

## Diseño y optimización de una red de hidrógeno en una refinería

Adrián López-Yañez <sup>1,\*</sup>, Estefanía Godoy-Colin <sup>2</sup>, Gastón Martínez-De Jesús <sup>1</sup>, César Manuel Morales Reyes <sup>3</sup>, Yoyce Obando-Galicia <sup>1</sup> y Jorge Ramírez-Muñoz <sup>3</sup>

<sup>1</sup> División de Ingeniería Química y Bioquímica, TecNM/Tecnológico de Estudios Superiores de Ecatepec, Av. Tecnológico S/N, Ecatepec 55210, Estado de México, México

<sup>2</sup> Departamento de Materiales, Universidad Autónoma Metropolitana, Azcapotzalco, Ciudad de México, México

<sup>3</sup> Departamento de Energía, Universidad Autónoma Metropolitana, Azcapotzalco, Ciudad de México, México

\* Autor de correspondencia: [adrianloy66@mail.com](mailto:adrianloy66@mail.com); Tel.: 5514680064

### Artículo de divulgación científica

Recibido: 28 de octubre de 2024

Aceptado: 10 de diciembre de 2024

Publicado: 31 de diciembre de 2024

DOI: <https://doi.org/10.56845/terys.v3i1.315>

**Resumen:** El hidrógeno es esencial en la operación de una refinería y, por lo tanto, tiene un alto impacto en los costos de producción y en el medio ambiente, por ejemplo, la demanda de hidrógeno aumenta cuando se procesa crudo pesado el cual contiene mayor cantidad de carbono y azufre en relación con el crudo ligero provocando mayor liberación de CO<sub>2</sub> al momento de la combustión, o en la obtención de productos con bajo contenido de azufre, que de no tratarse, en presencia de óxidos de nitrógeno puede generar lluvia ácida. Por tal motivo, se ha buscado desarrollar modelos matemáticos que permitan obtener diseños que eficienten el uso de materias primas para lograr minimizar los costos y mitigar el impacto al medio ambiente. El modelo matemático usado en este trabajo es el propuesto por Jagannath *et al.*(a) pero no se incorporan unidades regeneradoras (PSA) y no se linealizan las restricciones. Por lo tanto, se trata de un problema de programación no lineal mixta-entera (PNLME) tanto en la función objetivo como en las restricciones. Finalmente, el modelo se implementa en el sistema GAMS proponiendo diferentes puntos de inicio de las variables para converger a diferentes soluciones óptimas locales.

**Palabras clave:** optimización; hidrógeno; refinería; no convexo; PNLME

### Introducción

En la actualidad es de gran importancia mejorar los procesos productivos para mitigar las emisiones contaminantes al medio ambiente. Las refinerías de petróleo requieren de grandes cantidades de hidrógeno (H<sub>2</sub>) para obtener productos de mejor calidad con bajo contenido de azufre que cumplan con las legislaciones ambientales, sin embargo, durante el proceso de producción de H<sub>2</sub> para abastecer a las refinerías, se generan alrededor de 10 veces más CO<sub>2</sub> con respecto al H<sub>2</sub>. Por tal motivo, es importante optimizar el consumo de H<sub>2</sub> fresco en una refinería que además de abatir los costos de operación, también va a minimizar los contaminantes al medio ambiente (Fonseca *et al.*, 2008).

Derivado de lo anterior, diferentes autores han planteado estrategias novedosas para mejorar el diseño de las redes de hidrógeno en una refinería. Este problema se puede abordar a partir de la metodología gráfica de punto de pliegue como se presenta en algunos trabajos referidos al tratamiento de corrientes efluente (Wang *et al.*, 1994; Hallale *et al.*, 2002; Alves *et al.*, 2002), sin embargo, presenta varias limitaciones como el manejo de restricciones de estructura matemática compleja. En otros trabajos se propone el uso de modelos matemáticos lineales para el diseño de una refinería que incluye unidades purificadoras de hidrógeno (PSA) y compresores, los cuales se abordan como problemas de programación lineal (PL) y se resuelven con el método simplex (Fonseca *et al.*, 2008). Sin embargo, la gran mayoría de los problemas de ingeniería contienen ecuaciones no lineales en los balances de materia y energía. Por lo tanto, en trabajos más recientes, se plantean métodos que permitan la inclusión de modelos no lineales como la programación no lineal (PNL) y la programación no lineal mixta entera (PNLME) donde las variables enteras sirven para incorporar o quitar equipos en el proceso de diseño, además de que permite la inclusión de restricciones no lineales y robustecer el problema de optimización (Liu *et al.*, 2004; Kumar *et al.*, 2010) aunque la solución de los planteamientos se realizan mediante la linealización de los términos bilineales.

