

# Modelo de optimización para redes de hidrógeno de refinerías. Parte II

Enrique E. Tarifa<sup>1,2</sup>, Carlos R. Vera<sup>1,3</sup> & Samuel Franco Domínguez<sup>1</sup>

(1) *Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Jujuy.*

*eeatarifa@fi.unju.edu.ar & sfdominguez@yahoo.com.ar*

(2) *CONICET, Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas*

*eeatarifa@arnet.com.ar & [cvera@fiqus.unl.edu.ar](mailto:cvera@fiqus.unl.edu.ar)*

(3) *INCAPE, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional del Litoral.*

**RESUMEN:** En la primera parte de este trabajo se presentó un modelo de optimización que minimiza el consumo de hidrógeno de una refinería. En esta segunda parte, ese modelo será ampliado para considerar la longitud de las tuberías, la incorporación de unidades de purificación y la instalación de nuevos compresores, entre otras características de una red real. El modelo desarrollado fue implementado en un software específico de optimización: LINGO. Para el ingreso de datos y la presentación de los resultados, se implementó una planilla Excel que se comunica con LINGO. El modelo es actualmente utilizado por la Refinería Luján de Cuyo de YPF (Mendoza, Argentina).

## 1 INTRODUCCIÓN

Tal como se explicó en la primera parte de este trabajo, en las refinerías de petróleo y en los complejos petroquímicos existen una gran cantidad de unidades que consumen hidrógeno, tales como los hidrotratadores, los hidrocraqueadores, las unidades de isomerización y las plantas de lubricantes. También existen unidades productoras de hidrógeno, tales como las plantas de hidrógeno y los reformadores de nafta. Para llevar el hidrógeno desde los puntos donde se produce hasta los puntos donde se lo consume, es necesario contar con una red de distribución. Esta red de distribución debe estar adecuadamente diseñada, y debe ser también adecuadamente operada con el fin de suministrar la cantidad y calidad de hidrógeno requerido por cada sector demandante. Una red óptimamente diseñada y operada demandará una cantidad mínima de hidrógeno fresco (make-up); para ello, minimizará la cantidad de hidrógeno que abandona la red (off-gas) y maximizará la cantidad de hidrógeno que es reutilizado.

Un modelo de optimización tiene como objetivo determinar la mejor solución para un problema dado. El modelo de optimización está compuesto por variables de decisión, una función objetivo y las restricciones. Las variables de decisión son las variables del problema que pueden variarse con el fin de encontrar la mejor solución. En esta búsqueda, las variables de decisión deben respetar

las condiciones impuestas por las restricciones del problema. La bondad de las alternativas exploradas es medida por la función objetivo. La mejor alternativa será aquella que minimiza o maximiza la función objetivo.

En la primera parte de este trabajo se presentó un modelo matemático de optimización que se adapta a los distintos niveles de información disponible a medida que se avanza en el diseño de la red de hidrógeno. El modelo de optimización desarrollado en la primera parte del trabajo minimiza el consumo de hidrógeno de una refinería. En esta segunda parte, ese modelo será ampliado para considerar la longitud de las tuberías, la incorporación de unidades de purificación y la instalación de nuevos compresores, entre otras características de una red real.

El modelo de optimización fue implementado en una planilla de cálculo Excel. Esta planilla permite el ingreso de datos y realiza la presentación de los resultados. El modelo matemático es resuelto empleando un LINGO, el cual es un software específico de optimización. El modelo desarrollado es actualmente utilizado por la Refinería Luján de Cuyo de YPF (Mendoza, Argentina).

