

EJERCITACIÓN PRÁCTICA
CATEDRA PROCESOS INDUSTRIALES II
2014

Se proponen los siguientes casos de estudio.

Se pretende en general resolver las problemáticas planteadas según las consignas propuestas en cada caso.

Se debe presentar un informe que incluya para caso lo siguiente:

- Resumen ejecutivo
- Desarrollo
- Hipótesis asumidas
- Conclusiones

CASO DE ESTUDIO 1– CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS

El crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos de la que resulta impracticable conocer su composición a ciencia cierta. Debido a ello, la caracterización de crudos y sus cortes se basa en propiedades físicas y curvas de destilación que otorgan una indicación de calidad y permiten predecir a grandes rasgos qué unidades de refinación serán requeridas para su procesamiento o cómo se comportarán en unidades de proceso existentes.

Con el objetivo de realizar estudios de diseño y verificación detallados que permitan la predicción de las propiedades físicas y químicas de los productos de refinación que se obtendrán de un determinado proceso, surge la necesidad de incorporar herramientas de simulación que posibiliten obtener una caracterización más precisa.

El modo de trabajar con crudos en Aspen HYSYS es mediante la herramienta Oil Manager, basada en dividir la mezcla de hidrocarburos en “n” componentes hipotéticos identificados por su punto de ebullición.

El objetivo de este trabajo es que el alumno se familiarice con su uso, comprendiendo los datos que a menudo se suministran en una caracterización de crudo típica y obteniendo conclusiones preliminares respecto de los rendimientos de producto que podrán alcanzarse según el tipo de crudo que se esté procesando.

1. CARGA DE DATOS EN OIL MANAGER DE HYSYS

La secuencia de carga de datos en Oil Manager, comprende:

1- Ingreso de información disponible para el assay de crudo. Cuanto mayor sea la cantidad de datos ingresados, mejor será la caracterización que obtendrá el simulador.

En este caso, se suministran tres assays de crudo típicos; un crudo pesado, Surmont Heavy Blend (Canadá), un crudo medio, Bonny Light (Nigeria) y un crudo liviano, Hidra (Argentina).

De cada uno de ellos, se introducirán al simulador los siguientes datos:

- Curva de destilación TBP.
- Densidad a 15°C (estándar) y viscosidad cinemática a dos temperaturas distintas.
- Composición de la fracción liviana del crudo.

2- Generación de los componentes hipotéticos que permitan caracterizar el crudo y sus cortes. Para ello, se utilizará la opción “Auto Cut” que dividirá las curvas de trabajo en segmentos según punto de ebullición de acuerdo al siguiente esquema:

Rango	Número de pseudocomponentes
37,78 a 425°C	28
425 a 650°C	8
650 a 871°C	4

3- Para utilizar el crudo definido en un modelo de simulación es necesario instalar los blends creados permitiendo que se generen corrientes con la composición hipotética simulada.

2. ANÁLISIS DE RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS

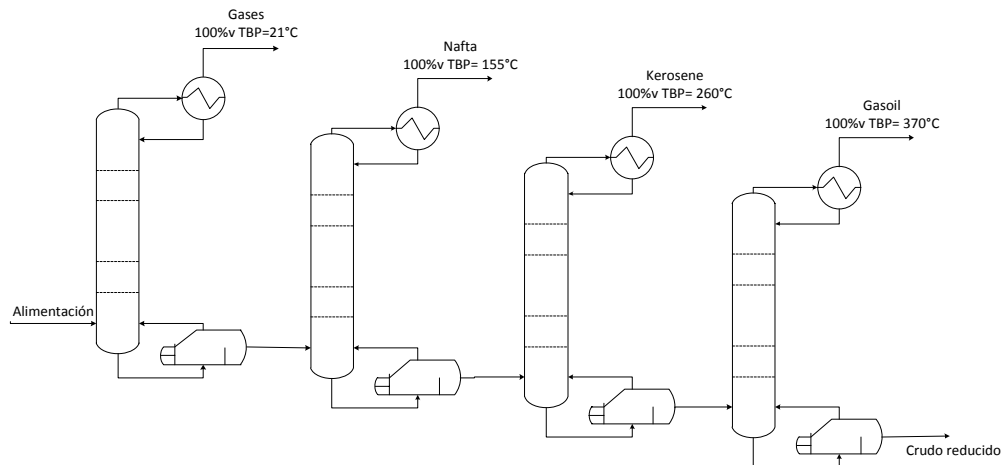
a- Suponiendo que de la destilación atmosférica de los crudos en estudio se desean obtener los siguientes productos:

Rango	Producto
IBP a 21°C	Gases
21 a 155°C	Nafta atmosférica
155 a 260°C	Kerosene
260 a 370°C	Gasoil atmosférico
370°C en adelante	Crudo reducido

Indicar cuáles serán los rendimientos volumétricos teóricos de cada producto (volumen estándar de producto por cada 100 unidades de volumen estándar de crudo) para cada tipo de crudo.

b- Si adicionáramos una unidad de destilación al vacío, cuál de los crudos requeriría la mayor capacidad de diseño?

c- Para el crudo Bonny Light, verificar los rendimientos teóricos calculados por Oil Manager (ítem a) modelando el proceso de destilación mediante sucesivas etapas ideales. La presión de trabajo será 101,3 kPa y se considerará que no existe pérdida de carga en las columnas, condensadores y reboilers.



Para lograr la convergencia del modelo, las columnas deberán ser especificadas según temperaturas de corte, tanto de los productos de tope (100%v de la curva TBP) como de los productos de fondo (0%v de la curva TBP). Se admite un overlap (diferencia entre la temperatura final e inicial de ebullición de dos cortes sucesivos) máximo de 4°C.

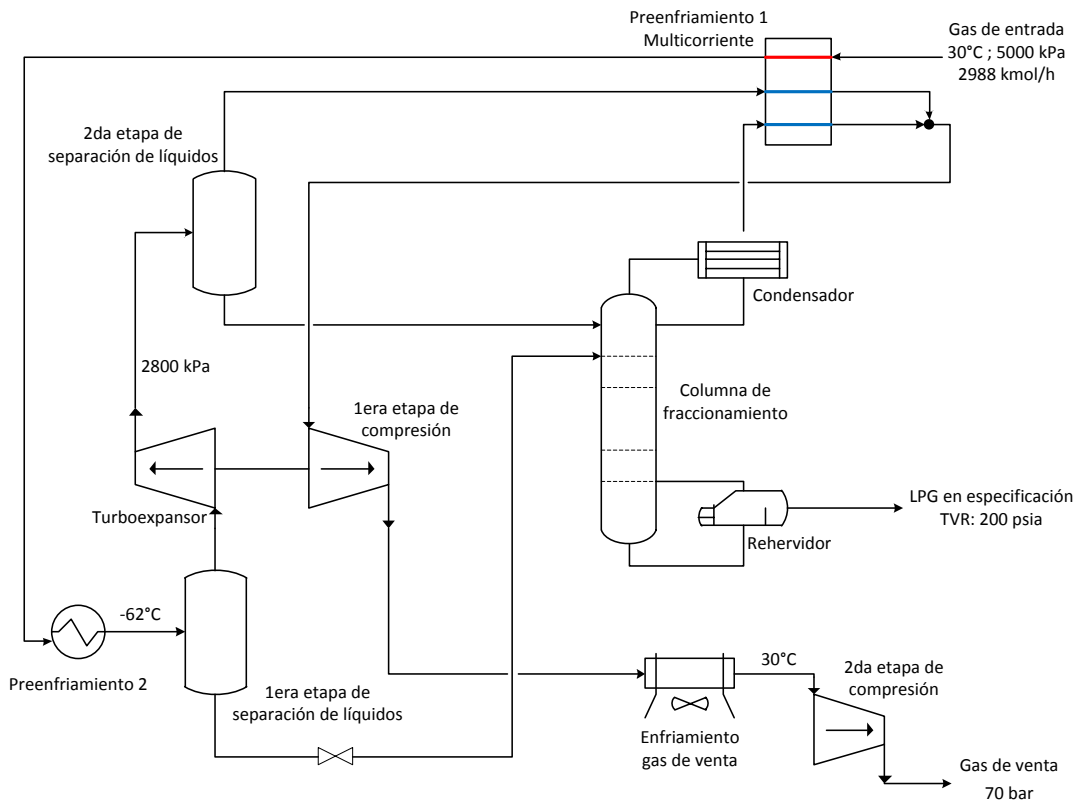
d- Indicar, para el crudo Bonny Light, los siguientes parámetros de calidad de los productos obtenidos. Para visualizarlos debe ejecutarse la utilidad “Boiling Point Curves” desde la pestaña “attachments” ubicada en el menú de cada corriente.

