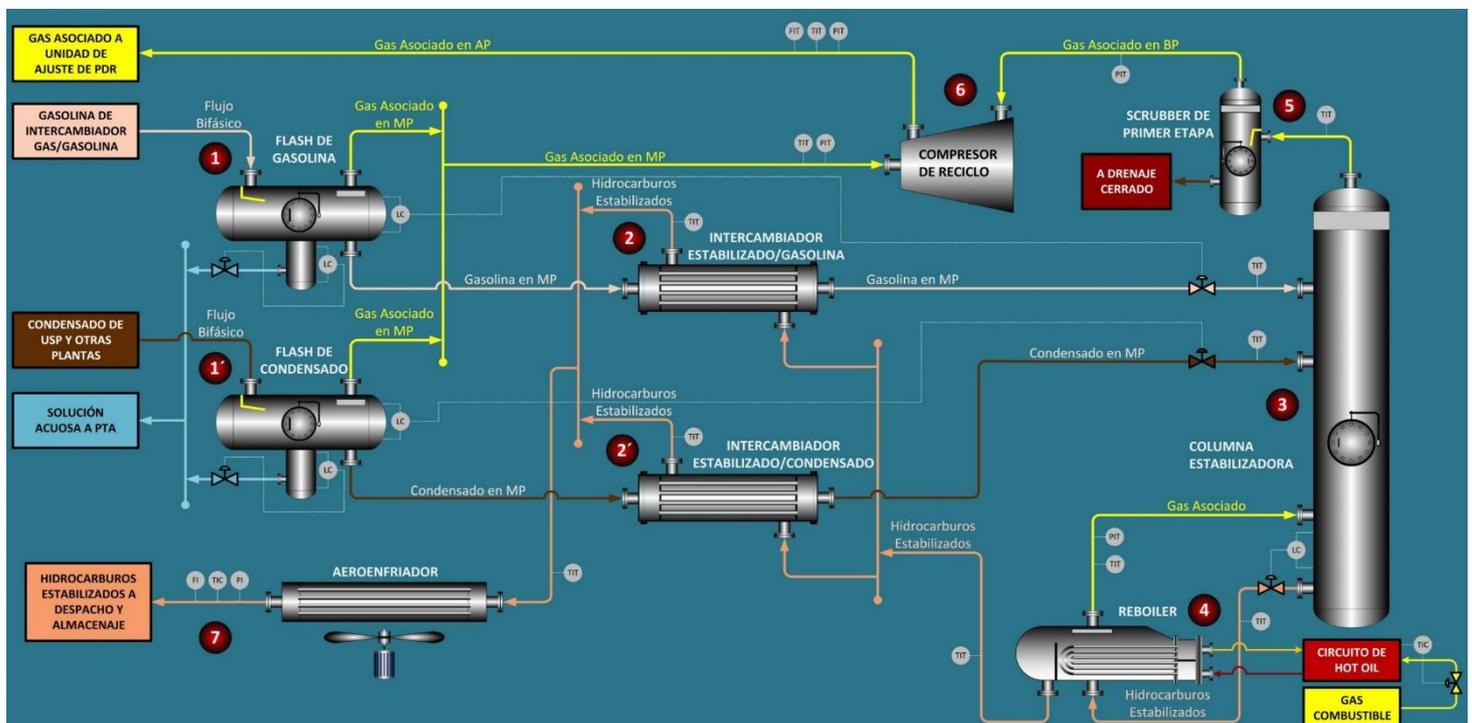


Figura N°10: Diagrama de flujo – Unidad de estabilización de hidrocarburos líquidos de una planta LTS (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

### Equipos involucrados

1. Separador flash de gasolina.
- 1'. Separador flash de condensado.
2. Intercambiador de calor gasolina/líquido estabilizado.
- 2'. Intercambiador condensado/líquido estabilizado.
3. Columna de destilación.
4. Reboiler.
5. Scrubber de succión de 1<sup>er</sup> etapa.
6. Compresores de reciclo.
7. Sistema de distribución de líquidos estabilizados.

Proceso: Los hidrocarburos líquidos (gasolina y condensado) se estabilizan siguiendo la secuencia que a continuación se describe

- A aproximadamente  $T=12$  [°C], la gasolina prevaporizada que sale de la carcasa del intercambiador gas/gasolina del circuito de ajuste de punto de rocío, pasa por la válvula controladora de nivel, baja la presión a  $P= 20-25$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y por flasheo se incrementa el porcentaje de la fase vapor. La válvula mencionada, controla el nivel de gasolina en el separador frío y se encuentra montada aguas abajo de los intercambiadores gas/gasolina. Luego ingresa al separador flash (1) cuya función consiste en la separación de fases, y por tiempo de residencia la desolubilización de gases y componentes volátiles disueltos en la gasolina. Es un separador trifásico, preparado para retirar arrastres de MEG rico y la presión de operación es controlada por la capacidad de carga de la segunda etapa de compresión (6).
- A través de una válvula tipo on/off, el flujo acuoso egresa de la bota y se dirige a las plantas de tratamiento de agua.
- El flujo que sale del tope, conocido como gas de reciclo se encuentra saturado y es gas asociado. Como flujo monofásico, se dirige a la succión de la segunda etapa de compresión de los compresores de reciclo (6).
- El flujo de gasolina que egresa de la parte media del separador (1) ingresa a los tubos del intercambiador gasolina/líquido estabilizado (2). La función del intercambiador es precalentar el flujo de gasolina que circula por los tubos y preenfriar el líquido estabilizado que circula por la carcasa. La temperatura a la que sale el líquido estabilizado de la carcasa

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

del intercambiador (2) no debe superar la temperatura de degradación térmica de los sellos de las bombas de distribución dispuestas en el sistema (7).

- El flujo de condensado que proviene de separadores de campo y plantas, sigue la misma secuencia descrita para el flujo de gasolina y según el contenido de sales, puede ser previamente procesado en desaladores electrostáticos.
- La gasolina que sale de los tubos del intercambiador (2) ingresa en los platos superiores de la columna estabilizadora (3). El condensado, constituido de componentes menos volátiles que la gasolina ingresa unos platos más abajo.
- En la columna estabilizadora (3) se produce la destilación de la mezcla gasolina y condensado. Los componentes más livianos ascienden en fase vapor por la columna y se ponen en contacto en cada plato con el líquido que desciende. En cada etapa, el vapor se enriquece en componentes más livianos que el  $C_5^+$  y el líquido es despojado de metano, etano, propano y butanos.
- La columna opera a baja presión ( $P=8$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] a  $P= 12$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]), y la temperatura aumenta de tope a fondo (desde  $T= 120$  [°C] hasta aproximadamente  $T= 165$  [°C]).
- Por el tope salen los vapores ricos en componentes livianos y previo paso por el correspondiente scrubber de baja (5) ingresan como gas asociado a la primera etapa de compresión de los compresores de reciclo (6). La presión de operación de la columna, es controlada con la capacidad de carga de la primera etapa de compresión.
- El líquido de fondo de la columna (3) ingresa a la carcasa del reboiler (4). En el reboiler se logra la temperatura de destilación necesaria para estabilizar el líquido mediante intercambio de calor con aceite térmico que circula por los tubos. Dicha temperatura oscila en el rango de  $T= 150$  [°C] a  $T= 165$  [°C]. El vapor obtenido en el reboiler (4) ingresa a la columna (3) por debajo del plato de fondo y el líquido estabilizado egresa en ebullición. Esta corriente se bifurca y en paralelo circulan hacia a las carcasas de los intercambiadores (2) y (2') para subenfriarse e ingresar al sistema de distribución (7).
- En el sistema de distribución (7), las bombas aumentan la presión del fluido estabilizado para transporte o bien se deriva a tanques de almacenamiento.
- Los compresores de reciclo (6), comprimen el gas que egresa de los separadores flash (1), (1') y el gas que egresa del tope de la columna (3). La presión de salida es  $2$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] superior a la presión de operación de la unidad de ajuste de PDR. El gas de reciclo compuesto principalmente por etano, propano, butano, bajo contenido de metano y trazas

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

de gasolina, ingresa al filtro coalescente de entrada, o en algunas configuraciones puede ingresar al slug catcher.

Nota: El gas de reciclo es un gas asociado con un PRHC mucho más elevado que el del gas crudo de entrada a la unidad de ajuste de punto de rocío. Para evitar saturación de elementos filtrantes, es importante que el gas que sale de los compresores de reciclo ingrese al filtro coalescente como corriente monofásica. Para ello es necesario aislar las líneas de reciclo y/o controlar la temperatura mediante tracing.

## E. CIRCUITO DE ACEITE TÉRMICO DE UNA PLANTA LTS

### Operación unitaria

- Intercambio de calor sensible. Como calor cedido en los tubos de los reboilers del circuito de estabilización y regeneración de MEG, y como calor absorbido en los tubos de los hornos de proceso.

### Objetivo

- Mediante hornos alimentados con gas combustible, transferir la energía térmica necesaria a un flujo de aceite térmico que circula por los tubos. El aceite térmico que sale de este circuito debe ser capaz de suministrar el calor requerido por los fluidos de otros procesos. La transferencia de energía se realiza en intercambiadores de calor.

En la Figura N°11 se muestra el diagrama de flujo del circuito de aceite térmico de una planta LTS, a partir del cual se realiza la descripción del proceso

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

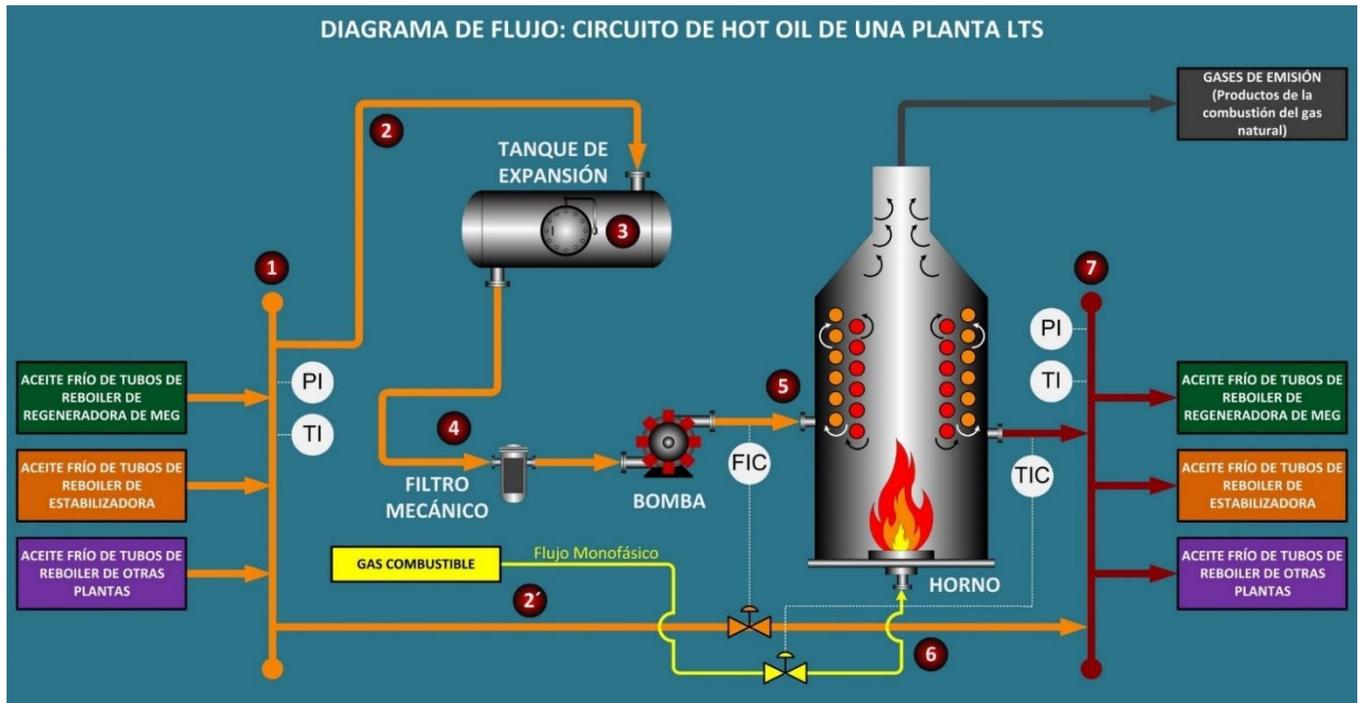


Figura N°11: Diagrama de flujo – Circuito de hot oil de una planta LTS (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

### Equipos involucrados

1. Colector de entrada.
2. Tanque de expansión térmica.
3. Sistema de filtrado y bombeo.
4. Horno.
5. Colector de salida.

Proceso: El aceite térmico “frío” que deriva de los tubos de reboilers, recupera su capacidad calorífica siguiendo la secuencia que a continuación se describe

- El colector de entrada (1) recibe el fluido térmico “frío” y su función es homogeneizar la temperatura y la presión de circulación.
- Desde el colector de entrada (1) y dependiendo de la configuración del circuito y requerimientos energéticos, el flujo puede ingresar en su totalidad al sistema de calentamiento mediante hornos, o una fracción puede pasar por el by-pass.
- Antes de ingresar a los tubos de los hornos de proceso, pasa por un tanque de expansión térmica (3). Este equipo absorbe las variaciones de volumen debido a los cambios de

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

densidad que experimenta el fluido cuando está “frío”, con unidad fuera de servicio, y cuando está “caliente” con unidad en servicio. Bajo presión controlada, estas variaciones son compensadas con el ingreso de gas inerte (gas de blanketing) o con el venteo controlado a antorcha.

- Al egresar del tanque de expansión térmica (3), el fluido térmico se filtra y se bombea (4) para vencer las resistencias del circuito mediante al menos dos bombas centrífugas, de las cuales una está en operación y otra queda en stand by.
- Desde las bombas, el fluido térmico ingresa a una caldera tipo humo tubular, u horno (5). A la salida del horno, la temperatura del fluido térmico se controla mediante un lazo de control que regula el ingreso de gas (6) al sistema de combustión.
- El fluido térmico caliente que sale del horno (5) ingresa al colector de salida (7) para ser distribuido en los diferentes procesos de intercambio de calor.

Limitaciones del uso de aceite térmico: La principal limitación en el uso de fluidos térmicos es la temperatura máxima que pueden alcanzar. En general, no deben superar una temperatura  $T = 300$  [°C] debido a que a temperaturas mayores se descomponen y se degradan.

Otra limitación es la resistencia a la transferencia de calor, expresada en bajos coeficientes peliculares de los intercambiadores, comparados con la transferencia que se logra en la zona radiante de un horno.

### 1.3 Normativa vigente

De acuerdo a las regulaciones de la normativa aplicable en la comercialización NAG-602/19 (Norma de calidad de gas natural en vigencia, reglamentada como adaptación de ENARGAS N°259/08), el despacho de gas natural para venta en gasoductos implica que el gas haya sido procesado para suministrarse como un producto confiable y que asegure la integridad de los sistemas de transporte y distribución.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### 1.3.1 Parámetros del gas de venta

Los parámetros del gas natural definen las características que este debe tener para su utilización segura como combustible gaseoso. En la Figura N°12 se muestra una tabla con los requerimientos establecidos para estos parámetros.

Parámetro	Unidad	Condición básica	Referencia de control
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	% molar	2 (5.1)	ASTM D 1945 / GPA 2261 / IRAM-IAP A 6852
Total de inertes (CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> )	% molar	4 (5.2)	ASTM D 1945 / GPA 2261 / ISO 6976 / IRAM-IAP A 6852
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	% molar	0,2	ASTM D 1945 / GPA 2261 / IRAM-IAP A 6852
Vapor de agua (H <sub>2</sub> O)	mg/m <sup>3</sup>	65	ASTM D 1142 / IRAM-IAPG A 6856
Sulfuro de hidrógeno (SH <sub>2</sub> )	mg/m <sup>3</sup>	3	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860
Azufre entero (S <sub>TOT</sub> )	mg/m <sup>3</sup>	15	GPA 2377 IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Punto de rocío de hidrocarburo (PRHC)	°C	<-4 @ 5500 kPa	GPA 2286 y Ecuación de Estado
Poder calorífico superior (PCS)	kcal/m <sup>3</sup>	8850 – 10200	GPA 2172 / ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854 / ASTM D3588
	MJ/m <sup>3</sup>	37,04 – 42,70	
Índice de Wobbe (IW)	kcal/m <sup>3</sup>	11300 – 12470	ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854
	MJ/m <sup>3</sup>	47,30 – 52,20	
Partículas sólidas y líquidas	-	(5.3)	Ver 6.9
Temperatura máxima	°C	50	-

Figura N°12: Parámetros de calidad de gas natural – (ENARGAS, “Norma de calidad de gas natural – NAG-602”; 2019).

