
DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN PARA SISTEMAS BINARIOS. ENFOQUES TRADICIONAL E INTEGRADO

JESÚS E. CEBALLOS J., CARLOS E. SEGURA G.
y ALEXANDER R. PERAZA S.

RESUMEN

Se explora un método para efectuar el Diseño Integrado de procesos de una columna de destilación binaria, el cual considera la dinámica del proceso y su control conjuntamente, desde la fase de diseño, garantizando que el sistema responda adecuadamente frente a posibles perturbaciones. Primero se establece el algoritmo para la solución de problemas de programación no lineal con ecuaciones algebraicas diferenciales (NLP-DAE), y después se plantean todos los aspectos técnicos necesarios que describen el sistema, tales como criterios para el diseño de control, basados en la respuesta completa del sistema (error cuadrático integral) en conjunto con algunos aspectos de la respuesta (índice de disminución y sobremodulación). Para el diseño de procesos se determinan las dimensiones físicas de

las unidades, condiciones de operación y parámetros de entonación del control que optimicen tanto los criterios económicos como la controlabilidad del proceso y a la vez garanticen una operación factible. Se desarrolla e implementa el algoritmo de cálculo y se valida la metodología propuesta para el diseño de torres de destilación binaria comparando la simulación dinámica del sistema con y sin control diseñado con los enfoques del Diseño Tradicional y del Diseño Integrado. Se sometió el sistema a una perturbación de 10% y se observa cómo es la respuesta dinámica. Se demuestra en todos los casos que el Diseño Integrado presenta mejor desempeño que el Diseño Tradicional; su respuesta es mejor con un tiempo de asentamiento más rápido y un sobreimpulso menor.

La integración entre diseño y controlabilidad ha tomado relevancia en el diseño de procesos reactivos, debido a la necesidad de evaluar las características de operación dinámica de los procesos durante las fases de diseño en cuanto a sus aproximaciones cuantitativas. En las últimas cinco décadas se ha venido realizando un esfuerzo significativo dirigido a los estudios algorítmicos y teorías de aplicaciones que surgen del problema de diseño de procesos y control. Los trabajos de Nishida (1974, 1974) y Nishida e

Ichikawa (1975) fueron entre los primeros en que se estudió sistemáticamente la inclusión de consideraciones dinámicas y de control dentro del problema de síntesis de procesos que contienen incertidumbres en los parámetros. Morari (1983), Skogestad y Morari (1987a, b), Morari y Zafiriou (1989), Skogestad (1991) y Skogestad y Wolff (1992) han realizado contribuciones significativas en el análisis de la controlabilidad y en el estudio de la capacidad de adaptación dinámica de los sistemas. Estos autores han introducido y analizado magnitudes

de controlabilidad para la interacción de las variables y el rechazo de perturbaciones. También han investigado las características inherentes a un proceso que limitan su controlabilidad y han propuesto un procedimiento de síntesis de reguladores que consideren una estabilidad robusta en presencia de incertidumbres en los modelos y acciones en las perturbaciones. Sheffield (1992) proporcionó una perspectiva industrial sobre la necesidad de integrar el diseño y el control de sistemas. Morari (1992) realizó una recopilación de algunos de los resultados

PALABRAS CLAVES / Diseño Integrado / Diseño Tradicional / Optimización / Perturbaciones /

Recibido: 22/11/2013. Modificado: 08/07/2014. Aceptado: 15/07/2014.

Jesús Ceballos. Ingeniero Químico y M.Sc. en Ingeniería de Procesos, Universidad de Carabobo (UC), Venezuela. Gerente de Planificación y Nuevos Desarrollos, Petroquímica de Venezuela S.A. Dirección: Urbanización Las Antillas B, Naguanagua, Estado Carabobo, Venezuela. e-mail: ceballos.jesus@gmail.com.

Carlos Eduardo Segura García. Ingeniero Químico y M.Sc. en Ingeniería de Control de Procesos, Universidad Nacional Experimental Politécnica Antonio José de Sucre (UNEXPO), Venezuela. Asistente de Producción, Petroquímica de Venezuela S.A. e-mail: seguracar@gmail.com.

Alexander R. Peraza S. Ingeniero Químico, UNEXPO, Venezuela. M.Sc. en Física/Matemáticas, Universidad Centroccidental Lisandro Alvarado (UCLA), Venezuela. Personal Asociado a la Investigación, Instituto Venezolano de Investigaciones Científicas (IVIC). e-mail: aperaza@ivic.gob.ve

importantes y esfuerzos previos concernientes a la interacción entre el diseño y el control. Bansal *et al.* (2000) y Salkizli *et al.* (2004) centraron esfuerzos en el estudio y aplicación del Diseño Integrado y control de sistemas de destilación, utilizando programación dinámica bajo incertidumbres. Para el problema específico de Diseño Integrado de procesos, el sistema descrito por Schweiger y Floudas (1997) fue resuelto mediante métodos de optimización local.

Los algoritmos desarrollados y la simulación implementada arrojan resultados que ponen de manifiesto las ventajas del enfoque de diseño simultáneo sobre el enfoque secuencial. Surge así el enfoque sobre el cual se basa el presente trabajo, el Diseño Integrado, denominado así por Gutiérrez y Prada (2003). El Diseño Integrado es la técnica de diseño de procesos mediante la cual se obtienen los parámetros físicos de la planta que minimicen el coste de operación y construcción, al mismo tiempo que cumplen con las características de controlabilidad que se imponen al proceso, obteniendo de ésta manera diseños de planta flexibles capaces de mantener sus condiciones de controlabilidad frente a futuras perturbaciones que se puedan presentar.