## 2 MODELO PARA MINIMIZAR LA LONGITUD DE LAS CONEXIONES

Los modelos presentados en las dos secciones anteriores no consideran las longitudes de las tuberías requeridas para la implementación de la solución, lo que deja de lado un componente importante en costo de operación y de capital de la red. Cuando se está en la etapa del diseño de la red en la cual ya se conocen las ubicaciones físicas de los equipos, es posible utilizar esta información para estimar la longitud de tuberías requeridas; y de este modo se puede modificar el modelo Min  $Fg$  (el primer modelo presentado en la primera parte de este trabajo, desarrollado para minimizar el consumo de hidrógeno), adoptando la siguiente función objetivo y restricción adicional:

$$\text{Min}_{F_{i,j}, y_{i,j}, Lt_{i,j}, Fn_k, Fm_l, ym_l, Fg} \sum_{(i,j) \in FxSP} \text{sign}(F_{i,j}) Lt_{i,j} \quad (1)$$

$$(i, j) \in FxSP, k \in N \mid \text{Clase}_k = \text{GEN}, \quad (1)$$

$$l \in N \mid (\text{Clase}_l = \text{CON}) \vee (\text{Clase}_l = \text{COM})$$

$$Fg \leq Fg_{\min} \quad (2)$$

donde  $Lt_{i,j}$  es la longitud estimada de la tubería que conecta el nodo  $i$  con el nodo  $j$ ,  $Fg_{\min}$  es la demanda mínima de hidrógeno determinada por el modelo Min  $Fg$ , y  $\text{sign}(x)$  es la función signo de  $x$ . Como todos los flujos  $F_{i,j}$  son no negativos, la función objetivo representa la longitud total de tuberías empleadas por la solución. Lo que se desea es minimizar esta longitud total manteniendo el consumo mínimo conseguido en la primera solución; para ello se agrega la restricción adicional.

Las longitudes  $Lt_{i,j}$  se puede estimar mediante la siguiente expresión (distancia Manhattan):

$$L = |\Delta x| + |\Delta y| + |\Delta z| \quad (3)$$

donde  $\Delta x$  es la distancia en la coordenada  $x$  entre el punto final e inicial de la tubería,  $\Delta y$  es la distancia en la coordenada  $y$  entre el punto final e inicial de la tubería, y  $\Delta z$  es la distancia en la coordenada  $z$  entre el punto final e inicial de la tubería.

De este modo, para estimar  $Lt_{i,j}$ , es necesario contar con las coordenadas de los nodos como datos. Formalmente, para ampliar el modelo, se realizan las siguientes acciones:

1. Se define  $Lt$  como atributo adicional de los elementos del conjunto  $FxS$ .
2. Se define  $cx$  (coordenada  $x$  del nodo) y  $cy$  (coordenada  $y$  del nodo) como atributos adicionales del conjunto  $N$ . Para simplificar el problema, no se considera la coordenada  $z$  (altura).

La longitud de cada tramo se calcula luego de la siguiente manera (distancia Manhattan):

$$Lt_{i,j} = |cx_i - cx_j| + |cy_i - cy_j| \quad (i, j) \in FxS \quad (4)$$

## 3 FRONTERA DE PARETO LT VS. FG

Como puede deducirse de lo planteado en las secciones anteriores, el modelo que considera los costos de producción de hidrógeno y los costos de tuberías es complejo y requiere una gran cantidad de datos que no siempre están disponibles. Por este motivo, antes de iniciar su desarrollo, es conveniente analizar si las mejoras posibles justifican el esfuerzo adicional. A fin de determinar las mejoras que podrían llegar a alcanzarse, se plantea la determinación de la frontera de Pareto para  $Lt$  vs.  $Fg$ .

Para el caso en estudio, la frontera de Pareto (Barr, 2004) es una curva en el plano  $Fg$ - $Lt$ . Para cualquier punto de esa curva, se cumple que  $Fg$  es la mínima demanda posible para la red que tiene una longitud total de tuberías  $Lt$ , y  $Lt$  es la mínima longitud de tubería para la red que tiene una demanda  $Fg$ .

Para que  $Fg$  tenga efecto sobre  $Lt$  es necesario relajar la restricción de pureza en los nodos sumideros para que puedan admitir una alimentación de igual o mayor pureza a la requerida por ellos. Esto se logra reemplazando en el modelo Min  $Fg$ , la ec. (9) por la siguiente:

$$\sum_{(i,j) \in FxSP | j=l} F_{i,j} y_{i,j} \geq Fn_l ym_l \quad l \in CS \quad (5)$$

Cabe destacar que al realizar esta modificación, las unidades de proceso pueden recibir una alimentación de mayor pureza que la requerida; pero el modelo no considera el efecto que esta mayor pureza tiene sobre la producción y las corrientes de salida. Tampoco considera el efecto de esta mayor pureza sobre las capacidades de los compresores.

