

**ESTUDIO EN ASPEN HYSYS DE LA CONTROLABILIDAD DE UN SISTEMA DE
DESTILACIÓN METANOL-AGUA MEDIANTE REDISTRIBUCIÓN DE LA
CORRIENTE DE ENTRADA EN MÚLTIPLES PLATOS DE ALIMENTO.**

**JUAN CAMILO RODRÍGUEZ NORIEGA.
IVÁN DARÍO DÍAZ BARRAGÁN.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

**ESTUDIO EN ASPEN HYSYS DE LA CONTROLABILIDAD DE UN SISTEMA DE
DESTILACIÓN METANOL-AGUA MEDIANTE REDISTRIBUCIÓN DE LA
CORRIENTE DE ENTRADA EN MÚLTIPLES PLATOS DE ALIMENTO.**

**JUAN CAMILO RODRÍGUEZ NORIEGA.
IVÁN DARÍO DÍAZ BARRAGÁN.**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de:
Ingeniero Químico**

Director

**RAMIRO MARTÍNEZ REY
Ingeniero Químico, Ph.D.**

Co-director

**IVÁN DARÍO ORDÓÑEZ
Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

DEDICATORIA

A Dios, por ser mi creador, mi padre, mi mejor amigo, mi respaldo, la fuente de todos mis sueños, mi inspiración y ganas de vivir. A Él sea toda la gloria por el éxito de este proyecto y por todo éxito que he logrado y lograré alcanzar en mi vida.

A mi madre, por estar siempre ahí para mí. Por su amor incondicional, su dedicación y trabajo duro para brindarme una mejor calidad de vida. Por alentarme siempre a salir adelante en todo lo que me propusiera y por darle la entrada a Cristo a mi familia.

A mi padre por sus palabras de aliento, por creer siempre en mí y hacérmelo saber a cada momento.

A Dani, por haber sido motivo de alegría en mi familia durante estos últimos 5 años. Que Dios te guarde siempre y te conceda todos tus sueños hermanito. Siempre estaré ahí para ti, para apoyarte y verte crecer.

A mi Angie, por todo su amor, por motivarme cada día a ser una mejor persona, por creer siempre en mí e impulsarme a ir siempre más allá para cumplir mis sueños. Por ser mi mejor amiga, por amarme incondicionalmente y por estar siempre ahí para mí.

A Juan Camilo, por su invaluable amistad y su gran empeño en sacar adelante este proyecto. Bendiciones en todo lo que emprenda de su vida amigo.

A Lucho, por haber sido mi mejor amigo desde el colegio y ser ejemplo de compañero y persona.

A Richard Parra, por ser más que un líder, un amigo y un guía para buscar siempre ser un mejor hijo de Dios.

A todos mis demás amigos, por ser el instrumento de Dios para alegrar mi vida en cada uno de los momentos que compartí con ustedes.

A todos ustedes va dedicado este proyecto.

Muchísimas gracias a todos...

Iván Darío Díaz Barragán

AGRADECIMIENTOS

Los autores de este trabajo desean manifestar su más sincero agradecimiento:

Al Doctor Ramiro Martínez Rey, por su dirección, por la confianza depositada en nosotros y por brindarnos la oportunidad de realizar esta experiencia enriquecedora para nuestra vida profesional.

Al Ingeniero Iván Ordóñez por sus consejos y sus incalculables aportes para el desarrollo de este proyecto.

CONTENIDO

	pág.
1. INTRODUCCIÓN.....	18
2. MARCO TEÓRICO.....	20
2.1. Dinámica y control de procesos.....	20
2.2. Estrategias de control.....	20
2.3. Control de una torre de destilación.....	21
2.4. Reglas para control de división de corrientes.....	22
2.5. Modificaciones de las configuraciones de control básicas.....	23
2.6. Estrategias de control alternativas.....	24
3. DESARROLLO TEÓRICO	25
3.1. Elección del sistema	25
3.2. Construcción del sistema	25
3.3. Estrategia de control convencional	27
3.4. Estrategia de control alternativa.....	28
4. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	30
4.1. Efecto del cambio de plato de alimento en las condiciones del sistema	30
4.2. Tiempo de respuesta del sistema ante un cambio del plato de alimento.....	32
4.3. Evaluación de la estrategia de control propuesta en estado dinámico.	34
5. CONCLUSIONES.....	41
6. BIBLIOGRAFÍA	42
7. ANEXOS.....	44

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Esquema básico de una estrategia de control para destilación.....	21
Figura 2. Diagrama McCabe-Thiele del sistema metanol- agua a 1 atm	26
Figura 3. Estrategia propuesta de control platos 7, 11.....	29
Figura 4. Relaciones entre x_D , x_B , z_F y ubicación del plato de alimento en lazo abierto para estado estable	31
Figura 5. Tiempos de respuesta en lazo abierto para cambio de plato de alimento de 11 a 13, y cambio en composición de alimento de 0,36 a 0,31.....	33
Figura 6. Comportamiento x_D ante perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F=0,30$	35
Figura 7. Comportamiento x_D ante perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F=0,40$	35
Figura 8. Comportamiento Q_{reb} ante perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F=0,30$	36
Figura 9. Comportamiento Q_{reb} ante perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F=0,40$	36
Figura 10. Comportamiento de x_D superpuesto para perturbaciones en z_F desde $z_F=0,36$ a $z_F=0,34$	36
Figura 11. Comportamiento de x_D superpuesto para perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F=0,38$	37
Figura 12. Comportamiento Q_{reb} superpuesto ante perturbación en z_F desde 0,36 hasta 0,30.....	39

Figura 13. Comportamiento Q_{reb} superpuesto ante perturbación en z_F desde 0,36 hasta 0,38.....	39
Figura 14. Diagrama de la estrategia de control convencional R-V	45
Figura 15. Tiempos de respuesta para cambio de z_F de 0.36 a 0,39 y cambio de plato de alimento del 11 al 8	47
Figura 16. Comportamiento x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F=0,34$	48
Figura 17. Comportamiento x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F=0,38$	48
Figura 18. Comportamiento Q_{reb} ante perturbación de $z_f = 0,36$ a $z_F=0,34$	48
Figura 19. Comportamiento Q_{reb} ante perturbación de $z_F = 0,36$ a $z_F=0,38$	48
Figura 20. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,30$. Est. Convencional	49
Figura 21. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,34$, Est. Convencion	49
Figura 22. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,38$, Est. Convencional	49
Figura 23. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F=0,40$, Est. Convencional.....	49
Figura 24. Comportamientos de x_D superpuestos para perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F = 0,34$	50
Figura 25. Comportamientos de x_D superpuestos para perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F = 0,4$	50
Figura 26. Comportamiento de Q_{reb} superpuestos para perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F = 0,4$	51
Figura 27. Comportamiento de Q_{reb} superpuestos para perturbaciones de $z_F=0,36$ a $z_F = 0,34$	51

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Especificaciones de operación de la simulación.....	27
Tabla 2. Propiedades de las estrategias de control estabilizadas.....	35
Tabla 3. Medida de la dispersión de x_D ante una perturbación en la concentración del alimento partiendo desde $z_F = 0.36$	38
Tabla 4. Cambios en Q_{reb} requerido por el sistema después de estabilizarse ante pert. en z_F ($z_{F inicial}=0.36$).....	40
Tabla 5. Ecuaciones de operación método McCabe-Thiele.....	44
Tabla 6. Parámetros método McCabe-Thiele.....	44
Tabla 7. Parámetros de control para la simulación.....	46
Tabla 8. Cambios en la energía requerida por el sistema después de estabilizarse ante perturbaciones en z_F ($z_{F inicial}=0,36$).....	52
Tabla 9. Solución a la integral numérica por el método de trapecios para evaluar el área bajo las curvas de Q_{reb} vs Tiempo.....	52

LISTA DE ANEXOS

	pág.
ANEXO 1. ELABORACIÓN DEL SISTEMA.....	44
ANEXO 2. ESTRATEGIA DE CONTROL CONVENCIONAL R-V	45
ANEXO 3. TIEMPOS DE RESPUESTA EN LAZO ABIERTO ANTE CAMBIOS EN z_F Y UBICACIÓN DEL PLATO DE ALIMENTO	46
ANEXO 4. PROPIEDADES DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN ESTADO DINÁMICO ANTE PERTURBACIONES DE z_F	48
ANEXO 5. ANÁLISIS ESTADÍSTICO	52
ANEXO 6. CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CÁLCULO DEL LA VARIANZA Y LA INTEGRAL NUMÉRICA DE UNA FUNCIÓN	53

GLOSARIO

B	Flujo másico de fondos
D	Flujo másico del destilado
F	Flujo másico de alimento
\bar{L}	Flujo molar de líquido sección agotamiento
Q_{reb}	Flujo de calor en el rehervidor
W	Flujo molar de fondos
x_D	Fracción molar de metanol en el destilado
x_w	Fracción molar de metanol en los fondos
z_f	Fracción molar de metanol en el alimento
α	Volatilidad relativa

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO EN ASPEN HYSYS DE LA CONTROLABILIDAD DE UN SISTEMA DE DESTILACIÓN METANOL-AGUA MEDIANTE REDISTRIBUCIÓN DE LA CORRIENTE DE ENTRADA EN MÚLTIPLES PLATOS DE ALIMENTO.*

AUTORES: JUAN CAMILO RODRÍGUEZ NORIEGA, IVÁN DARÍO DÍAZ BARRAGÁN.^{1**}

Palabras claves: Destilación, controlabilidad, plato de alimento

DESCRIPCIÓN

Dada la importancia de la destilación en las industrias químicas y del petróleo, así como el interés en la búsqueda de mecanismos de control alternativos para incrementar la eficiencia y disminuir los gastos energéticos asociados al control de sistemas de rectificación, se realizó un estudio de la viabilidad de la manipulación de la ubicación del plato de alimento como estrategia de control para contrarrestar perturbaciones en la concentración de entrada utilizando como caso de estudio el sistema metanol-agua simulado en ASPEN HYSYS.

Inicialmente se establecieron las relaciones entre las concentraciones de alimento (z_F), fondos (x_B), destilado (x_D) y la ubicación del plato de alimento en lazo abierto y estado estable para un sistema modelado de rectificación metanol - agua. Posteriormente, se determinó el tiempo de respuesta en lazo abierto presentado ante cambios en z_F y cambios en la ubicación del plato de alimento en ambas direcciones encontrándose que el segundo presenta tiempos muertos menores y un efecto mayor sobre la concentración del destilado.

Para efectos comparativos se modeló un sistema de control convencional reflujo vapor (R - V) siguiendo las pautas establecidas en investigaciones afines para efectos comparativos. Se diseñó una estrategia de control basada en un divisor enviando el flujo de entrada a platos de alimento superiores para perturbaciones positivas en z_F o platos inferiores para perturbaciones negativas. Se compararon las estrategias de control encontrándose que la estrategia propuesta basada en la manipulación del plato de alimento presenta una mejor controlabilidad de x_D y requerimientos energéticos del rehornador menores para contrarrestar las perturbaciones en z_F .

*Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero Químico.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas – Escuela de Ingeniería Química. Director: Ramiro Martínez Rey. PhD. Co-Director: Iván Ordóñez. Ing. Qco; Universidad Industrial de Santander

ABSTRACT

TITLE: STUDY OF THE CONTROLLABILITY OF A METHANOL-WATER DISTILLATION SYSTEM THROUGH REDIRECTION OF THE FEED STREAM INTO MULTIPLE FEED PLATES USING ASPEN HYSYS.*

AUTHORS: JUAN CAMILO RODRÍGUEZ NORIEGA, IVÁN DARÍO DÍAZ BARRAGÁN.^{2**}

KEY WORDS: distillation, controllability, feed plate

DESCRIPTION:

Given the importance of distillation in chemical and petroleum industries, and the interest in the search for alternative control mechanisms to increase efficiency and decrease energy costs associated to distillation systems, a study of the viability of feed plate manipulation as a control strategy to counteract feed composition disturbances was made using ASPEN HYSYS.

Initially, relationships between feed composition (z_F), bottoms composition (x_B), distillate composition (x_D) and feed plate location in open - loop and steady state were established for a methanol - water distillation system. Subsequently, response time of z_F and feed plate location changes in both directions was determined in open – loop, discovering that the latter presents smaller dead times and larger effect on distillate composition.