Se espera que en un futuro, al ser determinados los mejores métodos aplicados a sistemas industriales específicos, el Diseño Integrado sea la base al momento de diseñar nuevos procesos productivos. El presente trabajo es una contribución en el marco del diseño de columnas de destilación binaria, y tiene como objetivo realizar el Diseño Integrado de tales columnas mediante el uso de métodos de optimización híbridos (métodos heurísticos y metaheurísticas más métodos clásicos). Existe una bibliografía extensa sobre los diferentes algoritmos de optimización convencionales existentes para afrontar la optimización de funciones; sin embargo, los métodos convencionales de optimización, entre los cuales destacan aquellos basados en la búsqueda del gradiente, se dirigen hacia la solución más próxima siguiendo la dirección en la que el gradiente disminuye o aumenta, sin capacidad para discernir entre solución local y global. Como alternativa, durante las dos últimas décadas se ha desarrollado nuevos métodos heurísticos, entre los cuales destacan el recocido simulado (RS), los algoritmos genéticos (GA) y más recientemente la optimización con enjambre de partículas (PSO, de *particle swarm optimization*).

Entre las metaheurísticas está la búsqueda Tabú (*Tabu search*), la cual es empleada en el presente trabajo para el problema de

Diseño Integrado de columnas de destilación binarias. Otros autores (Pérez y Basterrechea, 2005) encuentran que la búsqueda Tabú puede pertenecer a métodos heurísticos deterministas.

Existen ejemplos exitosos, como el caso de Petcu y Faltings (2007), quienes desarrollaron un algoritmo para optimización combinatoria basado en métodos de búsqueda locales (solo toman decisiones basados en información local) y métodos completamente inferenciales. Elhossini *et al.* (2010) presentaron una eficiente estrategia basada en PSO y sobre el ‘frente de Pareto’ que generalmente se ve en algoritmos evolutivos, para resolver problemas de optimización multiobjetivo. Martínez y Behar (2011) utilizaron una estrategia híbrida basada en GA y en el método *simplex* para la identificación experimental de sistemas de lazo abierto, logrando resultados muy superiores a los obtenidos por métodos convencionales, una estrategia muy similar llamada algoritmo *simplex* genético realizada por Hongfeng (2009). Los algoritmos híbridos han sido utilizados además para la reconstrucción de imágenes, de acuerdo con Liu *et al.* (2009), y para el clásico problema del comerciante viajero de Zhou, Q. y otros. (2009).

Se establece el enfoque en la tarea de diseño de procesos químicos de dos formas: el enfoque tradicional (enfoque secuencial) el cual ha sido llevado a cabo tradicionalmente de manera manual e intuitiva. Una vez que se proponen diferentes esquemas de diagramas de flujo, los ingenieros se centran en elegir el esquema de la planta económicamente óptimo desde el punto de vista de ingeniería civil, pero sin tener en cuenta la secuencia e interconexión óptima entre las unidades que lo componen, y sin considerar las características de controlabilidad en lazo abierto o cerrado que tendría la planta una vez diseñada. Esta estrategia implica evolucionar hacia la solución a través de sucesivos refinamientos de una solución inicial aproximada. Se propone una estrategia de diseño desarrollando, en principio, soluciones muy simples para luego agregar capas sucesivas de detalles.

Por su parte, el Diseño Integrado (enfoque simultáneo), es “la técnica de diseño de procesos mediante la cual se obtienen los parámetros físicos de la planta que minimicen el coste de operación y construcción, al mismo tiempo que cumplen con las características de controlabilidad que se imponen al proceso” (Gutiérrez y de Prada, 2003). La interacción entre el diseño de procesos y el control de procesos surge porque el diseño de procesos químicos determina de un modo inherente su

controlabilidad, que cualitativamente significa lo bien que un proceso es capaz de rechazar perturbaciones, cuán severamente interactúan las múltiples variables y cuán fácilmente el sistema se mueve de un punto de operación a otro.

Modelo Matemático del Sistema

El enfoque del modelo está propuesto para el diseño de una columna de destilación binaria. El objetivo es diseñar un proceso que separa una alimentación de líquido saturado en productos de fondos y destilados. Se calcula el número de platos, la ubicación de la alimentación, diámetro de la columna, caudales y composiciones.

Para el desarrollo del modelo se asume una constante de volatilidad relativa (α), un calderín parcial y un condensador total. Las variables binarias p_i y q_i representan la residencia de la alimentación y el reflujo, respectivamente, para cada plato i .

Las variables de tiempo continuo invariante en el modelo son M : acumulación de líquido en el plato, β : constante de tiempo hidráulica en el plato, R_{ss} : relación de reflujo en estado estacionario, V_{ss} : vapor en el calderín en estado estacionario, D_c : diámetro de la columna, y K_v , K_R , τ_v y τ_R : ganancias del controlador y constantes de tiempo.

Las variables dinámicas en el modelo son x_i : composiciones líquidas, y_i : composiciones de vapor, L_i : caudal de líquido por cada plato, B y D : flujo de fondo y destilado, V : vapor del calderín, y R : reflujo.

El objetivo del Diseño Integrado para este proceso es determinar las dimensiones físicas de la unidad, condiciones de operación y parámetros de entonación del control que optimicen tanto los criterios económicos como la controlabilidad del proceso y a la vez garantice una operación factible. La Figura 1, representa un diagrama del sistema en estudio.