Para obtener cada punto de la frontera de Pareto se procede de la siguiente forma:

1. Se resuelve el problema de optimización planteado en el modelo Min  $Fg$  para minimizar la demanda de hidrógeno. De esta manera se obtiene el valor  $Fg_{\min}$ .
2. Se propone un valor de demanda  $Fg_{\text{test}}$  mayor que  $Fg_{\min}$ .
3. Se resuelve el problema de optimización planteado en la sección 2 para conseguir la mínima longitud total de tuberías  $Lt_{\text{Pareto}}$ , con la condición de no superar la demanda  $Fg_{\text{test}}$  propuesto en el punto 2.
4. Se resuelve nuevamente el problema de optimización Min  $Fg$ , con el agregado de la siguiente restricción:

$$\sum_{(i,j) \in F_{XSP}} \text{sign}(F_{i,j}) L_{t,i,j} \leq L_{t,\text{Pareto}} \quad (6)$$

El consumo mínimo obtenido como resultado de resolver este problema es  $F_{g,\text{Pareto}}$ .

5. Se incorpora a la gráfica de la frontera de Pareto el punto  $(F_{g,\text{Pareto}}, L_{t,\text{Pareto}})$ .

El estudio de la frontera de Pareto permite determinar si la disminución de la longitud total de tuberías provocada por un aumento de la demanda de hidrógeno justifica un análisis económico. Si fuera así, se puede realizar un análisis económico para el punto de interés de la frontera de Pareto. En último caso, sólo si se justifica, se puede encarar la ampliación del modelo de optimización para que incorpore los costos de operación y de capital de la red.

#### 4 INCORPORACIÓN DE UNIDADES DE PURIFICACIÓN

##### 4.1 Unidades PSA

El proceso de adsorción con swing de presión (PSA) es una variante de los procesos de adsorción cíclica. Los procesos de adsorción cíclica se utilizan ampliamente en la industria de procesos y se basan en la adsorción diferencial del compuesto de una mezcla en comparación a los restantes componentes. El equipamiento de proceso es un conjunto de columnas rellenas de adsorbente, contando con al menos dos columnas. Durante el ciclo de adsorción o producción, la corriente que se quiere purificar o concentrar se pasa por el lecho fresco o regenerado donde se produce la adsorción preferencial de determinados compuestos. Una vez que la capacidad de adsorción del lecho ha disminuido o el “frente de masa” de los compuestos adsorbidos se acerca a la salida, se realiza la conmutación de válvulas y se inicia la desorción para regenerar el lecho. Durante la regeneración de un lecho de adsorbente se utiliza otro lecho regenerado para no cortar la producción. Por ello, el número mínimo de lechos es dos, aunque pueden ser más si es que el ciclo de adsorción es muy pequeño respecto al de regeneración. Cuando ocurre al revés, el período de regeneración es más corto que el de adsorción (producción), se interpone un período de inacción o tiempo muerto para esperar a que el otro lecho se termine de usar.

##### 4.2 Unidades de membrana

Los separadores de membrana operan con el principio de permeación selectiva de gases. Cada gas que entra en un separador de membrana tiene una velocidad característica de permeación que es función de la capacidad de disolverse en la

membrana, difundir a través de ella y desorberse. Los separadores de membrana utilizan las velocidades de permeación relativas para separar gases “rápidos”, como el hidrógeno (también  $\text{H}_2\text{O}$  y He), de otros gases “lentos” como el metano (también  $\text{O}_2$ , Ar, CO,  $\text{N}_2$ ), mientras que el  $\text{CO}_2$  tiene una velocidad intermedia.