A conventional Reflux - reboil (L - G) control system was modeled following the guidelines established by similar investigations for comparative effects. An alternative control strategy was designed, based on a flow divider sending the feed stream to higher feed plates for positive z_F disturbances, or lower feed plates for negative z_F disturbances. Both control strategies were compared, discovering that the proposed strategy based on feed plate manipulation presents a better x_D controllability and lower reboiler energy costs to counter z_F disturbances.

* Undergrate Thesis Work to opt for the title of Chemical Engineer.

** Physicochemical engineering faculty – Chemical Engineering Department. Advisor: Ramiro Martínez Rey. PhD. Co-Advisor: Iván Ordóñez. Che. Eng; Universidad Industrial de Santander

OBJETIVOS

General:

Determinar la viabilidad de la manipulación del plato de alimento como mecanismo de control para un sistema de destilación.

Específicos:

- Implementar una estrategia de control para un sistema de rectificación metanol-agua con múltiples platos de alimento por medio de ASPEN HYSYS.
- Determinar la influencia del cambio en la ubicación del plato de alimento como estrategia de control para corregir perturbaciones en la concentración de entrada.
- Comparar el funcionamiento del sistema de control propuesto contra el de un sistema de control convencional por medio de ASPEN HYSYS.
- Establecer las ganancias o pérdidas en costos energéticos para el nuevo sistema de control a implementar con respecto a estrategias convencionales.

1. INTRODUCCIÓN

La destilación ocupa una posición muy importante en la ingeniería química; esta representa junto con los reactores químicos la columna vertebral de lo que separa a un ingeniero químico de las otras disciplinas ingenieriles.

En esencia todo el combustible de transporte atraviesa al menos una columna de destilación en su camino desde crudo a la bomba de gasolina; incluso cuando se empiecen a adoptar recursos renovables de energía como la biomasa, la rectificación permitirá separar el metanol producido del agua.

Por todo esto y más la destilación es y seguirá siendo en el siglo 21 el principal método de separación en las industrias químicas y del petróleo, su importancia es indiscutible en ayudar a proveer las necesidades y comodidades básicas en la sociedad moderna y está involucrada en el abastecimiento de una gran cantidad de fuentes energéticas. Las columnas de destilación en operación alrededor del mundo llegan a las decenas de miles.

El análisis, diseño, operación, control y optimización de columnas de destilación ha sido estudiado intensivamente por alrededor de un siglo. Hasta la llegada de los computadores, se desarrollaron diversos métodos gráficos y cálculos manuales para los estudios en el área. Desde 1950 simulaciones análogas y digitales se han utilizado para resolver diversos problemas ingenieriles. Los paquetes de software de simulación de procesos han permitido llevar el estudio de la destilación a etapas nunca antes consideradas facilitando desde el diseño de sistemas de rectificación hasta el estudio de estrategias de control aplicables a estos.

El desarrollo y aplicación del control feedforward en columnas de destilación han estado entre las áreas más activas y exitosas en la dinámica de procesos y el control en ingeniería química en los últimos años; las grandes constantes de tiempo, los tiempos muertos y la naturaleza multivariable y distribuida a menudo las hace difíciles de controlar mediante técnicas de control feedback

convencionales; en consecuencia estas son candidatos ideales para control feedforward.

La manipulación del calor de rehedidor y la relación de reflujo han sido las principales estrategias de control utilizadas en sistemas de destilación; sin embargo en situaciones en que la columna opere a su máxima capacidad o haga parte de un sistema complejo la manipulación de estas variables podría causar inundaciones en la torre o afectar otras unidades de la planta conectadas al sistema.

El presente trabajo explora la manipulación de la ubicación del plato de alimento como estrategia de control ante perturbaciones en la composición de entrada como alternativa a las estrategias convencionales; para esto se implementó una estrategia de control para un sistema de rectificación metanol-agua por medio de ASPEN HYSYS, determinando la influencia del cambio del plato de alimento en la composición del destilado y comparando el funcionamiento del sistema y los consumos energéticos con los presentados por un sistema convencional.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Dinámica y control de procesos

Un sistema de control es aquel que monitorea el proceso e introduce cambios en las variables apropiadas para mantener las condiciones necesarias para cumplir con los objetivos del proceso y asegurar la estabilidad del sistema. En todo sistema existen dos tipos de variables, las variables de entrada y las variables de salida. Las variables de entrada pueden ser manipulables, o perturbaciones no controlables dentro del sistema; mientras que las variables de salida son aquellas variables de estado que pueden ser medidas y que describen el comportamiento del proceso. La variable controlada es una variable de salida que se debe mantener dentro de un valor deseado, a este valor deseado se le conoce como set point; la variable manipulada es aquella variable utilizada para mantener la variable controlada en el set point. La unión de variable controlada, set point y variable manipulada es conocida como lazo de control [14].

2.2. Estrategias de control

Existen dos estrategias de control comúnmente usadas a nivel industrial: por retroalimentación (feedback) y proalimentada (feedforward). El control tipo feedback es un sistema correctivo que actúa solo cuando la variable medida se aleja del set point. Este tipo de control tiene la ventaja de compensar todas las perturbaciones, su desventaja principal es que la respuesta del controlador generalmente es mayor a la requerida causando oscilaciones en el sistema.

El control tipo feedforward tiene como objetivo medir las perturbaciones y compensarlas antes de que la variable controlada se desvíe del valor del set point, siendo un control preventivo y no correctivo como el anterior. Los controladores

feedforward rara vez se encuentran solos, generalmente están asociados a una estructura principal que es en la mayoría de veces un control feedback.

2.3. Control de una torre de destilación

Una torre de destilación constituye un problema de control multivariable donde cada variable de entrada tiene efecto sobre más de una variable de salida lo que complica la selección adecuada de los lazos de control. En sistemas multivariables el problema de seleccionar los mejores pares de control es aun más importante que el diseño del controlador o la sintonización de los parámetros.

En la operación y control de una columna de destilación, la estrategia de control convencional mediría la composición de los dos productos y manipularía la razón de reflujo y el calor del rehervidor para mantener las cantidades deseadas de componente clave en los dos flujos de producto.

Los lazos de control comúnmente utilizados para controlar una torre de destilación de acuerdo a Luyben (1990) son 6 y se presentan a continuación:

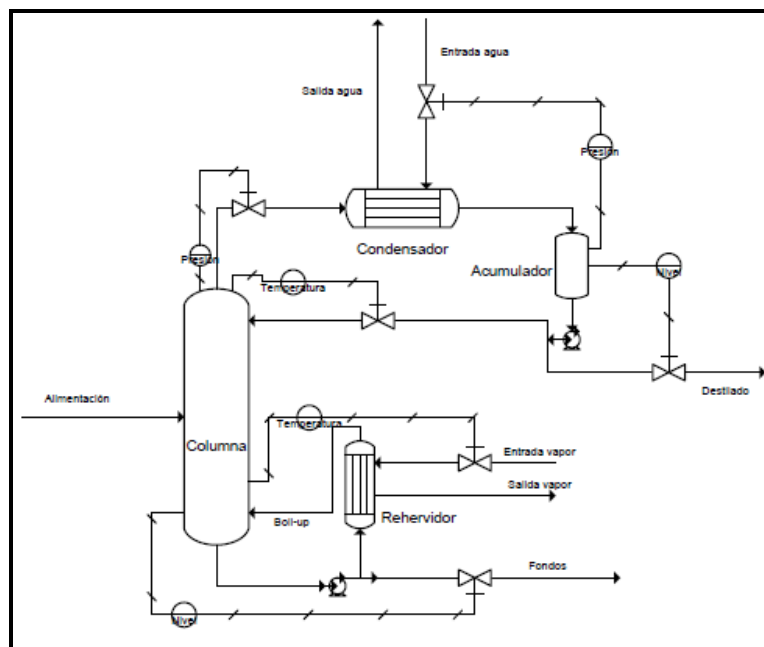


Figura 1. Esquema de una estrategia de control para una torre de destilación, tomado de [14]

De los 6 lazos, 2 están destinados a controlar el domo de la columna, 2 el fondo y los 2 últimos el tanque de condensados. En el domo de la columna es importante tener tanto control de la presión como de la temperatura, por lo que las respectivas válvulas que controlan estas variables son las del flujo de vapor del domo y reflujo de la columna. Es importante mantener el nivel de la columna para garantizar que esta no se seque ni se inunde y así conservar el área de transferencia de masa. Por último, el acumulador se controla con las válvulas de flujo de agua para el condensador y el flujo de destilado, para mantener la presión y el nivel del tanque respectivamente. La aplicación de esta configuración conocida como R-V está restringida en todos los casos a concentraciones de alimento intermedias z_{Fa} y z_{Fb} , respectivamente, y para sistemas con valores muy altos de volatilidad relativa $\alpha > 4,5$. Por ende, esta configuración de control, a pesar de ser considerada en la literatura como la estrategia de control estándar, tiene solamente un rango muy limitado de aplicabilidad para problemas de destilación prácticos. [7]

2.4. Reglas para control de división de corrientes

Una tarea esencial de control es la división de una corriente de fluido en corrientes más pequeñas. Aún cuando la razón de flujo del alimento es absolutamente constante, no es posible controlar cada una de las corrientes de división con controladores independientes. Es imposible alcanzar el balance de material mediante dos controladores de flujo actuando independientemente. Por lo tanto, sólo una de las corrientes de división debe ser manipulada directamente; la otra debe ser dejada libre.

Entre más difieren las corrientes, más importante es el control de la corriente más pequeña. Las anteriores consideraciones pueden ser resumidas en dos reglas que deben ser consideradas en cada división de corrientes:

- Regla 1: solo una corriente de división debe ser controlada directamente. La otra debe ser dejada libre (o manipulada por un controlador de nivel).
- Regla 2: la corriente manipulada directamente debería ser la más pequeña, por tanto, la corriente libre debería ser la más grande [7].

2.5. Modificaciones de las configuraciones de control básicas.

En las configuraciones de control básicas, las razones de flujo de las variables de control son fijadas externamente. Dos condiciones deben ser cumplidas para una separación efectiva.

La primera condición requiere que la tasa de flujo del producto puro D y B, respectivamente, sea menor que la cantidad de este componente en el alimento:

$$\dot{D} < \dot{F} * Z_{Fa} \quad \text{o} \quad \dot{B} < \dot{F} * Z_{Fb}$$

Si esta condición es violada, otros componentes de la mezcla son forzados a ir en las corrientes de tope y fondo, respectivamente haciendo que el producto no cumpla con las especificaciones requeridas.

La segunda condición requiere que el punto de referencia de la relación de reflujo y relación de vapor, respectivamente, sea mayor a los valores mínimos requeridos para la separación deseada.

$$R_L > R_{L\min} = f(x_{Fi})$$

El reflujo mínimo, así como el flujo mínimo de vapor dependen del estado (z_{Fi} y q) y de la naturaleza (α) del alimento.

En aplicaciones prácticas, el flujo así como la naturaleza pueden variar, obligando a que los set points de las variables de control sean ajustados continuamente. Esto es especialmente importante en rectificaciones con una alta concentración en el destilado y con una mínima entrada de energía.

Si la composición de alimento z_F varía significativamente o si se requiere una alta concentración del componente volátil en el destilado entonces el control de temperatura reemplaza el control de flujo del producto; en este caso el controlador de temperatura ajusta la razón de flujo del destilado automáticamente [7].

2.6. Estrategias de control alternativas

Uno de los esquemas alternativos más prometedores es el uso de la localización del plato de alimento como variable manipulable del sistema de control feedforward. Intuitivamente tal esquema se vería deseable para cambios en composición de alimento, particularmente en sistemas donde se forman puntos de conjunción en el plato de alimento. El permitir al plato de alimento ser variable provee un nuevo grado de libertad; por ende, una composición de producto podría, en teoría, ser controlada. Si la localización del plato de alimento y alguna otra variable puede ser manipulada (por ejemplo el reflujo) entonces dos composiciones de producto podrían ser controladas. Hay varias posibles ventajas para un esquema de manipulación del plato de alimento sobre la convencional manipulación de la relación de reflujo y el flujo de vapor. La más obvia sería una reducción en consumo de servicios industriales mediante el cambio del plato óptimo de alimento en lugar de utilizar una mayor razón de reflujo y flujo de vapor para alcanzar las purezas de los productos. En los sistemas donde ocurren puntos de conjunción en el plato de alimento, la reducción de razones de reflujo podría ser cuantificable. Otra situación donde la manipulación del plato de alimento podría ser ventajosa se presentaría cuando no es posible manipular el flujo interno de vapor o la relación de reflujo; esto puede ocurrir cuando la columna está operando a su máxima capacidad y cualquier fluctuación en el flujo de vapor podría causar inundaciones, o cuando la columna hace parte de un sistema complejo y cualquier cambio en el reflujo o el flujo interno de vapor podría causar inconvenientes a otras unidades de la planta [8] .