Por otra parte, se ha buscado incorporar más unidades de acondicionamiento, además de los compresores, como intercambiadores de calor y válvulas de expansión, y además se han incorporado incertidumbres en los parámetros del problema abordado (Jagannath *et al.*, 2004a y Jagannath *et al.*, 2004b, Chen *et al.*, 2020). Sin embargo, la estrategia para la obtención de resultados óptimos globales se sigue basando en la relajación de los términos bilineales del modelo matemático. En otra investigación se propuso una manera para linealizar los términos bilineales mediante la discretización de las ecuaciones no lineales para lograr la obtención de soluciones óptimas globales (Chang *et al.*, 2022).

En este trabajo se propone un modelo matemático que incluye fuentes de hidrógeno, unidades consumidoras de hidrógeno y sumideros de hidrógeno, en donde se empleó el modelo matemático e información de soporte presentada por Jagannath *et al.* (2014a). Sin embargo, no se realizó una relajación de los términos bilineales ni se discretizaron las ecuaciones no lineales, en su lugar se realizó la inicialización de las variables de decisión en diferentes puntos de acuerdo con sus límites superiores e inferiores.

## Desarrollo

### Superestructura

En la Figura 1 se presenta la superestructura de una red de hidrógeno, donde la zona A (recuadro punteado), corresponde al conjunto de las fuentes de hidrógeno ( $i \in I$ ), de donde derivan las corrientes  $F_{i_i}$  con pureza  $z_i$ , a condiciones de presión y temperatura de salida  $POUT_{i_i}$  y  $TOUT_{i_i}$ . Las fuentes pueden alimentar a las unidades de proceso  $F_{f_{i,m}}$ , y a los sumideros  $F_{f_{i,j}}$ . De manera similar, en la zona B, se muestran las unidades de proceso  $m \in M$ , donde las corrientes de entrada  $FP_m$  tienen una pureza  $x_m$ , y condiciones de presión y temperatura  $PINm_m$  y  $TINm_m$ . Las corrientes de salida  $G_m$  tienen una pureza  $y_m$ , a condiciones de presión y temperatura  $POUTm_m$  y  $TOUTm_m$ . Las unidades de proceso pueden ser alimentadas a partir de las fuentes ( $F_{f_{i,m}}$ ) y de otras unidades de proceso  $GM_{m',m}$ , inclusive de sí misma  $GM_{m,m}$ . Por otro lado, las unidades  $m$  también pueden alimentar a los sumideros  $G_{J_{m,j}}$ . Finalmente, en la zona D (ver Fig. 1), se muestran los depósitos de combustible  $j \in J$ . Los sumideros  $j$  son alimentados por las corrientes  $FSINK_j$  que tienen purezas  $x_j$  y condiciones de presión y temperatura  $PINj_j$  y  $TINj_j$ . Estas corrientes están conformadas con los flujos que derivan de las unidades de proceso  $G_{J_{m,j}}$ , fuentes  $F_{f_{i,j}}$ .

### Planteamiento del problema

Se estudia el proceso de refinación de crudo y se analiza en particular el diseño de la red de  $H_2$  que tiene lugar en este complejo. Un proceso de refinación de petróleo está compuesto por unidades  $i$ , también conocidas como fuentes de  $H_2$  correspondientes a plantas de hidrógeno (HP) y unidades de reformado catalítico (CR); las unidades  $m$  son unidades de hidrocrqueo (HC), hidrotratadora de gasóleo (GOHT), hidrotratadora de diesel (DHT), hidrotratadora de residuos (DHT), e hidrotratadoras de naftas (NHT). Finalmente, los depósitos o sumideros  $j$  de gas combustible pueden ser turbinas de gas (GT) y bengalas (FL).

