

REDUCCIÓN DEL EFECTO DOMINÓ MEDIANTE LA DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETILENO

Domino effect reduction through the process layout for an ethylene process production

Francisco Ortiz-Tena^{1*}, Julio A. de Lira-Flores ², Luisa Ramírez-Granados ²

¹Universidad Tecnológica de San Miguel de Allende

²Universidad Autónoma de Querétaro

*Autor de correspondencia:
francisco.ortiz.tena@gmail.com

RESUMEN

El proceso de producción de etileno opera con la probabilidad de generar escenarios de efecto dominó, debido a los diferentes químicos que almacenan y procesan. Una forma de reducir la probabilidad es instalar protecciones, sin embargo, estas salvaguardas pueden fallar. En trabajos recientes, se ha demostrado que el diseño del equipo en las primeras etapas minimiza la probabilidad del efecto dominó, por lo tanto, se propone un modelo para distribuir el equipo en una planta de proceso de etileno, estimando la probabilidad de daño por la sobrepresión y los valores de umbral de escalada y agregando restricción de distribución de equipo como coordenadas y orientación del equipo. El modelo matemático se formuló usando programación mixta entera no lineal.

Palabras clave: layout, efecto dominó, seguridad, función probit, reducción de riesgo.

ABSTRACT

The ethylene production process operates with the probability of generating domino effect scenarios due to the different chemicals that are stored and processed. A way to reduce that probability is to install protections. However, these safeguards can fail. In recent works, it has been demonstrated that the equipment layout in the early stages of the design minimize the domino effect probability. Thus, a model is proposed to distribute the equipment in an ethylene processing plant by calculating the probability estimation of damage due to overpressure and the escalation threshold values, adding equipment distribution restrictions (such as coordinates and equipment orientation). The mathematical model was formulated using mixed-integer nonlinear programming.

Keywords: layout, domino effect, safety, probit function, risk reduction

INTRODUCCIÓN

El etileno es un compuesto químico en forma de gas, inflamable, incoloro y con un ligero olor dulce, que está conformado por dos átomos de carbono, que se encuentran unidos por un doble enlace, y cuatro átomos de hidrógeno ($H_2C=CH_2$). También, es uno de los hidrocarburos olefínicos más importantes por su doble enlace altamente reactivo, pudiendo participar en diferentes tipos de reacciones como adición, oxidación o polimerización. Además, es una materia prima en la producción de plásticos, textiles, papel, solventes, tintes, aditivos alimenticios, pesticidas y farmacéuticos [1].

Para obtener etileno, se utilizan como materia prima las mezclas de hidrocarburos, altamente inflamables, que se van separando, lo que lo vuelve un proceso con materiales, reacciones y equipos peligrosos con la probabilidad de provocar un accidente que pueda generar un escenario de efecto dominó. En ocasiones, esto puede deberse a deficiencias en la planeación y ejecución del diseño del proceso o de toda la planta. Bajo esta situación, el procedimiento a seguir es controlar los peligros mediante la instalación de sistemas de protección independientes, por ejemplo, para mitigar el riesgo es posible instalar muros contra fuegos, muros contra explosiones, detectores de gas, alarmas, entre otros. Estos mecanismos son barreras para contener o prevenir los efectos de la radiación térmica, la propagación del fuego y ondas de choque, por lo que, en muchos casos, la garantía de que no suceda un evento de tipo dominó dependerá principalmente de la efectividad de las protecciones. Una desventaja es que la instalación de estos sistemas aumenta los costos de adquisición y operación. Por esta razón, se han buscado estrategias para eliminar los peligros antes que controlarlos mediante el diseño de procesos inherentemente más seguros y, cuando esto



no es posible, la mejor opción es resolver la distribución de los elementos de la planta reduciendo el riesgo de accidentes [2].

Las plantas de procesos químicos almacenan y procesan una cantidad importante de materias peligrosas, que al ser liberadas accidentalmente pueden afectar la salud de las personas, las estructuras y el medio ambiente. En varios casos, un accidente inicial puede dañar equipos cercanos y producir lo que se conoce como efecto dominó, que es definido por Cozzani *et al.* [3] como un accidente en el que un equipo de proceso es afectado, escenario primario, y así se afecta a por lo menos otro equipo del proceso.