La fuerza impulsora para la separación del gas es la diferencia de presión parcial de cada componente en uno y otro lado de la membrana. Los separadores típicos de membrana polimérica consisten de un manojo compacto de fibras huecas que están selladas en un extremo y abiertas en el otro. Las fibras son encapsuladas dentro de un recipiente a presión. La alimentación presurizada en estado gaseoso entra y fluye a través del separador en el exterior de las fibras (lado de coraza). Los gases “rápidos” permean selectivamente a través de la membrana dentro de las fibras huecas (lado de los tubos), donde existe una menor presión. La corriente de permeado se colecta en un manifold en un extremo del separador. El gas retenido (retentate) sale por el otro extremo del separador a esencialmente la misma presión que la entrada. Cada elemento separador emplea cientos de miles de estas fibras huecas de pequeño diámetro para proveer la mayor área posible de separación en módulos compactos de fácil manejo (hasta  $5000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$  para el caso de manojos de fibra polimérica hueca). Para obtener la performance deseada, el equipo final consta de muchos de estos módulos de separación en arreglos serie, paralelo y cascada, montados en equipos skid.

##### 4.3 Modelado de unidades purificadoras

En esta sección se presentan las modificaciones a realizar al modelo de optimización con el fin de contemplar la instalación de unidades purificadoras. Se considerarán dos tipos de unidades purificadoras: unidades PSA y membranas. Por este motivo, en el modelo se definen dos nuevas clases de equipos: PSA y MEM. Estos equipos se modelan como la combinación de un sumidero y dos fuentes. Esto es, tiene una única corriente de entrada –la alimentación– y dos corrientes de salida –el producto purificado y el residuo–. El modelo no contempla la incorporación de nuevos compresores vinculados a estas unidades. Por lo tanto, las unidades purificadoras deben ser instaladas de forma tal que puedan trabajar con las presiones disponibles en las unidades de proceso o con las presiones provistas por compresores ya instalados.

El modelado de las unidades purificadoras requiere que se incorporen sus nodos fuentes y sumideros a los conjuntos  $CF$  y  $CS$ ,

respectivamente. También es necesario incorporar estos nodos a los conjuntos  $FxS$  y a  $FxSP$ ; sin embargo, la incorporación a este último conjunto no es directa como se explica más adelante. A continuación se detallan las modificaciones a realizar en el modelo original *Min Fg*.

En primer lugar, se definen los siguientes conjuntos adicionales:

- *NI*: conjunto de nodos que pertenecen a equipos intermedios, como ser compresores y unidades purificadoras. Es un conjunto derivado de *N*. La principal características de las unidades intermedias es que requieren del planteo de ecuaciones que vinculen sus entradas con sus salidas.
- *CFI*: conjunto de fuentes de equipos intermedios que representan a las corrientes de salida de compresores y unidades purificadoras, es un subconjunto de *NI*.
- *CFP*: conjunto de fuentes de purificadores, es un subconjunto de *CFI*. Tiene el siguiente atributo adicional:
  - *Salida*: indica el tipo de salida: PRO para la salida que es el producto del equipo, RES para la salida que es el residuo de la unidad.
- *CSI*: conjunto de sumideros de equipos intermedios que representan a las corrientes de alimentación de compresores y unidades purificadoras, es un subconjunto de *NI*. Estos sumideros tienen el siguiente atributo adicional:
  - *Femax*: flujo máximo de entrada.
- *CSPA*: conjunto de sumideros de unidades purificadoras que representan a las corrientes de alimentación de unidades PSA o membranas, es un subconjunto de *CSI*. Estos sumideros tienen los siguientes atributos adicionales:
  - *R*: recupero del equipo en tanto por uno (valor entre 0 y 1).
  - *Pnmin*: presión absoluta mínima de alimentación requerida por el equipo.
  - *Pnmax*: presión absoluta máxima de alimentación soportada por el equipo.
  - *DPmax*: diferencia de presión máxima que soporta el equipo.
  - *Tita*: es la selectividad del adsorbente (valor entre 0 y 1) para unidades PSA. En cambio, para membranas es el cociente

de la permeabilidad promedio de los gases de alimentación, sin considerar el hidrógeno, dividido por la permeabilidad del hidrógeno. Un valor típico es  $4/500 = 0.008$ .