3. DESARROLLO TEÓRICO

3.1. Elección del sistema

Para el desarrollo del proyecto se optó por utilizar un sistema de destilación metanol-agua por ser uno de los más conocidos y estudiados en la ingeniería química. De ser viable la alternativa de control propuesta, su aplicabilidad no estaría limitada a sistemas muy específicos y difíciles de encontrar en la práctica.

3.2. Construcción del sistema

Las condiciones básicas de operación del problema a trabajar fueron tomadas de la literatura³; tomándose datos de eficiencias de platos utilizadas en procesos reales de rectificación de metanol [2], trabajándose con eficiencias de Murphy de 0,4 para la sección de enriquecimiento y 0,6 para la de agotamiento.

Para efectos de la simulación e implementación de la estrategia de control, se utilizó como herramienta de trabajo el programa ASPEN HYSYS 2006; sin embargo, antes de comenzar con la simulación en sí, se desarrolló un procedimiento teórico para determinar especificaciones importantes del sistema a modelar tales como datos de equilibrio y condiciones teóricas de operación, y comprobar la similitud entre el modelo teórico y el modelo simulado en HYSYS.

Inicialmente se realizó el análisis teórico del sistema mediante el procedimiento de McCabe-Thiele convencional (Ver Anexo 1.2) obteniéndose una torre con 9 etapas teóricas y 19 etapas reales presentada en la figura 1.

³ TREYBAL R. Operaciones de transferencia de masa. E.E.U.U. 2ªed. 1996. p. 430.

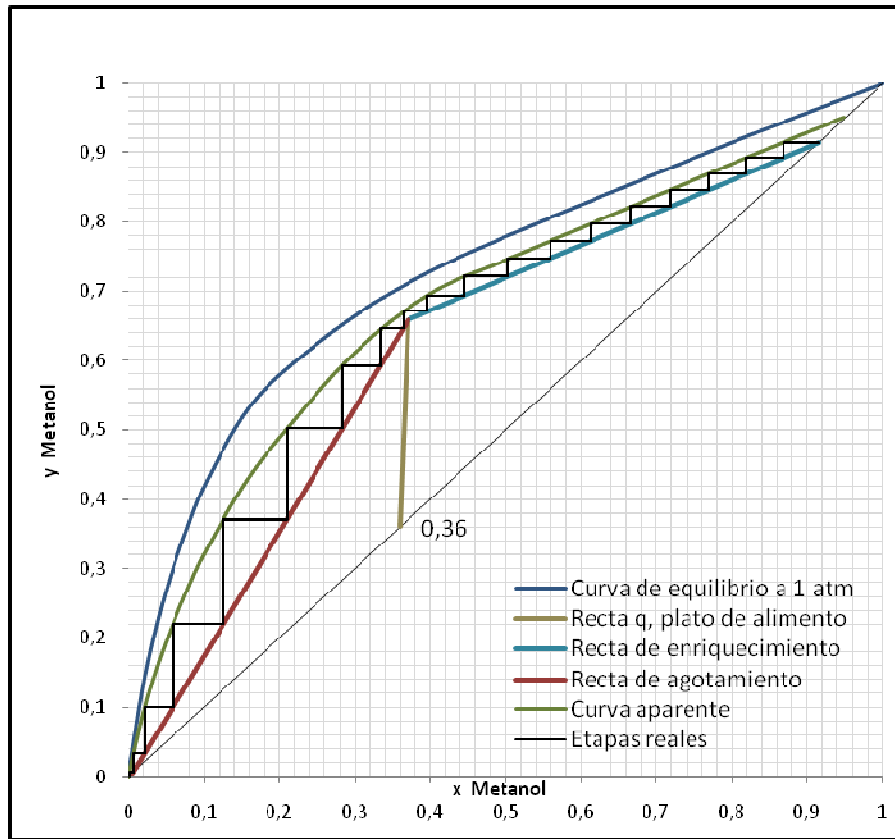


Figura 2. Diagrama McCabe-Thiele del sistema metanol-agua a 1 atm. Fuente: Los autores.

Una vez diseñado el sistema por el método teórico, se realizó la simulación en ASPEN HYSYS comprobándose que coincidieran los resultados obtenidos y se comenzó a trabajar en el diseño de la torre. Se buscó que se cumplieran las especificaciones de diseño utilizadas para este sistema, utilizándose caídas de presión y tipo de platos recomendados en la literatura⁴.

Se diseñaron además bombas, y válvulas con aperturas del 50% en la entrada y en las salidas de masa de la torre permitiendo que los flujos dependieran de estos y de los gradientes de presión en las líneas de la tubería facilitando el posterior análisis en estado dinámico; se utilizaron las herramientas de *auto-size* y se siguieron los parámetros de [5].

Un resumen de las especificaciones de la simulación se presenta a continuación:

⁴ Luyben W. Distillation design and control using ASPEN™ simulation. E.E.U.U. 1° ed. 2006. p. 62.

Tabla 2. Especificaciones de operación de la simulación en ASPEN HYSYS. Fuente: Los autores.

Bases de Simulación		Torre de Rectificación	
Compuestos	Metanol	Número de platos	19
	Agua	Entrada de masa	Alimento Torre
Modelo Termodinámico	Fase Líquida: NRTL	Plato Alimento (De arriba a abajo)	11
	Fase Vapor: Ideal	Delta P Plato (psi)	0,1
Alimento Torre		Tipo Condensador	Total
Presión (psia)	15,47	Presión Condensador (psia)	14,7
Temperatura (°C)	58,47	Salida de masa tope	Producto Tope
Flujo (kg/h)	5000	Presión Rehervidor (psia)	16,08
Composición molar		Salida de masa fondo	Producto Fondo
Metanol	0,36	Tipo de plato	Bubble Cap
Agua	0,64	Eficiencia de plato	
Especificaciones		Enriquecimiento	0,4
Relación Reflujo Molar	0,888	Agotamiento	0,6
Comp. Molar Metanol Tope	0,915		

Finalmente se dimensionaron los equipos del sistema haciendo uso de las herramientas de *Auto-size* para el dimensionamiento de la torre de rectificación y los platos de la torre, y aplicando el criterio heurístico de un tiempo de retención de 10 minutos y un nivel de líquido en estado estable del 50% para los acumuladores del condensador y rehervidor. El diagrama primario del sistema es presentado en el Anexo 1.3.

3.3. Estrategia de control convencional

Se diseñó la estrategia de control de esquema R-V para el sistema trabajado para efectos de comparación con la estrategia propuesta el cual consiste en los siguientes lazos:

- Se controla el flujo de alimento por medio del controlador FIC-Alimento.

- Se controla el nivel del acumulador del condensador mediante el controlador LIC-Condensador
- Se controla el nivel del fondo por medio del controlador LIC-Rehervidor
- Se controla la temperatura del plato 4 manipulando el flujo de calor en el rehervidor mediante el controlador TIC-Plato4
- Se controla el flujo de reflujo. Para este caso HYSYS, dado los grados de libertad del modelo, mantiene por defecto esta variable constante, por tanto este lazo no requeriría de sensor ni controlador
- Se controla la presión del condensador manipulando el flujo de calor en el condensador mediante el controlador PIC-Condensador.

Para la construcción del modelo se siguieron las especificaciones recomendadas en la literatura para la construcción de lazos de control y parámetros de sintonización de estos en sistemas afines [5]; el diagrama del modelo y las especificaciones de los lazos de control se presentan en el Anexo 2

3.4. Estrategia de control alternativa

La estrategia propuesta consiste en un sistema que permita la redistribución de la corriente de entrada a diferentes platos de alimento como respuesta a una perturbación en z_f . Para determinar la controlabilidad de esta alternativa se planteó una torre con un sistema de control donde el alimento original pasaría a través de un divisor de flujo conectado a 3 válvulas que enviarían la corriente de entrada a uno de tres posibles platos de alimento siendo estos el plato de alimento encontrado teóricamente para el sistema estudiado en el plato 11, un plato ubicado en el plato 7 para perturbaciones de z_f positivas, y un tercero en el plato 13 para perturbaciones de z_f negativas. Debido a las limitaciones de la plataforma HYSYS para el modelamiento y control de un sistema de estas características, se decidió dividir el análisis en 2 partes. Un primer sistema alimentando a plato 7 y

plato 11, y un segundo sistema alimentando a plato 11 y plato 13. El esquema del primer sistema se presenta a continuación:

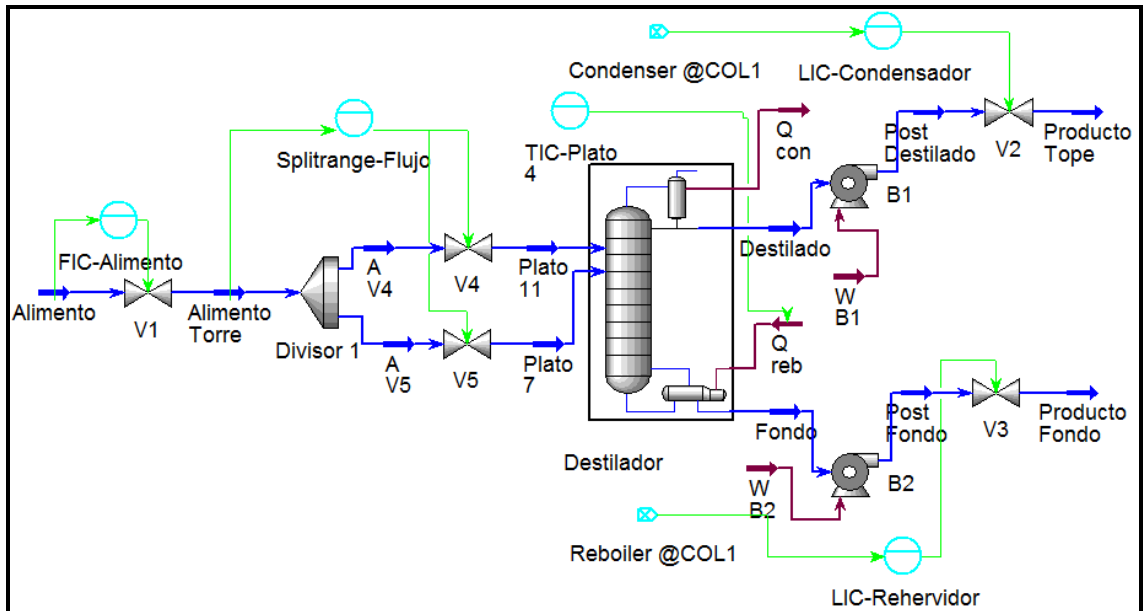


Figura 3. Estrategia propuesta de control platos 7, 11 en ASPEN HYSYS. Fuente: Los autores.

A condiciones normales el Divisor 1 envía el flujo en su totalidad a la válvula V4, la cual permanece con una apertura del 100%, estando la válvula V5 totalmente cerrada logrando que el sistema sea alimentado al plato elegido por las condiciones de diseño. Este sistema está controlado por un controlador de concentración *Splitrange* de acción directa con una especificación de acción invertida sobre la válvula V4, permitiendo que ante un incremento en la concentración de z_f , esta válvula sea cerrada enviando la totalidad del flujo a través de V5 y alimentando al plato 7.

Los parámetros de diseño del controlador *Splitrange*-Flujo se presentan en el Anexo 2.2

4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1. Efecto del cambio de plato de alimento en las condiciones del sistema

Por medio de ASPEN HYSYS se procedió a verificar la viabilidad de la reubicación del plato de alimento como variable manipulada en lazo abierto. Si se tiene el sistema operando en estado estable a las condiciones definidas previamente se presenta una composición molar de metanol en el destilado de 0.915; Se ajustó temporalmente el calor del rehedidor como especificación de diseño de la torre permitiendo liberar la composición molar de metanol en el destilado y así facilitar la observación de su comportamiento frente a cambios en la ubicación del plato de alimento y composición molar de entrada.