Estudios estadísticos muestran que accidentes incluyendo un efecto dominó continúan incrementándose principalmente en países en vías de desarrollo [4]. Varios de los trabajos para reducir el riesgo del efecto dominó se enfocan en mitigar o eliminar las consecuencias y reducir la frecuencia de los accidentes mediante la instalación de barreras de protección, incluso se han realizado esfuerzos para disminuir o eliminar los peligros por medio de diseños inherentemente más seguros [5-7]. Otras investigaciones están orientados en el desarrollo de un software para determinar la probabilidad de daño y las consecuencias de los accidentes [8-10], mientras que algunas otras se han detenido no sólo en evaluar el efecto dominó dentro de la planta química, sino también buscan prevenir daños de los alrededores de la planta [11-13].

La distribución de los equipos en la planta juega un rol importante en la reducción del riesgo de accidentes tipo dominó, así como, en los costos de planta [14]. La finalidad de ubicar los equipos radica en encontrar la mejor ubicación para cada uno de ellos, en un principio, con la finalidad de minimizar el área ocupada y los costos de interconexión, ya que la experiencia indica que se incrementa en un 80% el costo total de la tubería, debido a una mala ubicación [15], y que del 15 al 70% del costo total operativo depende principalmente de la

distribución de equipos [16]. En este sentido, existen modelos basados en programación matemática que se han propuesto para dar solución a los problemas de diseño de la distribución de instalaciones y de equipos de proceso químicos considerando aspectos seguridad. López-Molina *et al.* [17] propusieron un modelo para reducir la probabilidad de efecto dominó a causa de explosiones, basándose en el modelo de multi-energía para el cálculo de sobrepresión. Seunkyu Dan *et al.* [18] proponen un modelo de programación mixta entera lineal para la distribución de equipos y así para prevenir el efecto dominó en una planta de licuefacción de gas natural. Latifi *et al.* [19] resuelven la distribución de equipos en una refinería, planteando una programación mixta entera no lineal y considerando riesgo de emisión tóxica como escenarios de fuego, explosión y efecto dominó. Jude *et al.* [20] establecen un modelo MILP para la distribución de 7 unidades de proceso, con la finalidad de disminuir la probabilidad de daño a la propiedad. Los diferentes métodos sólo han sido aplicados a problemas con un número reducido de equipos, lo que dificulta su aplicación a problemas reales. Por esta razón, en este trabajo se propone un modelo de optimización que minimice la probabilidad de efecto dominó, producido por explosiones, en el proceso de producción de etileno [21] y en etapas tempranas del diseño de la distribución de los equipos.

METODOLOGÍA

Una vez establecido que el proceso a estudiar es la producción de etileno, la formulación del modelo se basa en un enfoque de programación mixta entera no lineal (MINLP por sus siglas en inglés Mixed Integer Non-Linear Programming). La función objetivo consiste en minimizar los costos de instalación de equipos, costos de área así como de riesgo de accidentes, sujetos a restricciones de orientación de equipos, de no superposición,

de distribución y de probabilidad de daño por una sobrepresión. El modelo matemático, incluyendo las restricciones y la función objetivo, se muestran a continuación.

Restricción de orientación de equipos

La longitud l_i y profundidad d_i del i -ésimo equipo se determina por las restricciones de orientación (Ecuaciones 1 y 2) propuestas por Papageorgiou y Rotstein [22]:

$$l_i = \alpha_i O_i + \beta_i (1 - O_i) \quad \forall i \quad (1)$$

$$d_i = \alpha_i + \beta_i - l_i \quad \forall i \quad (2)$$

Donde O_i es una variable binaria, que decide que orientación tendrá el equipo, y α_i y β_i son las dimensiones del i -ésimo equipo.

Restricción de no superposición

Las restricciones establecidas en las Ecuaciones 3, 4, 5 y 6 son las restricciones de no superposición, propuestas en [22]. La finalidad es prevenir que dos equipos, como el equipo i y el equipo j , sean colocados en la misma posición física, asignando al i -ésimo equipo la coordenada (x_i, y_i) .

$$x_i - x_j + M \cdot (E1_{ij} + E2_{ij}) \geq \frac{l_i + l_j}{2} \quad (3)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$x_j - x_i + M \cdot (1 - E1_{ij} + E2_{ij}) \geq \frac{l_i + l_j}{2} \quad (4)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$y_i - y_j + M \cdot (1 + E1_{ij} - E2_{ij}) \geq \frac{d_i + d_j}{2} \quad (5)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$y_j - y_i + M \cdot (2 - E1_{ij} - E2_{ij}) \geq \frac{d_i + d_j}{2} \quad (6)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

Donde M es una distancia mayor o igual a la distancia máxima permisible entre los equi-

pos, y $\{E1\}_{ij}$ y $\{E2\}_{ij}$ son variables binarias de no superposición.