- *ynmin*: pureza mínima de carga.
- *CFPP*: conjunto de fuentes que representan a las corrientes de producto de unidades purificadoras, es un subconjunto de *CFP*. Estas fuentes tienen el siguiente atributo adicional:
  - *ynmax*: pureza máxima que puede alcanzar el producto.
- *CFPR*: conjunto de fuentes que representan a las corrientes de residuo de unidades purificadoras, es un subconjunto de *CFP*.

Los datos requeridos para los nodos de unidades purificadoras son los siguientes:

- Nodos de alimentación: *Femax*, *R*, *Pnmin*, *Pnmax*, *DPmax*, *Tita*, *ynmin*.
- Nodos de productos: *ymax*.

También se define el conjunto derivado  $FxSE$  cuyos elementos son elementos de  $FxS$  que representan a conexiones entre nodos con presiones conocidas (i.e.: no involucra a las unidades purificadoras porque tienen presiones desconocidas):

$$(i, j) \in FxSE \Leftrightarrow (i, j) \in FxS \mid (i \notin CFPP) \wedge (i \notin CFPR) \wedge (j \notin CSPA) \quad (7)$$

A partir de este conjunto, se deriva el conjunto  $FxSEP$  cuyos elementos son elementos de  $FxSE$  que representan a conexiones entre nodos con presiones conocidas, y que son posibles por la diferencia de presión existente entre el origen y el destino de la conexión. Además se pide que los nodos conectados no pertenezcan al mismo equipo:

$$(i, j) \in FxSEP \Leftrightarrow (i, j) \in FxSE \mid (Equipo_i \neq Equipo_j) \wedge (Pn_i \geq Pn_j) \quad (8)$$

Luego, a partir del conjunto  $FxS$  se deriva el conjunto  $FxSI$  cuyos elementos representan a conexiones que involucran nodos con presiones desconocidas (i.e.: involucra a las unidades purificadoras):

$$(i, j) \in FxSI \Leftrightarrow (i, j) \in FxS \mid (i \in CFPP) \vee (i \in CFPR) \vee (j \in CSPA) \quad (9)$$

De este último conjunto, se deriva el conjunto  $FxSIP$  cuyos elementos también representan a conexiones que involucran nodos con presiones desconocidas pero además se pide que los nodos conectados no pertenezcan al mismo equipo:

$$(i, j) \in FxSIP \Leftrightarrow (i, j) \in FxSI \mid \text{Equipo}_i \neq \text{Equipo}_j \quad (10)$$

Finalmente, se redefine el conjunto  $FxSP$  —que había sido definido con la ec. (2)— cuyos elementos son ahora elementos de  $FxS$  que contiene a todas las conexiones que son posibles o potencialmente posibles, ya sea por la diferencia de presión o porque intervienen equipos con presiones desconocidas:

$$(i, j) \in FxSP \Leftrightarrow (i, j) \in FxS \mid ((i, j) \in FxSEP) \vee ((i, j) \in FxSIP) \quad (11)$$

Las ecuaciones que deben agregarse al modelo de optimización para considerar una unidad purificadora son el balance de materia, el balance de hidrógeno y la limitación de caudal de alimentación, esto es:

$$Fn_j = \sum_{i \in CFI(\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_j)} Fn_i \quad j \in CSI \quad (12)$$

$$Fn_j \, yn_j = \sum_{i \in CFI(\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_j)} Fn_i \, yn_i \quad j \in CSI \quad (13)$$

$$Fn_j \leq Fmax_j \quad j \in CSI \quad (14)$$

Estas ecuaciones eliminan la necesidad de contar con las ecuaciones anteriormente planteadas para compresores: (10)-(12).