Al presentarse una perturbación en z_f llevándolo de 0,36 a 0,41 sin acciones correctivas, la composición del destilado se incrementaría a 0,934; sin embargo se observó que al cambiar la ubicación del plato de alimento del 11 al 8 la composición del destilado retornaría a su valor inicial y deseado de $\approx 0,915$ encontrándose resultados satisfactorios en la manipulación del plato de alimento en estado estable.

Se repitió el procedimiento tomando mediciones de las composiciones de producto que se obtendría alimentando la torre en diferentes platos, y posteriormente si se mantuviera fijo el plato de alimento para variaciones en z_f . Los resultados fueron tabulados y se reportan en una gráfica de concentración de destilado (x_D) Vs concentración de fondos (x_B) para un valor fijo de Q_{reb} y se presentan a continuación:

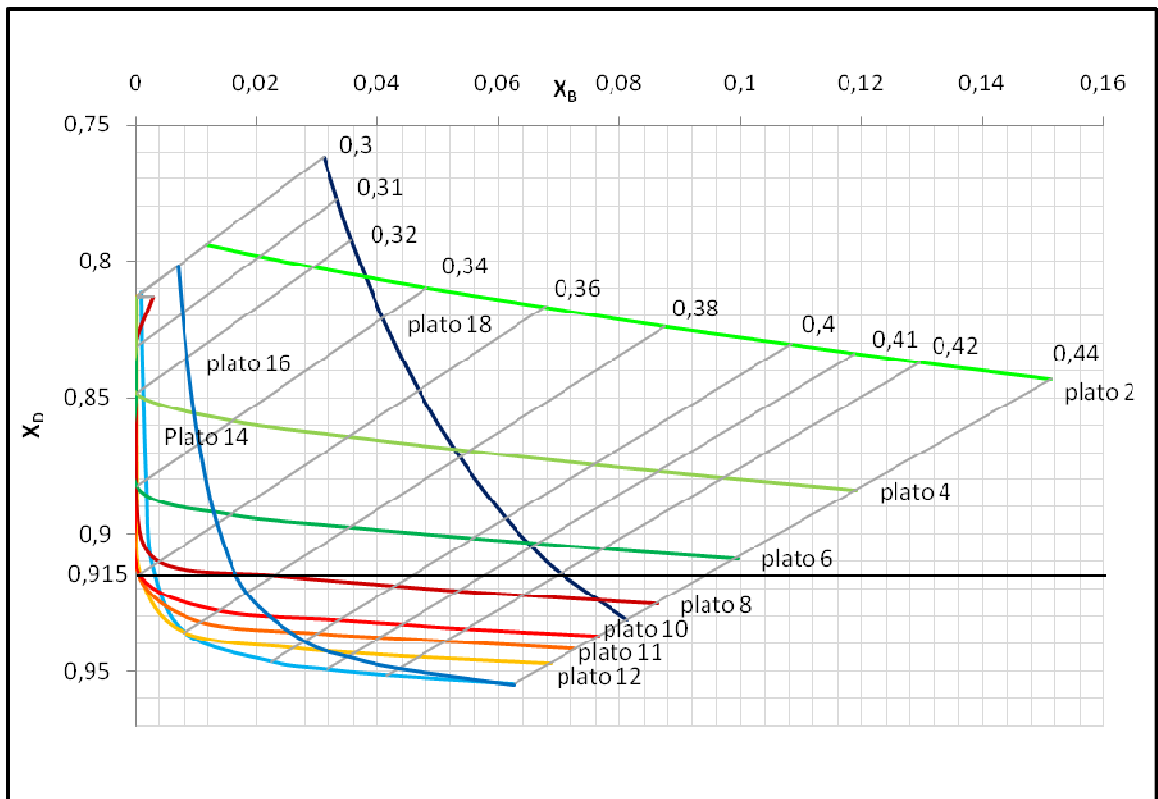


Figura 4. Relaciones entre x_D , x_B , z_F y ubicación del plato de alimento en lazo abierto para estado estable. Fuente: Los autores.

La figura 4 permite determinar para este ejemplo puntual la composición molar de metanol que se obtendría en los productos de tope o fondo para cualquier combinación de z_F (rectas de color gris) y ubicación del plato de alimento (curvas de color) que permita la convergencia del sistema sin requerir la modificación de sus especificaciones y dimensiones.

Cabe mencionar que para facilitar la observación de las relaciones presentadas en la gráfica se invirtió el eje de ordenada representando x_D y se presentaron solamente algunos valores de z_F y ubicación del plato de alimento.

Se puede apreciar que para el sistema es posible alcanzar una concentración de destilado deseada a partir de diferentes combinaciones de z_F y ubicación del plato de alimento. Nótese por ejemplo que para un x_D deseado de 0,915; al experimentar un cambio de concentración en el alimento desde 0,36 hasta 0,42,

se puede alcanzar de nuevo la composición de producto deseada trasladando el plato de alimento del 11 al 18. Es de especial interés el hecho de que HYSYS construye el sistema de la manera más eficiente posible y debido a que el calor del rehervidor fue fijado como el requerido para operación en condiciones normales ($z_f = 0,36$); el sistema no permite obtener la composición de destilado inicial ante una perturbación negativa en z_f demostrando que el sistema de control planteado requerirá la manipulación del flujo de calor del rehervidor cuando se presente este tipo de perturbaciones para alcanzar nuevamente la composición de destilado deseado. Se observó también que en algunos casos, por ejemplo para un $z_F \approx 0,37$ se podría alcanzar una composición en el destilado de 0,915 alimentando ya sea en el plato 16 o en el plato 8 demostrando que en algunos casos no se puede establecer una relación de proporcionalidad directa entre el aumento o disminución de z_F y la dirección en que debería desplazarse el plato de alimento para alcanzar nuevamente el x_D inicial. Sin embargo, esta gráfica solamente representa la simulación en lazo abierto y estado estable y para un valor fijo de Q_{reb} por lo que puede usarse para comprender de manera básica el comportamiento de la concentración de destilado frente a cambios de z_F y/o plato de alimento, pero que no tiene en cuenta ciertos aspectos que sí considera la simulación en estado dinámico; por lo tanto no puede utilizarse como única regla para seleccionar los platos alternativos que se usan para implementar la estrategia de control propuesta.

4.2. Tiempo de respuesta del sistema ante un cambio de ubicación del plato de alimento.

Se determinó el tiempo de respuesta en lazo abierto de la composición del destilado x_D a cambios en z_F y a cambios en la ubicación del plato de alimento usando HYSYS dinámico. Una vez estabilizado el sistema a las condiciones iniciales, se procedió a cambiar el plato de alimento del 11 al 13, las variaciones en la composición del destilado y los tiempos respectivos fueron tabulados; el procedimiento fue repetido para un cambio en z_F de 0,36 a 0,31. Los resultados se

presentan en la Figura 4. Se encontró que para el cambio de composición del alimento, x_D presentó un tiempo muerto >16 minutos y una respuesta leve alcanzando una variación de 0,001 solo después de 60 minutos; el sistema respondió más rápida y significativamente a un cambio en la ubicación del plato de alimento encontrándose un tiempo muerto de 6 minutos y alcanzando una variación de 0,001 al cabo de 30 minutos. Los resultados validan los encontrados en estado estable, demostrando que se puede controlar x_D manipulando la ubicación del plato de alimento para compensar las perturbaciones en la composición de entrada ya que para que un sistema de control feedforward pueda implementarse, el tiempo muerto en la función de transferencia de la variable controlada-a-manipulada debe ser menor al tiempo muerto en la función de transferencia de la variable controlada-a-perturbada [2].

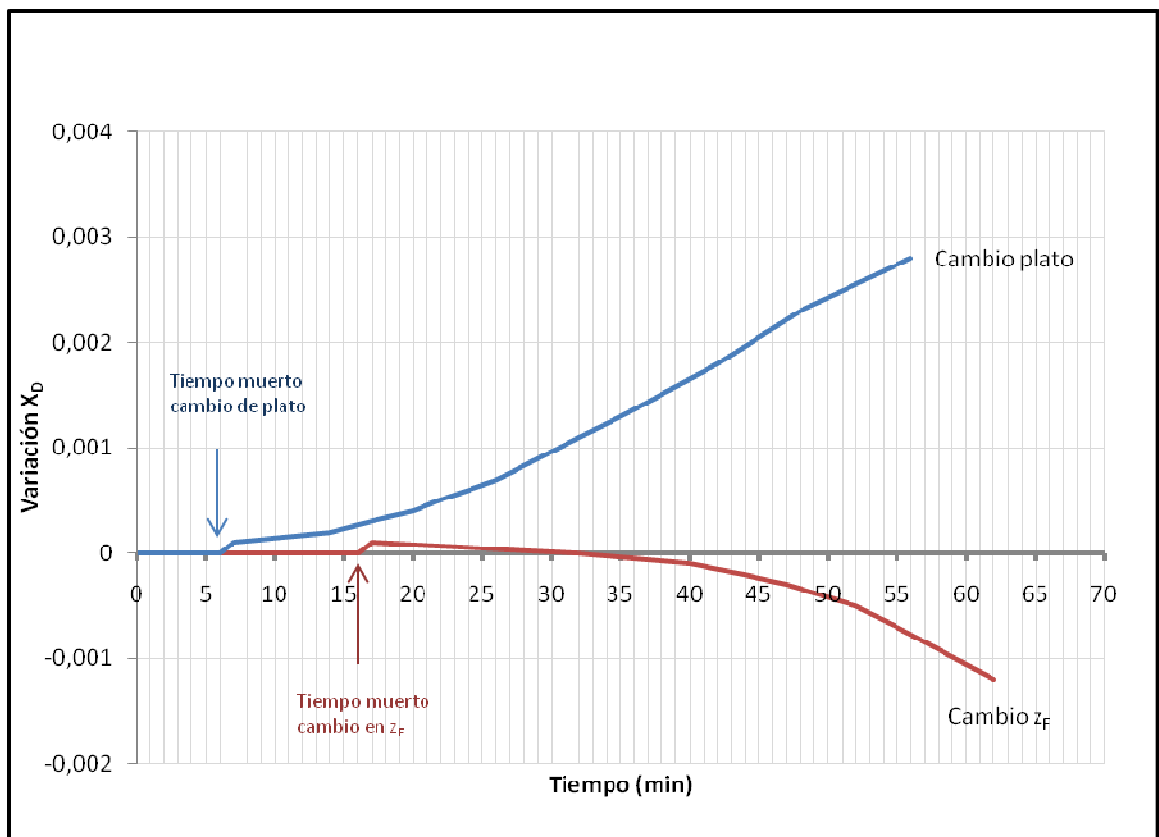


Figura 5. Tiempos de respuesta en lazo abierto para cambio de plato de alimento de 11 a 13, y cambio en composición de alimento de 0,36 a 0,31. Fuente: Los Autores.

Cabe mencionar que la respuesta inicial de x_D al cambio de concentración del alimento transcurrido el tiempo muerto fue un aumento a diferencia de lo que podría esperarse antes de continuar decreciendo tal como se observa en la gráfica. Esto es afín a estudios experimentales encontrados en la literatura [2], y se justifica en el hecho de que al disminuir la composición del alimento la concentración de metanol en la columna disminuye y debido a que el agua posee un calor de vaporización mayor al metanol, la razón de vapor en la sección de rectificación disminuyó produciendo un aumento temporal en el reflujo mientras disminuía el nivel de líquido en el condensador lo suficiente para volver al valor inicial de reflujo. Este aumento temporal del reflujo llevó a un incremento en x_D ; sin embargo, después de alcanzarse el nivel de líquido adecuado y estabilizarse la hidráulica de la torre, el resultado fue una disminución de x_D , como se esperaba inicialmente. La manipulación de la ubicación del plato de alimento no presentó comportamientos de este tipo manteniéndose desde un principio la tendencia creciente en x_D para un cambio de plato del 11 al 13. Adicionalmente se estudió el comportamiento realizando modificaciones en sentido contrario al ejercicio inicial; un aumento en z_F a 0,39 y la reubicación del plato de alimento del 11 al 8 obteniéndose resultados análogos que son presentados en el Anexo 3; es de especial interés la diferencia significativa en el tiempo de respuesta ante ambas perturbaciones en ambos casos, presentando el cambio de plato un tiempo muerto del orden de un 30,7-37,5% del presentado ante un cambio en z_F además de producir cambios más significativos en x_D para las pruebas realizadas.