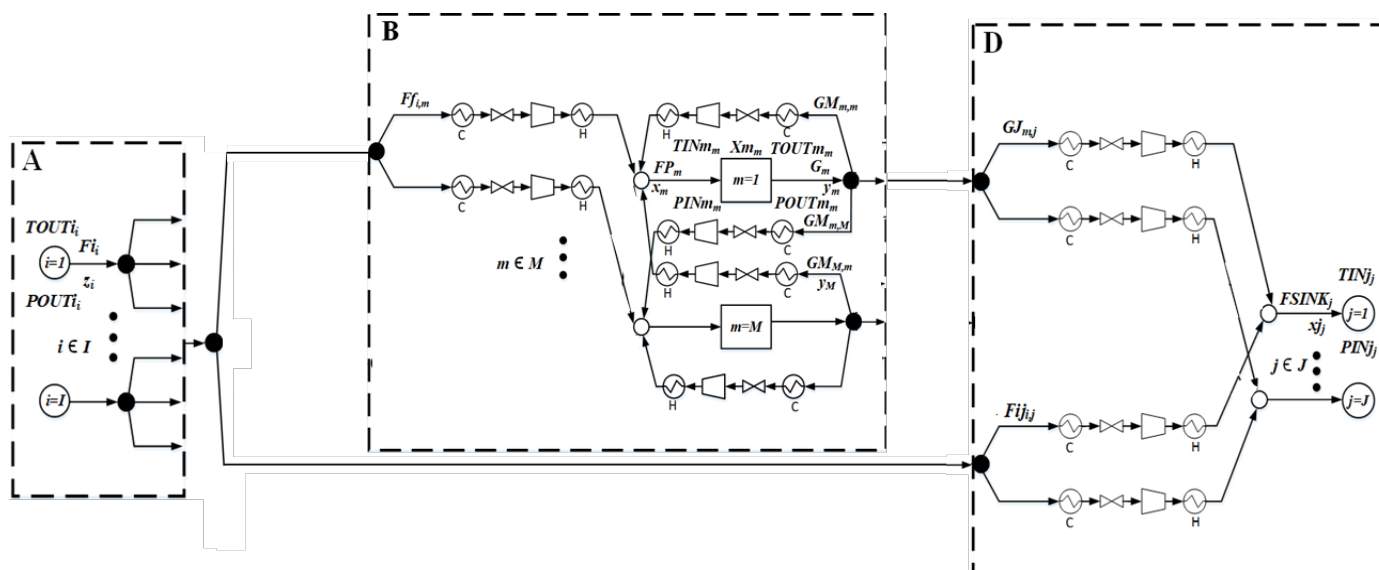


Figura 1. Superestructura de una red de hidrógeno en una refinería.

## Parámetros

La Tabla 1 resume los parámetros de costos de capital (CAPEX) de la Ecuación 25.

Tabla 1. Parámetros empleados para el costo de capital (CAPEX).

CAPEX			
EQUIPAMIENTO	PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Enfriador	$a_{p,q}^C$	(K\$)	53
	$b_{p,q}^C$	(K\$/kW)	0.069
	$d_{p,q}^C$		0.8
Válvula	$a_{p,q}^V$	(K\$)	0.01
	$b_{p,q}^V$	(K\$-s/kmol-psia)	0.0001803
	$d_{p,q}^V$		1
Compresor	$a_{p,q}^B$	(K\$)	8.4
	$b_{p,q}^B$	(K\$/kW)	3.1
	$d_{p,q}^B$		0.6
Calentador	$a_{p,q}^H$	(K\$)	53
	$b_{p,q}^H$	(K\$/kW)	0.069
	$d_{p,q}^H$		0.8
Tubería	$a_{p,q}^T$	(K\$)	0.06
	$b_{p,q}^T$	(K\$)	1
	$d_{p,q}^T$		0.6
Unidades de Purificación $n$	$a_n$	(K\$)	503.8
	$b_n$	(K\$/kmol-s)	4.817
	$d_n$		1

La Tabla 2 resume los parámetros de costos de operación (OPEX) de la Ecuación 25.

Tabla 2. Parámetros empleados para el costo de operación (OPEX).

OPEX			
CORRIENTE/ OPERACIÓN	PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Enfriador	$\sigma_{p,q}^C$	(k\$/kWh)	0.00001
Válvula	$\sigma_{p,q}^V$	(k\$/kmol-psia)	0.000001
Compresor	$\sigma_{p,q}^B$	(k\$/kWh)	0.00003
Calentador	$\sigma_{p,q}^H$	(k\$/kWh)	0.00001
Tubería	$\sigma_{p,q}^T$	(k\$/kmol)	0.000000012
Purificación $n$	$\sigma_n$	(k\$/kmol)	0.0000005
Hidrogeno	$\rho_i$	(k\$/kmol)	0.0017
Quema/Incineración	$\gamma_i$	(k\$/kmol)	0.000004
Ingresos excedentes	$\beta_i$	(k\$/kJ)	0.001

En la Tabla 3 se presentan los factores de tiempo de operación

Tabla 3. Parámetros empleados para los costos de operación (OPEX) y de capital (CAPEX) y rango de temperaturas.

FACTORES			
	PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Factor de anualización	$AF$	año <sup>-1</sup>	0.1
Tiempo de operación de la planta por año	$OPh$	hr·año <sup>-1</sup>	8760
	$OPs$	s·año <sup>-1</sup>	31536000
Temperatura máxima	$T_{p,q}^H$	K	1000
Temperatura mínima	$T_{p,q}^L$	K	250

En la Tabla 4 se presentan los parámetros y condiciones en cada unidad.

Tabla 4. Parámetros empleados en la alimentación a las unidades, se observa que las fuentes no tienen alimentación.