El modelo completo de la columna de destilación binaria se describe a continuación:

Balance por componentes en el calderín

$$M_R \frac{d_{XB}}{dt} = L_1(x_1 - x_B) + V(x_B - y_B) \quad (1)$$

Balance por componente en el plato

$$M_R \frac{d_{x_i}}{dt} = L_{i+1}(x_{i+1} - x_i) + V(y_{i-1} - y_i) + p_i(z - x_i) + q_i r(x_D - x_i) \quad (2)$$

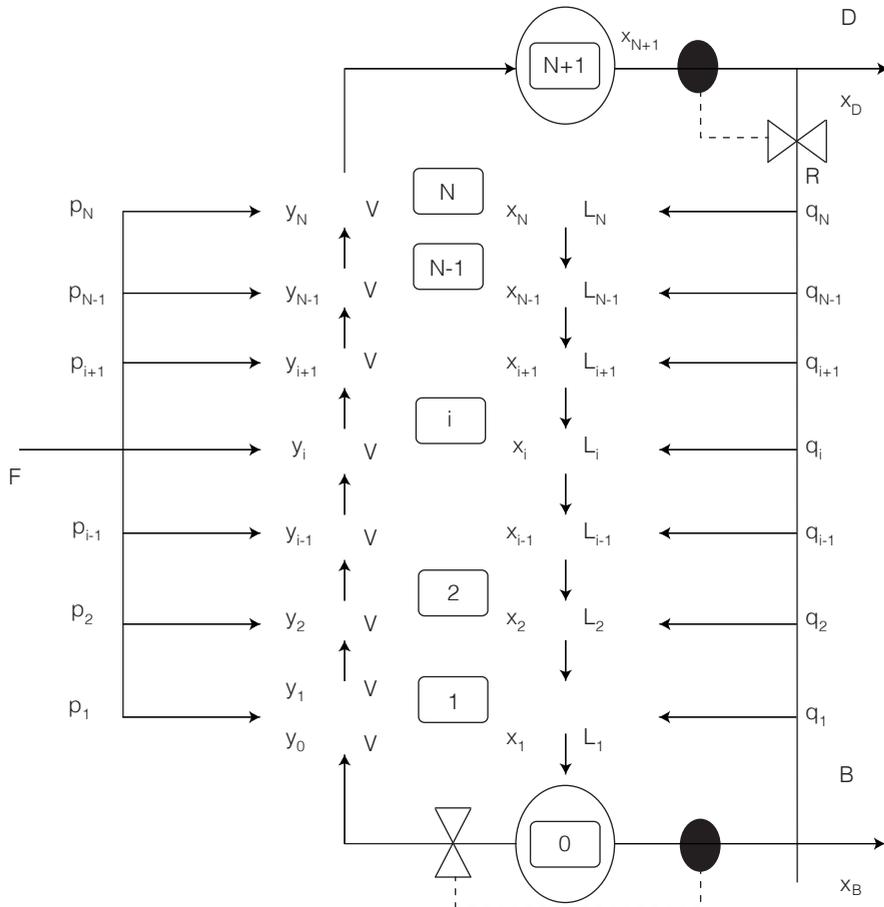


Figura 1: Diagrama del proceso (superestructura).

Balance por componente en el condensador Equilibrio por plato

$$M_C \frac{dx_D}{dt} = V(y_N - x_D) \quad (3)$$

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + x_i(\alpha - 1)} \quad (8)$$

Balance total en el calderín

Para los controladores PI, las expresiones matemáticas son:

$$\beta \frac{dB}{dt} = L_1 - V - B \quad (4)$$

$$\frac{dI_B}{dt} = x_{B,m} - x_B^* \quad (9)$$

Balance total por plato

$$\beta \frac{dL_i}{dt} = L_{i+1} - L_i + p_i F + q_i R \quad (5)$$

$$\frac{dI_D}{dt} = x_{D,m} - x_D^* \quad (10)$$

Balance total en el condensador

$$V_C = V_{SS} + K_V (x_{B,m} - x_B^*) - \frac{K_V}{\tau_V} I_B \quad (11)$$

$$\beta \frac{dD}{dt} = V - R - D \quad (6)$$

$$R_C = R_{SS} + K_R (x_{D,m} - x_D^*) - \frac{K_R}{\tau_R} I_D \quad (12)$$

Equilibrio en el calderín

El control final queda como

$$y_B = \frac{\alpha x_B}{1 + x_B(\alpha - 1)} \quad (7)$$

$$0,9 \frac{dV}{dt} = V_C - V \quad (13)$$

$$0,5 \frac{dR}{dt} = R_C - R \quad (14)$$

Las siguientes expresiones se tomaron de Schweiger y Floudas (1997). Las restricciones para el proceso establecido, primero la función objetivo se relaciona con los costos de diseño y utilidades a través de la expresión

$$\text{cost} = \beta_{\text{tax}} \text{cost}_{\text{util}} + \text{cost}_{\text{cap}} / \beta_{\text{pay}} \quad (15)$$

$$\text{cost} = 7756 V_{SS} + 3,075 (615 + 324 D_C^2 + 486(6 + 0,76 N_t) D_C) + 61,25 N_t (0,7 + 1,5 D_C^2) \quad (16)$$

y la expresión de la función objetivo que relaciona la controlabilidad del sistema es

$$\frac{d}{dt} = t(x_D - x_D^*)^2 + t(x_B - x_B^*)^2 \quad (17)$$

Resolución del Diseño Integrado de la columna de destilación binaria mediante el método determinístico

Para lograr obtener las condiciones iniciales del problema matemático del Diseño Integrado se optimiza en estado estacionario primeramente las variables enteras, mediante la búsqueda Tabú.