4.3. Evaluación de la estrategia de control propuesta en estado dinámico.

Se llevaron ambas estrategias de control a estado dinámico hasta que se estabilizaron. Como era de esperarse, las condiciones de operación no son exactamente iguales debido a que ambas estrategias cuentan con lazos de control distintos, sin embargo no hay diferencias significativas que pudieran alterar la comparación entre ambos sistemas y las principales características se presentan a continuación:

Tabla 2. Propiedades de las estrategias de control estabilizadas. Fuente: Los autores

Estrategia Convencional		Estrategia Propuesta	
x_D	0,918	x_D	0,921
T plato 4 (°C)	70,78	T plato 4 (°C)	69,07
Presión D (psia)	14,7	Presión D (psia)	14,7
F (kg/h)	5000	F (kg/h)	5000
D (kg/h)	2625	D (kg/h)	2620
B (kg/h)	2375	B (kg/h)	2380
Q_{reb} (kJ/h)	6,27E+06	Q_{reb} (kJ/h)	6,25E+06
Q_{con} (kJ/h)	5,77E+06	Q_{con} (kJ/h)	5,77E+06

Se procedió a evaluar el comportamiento de algunas variables importantes al presentarse perturbaciones en la composición de alimento de la siguiente manera:

- Perturbaciones positivas tipo escalón de $z_F = 0,36$ a: $z_F = 0,38$; $z_F = 0,40$
- Perturbaciones negativas tipo escalón de $z_F = 0,36$ a: $z_F = 0,34$; $z_F = 0,32$

Se encontró que se satisfacen los objetivos propuestos y la estrategia de control funciona eficientemente para controlar la concentración del destilado ante perturbaciones en la composición de alimento para el sistema trabajado como puede verse a continuación:

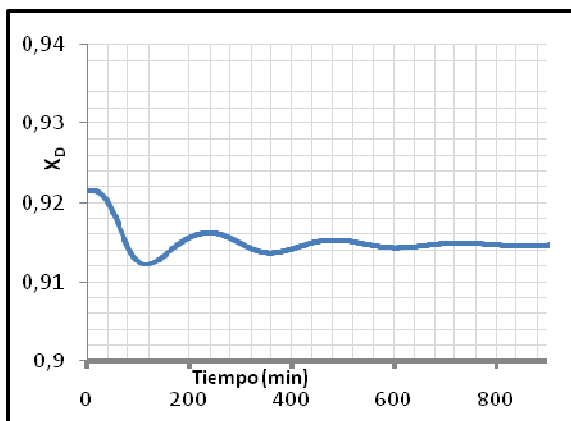


Figura 6. Comportamiento x_D ante perturbaciones de $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,30$. Fuente: Los autores.

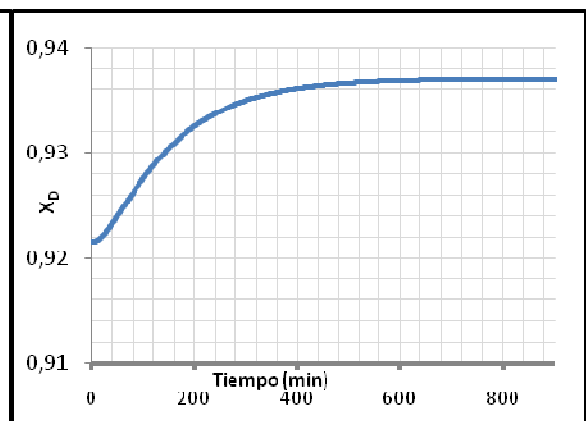


Figura 7. Comportamiento x_D ante perturbaciones de $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,40$. Fuente: Los autores

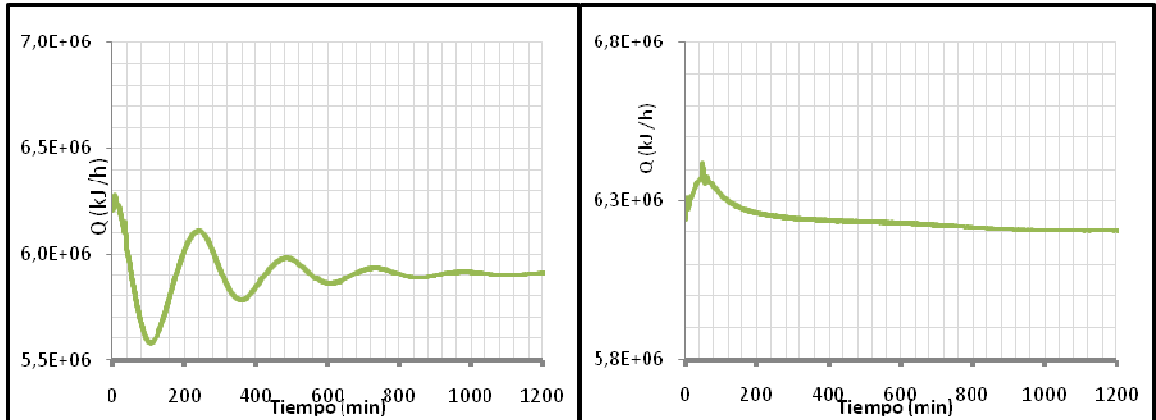


Figura 8. Comportamiento Q_{reb} ante perturbaciones de $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,30$. Fuente: Los autores

Figura 9. Comportamiento Q_{reb} ante perturbaciones de $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,40$. Fuente: Los autores

Puede apreciarse que la estrategia propuesta presenta comportamientos más oscilatorios en x_D ante perturbaciones negativas en z_F (Figura 6), alcanzando sin embargo para estas la estabilidad en un tiempo más corto y a valores más cercanos del punto inicial. La estrategia obliga a manipulaciones más fuertes al flujo de calor del rehervidor para responder a perturbaciones negativas corroborando lo encontrado en el estudio en lazo abierto y estado estable; los resultados ante perturbaciones adicionales y para la estrategia convencional se presentan en el Anexo 5. Es de interés especial el comportamiento de la estrategia de control propuesta al compararla con el sistema convencional:

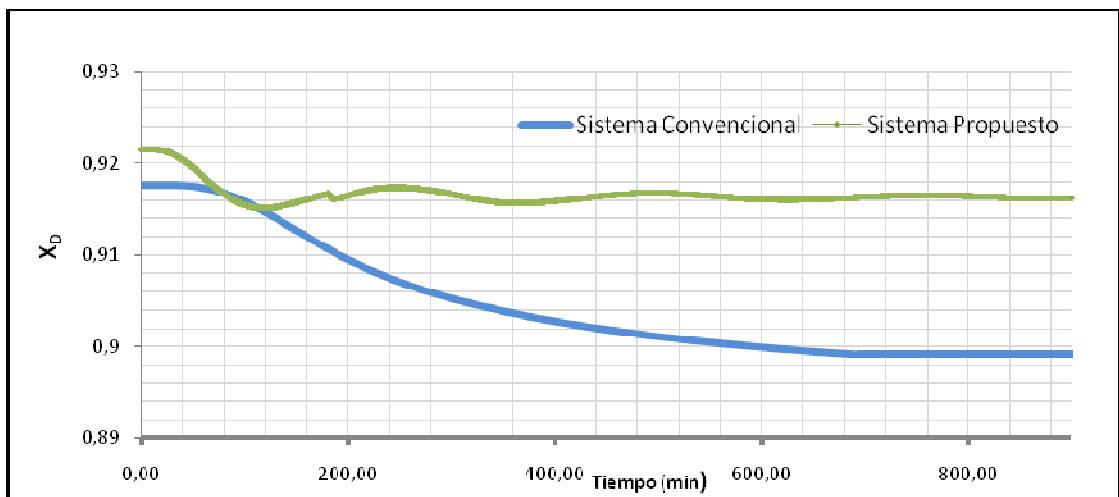


Figura 10. Comportamiento de x_D superpuesto para perturbaciones en z_F desde $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,34$. Fuente: Los autores

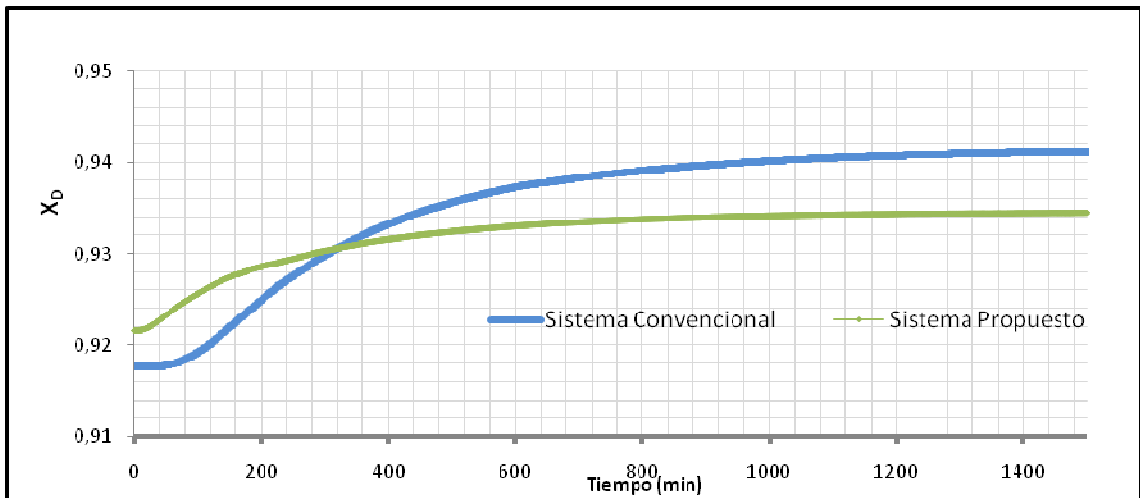


Figura 11. Comportamiento de x_D superpuesto para perturbaciones de $z_F = 0,36$ a $z_F = 0,38$. Fuente: Los autores

La estrategia basada en la manipulación de la ubicación del plato de alimento logra mantener la composición del destilado en valores más cercanos al valor de referencia que la estrategia convencional además de requerir un tiempo menor para estabilizarse nuevamente ante perturbaciones en z_F . Este comportamiento puede estar sujeto a la manipulación directa de las corrientes de la torre, lo cual ocurre de manera casi instantánea al cambiar la ubicación del plato de alimento intentando aumentar la zona de rectificación para las corrientes de alimento menos concentradas (perturbaciones en z_F negativas) o disminuyéndola (perturbaciones z_F positivas).

Debido a que el objetivo para este tipo de procesos es que la composición del producto se aleje lo menos posible del valor definido por diseño se calculó por medio de un código de matlab (Ver Anexo 7) la medida de la dispersión de los datos de x_D con respecto al valor de referencia ante las perturbaciones efectuadas encontrándose que para el sistema trabajado en todos los casos la estrategia de control propuesta mantuvo una varianza inferior a la estrategia convencional. Es apreciable además que la efectividad de la estrategia propuesta se incrementa con respecto a la convencional a medida que disminuye z_F presentando la estrategia convencional una varianza 2,83 veces mayor que la estrategia propuesta para una perturbación a $z_F = 0,3$; frente a una varianza 1,54

veces mayor ante una perturbación a $z_F = 0,4$, los resultados se presentan en la tabla 3:

Tabla 3. Medida de la dispersión de x_D ante una perturbación en la concentración del alimento partiendo desde $z_F = 0.36$.
Fuente: Los autores.

Perturbación a z_F	Estrategia Convencional	Estrategia Propuesta	Convencional/Propuesta
0,3	0,0191	0,0068	2,83
0,34	0,0130	0,0050	2,59
0,38	0,0189	0,0110	1,72
0,4	0,0202	0,0131	1,54

Es apreciable una mayor estabilidad la composición de destilado, así como un resultado final más satisfactorio para la variable controlada x_D con la estrategia propuesta.

