



**Universidad Michoacana de
San Nicolás de Hidalgo**



**División de Estudios de Posgrado de la
Facultad de Ingeniería Química**

**ANÁLISIS DE CONTROLABILIDAD DE UNA
COLUMNA DE DESTILACIÓN REACTIVA PARA LA
PRODUCCIÓN DE BIODISEL**

**TESIS QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA
QUÍMICA**

PRESENTA:

I.Q. JORGE LUIS CORNEJO JACOB

DIRECTOR DE LA TESIS:

**Dr. Rafael Maya Yescas
Doctor en Ciencias en Ingeniería Química**

LINEAS DE INVESTIGACIÓN:

Ingeniería de Procesos

Morelia, Michoacán

JULIO 2013



Asunto: Aprobación de Impresión de Tesis

Oficio número 50/2013.

Ing. J. Carlos Estrada Toledano
Jefe del Departamento de Titulación de la
U.M.S.N.H.
Presente.-

Por este medio nos dirigimos a usted de la manera más atenta para notificarle que después de haberle dado seguimiento al desarrollo de la tesis: "ANÁLISIS DE CONTROLABILIDAD DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN REACTIVA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODISEL" después de haber revisado el manuscrito que presentó el alumno Jorge Luis Cornejo Jacob, concluimos que cumple con los requisitos académicos y con lo establecido en el Reglamento General de Estudios de Posgrado para el desarrollo de tesis.

Por lo anterior este Comité Tutorial da el aval para su impresión final.

Presidente o Asesor: Dr. Rafael Maya Yescas 04002040

Vocales:

Dr. Agustín Jaime Castro Montoya 01000179

Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga
07001002

Dr. Juan Gabriel Segovia Hernández
930763

Dr. Salvador Hernández Castro 951437

Atentamente.
Morelia, Michoacán a 25 de Junio de 2013.

Dr. José Ma. Ponce Ortega
Jefe de la División de Estudios de Posgrado de la
Facultad de Ingeniería Química.



DEPARTAMENTO DE POSGRADO

Facultad de Ingeniería Química / Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo
Francisco J. Mújica S/N / Col. Felicitas del Río / C.P. 58060 / Morelia, Michoacán / Tel. y Fax: 443. 327 3584
<http://posgrado.fiq.umich.mx/>



Análisis de Controlabilidad de una Columna de Destilación Reactiva para la Producción de Biodiesel

Elaboró: Ing. Jorge Luis Cornejo Jacob

Asesores: Dr. Rafael Maya Yescas, Dr. Juan Gabriel Segovia Hernández, Dr. Salvador Hernández Castro, Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga y Dr. Agustín Jaime Castro Montoya.

Se analizaron en este trabajo seis secuencias de destilación reactiva y unidad de separación (la secuencia convencional, la secuencia térmicamente acoplada y la secuencia térmicamente acoplada con uso mínimo de rehervidores, cada secuencia contó con su forma directa e indirecta) para producción de biodiesel mediante la esterificación de ácido láurico con metanol. Se evaluaron la robustez de las secuencias frente a perturbaciones, el arreglo de ganancias relativas (RGA) y la descomposición en valores singulares (DVS) con el fin de seguir el comportamiento dinámico de las seis secuencias cuando se les aplican diferentes perturbaciones en el flujo de entrada de los dos reactivos; de esta manera se encontraron regiones donde la operación es estable y controlable.

Para la DVS se aplicaron perturbaciones en estado dinámico a las variables manipulables (relaciones de reflujo y cargas térmicas); las respuestas se ajustaron a modelos afines, con esto se obtuvieron los valores de valor singular mínimo y número de condición de cada secuencia. Para el análisis de RGA se perturbaron los valores iniciales de los productos y con las respuestas se arma la matriz de ganancias de la cual se obtienen su inversa y la transpuesta de la última y por último se aplica el producto Schur y se obtiene el análisis de RGA. Para realizar el análisis de controlabilidad se usaron tres controladores del tipo Proporcional-Integral (PI) previamente sintonizados, se aplicaron 3 diferentes perturbaciones en los flujos de entrada de las secuencias y se graficaron los resultados de productos y comportamiento de variables.

Los resultados de controlabilidad se corroboran con los resultados del análisis DVS donde se observa que las secuencias que exhiben mejor control y robustez son la secuencia convencional indirecta y la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores. Cabe destacar que la comparación entre el gasto en los servicios auxiliares con la parte directa de las secuencias anteriores se tiene una diferencia de 12% en las convencionales y 14% en las térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.

Controllability Analysis of a Reactive Distillation Column for Biodiesel Production

Developed by: BSc. Jorge Luis Cornejo Jacob

Advisors: Dr. Rafael Maya-Yescas, Dr. Juan Gabriel Segovia-Hernández, Dr. Salvador Hernández Castro, Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga y Dr. Agustín Jaime Castro Montoya.

Six sequences of reactive distillation followed by a separation unit (conventional, thermally coupled and thermally coupled with minimum use of reboilers, each one in direct and indirect form) for the biodiesel production by esterification of lauric acid with methanol were analysed in this work. Also robustness against disturbances, relative gain array (RGA) and singular value decomposition (SVD) were evaluated in order to follow dynamic behaviour of the six sequences after perturbation in the feed flow rates of the two reactants; in this way regions for stable and controllable operation of the sequences were found.

SVD was performed by disturbing the manipulate variables in dynamic state (reflux ratios and thermal duties); each response was adjusted to similar models in order to obtain the minimal singular value and the condition number for each sequence. In the case of the RGA, disturbance of the initial values of the products yield the gains matrix, which is inverted and transpose to, finally, practice the Schur product. To perform the controllability analysis, three Proportional-Integral (PI) controllers tuned previously were used; different disturbances were applied to the inlet flow rates and dynamic responses were followed.

Controllability results confirmed the information yield by the SVD, it was observed that the sequences that exhibit the best robustness and controllability properties were the indirect conventional sequence and the indirect thermally coupled with minimum use of reboilers sequence. It is important to note that, comparison between these sequences and their direct part exhibit a difference of 12% of utilities in conventional sequences and 14% in thermally coupled with minimal use of reboilers sequences.

ÍNDICE

Resumen	III
Abstract	IV
Lista de Tablas	IX
Lista de Figuras	XV
Glosario	XXI
Agradecimientos	XXV
Capítulo 1: Introducción	1
1.1 Antecedentes	5
1.1.1 Destilación	5
1.1.2 Destilación Reactiva	5
1.1.3 Control y Controlabilidad	13
1.2 Catalizadores Usados para Producción de Biodiesel	14
1.2.1 Catalizadores Ácidos Homogéneos	14
1.2.2 Catalizadores Ácidos Heterogéneos	15
1.2.3 Catalizadores Básicos Heterogéneos	15
1.2.4 Catalizadores Básicos Homogéneos	15
1.2.5 Catalizadores Enzimáticos	16
1.3 Diseño y Control de Columnas de Destilación Reactiva	16
1.4 Justificación	22
1.5 Hipótesis	23
1.6 Objetivo General	23
1.6.1 Objetivos Particulares	23
	25

Capítulo 2: Metodología	
2.1 Controlabilidad	25
2.2 Funciones de Transferencia	28
2.3 Diseño de las Secuencias de Destilación Reactiva Seguidas por una unidad de Separación	29
2.4 Descomposición en Valores Singulares	36
2.5 Arreglo de Ganancias Relativas	41
2.5.1 Reglas de Apareamiento del RGA	43
2.5.2 Apareamiento de los Lazos Mediante RGA	44
Capítulo 3: Resultados y Discusión	47
3.1 Resultados del Arreglo de Ganancias Relativas (RGA)	47
3.2 Resultados de la Descomposición en Valores Singulares (DVS)	50
3.3 Resultados del Análisis de Controlabilidad	51
3.3.1 Secuencia Convencional Indirecta	52
3.3.2 Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta con Uso Mínimo de Rehervidores	68
3.3.3 Comparación entre la Controlabilidad de las Secuencias Estudiadas	89
3.4 Requerimientos de Energía	90
Capítulo 4: Conclusiones	93
Capítulo 5: Recomendaciones	95
Capítulo 6: Referencias	97
Capítulo 7: Apéndices	103
7.1 Apéndice A	103

7.1.1 Funciones de Transferencia en el Dominio de Laplace	103
7.1.2 Funciones de Transferencia en el Dominio de la Frecuencia	106
7.2 Apéndice B	115
7.2.1 Secuencia Convencional Directa	115
7.2.2 Secuencia Térmicamente Acoplada Directa con Rectificador Lateral	131
7.2.3 Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta con Agotador Lateral	151
7.2.4 Secuencia Térmicamente Acoplada Directa Sin Rehervidores	171
7.3 Apéndice C	191
7.3.1 Primer Orden	191
7.3.2 Segundo Orden (τ_1 - τ_2)	193
7.3.3 Primer Orden en Competencia a	194
7.3.4 Primer Orden en Competencia b	196
7.3.5 Primer Orden en Competencia c	197
7.3.6 Segundo Orden $0 \leq \zeta < 1$	199
7.3.7 Primer-Segundo (τ - τ) Orden en Competencia	200
7.3.8 Primer-Segundo (ζ) Orden en Competencia	202
7.4 Apéndice D	204