Restricción de distancia

Las Ecuaciones 7, 8, 9, 10, 11 y 12 permiten determinar la distancia rectilínea o Manhattan, la cual es útil para el cálculo de longitud de tubería requerida [23].

$$R_{ij} - L_{ij} = x_i - x_j \quad (7)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$A_{ij} - B_{ij} = y_i - y_j \quad (8)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$R_{ij} \leq M \cdot W_{ij}^x \quad (9)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$L_{ij} \leq M \cdot (1 - W_{ij}^x) \quad (10)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$A_{ij} \leq M \cdot W_{ij}^y \quad (11)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$B_{ij} \leq M \cdot (1 - W_{ij}^y) \quad (12)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

Donde W_{ij}^x y W_{ij}^y son variables binarias que ayudan a determinar los valores $|x_i - x_j|$ y $|y_i - y_j|$, respectivamente, al forzar a uno de (R_{ij}, L_{ij}) y a uno de (A_{ij}, B_{ij}) a valer cero. Posteriormente la distancia Manhattan D_{ij} , entre los equipos i y j , está dada por las Ecuaciones 13 y 14.

$$D_{ij} = R_{ij} + L_{ij} + A_{ij} + B_{ij} \quad (13)$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N$$

$$D_{ij} = D_{ji}$$

$$\forall i = 1, \dots, N - 1, j = i + 1, \dots, N \quad (14)$$

La Ecuación 14 garantiza que la distancia Manhattan total entre los equipos i y los equipos j , sea la misma que entre los equipos j a los equipos i .



Estimación de la probabilidad de daño debido a una sobrepresión

Diferentes accidentes, como el de San Juanico en 1984, ubicado al Norte de la Ciudad de México [24], han demostrado que la sobrepresión es un factor importante al producir efectos dominó en unidades de proceso y almacenamiento. Al ocurrir una explosión en un equipo, se genera una sobrepresión que incide sobre los equipos cercanos. Varios autores han desarrollado propuestas para evaluar el daño por una sobrepresión [25, 26]. En la mayoría de estas propuestas, se proponen aproximaciones estocásticas que incluyen cuestiones de seguridad, basándose en modelos probit (véase Ecuación 15).

$$Y_{ij} = a_k + b_k(\Delta P_{ij}) \quad (15)$$

Donde Y_{ij} es la variable probit para estimar el daño en la unidad de proceso j , teniendo una k unidad debido a la sobrepresión producida por la explosión de la unidad i , ΔP_{ij} es el pico de sobrepresión estática (Pa) y a_k y b_k son constantes del modelo.

El análisis probit es un método conocido para evaluar la relación dosis-efecto de la respuesta de humanos a sustancias tóxicas, radiaciones térmicas y sobrepresión, que se deriva de la expresión acumulativa de la función de distribución de la probabilidad Gaussiana normal.

Las constantes de la función probit son obtenidas de modelos estadísticos, provenientes de registros históricos de accidentes y escalando datos de experimentos [27, 25]. En este trabajo se han utilizado los propuestos por Mingguang y Juncheng [28] que se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Valores umbral propuestos para equipos de proceso de la función probit

Tipo de recipiente	Función probit	Valor umbral de 30% de daño (kPa)	Valor umbral de 70% de daño (kPa)
Atmosférico	$Y = -9.36 + 1.43 \ln(\Delta P)$	15	33
Presurizado	$Y = -14.44 + 1.82 \ln(\Delta P)$	32	58
Equipos grandes	$Y = -12.22 + 1.65 \ln(\Delta P)$	24	46
Equipos chicos	$Y = -12.42 + 1.64 \ln(\Delta P)$	29	56

Con la finalidad de evitar un evento de escalamiento, el porcentaje de daño debe ser considerable. Se han definido valores umbral de escalamiento para diferentes unidades, con la finalidad de representar el porcentaje suficiente de daño estructural para producir un escalamiento. La probabilidad de daño utilizada en este trabajo está dada por la Ecuación 16 y es propuesta por Mingguang y Juncheng [28].

$$P_{Dij} = \frac{1.005}{1 + e^{-\left(\frac{Y_{ij} - 5.004}{0.6120}\right)}} \quad (16)$$

El cálculo de sobrepresión se realiza por medio de diferentes métodos, entre los más utilizados se encuentran el método TNT, el método de multi-energía y el método Baker-Strehlow. Una descripción detallada de los métodos se encuentra en [29].