Se considerará que el gas natural cumple con los parámetros antes establecidos cuando no se registren desvíos en los valores medidos o determinados según metodologías abaladas por la NAG-602/19. El gas natural que no cumpla con los parámetros establecidos se considerará como gas fuera de especificación.

#### “Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

En el presente trabajo se hará hincapié en la propiedad referida al punto de rocío al hidrocarburo. La condición establecida en los parámetros es una temperatura referenciada a una presión, esto es así, debido a que se tienen sistemas multicomponentes por lo que no se tendrá un único valor de temperatura de rocío sin fijar la presión.

La resolución solicita que se reporte el punto de rocío al hidrocarburo calculado y el punto de rocío al hidrocarburo medido periódicamente para validar el cálculo.

Para medir el punto de rocío al hidrocarburo se deberá utilizar el Bureau of Mines, mientras que para calcularlo el ENARGAS aprueba el uso de la ecuación de estado de Peng – Robinson.

El objetivo es que el reporte del valor medido y del valor calculado sean parecidos, esto dependerá de una buena caracterización de los hidrocarburos pesados presentes en el gas, así como también de conocer a que procesos fue sometido el gas natural antes del punto de medición fiscal.

#### 1.3.2 Cromatógrafo y definición de hidrocarburos pesados

Como se mencionó en el apartado 1.1.1, el gas es una mezcla de hidrocarburos. Para saber que composición o proporción de componentes tiene ese gas; se utiliza la cromatografía, este reporte se obtiene a partir de un cromatógrafo.

El cromatógrafo tiene una fase móvil y otra estacionaria. La fase móvil será un gas inerte denominado gas portador, cuya función es ayudar a que el gas se mueva, mientras que la fase estacionaria podrá ser sólida (cromatografía gas-sólido) o líquida (cromatografía gas-líquido).

El gas a analizar ingresa al cromatógrafo ayudado por la fase móvil y el equipo se ventea por un tiempo para asegurarse que no quedan restos de muestras anteriores.

Luego, el gas va pasando por diferentes columnas para su análisis, cada columna tiene un determinado relleno y una determinada longitud, permitiendo así identificar los diferentes componentes del gas.

El cromatógrafo trabaja con un detector de conductividad térmica que detecta los componentes más volátiles (nitrógeno, metano, etano y dióxido de carbono) y un detector de ionización a la llama que detecta los componentes más pesados (propano, butano, etc.).

Los componentes del gas, finalmente se pueden identificar gracias a un detector que amplifica las señales y permite obtener resultados analíticos.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

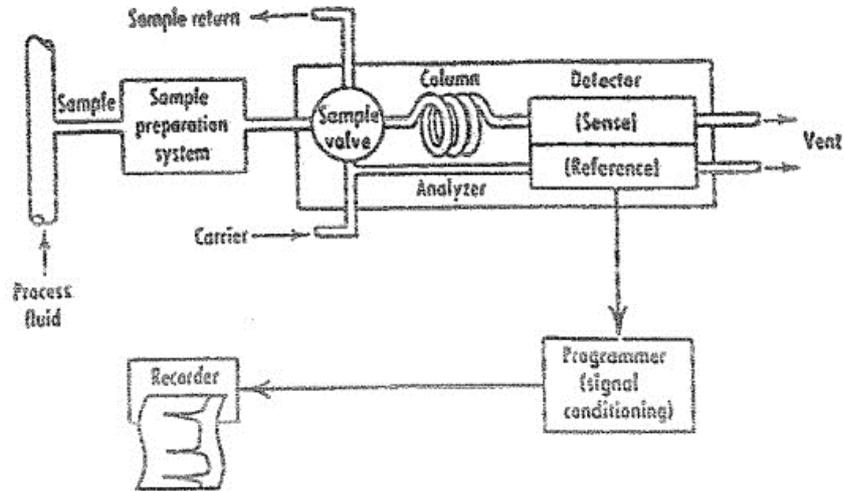


Figura N°13: Esquema básico de un cromatógrafo - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

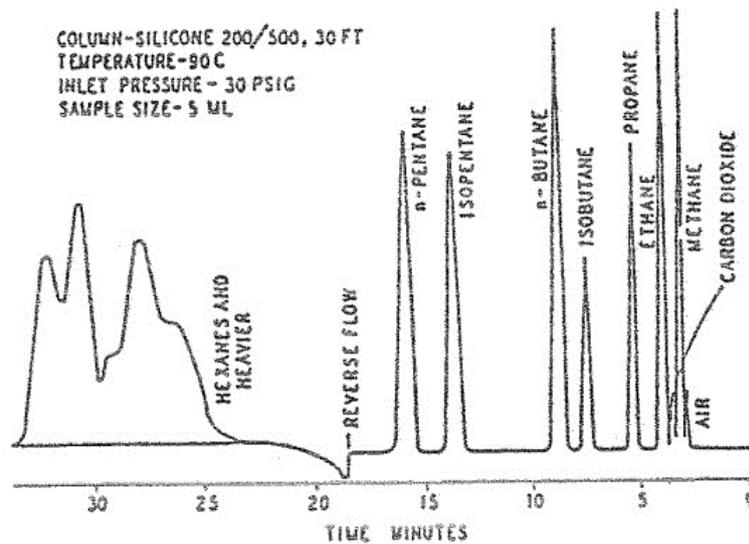


Figura N°14: Cromatografía de un gas natural - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield Processing of Petroleum”; 1995).

En la Figura N°14 se puede observar una cromatografía en donde los picos representan cada uno de los componentes del gas y el área debajo de ellos representa la abundancia de cada uno.

Este instrumento no detecta la presencia de agua en la corriente gaseosa y por tal motivo se lo denomina análisis de base seca. Otro componente que no detecta es el sulfuro de hidrógeno.

#### “Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

El último compuesto que este instrumento toma se conoce como  $C_6^+$ , este es una agrupación de la cola de residuos que queda en el cromatógrafo representando a hexanos y superiores. Como esto es una mezcla, no necesariamente tendrá las propiedades del compuesto puro.

A esta cola de residuos se la conoce como componentes pesados del gas, estos son los hidrocarburos que tienen más de cinco átomos de carbono en su molécula (hexanos, heptanos, octanos, etc.). Se encuentran en proporciones menores en el gas natural y afectan su poder calorífico y su valor económico.

#### 1.3.3 Punto de rocío al hidrocarburo

El punto de rocío al hidrocarburo es una temperatura correspondiente a una presión dada, por encima de la cual no ocurre condensación de hidrocarburos.

Según la norma NAG-602/19, la determinación del PRHC a  $P= 5500$  [kPa(abs)] de presión se debe hacer en forma analítica a partir de la composición cromatográfica del gas y la utilización de la ecuación de estado de Peng-Robinson.

El impacto de cómo se determinan los pesados es lo más relevante a la hora de reportar un resultado ya que se pueden generar diferencias tan grandes como para quedar fuera de especificación.

El valor calculado analíticamente es el que debería coincidir con el valor medido mediante el Bureau of Mines, adicionalmente el PRHC medido con este instrumento debe coincidir con la temperatura del separador frío en caso de que aguas arriba del punto de medición fiscal haya una planta del tipo LTS.

En la Figura N°15 se pueden observar las fuentes de incertidumbre a la hora de calcular el PRHC.

En el presente trabajo se hará hincapié en la incertidumbre asociada a la composición, es decir que estará enfocado en la propuesta de metodologías para la configuración de los cromatógrafos en los puentes de medición fiscal.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

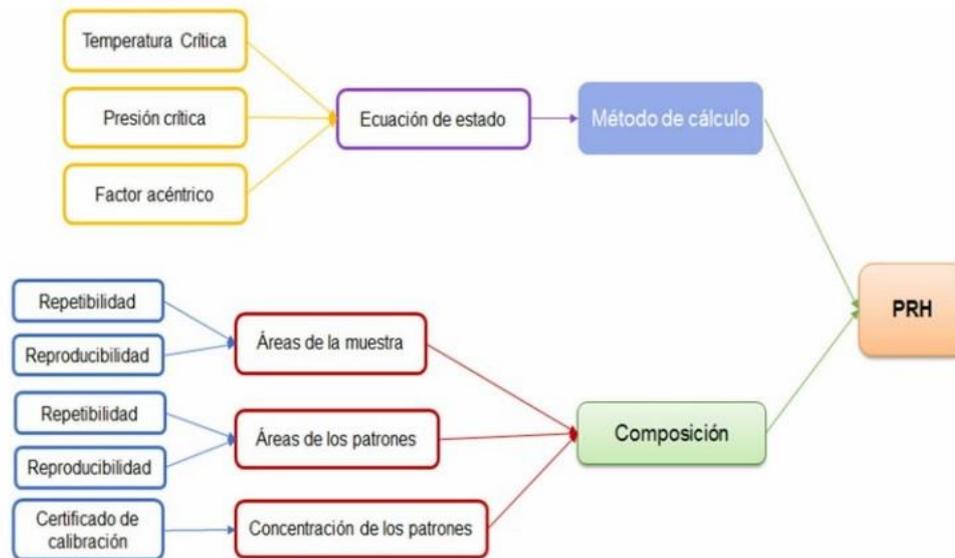


Figura N° 15: Fuentes de incertidumbre en la determinación del PRHC – (Adriana Alexandra Aparicio Ariza y Elizabeth Ayala Blanco, “identificación y cuantificación de las fuentes de incertidumbre que afectan el proceso de medición del punto de rocío de hidrocarburo y el poder calorífico del gas”; 2015)

### 1.3.4 Instrumentos de medición

Tal como solicita la norma, el punto de rocío al hidrocarburo se debe medir con un instrumento conocido con el nombre de Bureau of Mines.

El Bureau of Mines permite obtener mediciones manuales del PRHC mediante la utilización de una muestra extraída de una determinada zona de la tubería (punto de medición).

El instrumento posee dos cámaras dentro de él. La primera es la cámara de muestra que es adecuada para presiones  $P=5000$  [psi] y posee un espejo que es visible a través de un ocular. La segunda cámara permite que un refrigerante sea conducido a la parte posterior del espejo, permitiendo así la medición.

El operador conecta la muestra al puerto de entrada de muestras y comienza a purgar la cámara con un flujo de muestra. Un refrigerante, normalmente un gas expandible como el dióxido de carbono o el propano está conectado a la entrada de refrigerante. A continuación, el operador acelera el refrigerante a través de una válvula que enfría el espejo pulido en contacto con el gas de muestra hasta que se observa el punto de rocío, que se indica con la aparición de gotas muy pequeñas en el espejo. La temperatura se lee inmediatamente y se anota el valor.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

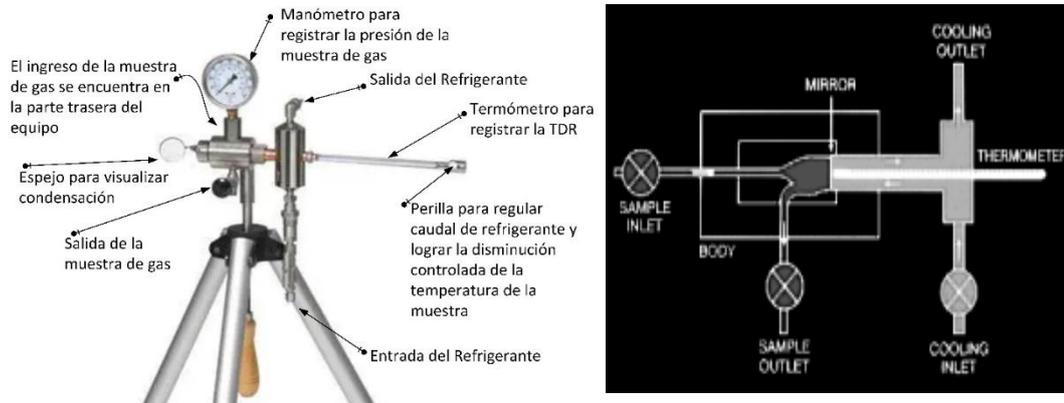


Figura N°16: Bureau of Mines – (Jack Herring, “determination of hydrocarbon dew point measurement in natural gas”).



Figura N°17: Tanque contenedor de refrigerante e instrumento de medición Bureau of Mines.

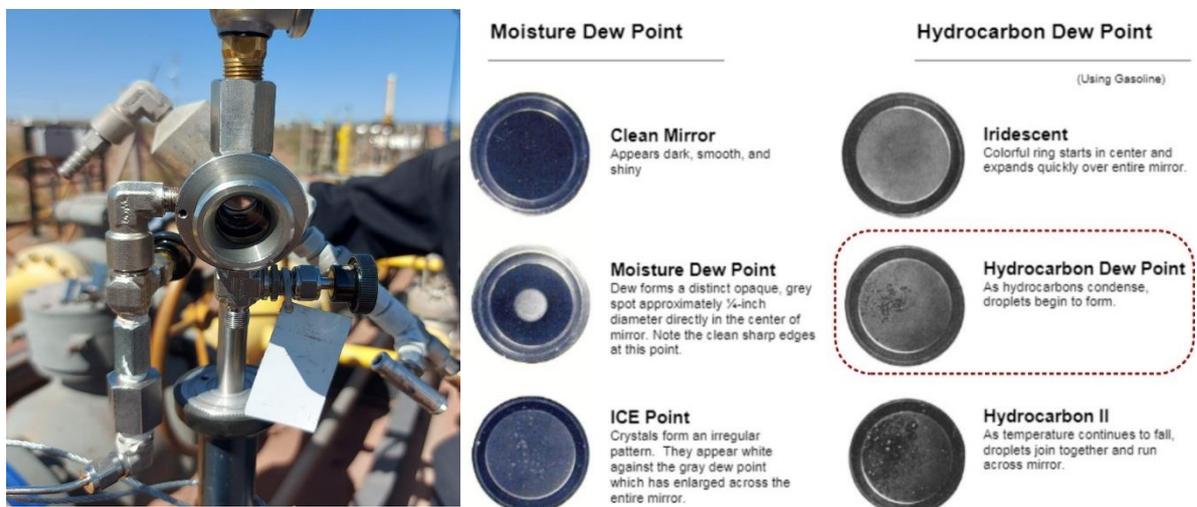


Figura N°18: Zona de observación del Bureau of Mines y detección del PRHC.

## CAPÍTULO 2: METODOLOGÍAS DE APLICACIÓN ACTUAL PARA CALCULAR EL PRHC

### 2.1 Caracterización de hidrocarburos pesados para la configuración del cromatógrafo

Para el cálculo del punto de rocío al hidrocarburo, se debe configurar el cromatógrafo teniendo en cuenta la composición del gas.

Debido a que la determinación de los componentes pesados del gas no se realiza en todos los casos, es común utilizar divisiones de componentes que surgen de la realización de estudios en diversas líneas de gas.

La norma NGC-GPA 2005 presenta las siguientes divisiones de componentes pesados

- a) 60% C<sub>6</sub> – 30% C<sub>7</sub> – 10% C<sub>8</sub>
- b) 47% C<sub>6</sub> – 36% C<sub>7</sub> – 17% C<sub>8</sub>
- c) 50% C<sub>6</sub> – 25% C<sub>7</sub> – 25% C<sub>8</sub>

Estas divisiones de componentes son generales y en muchas ocasiones no son representativas del comportamiento real del gas debido a que su composición varía en función de la región de donde se extraiga la muestra.

#### 2.1.1 Metodología implementada en laboratorio externo

Desde un laboratorio externo que presta servicios de análisis fisicoquímicos, se nos proporcionó el procedimiento utilizado para el método estándar de análisis de gas natural por cromatografía gaseosa. Dicho laboratorio es uno de los que presta servicios en la empresa operadora.

- Generalidades: En este método se realiza una cromatografía gaseosa con la muestra que se quiere analizar y se comparan los datos obtenidos con los datos de la cromatografía de una mezcla estándar de composición conocida, bajo las mismas condiciones operativas.

La composición de la muestra analizada se obtiene comparando específicamente la altura y el área de los picos de la cromatografía con los valores del patrón estándar. El patrón estándar debe contener porcentajes conocidos de los compuestos que se van a determinar en la muestra a analizar.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- Procedimiento: En primera instancia se prepara el equipo colocando las columnas apropiadas en funcionamiento y ajustando las condiciones operativas, luego se hace correr el patrón de referencia por el equipo para comprobar el buen funcionamiento de este.

La muestra a analizar se debe estabilizar en el laboratorio entre 20 y 50 [°F] por encima de la temperatura del punto de muestreo. Esta muestra se introduce al cromatógrafo, es importante que el volumen de muestra no sea superior a 0,5 [ml]. En caso de existir compuestos cuya concentración no exceda el 5% molar, se puede utilizar un volumen de muestra mayor (que no exceda los 5 [ml]) para poder observarlos.