- Punto final de la curva de destilación ASTM D86 de la nafta.
- Flash point del kerosene.
- 90% de la curva de destilación ASTM D86 del gasoil.

CASO DE ESTUDIO 2 – PRODUCCIÓN DE LPG POR TURBOEXPANSIÓN

1. ELABORACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Se solicita el modelado en Aspen HYSYS de una planta de producción de LPG por turboexpansión, según el siguiente diagrama de flujo:



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:

- La primera en un 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. La operación unitaria a utilizar en el simulador es el intercambiador tipo LNG cuya especificación se hará del siguiente modo:
 - La caída de presión estimada en el equipo, tanto para la corriente caliente como para las dos corrientes frías, será de 20 kPa.
 - La diferencia de temperatura de salida entre ambas corrientes frías será de 0°C.
 - 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 en cualquier punto del equipo.
- Y la segunda, en un equipo similar al anterior, pero en el que 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 habrá alcanzado 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, equalizarse 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 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 turpoexpansión 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.

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 una 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 en especificación que **deberá poseer una TVR (tensión de vapor Reid) máxima de 200 psia.**

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 5 psi inferior a la presión de descarga del turboexpansor.

La columna de fraccionamiento tendrá 5 etapas teóricas, un condensador y un rehervidor. La corriente líquida más pesada proveniente de la primer 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.**

Cabe aclarar además, que no se obtendrán productos líquidos del tope de la columna; el producto condensado en el condensador de tope será reflujado 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 70 bar. En este caso, también consideraremos una eficiencia adiabática del 75%.

Debido al incremento de temperatura generado en la primer etapa de compresión, en su descarga se incluye un aereo enfriador que llevará a 30°C la corriente de alimentación a la segunda etapa. La pérdida de carga en este enfriador se estima en 0,2 bar.

2. EJERCITACIÓN COMPLEMENTARIA

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

- a- 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.

- b- 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.

- c- Indicar cómo variarán el porcentaje de recuperación de propano y la potencia a entregar en la segunda etapa de compresión ante modificaciones en la presión de descarga del turboexpansor. Estudiar el rango comprendido entre 20 y 36 bar considerando intervalos de 2 bar.

Se solicita analizar los resultados y establecer conclusiones al respecto.

- d- Indicar cómo variará el porcentaje de recuperación de propano ante modificaciones en la temperatura de descarga de la segunda etapa de enfriamiento preliminar. Estudiar el rango comprendido entre -55 y -65 °C considerando intervalos de 1°C.