Se plantea la programación de 'BUSQUEDA TABÚ-VARIABLES' dentro del programa principal, como se expone en la sección precedente. Se procede a la Configuración inicial de la búsqueda definiendo los parámetros del modelo, que son: paso final de la búsqueda Tabú (p.Step), valor inicial de las variables (p.y0), número máximo de iteraciones (p.Iter), tamaño de la lista Tabú (memoria; p.N) y valores iniciales variables continuas (p.x0). Cuando se especifica el caso de optimización (p.case) se establece el valor de 0 o 1, según sea optimización en estado estacionario (SS) o transitorio, respectivamente. Al correr el programa se da como terminado cuando se alcanza el tamaño de paso máximo, el programa reporta el valor óptimo de la función objetivo en el estado estacionario y los valores óptimos para las variables binarias. Luego se optimizan las variables continuas de diseño de la columna de destilación, es decir, aquellas que influyen en el costo capital. Y segundo, se optimizan también en el estado estacionario las variables de control que se relacionan con los parámetros de los controladores.

La programación se define como 'Optimizador Determinístico'.

Variables Continuas Estado Estacionario. Se incluyen dentro de este programa las funciones *fmincon* para la optimización no lineal y *lsqnonlin* para resolver el problema algebraico no lineal; el resultado dará el punto de partida y condiciones iniciales de las variables a ser utilizadas en el sistema de ecuaciones algebraicas diferenciales.

El Diseño Tradicional es efectuado a través del método del gradiente (función *fmincon*), correspondiente al diseño de las variables de diseño en estacionario y al posterior diseño del control, de forma separada.

Resultados

Los parámetros iniciales para la destilación binaria son: volatilidad relativa $\alpha = 2,5$; flujo de alimentación $F = 1 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$; periodo de recuperación $\beta_{\text{pay}} = 4$ años; e impuesto $\beta_{\text{tax}} = 0,4$

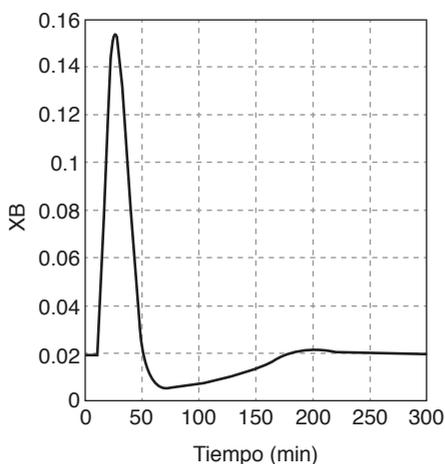
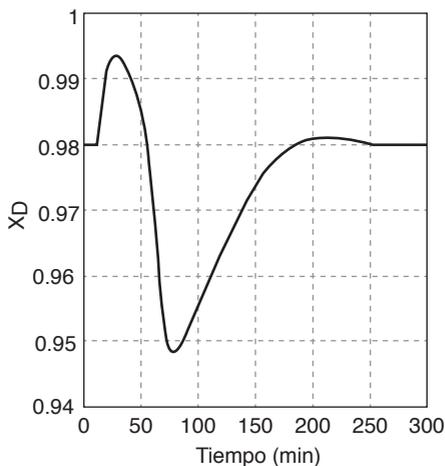


Figura 2: Respuesta dinámica de la composición del destilado y residuo o fondo. Diseño Tradicional.

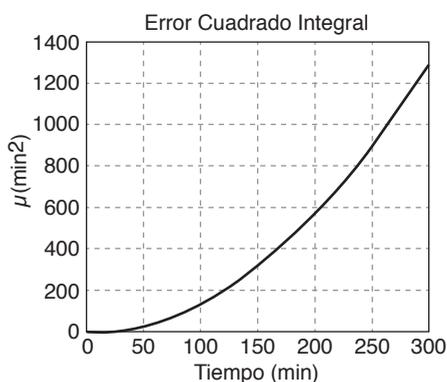


Figura 3: Respuesta dinámica del error cuadrático integral (μ) sin control.

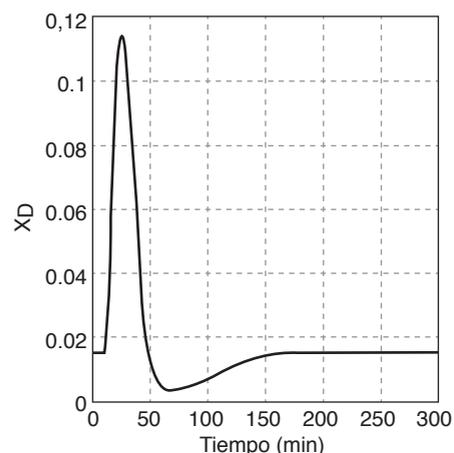
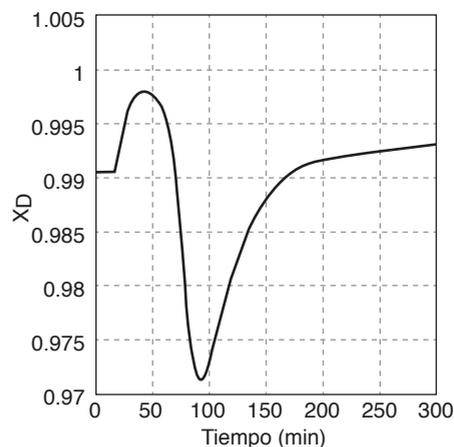


Figura 4: Respuesta dinámica de la composición en el destilado y residuo o fondo. Diseño Integrado mediante método determinístico.