Luego se realiza una purga del equipamiento, la cantidad de purga requerida dependerá pura y exclusivamente de cada instrumento.

Inmediatamente después de realizar la purga, se debe inyectar la muestra a analizar en la columna cromatográfica para evitar la entrada de contaminantes.

Se comienzan a hacer las diferentes corridas para la determinación de los compuestos

- a) Corrida con columna de separación para etanos e hidrocarburos más pesados y CO<sub>2</sub>. Se utiliza como gas portador helio o hidrógeno. Si es necesario, se realiza una inversión de flujo para la determinación de los componentes más pesados.
- b) Corrida con columna de absorción para oxígeno, nitrógeno y metano. Se utiliza como gas portador helio o hidrógeno.

Una vez obtenida la cromatografía, se procede a la realización de los cálculos. Para esto se utiliza un método que involucra el uso de un patrón externo.

- Para pentanos y compuestos más livianos se debe medir la altura de los picos de cada uno de los compuestos y realizar el siguiente cálculo

$$C = S \cdot \frac{A}{B}$$

Donde:

- $C$  = Concentración del compuesto en la muestra [mol%].
- $S$  = Concentración del compuesto en el patrón [mol%].
- $A$  = Altura del pico del compuesto en la muestra [mm].
- $B$  = Altura del pico del compuesto en el patrón [mm].

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

- Para hexanos y compuestos más pesados, en el pico de inversión se deben medir las áreas de los compuestos hexano, heptano y compuestos más pesados del flujo. También se debe medir el área de los dos picos de pentano y luego calcular las áreas corregidas

$$\text{Área corregida de } C_6 = \frac{72}{86} \cdot \text{Área medida de } C_6$$

$$\text{Área corregida de } C_{7+} = \frac{72}{A} \cdot \text{Área medida de } C_7 \text{ y componentes más pesados}$$

Donde:

→ A: Es el promedio del peso molecular de la fracción de  $C_7^3$  y componentes más pesados; usualmente se utiliza el valor 98.

Luego:

$$\text{Mol\% } C_6 = \text{Área corregida de } C_6 \text{ (mol\% } iC_5 \text{ + área de } nC_5)$$

$$\text{Mol\% } C_{7+} = \text{Área corregida de } C_{7+} \cdot \frac{(\text{mol\% } iC_5 \text{ + } nC_5)}{(iC_5 \text{ + área de } nC_5)}$$

Una vez obtenida la cromatografía del gas, al momento de reportar el punto de rocío al hidrocarburo para la muestra analizada; se utiliza la cromatografía extendida, es decir que el PRHC se obtiene sin caracterizar los hidrocarburos pesados.

### 2.1.2 Metodología proporcionada por proveedores externos

Se realizó el relevamiento con el equipamiento instalado en la empresa operadora, teniendo como hallazgo que el PRHC se obtiene sin caracterizar los hidrocarburos pesados. Con esta metodología, los porcentajes se suman directamente.

---

<sup>3</sup> Heptano.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

En la Tabla N°3 se puede observar que en la columna “contribución” se coloca un uno (100% de contribución) en todos los componentes, es decir que todos contribuyen de igual manera; esto permite ver claramente que no se realiza ninguna caracterización de los componentes pesados presentes en el gas.

A partir de esta contribución se hace el cálculo de las constantes de equilibrio de equilibrio ( $K_i$ ) para cada uno de los componentes y se ingresa como dato de entrada al algoritmo del cromatógrafo online.

Tabla N°3: Contribución de componentes en el PRHC.

	Dewpoint Component	Analysis Component	Contribution
1	Methane	Methane	1.000000
2	Ethane	Ethane	1.000000
3	Propane	Propane	1.000000
4	n-Butane	n-Butane	1.000000
5	iso-Butane	i-Butane	1.000000
6	n-Pentane	n-Pentane	1.000000
7	iso-Pentane	i-Pentane	1.000000
8	neo-Pentane	Unused	1.000000
9	n-Hexane	n-Hexane	1.000000
10	Hydrogen	Unused	1.000000
11	Nitrogen	Nitrogen	1.000000
12	Water	Unused	0.000000
13	Hydrogen Sulfide	Unused	0.000000
14	Carbon Dioxide	Carbon Dioxide	1.000000
15	n-Heptane	n-Heptane	1.000000
16	n-Octane	n-Octane	1.000000
17	n-Nonane	n-Nonane	1.000000
18	n-Decane	Unused	0.070000
19	Toluene	Unused	0.000000
20	Cyclohexane	Unused	0.000000
21	Carbon Monoxide	Unused	0.000000
22	Ethanol	Unused	0.000000
23	1-Butanol	Unused	0.000000
24	Ethylene	Unused	0.000000
25	Propylene	Unused	0.000000

## 2.2 Ecuaciones de estado aplicables a gases reales

Cuando se tiene un componente puro, sus cambios de estado se explican con dos magnitudes (presión y temperatura).

En el caso del gas natural, al tener múltiples componentes se necesitarían más magnitudes, al no poder graficarlas aparece el concepto de envolvente, aquí el comportamiento es diferente; aparece un equilibrio en donde hay vaporizaciones parciales a muchas temperaturas.

La envolvente es una curva que se genera a partir de las curvas de puntos de rocío (lugar geométrico de los puntos donde una gota infinitesimal de líquido coexiste con el vapor) y puntos de burbuja (lugar geométrico de los puntos donde una burbuja infinitesimal de vapor coexiste

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

con el líquido). Estas curvas son diferentes ya que son dependientes de los equilibrios, de las variaciones de componentes.

El punto crítico de la mezcla será el punto en el cual la curva de puntos de rocío y la curva de puntos de burbuja se unen. En este punto se producen cambios de fase sin calor latente debido a que existe un equilibrio que se sostiene.

Otros dos puntos muy importantes dentro de la envolvente son

- Temperatura cricondentérmica: Es la máxima temperatura a la cual coexisten en equilibrio sistemas vapor y líquido. Proceso que por lo general ocurre a una temperatura mayor a la temperatura crítica.
- Presión cricondembárica: Es la máxima presión a la cual coexisten en equilibrio sistemas vapor y líquido.

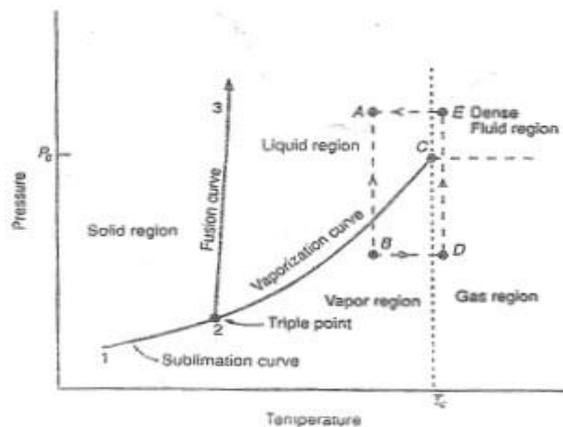


Figura N°19: Diagrama P vs T para un componente puro - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

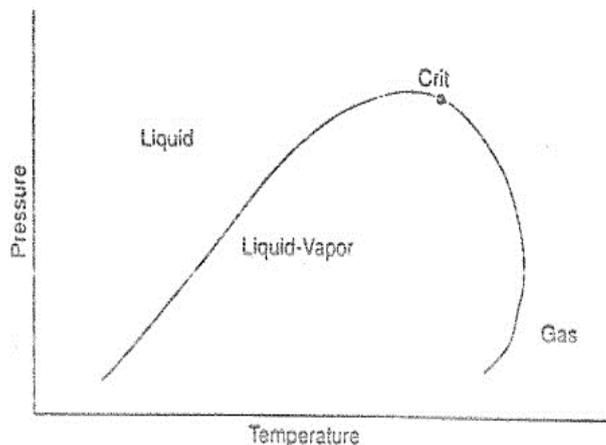


Figura N°20: Diagrama P vs T para un sistema multicomponente - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

En la Figura N°20, se puede observar que la máxima temperatura para dos fases es diferente de la temperatura crítica y la máxima presión para dos fases es diferente a la presión crítica.

Además, es importante notar que en el interior de la envolvente coexisten dos fases, mientras que fuera de la envolvente la mezcla es monofásica (una sola fase).

La forma de la envolvente depende de la composición del gas, en la Figura N°21 se puede observar que si  $C_6^+$  está formado por  $C_6$  (hexano),  $C_7$  (heptano),  $C_8$  (octano),  $C_9$  (nonano) y  $C_{10}$  (decano) tiene una curva determinada (curva indicada con verde en el gráfico) y si se le van quitando componentes, la envolvente se va haciendo más chica, la curva se desplaza hacia la izquierda.

Con esto se ve la importancia que tiene la definición del  $C_6^+$ , el PRHC aumenta con la presencia de pesados y su falta de inclusión en el cálculo no permitirá predecir bien su valor.

Para explicar el comportamiento de estos sistemas multicomponentes se utilizan las ECUACIONES DE ESTADO. Estas, son ecuaciones que correlacionan presión (P), temperatura (T) y volumen (V) para definir exactamente el estado en el que se encuentra el gas en cuestión.

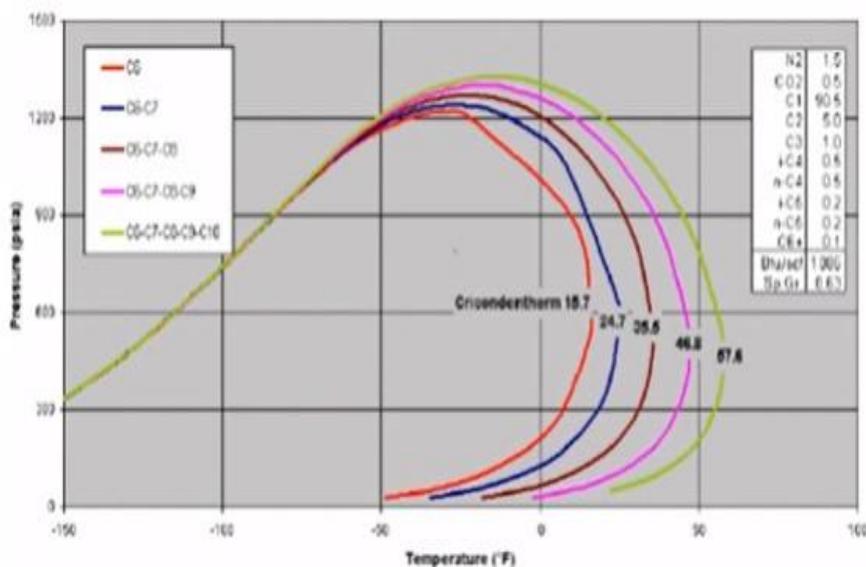


Figura N°21: Efecto de la distribución de hidrocarburos pesados en el PRHC.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

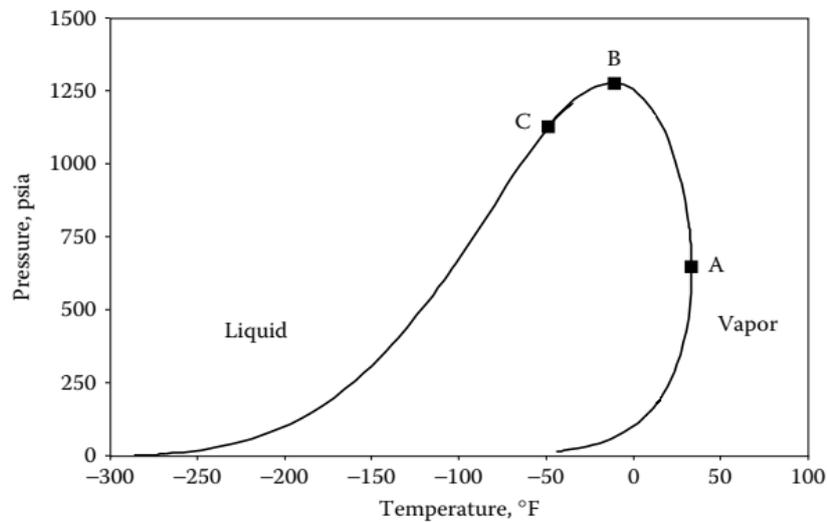


Figura N°22: Envolvente de fases – A: Temperatura cricondentérmica, B: Punto crítico, C: Presión cricondembárica – (Arthur J. Kidnay y William R. Parrish, “fundamentals of natural gas processing”; 2006).

### 2.2.1 Ecuación de estado de Peng-Robinson

La ecuación de Peng-Robinson se desarrolló en el año 1976 para cumplir los siguientes objetivos

- Los parámetros se deben expresar en función de las propiedades críticas y del factor acéntrico.
- El modelo debe ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad líquida.
- Las reglas de mezclado no deben emplear más de un parámetro sobre las interacciones binarias. Dichas iteraciones deben ser independientes de la presión, temperatura y composición.
- La ecuación debe ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos reales de gases.

Generalmente la ecuación de Peng-Robinson da unos resultados similares a la ecuación de Soave, aunque es más precisa para predecir las densidades de muchos compuestos en fase líquida, especialmente los apolares.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Según la Norma NAG-602/19 la ecuación se emplea para realizar las correcciones a  $P=5500$  [kPa(abs)] de la temperatura de rocío al hidrocarburo. Dicha temperatura puede ser calculada o medida con Bureau of Mines.

A continuación, se muestra la ecuación y todos los parámetros en ella involucrados

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{(V - b_1) \cdot (V - b_2)}$$

$$a = a_c \cdot [\alpha(T_r, \omega)]^2$$

$$b = \frac{0,08664 \cdot R \cdot T_c}{P_c}$$

$$b_1 = -b \cdot (1 + \sqrt{2})$$

$$b_2 = -b \cdot (1 - \sqrt{2})$$

$$a_c = \frac{0,45724 \cdot R^2 \cdot T_c^2}{P_c}$$

$$\alpha(T_r, \omega) = f_{PR}(T_r, \omega) = 1 + (0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992 \cdot \omega^2) \cdot (1 - \sqrt{T_r})$$

Donde:

→  $P =$  Presión [kPa(abs)]

→  $R =$  Constante de los gases [kPa m<sup>3</sup>/kmol K]

→  $T =$  Temperatura [K]

→  $V =$  Volumen [m<sup>3</sup>/kmol]

→  $T_c =$  Temperatura crítica [K]

→  $P_c =$  Presión crítica [kPa(abs)]

→  $\omega =$  Factor acéntrico [adimensional]

→  $a, b, b_1, b_2, a_c, \alpha(T_r, \omega) =$  Constantes [adimensionales]

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### 2.3 Método de Hadden para calcular el punto de rocío al hidrocarburo

Debido a que, en los sistemas multicomponentes, el punto crítico es muy difícil de hallar ya que es muy sensible a las variaciones de composición, se debe buscar una alternativa que permita fijar un equilibrio en este tipo de sistemas, es decir que permita fijar un punto de unión entre la curva de puntos de rocío y la curva de puntos de burbuja, aparece entonces un concepto conocido con el nombre de *presión de convergencia*.

La determinación de la presión de convergencia implica la utilización de un método conocido como Método de Hadden, cuyos pasos se explican a continuación.

Pasos a seguir para implementar el método de Hadden

- (1) Se conoce la composición del gas y la presión del sistema. Se asume una presión de convergencia (que puede ir desde  $P= 800$  [psia] hasta  $P= 10.000$  [psia] y se estima una temperatura de rocío para comenzar con los cálculos.
- (2) Se obtienen las constantes de equilibrio ( $K_i$ ) para cada uno de los componentes, para esto, se utilizan los gráficos de constantes de equilibrio para componentes puros a la presión de convergencia asumida, se busca la constante de equilibrio entrando al gráfico con la presión del sistema y la temperatura asumida.
- (3) Se realiza la sumatoria de los cocientes  $X=Z/K$ , es decir, la sumatoria de las fracciones molares de cada componente sobre la constante de equilibrio. Aquí pueden ocurrir tres situaciones
  - a) Si esta sumatoria da un resultado  $X=1$  o cercano, se puede decir que  $X$  está normalizado. Se chequea la presión de convergencia con el gráfico de Hadden y si da OK, la temperatura que se asumió es la temperatura de rocío que se buscaba.
  - b) Si esta sumatoria da un resultado  $X \neq 1$ , se debe volver a iterar. Para esto se asume otra temperatura y se repite el procedimiento antes mencionado, hasta que la sumatoria de un valor de uno.
  - c) Si la sumatoria da un resultado  $X=1$  pero no verifica la presión de convergencia con el gráfico de Hadden, se debe proponer una nueva presión de convergencia y realizar todo el procedimiento antes mencionado hasta que ambas condiciones verifiquen en simultáneo.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Para chequear la presión de convergencia con el gráfico de Hadden es necesario seguir los pasos que se mencionan a continuación.