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Reacciones de esterificación e hidrólisis.	29
Tabla 2.2 Parámetros cinéticos y energías de formación de las reacciones de esterificación e hidrólisis.	30
Tabla 2.3 Diseño de las secuencias convencionales de destilación reactiva.	33
Tabla 2.4 Diseño de las secuencias térmicamente acopladas de destilación reactiva.	34
Tabla 2.5 Diseño de las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.	35
Tabla 2.6 Purezas iniciales.	44
Tabla 2.7 Purezas obtenidas al perturbar el reflujo superior.	45
Tabla 2.8 Matriz de ganancias G.	45
Tabla 2.9 Matriz de ganancias con su inversa y la transpuesta $(G^{-1})^T$.	46
Tabla 2.10 Matriz de ganancias con el producto Schur $(G^{-1})^T \bullet G$.	46
Tabla 3.1 RGA de la secuencia convencional Indirecta.	48
Tabla 3.2 RGA de la secuencia térmicamente acoplada directa con rectificador lateral.	48
Tabla 3.3 RGA de la secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral.	48
Tabla 3.4 RGA de la secuencia térmicamente acoplada directa sin uso de rehervidores.	49
Tabla 3.5 RGA de la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores.	49
Tabla 3.6 Valores iniciales de los productos y de sintonización.	53
Tabla 3.7 Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -3%.	55
Tabla 3.8 Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +3%.	56
Tabla 3.9 Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -5%.	58

Tabla 3.10	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +5%.	58
Tabla 3.11	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -10%.	60
Tabla 3.12	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +10%.	61
Tabla 3.13	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -3%.	63
Tabla 3.14	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +3%.	63
Tabla 3.15	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -5%.	65
Tabla 3.16	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +5%.	66
Tabla 3.17	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -10%.	68
Tabla 3.18	Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +10%.	68
Tabla 3.19	Valores iniciales de los productos y de sintonización.	69
Tabla 3.20	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -3%.	73
Tabla 3.21	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +3%.	73
Tabla 3.22	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -5%.	76
Tabla 3.23	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +5%.	76
Tabla 3.24	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -10%.	79
Tabla 3.25	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +10%.	79
Tabla 3.26	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -3%.	82
Tabla 3.27	Esfuerzos de control de la STAI-UMC con perturbación de +3%.	82
Tabla 3.28	Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -5%.	85

Tabla 3.29 Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +5%.	85
Tabla 3.30 Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -10%.	88
Tabla 3.31 Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +10%.	88
Tabla 3.32 Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias convencionales.	90
Tabla 3.33 Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias térmicamente acopladas.	91
Tabla 3.34 Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.	91
Tabla B.1 Valores iniciales de los productos y de sintonización.	116
Tabla B.2 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -3%.	118
Tabla B.3 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +3%.	118
Tabla B.4 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -5%.	120
Tabla B.5 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +5%.	120
Tabla B.6 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -10%.	122
Tabla B.7 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +10%.	123
Tabla B.8 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -3%.	125
Tabla B.9 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +3%.	125
Tabla B.10 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -5%.	127
Tabla B.11 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +5%.	128
Tabla B.12 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -10%.	130
Tabla B.13 Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +10%.	130
Tabla B.14 Valores iniciales de los productos y de sintonización.	132
Tabla B.15 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -3%.	135

Tabla B.16 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +3%.	135
Tabla B.17 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -5%.	138
Tabla B.18 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +5%.	138
Tabla B.19 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -10%.	141
Tabla B.20 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +10%.	141
Tabla B.21 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -3%.	144
Tabla B.22 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +3%.	144
Tabla B.23 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -5%.	147
Tabla B.24 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +5%.	147
Tabla B.25 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -10%.	150
Tabla B.26 Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de +10%.	150
Tabla B.27 Valores iniciales de los productos y de sintonización.	151
Tabla B.28 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -3%.	154
Tabla B.29 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +3%.	154
Tabla B.30 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -5%.	157
Tabla B.31 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +5%.	157

Tabla B.32 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -10%.	160
Tabla B.33 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +10%.	160
Tabla B.34 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -3%.	163
Tabla B.35 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +3%.	164
Tabla B.36 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -5%.	166
Tabla B.37 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +5%.	166
Tabla B.38 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -10%.	169
Tabla B.39 Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +10%.	170
Tabla B.40 Valores iniciales de los productos y de sintonización.	172
Tabla B.41 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -3%.	175
Tabla B.42 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +3%.	175
Tabla B.43 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -5%.	178
Tabla B.44 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +5%.	178
Tabla B.45 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -10%.	181
Tabla B.46 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +10%.	181
Tabla B.47 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -3%.	184

Tabla B.48 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +3%.	184
Tabla B.49 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -5%.	187
Tabla B.50 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +5%.	187
Tabla B.51 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -10%.	190
Tabla B.52 Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de +10%.	190
Tabla C.1 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer orden.	191
Tabla C.2 Muestreo de los valores para una función de transferencia de segundo orden (τ_1 - τ_2).	193
Tabla C.3 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia a.	194
Tabla C.4 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia b.	196
Tabla C.5 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia c.	197
Tabla C.6 Muestreo de los valores para una función de transferencia de segundo orden $0 \leq \zeta < 1$.	199
Tabla C.7 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer-segundo (τ - τ) orden en competencia.	200
Tabla C.8 Muestreo de los valores para una función de transferencia de primer-segundo (ζ) orden en competencia.	202

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Esquema general de una columna de destilación reactiva	6
Figura 1.2 Reacción de esterificación de un ácido graso con metanol en medio ácido.	10
Figura 1.3 Esquema de una columna de destilación térmicamente acoplada con rectificador lateral (a). Esquema de secuencia de una columna tipo Petlyuk completamente acoplada térmicamente (b).	12
Figura 1.4 Secuencias de destilación convencionales para mezclas ternarias. a) Secuencia convencional directa. b) Secuencia convencional indirecta.	17
Figura 1.5 Secuencias con salida lateral sin flujos de vapor de interconexión. a) Secuencia directa con salida lateral superior (SD-SLS). b) Secuencia indirecta con salida lateral inferior (SI-SLI).	18
Figura 1.6 Esquemas de destilación térmicamente acoplados.	19
Figura 1.7 Esquemas de acoplamiento de las secuencias convencionales directa (a) e indirecta (b) para formar las secuencias térmicamente acopladas con rectificador y agotador.	21
Figura 2.1 Sistema lineal e invariante con el tiempo.	26
Figura 2.2 Diagrama de estado del sistema parcialmente controlable.	26
Figura 2.3 Secuencias de destilación reactiva para la producción de biodiesel, SCI (a), SCD (b), STAI-AL (c), STAD-RL (d), STAI-UMR (e) y STAD-SR (f).	31
Figura 3.1 Número de condición vs frecuencia.	50
Figura 3.2 Valor Singular Mínimo vs frecuencia.	51
Figura 3.3 Secuencia convencional directa (SCI).	52
Figura 3.4 -3% en perturbación de ácido láurico.	54
Figura 3.5 +3% de perturbación en ácido láurico.	55
Figura 3.6 -5% de ácido láurico.	56
Figura 3.7 +5% de perturbación en ácido láurico de alimentación.	57

Figura 3.8 -10% en la alimentación de ácido láurico.	59
Figura 3.9 +10% en la alimentación de ácido láurico.	60
Figura 3.10 -3% de metanol en la alimentación.	61
Figura 3.11 +3% de perturbación en la alimentación de metanol.	62
Figura 3.12 -5% de perturbación en la alimentación de metanol.	64
Figura 3.13 +5% de metanol en la alimentación.	65
Figura 3.14 -10% de perturbación de metanol.	66
Figura 3.15 +10% de metanol de alimentación.	67
Figura 3.16 Secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores (STAI-UMR).	69
Figura 3.17 -3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	71
Figura 3.18 +3% de perturbación en ácido láurico.	72
Figura 3.19 -5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.	74
Figura 3.20 +5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.	75
Figura 3.21 -10% de perturbación en la corriente de ácido láurico en la alimentación de la columna de destilación reactiva.	77
Figura 3.22 +10% de perturbación en el ácido láurico de la corriente de alimentación a la columna de destilación.	78
Figura 3.23 -3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	80
Figura 3.24 +3% de metanol en la corriente de alimentación a la columna de destilación reactiva.	81
Figura 3.25 -5% de perturbación en la corriente de alimentación a la columna de destilación en metanol.	83
Figura 3.26 +5% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	84
Figura 3.27 -10% de perturbación en el metanol de alimentación.	86

Figura 3.28 +10% de perturbación en la alimentación de metanol a la columna de destilación reactiva.	87
Figura B.1 Secuencia convencional directa (SCD).	115
Figura B.2 Resultados con -3% de ácido láurico en la alimentación.	116
Figura B.3 +3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	117
Figura B.4 -5% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	118
Figura B.5 +5% de ácido láurico.	119
Figura B.6 -10% de perturbación de ácido láurico.	121
Figura B.7 +10% de ácido láurico.	121
Figura B.8 -3% de perturbación en la alimentación de metanol.	123
Figura B.9 +3% de metanol en la alimentación.	124
Figura B.10 -5% de metanol en la perturbación de alimentación.	126
Figura B.11 +5% en la perturbación de metanol.	126
Figura B.12 -10% de perturbación en la alimentación de metanol.	128
Figura B.13 +10% de perturbación en la alimentación de metanol.	129
Figura B.14 Secuencia térmicamente acoplada directa con rectificador lateral (STAD-RL).	131
Figura B.15 -3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	133
Figura B.16 +3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	134
Figura B.17 -5% en la perturbación de ácido láurico.	136
Figura B.18 +5% en la perturbación de alimentación de ácido láurico.	137
Figura B.19 -10% en la perturbación de ácido láurico en la entrada de alimentación a la columna de destilación.	139
Figura B.20 +10% de perturbación de ácido láurico.	140
Figura B.21 -3% de perturbación en la alimentación de metanol.	142
Figura B.22 +3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	143