Para una operación correcta del equipo, la alimentación debe tener una pureza mayor a la mínima requerida, mientras que la pureza del producto no debe superar la máxima estipulada:

$$yn_j \geq ynmín_j \quad j \in CSPA \quad (15)$$

$$yn_i \leq ynmáx_i \quad i \in CFPP \quad (16)$$

A las anteriores ecuaciones, se agrega la ecuación de rendimiento del equipo. Ésta emplea el recuperado  $R$  que es igual al cociente del flujo de hidrógeno en el producto con respecto al flujo de hidrógeno en la alimentación, esto es:

$$R_j \, Fn_j \, yn_j = Fn_i \, yn_i \quad i \in CFPP, j \in CSPA \mid (\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_j) \quad (17)$$

El recuperado  $R$  está estrechamente vinculada al tamaño y características del equipo purificador; y por lo tanto, al costo del equipo. Por ello, en algunos casos es conveniente fijar como dato el valor de recuperado deseado; y en otros casos es conveniente liberar este valor para que el optimizador determine el recuperado de acuerdo a la función objetivo elegida. En este último caso, se debe agregar la siguiente restricción.

$$0 \leq R_j \leq 1 \quad j \in CSPA \quad (18)$$

El modelo se completa con las ecuaciones que involucra a las presiones del equipo. La presión de entrada es una variable de decisión del modelo. Esta presión de entrada será igual o menor a la presión más baja de todas las corrientes que conforman la alimentación. Si son

varias las corrientes que alimentan a la unidad purificadora, las corrientes con presiones más elevadas que la presión de alimentación deberán reducir su presión de algún modo; como por ejemplo, pasando a través de una válvula. Entonces, la determinación de la presión de entrada en una unidad purificadora requiere la incorporación al modelo de las siguientes restricciones:

$$(Pn_i - Pn_j) F_{i,j} \geq 0 \quad (i, j) \in FxSP \mid j \in CSPA \quad (19)$$

$$Pn_j \leq Pnmax_j \quad j \in CSPA \quad (20)$$

$$Pn_j \geq Pnmin_j \quad j \in CSPA \quad (21)$$

La presión del producto y la presión del residuo también son variables, y son determinadas por las características propias del equipo purificador. Es en la determinación de  $R$  y de estas dos últimas presiones donde radican las diferencias entre el modelo unidades PSA y de membranas. Sin embargo, para ambos tipos de purificadores se debe cumplir que la presión del producto y la presión del residuo sean superiores a las presiones de los nodos destinos:

$$(Pn_i - Pn_j) F_{i,j} \geq 0 \quad (i, j) \in FxSP \mid i \in CFPP \quad (22)$$

$$(Pn_k - Pn_j) F_{k,j} \geq 0 \quad (k, j) \in FxSP \mid k \in CFPR \quad (23)$$

#### 4.4 Modelado de unidades PSA

Como se planteó al final de la sección anterior, para completar el modelo de unidades PSA se deben incorporar las ecuaciones requeridas para determinar la presión del producto y la presión del residuo.

Para unidades PSA, la presión del producto se puede suponer como igual a la presión de la alimentación:

$$Pn_i = Pn_j \quad i \in CFPP, j \in CSPA \mid (\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_j) \wedge (\text{Clase}_j = \text{PSA}) \quad (24)$$

La presión del residuo se determina a partir de la siguiente ecuación (Knaebel, 1999; Liu y Zhang, 2004):

$$Pn_k = Pn_i \, yn_j \left( 1 - \frac{R_j}{1 - Tita_j} \right) \quad i \in CFPP, j \in CSPA, k \in CFPR \mid (\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_j) \wedge (\text{Equipo}_i = \text{Equipo}_k) \wedge (\text{Clase}_j = \text{PSA}) \quad (25)$$

Por último, se debe respetar la máxima diferencia de presión que puede soportar la unidad PSA:

$$\begin{aligned} Pn_j - Pn_k &\leq DPmax_j \\ j &\in CSPA, k \in CFPR | \\ (Equipo_j = Equipo_k) &\wedge (Clase_j = PSA) \end{aligned} \quad (26)$$

#### 4.5 Modelados de membranas

En forma similar a lo realizado para unidades PSA, el modelo de membranas involucra ecuaciones adicionales para determinar la presión del producto y la presión del residuo.