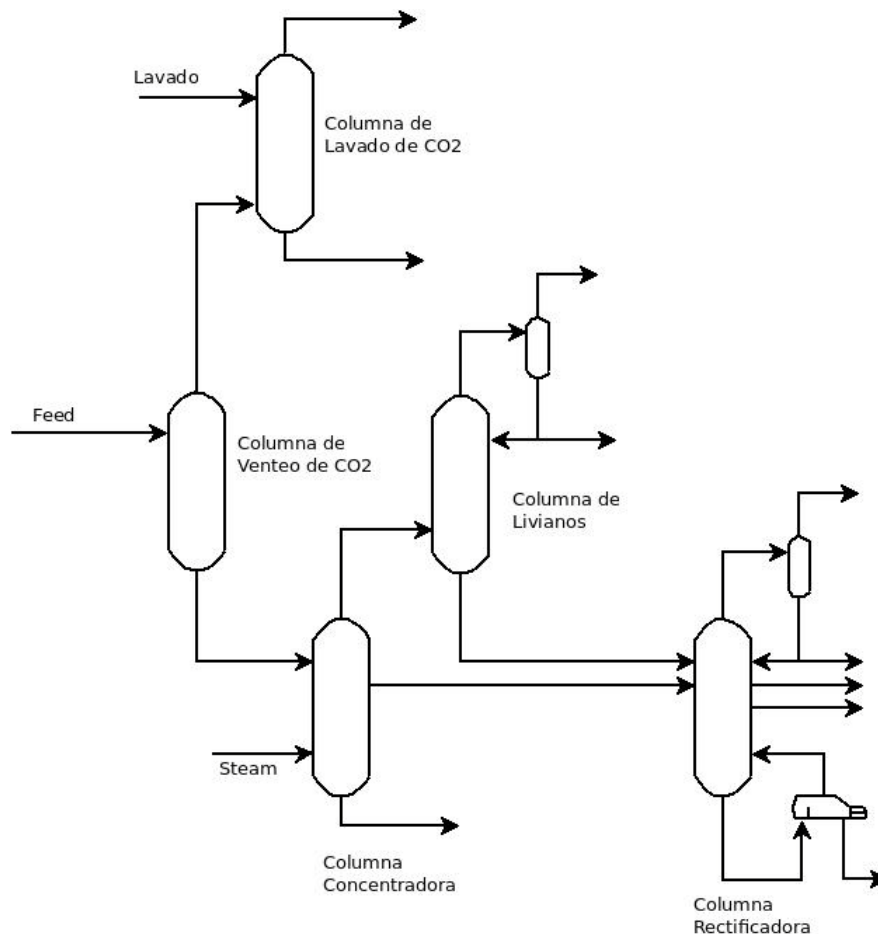
Se solicita analizar los resultados obtenidos y establecer conclusiones al respecto.

CASO DE ESTUDIO 3 – PURIFICACION DE ETANOL

Existen diversos métodos para la producción de etanol. Por ejemplo, pueden citarse la síntesis química a través de la hidratación catalítica del etileno, o la fermentación de sustratos azucarados. Estos procesos dan como resultado una mezcla de diferentes sustancias, por ello se debe recurrir a un sistema de destilación para obtener etanol en el grado de pureza deseado. Existen diversas alternativas de separación: trenes de destilación convencional, separadores de membranas, sistemas híbridos, etc.

En nuestro caso de estudio consideramos una corriente proveniente de un proceso de fermentación. Típicamente, un proceso de fermentación produce principalmente, etanol y pequeñas cantidades de otros alcoholes, tales como metanol, 1-propanol, 2-propanol, 1-butanol, 3-metilpropanol, 2-pentanol, glicerol, y otras sustancias, por ejemplo ácido acético y dióxido de carbono. El objetivo del caso de estudio se centra en el sistema de purificación hasta llegar a una concentración de 99.5% v/v.

A continuación se presenta un diagrama de flujo típico de un proceso de concentración de etanol.



La composición de la mezcla de entrada se especifica en la tabla 1.

	Feed
Temperatura ©	30
Presión [kPa]	101.3250
Flujo Molar [kgmo/hr]	2400.0
	Fracciones Molares
Etanol	0.0269
H2O	0.9464
CO2	0.0266
Metanol	2.693e-05
Acido Acetico	3.326e-06
1-Propanol	9.077e-06
2-Propanol	9.096e-06
1-Butanol	6.578e-06
3-M-1-C4ol	2.148e-05
2-Pentanol	5.426e-06
Glycerol	6.64e-06

Etapas del proceso

Como primera instancia se debe eliminar la mayor cantidad de dióxido de carbono presente en la corriente principal debido a la fermentación.