Figura B.23 -5% en la perturbación de metanol a la entrada de la columna de destilación.	145
Figura B.24 +5% de perturbación en metanol.	146
Figura B.25 -10% de perturbación en metanol.	148
Figura B.26 +10% de perturbación en metanol.	149
Figura B.27 Secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral (STAI-AL).	151
Figura B.28 -3% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.	152
Figura B.29 +3% de perturbación en ácido láurico.	153
Figura B.30 -5% en la perturbación de ácido láurico en la alimentación a la columna de destilación.	155
Figura B.31 +5% de perturbación en ácido láurico.	156
Figura B.32 -10% de perturbación en la alimentación ácido láurico.	158
Figura B.33 +10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico a la columna de destilación reactiva.	159
Figura B.34 -3% de perturbación en metanol.	161
Figura B.35 +3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	162
Figura B.36 -5% de perturbación de metanol en la corriente de alimentación a la columna de destilación.	164
Figura B.37 +5% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	165
Figura B.38 -10% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	167
Figura B.39 +10% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.	168
Figura B.40 Secuencia térmicamente acoplada directa sin rehervidores (STAD-SR).	171

Figura B.41 -3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	173
Figura B.42 +3% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.	174
Figura B.43 -5% de perturbación en el ácido láurico de alimentación.	176
Figura B.44 +5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.	177
Figura B.45 -10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico a la columna de destilación reactiva.	179
Figura B.46 +10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.	180
Figura B.47 -3% de perturbación en la alimentación de metanol a la columna de destilación reactiva.	182
Figura B.48 +3% de perturbación en la alimentación de metanol.	183
Figura B.49 -5% de perturbación en el metanol de alimentación.	185
Figura B.50 +5% de perturbación de metanol en la alimentación.	186
Figura B.51 -10% de perturbación en el metanol de alimentación a la columna de destilación reactiva.	188
Figura B.52 +10% de perturbación en la alimentación de metanol.	189
Figura C.1 Gráfica del modelo de primer orden al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	192
Figura C.2 Gráfica del modelo de segundo orden (τ_1 - τ_2) al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	194
Figura C.3 Gráfica del modelo de primer orden en competencia a al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	195
Figura C.4 Gráfica del modelo de primer orden en competencia b al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	197
Figura C.5 Gráfica del modelo de primer orden en competencia c al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	198
Figura C.6 Gráfica del modelo de segundo orden $0 \leq \zeta < 1$ al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	200

LISTA DE FIGURAS

Figura C.7 Gráfica del modelo de primer-segundo (τ - τ) orden en competencia al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	201
Figura C.8 Gráfica del modelo de primer-segundo (ζ) orden en competencia al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.	203
Figura D.1 Menú de inicio del programa en MatLab con el que obtienen los valores para aplicar el análisis de DVS.	204

GLOSARIO

Caracter	Descripción	Unidad
γ^*	Número de condición	
Λ	Arreglo de ganancias relativas	
λ_{ij}	Ganancia relativa	
Σ	Matriz diagonal de valores singulares	
σ_i	Valor singular	
σ^*	Valor singular máximo	
σ_*	Valor singular mínimo	
τ_i	Tiempo integral	
CSTR	Reactor continuo de tanque agitado	
D-PID	Controlador convencional	
DVS	Descomposición en valores singulares	
ELL	Equilibrio líquido-líquido	
ETBE	Etil-ter-butil-éter	
EVL	Equilibrio vapor-líquido	
IAE	Integral de error absoluto	
LV	Líquido-vapor	
MTBE	Metil-ter-butil-éter	
NRTL	Non random two liquid	
PI	Proporcional – integral	
PID	Proporcional – integral - derivativo	
P-PID	Control predictivo	

RGA	Arreglo de ganancias relativas	
R-PID	Control robusto	
SCD	Secuencia convencional directa	
SCI	Secuencia convencional indirecta	
SD-SLS	Secuencia directa con salida lateral superior	
SI-SLI	Secuencia indirecta con salida lateral inferior	
STAD-RL	Secuencia térmicamente acoplada directa con rectificador lateral	
STAD-SR	Secuencia térmicamente acoplada directa sin rehervidores	
STAI-AL	Secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral	
STAI-UMR	Secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores	
TON	Toneladas	
UNIQUAC	Universal quasi-chemical	
A,B,C,D,	Coefficientes con dimensiones apropiadas. Pág. 26	
A	Matriz de estado del sistema. Pág. 36	
C	Matriz de variables manipuladas. Pág. 36	
d_(s)	Vector de perturbación con forma unitaria	
E_A	Energía de activación	KJ/mol
G_(s)	Matriz de transferencia	
g_{ij(s)}	Función de transferencia	

K°	Energía de formación	Mol/g·s
K_c	Ganancia proporcional	
K*_{ij}	Ganancia de estado estacionario del lazo <i>i</i>	
Q	Carga térmica	Kw
Q_b	Carga térmica del rehervidor	Kw
Q_c	Carga térmica del condensador	Kw
RR	Relación de reflujo	
u	Vector de variables manipuladas	
u_(t)	Acción de control	
V	Matriz de vectores singulares derechos	
x	Vector de variables de estado	
x_(t)	Vector de estado	
x_{1,2(t)}	Variables de estado 1 y 2	
y	Vector de variables de respuesta	
y_(t)	Vector de salidas	
Z	Matriz de valores singulares	

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme las fuerzas necesarias para lograr mis metas y seguir siempre hacia adelante sin importar lo que pase, por nunca abandonarme y darme la vida.

A mis padres, **Laura Jacob Pérez** y **Jorge Cornejo Damian**, por su apoyo incondicional, por siempre alentarme a superarme día con día, a convertirme en una persona de bien y seguir sobre ese camino. Gracias por sus consejos, por todo el apoyo que me dieron para terminar esta nueva etapa en mi vida y por siempre estar conmigo en las buenas y en las malas. Gracias por acordarse de mí en sus oraciones. Gracias por enseñarme con su ejemplo la disciplina, el esfuerzo y el trabajo. Nunca acabaré de agradecerles todo lo que han hecho por mí, muchas gracias.

A mis abuelitos por sus consejos y palabras de aliento, por su apoyo en todo momento y por sus muestras de cariño. Porque su sabiduría y experiencia siempre han sido una inspiración para mí. A todos mis tíos por sus consejos y palabras de aliento, por su constante apoyo y porque siempre me motivaron a salir adelante sin importar lo que pasara. A todos mis primos por ser mis amigos y mis hermanos, por todos los consejos que me han brindado, por acompañarme en los momentos de celebración y de tristeza.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (**CONACYT**) por la beca número **273422**, por el apoyo brindado durante estos dos años, y por permitirme realizar los estudios de maestría, ya que me trajo grandes satisfacciones, experiencias y resultados.

A la **Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo** por ser mi *alma mater* durante el proceso de mi formación en la Licenciatura y ahora en la Maestría, muy especialmente a la **Facultad de Ingeniería Química** y más especialmente aún a la **División de Estudios de Posgrado** de la misma Facultad por creer en mí al aceptar mi proyecto, por nunca parar de formarme

académicamente y nunca dejar de enseñarme, les estoy agradecido infinitamente.

Así mismo quiero agradecer al **Departamento de Ingeniería Química** de la **Universidad de Guanajuato** por dejarme realizar una estancia en sus instalaciones y por todas las atenciones brindadas.

Muy especialmente a mi asesor el Dr. Rafael Maya Yescas, muchas gracias por su apoyo incondicional, por siempre mantener mi ánimo arriba, y por todas sus enseñanzas y consejos que compartió conmigo, por nunca dejar de alentarme sin importar lo que pasara, por llevarme de congreso y por todos los consejos que me brindo. A los doctores Juan Gabriel Segovia Hernández y Salvador Hernández Castro por recibirme y por todas las atenciones que me brindaron, así como por compartirme su conocimiento en todo momento. A mis sinodales, el Dr. Agustín Jaime Castro Montoya y la Dra. Ma. Carmen Chávez Parga por la atención que me han brindado, gracias por los interesantes comentarios que realizaron para mejorar este trabajo.

I. INTRODUCCIÓN

El desarrollo del ser humano ha estado fuertemente ligado al consumo de recursos energéticos no renovables; por ejemplo, a partir del siglo XVIII su principal fuente fue el carbón, lo cual permitió el surgimiento de la llamada Revolución Industrial y con ella el progreso tecnológico y los avances científicos de la época. El carbón fue parcialmente sustituido como energético por el petróleo crudo desde el siglo XIX, y se utilizó para un sinnúmero de usos. En el Renacimiento, el petróleo de algunos depósitos superficiales era destilado para obtener lubricantes y productos medicinales; para el siglo XIX el uso del petróleo como combustible exhibió fuerte auge ya que permitió elevar el nivel de vida y la creación de un mundo más moderno. Sin embargo, hasta hace algunos pocos años no se tomaban en cuenta las repercusiones ambientales causadas por el uso irracional de estos recursos, las cuales han provocado que el planeta se vea amenazado por diversos factores:

- La tierra y el mar cada vez son menos productivos en la generación de alimentos a consecuencia de la contaminación acumulada.
- La temperatura terrestre se incrementa, anualmente, a niveles que no se habían pronosticado (Braganza, 2004).

Al medir el tipo de carbono que se acumula en la atmósfera se nota que gran parte de este procede del uso de combustibles fósiles (Manning, 2006); esto se ha corroborado por mediciones de oxígeno en los hielos perpetuos de la Antártida, por ejemplo. Otra evidencia de que los humanos estamos aumentando los niveles de dióxido de carbono (CO₂) procede de mediciones de carbono encontradas en registros corales que retroceden varios siglos, los cuales muestran un reciente aumento brusco en el tipo de carbono que procede de los combustibles fósiles (Pelejero, 2005).