Para membranas, la presión del residuo se puede suponer como igual a la presión de la alimentación:

$$\begin{aligned} Pn_k &= Pn_j \\ j &\in CSPA, k \in CFPR | \\ (Equipo_j = Equipo_k) &\wedge (Clase_j = MEM) \end{aligned} \quad (27)$$

La presión del producto se determina a partir de la siguiente ecuación (Hallale y Liu, 2004; Liu y Zhang, 2004):

$$\begin{aligned} Tita_j y_n (Pn_j - Pn_i - Pn_j y_n + Pn_i y_i) \\ = (1 - y_n) (Pn_j y_n - Pn_i y_i) \\ i \in CFPP, j \in CSPA | \end{aligned} \quad (28)$$

$$(Equipo_i = Equipo_j) \wedge (Clase_j = MEM)$$

Para garantizar que existe una permeación positiva, la presión parcial del hidrógeno en el residuo debe ser mayor o igual a la presión parcial en el producto:

$$\begin{aligned} Pn_k y_n \geq Pn_i y_i \\ i \in CFPP, k \in CFPR | \\ (Equipo_i = Equipo_k) \wedge (Clase_i = MEM) \end{aligned} \quad (29)$$

Por último, se debe respetar la máxima diferencia de presión que puede soportar la membrana:

$$\begin{aligned} Pn_j - Pn_i &\leq DPmax_j \\ i &\in CFPP, j \in CSPA | \\ (Equipo_i = Equipo_j) &\wedge (Clase_j = MEM) \end{aligned} \quad (30)$$

## 5 INCORPORACIÓN DE BYPASS Y COMPRESORES

El modelo de optimización presentado hasta aquí puede ser ampliado para que incluya los siguientes nuevos aspectos:

- **Compresores con presiones desconocidas:** Si bien el modelo de optimización hasta aquí descrito ya considera compresores, tanto la presión de entrada como la presión de salida deben ser ingresadas como datos. Para verificar la solución propuesta es

necesario que el modelo se modifique para considerar compresores cuyas presiones puedan ser manejadas por el optimizador.

- **Mezcladores:** Un notable ahorro de longitud de tubería puede lograrse cuando es posible mezclar en una misma tubería varias corrientes que tienen el mismo destino. Como no se conoce de antemano cuáles corrientes se mezclarán y el destino de la mezcla, la presión de un equipo de este tipo es una variable de decisión.
- **Divisores:** otro ahorro de longitud de tubería puede lograrse cuando es posible enviar por una única tubería una corriente que alimentará a varios destinos. Para ello, es necesario contar con un equipo divisor, al final de la tubería, que distribuya las corrientes a los destinos. Nuevamente, como no se conoce de antemano cuáles destinos se alimentarán y el origen de la alimentación, la presión de un equipo de este tipo es una variable de decisión.
- **Bypass en purificadores:** En los ejemplos analizados, el optimizador se ve obligado a realizar múltiples conexiones en un destino con el fin de obtener la pureza requerida.

Para implementar los nuevos aspectos comentados, se definirá una nueva clase de equipos: COMP. Un equipo de la clase COMP es un compresor cuyas presiones de entrada y salida son variables de decisión. Esta clase de equipos también se empleará para modelar mezcladores y divisores. Un bypass se puede modelar colocando un divisor antes de la unidad purificadora, y un mezclador después de la unidad. Por estos motivos, sólo es necesario construir el modelo para equipos de la clase COMP, lo que se lleva a cabo en la siguiente sección.

### 5.1 Modelo para compresores con presiones desconocidas

En esta sección se presentan las modificaciones realizadas al modelo de optimización completado en la sección 4 con el fin de contemplar la instalación de compresores con presiones desconocidas. Estos equipos se modelan como la combinación de un sumidero y una fuente, con presiones desconocidas de succión y de descarga; pero estableciendo cotas superiores para el flujo alimentado y la relación de compresión.