Se procedió a comparar el consumo energético en el reboiler para la estrategia propuesta con la estrategia convencional; como se mencionó anteriormente el mecanismo de control propuesto requiere grandes manipulaciones en Q_{reb} para responder a perturbaciones de z_F negativas, se encontró que este comportamiento no es compartido con la estrategia convencional debido a que la manipulación del reflujo en dicho sistema de control obliga a manipulaciones menores de Q_{reb} . Analizando la medida de dispersión de los datos de Q_{reb} para ambas estrategias con respecto a sus valores iniciales (Ver Anexo 6) se encontró que la estrategia propuesta presenta una varianza mayor para perturbaciones negativas en z_F que la estrategia convencional, invirtiéndose este comportamiento para perturbaciones positivas. Sin embargo al hablar del flujo de calor de rehervidor, más que la estabilidad resultante al controlar una perturbación es de especial importancia discutir el consumo energético asociado con la estrategia de control siendo este uno de los principales costos en todo proceso de destilación.

Los perfiles de Q_{reb} fueron superpuestos y se presentan a continuación para perturbaciones a 0,30 y 0,38; los perfiles para las perturbaciones restantes se presentan en el Anexo 5:

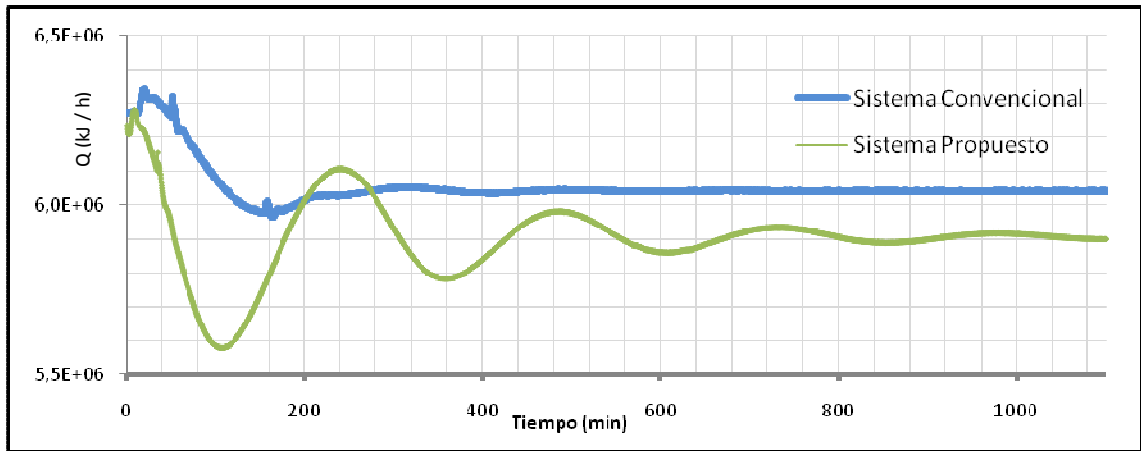


Figura 12. Comportamiento Q_{reb} superpuesto ante perturbación en z_F desde 0,36 hasta 0,30. Fuente: Los autores.

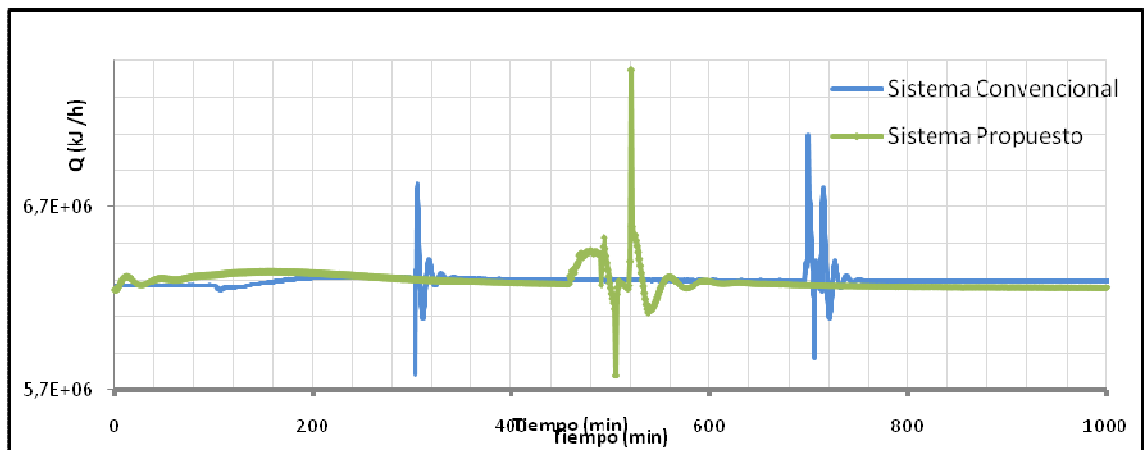


Figura 13. Comportamiento Q_{reb} superpuesto ante perturbación en z_F desde 0,36 hasta 0,38. Fuente: Los autores.

Es apreciable que el sistema de control propuesto tiene requerimientos energéticos inferiores en comparación a los de la estrategia convencional, tanto en su punto de operación de estado estable inicial, como en el nuevo estado alcanzado posterior a cada perturbación en z_F ; sin embargo debido a que diferían ligeramente en sus valores iniciales se determinó para cada estrategia de control la diferencia entre el consumo energético requerido para su nuevo valor de estado estable posterior a cada perturbación en la composición de alimento y su valor inicial, encontrando en cada caso el ahorro en consumo energético (cambios negativos) o la necesidad de un aumento en el flujo de calor del rehervidor (cambios positivos) los resultados se presentan a continuación:

Tabla 4. Cambios en Q_{reb} requerido por el sistema después de estabilizarse ante pert. en z_F ($z_{F\text{inicial}}=0,36$). Valores positivos indican un mayor consumo; negativos indican ahorro de energía

Perturbación a z_F (z_F final)	Cambio en la energía requerida Q_{reb} (kJ/h)	
	Estrategia Convencional	Estrategia Propuesta
0,3	-233059,4	-326461,7
0,34	-46098,9	-114541,3
0,38	25502,6	24606,1
0,4	25580,4	-27761,8

En la tabla 4 es apreciable que para perturbaciones negativas en z_F una vez alcanzado el nuevo punto de estabilidad de x_D , ocurre una disminución en el calor requerido por el rehervidor para ambas estrategias de control; siendo la magnitud de este ΔQ_{reb} entre 1,4 y 2,48 veces mayor para la estrategia propuesta que para la convencional según las pruebas realizadas en ASPEN HYSYS implicando esto que la manipulación del plato de alimento alivia el consumo energético requerido por el rehervidor ante perturbaciones negativas de la composición de alimento.

Para perturbaciones positivas en el caso de $z_F = 0,38$ ambas estrategias presentaron un incremento en el consumo energético similar, y finalmente en el caso de $z_F = 0,4$ se encontró que la estrategia propuesta presenta una disminución de consumo energético mientras que la estrategia convencional requirió un incremento en el flujo de calor al rehervidor. Debido a las diferencias presentadas entre ambas estrategias en el comportamiento de los perfiles de flujo de calor posteriores a una perturbación y antes de estabilizarse nuevamente se utilizó el método de trapecios para determinar el área neta bajo las curvas de Q_{reb} vs tiempo con respecto a los respectivos valores iniciales de Q_{reb} ; los resultados se presentan en el Anexo 6 y corroboran lo encontrado anteriormente encontrándose que a pesar de que la estrategia propuesta requiere manipulaciones más fuertes de Q_{reb} presentando picos más pronunciados observables en las gráficas principalmente ante perturbaciones negativas; la integración numérica presenta valores inferiores para la estrategia propuesta para todas las perturbaciones encontrándose así que el consumo energético es menor tanto en la respuesta como en el nuevo estado estable posterior a la perturbación.

5. CONCLUSIONES

- Se demostró mediante el tiempo muerto en lazo abierto que el plato de alimento es una variable viable para ser utilizada como variable manipulada en una estrategia de control para la composición del destilado; siendo la composición en el destilado más sensible a cambios en la ubicación del plato de alimento que a cambios en la composición del mismo, además de presentar un tiempo muerto menor del orden de un 30-37% del presentado ante un cambio en la composición de alimento.
- Para el sistema trabajado ante todas las perturbaciones a z_F efectuadas la estrategia de control propuesta demostró ofrecer una mayor estabilidad en la variable controlada (composición del destilado) con respecto a la estrategia convencional, así como un nuevo valor estabilizado más cercano al valor inicial.
- El sistema de control propuesto presenta consumos energéticos de rehedidor menores que el sistema convencional ante perturbaciones en la composición de alimento, siendo más eficiente para perturbaciones negativas; sin embargo en estos casos la estrategia propuesta obliga a manipulaciones más fuertes del flujo de calor antes de alcanzar la estabilidad.

6. BIBLIOGRAFÍA

- [1] TREYBAL R. Operaciones de transferencia de masa. 2ª ed. USA: McGraw Hill, 1996.
- [2] SPEICHER E., LUYBEN W. Experimental studies of feed plate manipulation for distillation column feedforward control. En: Industrial & engineering chemistry fundamentals. Vol. 10. No 1. (1971); 147-149
- [3] LUYBEN W. Distillation design and control using ASPEN™ simulation. 1ª ed. USA, 2006.
- [4] SMITH C, CORRIPIO A. Control automático de procesos. 1º ed. México: Limusa S. A. , 1991.
- [5] FUENTES C. Simulación Dinámica de procesos asistida por HYSYS. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2004.
- [6] LUYBEN W. Process modeling simulation and control for chemical engineers. 2ª ed. USA: McGraw-Hill, 1999.
- [7] STICHLMAIR J. Conceptual design of the control configuration of distillation columns. En: Chemical Engineering and Processing. Vol 34 (1995); 61-69.
- [8] LUYBEN W. Feed plate manipulation in distillation column feedforward control. En: Industrial & engineering chemistry fundamentals. Vol 7, No 3 (Agosto 1968); 502-508.

[9] CANTRELL J., ELLIOTT T., LUYBEN W. Effect of feed characteristics on the controllability of binary distillation columns. En: Industrial & engineering chemistry research. Vol 34 (1995); 3027-3036.

[10] LUYBEN W. Effect of feed composition on the selection of control structures for high-purity binary distillation. En: Industrial & engineering chemistry research. Vol 44 (2005); 7800-7813.

[11] McCABE W., SMITH J., HARRIOT P. Operaciones unitarias en ingeniería química. 4ª ed. España: McGraw-Hill, 1991.

[12] ABOU-JEYAB R., GUTPA Y., GERVAIS J., BRANCHI P., WOO S. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. En: Journal of Process Control. No 11 (2001); 509-517.

[13] MIZSEY P., HAU N. T., BENKO N. ,KALMAR I. , FONYO Z. Process control for energy integrated distillation schemes En: Computers chem. Engng. Vol. 22 (1998); S427-S434.

[14] SANCHEZ A. Analisis de la operacion de la torre de destilacion de xilol de la planta de ciba en puebla. México, 2009. Tesis profesional (Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos). UDLAP. Escuela de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Química y Alimentos.