Para este trabajo, se calculó la sobrepresión por el método de multi-energía por su eficiencia y confiabilidad. Cabe mencionar que su desventaja como método es que asume simetría en la explosión [29]. Al asumir esta propagación simétrica de las ondas de explosión, implica que la atmósfera se considera homogénea sin ninguna obstrucción, sin embargo, la propagación se puede ver afectada por la distribución de la velocidad del viento, la estratificación de la atmósfera y de algunas obstrucciones en tierra. El hacer una aproximación con este método permite dar una idea de lo que realmente puede ocasionar.

Tradicionalmente una gráfica es usada en el método de multi-energía para estimar el pico de sobrepresión, (ΔP), como función de la distancia característica, R_o . La sobrepresión dependerá también del nivel de intensidad seleccionado, que se puede medir en una escala de diez, donde el diez representa la mayor intensidad, mientras que las primeras son las menos intensas. Se propone una escala de siete ya que representa una mayor aproximación [28]. Las gráficas propuestas se han traducido a ecuaciones [19] que se muestran en Ecuaciones 17 y 18.

$$0.2 \leq R_{oij} \leq 2 \quad (17)$$

$$\Delta P_{1ij} = 134.1196e^{-0.8967 \cdot R_o}$$

$$2 \leq R_{oij} \leq 100 \quad (18)$$

$$\Delta P_{2ij} = 32.946R_o^{-1.121}$$

Donde:

$$R_{oij} = \left(\frac{E}{P_a}\right)^{-\frac{1}{3}} D_{eij} \quad (19)$$

La Ecuación 19 representa la distancia característica de distancia de separación entre equipos, $[[D_e]]_{ij}$, la energía de explosión que depende del tipo de material, E , y de la presión atmosférica, P_a . Para unir la disyunción presente en las Ecuaciones 17 y 18 se propone utilizar la Ecuación 20:

$$\Delta P_{ij} = \Delta P_{1ij} \cdot (1 - \gamma_{ij}) + \Delta P_{2ij} \cdot \gamma_{ij} \quad (20)$$

Donde γ_{ij} es la función relajada alrededor de la distancia característica de $R_{(oij)}=2$ y se presenta en la Ecuación 21.

$$\gamma_{ij} = \frac{R_{oij} - 2}{2 \cdot \sqrt{1 + (R_{oij} - 2)^2}} + \frac{1}{2} \quad (21)$$

La distancia $D_{(eij)}$ representa la distancia euclidiana y viene dada por la Ecuación 22.

$$D_{eij} = \sqrt{(x_i - x_j)^2 + (y_i - y_j)^2} \quad (22)$$

Para calcular la sobrepresión y la probabilidad de daño que previamente se han descrito. La probabilidad de daño debe ser definida por ingenieros de seguridad de la planta y sus valores deben ser agregados como restricciones adicionales. Se usará el valor sugerido de 30% y la restricción queda en la Ecuación 23.

$$P_{Dij} \leq 30 \quad \forall i, j: i \neq j \quad (23)$$



Función objetivo

La función objetivo consiste en minimizar el costo total, el cual está conformado de tubería, costo de terreno y el costo asociado a la explosión, que a su vez, se asocia con el efecto dominó. El costo de daño asociado a la explosión de la i -ésima unidad, C_i^E , afectando la j -ésima unidad cercana se estima con la Ecuación 24.

$$C_i^E = C_i^P + \sum_{j \neq i} C_j^P \cdot P_{D_{ij}} \quad (24)$$

Donde C_j^P es el costo de compra del j -ésimo equipo.