Pero, ¿cuál es el efecto del aumento de CO_2 en la atmósfera? los satélites miden menos calor escapando hacia el espacio exterior, en las longitudes de onda particulares que absorbe el CO_2 , encontrando así "evidencia experimental directa de un aumento significativo del efecto invernadero en la Tierra" (Harries *et al.* 2001; Griggs, 2004; Chen, 2007).

Menos calor escapa al espacio, volviendo a la superficie de la Tierra y calentándola. Al examinar la radiación descendiente se encuentra que vuelve más calor en las longitudes de onda de absorción del CO_2 , llevando a la conclusión de que "estos datos experimentales deberían finalizar eficazmente el argumento de los escépticos de que no existe evidencia experimental de la conexión entre los aumentos de los gases de efecto invernadero en la atmósfera y el calentamiento global" (Evans, 2006).

Si el calentamiento global está causado por un aumento de los gases de efecto invernadero, deberíamos ver ciertos patrones en el calentamiento. Por ejemplo, el planeta debería calentarse más de noche que durante el día. Y, ciertamente, esto está siendo observado (Braganza, 2004; Alexander, 2006). Otro patrón distintivo del calentamiento del efecto invernadero es el enfriamiento en la alta atmósfera, también conocida como estratósfera (Jones, 2003). Con la baja atmósfera (tropósfera) calentándose y la estratósfera enfriándose; otra consecuencia sería que la frontera entre la tropósfera y la estratósfera, también conocida como tropopausa, debería elevarse como consecuencia del calentamiento del efecto invernadero (Santer, 2003). Una capa incluso más alta de la atmósfera, la ionósfera, se espera que se enfríe y se contraiga en respuesta al calentamiento del efecto invernadero, algo que se ha observado recientemente por satélites artificiales (Laštovička, 2006).

Dadas las condiciones anteriores que afectan a nuestro planeta, se ha iniciado la gran búsqueda de formas de producir menor cantidad de contaminantes hacia la atmósfera, entre ellas las fuentes alternativas de energía que contribuyan en menor grado que los combustibles fósiles al calentamiento global.

En 2002 quedaban en el mundo entre 990,000 millones y 1.1 billones de barriles de crudo por extraer (Consumer Eroski, 2004). Según estas estadísticas las reservas de petróleo mundial se podrían acabar en el año 2043, pero tomando en cuenta los avances de los países en vías de desarrollo y la gran actividad mundial que va en aumento es probable que la cantidad de petróleo se termine antes de lo previsto.

Retomando el problema de los consumos de combustibles fósiles en función del incremento en la demanda de energía y los problemas ambientales, como se mencionó antes, nos llevan a la búsqueda de alternativas como el uso de energías alternativas o bien los llamados biocombustibles, por ejemplo, el biodiesel, la biomasa, el biogás y el bioetanol.

Según Stratta (2000), el ciclo biológico en la producción y uso de biodiesel reduce aproximadamente en 80% la producción de anhídrido carbónico fósil en las emisiones, y casi 100% las de dióxido de azufre. La combustión disminuye en 90% la cantidad de hidrocarburos totales no quemados, y entre 75-90% en los hidrocarburos aromáticos.

La producción de biodiesel data de principios del siglo XX (González, 2004), cuando Rudolph Diesel utilizaba aceite de maní en sus motores de compresión – ignición; sin embargo, el proceso de producción y utilización ha venido fortaleciéndose desde hace veinte años por su aplicación y entrada al mercado Europeo.

El empleo de aceites en su estado original se había abandonado, ya que la tecnología empleada en los motores diesel se basa en el uso de carburantes fósiles (diesel); por otro lado, se determinó en 1938 que al emplear el aceite en su estado natural como combustible por un tiempo prolongado en los motores, los sedimentos del material producían problemas de taponamiento.

Durante la segunda guerra mundial, y ante la escasez de combustibles fósiles, se destacó la investigación realizada por Otto y Vivacqua en el Brasil, sobre diesel de origen vegetal; pero sólo hasta la década de los setenta el biodiesel se desarrolló de forma significativa, a raíz de la crisis energética que se

presentó en ese momento y al elevado costo del petróleo alcanzado como consecuencia de los factores políticos existentes.

Las primeras pruebas técnicas con biodiesel se llevaron a cabo en 1982 en Austria y Alemania, pero solo hasta el año de 1985 en Silberberg (Austria), se construyó la primera planta piloto productora de biodiesel. Hoy en día países como Alemania, Austria, Canadá, Estados Unidos, Francia, Italia, Malasia y Suecia son pioneros en investigación, producción y uso de biodiesel en automóviles.

De acuerdo a Pramanikm y Tripathi, (2005), Alemania es el líder mundial en producción de biodiesel con 500,000 TON en 2001 con capacidades instaladas hasta de 900,000 TON, Francia produjo alrededor de 310,000 TON en 2001 y en el año 2000 la República Checa y Eslovenia produjeron cerca de 100,000 TON. Malasia está dando en concesión un proyecto para producción de biodiesel con capacidad alrededor de 500,000 TON.

Una manera de reducir los costos de inversión y consumos de energía en los procesos involucra la aplicación de la intensificación de procesos. La intensificación de procesos tiene como objetivo principal conseguir una reducción significativa en el tamaño de las plantas químicas para una producción determinada. La ingeniería química ha proporcionado una enorme cantidad de herramientas de análisis y diseño aplicables a procesos unitarios individuales (reactores, intercambiadores de calor, columnas de destilación, absorbedores, bombas, compresores, etc.); sin embargo, una de las estrategias más viables para la intensificación de procesos es integrar diferentes operaciones o fenómenos en una sola unidad. Esta acción puede traer consigo ahorros significativos en los costos de capital debido a que un proceso originalmente de múltiples operaciones se lleva a cabo en una sola unidad. Así mismo, en algunos procesos es posible realizar una integración energética y aprovechar las corrientes de calor generadas en diversas partes del proceso, disminuyendo así los costos de operación de los procesos.

1.1. ANTECEDENTES

1.1.1. Destilación

La destilación es el proceso unitario más usado en la industria y consiste en la separación de distintos componentes de una mezcla mediante el uso de calor, aprovechando las diferentes temperaturas de ebullición, y obtener el componente más volátil en forma pura. Para lograr esto se aplica calor a la mezcla, normalmente en estado líquido, para que las sustancias más volátiles se evaporen. Este vapor es condensado usando, generalmente, agua fría. Una forma de evaluar la eficiencia energética de la destilación es considerar el uso de los servicios de calentamiento y enfriamiento utilizados.

Dada la influencia de la destilación dentro del costo global de operación del proceso, principalmente por los altos consumos de vapor de calentamiento en el rehervidor, una alternativa es el uso de secuencias térmicamente acopladas, estas secuencias no presentan remezclado (Triantafyllou y Smith, 1992), el cual es una causa de la ineficiencia en las secuencias convencionales.

1.1.2. Destilación Reactiva

A lo largo de varias décadas, la ingeniería química ha mostrado mucho interés en integrar procesos y combinar mecanismos donde se efectúan tanto reacciones químicas (homogénea y heterogénea catalizada) como procesos de separación en una sola unidad. Las operaciones de reacción y separación, convencionalmente ocurren en unidades de operación diferentes. La reacción normalmente ocurre en un reactor, siendo el más conocido el tipo CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) y el dispositivo de separación más conocido es la columna de destilación. Dentro del concepto de intensificación de procesos la destilación reactiva es una de las operaciones más representativas, que aunque se ha demostrado claramente la dificultad de diseño de estos esquemas (Dragomir *et al.*, 2004), se ha demostrado también su bondad de

poder llevar a cabo en un solo equipo el proceso reacción – separación (Hanika *et al.*, 1999; Taylor y Krishna, 2000; Chiang *et al.*, 2002; Dimian *et al.*, 2004; Devrim *et al.*, 2005; Gangadwala *et al.*, 2008).

La destilación reactiva es un tipo de operación que engloba los dos procesos anteriormente descritos y es particularmente útil en aquellas reacciones en las que la conversión a los productos de interés está limitada por el equilibrio químico; la remoción selectiva de los productos es una manera de aumentar la eficiencia de producción y esto puede lograrse gracias a la propiedad que poseen las sustancias para distribuirse de manera diferente en las fases líquido-vapor dentro de una operación de destilación.

En la **Figura 1.1** se puede observar un esquema general de una columna de destilación reactiva donde se distinguen las principales partes con las que cuentan las columnas de destilación reactiva, la sección reactiva puede abarcar también la sección de rectificación y la sección de agotamiento.

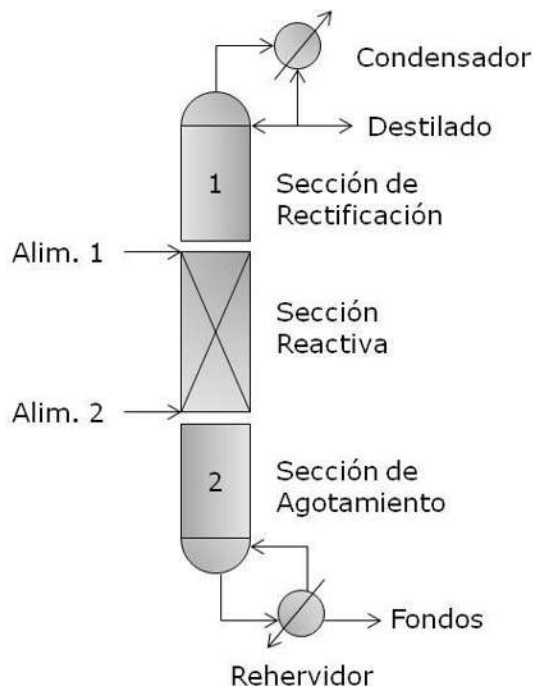


Figura 1.1. Esquema general de una columna de destilación reactiva.