Método tradicional

En la Figura 2 se representan el comportamiento de la composición en el destilado y del residuo o fondo, y la Figura 3 representa el error cuadrático integral, a una perturbación en el sistema de 10%.

La estabilidad del sistema frente a posibles perturbaciones es más pobre usando el Diseño Tradicional (Figura 2). El sobreimpulso en la curva del comportamiento dinámico de las variables controladas (fracciones molares de los productos) es de mayor magnitud, por lo que las fracciones molares salen fuera del intervalo de control. Para el caso de la composición del destilado desciende a menos de 0,95 y para el residuo se eleva por encima de 0,14. Esto implica productos fuera de las especificaciones de calidad.

Con el Diseño Tradicional se tarda más de 4h para alcanzar la estabilidad del sistema, mientras que con el Diseño Integrado el sistema tarda entre 1,8 y 2,5h para estabilizarse. Esto influye en la cantidad de productos defectuosos.

Diseño Integrado (determinístico)

En el sistema que se estudia, se establece desde el inicio que la fracción molar de destilado debe ser $\geq 0,98$ y la del residuo $\leq 0,02$. El comportamiento dinámico de las variables controladas se puede observar en la Figura 4 (a y b), y el error cuadrático integral con control se muestra en la Figura 5.

La Figura 4a muestra a lo largo del período de simulación de ~5h cómo se va estabilizando la composición del destilado cuando el sistema es sometido a una perturbación tanto del flujo como de la composición de la alimentación. El valor máximo de desviación de la restricción de la pureza de destilado se observa

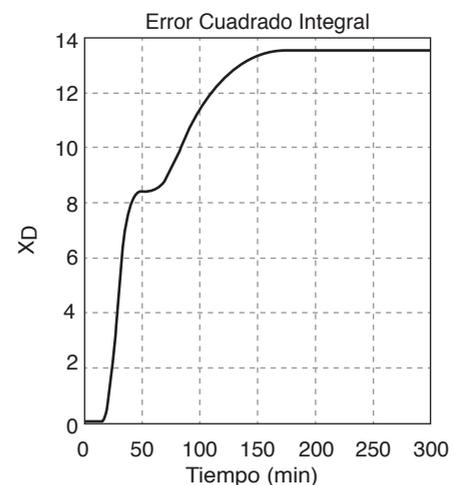


Figura 5: Respuesta dinámica del error cuadrático integral (μ).

que alcanza un sobreimpulso a un valor de 0,97. Sin embargo, el control basado en la respuesta total del sistema indica que luego de 1,8h la composición se eleva a 0,98 y de allí en adelante tiende a estabilizarse a

una fracción molar $>0,99$. Similarmente ocurre en la curva de fracción molar de destilado mostrada en la Figura 4b. El período de asentamiento se alcanza a $\sim 2,5$ h de operación, que es cuando la composición del residuo se mantiene $<0,02$.

Todo esto indica que efectivamente el Diseño Integrado para la columna de destilación planteada, efectúa una separación idónea de los componentes y simultáneamente ejerce un control adecuado sobre la composición de los productos, manteniendo la estabilidad y controlabilidad del sistema.

En la Figura 5 se observa que la variación de la controlabilidad a lo largo del periodo de estudio ocurre en el intervalo que va de 0,0001 a 13,555, los cuales representan los valores donde la controlabilidad tiene un impacto apreciable sobre los costos al momento de realizar el Diseño Integrado.

En la Figura 6 se muestra que el costo total se mantiene sin muchas variaciones desde el valor superior evaluado $\epsilon = 13,555$, pero comienza a elevarse considerablemente cuando $\epsilon = 5,9808$, siendo $\epsilon = 5,9473$ el valor óptimo. De esta forma se obtiene que el valor que proporciona un equilibrio tanto en los objetivos económicos como en los objetivos de control es $\epsilon = 5,9473$. Es obvio que a menor error cuadrático integral el costo total del diseño se incrementa, porque ejercer un mejor control sobre el sistema involucra aumento en los costos de utilidad que lógicamente repercuten en el costo total. En este punto, el problema multiobjetivo se convierte en un problema de programación entero mixto no lineal con ecuaciones algebraico diferenciales, en el que se convierte uno de los objetivos en restricción ($\mu \leq \epsilon$), es decir, el error cuadrático integral pasa a formar parte de las restricciones no lineales del problema.

En la Tabla I se muestra las ventajas y desventajas de la utilización del Diseño Tradicional con respecto al Diseño Integrado (determinístico) en columnas de destilación binaria.