Para la operación de lavado de CO₂ se dispone de una columna de 10 etapas operando a presión atmosférica. Para el lavado se cuenta con una corriente de 130 kmol/h de agua pura a presión atmosférica y una temperatura de 25 °C. Las temperaturas de operación en tope y cola son 20 °C y 30°C respectivamente. La corriente de recuperación de etanol de esta etapa se envía nuevamente hacia el reactor.

La operación de concentración es llevada a cabo en una torre de absorción atmosférica que cuenta con 17 etapas teóricas. Para esta absorción se utiliza una corriente de vapor de 11.000 kg/h a 140 °C a partir de agua a 25°C. El objetivo de esta columna es recuperar el 95% de etanol, a través de una corriente que se extrae en el plato 6 y se alimenta al plato 20 de la columna rectificadora. Las temperaturas de operación de la columna en tope y cola son 90 °C y 110°C respectivamente. La corriente de tope es una mezcla de etanol, agua, dióxido de carbono y metanol. Esta corriente debe ser tratada en la columna de livianos.

La torre de livianos cuenta con 5 platos. Esta columna tiene como objetivo producir una corriente de 1.600 kmol/h de vapor en el tope, con una fracción másica de etanol (0.88) en la corriente de condensado. El producto de cola rico en etanol es enviado al plato 19 de la columna rectificadora. Las temperaturas de tope y cola son 78 °C y 90°C respectivamente.

La columna de rectificación consta de 29 etapas. La corriente de producto se extrae del plato 2. Se debe extraer una corriente llamada "fusel" del plato 20. La temperatura de tope y cola son 79 °C y 100°C respectivamente. Las especificaciones de esta columna son:

- La relación de Reflujo molar es de 7100
- Corriente Vapor 0.10 kmol/h
- Condensado 2 kg/h
- Fracción másica de etanol en el producto principal 0.95
- Corriente Fusel 3000kg/h

Ejercitación:

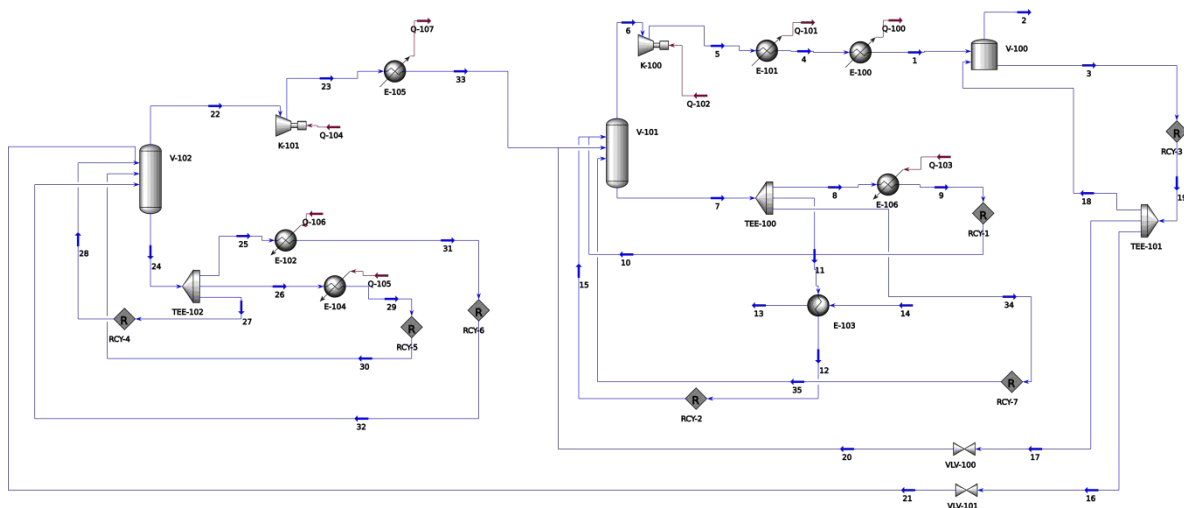
Deben presentarse los siguientes puntos:

1. Tabla con Caudales molares, temperatura y fracciones molares de todas las corrientes de salida de la columna rectificadora. Presentar una gráfica con la composición plato a plato (perfiles).
2. En base al punto 1 discutir el punto de extracción de la corriente de producto principal (se toma del plato N°2).
3. Por otro lado, ¿cuál cree que es la utilidad de la corriente fusel?.
4. Por medio de la herramienta correspondiente en HYSYS realice el cálculo de los platos perforados de la columna rectificadora.
5. Proponga a partir de la corriente final un diagrama de flujo del proceso para obtener etanol al 99.5% v/v. Redacte una justificación al respecto.

CASO DE ESTUDIO 4 – Circuito de refrigeración

En el proceso manufactura de surimi, existe la necesidad de grandes cantidades de refrigeración, para enfriar agua de lavado de la masa procesada proveniente del pescado y por otro lado, la necesidad de alimentar las cámaras frigoríficas para el almacenamiento de dicha proteína.

El caso de estudio actual propone el cálculo de los balances de materia y energía del sistema de refrigeración para una planta de surimi. Este incluye el agua de enfriamiento y cámaras de refrigeración. En la siguiente figura se presenta un diagrama de flujo típico (caso implementado en HYSYS) de un proceso de refrigeración. Se puede apreciar que el sistema se encuentra dividido en 3 zonas fundamentales, una zona de baja presión a la izquierda, una zona de presión intermedia y una zona de alta a la derecha. La zona de alta presión opera a 1351 kPa (35°C), la de media presión a 2.918 bar (-10°C) y la zona de baja a 13.59 psia.



La planta cuenta con una cámara de refrigeración que demanda 51027 kJ/h, congeladores con una demanda de 120459 kcal/h y una cámara de congelación para productos terminados con una demanda de 27256 kJ/h. Las dos cámaras de congelamiento se operan a -20 °C como mínimo. Se recomienda una temperatura de amoníaco de -35°C.

Las especificaciones son:

- Corriente 10: 2.289 kmol/h; temperatura -10°C
- Corriente 19: 79.49 kmol/h; 35 °C
- Corrientes 28, 30 y 32: 1.4250, 2.95 y 1.133 kmol/h respectivamente, a una temperatura de -35°C.

- Corriente 35; 9978 kmol/h, -10°C
- La proporción que se deriva en la corriente 16 y 17 es 0.65 y 0.3 respectivamente.

El proceso requiere un flujo de agua de 462.2 kg/h a 5°C , contando con agua de proceso a 28°C .

Se solicita los siguientes puntos:

- Realice un diagrama de flujos del proceso, a partir del esquema del caso implementado en hysys.
- Determine la demanda energética de los compresores.
- Determine la cantidad de energía a disipar en cada condensador
- Explique brevemente la función de los equipos v-101 y v-102.
- Determine el título de las siguientes corrientes: 4, 1, 20 y 21.
- Describa la característica de los equipos de condensación que son utilizados típicamente en este tipo de procesos. Elabore una conclusión en caso de contar con agua a 25°C para este proceso.
- Realice un análisis que contemple la capacidad calorífica de la zona de congeladores y la energía de compresión necesaria para dicha etapa del proceso ¿cuál es la etapa que requiere más energía?
- Qué cantidad de amoníaco es necesaria para las cámaras de congelación y para las cámaras de refrigeración.

Nota: recuerde que al colocar un reciclo debe especificar la corriente de salida, el simulador intenta determinar la corriente de entrada al reciclo para que cumpla con las condiciones de la corriente especificada.