Si se desea utilizar un sistema de destilación reactiva se requiere que las condiciones de reacción y la destilación se puedan combinar, es decir, que las reacciones exhiban conversión satisfactoria a las presiones y temperaturas que sean compatibles con las condiciones de destilación. El intervalo de operación de las temperaturas y las presiones deben de ser las necesarias para que existan las fases líquida y vapor, y que las volatilidades de los productos y reactivos sean las necesarias para lograr la separación de los productos.

Para poder comprender de mejor manera la destilación reactiva, es necesario analizar el efecto de las reacciones químicas sobre el equilibrio de fases de acuerdo a lo citado por Ung y Doherty (1995); Pérez-Cisneros (1997); Bonilla-Petriciolet *et al.* (2006). Las ventajas de utilizar este tipo de operación son las siguientes:

1. Disminución del precio de los equipos.
2. Mayores rendimientos en las reacciones al desplazarse el equilibrio.
3. Aprovechamiento del calor de reacción. Ahorro energético.
4. Mejora la selectividad de la reacción. Evita la formación de subproductos y reacciones consecutivas no deseadas.
5. La reacción puede ser manipulada según las condiciones de la destilación.
6. Limitar la obtención de subproductos no deseados en la reacción.
7. Ayudar a impedir la formación de azeótropos.
8. Separar compuestos con puntos de ebullición muy cercanos.

Al ser, la destilación reactiva, una buena opción para reducir los costos de equipos y ahorro de energía se ha investigado ampliamente, los principales procesos para los que se utiliza son: Esterificación, Transesterificación, Hidrólisis, Alquilación, Aminación, Nitración, Isomerización, Oligomerización,

Hidrodesulfuración de fracciones de petróleo, Síntesis de Metil-Ter-Butil-Éter (MTBE).

Corrigan y Ferris (1969) presentan una síntesis para obtener metil acetato, Csta y Canepa (1969) para la obtención de ácido acético, Davies y Jeffreys (1973) Butil acetato, Bawa *et al.* (1975) Tolueno, Jelinek y Hlavacek (1976) etil acrilato, Hauan *et al.* (1995) MTBE, Sneesby *et al.* (1997) ETBE, entre otros.

Agreda *et al.* (1990) presentaron un proceso para la síntesis de metil acetato, en este proceso se combinan secciones reactivas con secciones no reactivas en una sola columna híbrida, logrando así sustituir un complejo sistema de 11 unidades que se aplicaban al proceso convencional. Como se puede apreciar en los estudios citados anteriormente las investigaciones sobre la destilación reactiva se vienen llevando a cabo desde varios años atrás pero fue esta investigación (Agreda *et al.*, 1990) la que suscitó un interés académico e industrial hacia este tipo de sistema.

Quizás la primer referencia sobre la destilación reactiva es la Backhaus en 1921, quien publicó y patentó un proceso de esterificación que se llevaba a cabo en una columna de destilación.

Keyes (1932) reportó el primer estudio del proceso de acetato de etilo mediante una destilación reactiva con catalizador homogéneo, donde combinó la columna reactiva con un reactor de pre-esterificación, dos columnas recuperadoras y un decantador.

En estudios más recientes Carra *et al.* (1979b) estudiaron la síntesis de óxido de propileno a partir de clorohídrinas, es éste tal vez el primer reporte de estudios experimentales hechos sobre la destilación reactiva.

Barbosa y Doherty (1987a) estudiaron el efecto del equilibrio líquido-vapor en una reacción química reversible, utilizando un método de diseño basado en los valores de frontera (método de valor límite), como su nombre lo indica el

número de etapas y el reflujo se determinan sabiendo composiciones en la alimentación, destilado y el residuo.

Chang y Seader (1988) modelaron y simularon una columna de destilación reactiva para la producción de acetato de etilo usando una cinética de segundo orden. Dado la complejidad de la iteración entre la reacción y la separación usaron un método diferente al de Newton para lograr la convergencia del sistema; además efectuaron un estudio con diferentes especificaciones para conocer como las variables de diseño afectaban el sistema de reacción-separación.

Fuchigami (1990) reportó los perfiles de composición y temperatura de una columna experimental para la producción de acetato de metilo, aunque no se modelaba la columna. Además propone una doble alimentación con exceso de agua y reflujo total para disminuir el número de columnas necesarias.

Alejski y Duprat (1996) formularon un modelo matemático dinámico de la destilación reactiva para la producción de acetato de etilo y comprobaron la validez de su modelo mediante experimentación. Bock *et al.* (1997) diseñaron un proceso en que podía ser obtenido acetato de etilo con alto grado de pureza, en el fondo de la columna; en el domo se obtenía una corriente de etanol, acetato y agua, que se reciclaba a la columna reactiva, mientras que en el fondo de ésta, se preparaba una corriente de etanol y agua que requiere posterior tratamiento.

La destilación reactiva cobró gran interés y aceptación, debido a esto Taylor y Krishna (2000), efectuaron una revisión de los diferentes antecedentes y fundamentos hasta ese momento, lo que les permitió establecer las tendencias futuras de este concepto.

Steinigeweg y Gmehling (2003) analizaron la reacción de esterificación, haciendo reaccionar alcohol metílico y ácido láurico para producir biodiesel y como subproducto agua; esta reacción se muestra en la **Figura 1.2**.

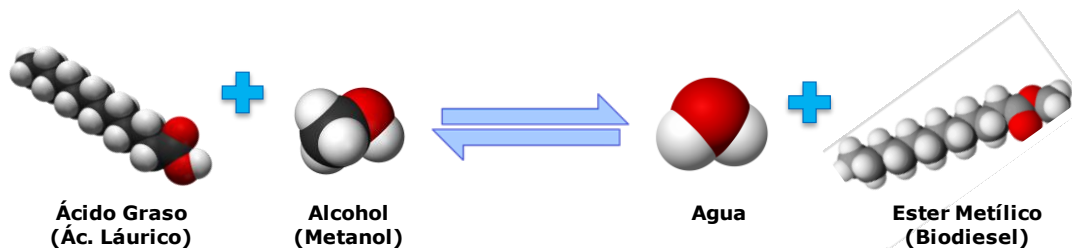


Figura 1.2. Reacción de esterificación de un ácido graso con metanol en medio ácido.

La esterificación es una reacción de sustitución nucleofílica en la cual el alcohol hace el papel del agente nucleofílico, la molécula de agua se origina por la unión del grupo hidróxido del alcohol y el hidrógeno del ácido. La conversión durante la esterificación es mayor para un alcohol primario que para un alcohol secundario, y para éste mayor que para un terciario. Como se trata de una reacción reversible, la concentración de éster se puede aumentar incrementando las concentraciones de los reactivos.

Se han realizado muchas investigaciones mediante simulación de la destilación reactiva. Dimian *et al.* (2004) presentaron una investigación importante usando el simulador *AspenONE Aspen Plus*, donde el equipo principal es una columna de destilación reactiva; en algunos casos, una columna adicional de recuperación para el alcohol se considera para cerrar el balance de materia. La columna de destilación reactiva tiene 20 etapas, con 3 no reactivas en el fondo y 16 reactivas de Katapak-S llenado de zirconia sulfatada, los datos cinéticos estaban disponibles de trabajos previos. La presión de la columna es de 1.5 bar y se utiliza UNIQUAC como modelo termodinámico para determinar los coeficientes de actividad para EVL y ELL. El modelo de etapa de equilibrio fue empleado como confiable en la etapa conceptual. Concluyen que la destilación reactiva tiene muchos beneficios como: la reducción del equipo, alta flexibilidad en flujo de producción, especificaciones de producto y condiciones de operación, reduciendo costos de capital y operación.

Sundmacher y Kiele (2003) publicaron un compendio de todos los fundamentos teóricos que hicieron posible la aplicación de la destilación

reactiva en varios procesos, de igual manera publicaron muchas de las aplicaciones, avances y tendencias de la misma.

Hiwale *et al.* (2004) escribieron un compendio de las aplicaciones exitosas a nivel industrial de la destilación reactiva, así como de los casos donde no fue posible aplicarla.

Brehelin *et al.* (2007) realizaron reacciones de esterificación sobre varios esquemas de destilación reactiva con el fin de producir n-propil acetato, mediante experimentación empleando catálisis homogénea y heterogénea. Posteriormente compararon los datos experimentales que obtuvieron con los datos conseguidos mediante la simulación descubriendo una similitud muy grande entre los datos. Además citaron la importancia de las concentraciones en el equipo al efectuar el arranque del proceso para obtener una pureza alta del producto deseado.

Kiss *et al.* (2009) reportaron la implementación industrial de una columna reactiva de pared dividida, para poder llevar a cabo la reacción química de manera exitosa en un sistema complejo con presencia de azeótropo.

Hernández *et al.* (2011) reportaron en la esterificación de ácido láurico con metanol usando una secuencia de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral y una columna de destilación tipo Pletyuk, (**Figura 1.3**). Ellos encontraron que los productos de la esterificación en un sistema de secuencia de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral puede producir ésteres, que pueden usarse como biodiesel, con alto grado de pureza (alrededor del 0.999) con agua pura; el exceso de metanol se recupera en el rectificador, logrando de esta manera una buena separación. Los resultados que obtuvieron indican que los requerimientos de energía del sistema usado pueden reducirse considerablemente variando las condiciones de operación, estas reducciones en los consumos de energía pueden ser interpretados como reducciones en las emisiones de bióxido de carbono.