El modelado de estos compresores requiere que sus nodos se incorporen a los conjuntos  $N$  y  $NI$ .

Además, se definen los siguientes nuevos conjuntos:

- *CFC*: conjunto de fuentes de compresores de la clase COMP, es un subconjunto de *NI*.
- *CSC*: conjunto de sumideros de compresores de la clase COMP, es un subconjunto de *NI*. Estos sumideros tienen el siguiente atributo adicional:
  - *RCmax*: máxima relación de compresión (presión de descarga sobre presión de succión). Típicamente es un valor cercano a 2. Para modelar un mezclador o un divisor, la relación de compresión debe hacerse igual a 1.

Los datos requeridos para los nodos de equipos de la clase COMP son los siguientes:

- Nodos de alimentación: *Femax*, *RCmax*.

También se redefine el conjunto derivado *FxSE* cuyos elementos son elementos de *FxS* que representan a conexiones entre nodos con presiones conocidas (i.e.: no involucra a las unidades purificadoras ni a los nuevos compresores porque tienen presiones desconocidas):

$$(i, j) \in FxSE \Leftrightarrow (i, j) \in FxS \mid (i \notin CFPP) \wedge (i \notin CFPR) \wedge (j \notin CSPA) \wedge (i \notin CFC) \wedge (j \notin CSC) \quad (31)$$

Luego, se redefine el conjunto *FxSI* cuyos elementos representan a conexiones que involucran nodos con presiones desconocidas (i.e.: involucra a las unidades purificadoras y a los nuevos compresores):

$$(i, j) \in FxSI \Leftrightarrow (i, j) \in FxS \mid (i \in CFPP) \vee (i \in CFPR) \vee (j \in CSPA) \vee (i \in CFC) \vee (j \in CSC) \quad (32)$$

Para completar el modelo de equipos de la clase COMP, se agregan las ecuaciones que controlan que los flujos que ingresan en la succión del compresor respeten las diferencias de presiones existentes:

$$(Pn_i - Pn_j) F_{i,j} \geq 0 \quad (i, j) \in FxSP \mid j \in CSC \quad (33)$$

Además, los flujos que salen de la descarga del compresor deben respetar las diferencias de presiones existentes:

$$(Pn_i - Pn_j) F_{i,j} \geq 0 \quad (i, j) \in FxSP \mid i \in CFC \quad (34)$$

Por último, se debe respetar la relación de compresión máxima del compresor:

$$Pn_i \leq RCmax_j Pn_j \quad (35)$$

$$i \in CFC, j \in CSC \mid Equipo_i = Equipo_j$$

## 6 CONCLUSIONES

En esta segunda parte del trabajo se continuó con la presentación de un modelo de optimización destinado a redes de hidrógeno de refinerías. El modelo tiene varias variantes que se ajustan a los niveles de información disponible a lo largo del diseño o de la evaluación de la red. La variante básica minimiza el consumo de hidrógeno considerando las presiones de los nodos de la red. La segunda variante, minimiza además el número de conexiones de la red.

El modelo fue implementado en un software específico de optimización: LINGO. Para el ingreso de datos y la presentación de los resultados, se implementó una planilla Excel que se comunica con LINGO.

En la segunda parte, el modelo fue ampliado para considerar la longitud de las tuberías, la instalación de unidades purificadoras (unidades PSA y unidades de membranas) y la instalación de nuevos compresores, mezcladores, divisores y bypass.

## 7 REFERENCIAS

- Barr, N., *Economics of the welfare state*, Oxford University Press (EEUU), Nueva York, 2004.
- Hallale, N., F. Liu, *Refinery Hydrogen Management for Clean Fuels Production*, *Adv. Environ. Re.*, 6, p. 81, 2001.
- Knaebel, K.S., *The basics of adsorber design*, *Chem. Eng.*, 106, p. 92, 1999.
- Liu, F., N. Zhang, *Strategy for Purifier Selection and Integration in Hydrogen Networks*, *Trans. IChemE*, 82, No. A11, p. 1, 2004.