El área del terreno ocupado se estima al construir el menor rectángulo, que incluya a todos los equipos de proceso. Al considerar que el inicio del terreno comienza en el origen de las coordenadas (0,0), entonces el valor para el área ocupada consistirá en detectar al equipo más lejano en la dirección de las coordenadas x (véase Ecuación 26), así como el equipo más lejano en la dirección de las coordenadas y (véase Ecuación 27). Para calcular el área se utilizará la Ecuación 25.

$$A = L_x L_y \quad (25)$$

Donde

$$L_x \geq x_i + \frac{l_i}{2} \quad (26)$$

$$L_y \geq y_i + \frac{d_i}{2} \quad (27)$$

Por lo tanto, el costo total por el terreno ocupado se obtiene de multiplicar el área por un costo específico de tierra por metro cuadrado, C_{area} . Puesto que se busca minimizar el

costo de terreno ocupado, se deberá tener valores apropiados para L_x y L_y . El costo de tubería total se considerará de la distancia obtenida del i -ésimo equipo conectado con el j -ésimo equipo y será multiplicado por un valor de tubería, $c_{(p_{ij})}$. Este costo será de cero si un equipo no se encuentra conectado con otro. Por lo tanto, la función objetivo se define como:

$$\min \sum_i \sum_{j \neq i} C_{p_{ij}} \cdot D_{ij} + \sum_i C_i^E + A \cdot C_{\text{area}} \quad (28)$$

La función objetivo junto con sus restricciones corresponde a un tipo de problema mixto entero no lineal (MINLP) de optimización.

Caso de estudio

El procedimiento propuesto se aplicará al proceso de producción de etileno propuesto por Lincoff [20], que se muestra en la Figura 1. La alimentación de proceso consiste de un gas de pirolisis que contiene una mezcla de agua, hidrógeno, metano, etano, etileno, propano, propileno, butadieno e hidrocarburos de orden superior. Cada uno de los equipos tiene un potencial de explosión, que se determinó mediante un análisis de riesgo.

Las especificaciones de los costos de los equipos y tanto de longitud α_i y de la profundidad β_i se muestran en la Tabla 3, así como la asignación de un número a cada equipo que será usado en el resto del trabajo. Se considera el peor escenario creíble, donde el material dentro del equipo es liberado a través de una tubería de 4 pulgadas durante 5 minutos, con condiciones de viento en calma y se considera que la explosión ocurre en el centro del equipo. Para este caso se tomarán en cuenta la función probit como equipos grandes y se comparará la distribución de equipos, sin considerar las restricciones de seguridad. El costo de conexión y de terreno es de 90USD/m y de 50USD/m², respectivamente.

Tabla 3. Especificaciones de los equipos longitud, profundidad, costo de USD, así como energía de explosión.

Equipo	Longitud (m)	Profundidad (m)	Costo USD	Energía de Explosión (Pa)
Flash 1 (301)	2.60	2.60	\$780,000.00	100
Flash 2 (302)	2.60	2.60	\$780,000.00	90
Flash 3 (303)	2.60	2.60	\$780,000.00	80
Flash 4 (304)	2.60	2.60	\$780,000.00	70
Flash 5 (305)	2.60	2.60	\$780,000.00	60
Secador (5)	3.50	3.25	\$2,000,000.00	50
Separador de metano (6)	3.25	3.00	\$1,900,000.00	50
Separador de etano (7)	3.00	2.75	\$1,800,000.00	50
Separador C-2 (8)	2.75	2.50	\$1,700,000.00	50
Separador de propano (9)	2.50	2.25	\$1,600,000.00	50
Separador de butano (10)	2.25	2.00	\$1,500,000.00	50
Separador de membrana (11)	2.00	2.00	\$1,000,000.00	50
Separador de condensados (12)	6.00	5.00	\$1,000,000.00	150

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El modelo de optimización para el caso de estudio se resolvió en NEOS Server [30], usando DICOPT y SNOPT. Los resultados numéricos de la ubicación y orientación de los equipos se indican en la Tabla 4.

La función objetivo para la distribución de equipos sin considerar la probabilidad de efecto dominó es de \$19,116 y al consi-

derar la probabilidad de efecto dominó es de \$31'622,776, lo que representa un incremento sustancial, lo que se debe a que, en la distribución de equipos en la función objetivo, no se considera los costos asociados al efecto dominó, por lo que ubica los equipos juntos entre sí. Si se presenta algún accidente, en cualquiera de los equipos, en esta distribución la probabilidad de que suceda un



Tabla 4. Ubicación y orientación de los equipos para la distribución de equipos sin considerar y considerando la probabilidad de efecto dominó.