Unidad	Destino	Índice	ALIMENTACIÓN				
			Flujo (kmol/s)	Pureza (%)	Temperatura (K)	Presión (Psia)	Conversión (%)
-	-	-	$FP_m^L$	$x_m$	$TINm_m$	$PINm_m$	$Xm_m$
HC	q	m=1	≥1.159	86.7	-	2000	39.88
GOHT	q	m=2	≥1.027	83.6	-	500	39.99
DHT	q	m=3	≥0.486	82.6	-	600	40.02
RHT	q	m=4	≥0.155	74.9	-	500	40.02
NHT	q	m=5	≥0.071	72.7	-	300	40.03
-	-	-	$FN_n^U$	$yin_n$	$TINn_n$	$PINn_n$	$Tn_n^*$
PSA1	q	n=1	≤ 1.387	-	300	300	90
PSA2	q	n=2	≤ 1.387	-	300	300	90
PSA3	q	n=3	≤ 1.387	-	300	300	90
-	-	-	$FSINK_j^U$	$xj_j^L$	$TINj_j$	$PINj_j$	-
FL	q	j=1	≤ 1.387	0	310	180	-
GT	q	j=2	≤ 1.387	≥ 20	320	250	-

En la Tabla 5 se presentan los parámetros de pureza, presión, temperatura, coeficiente Joule-Thompson (J.T.), calor específico (C.E.) e índice adiabático (I. A.) en los productos de cada unidad.

Tabla 5. Parámetros empleados en los productos de las unidades, se observa que los sumideros no tienen productos.

Unidades	Origen	Índice	PRODUCTO					
			Pureza (%)	Presión (psia)	Temperatura (K)	J.T.* (K/psia)	C.E.** (kJ/kmol-K)	I.A.***
-	-	-	-	$POUTi_i$	$TOUTi_i$	$\mu_i$	$Cpi_i$	$nCpi_i$
HP	p	i=1	-	300	300	0.0007	28.66	0.294
CR	p	i=2	-	300	300	0.0047	30.26	0.283
-	-	-	$y_m$	$POUTm_m$	$TOUTm_m$	$\mu m_m$	$Cpm_m$	$nCpm_m$
HC	p	m=1	80	1200	300	0.0031	31.04	0.297
GOHT	p	m=2	75	350	300	0.005	30.75	0.279
DHT	p	m=3	75	400	300	0.0051	30.81	0.281
RHT	p	m=4	70	350	300	0.0071	31.2	0.28
NHT	p	m=5	65	200	300	0.009	31.42	0.274

\* Joule Thompson; \*\* Capacidad calorífica; \*\*\* Índice adiabático.

Continuación Tabla 5. Parámetros empleados en los productos de las unidades, se observa que los sumideros no tienen productos.

Unidades	Origen	Índice	PRODUCTO					I.A.***
			Pureza (%)	Presión (psia)	Temperatura (K)	J.T.* (K/psia)	C.E.** (kJ/kmol-K)	
-	-	-	$ypn_n$	$POUTn_n$	$TOUTn_n$	$\mu n_n$	$Cpn_n$	$nCpn_n$
PSA1	p	n=1	99	300	300	0.0007	28.66	0.294
PSA2	p	n=2	99	300	300	0.0007	28.66	0.294
PSA3	p	n=3	99	300	300	0.0007	28.66	0.294
-	-	-	$yrn_n$	$POUTn_j$	$TOUTn_j$	$\mu n_j$	$Cpn_j$	$nCpn_j$
PSA1	p	n=1	0 - 50	180	280	0.0077	32.37	0.271
PSA2	p	n=2	0 - 50	180	280	0.0077	32.37	0.271
PSA3	p	n=3	0 - 50	180	280	0.0077	32.37	0.271

\* Joule Thompson; \*\* Capacidad calorífica; \*\*\* Índice adiabático.

### Objetivos

- 1) La cantidad de hidrógeno requerido por la refinería.
- 2) La estructura de la red de hidrógeno con flujos, purezas, temperaturas y presiones.
- 3) La existencia y requerimientos de cada equipo, unidades de acondicionamiento y líneas de transferencia.

### Formulación del modelo matemático

El modelo de programación se implementó en el sistema GAMS y consiste de las siguientes ecuaciones:

El balance de masa en el divisor (●) que esta después de la fuente  $i$  es (ver Figura 1):

$$Fi_i = \sum_{m=1}^M Ff_{i,m} + \sum_{j=1}^J Fij_{i,j} \quad i \in I \quad (1)$$

Los balances globales y de hidrógeno en el mezclador (○) previo a la unidad de procesamiento  $m$  son (ver Figura 1):

$$FP_m = \sum_{i=1}^I Ff_{i,m} + \sum_{m'=1}^M GM_{m',m} \quad m \in M \quad (2)$$

$$x_m FP_m = \sum_{i=1}^I z_i Ff_{i,m} + \sum_{m'=1}^M y_{m'} GM_{m',m} \quad m \in M \quad (3)$$

El balance de hidrógeno a través de la unidad de procesamiento  $m$  (□) nos da (ver Fig. 1):

$$Xm_m = \frac{x_m FP_m - y_m G_m}{x_m FP_m} \quad m \in M \quad (4)$$

y en el divisor (●) posterior a la unidad de proceso  $m$  nos da

$$G_m = \sum_{m'=1}^M GM_{m,m'} + \sum_{j=1}^J Gj_{m,j} \quad m \in M \quad (5)$$

Las ecuaciones de balance total y de hidrógeno en el mezclador que esta antes del sumidero (O) de combustible  $j$  son:

$$FSINK_j = \sum_{i=1}^I Fij_{i,j} + \sum_{m=1}^M Gj_{m,j} \quad j \in J \quad (6)$$

$$x_j FSINK_j = \sum_{i=1}^I z_i Fij_{i,j} + \sum_{m=1}^M y_m Gj_{m,j} \quad j \in J \quad (7)$$

Presiones y temperaturas.

