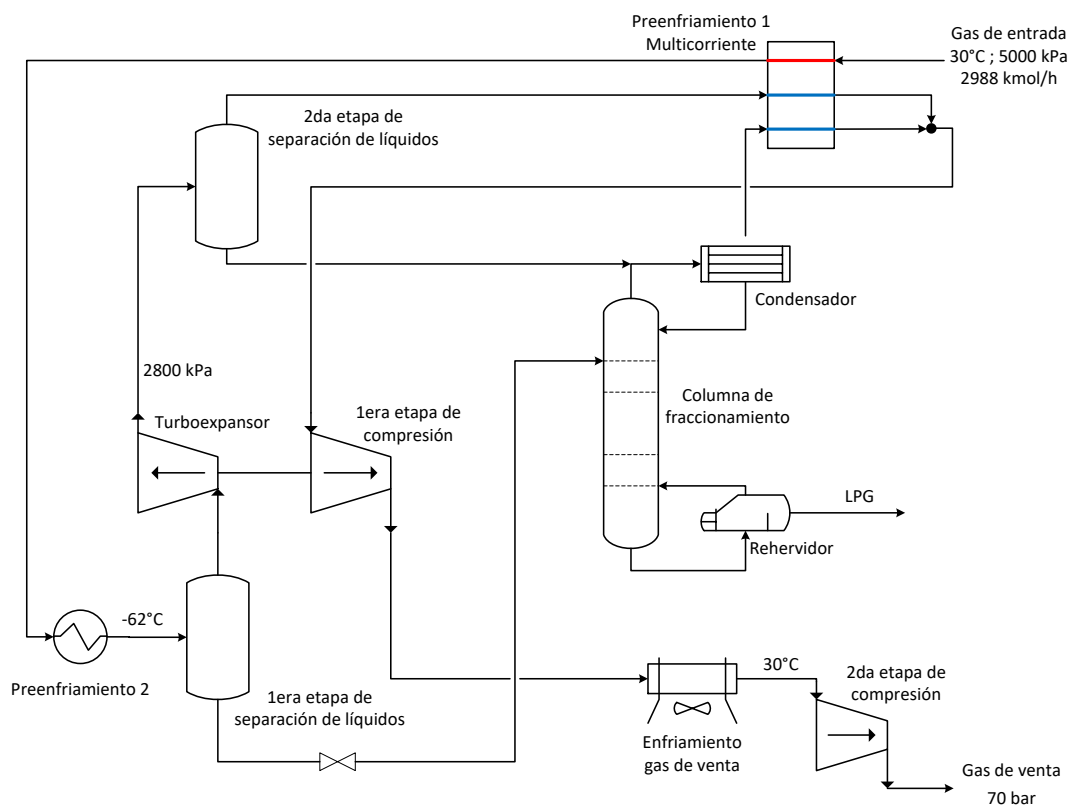


Simulación de un proceso de producción de LPG por turboexpansión en DWSIM

1. TP1 en DWSIM.

Realizar el TP 1 en DWSIM y comparar los resultados.

2. Simulación de un proceso de producción de LPG por turboexpansión.



El gas natural de alimentación a planta proviene de una unidad de deshidratación, por lo que su contenido de agua es despreciable y no existe riesgo de formación de hidratos al producirse su enfriamiento por expansión. Las condiciones y composición a considerar para diseño son las siguientes:

Gas de entrada	
Temperatura	30°C
Presión	5000 kPa
Flujo molar	2988 kgmole/h
Composición – Fracción molar	
Nitrógeno	0.0149
Dióxido de carbono	0.002
Metano	0.9122
Etano	0.0496
Propano	0.0148
i-Butano	0.0026
n-Butano	0.002
i-Pentano	0.001
n-Pentano	0.0006
n-Hexano	0.0003

Utilizar Peng-Robinson como paquete de propiedades termodinámicas.

Preenfriamiento inicial

Previo a su expansión, el gas natural de alimentación a planta atraviesa dos etapas de enfriamiento:

- Preenfriamiento 1: Intercambiador multicorriente de aluminio (Aluminium Plate-fin heat exchanger), característico de este tipo de industria en la que se necesita un alto grado de integración energética. Este equipo no se encuentra disponible en la librería de módulos pero es fácilmente reproducible combinando otros. Su especificación corresponde a:
 - La caída de presión estimada en el equipo, tanto para la corriente caliente como para las dos corrientes frías, será de 20 kPa.
 - El approach de temperatura mínimo será de 10°C. Esto significa que la diferencia de temperatura entre la corriente caliente y las frías no podrá ser inferior a 10°C. A los fines de la simulación se establece que esta restricción se encuentra activa (la temperatura de salida de las corrientes frías es 10 °C menor que la de entrada de la corriente cálida).
- Preenfriamiento 2: Equipo similar al anterior, pero el gas es enfriado a partir de un circuito auxiliar de refrigeración con propano.
 - La pérdida de carga estimada en esta etapa será también de 20 kPa.
 - A la salida de este equipo, el gas de entrada alcanza una temperatura de -62°C.

Primera etapa de separación de líquidos

Una vez producido el preenfriamiento descrito, que genera la condensación de los componentes más pesados del gas de entrada, es necesario incorporar al proceso una primera etapa de separación de líquidos.