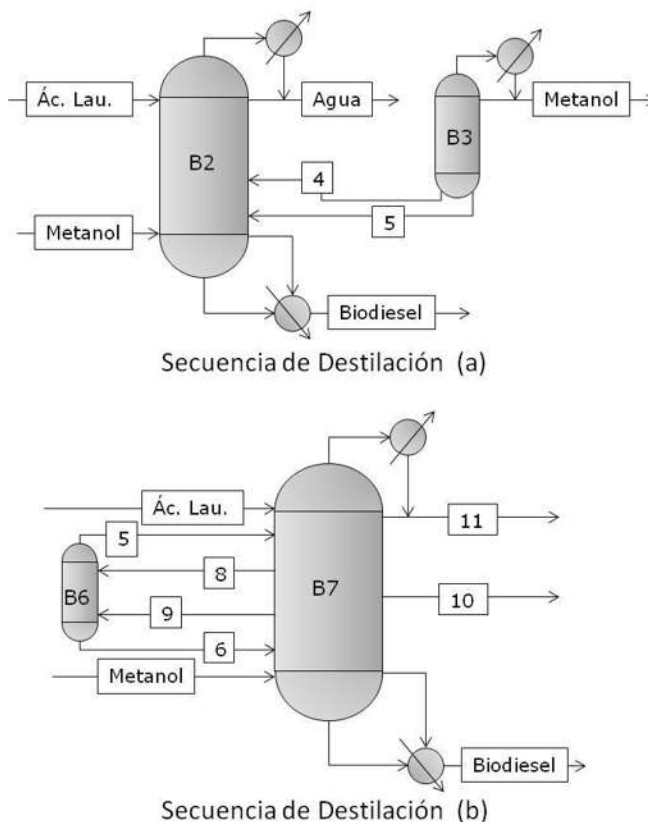


Figura 1.3. Esquema de una columna de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral (a). Esquema de secuencia de una columna tipo Petlyuk completamente acoplada térmicamente (b).

Los problemas de diseño para los sistemas de destilación reactiva son significativamente más complejos que los sistemas de destilación común (Doherty y Buzad, 1992). La retención de líquido en cada plato, la sección catalítica y la posición de la alimentación son también consideraciones importantes de diseño. El mayor parámetro de diseño es el volumen de reacción ya que la reacción ocurre en el inventario de líquido, y la constante molar de desbordamiento no se puede asumir; una sola etapa de alimentación no se considera apropiada para este sistema y la distribución de alimentación es necesaria.

1.1.3. Control y Controlabilidad

En cuanto al control de estos procesos y otros de parámetros aglomerados, cabe destacar que el procedimiento clásico de diseño y control de sistemas con reacción química provee las herramientas necesarias para identificar estados estacionarios de operación estable. Sin embargo, la facilidad de la regulación de los estados de operación de interés depende de la dinámica de las condiciones de operación, el diseño del proceso, el control y la interrelación entre ellas. Ha habido diversos intentos de evaluar sistemáticamente esquemas de control para estos sistemas, pero las no linealidades características de estos procesos han dificultado la sistematización descrita. Las interacciones dinámicas entre las variables de procesos juegan roles muy importantes cuando se aplican acciones de control. Especialmente, en sistemas parcialmente controlados algunas variables exhiben comportamientos inesperados para ciertas condiciones de operación o ciertas acciones de control, por ejemplo respuesta inversa o nula, dependiendo de la elección de variables observadas y manipuladas.

Maya-Yescas *et al.* (2004) presentaron una proposición simple para la evaluación de pares de variables de control y manipuladas para sistemas con reacción química, la estrategia que tomaron fue basada en resultados tales como la dinámica cero del sistema y la estabilidad de Lyapunov del proceso controlado, de esta manera resulta ser fácil de entender y aplicar para el análisis de sistemas no lineales que presenten una estructura de control afín. Los resultados que obtuvieron complementan a los que se obtienen al aplicar el análisis de Arreglo de Ganancias Relativas (RGA) a sistemas no lineales, porque esta metodología es aplicable a sistemas parcialmente controlados y se analiza la operación a lazo cerrado únicamente. La estrategia que escogieron es independiente del controlador utilizado y funciona a cualquier condición de operación.

Debido a las publicaciones que se han realizado acerca del proceso de destilación reactiva y la producción de biodiesel se ha planteado la existencia de una región de operación en estado estacionario donde pueden manipularse

las condiciones de operación y controlar las variables del proceso de manera segura. En este trabajo se propone identificar la región de operación donde una secuencia constituida por una columna de destilación reactiva, que se usa para la producción de biodiesel mediante la esterificación del ácido láurico con metanol, seguida de una unidad de separación pueda operar en estado estacionario. Esto es, identificar aquella región donde las variables de proceso y las condiciones de operación permitan que el sistema sea estable, robusto y reaccione favorablemente a las acciones de control. El análisis se realizará para seis secuencias diferentes.

1.2. CATALIZADORES USADOS PARA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

La idea principal del uso de catalizadores es modificar velocidades de reacción, mejorando la selectividad hacia productos deseados. En el caso de la producción de ésteres a partir de ácidos grasos y alcoholes los catalizadores usados pueden ser ácidos o básicos, homogéneos o heterogéneos, inorgánicos o enzimáticos.

1.2.1. Catalizadores ácidos homogéneos

Se utilizan sustancias como H_2SO_4 , HCl , H_3PO_4 o RSO_3 ; entre las principales ventajas está que permiten la esterificación de ácidos grasos y evitan la formación de jabones; desafortunadamente exhiben velocidades de reacción bajas, necesitan relaciones de alcohol en exceso altas, y pueden presentarse reacciones de neutralización del catalizador lo que dificulta las operaciones de purificación. Al llevar a cabo el calentamiento de una mezcla del alcohol y del ácido correspondiente con ácido sulfúrico, utilizando el reactivo más económico en exceso para aumentar el rendimiento y desplazar el equilibrio hacia la derecha (esterificación de Fischer), el ácido sulfúrico sirve en este caso tanto

de catalizador como de sustancia higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción; a veces es sustituido por ácido fosfórico concentrado.

1.2.2. Catalizadores ácidos heterogéneos

Se utilizan sustancias como zeolitas, resinas sulfónicas, SO_4/ZrO_2 , WO_3/ZrO_2 , se tiene la ventaja de la reutilización del catalizador, la practicidad para su uso en procesos continuos, además de que no permite la formación de jabones y permite una purificación sencilla del biodiesel; sin embargo se presentan problemas de difusividad de los reactivos hacia el interior del catalizador.

1.2.3. Catalizadores básicos heterogéneos

Entre los catalizadores básicos heterogéneos se pueden mencionar el MgO , CaO , $\text{Na}/\text{NaOH}/\text{Al}_2\text{O}_3$. Tienen como gran ventaja que pueden ser reutilizados; sin embargo, requieren presión y temperatura altas.

1.2.4. Catalizadores básicos homogéneos

Son los catalizadores que se suelen utilizar a escala comercial (hidróxido de potasio KOH , hidróxido de sodio, NaOH , metilato de sodio CH_3ONa) ya que son baratos, exhiben velocidades de reacción rápidas y permiten operar a condiciones moderadas. Su desventaja es que pueden promover reacciones de saponificación de los ácidos grasos residuales.

1.2.5. Catalizadores enzimáticos

Las enzimas más comúnmente utilizadas son la enzima comercial Novozym-435, y lipasas del tipo de *Burkholderia cepacia*, *Candida antarctica*, *P. fluorescens*, *Mucor miehei* (Orçaire *et al.*, 2006; Woods *et al.*, 2008); también se han reportado estudios con enzimas pancreáticas de cerdo (Martínez *et al.*, 2008). Con estos catalizadores se producen reacciones de esterificación de los ácidos grasos, evitando la formación de jabones, además al estar inmovilizados facilitan las etapas de purificación y su reutilización; sin embargo, tienen una velocidad de reacción baja, además de necesitar alcohol en exceso, y la desventaja de sus altos costos y la posible desactivación si las condiciones de operación no son las adecuadas.

1.3. DISEÑO Y CONTROL DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN REACTIVA

Antes de considerar el uso de columnas de destilación acopladas es necesario considerar el diseño de secuencias de destilación económicas utilizando únicamente columnas convencionales. En muchas ocasiones puede obtenerse una buena secuencia convencional siguiendo una serie de reglas heurísticas, siempre que se cumplan ciertas condiciones de volatilidad relativa de los componentes de la mezcla, presión y temperatura en el condensador y el rehervidor, y propiedades críticas y/o de descomposición de alguno de los productos (Seider *et al.* 1999).

Para el caso de mezclas (ternarias para el siguiente ejemplo) existen 2 alternativas para lograr su separación: la Secuencia Convencional Directa (SCD), **Figura 1.4a**, en donde el componente más volátil se obtiene como producto de domo de la primera columna, mientras que los productos de

fondos es una mezcla binaria que pasa a una segunda columna, y la Secuencia Convencional Indirecta (SCI), **Figura 1.4b**, en la cual la mezcla obtenida como producto de domo se separa en una segunda columna y el producto de fondos de la primera columna es el componente más pesado de la mezcla.