7. ANEXOS

ANEXO 1. ELABORACIÓN DEL SISTEMA

ANEXO 1.1 Desarrollo método McCabe-Thiele

Tabla 5. Ecuaciones de operación método McCabe-Thiele. Formulas generales de [1]. Fuente resultados: Los autores

Línea de operación		Fórmula general	Ecuación del modelo
Plato de alimento		$y = \frac{q}{q-1} * x - \frac{1}{q-1} * z_F$	$y = 25,565x - 8,8433$
Sección de enriquecimiento		$y = \frac{R}{R+1} * x + \frac{1}{R+1} * x_D$	$y = 0,4703x + 0,4846$
Sección de agotamiento		$y = \frac{\bar{L}}{\bar{L}-W} * x - \frac{W}{\bar{L}-W} * x_W$	$y = 1,7861x - 0,0044$
Curva aparente	$x^* > 0,3717$	$y_a = E_{mv} * (y_n^* - y_{n+1}) + y_{n+1}$	$y_a = 0,4 * (y_n^* - y_{n+1}) + y_{n+1}$
	$x^* < 0,3717$		$y_a = 0,6 * (y_n^* - y_{n+1}) + y_{n+1}$

Tabla 6. Parámetros método McCabe-Thiele.

q	x_D	x_W	z_F	R	W (kmol/h)	J_n (kmol/h)
1,0407	0,915	5,65e-3	0,36	0,888	132,4	302,41

ANEXO 2. ESTRATÉGIA DE CONTROL CONVENCIONAL R-V

ANEXO 2.1 Diagrama del esquema de la estrategia de control convencional

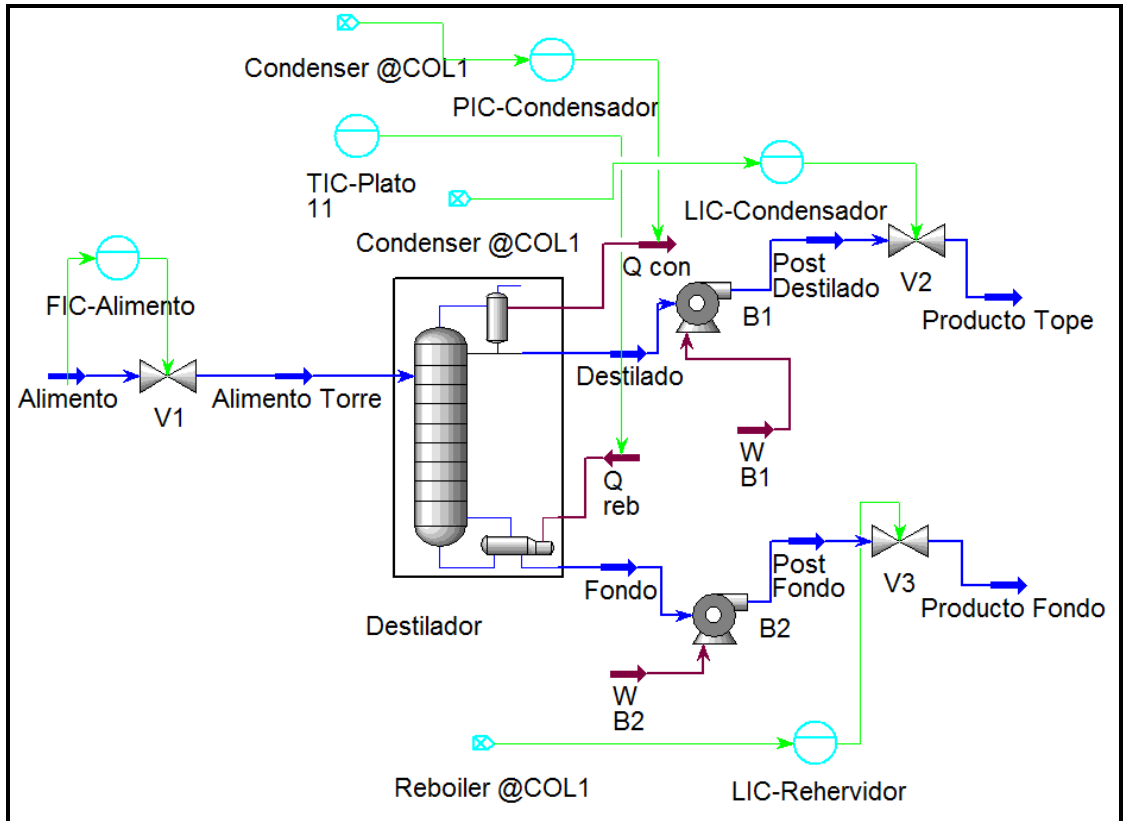


Figura 14. Diagrama de la estrategia de control convencional R-V en ASPEN HYSYS. Fuente: Los autores.

ANEXO 2.2 Parámetros de diseño de los lazos de control

Tabla 7. Parámetros de control para la simulación en ASPEN HYSYS. Fuente: Los autores

Flujo Alimento		Nivel Condensador	
Nombre	FIC-Alimento	Nombre	LIC-Condensador
Variable medida (PV)	Alimento: Mass Flow	Variable medida (PV)	Condenser: Liq % Level
Variable manipulada (OP)	V1	Variable manipulada (OP)	V2
Acción controlador	Inversa	Acción controlador	Directa
Ganancia (Kc)	0,5	Ganancia (Kc)	2
Tiempo integral (TI)	0,3 min	Tiempo integral (TI)	10 min
PV Mínimo	0	PV Mínimo	0
PV Máximo	10000 Kg/h	PV Máximo	100%
Modo	Auto	Modo	Auto
Nivel Rehervidor		Presión Condensador	
Nombre	LIC-Rehervidor	Nombre	PIC-Condensador
Variable medida (PV)	Reboiler: Liq % Level	Variable medida (PV)	Condenser: Vessel Pressure
Variable manipulada (OP)	V3	Variable manipulada (OP)	Q con
Acción controlador	Directa	Acción controlador	Directa
Ganancia (Kc)	2	Ganancia (Kc)	5
Tiempo integral (TI)	10 min	Tiempo integral (TI)	10
PV Mínimo	0	PV Mínimo	0,5 bar
PV Máximo	100%	PV Máximo	2 bar
Modo	Auto	Modo	Auto
Temperatura Plato 4		División Flujo Alimento	
Nombre	TIC-Plato 4	Nombre	Splitrange-Flujo
Variable medida (PV)	Main TS: Stage Temp	Variable medida (PV)	Alimento Torre: Mole Frac
Variable manipulada (OP)	Q reb	Variable manipulada (OP)	V4, V5
Acción controlador	Inversa	Acción controlador	Directa
Ganancia (Kc)	5	Ganancia (Kc)	5
Tiempo integral (TI)	0,5	Tiempo integral (TI)	1
PV Mínimo	50°C	PV Mínimo	0,3
PV Máximo	150°C	PV Máximo	0,42
Modo	Auto	Modo	Auto
Control Valve		Split Range Setup	
Min. Disponible	0	V4	
Max. Disponible	2,3784e7 BTU/h	V5	Acción Invertida
Modo	Auto	Split Range outputs	0 - 100

ANEXO 3. TIEMPOS DE RESPUESTA EN LAZO ABIERTO ANTE CAMBIOS EN z_F Y UBICACIÓN DEL PLATO DE ALIMENTO

ANEXO 3.1 Tiempos de respuesta para cambio de z_F de 0,36 a 0,39 y cambio de plato de alimento del 11 al 8

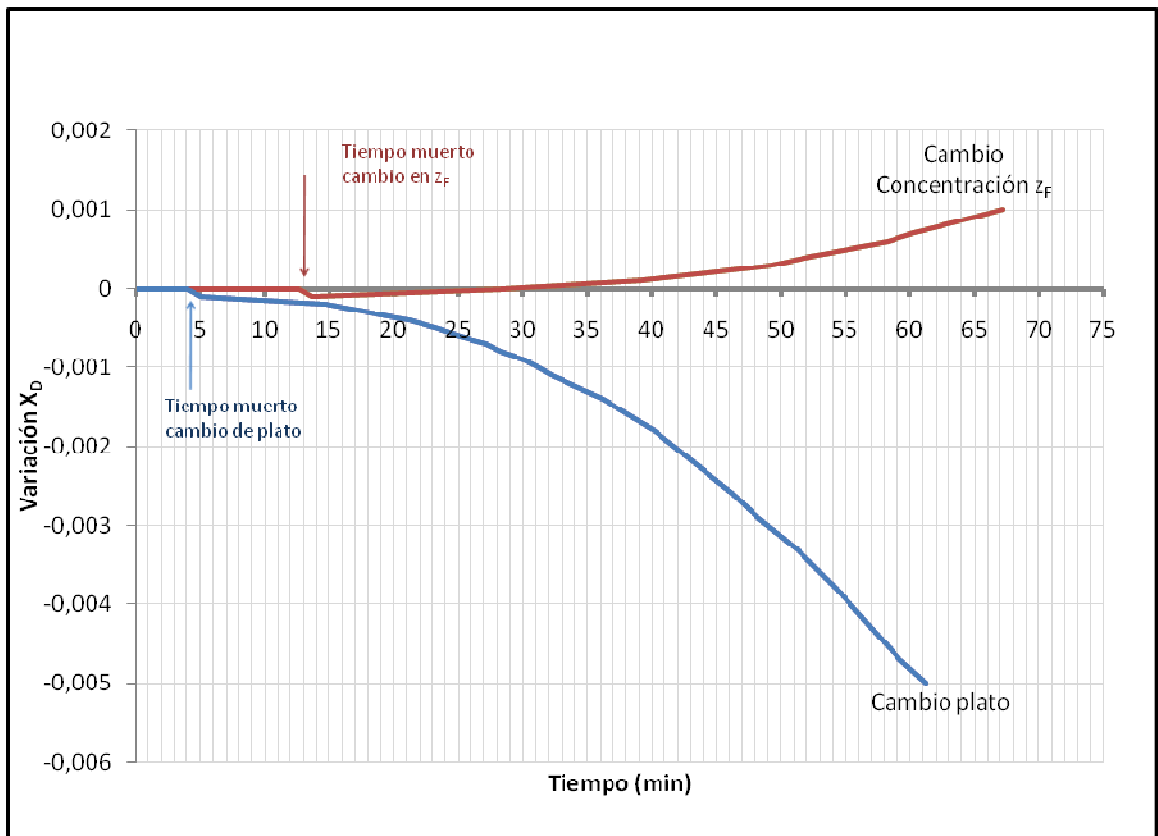


Figura 15. Tiempo de respuesta para cambio de z_F de 0,36 a 0,39 y cambio de plato de alimento del 11 al 8. Fuente: Los autores

ANEXO 4. PROPIEDADES DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN ESTADO DINÁMICO ANTE PERTURBACIONES DE Z_F .

ANEXO 4.1 Comportamiento x_D y Q_{reb} ante perturbaciones en z_f para la estrategia propuesta (z_F inicial=0,36)

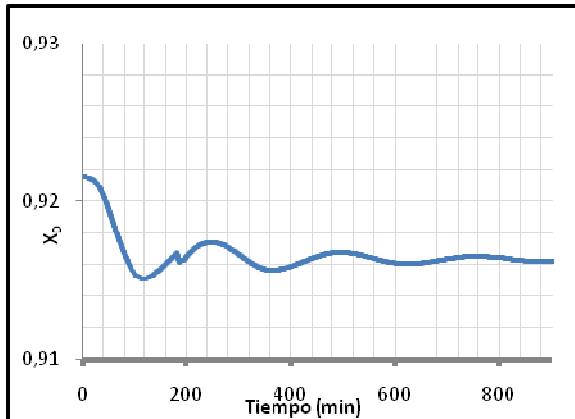


Figura 16. Comportamiento x_D ante perturbación de $z_f=0,36$ a $z_f=0,34$. Fuente: Los autores

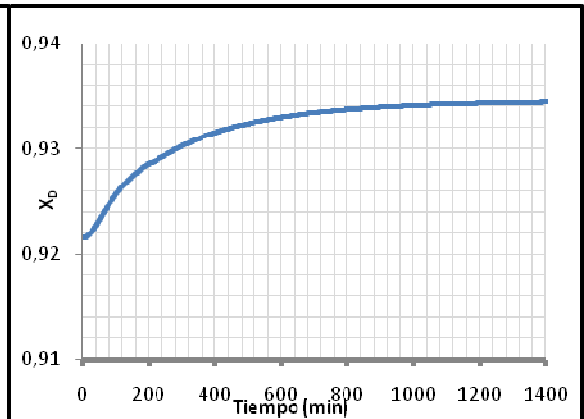


Figura 17. Comportamiento x_D ante perturbación de $z_f=0,36$ a $z_f=0,38$. Fuente: Los autores

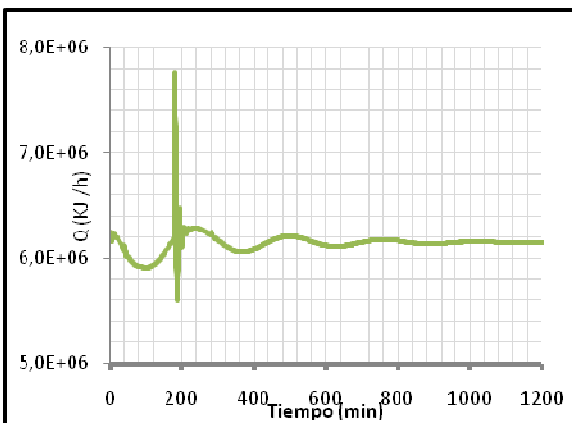


Figura 18. Comportamiento Q_{reb} ante perturbación de $z_f = 0,36$ a $z_f=0,34$. Fuente: Los autores