1. Se toma una pseudo-mezcla binaria, es decir que se debe dividir la composición completa del gas en dos partes, una parte estará formada únicamente por el componente más liviano (generalmente metano) y la otra parte estará formada por el resto de los componentes presentes en la cromatografía del gas.
2. De tabla, se obtiene la temperatura y la presión crítica del componente más liviano.
3. Se calcula la temperatura y la presión crítica de la segunda parte de la composición, es decir de la parte que no tiene al liviano.
4. Con estos datos, se marcan ambos puntos en el gráfico de Hadden.
5. Se interpola una línea de lugares críticos entre los dos puntos antes mencionados.
6. Con la temperatura asumida se entra al gráfico hasta cortar la línea de lugares críticos y se lee la presión. Si esta presión coincide con la presión de convergencia asumida, el procedimiento está bien.

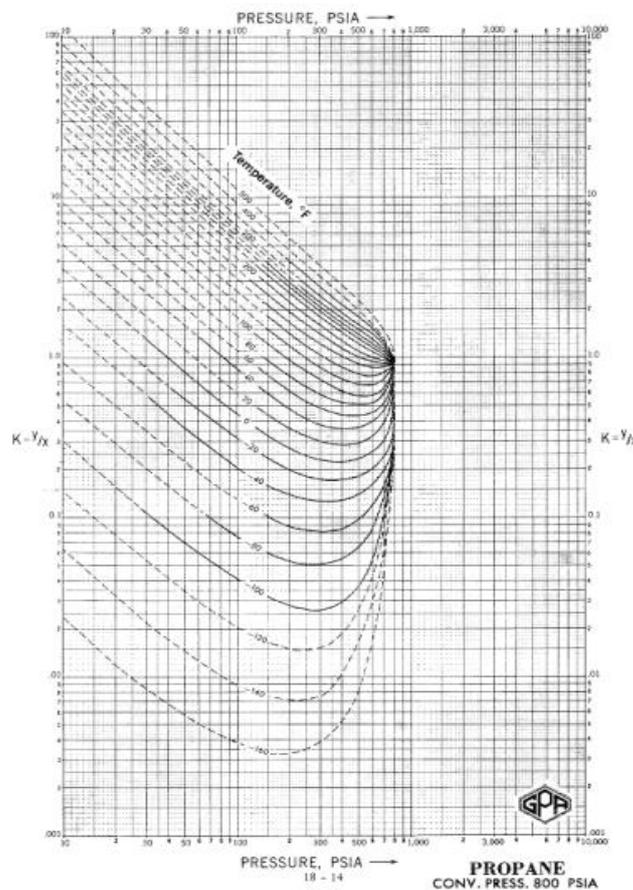


Figura N°23: Ejemplo de gráfico para obtención de constantes de equilibrio: Propano para presión de convergencia de 800 [PSIA] - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

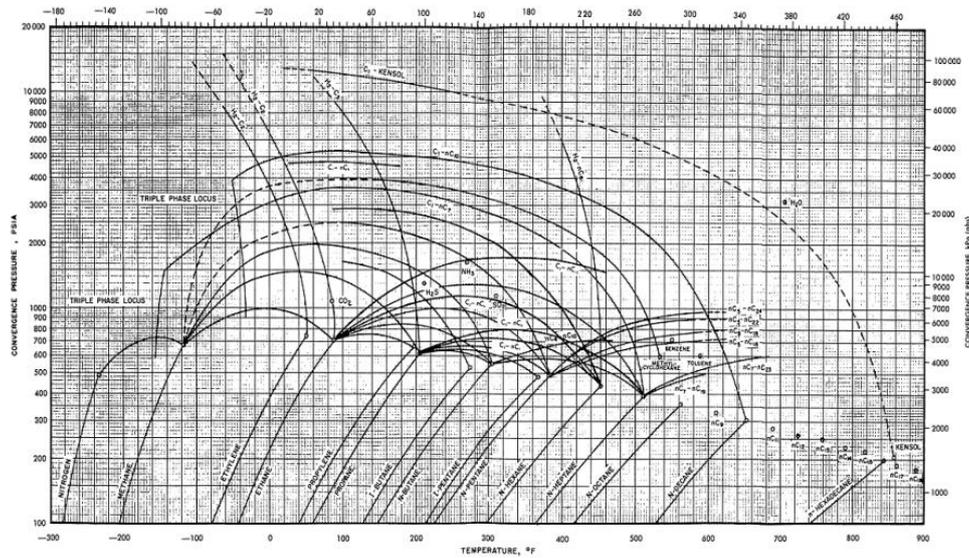


Figura N°24: Gráfico de Hadden - (Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

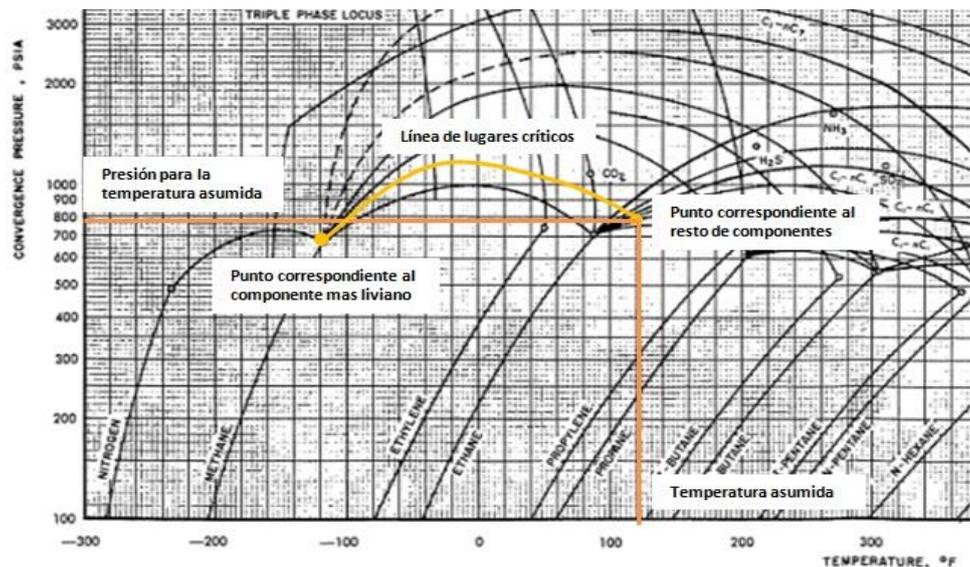


Figura N°25: Gráfico de Hadden: verificación de la presión de convergencia - (Modificada de Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995).

Con el procedimiento explicado, se obtiene un único punto de la envolvente. Repitiendo de manera iterativa el procedimiento se puede obtener la envolvente de fases completa. Existen simuladores tales como Aspen HYSYS, HiSIM y Aspen Plus, que realizan estos cálculos de manera automática, por lo que en el presente trabajo se aprovechara esta ventaja.

## CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS DATOS RELEVADOS EN CAMPO, EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS Y PROPUESTA DE MEJORA

### 3.1 Introducción

Con la finalidad de suministrar una propuesta de mejora y en tiempo real detectar desviaciones tempranas en el PRHC calculado, se realiza un relevamiento de las mediciones que reporta el puente de medición fiscal PM-0023x. En simultáneo y como se indica en el apartado 1.3.4, para obtener el valor de referencia, el PRHC se mide de manera puntual con el Bureau of Mines.

Luego de la medición y a la presión de operación del PM-0023x ( $P = 78,18$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]), el valor de referencia se compara de manera directa con la temperatura de operación del separador frío. Si el equipo opera de manera eficiente y sus instrumentos de medición están correctamente calibrados (cómo ocurre en este caso), la comparación permite la validación de la temperatura de rocío medida, y se puede realizar cuando el equipo opera a la misma presión que el puente. Caso contrario, para igualar las presiones y lograr la comparación, se debe corregir alguna de ellas implementando la ecuación de estado de Peng-Robinson que se muestra en el apartado 2.2.1. Haciendo uso del simulador de procesos y utilizando el manipulador |balance|, se agiliza la corrección de la presión y en consecuencia la correspondiente TPRHC a contrastar.

El separador frío, pertenece a la planta LTS ubicada aguas arriba del mencionado puente y al momento de la medición, la temperatura de operación registrada fue de  $T = -14,5$  [°C] @  $P = 78,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]. Este dato, se utilizará para validar la medición realizada con el Bureau of Mines.

Efectuada la validación, el PRHC medido se compara con el calculado y reportado en el PM-0023x.

Si se presentan diferencias significativas, se propone utilizar un simulador de procesos como Aspen HYSYS, y a partir de datos de entrada (suministrados por reportes cromatográficos representativos), obtener en tiempo real las alertas que indiquen desviaciones en el PRHC calculado y reportado de manera online. Si el sistema modelado se integra con el sistema de control, el simulador calculará los valores necesarios para corregir las desviaciones que se produzcan.

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

Si urge calibrar el cromatógrafo on-line (montado en el PM-0023x), la metodología suministrará el reporte cromatográfico necesario para preparar las correspondientes muestras de gas patrón.

Para poder armar el modelo y obtener valores de salida representativos, es necesario partir de la cromatografía de gas de entrada (validada), y para ello en los puntos de muestreo se deben considerar la presión y la temperatura a la que fue tomada la muestra. Para validar el reporte cromatográfico con el simulador, se recomienda que la muestra de gas sea extraída en líneas que egresan de un separador bifásico o trifásico. Si el equipo opera de manera eficiente, y en él se registran niveles de agua e hidrocarburos líquidos, el gas que egresa del tope está saturado en ambos “componentes”. En esta situación, la temperatura y presión de operación del equipo indican que  $PRHC = PRH_2O$  del gas. Bajo esta metodología de fácil sistematización, la cromatografía de entrada se considera representativa, si al cargarla en el simulador, el PRHC que éste calcula coincide con el que indica el equipo.

Con la cromatografía del gas muestreado validada, se procede con el modelado y simulación de los procesos a los que se la somete, los cuales incluyen una estación compresora y una unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS. Con dicho modelo se considera la procedencia del gas que ingresa al PM-0023x, y es posible obtener valores representativos para la composición, concentración y constantes de equilibrio ( $K_i$ ). Los parámetros mencionados son imprescindibles para corregir a  $P= 5500$  [kPa(abs)] la TPRHC medida con el Bureau of Mines, y para calcular el PRHC que se reporta en el puente.

*Como ventaja adicional, y en caso de temperaturas mayores a  $T= -4$  [°C] @  $P= 5500$  [kPa(abs)], el simulador ofrece los valores necesarios para ajustar los parámetros de proceso en las unidades de la planta LTS, y así garantizar gas en especificación.*

En la siguiente sección, se describen las acciones efectuadas para lograr el objetivo planteado.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### 3.2 Análisis de los datos relevados en campo

#### 3.2.1 Punto de rocío al hidrocarburo medido con el Bureau of Mines

Con la previa autorización de la empresa operadora y bajo las instrucciones de la Norma ASTM D-1142, personal de la empresa prestadora de servicios realizó la medición de la temperatura de rocío al hidrocarburo. El punto de muestreo se encuentra montado en el puente de medición fiscal PM-0023x.

Para constatar la veracidad de los resultados, se hicieron tres mediciones consecutivas y el valor obtenido de  $T = -14$  [°C] @  $P = 78,18$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] se comparó con la temperatura de operación en el separador frío de la planta LTS, dato brindado por la operadora; que en ese momento quedó registrada en  $T = -14,5$  [°C] @  $P = 78,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)].

*De la comparación y como se muestra en la Tabla N°4, se concluye que el PRHC medido es representativo de la mezcla real y será tomado como valor de referencia.*

Tabla N°4: Comparación del PRHC medido con el Bureau of Mines y el registrado en el separador frío.

Punto de medición	Presión de operación [kgf/cm <sup>2</sup> (g)]	Temperatura de operación [°C]
Puente de medición fiscal PM-0023x	78,18	-14
Separador frío de la planta LTS ubicada aguas arriba del PM-0023x	78,5	-14,5
<b>EL VALOR MEDIDO RESULTA REPRESENTATIVO</b>		

#### 3.2.2 Análisis de los datos proporcionados por la operadora

Del punto de medición mencionado anteriormente, se nos proporcionó el reporte cromatográfico del cromatógrafo on-line montado en el PM-0023x, cuyos valores se representan en la Tabla N°5. También se nos proporcionó el cálculo del PRHC obtenido a la presión de la línea ( $T = -6,3$  [°C] @  $P = 78,18$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]), y corregido a  $P = 5500$  [kPa(abs)] ( $T = 6,5$  [°C]).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Según los valores de la Tabla N°6, el PRHC calculado a la presión de la línea, muestra discrepancias significativas al compararlo con el valor medido con el Bureau of Mines. Se concluye que el error del cálculo está atribuido a una deficiente calibración y configuración del cromatógrafo on-line. En esta situación, el cromatógrafo reporta una riqueza de gas superior a la que posee el flujo real, es decir que en el PM el cromatógrafo detecta más componentes pesados que los detectados con el instrumento de medición. Adicionalmente, la corrección a P= 5500 [kPa(abs)] de la TPRHC calculada, indica gas fuera de especificación ya que su valor es de T= 6,5 [°C] y este valor es mayor al valor solicitado por norma de T= -4 [°C].

Tabla N°5: Reporte cromatográfico online PM-0023x.

Reporte cromatográfico on-line PM-0023x	
Nitrógeno	0,2429
Dióxido de Carbono	0,4519
Metano	86,6949
Etano	8,8911
Propano	2,4147
Iso-Butano	0,5449
Normal Butano	0,4358
Iso-Pentano	0,1203
Normal Pentano	0,0698
Hexano	0,0624
Heptano	0,0350
Octano	0,0296
Nonano	0,0067

Tabla N°6: Valor calculado en el puente vs. Valor medido con el Bureau of Mines.

Parámetros medidos en el puente de medición fiscal PM-0023x			Medido con Bureau of Mines	
Presión manométrica	78,18	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]	78,18	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]
Temperatura de circulación	24,74	[°C]	24,74	[°C]
Punto de rocío al HC	-6,3	[°C]	-14,00	[°C]
Punto de rocío al HC a P=5500 [kPa(abs)]	6,5	[°C]	0,2842*	[°C]

\*La corrección se realiza utilizando el simulador de procesos y se debe considerar que no es representativa, ya que como dato de entrada se toma el reporte on-line de un cromatógrafo que muestra indicios de estar descalibrado (si no lo estuviera, la temperatura medida con el Bureau of Mines debería ser parecida a la temperatura proporcionada por la operadora: T=-6,3[°C]).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

### 3.3 Validación de reportes cromatográficos mediante el uso del simulador de procesos

#### 3.3.1 Validación de la cromatografía online

En primera instancia y con el fin de verificar si el reporte suministrado por el cromatógrafo on-line es representativo, se simula la corriente utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson. Para ello, como datos de entrada se cargan los siguientes parámetros

- Presión: Igual a la presión de la línea,  $P = 78,18 \text{ [kgf/cm}^2\text{(g)]}$ .
- Temperatura: Igual a la temperatura de circulación,  $T=24,74 \text{ [}^\circ\text{C]}$ .
- Caudal: Igual al caudal de producción (suministrado por la operadora),  $Q= 4 \text{ [MMSm}^3\text{/d]}$ .
- Cromatografía: Reportada por el cromatógrafo online montado en el PM-0023x y según el dato suministrado en la Tabla N°5.

Resultados: Como se puede observar en la Figura N°26 y en la Figura N°27, existen discrepancias considerables entre el PRHC que calcula el algoritmo del PM-0023x y el PRHC que calcula el simulador de procesos. A su vez y como se muestra en la Tabla N°7, ninguno de los cálculos realizados a la presión de línea ( $P= 78,18 \text{ [kgf/cm}^2\text{(g)]}$ ), coincide con el medido con Bureau of Mines. Las tres temperaturas de rocío al hidrocarburo corregidas a  $P= 5500 \text{ [kPa(abs)]}$  indican gas fuera de especificación y las diferencias entre ellas son muy significativas.

Tabla N°7: Comparación de resultados.