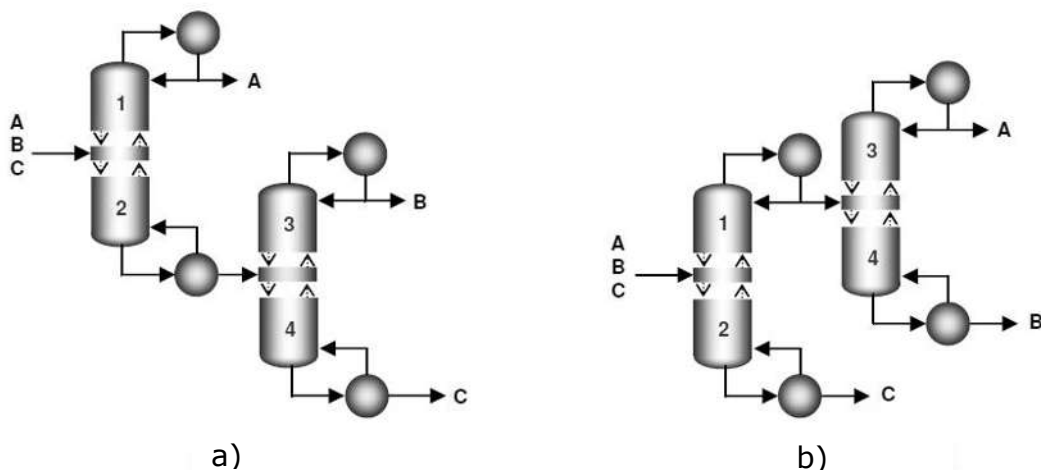


Figura 1.4. Secuencias de destilación convencionales para mezclas ternarias.

a) Secuencia convencional directa. b) Secuencia convencional indirecta.

Ramírez y Jiménez (2004) realizan un análisis de consumo energético a un par de nuevas secuencias con salida lateral (**Figura 1.5**), las cuales son alternativas a la secuencia térmicamente acoplada directa e indirecta. Se muestra que los dos nuevos sistemas pueden realizar separaciones con eficiencias energéticas similares e inclusive mejores que los sistemas térmicamente acoplados.

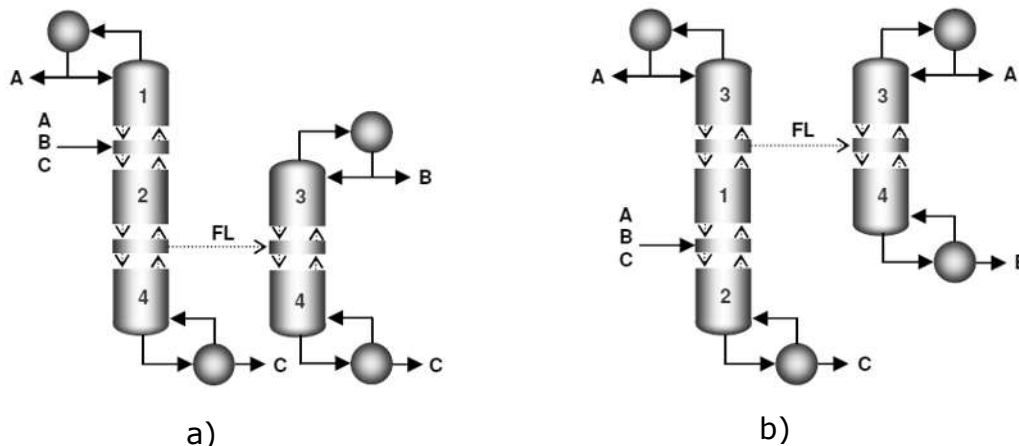


Figura 1.5. Secuencias con salida lateral sin flujos de vapor de interconexión.

- a) Secuencia directa con salida lateral superior (SD-SLS). b) Secuencia indirecta con salida lateral inferior (SI-SLI).

Se ha sugerido que los sistemas de destilación térmicamente acoplados son difíciles de controlar debido a la bidireccionalidad de los flujos de interconexión entre columnas, y que las dificultades de control serían reducidas si existiera menor número de interconexiones. Segovia-Hernández *et al.* (2005) analizaron el comportamiento dinámico de columnas de destilación térmicamente acopladas para mezclas ternarias. Una estructura térmicamente acoplada muestra una interconexión entre dos columnas con una extracción de líquido o vapor de la primera columna y una corriente de reciclo de la otra columna en la otra fase, esta interconexión puede ser implementada en lugar de un rehervidor o un condensador para una de las columnas. Este análisis fue hecho sobre las columnas de destilación térmicamente acoplada directa (STAD-RL, **Figura 1.6a**) e indirecta (STAI-AL, **Figura 1.6b**) y la columna tipo Petlyuk (**Figura 1.6c**).

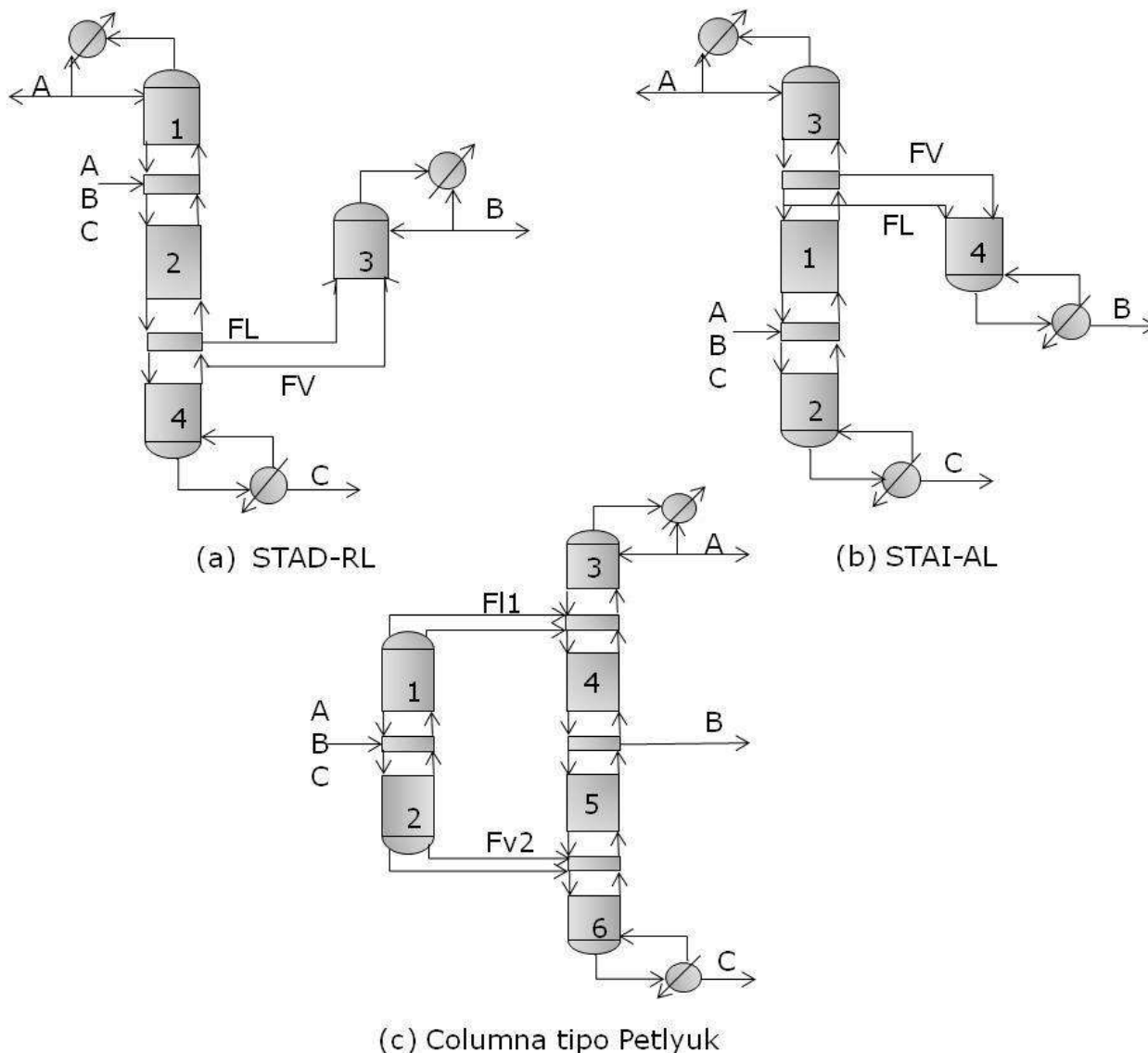


Figura 1.6. Esquemas de destilación térmicamente acoplados.

De los trabajos anteriores se ha reportado que las secuencias de destilación con acoplamiento térmico exhiben menor consumo energético o menor costo de operación anual que las secuencias convencionales equivalentes. También, los tres sistemas de destilación presentados, muestran ser termodinámicamente más eficientes que las secuencias de destilación convencionales, para diferentes relaciones de volatilidades relativas así como de composiciones en la alimentación.

Zhu *et al.* (2004) estudiaron las propiedades de control de una columna de destilación térmicamente acoplada. La investigación utilizó tres estrategias de control: control predictivo PID (P-PID), control robusto PID (R-PID) y controlador PID convencional (D-PID). El método de identificación adoptado en estos tres esquemas de control garantiza la convergencia del modelo predictivo y reduce esfuerzos de control. Los resultados de las simulaciones demuestran que los tres métodos de control son capaces de mantener las especificaciones de fondo y domo, simultáneamente. Mediante la comparación detallada de los modelos de control, el esquema P-PID es el mejor esquema que exhibe la respuesta más rápida y el menor margen, ya sea debido a un disturbio externo o aun cambio del punto de ajuste, por lo tanto exhibe mejor desempeño y constituye una aplicación práctica de las columnas térmicamente acopladas. El esquema R-PID presenta el segundo mejor desempeño ya requiere mayor tiempo para estabilizar el disturbio. El esquema D-PID, aunque funciona bien para alcanzar cambios en el punto de ajuste y para los disturbios externos tanto en domo como en fondo y tiene un valor de sobretiro menor que los otros, es el que produce la mayor oscilación y requiere el mayor tiempo de ajuste en las respuestas.