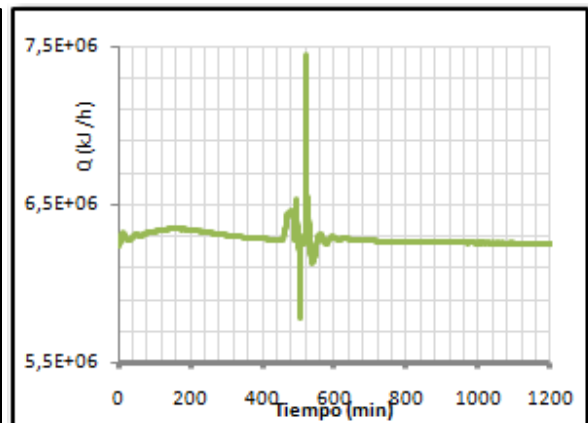


Figura 19. Comportamiento Q_{reb} ante perturbación de $z_f = 0,36$ a $z_f=0,38$. Fuente: Los autores

ANEXO 4.2 Comportamiento x_D y Q_{reb} ante perturbaciones en z_F para la estrategia convencional (z_F inicial=0,36)

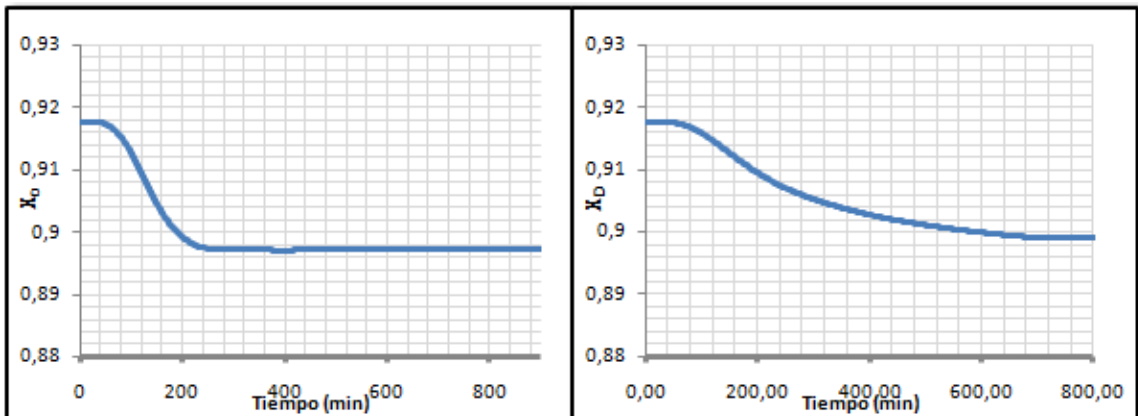


Figura 20. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,30$, Est. Convencional. Fuente: Los autores **Figura 21.** x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,34$, Est. Convencional. Fuente: Los autores

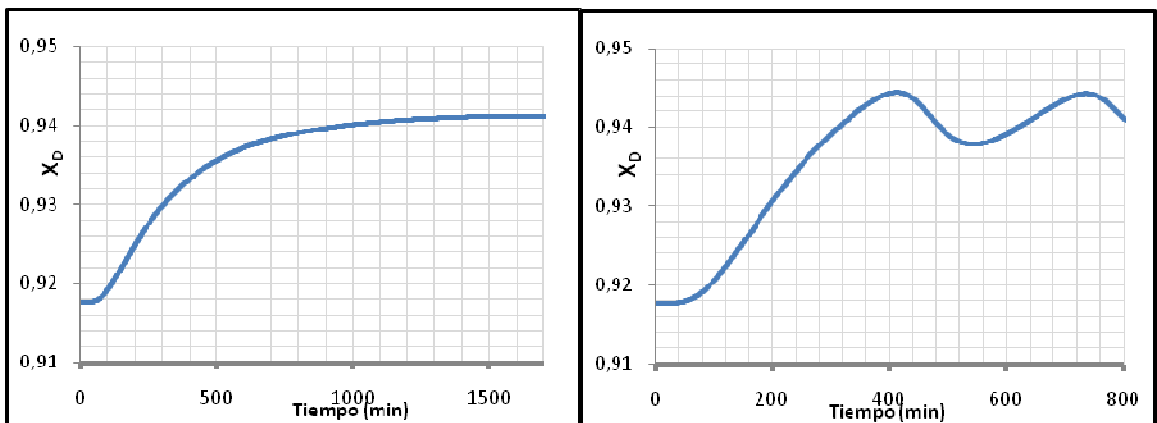


Figura 22. x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,38$, Est. Convencional. Fuente: Los autores **Figura 23.** x_D ante perturbación de $z_F=0,36$ a $z_F= 0,40$, Est. Convencional. Fuente: Los autores

ANEXO 4.3 Comportamiento x_D y Q_{reb} ante perturbaciones en z_f superpuesto para ambas estrategias ($z_{F\text{ inicial}}=0,36$)

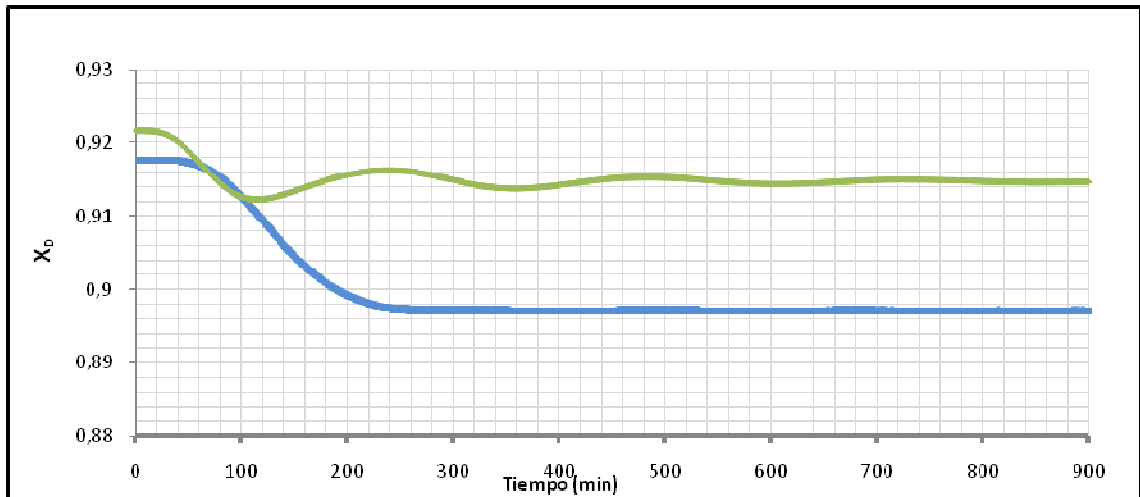


Figura 24. Comportamientos de x_D superpuestos para perturbaciones de $z_f=0,36$ a $z_f = 0,34$. Fuente: Los autores

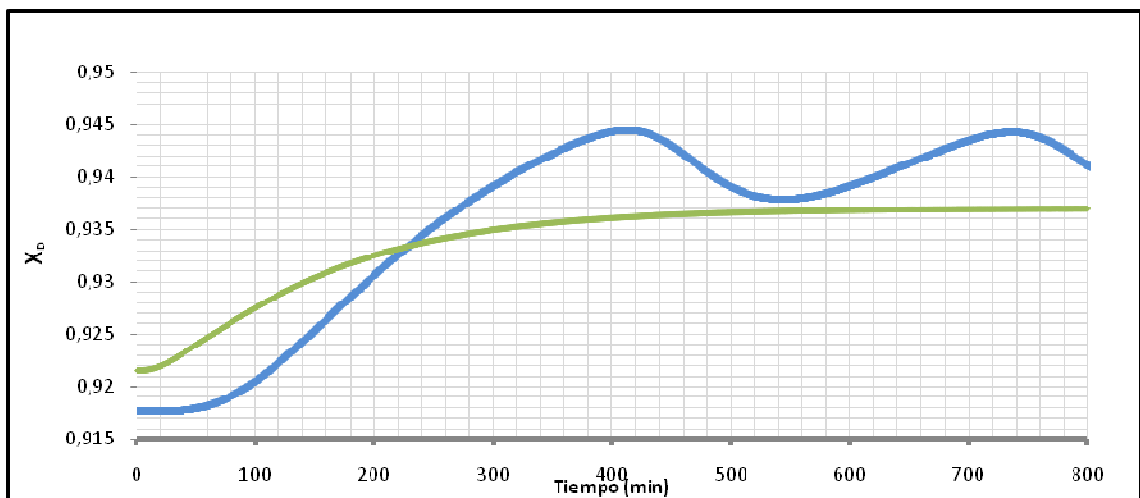


Figura 25. Comportamientos de x_D superpuestos para perturbaciones de $z_f=0,36$ a $z_f = 0,4$. Fuente: Los autores



Figura 26. Comportamiento de Q_{reb} superpuestos para perturbaciones de $z_f=0,36$ a $z_f = 0,4$. Fuente: Los autores

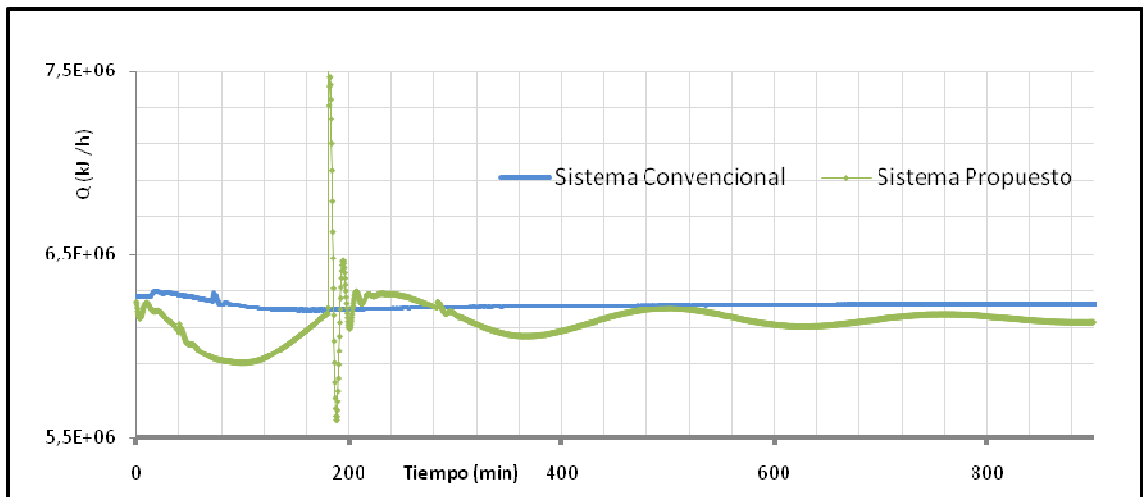


Figura 27. Comportamiento de Q_{reb} superpuestos para perturbaciones de $z_f=0,36$ a $z_f = 0,34$. Fuente: Los autores

ANEXO 5. ANÁLISIS ESTADÍSTICO

ANEXO 5.1 Varianza de Q_{reb} con respecto al valor inicial

Tabla 8. Cambios en la energía requerida por el sistema después de estabilizarse ante perturbaciones en z_f (z_f inicial=0,36). Fuente: Los autores

Perturbación a z_f (z_f final)	Estrategia Convencional	Estrategia Propuesta	Convencional/Propuesta
0,3	228085,51	348539,81	0,65
0,34	57252,07	159978,12	0,36
0,38	52839,37	43726,42	1,21
0,4	58336,09	38803,35	1,50

Tabla 9. Solución a la integral numérica por el método de trapecios para evaluar el área bajo las curvas de Q_{reb} vs Tiempo. Valores negativos indican ahorro; valores positivos indican mayor consumo de energía. Fuente: Los autores

Perturbación a z_f	Estrategia Convencional	Estrategia Propuesta
0,3	-2,74E+12	-4,13E+12
0,34	-4,85E+11	-1,05E+12
0,38	3,66E+11	2,36E+11
0,4	3,53E+11	-1,70E+11

ANEXO 6. CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CÁLCULO DE LA VARIANZA Y LA INTEGRAL NUMÉRICA DE UNA FUNCIÓN

```
%Lee el archivo .txt donde están guardadas las columnas x e y (tiempo vs variable)
load -ASCII datos.txt
x=datos(:,1);
y=datos(:,2);
%calcula la media de la dispersión de los datos con respecto al dato de origen
B=mean((y-y(1)).^2)
%resuelve la integral numérica por el método del trapecio con respecto a la horizontal formada
por el valor inicial de y
C=trapz(x,(y-y(1)))
```

Fuente: Los autores