Parámetros	PM-0023x	Simulador de procesos	Bureau of Mines	Unidades
Presión de línea	78,18	78,18	78,18	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]
Temperatura de circulación	24,74	24,74	24,74	[°C]
Punto de rocío al HC a la presión de línea	-6,3	-3,045	-14,00	[°C]
Punto de rocío al HC a P= 5500 [kPa(abs)]	6,5	9,153*	0,2842*	[°C]

\*La corrección se realiza utilizando el simulador de procesos y se debe considerar que no es representativa, ya que como dato de entrada se toma el reporte on-line de un cromatógrafo que muestra indicios de estar descalibrado.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

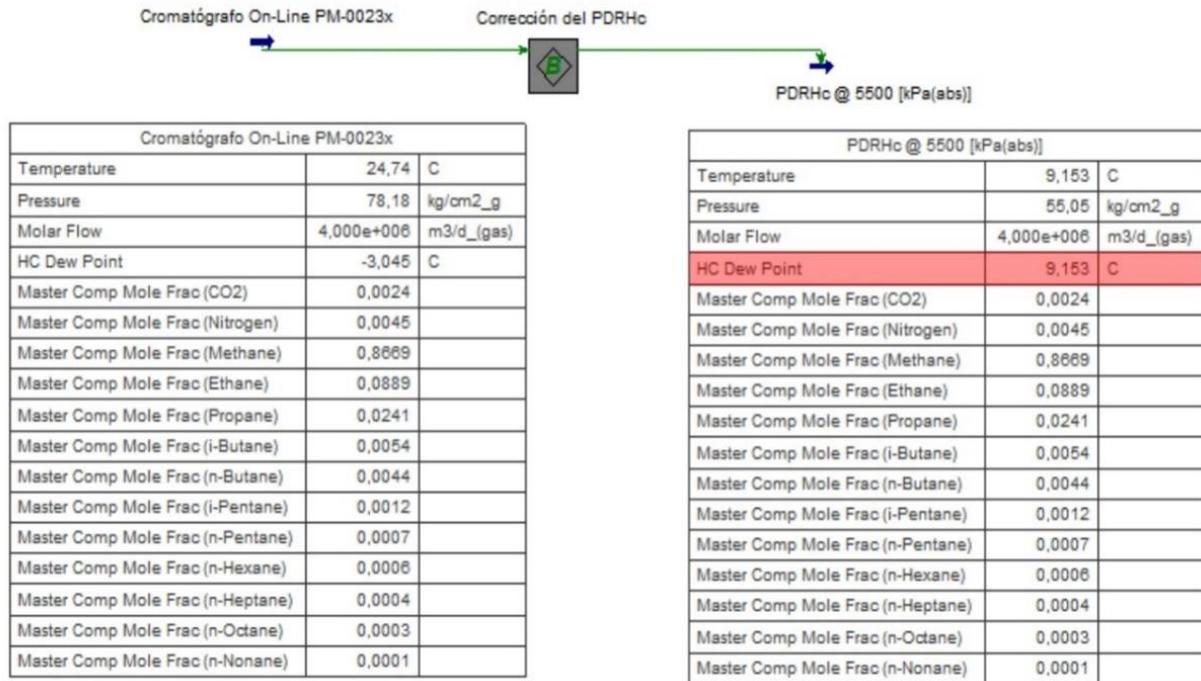


Figura N°26: Cálculo basado en la cromatografía on-line para el PRHC a P= 78,18 [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y corrección a P= 5500 [kPa(abs)].

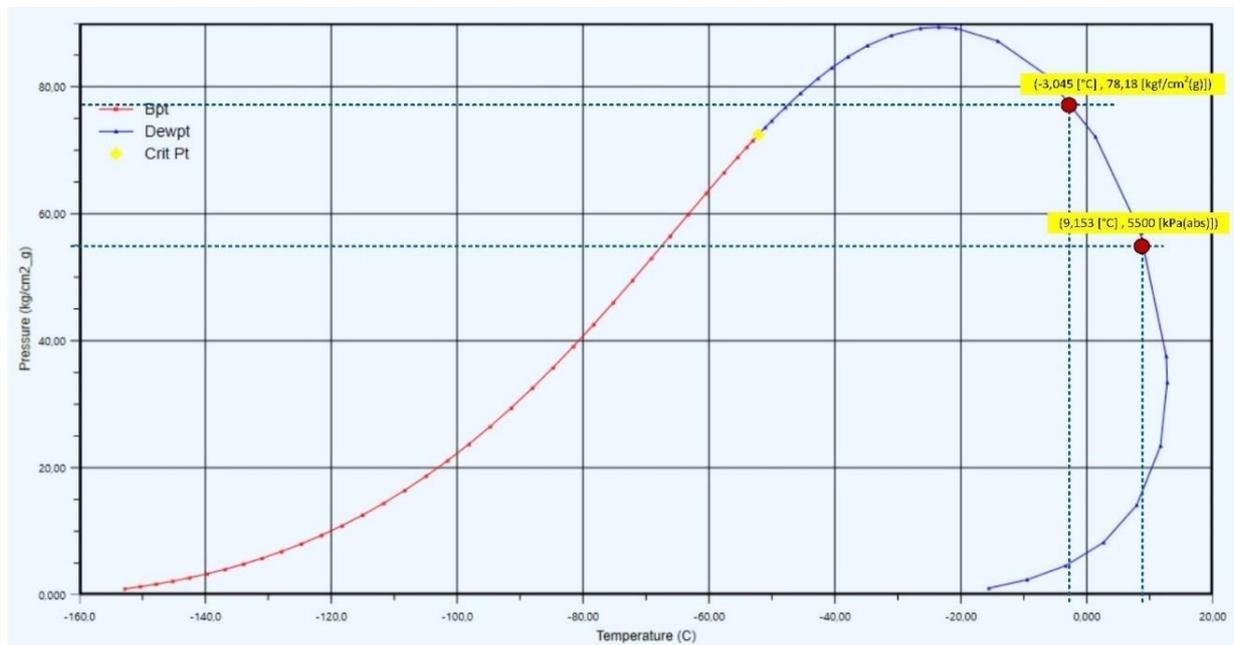


Figura N°27: Envolvente de fases para el PRHC a P= 78,18 [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] y corrección a P= 5500 [kPa(abs)].

#### “Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Tomando como referencia el valor medido con el Bureau of Mines, y analizando las discrepancias que existen entre el valor del PRHC calculado con el simulador y el valor del PRHC reportado en el PM-0023x, se concluye que además de la necesidad de calibrar el cromatógrafo on-line, es imperioso corregir los valores de las constantes de equilibrio ( $K_i$ ) que toma el algoritmo del PM, para reportar la TPRHC a la presión de la línea y corregida a  $P= 5500$  [kPa(abs)].

En la sección siguiente, y como propuesta de mejora se describen los pasos necesarios para obtener a partir de una nueva simulación, un modelo que arroje valores representativos, necesarios para corregir dichas desviaciones. Si el modelo se integra con el sistema de control, el ajuste de las mismas se realizará en tiempo real.

#### 3.3.2 Validación de la cromatografía de campo suministrada por laboratorio externo

Al no contar en el PM-0023x con reportes cromatográficos y constantes de equilibrio ( $K_i$ ) representativos, no es posible realizar de manera confiable la corrección a  $P= 5500$  [kPa(abs)] de la TPRHC que se mide con el Bureau of Mines. En este escenario, el cálculo del PRHC @  $P= 5500$  [kPa(abs)] empleando la ecuación de estado de Peng-Robinson resulta erróneo.

Tal como se menciona en el apartado 3.1, una alternativa para hallar un reporte cromatográfico representativo, consiste en tomar una muestra a la salida de un separador de fases y luego validarla con el simulador de procesos. Para ello, se debe considerar la presión y temperatura de operación del equipo y al mismo tiempo, verificar si se registran niveles de agua e hidrocarburos. Si a la presión de operación, el cálculo de la TPRHC que realiza el simulador coincide con la temperatura de operación del equipo, entonces se puede considerar que el reporte cromatográfico suministra la composición y concentración de la mezcla real.

Para proceder con la implementación de esta alternativa, el laboratorio externo nos proporcionó un reporte cromatográfico tomado a la salida de una estación compresora. Debido a que en ese punto el gas circula sobrecalentado a  $T= 23,5$  [°C] y  $P= 83,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)], para validar la muestra se considera la presión y temperatura de operación del separador de baja dispuesto aguas arriba de los compresores. Dicho separador pertenece a la Unidad de Separación Primaria (*ver anexo 3*) y recibe gas crudo de un grupo de pozos productores. Al momento del muestreo y

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

tal como lo indica la operadora, el separador se encontraba operando a  $T= 13,4 [^{\circ}\text{C}]$ ,  $P= 40 [\text{kgf/cm}^2(\text{g})]$  y de manera automática controla nivel de condensado y agua. La temperatura de  $T= 13,4 [^{\circ}\text{C}]$  es menor a la temperatura de formación de hidratos ya que para inhibir su formación, aguas arriba del separador las líneas cuentan con inyecciones de metanol. Esta metodología es posible debido a que en el proceso de compresión el gas incrementa su presión y temperatura, pero su composición permanece constante; esto se debe a que en el compresor no hay condensación de hidrocarburos ni de agua.

Datos de entrada:

- Presión de operación del separador de baja,  $P= 40 [\text{kgf/cm}^2(\text{g})]$ .
- Temperatura de operación del separador de baja,  $T= 13,4 [^{\circ}\text{C}]$ . Al momento de realizar el muestreo, en el separador de baja se registra nivel de agua e hidrocarburos.
- Caudal de proceso,  $Q= 4 [\text{MMSm}^3/\text{d}]$ .
- Presión de descarga del compresor,  $P= 82,5 [\text{kgf/cm}^2(\text{g})]$ .
- Temperatura de salida de la estación compresora,  $T= 23,5 [^{\circ}\text{C}]$ . (Esta temperatura se logra debido a los aero-enfriadores dispuestos inmediatamente después del compresor, ya que si no estuvieran; la temperatura sería mucho más elevada).
- Cromatografía: Proporcionada por laboratorio externo, según reporte mostrado en la Figura N°28.

COMPONENTES	% MOLAR	% VOLUMEN	% MASA	Propiedades I	
N <sub>2</sub>	0,235	0,235	0,352	PM(kg/kmol)	18,683
CO <sub>2</sub>	0,392	0,391	0,923	Vm(m <sup>3</sup> /kmol)	23,579
CH <sub>4</sub>	86,948	87,083	74,661	DENS.(abs.)	0,792
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,953	8,908	14,409	DENS.(relat.)	0,647
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,185	2,153	5,156	PCs(kcal/m <sup>3</sup> )	10182,8
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,525	0,510	1,632	PCa(kcal/kg)	12851,0
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,413	0,400	1,285	PCi(kcal/m <sup>3</sup> )	9207,6
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,114	0,109	0,441	Indice de Wobbe	12663,0
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,069	0,065	0,268	Cp(kcal/m <sup>3</sup> °C)	0,390
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,075	0,069	0,348	Cv(kcal/m <sup>3</sup> °C)	0,306
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,046	0,040	0,247	K=Cp/Cv	1,276
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,046	0,037	0,280	Compresib. Z	0,997
SH <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000		
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000		
TOTAL	100,000	100,00	100,00	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	82,50
				Temperatura (°C)	23,5

Figura N°28: Reporte cromatográfico suministrado por el laboratorio externo.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

VALIDACIÓN DEL REPORTE CROMATOGRÁFICO SUMINISTRADO POR EL LABORATORIO EXTERNO

\*Presión de Operación del Separador de Baja:  $P=20[\text{kgf/cm}^2(\text{g})]$   
\*Temperatura de Operación del Separador de Baja:  $T = 13,2 [^{\circ}\text{C}]$

En campo el equipo controla nivel de agua e hidrocarburos y como muestra la tabla de <Gas Saturado a Succión de Compresores> el  $\text{PDR}_{\text{HC}} = \text{PDR}_{\text{H}_2\text{O}} = (13,12 [^{\circ}\text{C}], 20[\text{kgf/cm}^2(\text{g})])$  y la cromatografía suministrada resulta ser representativa

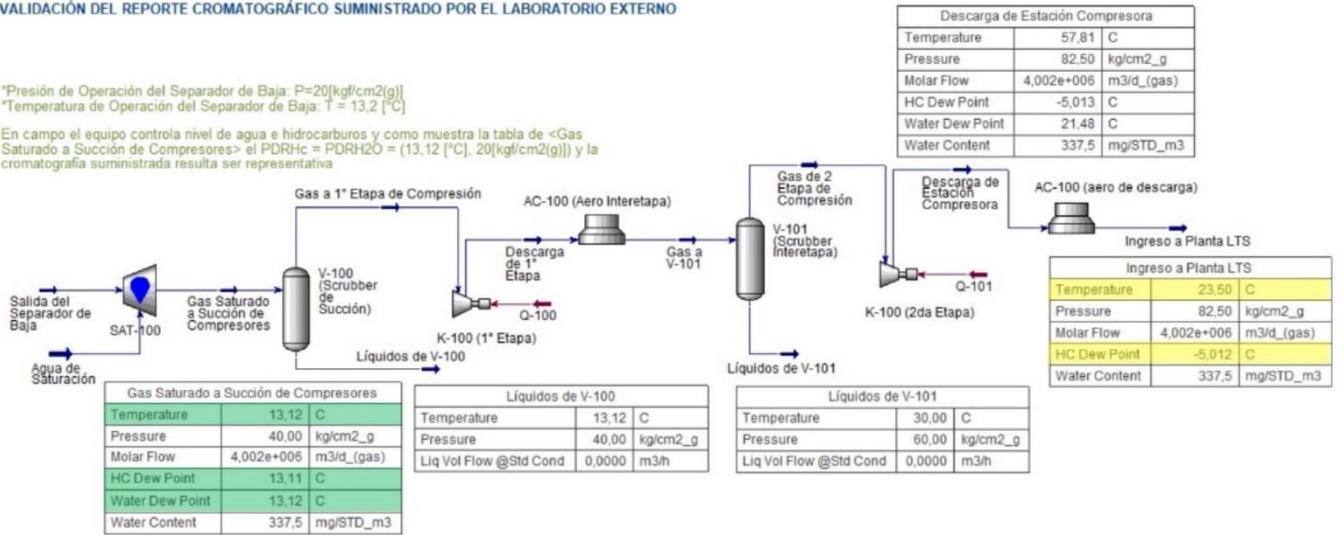


Figura N°29: Simulación y validación de la cromatografía de entrada.

Resultados: Como se observa en la Figura N°29, al cargar los datos de entrada en la corriente “Gas saturado a succión de compresores”, se cumple que el  $\text{PR}_{\text{HC}} = \text{PR}_{\text{H}_2\text{O}}$  e igual a la temperatura y presión de operación del separador de baja, esto es así debido a que el gas sale de este equipo saturado en los líquidos que dicho equipo despoja. Con esto, la muestra queda validada. Si este paso se automatiza, resulta útil para detectar errores de muestreo o de reportes cromatográficos.

Luego, para obtener los parámetros de entrada a la unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS, se procede a la simulación de los equipos involucrados en la estación compresora. Al momento del muestreo y como muestra la simulación, los scrubber de primera y segunda etapa no registran niveles de líquido. Como dato relevante a tener en cuenta, la temperatura de circulación del gas a los equipos de enfriamiento de la LTS, es muy alta respecto a la temperatura de rocío al hidrocarburo (ver corriente “Ingreso planta LTS”). Cuando el gas crudo ingresa a una planta LTS sobrecalentado, se produce deficiencia en el proceso de condensación isobárica y es posible que no se logre la especificación requerida sin que se produzcan altos consumos de energía. Adicionalmente, la mínima temperatura a la que puede ingresar el gas a una planta LTS, debe ser superior a la temperatura de formación de hidratos, que como se muestra en la Figura N° 30, en este caso es de  $T= 18,2 [^{\circ}\text{C}]$ .

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

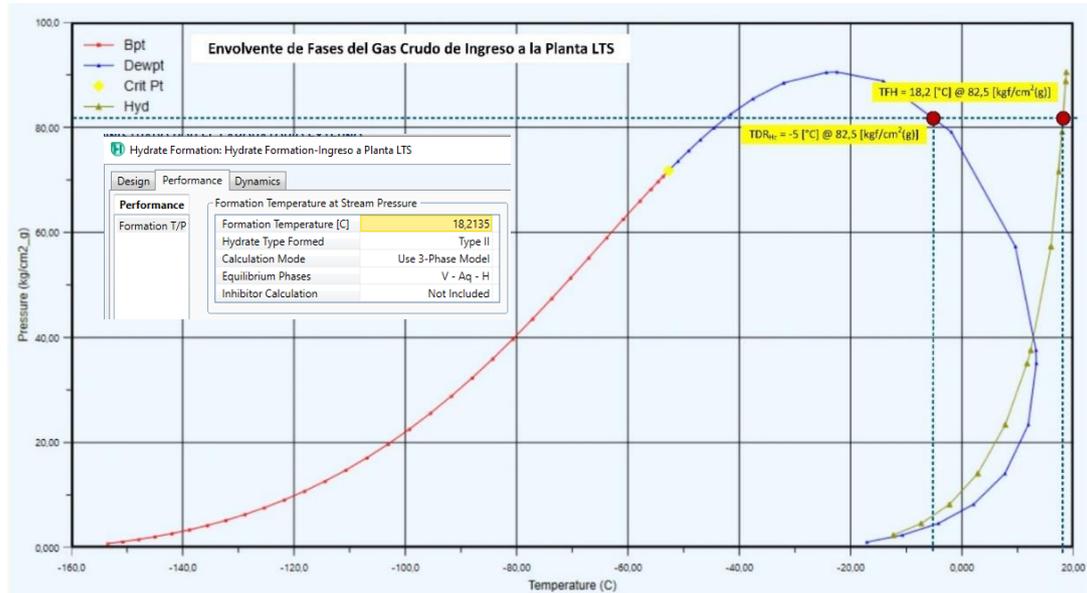


Figura N°30: Temperatura de formación de hidratos (TFH) del gas que ingresa a la planta LTS.