El balance de energía a lo largo de una  $SS_{pq}$  en el caso cuando  $POUTp_p > PINq_q$ , lo cual indica que se debe instalar una válvula (V).

$$\Delta Hpq_{p,q}^H - \Delta Hpq_{p,q}^C = \begin{cases} Fpq_{p,q} C p_p [(TINq_q - \mu_p PINq_q) - (TOUTp_p - \mu_p POUTp_p)] & \text{si } (POUTp_p > PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (8)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Balance de energía a lo largo de una  $SS_{pq}$  en el caso cuando  $POUTp_p < PINq_q$ , lo cual indica que se debe instalar un compresor (B).

$$\Delta Hpq_{p,q}^H = \begin{cases} Fpq_{p,q} C p_p \left[ TINq_q - \left( TOUTp_p - \frac{\Delta Hpq_{p,q}^C}{Fpq_{p,q} C p_p} \right) \left( 1 + \frac{1}{\eta} \left( \left( \frac{PINq_q}{POUTp_p} \right)^{ncp_p} - 1 \right) \right) \right] & \text{si } (POUTp_p < PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (9)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Balance de energía a lo largo de una  $SS_{pq}$  en el caso cuando  $POUTp_p = PINq_q$ , lo cual indica que no es necesario instalar válvula (V) o compresores (B).

$$\Delta Hpq_{p,q}^H - \Delta Hpq_{p,q}^C = \begin{cases} Fpq_{p,q} C p_p [(TINq_q - TOUTp_p)] & \text{si } (POUTp_p = PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (10)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Restricción de temperatura cuando  $POUTp_p > PINq_q$ .

$$T_{p,q}^L \leq \begin{cases} TINq_q & \text{si } (POUTp_p > PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (11)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Restricción de temperatura cuando  $POUTp_p \leq PINq_q$ .

$$T_{p,q}^L \leq \begin{cases} TINq_q \left( 1 + \frac{1}{\eta} \left( \left( \frac{PINq_q}{POUTp_p} \right)^{ncp_p} - 1 \right) \right)^{-1} & \text{si } (POUTp_p > PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (12)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Ecuación para el cálculo del cambio energético en una válvula (V) ( $POUTp_p > PINq_q$ ).

$$\Delta Hpq_{p,q}^V = \begin{cases} \mu_p Fpq_{p,q} C p_p [(POUTp_p - PINq_q)] & \text{si } (POUTp_p > PINq_q) \\ 0 & \text{en otro caso} \end{cases} \quad (13)$$

$p \in P$   
 $q \in Q$

Ecuación para el cálculo del cambio energético en un compresor (B) ( $POUTp_p < PINq_q$ ).

$$\Delta Hpq_{p,q}^B = \left\{ \begin{array}{l} \frac{Fpq_{p,q} C_{p_p} TOUT_{p_p} - \Delta Hpq_{p,q}^C \left( \left( \frac{PIN_{q_q}}{POUT_{p_p}} \right)^{n_{C_{p_p}}} - 1 \right)}{\eta} \text{ si } (POUT_{p_p} < PIN_{q_q}) \\ 0 \text{ en otro caso} \end{array} \right\} \quad (14)$$

$$p \in P$$

$$q \in Q$$

La alimentación debe tener la temperatura requerida de entrada  $TIN_{q_q}$ :

$$TIN_{q_q} \sum_{p=1}^P C_{p_p} Fpq_{p,q} = \sum_{p=1}^P HIN_{p_p} q_{p,q} \quad q \in Q \quad (15)$$

Para la existencia de las líneas de transferencia  $SSpq_{p,q}$ , se utiliza la variable binaria  $vpq_{p,q}$ .