	Distribución de equipos sin considerar la probabilidad de efecto dominó				Distribución de equipos considerando la probabilidad de efecto dominó.			
Equipo	x_i	y_i	$l_{i(m)}$	$d_{i(m)}$	x_i	y_i	$l_{i(m)}$	$d_{i(m)}$
Flash 1 (301)	2.200	9.550	2.60	2.60	78.875	23.925	2.60	2.60
Flash 2 (302)	2.200	12.150	2.60	2.60	8.300	56.771	2.60	2.60
Flash 3 (303)	7.300	1.700	2.60	2.60	82.050	91.200	2.60	2.60
Equipo	x_i	y_i	$l_{i(m)}$	$d_{i(m)}$	x_i	y_i	$l_{i(m)}$	$d_{i(m)}$
Flash 1 (301)	2.200	9.550	2.60	2.60	78.875	23.925	2.60	2.60
Flash 2 (302)	2.200	12.150	2.60	2.60	8.300	56.771	2.60	2.60
Flash 3 (303)	7.300	1.700	2.60	2.60	82.050	91.200	2.60	2.60
Flash 4 (304)	4.250	4.300	2.60	2.60	1.300	67.771	2.60	2.60
Flash 5 (305)	9.900	1.700	2.60	2.60	8.300	74.771	2.60	2.60
Secador (5)	7.300	4.625	3.500	3.250	23.904	23.925	3.250	3.500
Separador de metano (6)	1.625	1.500	3.250	3.000	23.904	53.846	3.000	3.250
Separador de etano (7)	4.625	1.500	2.750	3.000	95.250	94.000	2.750	3.000
Separador C-2 (8)	1.700	4.375	2.500	2.750	76.200	1.250	2.750	2.500
Separador de propano (9)	4.750	7.375	2.500	2.250	98.875	23.925	2.250	2.500
Separador de butano (10)	7.000	7.375	2.000	2.250	90.250	99.000	2.250	2.000
Separador de membrana (11)	1.625	7.250	2.000	2.000	33.904	23.925	2.000	2.000
Separador de condensados (12)	7.300	11.000	6.000	5.000	95.250	50.300	5.000	6.000

escenario de escalamiento es muy alta (con una probabilidad del 97%), lo que ocasionaría pérdidas totales. Al calcular los costos de un efecto dominó con la misma metodología se obtiene un costo de \$208'163,169.

La representación de la ubicación física de los equipos se muestra en la Figura 2 y los efectos provocados por equipos peligrosos en términos de la probabilidad del daño se observan en la Tabla 5. Los resultados obtenidos indican que, a pesar de que se ha realizado la distribución de equipos, utilizando la metodología tradicional, sigue latente un escenario dominó. Tomemos por ejemplo el equipo 12, que es el que recibe todos los condensados de los flash y afecta de manera directa a todos los equipos. Este equipo se verá severamente afectado por el flash 1 (93% de probabilidad), flash 2 (73% de probabilidad), flash 3 (88% de probabilidad), separador de etano (81% de probabilidad) y separador de propano (90% de probabi-

lidad), por lo que en caso de que se tenga alguna explosión en alguno de estos cinco equipos iniciaría un efecto dominó, explotando el separador de condensados y a su vez explotando todos los equipos de la planta con al menos un 86% de probabilidad de presentarse el efecto dominó. En la misma Tabla 5 se observa que se comienza a reducir algunos escenarios de escalamiento y que las probabilidades son cada vez menores. Tomemos por ejemplo el equipo 8, las probabilidades de que se vea afectado el equipo 302, 304, 305, 6, 7 y 10 es menor que un 20%, por lo que se concluye que una distribución adecuada de equipos reduce el efecto dominó. Por otra parte, se evidencia también la necesidad de incorporar sistemas de control como alarmas de procesos, alarmas críticas, acciones automáticas, protecciones físicas, como válvulas de alivio o barreras de contención contra explosiones o incendios.

Tabla 5. Valores de probabilidad de daño PD.