### 3.3.3 Simulación simplificada de la unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS

Una vez validada la cromatografía suministrada por el laboratorio externo y simuladas las condiciones a las que ingresa el gas a la planta LTS, se prosigue con el modelado y simulación de la unidad de ajuste de punto de rocío. Si dicho modelo se integra con el sistema de control, suministrará en tiempo real el valor de las desviaciones en el PRHC calculado y reportado a  $P=5500$  [kPa(abs)]. También emitirá alertas cuando la planta LTS ubicada aguas arriba del PM-0023x, opere con parámetros que dejen al gas fuera de especificación.

Al agilizar los cálculos y requerir de baja intervención humana, el modelo arroja valores de salida representativos y se minimizan las diferencias entre el PRHC calculado y el PRHC medido con el Bureau of Mines. Otra ventaja que ofrece el método, es la rápida obtención de la composición, concentración y valores de las constantes de equilibrio ( $K_i$ ), útiles para preparar muestras de gas patrón y ajustar los cálculos y reportes que realiza el algoritmo en el puente.

A continuación, y como muestra la Figura N°31 y la Figura N°32, se procede con el modelado y simulación del circuito de ajuste de punto de rocío ubicado aguas arriba del PM-0023x. Dicho modelo se realiza con el método simplificado y por medio de un [piping] se representa la caída de presión que experimenta el fluido desde que sale de la estación compresora,

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

hasta que ingresa al slug catcher de la planta LTS. Con un cooler, se simula el proceso completo del tren de intercambio de calor e integra a los intercambiadores gas/gas, gas/gasolina y chiller. A la salida del cooler la temperatura obtenida debe garantizar gas en especificación.

Aguas abajo del tren de intercambio se coloca un separador trifásico para simular las condiciones de proceso del separador frío, se analizan los resultados y mediante el manipulador balance, se corrige la temperatura de rocío a  $P= 5500$  [kPa(abs)]. Si el PRHC es mayor a  $T= -4$  [°C], la integración con el sistema de control emitirá alertas y como muestra la Figura N°33, mediante el manipulador adjust el simulador calcula la temperatura a la que debe operar el chiller para lograr gas en especificación.

Datos de entrada:

- 4 Presión de salida de la estación compresora,  $P= 82,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)].
- 5 Presión de ingreso en la planta LTS,  $P= 79,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] (esta presión es menor a la presión de salida de la estación compresora debido a la pérdida de carga asociada a la distancia existente entre la estación compresora y la planta LTS – dato proporcionado por la operadora).
- 6 Presión de operación del puente,  $P= 78,18$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)].
- 7 Caída de presión,  $5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] (contabilizada desde la salida de la estación compresora, hasta el ingreso al PM-0023x).
- 8 Temperatura de ingreso a la planta LTS,  $T= 23,5$  [°C] (El gas ingresa sobrecalentado).
- 9 Caudal de proceso,  $Q = 4$  [MMSm<sup>3</sup>/d].
- 10 Cromatografía: Según resultados de la corriente simulada “Ingreso a planta LTS”.

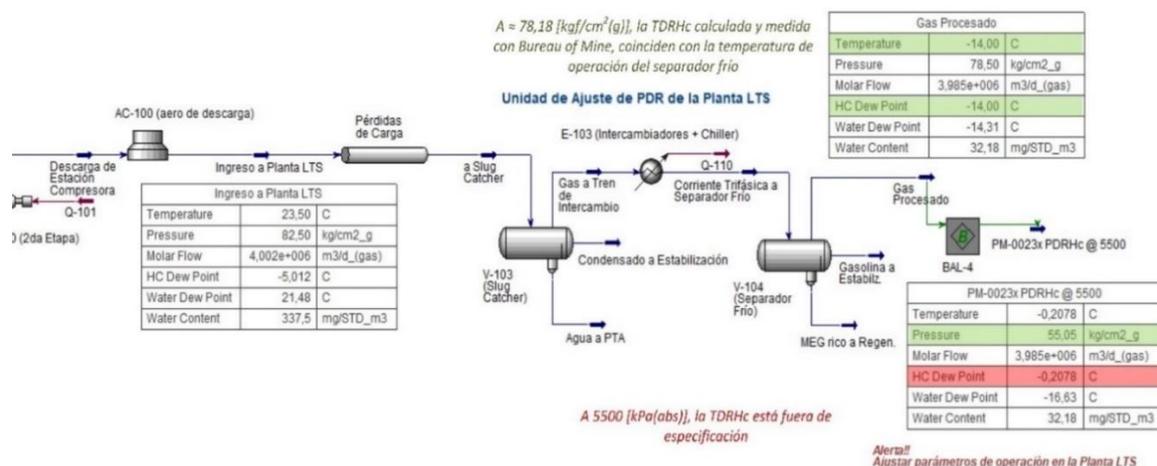


Figura N°31: Metodología para verificar las desviaciones del PRHC calculado con simulador de procesos.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

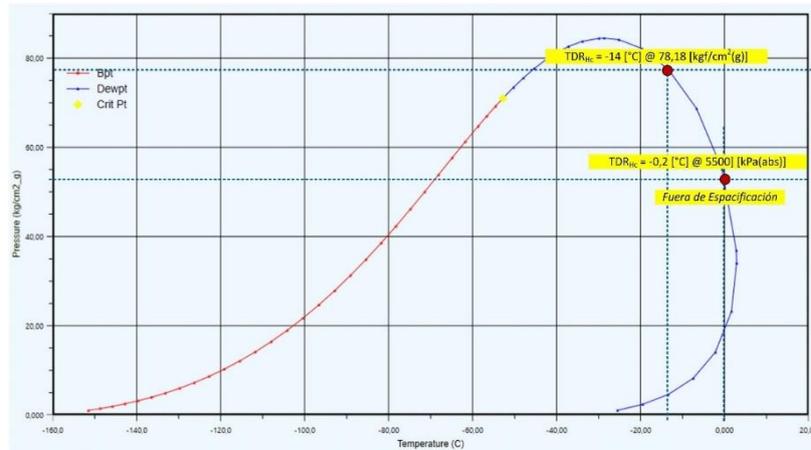


Figura N°32: Metodología para verificar las desviaciones del PRHC estimado a partir del diagrama de fases P vs T.

Resultados: Como se observa en la Figura N°31, en la Figura N°32 y en la Tabla N°8, a la presión de operación del PM-0023x, la TPRHC calculada con el simulador coincide con la TPRHC medida con el Bureau of Mines. Sin embargo, la corrección a P= 5500 [kPa(abs)] indica gas fuera de especificación con un PRHC= -0,2078 [°C]. De estos resultados, se concluye que es necesario ajustar los valores operativos en la planta LTS, de manera que a la salida del chiller, la temperatura de proceso garantice gas en especificación. A continuación, se propone utilizar el manipulador |adjust|, para que el simulador calcule dicha temperatura.

Tabla N°8: Tabla comparativa.

PRHC calculada y corregida a P= 5500 [kPa(abs)] con cromatografía on-line reportada en el PM-0023x				
Parámetros	PM-0023x	Simulador de procesos	Bureau of mines	Unidades
Presión de línea	78,18	78,18	78,18	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]
Temperatura de circulación	24,74	24,74	24,74	[°C]
Punto de rocío al HC a la presión de línea	-6,3	-3,045	-14,00	[°C]
Punto de rocío al HC a P= 5500 [kPa(abs)]	6,5	9,153*	0,2842*	[°C]
PRHC calculada y corregida a P= 5500 [kPa(abs)] con cromatografía reportada por el simulador de procesos				
Parámetros	PM-0023x	Simulador de procesos	Bureau of mines	Unidades
Presión de línea	78,18	78,18	78,18	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]
Temperatura de circulación	24,74	24,74	24,74	[°C]
Punto de rocío al HC a la presión de línea	-6,3	-14,00	-14,00	[°C]
Punto de rocío al HC a P= 5500 [kPa(abs)]	6,5	-0,2078**	-0,2078**	[°C]

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

\* La corrección se realiza utilizando el simulador de procesos y se debe considerar que el valor no es representativo, ya que como dato de entrada se toma el reporte on-line de un cromatógrafo que muestra indicios de estar descalibrado.

\*\* La corrección se realiza utilizando el simulador de procesos y la cromatografía de entrada representativa. Aun así, el gas procesado se encuentra fuera de especificación y se deben ajustar los parámetros operativos en los circuitos de la planta LTS.

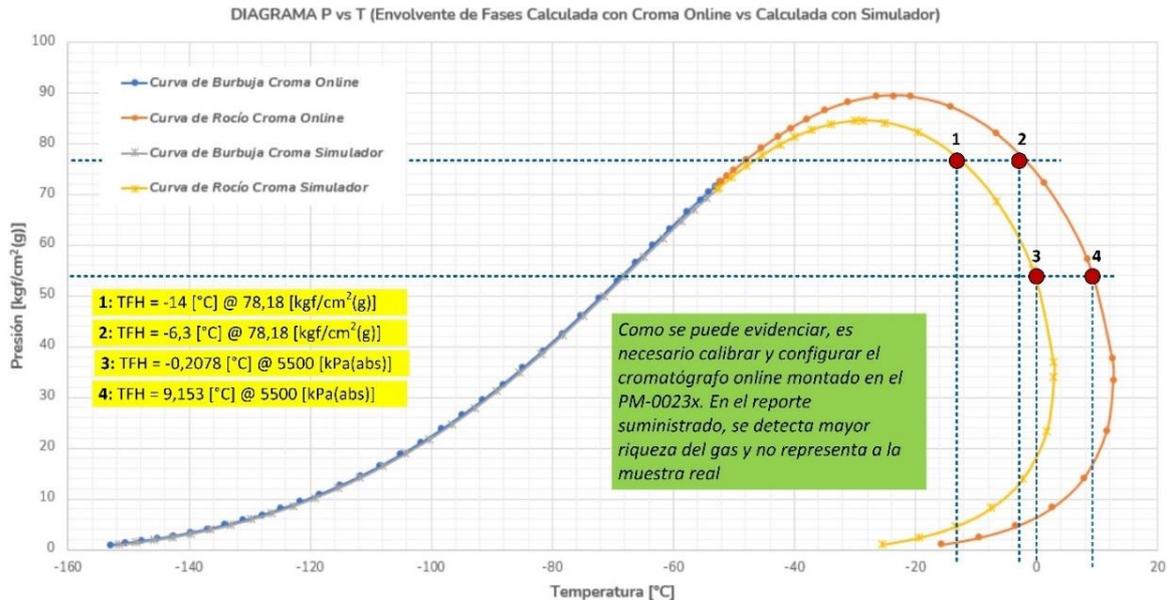


Figura N°33: Representación grafica de los resultados de la Tabla N°8.

### 3.3.4 Simulación simplificada para corregir parámetros operativos

El último paso de la metodología propuesta, consiste en tomar el modelo simplificado de la unidad de ajuste de punto de rocío de la planta LTS y mediante el manipulador [adjust], buscar la temperatura óptima que garantice gas en especificación. Con los resultados obtenidos en este paso, es posible suministrar reportes cromatográficos representativos y las correspondientes constantes de equilibrio ( $K_i$ ), útiles para calibrar el cromatógrafo y corregir las desviaciones que se presenten entre el PRHC calculado y el PRHC medido con el Bureau of Mines.

Una vez hallada la temperatura de operación correcta, se deberán ajustar los parámetros de operación en todos los circuitos de la planta LTS. Esta acción implica lo especificado a continuación

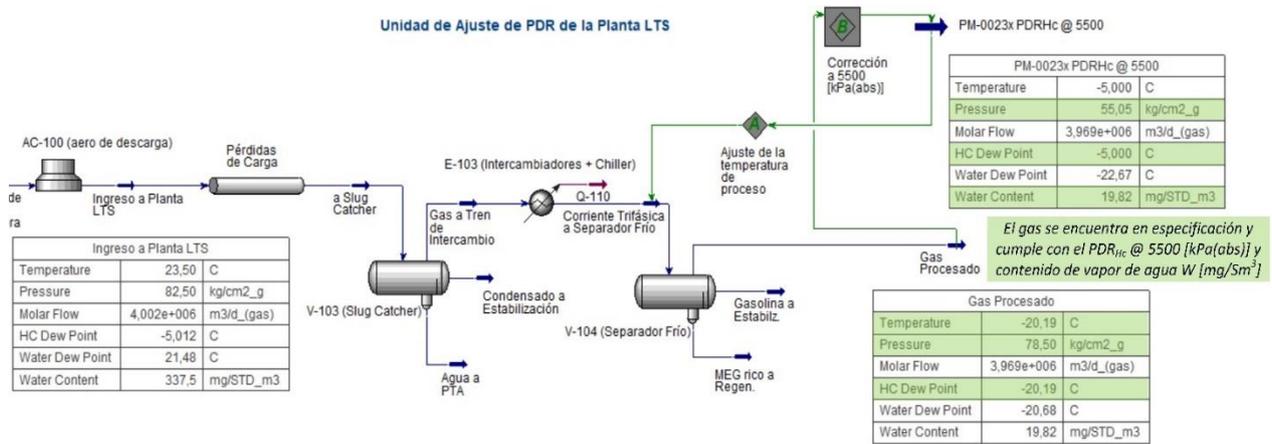
**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

- En el circuito frigorífico: Incrementar el caudal de circulación de propano, bajar la presión de operación en la carcasa del chiller mediante el aumento de la capacidad de succión de la primera etapa del compresor, y de manera simultánea, controlar niveles en carcasa y economizador. Si es necesario, se deberá reponer propano fresco desde el zeppelin al acumulador. De esta manera, se logrará disminuir la temperatura de operación de los tubos del chiller.
- En el circuito de regeneración de MEG: Debido a que la disminución de temperatura provocará mayor condensación de agua (además de mayor condensación de hidrocarburos), será necesario recalcular las inyecciones de MEG pobre para evitar la formación de hidratos. Si el proceso lo requiere, se deberán ajustar caudales y/o concentración del inhibidor. Para evitar su degradación térmica, en el reboiler no se deben superar los 165 [°C].
- En el circuito de estabilización de hidrocarburos líquidos: Ajustar los niveles en el separador flash y en la torre de estabilización, ya que el descenso de la temperatura en los tubos del chiller, genera mayor producción de gasolina.
- En el circuito de aceite térmico: Al aumentar el caudal de gasolina y de MEG a regenerar, se deberá incrementar el caudal de aceite térmico o bien elevar su temperatura a valores que no superen los 300 [°C]. Este cuidado es fundamental para evitar la degradación térmica del aceite.

Nota: La simulación completa e integrada de todos los circuitos de la planta LTS, arrojará los resultados correctos para el ajuste de las variables involucradas en cada uno de ellos. Esta metodología queda fuera del alcance del proyecto, debido a que no se suministraron datos como hojas de equipos, sistemas de control asociados, P&ID y parámetros de diseño. Sin embargo, si se cuenta con dichos datos, es posible optimizar la metodología implementada.

En la Figura N°34, se muestra el modelo simplificado y la correspondiente corrección de la temperatura de operación. Dicha temperatura se calcula para que el PRHC @ P= 5500 [kPa(abs)] sea T= -5 [°C].

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”



Recomendación: Para lograr gas en especificación con PDRHc = -5 [°C] @ 5500 [kPa(abs)], en los tubos del chiller la corriente se debe enfriar hasta -20,19 [°C] @ 78,5 [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]

Figura N°34: Modelo para lograr la especificación requerida y ajustar la temperatura de operación del chiller.

Resultados: Como se observa en la Figura N°34 y en la Tabla N°9, para cumplir con la especificación requerida del PRHC, es necesario que en los tubos del chiller la temperatura de proceso sea T= -20,19 [°C] @ P= 78,5 [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]. Con el ajuste realizado, en la Figura N°35 se suministra la cromatografía y en la Figura N°36 las constantes de equilibrio (Ki) representativas de la mezcla real.

Tabla N°9: Tabla para ajuste de la temperatura de operación.