$$Fpq_{p,q} = vpq_{p,q} Fpq_{p,q} \quad p \in P, q \in Q \quad (16)$$

La existencia de los calentadores se asegura mediante las variables binarias  $hpq_{p,q}$  y  $cpq_{p,q}$ , respectivamente:

$$hpq_{p,q} + cpq_{p,q} \leq vpq_{p,q} \quad p \in P, q \in Q \quad (17)$$

Función objetivo

El CAT de la red de hidrógeno tiene la estructura siguiente:

$$CAT = AF(CAPEX) + OP(OPEX) \quad (18)$$

Luego, escribimos el CAT como:

$$CAT = \left( \begin{array}{l} \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q vpq_{p,q} a_{p,q}^T + b_{p,q}^T (Fpq_{p,q})^{a_{p,q}^T} \\ + \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q \left[ vpq_{p,q} a_{p,q}^V + b_{p,q}^V \left( \frac{\Delta Hpq_{p,q}^V}{|\mu_{p_p}| C_{p_p}} \right)^{a_{p,q}^V} \text{ si } (POUT_{p_p} > PIN_{q_q}) \right. \\ \left. 0 \text{ en otro caso} \right] \\ + \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q \left[ vpq_{p,q} a_{p,q}^B + b_{p,q}^B (\Delta Hpq_{p,q}^B)^{a_{p,q}^B} \text{ si } (POUT_{p_p} < PIN_{q_q}) \right. \\ \left. 0 \text{ en otro caso} \right] \\ + \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q hpq_{p,q} a_{p,q}^H + b_{p,q}^H (\Delta Hpq_{p,q}^H)^{a_{p,q}^H} \\ + \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q cpq_{p,q} a_{p,q}^C + b_{p,q}^C (\Delta Hpq_{p,q}^C)^{a_{p,q}^C} \end{array} \right) \quad (19)$$

$$+ OPS \left[ \begin{array}{l} \sum_{i=1}^I p_i F_{i_i} + \sum_{j=1}^J \gamma_j FSINK_j - \sum_{j=1}^J \beta_j \left( \sum_{m=1}^M y_m GJ_{m,j} + \sum_{i=1}^I z_i F_{ij,i} \right) \\ + \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q \left( o_{p,q}^T Fpq_{p,q} + o_{p,q}^V \frac{\Delta Hpq_{p,q}^V}{|\mu_{p_p}| C_{p_p}} \right) \end{array} \right]$$

$$+ OP_h \left[ \sum_{p=1}^P \sum_{q=1}^Q \left( o_{p,q}^B \Delta Hpq_{p,q}^B + o_{p,q}^H \Delta Hpq_{p,q}^H + o_{p,q}^C \Delta Hpq_{p,q}^C \right) \right]$$

## Resultados

En esta sección se presentan los resultados obtenidos para un caso, a fin de mostrar la versatilidad del modelo de programación matemática obtenido, el cual corresponde a un modelo de programación no lineal entero mixto (MINLP), ya que contempla variables de tipo continuas y de tipo discretas. El caso de estudio considera solo un depósito de corrientes residuales FL ( $j=\{1\}$ ), el suministro de  $H_2$  en las fuentes es  $1.109 \text{ kmol}\cdot\text{s}^{-1}$  con una pureza del 99% para la fuente HP y  $0.199 \text{ kmol}\cdot\text{s}^{-1}$  con pureza del 80% para la fuente CR.

En una primera solución el costo de diseño de red fue de  $73058.26 \text{ k}\$ \cdot \text{año}^{-1}$  y no se incluyó el uso de una unidad de residuos de hidrógeno (no se incluyen los detalles del diseño). Por lo tanto, dada la existencia de términos bilineales en el modelo MINLP, es posible encontrar varios resultados sub-óptimos, por lo que se procedió a inicializar las variables cambiando el punto de inicio dentro del conjunto solución para obtener otra posible solución de la red de  $H_2$ . De tal manera que, al inicializar las variables en otro punto, se obtuvieron los resultados de la Tabla 6 correspondientes a un óptimo local, donde se observa que las corrientes que interconectan a las fuentes con los sumideros desaparecen. A diferencia de los resultados del primer resultado, existen dos fracciones de flujo que derivan de las unidades de proceso GOHT ( $m=2$ ) y NHT ( $m=5$ ) respectivamente y alimentan al sumidero FL ( $j=1$ ), es decir, existen residuos que puedan ser enviados a los depósitos de gas combustible y así obtener una ganancia. Por otro lado, la fuente HP ( $i=1$ ) alimenta a las unidades de proceso HC ( $m=1$ ), GOHT, DHT ( $m=3$ ) y NHT, y la fuente CR ( $i=2$ ) alimenta a la unidad DHT y RHT ( $m=4$ ). Todas las unidades de proceso tienen corrientes de recirculación ( $m=m$ ) y al menos cada una de las unidades  $m$  retroalimenta a otra unidad  $m$  diferentes entre sí ( $m \neq m$ ) a excepción de GOHT y NHT, las cuales, como se mostró anteriormente, envían sus fracciones de flujo a FL. El costo para este diseño de red es  $55638.05 \text{ k}\$ \cdot \text{año}^{-1}$ , el cual es considerablemente más bajo que el resultado anterior, aunque el resultado es similar al presentado por Jagannath *et al* (2014) de  $53644.0 \text{ k}\$ \cdot \text{año}^{-1}$ .

Tabla 6. Resultados obtenidos con inicialización para el ejemplo 2 del Caso I. El CAT =  $55638.05 \text{ k}\$ \cdot \text{año}^{-1}$ .