De esta forma, se alimentará al turboexpansor un vapor saturado sin presencia de componentes líquidos que arruinarían irreversiblemente la rueda de expansión. Por otro lado, la corriente líquida separada en esta etapa se alimentará, previo paso por una válvula de reducción de presión, directamente a la columna de fraccionamiento.

Lógicamente, **la presión de alimentación de esta corriente a la columna deberá, en todo momento, ecualizarse con la presión de descarga del turboexpansor.**

Turboexpansión

En la etapa de turboexpansión, se permite el descenso de presión del vapor saturado ya despojado de los componentes más pesados del gas hasta los 2800 kPa. Este descenso de presión, provocará una disminución de temperatura adicional que permitirá la condensación de los componentes licuables que se desea separar. La eficiencia adiabática a considerar para diseño será de 75%.

La operación de turboexpansión es la que hace económico al proceso de separación de licuables, dado que la evolución termodinámica tiende a ser isentrópica, permitiendo aprovechar el trabajo generado por el gas al hacer girar la rueda de expansión en una etapa de compresión posterior y alcanzar menores temperaturas respecto de una expansión isentálpica tipo Joule-Thompson producida en una simple válvula (fundamento de otras tecnologías de separación de condensables).

Segunda etapa de separación de líquidos

Como fue mencionado, el enfriamiento producido por la expansión provoca la condensación de hidrocarburos, que serán separados otorgando tiempo de residencia a la corriente de descarga del turboexpansor. Para ello, se incorpora al proceso la segunda etapa de separación de líquidos.

El vapor proveniente de esta etapa constituirá parte del gas natural de venta (ya despojado de licuables) de nuestro proceso, que para poder ser alimentado al sistema de distribución general de gas natural deberá ser posteriormente recomprimido.

Por otro lado, el líquido proveniente de esta etapa será alimentado a la columna de fraccionamiento.

Fraccionamiento. Obtención de LPG en especificación

En la etapa de fraccionamiento, se buscará despojar de sus componentes más livianos, metano y etano, a las corrientes líquidas provenientes de ambas etapas de separación, para obtener por tope un vapor saturado liviano que será enviado a la corriente de gas natural de venta y por fondo la corriente líquida de LPG.

La presión de fondo de la columna estará fijada en el mismo valor que la presión de descarga del turboexpansor y la presión de tope será 34.5 kPa inferior a la presión de descarga del turboexpansor.

La columna de fraccionamiento tendrá 5 etapas teóricas, un condensador y un rehervidor (7 etapas totales). La corriente líquida más pesada proveniente de la primera etapa de separación será alimentada en el plato superior, mientras que la corriente líquida más liviana proveniente de la segunda etapa de separación **será alimentada directamente al condensador y proveerá el enfriamiento requerido allí.** Debido a ello, **no será necesaria la extracción de energía en el condensador por algún medio auxiliar.** **Se establece como especificación de fondo un flujo de 19.17 mol/s**

Cabe aclarar además, que no se obtendrán productos líquidos del tope de la columna; el producto condensado en el condensador de tope será reflujo por completo a la columna.

Recompresión del gas natural de venta

Los vapores livianos producidos en la segunda etapa de separación de líquidos y como producto de tope de la columna de fraccionamiento constituirán el gas natural de venta que será recomprimido de modo de ser inyectado al sistema de distribución general de gas natural.

Para ello, en primera instancia se aprovechará su baja temperatura para enfriar el gas de entrada a planta y luego serán comprimidos en dos etapas:

- Primero mediante el compresor asociado al turboexpansor. Considerar eficiencia adiabática del 75%.
- Y segundo mediante un compresor de exportación incorporado a tal fin que llevará el gas de venta a la presión de 7000 kPa. En este caso, también consideraremos una eficiencia adiabática del 75%.

Debido al incremento de temperatura generado en la primera etapa de compresión, en su descarga se incluye un aroenfriador que llevará a 30°C la corriente de alimentación a la segunda etapa. La pérdida de carga en este enfriador se estima en 20 kPa.

EJERCITACIÓN

Una vez completada la simulación se solicita realizar las siguientes actividades:

- a- Reformular el flowsheet para adaptarlo a los módulos existentes en DWSIM.
- b- Realizar el DFI del nuevo flowsheet y proponer una secuencia de resolución.
- c- Realizar la simulación en estado estacionario en DWSIM.
- d- El modo más común de definir la eficiencia de un proceso de separación de licuables es mediante el porcentaje de recuperación de propano. Esto es:

$$\text{Recuperación de C3} = \frac{\text{C3 en gas de entrada} - \text{C3 en gas de venta}}{\text{C3 en gas de entrada}} \times 100$$

Informar cuál es el porcentaje de recuperación de propano para el proceso simulado.

- e- En paralelo a la recuperación de propano, resulta importante estudiar cuál será el costo operativo de nuestro proceso, que se encontrará definido, en mayor medida, por la energía que debemos entregar al gas de venta para recomprimirlo. Informar cuál es la potencia que será necesario suministrar en la segunda etapa de compresión para el proceso simulado.