A manera de comparación, en la Tabla II se lista un resumen de los resultados generado por los programas *OptControl.m* para el valor de $\epsilon = 5,9473$ (Diseño Integrado) y *OnlyControl.m* (Diseño Tradicional). Se puede apreciar que el resultados más resaltantes es el siguiente: usando el Diseño Tradicional se obtiene una columna con 15 bandejas por debajo del número obtenido con el Diseño Integrado, lo que se traduce en una columna más corta. Esto repercute en el costo de inversión inicial, que implica un ahorro de USD 12.305,12 como costo capital y de USD 11.314,3271 en el costo total. Por otra parte, los flujos de destilado y de

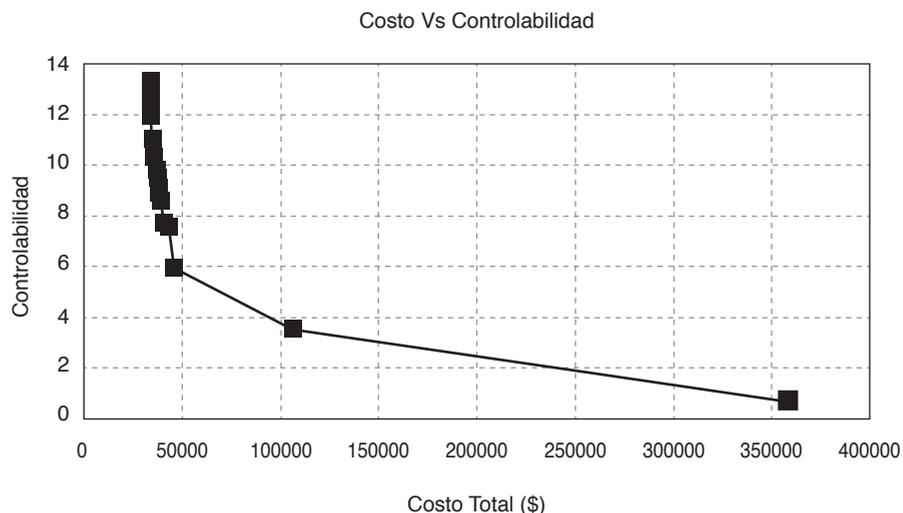


Figura 6: Costo total de diseño vs controlabilidad.

TABLA I
RESUMEN CUALITATIVO. DISEÑO TRADICIONAL VS DISEÑO INTEGRADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

	Ventajas	Desventajas
Diseño Integrado	Control óptimo de la pureza de los productos. Tiempos de asentamiento más cortos, menor cantidad de productos defectuosos.	Costo capital más elevado.
Diseño Tradicional	Costo capital menor.	Control deficiente de la pureza de los productos. Tiempos de asentamiento más largos, mayor cantidad de productos defectuosos.

vapor son menores en el caso de Diseño Integrado en el orden de $0,12 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$.

Pero el problema se extiende o se prorratea hacia aquellos que quedan a cargo de la operación de la planta, desde los operadores de las unidades de proceso hasta el nivel gerencial y administrativo. Esto porque si bien al inicio, para el diseñador se gana un diseño económico, para el usuario se posponen elevados costos de operación que surgen al intentar mantener la estabilidad del sistema y de desechar o reciclar productos fuera de especificación, sin hablar de los costos de oportunidad por no posicionar productos en el mercado en el momento adecuado y los costos por penalización desde el punto de vista de leyes ambientalistas.

De ésta manera, el Diseño Integrado optimiza tanto los costos de inversión inicial, los costos de operación, la estabilidad del sistema en el tiempo e intervalos de control, así como productos de excelente calidad en el momento oportuno y en sintonía con la preservación del ambiente.

Conclusiones

1. La estabilidad del sistema de columnas de destilación frente a posibles perturbaciones es más pobre usando el enfoque secuencial o tradicional de diseño de procesos. El sobreimpulso en la curva del comportamiento dinámico de las variables controladas (fracciones molares de los productos) es de mayor magnitud, por lo que las fracciones molares salen fuera del intervalo de control. Para el caso de la composición del destilado desciende a menos de 0,95 y para el residuo se eleva por encima de 0,14. Esto implica productos fuera de las especificaciones de calidad.

2. Usando la metodología de Diseño Tradicional de procesos para el sistema, se tardan más de 4h para alcanzar la estabilidad del mismo, mientras que con el Diseño Integrado el sistema tarda entre 1,8 y 2,5h para estabilizarse. Se obtiene en el primer caso, mayor cantidad de productos defectuosos mientras se espera que el sistema alcance el estado estable.

TABLA II
RESULTADOS DISEÑO TRADICIONAL
Y DISEÑO INTEGRADO (DETERMINÍSTICO)

	Diseño Tradicional	Diseño Integrado (determinístico)
	Parámetros de diseño	
Número de platos	16	31
Plato de alimentación	8	10
Diámetro de la columna (m)	0,7535	0,7142
Reflujo destilado (kmol·min ⁻¹)	0,80971	0,68401
Reflujo vapor (kmol·min ⁻¹)	1,2576	1,1299
Costos del sistema		
Costos de capital (USD)	24426,6419	36731,7645
Costos de utilidad (USD)	9754,1488	8763,3532
Costos totales (USD)	34180,7906	45495,1177
Simulación en estado estacionario		
Flujo de Destilado (kmol·min ⁻¹)	0,44792	0,44587
Flujo de Residuo (kmol·min ⁻¹)	0,55208	0,55413
Fracción de "A" Destilado (líquido)	0,98	0,99054
Fracción de "A" Fondo (líquido)	0,02	0,015056
Simulación dinámica (t = 300min)		
Flujo de destilado (kmol·min ⁻¹)	0,55193	0,54643
Flujo de residuo (kmol·min ⁻¹)	0,44807	0,45354
Fracción de "A" destilado (líquido)	0,98005	0,9931
Fracción de "A" fondo (líquido)	0,019967	0,015386
ISE (min ²)	13,555	5,9473
Término integral controlador residuo	1,7872	1,3760
Término integral controlador destilado	-1,4742	-0,39569
Controlador de reflujo de vapor		
Ganancia	-2,98E-005	-0,0002163
Contante de tiempo	0,00060221	0,0031379
Controlador de reflujo de destilado		
Ganancia	-0,15737	-0,19109
Contante de tiempo	14,8966	14,5211