(p, q) (i, m)	*	**	***	$F_{f,i,m}$ Kmol/s	$POUT_{p,p}$ psia	$PIN_{q,q}$ psia	$\Delta H_{pq}^B_{p,q}$ kW	$\Delta H_{pq}^V_{p,q}$ kW	$TOUT_{p,p}$ K	$TIN_{q,q}$ K	$\Delta H_{pq}^H_{p,q}$ kW	$\Delta H_{pq}^C_{p,q}$ kW
(1, 1)	1	0	1	0.409	300	2000	3175.144	0	300	542.96	0	329.254
(1, 2)	1	0	1	0.368	300	500	647.266	0	300	345.09	0	171.682
(1, 3)	1	0	0	0.127	300	600	330.123	0	300	390.52	0	0
(1, 5)	1	1	0	0.013	300	300	0	0	300	346.98	17.607	0
(2, 3)	1	1	0	0.123	300	600	322.911	0	300	390.52	14.124	0
(2, 4)	1	0	0	0.076	300	500	143.038	0	300	362.24	0	0
(m, m)	-	-	-	$GM_{m,m}$	-	-	-	-	-	-	-	-
(1, 1)	1	1	0	0.75	1200	2000	1524.522	0	300	542.96	4133.9	0
(1, 3)	1	1	0	0.005	1200	600	0	0.28	300	390.52	13.898	0
(2, 2)	1	1	0	0.569	350	500	730.651	0	300	345.09	58.022	0
(3, 2)	1	1	0	0.09	400	500	71.797	0	300	345.09	53.506	0
(3, 3)	1	1	0	0.231	400	600	342.685	0	300	390.52	301.1	0
(4, 4)	1	1	0	0.079	350	500	103.613	0	300	362.24	49.888	0
(4, 5)	1	1	0	0.02	350	300	0	0.226	300	346.98	30.17	0
(5, 5)	1	0	0	0.037	200	300	55.355	0	300	346.98	0	0
(m, j)	-	-	-	$GJ_{m,j}$	-	-	-	-	-	-	-	-
(2, 1)	1	1	0	0.118	350	180	0	3.089	300	310	11828	0
(5, 1)	1	1	0	0.01	200	180	0	0.057	300	310	971.56	0

\*  $vp_{p,q}$  (segunda columna); \*\*  $hp_{p,q}$  (tercera columna), \*\*\*  $cp_{p,q}$  (cuarta columna).



La topología de diseño se presentado en la Figura 2 incorporando los datos de la Tabla 1, donde se observa la existencia de la unidad de depósito del H<sub>2</sub> remanente.