Parámetros	Separador frío	Corrección con simulador de procesos	Unidades
Presión de operación	78,5000	78,50	[kgf/cm <sup>2</sup> (g)]
Temperatura de operación	-14,0000	-20,19	[°C]
PRHC a la presión de línea	-14,0000	-20,19	[°C]
PRHC a P= 5500 [kPa(abs)]	-0,2078	-5,00	[°C]

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen	0.0024	0.0024	0.0003
Properties	CO2	0.0039	0.0039	0.0032
Composition	Methane	0.8724	0.8724	0.2940
Oil & Gas Feed	Ethane	0.0888	0.0888	0.1435
Petroleum Assay	Propane	0.0212	0.0212	0.1072
K Value	i-Butane	0.0049	0.0049	0.0556
User Variables	n-Butane	0.0038	0.0038	0.0595
Notes	i-Pentane	0.0010	0.0010	0.0337
Cost Parameters	n-Pentane	0.0006	0.0006	0.0261
Normalized Yields	n-Hexane	0.0005	0.0005	0.0652
	n-Heptane	0.0002	0.0002	0.0784
	n-Octane	0.0001	0.0001	0.1333
	n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
	H2O	0.0000	0.0000	0.0000
	EGlycol	0.0000	0.0000	0.0000
	H2S	0.0000	0.0000	0.0000

Figura N°35: Composición para calibración y configuración del cromatógrafo online montado en el PM-0023x.

Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet		Mixed	Light	Heavy
Conditions	Nitrogen	8,770	8,770	<empty>
Properties	CO2	1,230	1,230	<empty>
Composition	Methane	2,967	2,967	<empty>
Oil & Gas Feed	Ethane	0,6193	0,6193	<empty>
Petroleum Assay	Propane	0,1979	0,1979	<empty>
K Value	i-Butane	8,891e-002	8,891e-002	<empty>
User Variables	n-Butane	6,400e-002	6,400e-002	<empty>
Notes	i-Pentane	2,915e-002	2,915e-002	<empty>
Cost Parameters	n-Pentane	2,196e-002	2,196e-002	<empty>
Normalized Yields	n-Hexane	7,889e-003	7,889e-003	<empty>
	n-Heptane	2,954e-003	2,954e-003	<empty>
	n-Octane	1,114e-003	1,114e-003	<empty>
	n-Nonane	<empty>	<empty>	<empty>
	n-Decane	<empty>	<empty>	<empty>
	H2O	1,116	1,116	<empty>
	EGlycol	<empty>	<empty>	<empty>
	H2S	<empty>	<empty>	<empty>

Figura N°36: Constantes de equilibrio (Ki) para calibración y configuración del cromatógrafo online montado en el PM-0023x.

## CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES

A partir del análisis de los datos suministrados por la operadora y de los resultados obtenidos con la implementación de la metodología propuesta, se concluye que urge la calibración y configuración del cromatógrafo online montado en el puente de medición fiscal PM-0023x. Para ello, en la Figura N°35 se suministra una cromatografía representativa para preparar las muestras de gas patrón. Para calcular y reportar de manera correcta el PRHC, la simulación proporciona las correspondientes constantes de equilibrio ( $K_i$ ) de los componentes involucrados tal como se muestra en la Figura N°36. Con dichos datos, también es posible caracterizar al pseudocomponente  $C_6^+$  y analizar su influencia en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo.

A las condiciones de proceso, el PRHC @  $P= 5500$  [kPa(abs)] es mayor a  $T= -4$  [°C]. Para garantizar gas en especificación, se deben ajustar los parámetros operativos en todos los circuitos que forman parte de la planta LTS. Para lograr el objetivo, la metodología propuesta suministra el valor de la temperatura de operación de los tubos del chiller. Dicho valor de temperatura es representativo si se conoce la procedencia del gas, y a partir de reportes cromatográficos confiables, se consideran todos los procesos a los que es sometido desde que egresa de los pozos hasta que ingresa al PM-0023x. La metodología propuesta, ofrece las simulaciones necesarias para caracterizar al gas e incluye la validación de los reportes mencionados. Su implementación e integración con el sistema de control, supera en rapidez y precisión a los cálculos tradicionales que impliquen la utilización del método de Hadden y posterior corrección a  $P= 5500$  [kPa(abs)] mediante el uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson. De esta manera se minimizan las diferencias entre el PRHC medido y el PRHC calculado.

Si se cuentan con los datos de diseño de todas las unidades de proceso ubicadas aguas arriba de un puente de medición fiscal, es posible optimizar la metodología y en caso de parámetros fuera de especificación, se pueden obtener los valores representativos para ajustar todas las variables operativas en las correspondientes unidades involucradas.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Adicionalmente y fuera del objetivo de este proyecto, del análisis de los resultados de la metodología implementada, se observa que la planta LTS no puede recuperar de manera eficiente la gasolina estipulada según el cálculo del GPM del gas. Ello sucede debido a que la presión de diseño y operación de la unidad de ajuste de punto de rocío, está muy por encima de la presión óptima (*Ver anexo 5*). A continuación, y a partir de conocimientos adquiridos en la materia gas y gasolina, se justifica esta afirmación con la simulación que se muestra en la Figura N°38 y la máxima producción teórica de gasolina calculada en la Tabla N°10. Con las recomendaciones aquí suministrada, se da lugar al abordaje de otro proyecto integrador profesional (PIP).

De acuerdo al diagrama de fases mostrado en la Figura N°37, la presión óptima para lograr la máxima recuperación de gasolina, se encuentra en el rango de  $P = 40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)]. Para poder hallarla en el diagrama de fases, es necesario trazar la crincondentérmica que indica la máxima temperatura de rocío al hidrocarburo. Dicha temperatura se lee a la presión óptima de operación. Si se considera la temperatura leída en los tubos del chiller  $T = -20,19$  [°C] (obtenida con el simulador para garantizar gas en especificación), se observa que a  $P = 78,5$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] se recupera el 0,83% de hidrocarburos líquidos, mientras que a  $P = 40$  [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] se recupera el 0,93% de hidrocarburos líquidos.

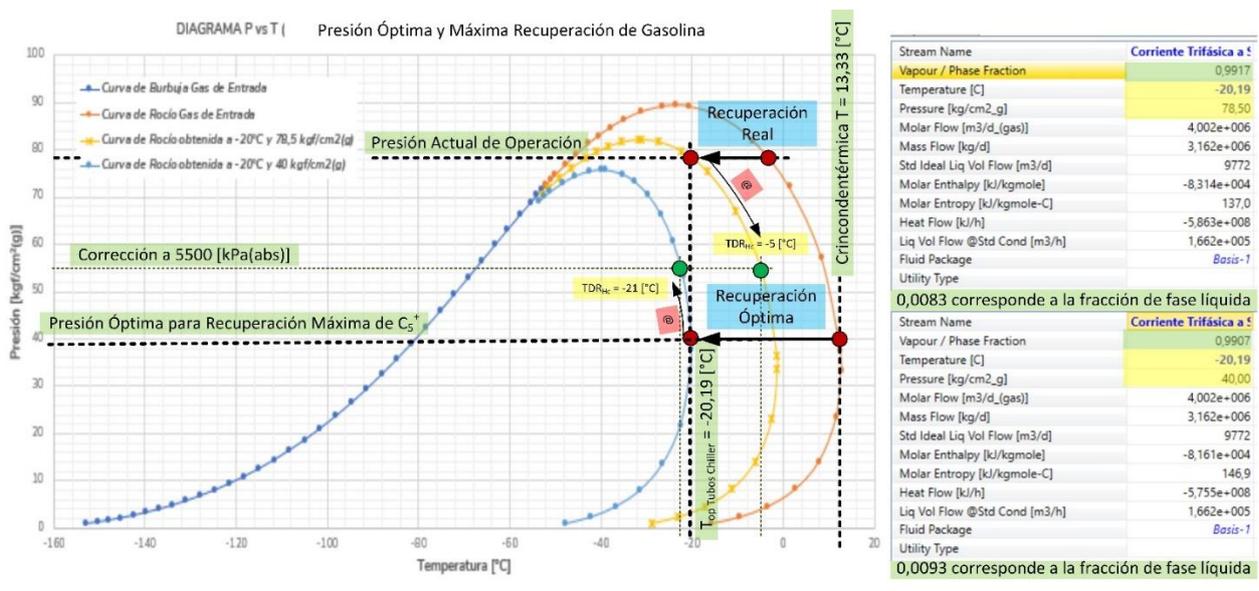


Figura N°37: Producción teórica de gasolina @ presión óptima de operación vs. @ presión actual de operación.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Para poder justificar lo anteriormente mencionado, en la Figura N°38, se muestra la simulación simplificada del circuito de estabilización de hidrocarburos líquidos integrado a la unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS. La simplificación, consiste en utilizar el equipo component split para simular los procesos que se llevan a cabo en el separador flash, columna de destilación y compresores de reciclo. Como resultado se exige que la TVR < P= 12 [psia] @ T= 100 [°F] ≈ P= -0,1895 [kgf/cm<sup>2</sup>(g)] @ T= 38 [°C].

El la Tabla N°10, se muestra según GPM del gas, el cálculo de la máxima producción teórica de gasolina y el dato se utiliza para determinar la eficiencia de recuperación real, que en este caso es del 37%.

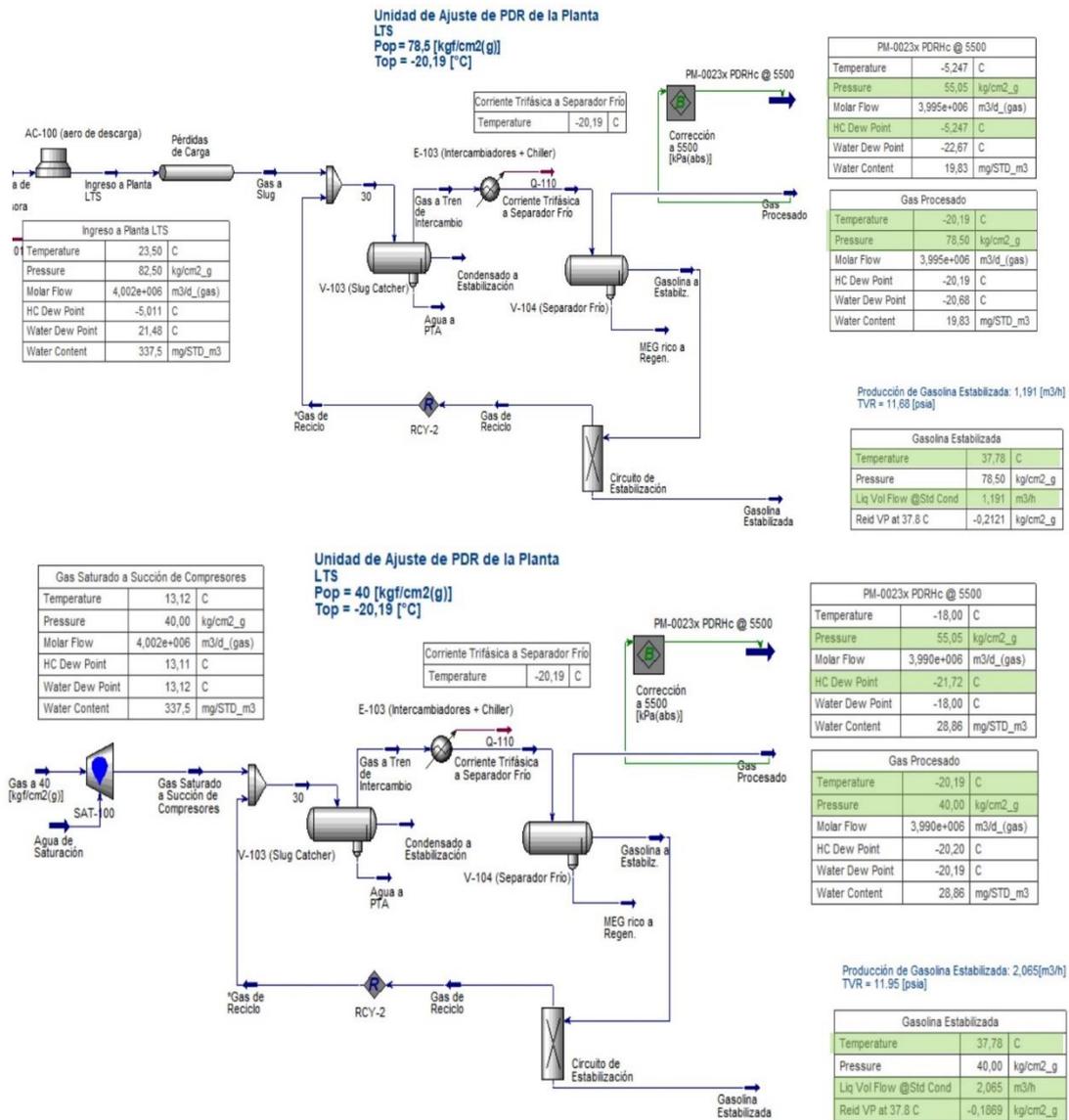


Figura N°38: Simulación del proceso – presión actual vs. presión óptima.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

Como se puede observar, si la planta opera a la presión óptima y se consume la misma cantidad de energía para enfriar al gas a la presión actual, se incrementa considerablemente la producción de gasolina estabilizada (2,065 [m<sup>3</sup>/h] vs [1,191 [m<sup>3</sup>/h]). Considerando la máxima producción teórica de gasolina indicada en la Tabla N°10 y cuyo valor es de 3,2 [m<sup>3</sup>/h], las eficiencias de recuperación son del 65 % y del 37% respectivamente.

Tabla N°10: Tabla para el cálculo de la máxima producción teórica de gasolina.

RIQUEZA DEL GAS	Datos de Entrada		Cálculos Preliminares considerando 100 % Eficiencia		PROCESO EN LTS
	Muestra A	Relación	Muestra A	Muestra A	Muestra A
Caudal de Entrada [Sm <sup>3</sup> /d]	4.000.000	Gas/Líquido [Sm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]	Recupero líquido expresado por millón de gas procesado [m <sup>3</sup> /MMSm <sup>3</sup> ]	Recupero expresado en Caudal de Líquido [m <sup>3</sup> /h]	Recupero: 65% C <sub>5</sub> <sup>+</sup> [m <sup>3</sup> /h]
Iso-Pentano (iC5)	0,0011	204,8275	5,6	22,3	14,4
Normal-Pentano (nC5)	0,0007	207,0091	3,3	13,3	8,6
Hexanos (nC6)	0,0007	182,3484	4,1	16,5	10,7
Heptanos (nC7)	0,0005	162,4803	2,8	11,3	7,3
Octanos (nC8)	0,0005	146,4034	3,1	12,6	8,1
Total C <sub>5</sub> <sup>+</sup>			19,0	3,2	2,1

Nota: Para calcular la producción teórica de gasolina estabilizada, la planilla requiere que se cargue la concentración de los componentes del gas a partir de C<sub>5</sub><sup>+</sup>. Luego, con las constantes físicas de los hidrocarburos y considerando condiciones de referencia estándar, la planilla calcula la producción de líquidos según el caudal de gas a procesar.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## ANEXOS

### ANEXO 1

#### PALABRAS CLAVE

Cálculos, caracterización, constantes de equilibrio, ecuación de estado, envolvente de fases, especificaciones, gas natural, hidrocarburos pesados, instrumento de medición, medición, método de Hadden, normativa, planta de ajuste de punto de rocío, puente de medición fiscal, punto de rocío al hidrocarburo, reportes cromatográficos, simulador de procesos.

#### APENDICE

**Adsorción:** Es un proceso por el cual átomos, iones o moléculas son atrapadas o retenidas en la superficie de un material. Es el proceso opuesto de la desorción.

**Condensación:** Es un cambio de estado de la materia, en el que una sustancia pasa de estado gaseoso a estado líquido.

**Contaminantes:** Son componentes o sustancias que afectan negativamente la utilidad de un determinado recurso, en este caso el gas.

**Destilación:** Es un método de separación de fases que consiste en el uso consecutivo y controlado de la vaporización y la condensación, para separar los componentes de una mezcla.

**Dioles:** Son alcoholes que poseen dos grupos hidroxilos.

**Entalpia:** Es una medida de energía en un sistema termodinámico, equivalente al contenido de calor total de un sistema.

**Factor acéntrico:** Es un parámetro necesario para calcular el factor de compresibilidad de un gas, mide la desviación en la presión de vapor de un compuesto respecto a gases nobles.

**Factor de compresibilidad:** Es un valor adimensional que se introduce a modo de corrección en la ecuación de estado de los gases ideales.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

**Gases inertes:** Son gases que no tienen reacciones químicas con su entorno bajo ciertas condiciones de presión y temperatura. También denominados gases de blanketing.

**Gasoducto:** Es una construcción que se utiliza para el transporte de hidrocarburos gaseosos.

**Inversión de flujo:** Es una técnica de la cromatografía de gases en la cual el gas a analizar se hace circular en sentido contrario al propuesto inicialmente.