Equipo	301	302	303	304	305	5	6	7	8	9	10	11	12
301		0.73	0.87	0.63	0.63	0.91	0.82	0.81	0.96	0.97	0.81	0.93	0.93
302	0.67		0.64	0.97	0.97	0.91	0.97	0.52	0.52	0.52	0.52	0.88	0.73
303	0.81	0.54		0.57	0.68	0.39	0.64	0.97	0.64	0.72	0.97	0.47	0.88
304	0.28	0.96	0.44		0.97	0.78	0.92	0.29	0.15	0.15	0.29	0.07	0.37

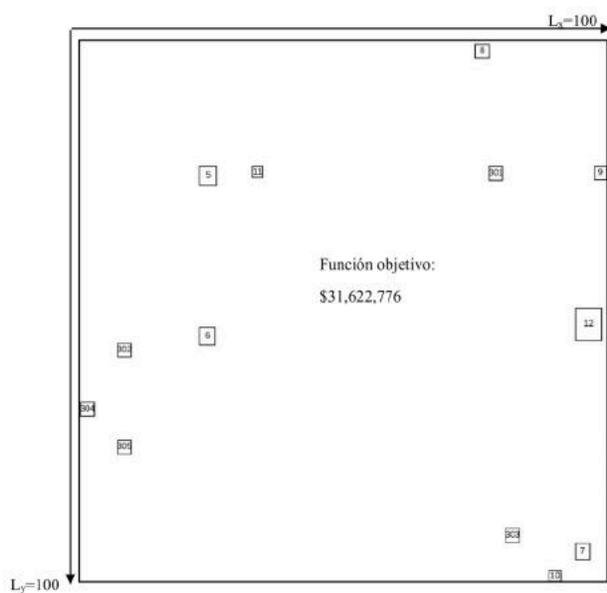


Figura 2. Distribución óptima del proceso de etileno utilizando DICOP y SNOPT considerando probabilidad de efecto dominó.

CONCLUSIONES

Se propuso un modelo basado en programación matemática para distribuir equipos en el área del proceso, con la finalidad de reducir la probabilidad de un evento de tipo dominó, debido a una sobrepresión en alguno de los equipos del proceso de producción de etileno. El modelo incluye restricciones como la orientación de equipos, de no superposición, de distancia, así como la estimación de la probabilidad de daño por una sobrepresión, mediante una función probit. Se observa que se reduce en cierta medida el efecto dominó, pero no completamente, debido a que la mayoría de los equipos opera con hidrocarburos altamente explosivos, es de esperarse entonces que la distribución de equipos ayude en reducir el riesgo de efecto dominó, pero no lo suficiente para decir que el proceso es seguro. Es así que se necesitan estudios posteriores, donde se incluyan protecciones en el modelo basado en optimización matemática,

provocando incluso mejores distribuciones de equipos.

AGRADECIMIENTOS

Se agradece a la Universidad Autónoma de Querétaro y a la Universidad Tecnológica de San Miguel de Allende por su apoyo durante toda esta investigación.

REFERENCIAS

- [1] Yan M. "Simulation and optimization of an ethylene plant", Texas Tech University, 2000.
- [2] R. Vázquez-Román and M. S. Mannan, A new trend in designing plant layouts for the process industry, Modeling, simulation and optimization-tolerance and optimal control. IntechOpen, 2010.
- [3] V. Cozzani, G. Gubinelli and E. Salzano, "Escalation thresholds in the assessment of domino accidental events," Journal of hazardous materials, vol. 129, pp. 1-12, 2006.
- [4] S. P. Kourniotis, C. T. Kiranoudis and N. C. Markatos, "Statistical analysis of domino chemical accidents," Journal of hazardous materials, vol. 71, pp. 239-252, 2000.
- [5] F. I. Khan and S. A. Abbassi, "Models for domino effect analysis in chemical process industries," Process safety progress, vol. 17, pp. 107-123, 1998
- [6] V. Cozzani and E. Salzano, "The quantitative assessment of domino effect caused by overpressure: Part II. Case studies," Journal of hazardous materials, vol. 107, pp. 81-92, 2004.
- [7] V. Cozzani, G. Gubinelli, G. Antonioni, G. Spadoni and S. Zanelli, "The assessment of risk caused by domino effect in quantitative area risk analysis," Journal of hazardous materials, vol. 127, pp. 14-30, 2005.
- [8] F.I. Khan and S. A. Abbassi, "DOMIFFECT (COMIno eFFECT): user-friendly software for

domino effect analysis," *Environmental modelling & software*, vol. 13, pp. 163-177, 1998.