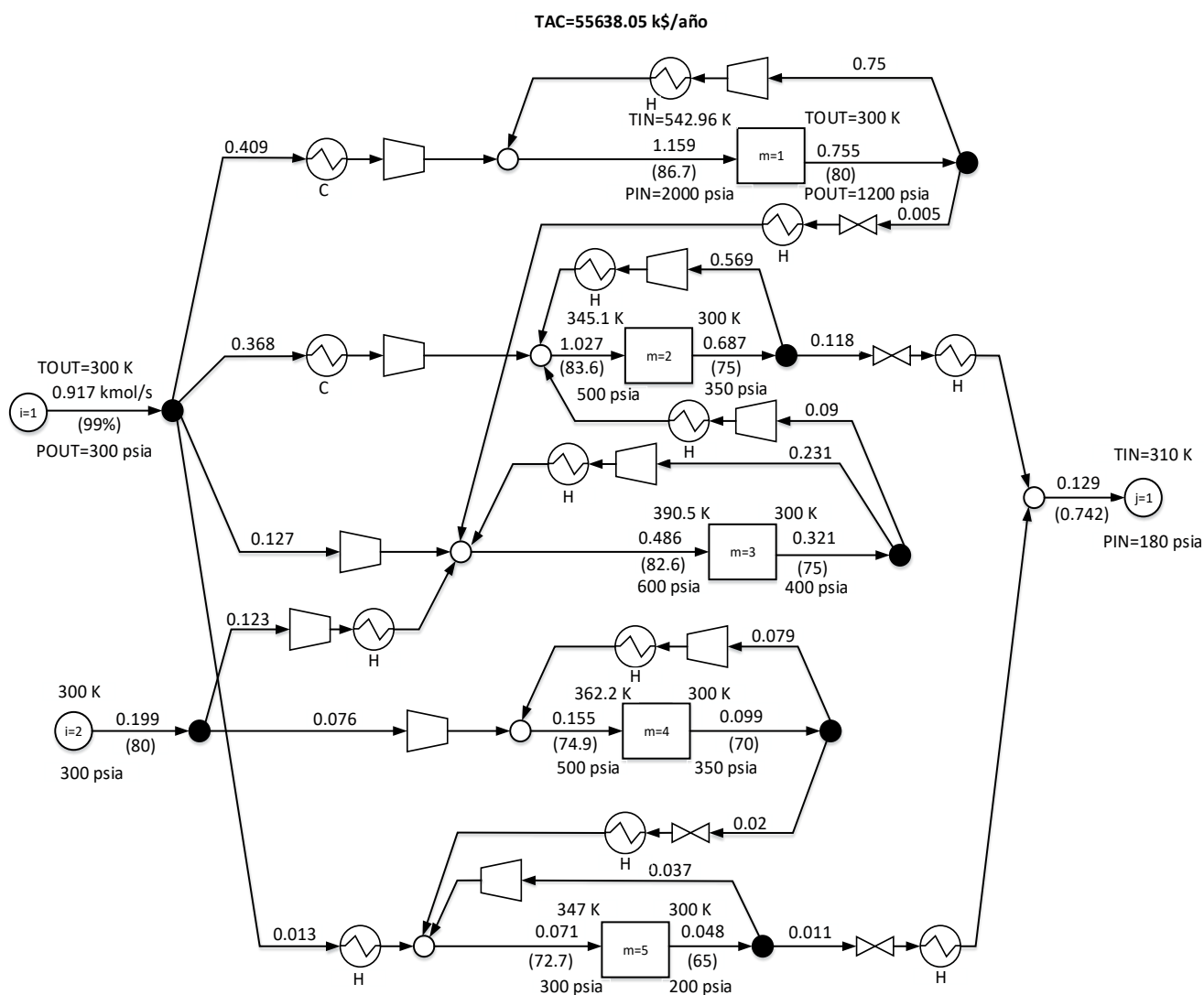


Figura 2. Diseño sub-óptimo de red de H<sub>2</sub> para el ejemplo 2 del Caso I.

## Conclusiones

El análisis de los resultados muestra que el modelo de optimización es capaz de generar soluciones que asisten en el diseño topológico de una red de hidrógeno permitiendo visualizar los resultados de manera gráfica, y demostrando que las unidades de desecho o sumideros de hidrógeno mejoran el diseño. Por otra parte, se mostró que al inicializar el modelo en dos puntos diferentes se obtuvieron dos soluciones sub-óptimas diferentes, debido a la naturaleza no convexa del modelo matemático, pudiendo mejorar los resultados de manera considerable. Por lo tanto, se podría diseñar un algoritmo para generar un conjunto de soluciones óptimas inicializando las variables del modelo para acercarnos a mejores soluciones.

## Bibliografía

- Alves, J. J., & Towler, G.P. (2002). Analysis of refinery hydrogen distribution systems. *Industry and Engineering Chemistry Research*, 41:5759-69. <https://doi.org/10.1021/ie010558v>.
- Chang, C., Lina, Q., Liao, Z., Wang, J., & Yang, Y. (2022). Globally optimal design of refinery hydrogen networks with pressure discretization. *Chemical Engineering Science*, 247, 117021 <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.117021>.
- Chen, Y., Lin, M., Jiang, H., Yuan, Z., & Chen, B. (2020). Optimal design and operation of refinery hydrogen systems under multi-scale uncertainties. *Computers and Chemical Engineering*, 138, 106822 <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.106822>.

- Fonseca, A., Sa', V., Bento, H., Tavares, M. L. C., Pinto, G., & Gomes, L. A. C. N. (2008). Hydrogen distribution network optimization: a refinery case study. *Journal of Cleaner Production*, 16, 1755-1763 <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2007.11.003>.
- Hallale, N. (2002). A new graphical targeting method for water minimization. *Advances in Environmental Research*, 6(3):377-90 [https://doi.org/10.1016/S1093-0191\(01\)00116-2](https://doi.org/10.1016/S1093-0191(01)00116-2).
- Jagannath, A., Elkamel, & Karimi, I. A. (2014a). Improved Synthesis of Hydrogen Networks for Refineries. *Ind. Eng. Chem. Res.*, XXXX, XXX, XXX-XXX, <https://doi.org/10.1021/ie5005042>.
- Jagannath A., & Almansoori, A. (2014) Modeling of Hydrogen Networks in a Refinery Using a Stochastic Programming Approach. *Ind. Eng. Chem. Res.*, XXXX, XXX, XXX-XXX, <https://doi.org/10.1021/ie5011004>.
- Kumar, A., Gautami, G., & Khanam, S. (2010). Hydrogen distribution in the refinery using mathematical modeling. *Energy*, 35 (9), 3763- 3772. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.05.025>.
- Liu, F., & Zhang, N. (2004). Strategy of purifier selection and integration in hydrogen networks. *Chem. Eng. Res. Des.*, 82 (10), 1315-1330 <https://doi.org/10.1205/cerd.82.10.1315.46739>.
- Wang, Y. P., & Smith, R. (1994). Wastewater minimization. *Chemical Engineering Science*, 49:981-1006. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)80006-5](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)80006-5).