3. El Diseño Integrado para el sistema estudiado presenta mejor estabilidad frente a las perturbaciones.

4. Usando el Diseño Tradicional de procesos para el sistema estudiado se obtiene una columna con 15 bandejas por debajo del número obtenido con el Diseño Integrado, lo que se traduce en una columna más corta. Esto repercute en el costo de inversión inicial, que implica un ahorro de \$12.305,12 como costo capital y de \$11.314,3271 en el costo total. Inicialmente para el diseñador se gana un diseño económico, pero para el usuario se posponen elevados costos de operación que surgen al intentar mantener la estabilidad del sistema y de desechar o recircular productos fuera de especificación, sin hablar de los costos de oportunidad por no posicionar productos en el mercado en el momento adecuado y los costos por penalización desde el punto de vista de leyes ambientalistas.

5. El Diseño Integrado optimiza tanto los costos de inversión inicial, los costos de operación, la estabilidad del sistema en el tiempo e intervalos de control, así como productos de excelente calidad en el

momento oportuno y en sintonía con la preservación del ambiente.

6. Para la estrategia metodológica más factible económicamente el comportamiento dinámico del error cuadrático integral (ISE) presentó una variación de la controlabilidad a lo largo del periodo de estudio en el intervalo de 0,77406 a 13,555. El valor óptimo de controlabilidad ϵ , que proporciona un equilibrio tanto en los objetivos económicos como en los objetivos de control, es $\epsilon = 3,0624$.

REFERENCIAS

- Bansal V, Perkins JD, Pistikopoulos EN, Ross R, van Schijndel JMG (2000) Simultaneous design and control optimisation under uncertainty. *Comput. Chem. Eng.* 24: 261-266.
- Brengel DD, Sieder WD (1992) Coordinated design and control optimization of nonlinear processes. *Comput. Chem. Eng.* 16: 861-886.
- Elhossini A, Areibi S, Dony R. (2010) Strength Pareto particle swarm optimization and hybrid EA-PSO for multi-objective optimization. *EVOL. Comput.* 18: 127-156.
- Elliot TR, Luyben WL (1995) Capacity-based approach for the quantitative assessment of process controllability during the conceptual design stage. *Indust. Eng. Chem. Res.* 34: 3907-3915.

- Figueroa JL, Bahri PA, Bandoni JA, Romagnoli JA (1996) Economic impact of disturbances and uncertain parameters in chemical processes-a dynamic back-off analysis. *Comput. Chem. Eng.* 20: 453-461.
- Gutiérrez G, De Prada C (2003) *Diseño Integrado y Síntesis de Procesos Químicos*. Universidad de Valladolid. España. pp. 1-6.
- Hongfeng X, Guanzheng T, Jingui H (2009) Large scale function optimization or high-dimension function optimization in large using simplex-based genetic algorithm. *Proc. GEC Summit 2009*: 209-216.
- Kirkpatrick S, Gelatt CD Jr, M. P. Vecchi MP (1983) Optimization by simulated annealing. *Science* 220: 671-680.
- Liu C, Wan W, Wu Y (2009) Liu C. Image based reconstruction using hybrid optimization of simulated annealing and genetic algorithm. *Proc. GEC Summit 2009*: 875-878.
- Luyben ML, Floudas CA (1994) Analyzing the interaction of design and control. *Comput. Chem. Eng.* 18: 933-969.
- Martinez T, Behar A (2011) *Estrategia Híbrida AG-SIMPLEX para la Identificación Experimental de Sistemas*. Instituto de Cibernética, Matemática y Física. México. 240-244 pp.
- Mohideen MJ, Perkins JD, Pistikopoulos EN (1996) Optimal design of dynamic systems under uncertainty. *AIChE J.* 42: 2251-2272.
- Morari M (1983) Design of resilient processing plants III, A general framework for the assessment of dynamic resilience. *Indust. Chem. Eng. Sci.* 38: 1881-1891.
- Morari M. (1992) Effect of design on the controllability of chemical plants. In Perkins JD (Ed.) *Workshop Interactions Between Process Design and Process Control*. Preprints IFAC. Pergamon. Oxford, RU. pp. 3-16.
- Morari M, Zafiriou E (1989) *Robust Process Control*. Prentice-hall. Englewood Cliffs, NJ. 488 pp.
- Naraway LT, Perkins JD (1993) Selection of control structure based on economics. *Comput. Chem. Eng.* 18: 511-515.
- Naraway LT, Perkins JD, Barton GW (1991) Interaction between process design and process control: economic analysis of process dynamics. *J. Proc. Cont.* 1: 243-250.
- Nishida N, Ichikawa A (1975) Synthesis of optimal dynamic process systems by a gradient method. *Indust. Eng. Chem. Proc.* 13: 236-242.
- Nishida N, Ichikawa A, Tazaki E (1974) Synthesis of optimal process systems with uncertainty. *Indust. Eng. Chem. Proc.* 13: 209-214.
- Nishida N, Liu Y, Ichikawa A (1976) Studies in chemical process design and synthesis II. optimal synthesis of dynamic process systems with uncertainty. *AIChE J.* 22: 539-549.
- Pérez J, Basterrechea J (2005) *Contribución a los Métodos de Optimización Basados en Procesos Naturales y su Aplicación a la Medida de Antenas en Campo Próximo*. Tesis. Universidad de Cantabria. España.
- Petcu A, Faltings B (2007) *LS-DROP. A Hybrid of Inference and Local Search for Distributed Combinatorial Optimization*. Int. Conf on Intelligent Agent Technology. Fremont, CA, EEUU.
- Quintana F (2003) *Síntesis de Procesos (Optimización del Diseño de Plantas Químicas)*. Universidad Politécnica de Madrid. España. 184 pp.