[9] V. Cozzani, G. Antonioni and G. Spadoni, "Quantitative assessment of domino scenarios by GIS-based software tool," *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 19, pp. 463-477, 2006.

[10] G. L. Reniers and W. Dullaert, "DomPrevPlanning©: User friendly software for planning domino effects prevention," *Safety science*, vol. 45, pp. 1060-1081, 2007

[11] G. L. Reniers, W. Dullaert, B. J. M. Ale and K. Soudan, "Developin an external domino accident prevention framework: Hazwim," *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 18, pp. 127-138, 2005.

[12] G. L. Reniers, W. Dullaert, B. J. M. Ale and K. Soudan, "Managing domino effect-related security of industrial areas," *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 21, pp. 336-343, 2008.

[13] G. L. Reniers. "An external domino effects investment approach to improve cross-plant safety within chemical clusters," *Journal of hazardous materials*, vol.177, pp. 167-174, 2010.

[14] S. M. Mannan, H. H. West and P. C. Berwanger, "Lessons learned from recent incidents: facility siting, atmospheric venting, and operator information systems," *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 20, pp. 644-650, 2007.

[15] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, R. E. West, K. Timmerhaus and R. West, *Plant design and economics for chemical engineers*, 1st edition, Ed. McGrawHill, New York, 1968.

[16] J. A. Tompkins and J.A. White, *Facility Planning*, 1st edition, Ed: Wiley and Sons, New York, 1996.

[17] López-Molina, A., R.Vázquez-Román, M.S. Mannan and M.G. Félix Flores, "An approach for domino effect reduction based on optimal layouts". *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 26, pp. 887-894, 2013

[18] Dan, S. Shin, D. and Yoon, E.S. "Layout optimization of LNG-liquefaction process on LNG-FPSO preventing domino effects", *Journal of chemical engineering of Japan*, vol. 48, pp.646-655.

[19] Latifi, S.E., Mohammadi, E. and Khakzad, N. "Process play layout optimization with uncertainty and considering risk". *Computers &chemical engineering*, vol. 106, pp.224-242.

[20] Egeh, J. O., Liu, S., and Papageorgiou, L. G., "An MILP model for safe multi-floor process plant layout". In *computer aided chemical engineering*, vol. 46, pp. 379-384.

[21] A. M. Lincoff, "Separation system for recovery of ethylene and light products for naphtha- pyrolysis gas stream, process design, case study" Cache corp. Austin Texas, 1983.

[22] L.G. Papageorgiou and G.E. Rotstein. "Continous-domain mathematical models for optimal process plant layout," *Industrial & engineering chemistry research*, vol.37, pp.3631-3639, 1998

[23] D.I. Patsiatzis, G. Knight and L.G. Papageorgiou. "An MILP approach to safe process plant layout," *Chemical engineering research and design*, vol. 82, pp. 579-586, 2004.

[24] G. Arthurson. "The tragedy of san juanico-the most severe LPG disaster in history", *Burns*, vol 13 pp. 87-102, 1987.

[25] V. Cozzani and E. Salzano. "The quantitative assessment of domino effects caused by overpressure: Part I. Probit models," *Journal of Hazadous Materials*, vol. 107, pp. 67-80, 2004.

[26] F. I. Khan, A. Iqbal and S.A. Abbasi. "Risk analysis of a petrochemical industry using ORA (Optimal Risk Analysis) procedure," *Process safety progress*, vol. 20, pp. 95-110, 2001.

[27] F. I. Khan and S. A. Abbasi. "Techniques and methodologies for risk analysis in chemical process industries," *Journal of loss prevention in the process industries*, vol. 11, pp. 261-277, 1998.

[28] Z. Mingguang and J. Juncheng. "An



improved probit method for assessment of domino effect to chemical process equipment caused by overpressure," *Journal of hazardous materials*, vol. 158, pp. 280-286, 2008.

[29] D. M. Crowl and J. F. Louvar, *Chemical Process Safety*, 2nd ed., Ed. Prentice Hall, New Jersey: Upper Saddle River, 2002.

[30] (2019) The NEOS Server [Online] Available: neos-server.org/neos/solvers/lp:CPLEX/GAMS.html