**Líquidos GLP:** Es la mezcla de gases licuados presentes en el gas natural.

**Poder calorífico:** Es la cantidad de energía por unidad de masa o unidad de volumen de materia que se puede desprender al producirse una reacción química de oxidación, representa la energía liberada cuando un combustible se quema completamente.

**Procesos criogénicos:** Son técnicas utilizadas para enfriar el gas de manera tal de hacerlo líquido y poder transportarlo en buques.

**Puentes de medición fiscal:** Es una instalación física en la que se miden parámetros importantes del gas natural.

**Reservorio:** Es un lugar en el que se almacenan, acumulan o mantienen recursos específicos tales como agua, hidrocarburos, etc.

**Tensión de vapor:** Tendencia de un determinado líquido a evaporarse.

**Tracing:** Es un sistema de calentamiento autocontrolado que permite compensar la pérdida de calor que se presenta en tuberías, instrumentos y equipos a causa de bajas temperaturas del medio ambiente, velocidad del aire, etc.

**Vaporización:** Es un cambio de estado de la materia, en el que una sustancia pasa de estado líquido o sólido a estado gaseoso.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## ANEXO 2

### RECOMENDACIONES PARA ABORDAR EL CAMBIO DE INSTALACIONES EN UN NUEVO PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL.

La modificación de la presión operativa desde  $P= 78,5$  [ $\text{kgf/cm}^2(\text{g})$ ], hasta  $P= 40$  [ $\text{kgf/cm}^2(\text{g})$ ], implica el cambio y adecuación de todos los equipos y líneas involucrados en el proceso de los circuitos de la planta LTS. En la unidad de ajuste de punto de rocío, será indispensable disponer de equipos de mayor tamaño, y su rediseño se debe justificar según el tiempo de recuperación de la inversión necesaria. También se debe considerar que, a la presión óptima, se requiere de menor energía demandada en el circuito frigorífico para garantizar gas en especificación. El tamaño de los equipos se calculará en función de la velocidad de circulación del gas, tiempo de residencia en los equipos de proceso y se deberá contemplar que a  $P= 40$  [ $\text{kgf/cm}^2(\text{g})$ ], el caudal se mantenga en  $Q= 4$  [ $\text{MMSm}^3/\text{d}$ ].

Como recomendación adicional y en caso de realizar modificaciones en la planta actual, se debe estudiar la factibilidad de recuperar etano, propano y butano líquido mediante procesos criogénicos o bien mediante procesos de absorción. Una alternativa consiste en analizar si resulta más eficiente procesar el gas en una Planta Turbo Expende (TEX), en lugar de hacerlo en la unidad de ajuste de punto de rocío de una planta LTS.

## ANEXO 3

### UNIDAD DE SEPARACION PRIMARIA (USP)

Antes de ingresar a la planta de ajuste de punto de rocío, la corriente multifásica que proviene de los pozos de producción pasa por una *Unidad de Separación Primaria* (USP). Esta corriente viaja a una presión inferior que la presión de proceso de la planta de ajuste de punto de rocío, pero no puede ingresar directamente en un compresor ya que tiene líquidos, es por esto que antes del compresor; la corriente pasa por un separador trifásico en el que se separan las fases.

En el ingreso al separador trifásico hay una placa deflectora, la corriente multifásica choca contra esa placa y se produce un cambio abrupto en la dirección y en la velocidad del fluido (cambio en la cantidad de movimiento). El gas viaja más rápido porque es una fase más energética y los líquidos, que viajan más lento, migran al fondo del equipo por gravedad.

Dentro de este equipo el gas tiene un movimiento envolvente, entonces las pequeñas gotas de líquido que lo acompañan y que no lograron separarse por el efecto de choque, ahora se van a separar por fuerzas centrífugas, chocan contra las paredes del equipo, empiezan a coalescer y por gravedad migran al fondo.

En la parte superior del equipo, está la salida de gas que tiene un demister. El gas pasa por aquí cambiando su dirección constantemente y al hacerlo, las pequeñas gotas de líquido que hayan quedado, van a coalescer aumentando su tamaño y por gravedad migrarán al fondo del equipo; es decir que acá se termina de separar el líquido del gas. Este gas debería salir monofásico porque se separaron los líquidos, y los sólidos dispersos van a quedar retenidos en el demister.

En cuanto a los líquidos (hidrocarburos líquidos y agua), tal como ya se mencionó; se ubican en el fondo del equipo y se van a separar por diferencia de densidad y tiempo de residencia. El hidrocarburo líquido queda en la panza del separador y el agua, que es más densa, queda en la bota del equipo y desde aquí se dirige hacia las plantas de tratamiento de agua (PTA).

Siempre que se saque gas de un separador, este gas estará saturado en los líquidos que el equipo este despojando. En este caso, dentro del equipo, se tiene una fase gaseosa en contacto con una fase líquida compuesta por agua e hidrocarburos; entonces este gas estará saturado en ambos líquidos, estará en el punto de rocío que será la presión y la temperatura de operación del equipo.

**“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”**

Este punto de rocío será el mismo para los 3 fluidos que se encuentran dentro del separador, es decir que, si la presión del gas se mantiene constante y la temperatura baja, inmediatamente y en forma simultánea va a condensar tanto agua como hidrocarburo. Debido a esto es que, antes de entrar al compresor, hay un separador vertical (conocido como scrubber de succión) que tiene una placa deflectora y un demister de tope, este equipo tiene la función de garantizar que al compresor nunca entre líquido. Por la parte inferior del equipo salen los líquidos y por la parte superior sale el gas que será monofásico.

Luego, este gas entra al compresor de la USP que comprime el gas hasta la presión de operación de la planta de ajuste de punto de rocío. Como se comprime, la temperatura aumenta considerablemente y es por esto que los compresores tienen aero-enfriadores que permiten disminuir la temperatura de descarga, pero sin variar la presión.

Al finalizar este proceso, el gas está en condiciones de ingresar a la planta LTS.

## ANEXO 4

### PLANTA DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO - TURBO EXPANDER (TEX)

Este sistema permite recuperar condensables a partir del etano.

En principio, el gas tiene que pasar por un sistema de tamices moleculares debido a que se debe generar una gran deshidratación para recuperar condensables a partir del etano. Luego hay una serie de intercambiadores de calor cuya función es condensar los primeros componentes del gas mediante la aplicación de frío, este pre-enfriamiento aumenta la eficiencia del siguiente equipo.

El gas continúa su camino hasta la turbina, un equipo que genera una caída de presión muy grande, que conlleva un gran enfriamiento y trae aparejada la condensación de productos (genera un desbalance termodinámico); aquí el gas se expande hasta la presión de la desmetanizadora.

Cuando la turbina baja la presión, simultáneamente enfría y condensa gas. La turbina tiene un eje que absorbe el trabajo útil y ayuda a una compresión parcial del gas de salida (el fin de esto es que se aproveche este trabajo para que el compresor final pueda tener una menor potencia, esto es así porque el gas viene a una presión, esta se bajó, pero para ir a gasoducto es necesario recuperarla).

Para ir recuperando productos, el equipo que se utiliza es una torre desmetanizadora, el metano sale por encima de la torre y el etano, con el resto de los productos, sale por la parte inferior de la torre como líquido. El producto de fondo de este equipo puede ser fraccionado luego para producir corrientes de etano, propano, butano y gasolina.

La torre trabaja con condiciones de presión y temperatura que favorecen la separación (presión constante y temperatura variable).

El metano siempre se llevará con él trazas de etano y es por eso que se dice que la eficiencia de esta torre es del 90%, de todas maneras, no sería conveniente tener metano puro en la parte superior ya que este no tiene un alto poder calorífico y no podría ser comercializado, entonces al tener las trazas de etano mencionadas, se logra la especificación para venta.

El metano que sale por la parte superior de la torre desmetanizadora se puede comprimir y enviar a gasoducto o se puede licuar mediante procesos de licuefacción para su transporte en estado líquido cuando no se tiene disponibilidad de gasoductos.

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

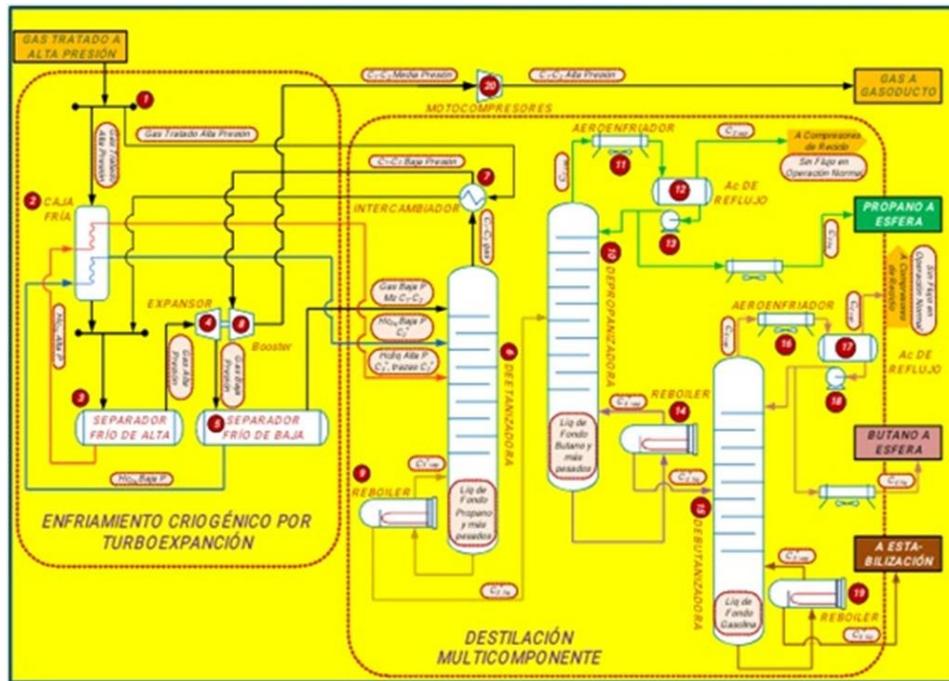


Figura N°39: Diagrama de flujo – Unidad de fraccionamiento de gas natural: Planta TEX (ING. Pablo Troncoso; Apuntes de cátedra: “Procesos y operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”).

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

## ANEXO 5

### PRESION ÓPTIMA DE OPERACIÓN

En la planta LTS se ajustan en simultaneo los puntos de rocío al agua y al hidrocarburo por condensación, la presión se mantiene casi constante y lo que se hace es bajar la temperatura. La mínima temperatura de proceso se logra en los tubos del chiller y, con esta temperatura se debe garantizar gas en especificación.

Esta mínima temperatura puede estar en función del contenido de agua o en función del contenido de hidrocarburo. Si estuviera en función del contenido de agua, cuando se ajusta el contenido de vapor de agua a valores menores que  $65 \text{ [mg/Sm}^3\text{]}$ , automáticamente se ajusta el punto de rocío al hidrocarburo; si, por el contrario, quien domina es el hidrocarburo, si se ajusta el PRHC a  $P= 5500 \text{ [kPa (abs)]}$ , automáticamente se ajusta el contenido de vapor de agua. Siempre es uno de los dos quien domina el proceso.

Para saber quién domina el proceso se utiliza la envolvente de fases y la temperatura cricondentérmica. La temperatura cricondentérmica se indica como una recta vertical, paralela al eje de presiones, que corta a la curva de puntos de rocío en un solo punto (es tangente a la curva de rocío); es la máxima temperatura a una determinada presión a la que aparece el primer vestigio de líquido hidrocarburo.

Una vez que se obtiene la temperatura cricondentérmica, al trazar una línea horizontal, se puede encontrar lo que se denomina *presión óptima de operación*, tal como se muestra en la Figura N°39. Si la planta de ajuste de punto de rocío está trabajando a esa presión, cuando se enfríe se van a condensar la máxima cantidad de hidrocarburos posibles, es erróneo creer que a mayor presión de operación se recuperan más hidrocarburos.

Se sabe que el circuito frigorífico tendrá una temperatura límite, es decir que no va a enfriar más allá de ese límite. Esta temperatura dependerá de cómo este diseñado el circuito, de que calidad de propano se esté usando, etc.

Tal como se muestra en la Figura N°39, suponiendo que la planta enfría hasta una temperatura  $T= X \text{ [}^\circ\text{C]}$ , subiendo por una línea vertical, se puede observar que, si la planta está trabajando a la presión óptima, se recuperará casi un 20% de líquido, si la planta está trabajando por encima de la presión óptima, cuando se enfríe hasta la temperatura  $T= X \text{ [}^\circ\text{C]}$  se recuperará

“Influencia de la caracterización de los pesados en la determinación del punto de rocío al hidrocarburo”

un 10% de líquido, y en el caso de que este trabajando por debajo de la presión óptima, se recuperará menos de un 10% de líquido.

Para saber si la temperatura mínima que se quiere lograr en el chiller va a estar en función del contenido de agua o del contenido de hidrocarburo, se debe hacer uso de la siguiente metodología

- Si la presión de operación es menor o igual que la presión óptima, entonces la temperatura mínima que se tiene que lograr en el chiller, se tiene que buscar en función del contenido de vapor de agua y automáticamente se ajusta el punto de rocío al hidrocarburo.

$$P_{operación} \leq P_{óptima} \rightarrow T_{minf}(contenido\ de\ agua)$$

- Si la presión de operación es mayor que la presión óptima, entonces la temperatura mínima que se tiene que lograr en el chiller, va a estar en función del PRHC y automáticamente se ajusta el contenido de vapor de agua.

$$P_{operación} > P_{óptima} \rightarrow T_{minf}(PRHC)$$

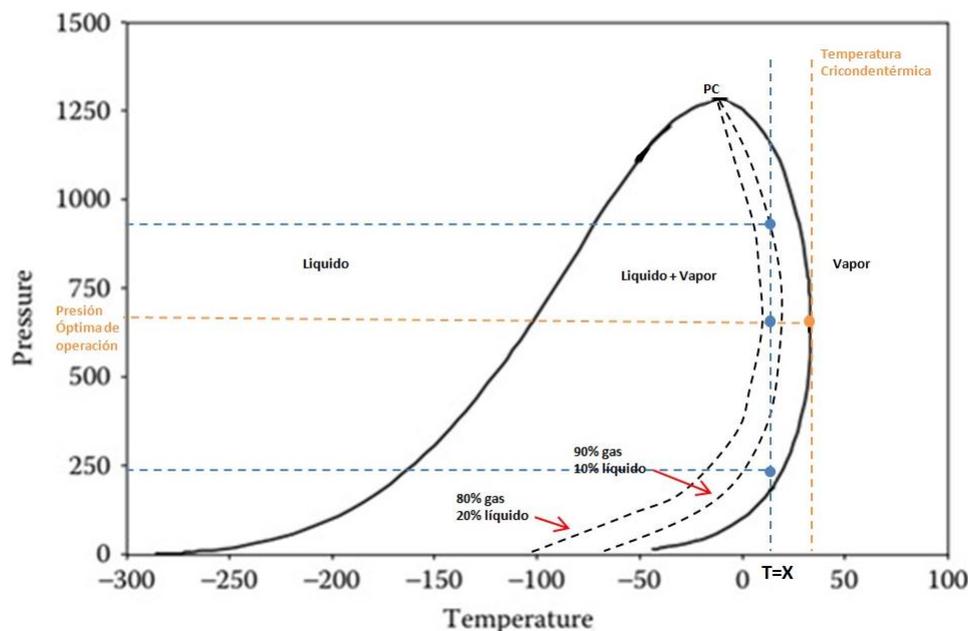


Figura N°40: Envolvente de fases: temperatura cricondentérmica y presión óptima de operación – (Modificada de Arthur J. Kidnay y William R. Parrish, “fundamentals of natural gas processing”; 2006).

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Arthur J. Kidnay y William R. Parrish, “Fundamentals of natural gas processing”; 2006
- ENARGAS, “Norma de calidad de gas natural – NAG-602”; 2019
- Francis S. Manning y Richard E. Thompson, “Oilfield processing of petroleum”; 1995
- Adriana Alexandra Aparicio Ariza y Elizabeth Ayala Blanco, “Identificación y cuantificación de las fuentes de incertidumbre que afectan el proceso de medición del punto de rocío de hidrocarburo y el poder calorífico del gas”; 2015
- Jack Herring, “Determination of hydrocarbon dew point measurement in natural gas”)
- INDUSLAB S.R.L, “Técnica de cromatografía gaseosa – método estándar de análisis de gas natural por cromatografía gaseosa - D 1945-14”; 2022
- ING. Pablo Troncoso, Apuntes de cátedra: “Procesos de operación en plantas de acondicionamiento de gas natural”.
- Antonio Valiente Barderas y Carlos Álvarez Maciel, “Flujo a dos fases: sistema gas - líquido”;2017.