- Sakizlis V, Perkins JD, Pistikopoulos EN (2004) Recent advances in optimization-based simultaneous process and control design. *Comput. Chem. Eng.* 28: 2069-2086.
- Scenna NJ (1999) *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Univeridad Tecnológica Nacional. Argentina. 840 pp.
- Sheffield R (1992) Integrate process and control system design. *Indust. Chem. Eng. Prog.* 88: 30-35.
- Schweiger C, Floudas C (1997) Interaction of desing and control. Optimization with dynamic models. En hager WW, Pardalos PM (Eds.) *Optimal Control Theory, Algorithms and Applications*. Kluwer. Princeton, NJ, EEUU. pp. 1-2.
- Skogestad S (1991) Consistency of steady-state models using insight about extensive variables. *Indust. Eng. Chem. Res.* 30: 654-661.
- Skogestad S, Morari M (1987a) Control configurations for distillation columns. *AIChEJ.* 33: 1620-1635.
- Skogestad S, Morari M (1987b) Design of resilient processing plants-IX. Effect of model uncertainty on dynamic resilience. *Chem. Eng. Sci.* 42: 1765-1780.
- Skogestad S, Wolff E (1992) Controllability measures for disturbance rejection. In Perkins JD (Ed.) *Workshop Interactions Between Process Design and Process Control*. Preprints IFAC. Pergamon. Oxford, RU. pp. 127-132.
- Walsh S, Perkins JD (1996) Operability and control and process synthesis and design. *Adv. Chem. Eng.* 23: 301-402.
- Zhou Q. y otros (2009) A hybrid optimization algorithm for the job-shop scheduling problem. Department of Computer Science and Technology. Chuzhou University. China.

DESIGN OF DISTILLATION COLUMNS FOR BINARY SYSTEMS. TRADITIONAL AND INTEGRATED APPROACHES

Jesús E. Ceballos J., Carlos E. Segura G. and Alexander R. Peraza S.

SUMMARY

A method is explored to carry out the Integrated Design process of a binary distillation column, which considers together the dynamics of the process and its control, from the design phase, ensuring that the system responds appropriately to disturbances. First, the algorithm for solving nonlinear programming problems is established with differential algebraic equations (NLP-DAE), and thereafter all technical aspects necessary to describe the system are set out, such as criteria for control design based on the full response of the system (integral squared error) together with some aspects of the response (decline rate and overshoot). For process design the physical dimensions of the units, operating conditions,

and control and tuning parameters to optimize both economic criteria and process control, while ensuring a feasible operation, are determined. and implements An algorithm for calculation is developed and the proposed methodology validated for the design of binary distillation towers, comparing the dynamic simulation of the system with and without control designed with both traditional and integrated approaches. The system was subjected to a disturbance of 10% and the dynamic response observed. It is shown that in all cases the integrated design has a better performance than the traditional design; its response is better, with a faster settling time and less overshoot.

DESENHO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO PARA SISTEMAS BINÁRIOS. ENFOQUES TRADICIONAL E INTEGRADO

Jesús E. Ceballos J., Carlos E. Segura G. e Alexander R. Peraza S.

RESUMO

Explora-se um método para efetuar o Desenho Integrado de processos de uma coluna de destilação binária, o qual considera a dinâmica do processo e seu controle conjuntamente desde a fase de desenho, garantindo que o sistema responda adequadamente diante de possíveis perturbações. Primeiro se estabelece o algoritmo para a solução de problemas de programação não linear com equações algébrico-diferenciais (NLP-DAE), e depois se sugerem todos os aspectos técnicos necessários que descrevem o sistema, tais como critérios para o desenho de controle, baseados na resposta completa do sistema (erro quadrático integral) em conjunto com alguns aspectos da resposta (índice de diminuição e sobre modulação). Para o desenho de processos se determinam as dimensões físicas das unidades,

condições de operação e parâmetros de entonação do controle que aperfeiçoem tanto os critérios econômicos como a controlabilidade do processo e por sua vez garantirem uma operação factível. É desenvolvido e implementado o algoritmo de cálculo e validada a metodologia proposta para o desenho de torres de destilação binária comparando a simulação dinâmica do sistema com e sem controle desenhado com os enfoques do Desenho Tradicional e do Desenho Integrado. Submeteu-se o sistema a uma perturbação de 10% e se observa como é a resposta dinâmica. Demonstra-se em todos os casos que o Desenho Integrado apresenta melhor desempenho que o Desenho Tradicional; sua resposta é melhor com um tempo de assentamento mais rápido e um sobre impulso menor.