Esparza-Hernández *et al.* (2005) realizaron un análisis a lazo cerrado de dos esquemas de destilación térmicamente acoplados para mezclas de cuatro componentes y compararon su desempeño dinámico con respecto a la secuencia convencional. Además, establecieron que en los casos que involucran la separación de varios componentes, se muestra que tienen potencial en términos de ahorro de energía. Los problemas de controlabilidad son igualmente importantes para proveer un análisis completo del potencial industrial de tales arreglos acoplados térmicamente.

Hernández *et al.* (2005) analizaron algunos arreglos nuevos de apareamiento a lazo cerrado para esquemas de destilación térmicamente acoplados para mezcla cuaternarias mediante el uso de la técnica del RGA (arreglo de ganancias relativas), con la finalidad de mejorar las respuestas dinámicas ya que en estudios previos, los apareamientos de los lazo de control han sido establecidos debido a consideraciones prácticas. Los resultados muestran que

las respuestas dinámicas fueron mejoradas para el caso de cambios del punto de ajuste. Como resultado, ahorros en los costos anuales de operación pueden ser alcanzados sin introducir problemas de control.

Para realizar este trabajo se van a tomar en cuenta los trabajos mencionados anteriormente y los esquemas de destilación térmicamente acoplados con rectificador y agotador lateral, realizando las simulaciones y optimizaciones de los procesos en *AspenONE Aspen Plus*, y van a ser exportados a *AspenONE Aspen Dynamics* con el propósito de realizar una dinámica real.

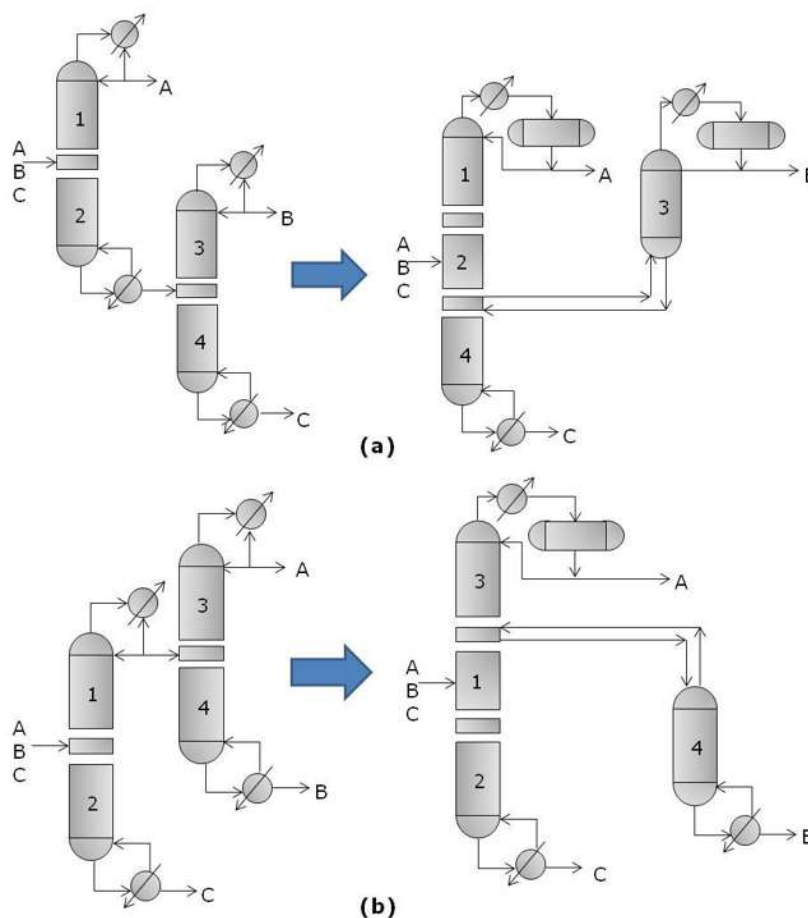


Figura 1.7. Esquemas de acoplamiento de las secuencias convencionales directa (a) e indirecta (b) para formar las secuencias térmicamente acopladas con rectificador y agotador.

En la **Figura 1.7** se muestra como se forman las secuencias de destilación térmicamente acopladas directa (a) e indirecta (b). De la secuencia convencional directa se pueden armar la secuencia térmicamente acoplada con rectificador lateral, si se dividen las dos columnas de la secuencia convencional en las partes de domos y fondos, o en las partes de rectificación y agotamiento, se mueve la parte correspondiente al fondo de la segunda columna hacia la primera dejando la parte del domo de la segunda columna solo y formando el rectificador, como se muestra en la **Figura 1.7a**. Siguiendo el planteamiento anterior si se divide las columnas en 4 secciones de domos y fondos (2 agotadores y 2 rectificadores) se puede pasar la sección de rectificación de la segunda columna a la primera y dejar sola la sección correspondiente al agotado, de esta manera se puede formar la secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral teniendo como base la secuencia convencional indirecta (**Figura 1.7b**).

1.4. JUSTIFICACIÓN

Los análisis de la controlabilidad de seis secuencias de destilación reactiva seguida de una unidad de separación (convencionales directa e indirecta, térmicamente acopladas directa e indirecta y térmicamente acopladas directa e indirecta sin y con uso mínimo de rehervidores) para la producción de biodiesel, ayudarán a decidir cuál es el mejor diseño de estas secuencias, cómo ahorrar energía en términos de uso de servicios auxiliares y a garantizar la operación estable y controlable. Cabe notar que en la bibliografía relacionada con este tipo de análisis no se encontraron trabajos publicados donde se compararan el comportamiento de las cuatro secuencias principales (secuencias convencionales y térmicamente acopladas) para la producción de biodiesel. Aunado a esto existe el interés por analizar las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores y así poder comparar su comportamiento dinámico.

1.5. HIPÓTESIS

Si se modifican flujos de entrada a una columna de destilación reactiva seguida de una unidad de separación (convencionales directa e indirecta, térmicamente acopladas directa e indirecta y térmicamente acopladas directa e indirecta sin y con uso mínimo de rehervidores) que produce biodiesel por esterificación de ácido láurico con metanol, se pueden encontrar límites de la región de operación después de los cuales el proceso pudiese ser inestable o exhibir respuestas patológicas a acciones de control, garantizando así la operación robusta y controlable de las secuencias que exhiban ahorros de energía.

1.6. OBJETIVO GENERAL

Evaluar la región de operación en la que una columna de destilación reactiva seguida de una unidad de separación (convencionales directa e indirecta, térmicamente acopladas directa e indirecta y térmicamente acopladas directa e indirecta sin y con uso mínimo de rehervidores) para la producción de biodiesel mediante la esterificación de ácido láurico con metanol es estable y responde adecuadamente a acciones de control, así como el comportamiento dinámico de estas secuencias.

1.6.1. OBJETIVOS PARTICULARES

- Asimilar los modelos de secuencias de columna de destilación reactiva seguida de una unidad de separación (convencionales directa e indirecta, térmicamente acopladas directa e indirecta y térmicamente acopladas directa e indirecta sin y con uso mínimo de rehervidores) usando el programa *AspenONE Aspen Plus*.
- Simular el comportamiento de las secuencias asimiladas a diferentes condiciones de operación.

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

- Simular el comportamiento dinámico de las secuencias asimiladas después de cambios en flujos de entrada a lazo abierto.
- Identificar la región de operación en la que no existen respuestas patológicas, principalmente respuesta inversa.
- Evaluar la robustez de las seis secuencias de destilación reactiva ante cambios en los flujos de entrada.

2. METODOLOGÍA

En este trabajo se van a analizar seis secuencias de destilación reactiva para la producción de biodiesel, de las cuales dos son secuencias convencionales (directa e indirecta), dos son térmicamente acopladas (directa e indirecta) y las últimas dos son térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores (directa e indirecta).

2.1. CONTROLABILIDAD

La controlabilidad se define como la capacidad de mover un sistema en toda su configuración de variables usando solamente ciertas manipulaciones admisibles, juega un papel muy importante en problemas de control como en la estabilización de sistemas inestables o en control óptimo. Se dice que el proceso es completamente controlable si cada variable de estado del proceso se puede controlar para llegar a un cierto objetivo en un tiempo finito, a través de alguna(s) manipulación(es) restringida(s) $\mathbf{u}(t)$. Es sencillo entender que si una de las variables de estado es independiente del control $\mathbf{u}(t)$, no habría forma de dirigir esta variable de estado en particular al estado deseado en un tiempo finito por medio de un esfuerzo del control. Por tanto, se dice que este estado en particular es no controlable, y que el sistema no es completamente controlable, o parcialmente controlable, mientras exista por lo menos un estado no controlable. Como ejemplos de un sistema controlable y uno parcialmente controlable se tienen las **Figuras 2.1 y 2.2**, en esta última se ilustra un diagrama de estado de un sistema lineal con dos variables de estado. Debido a que el control $\mathbf{u}(t)$ afecta solamente al estado $x_1(t)$, el estado

$x_2(t)$ es no controlable. Es decir que sería imposible llevar a $x_2(t)$ de un estado inicial $x_2(t_0)$ a un estado deseado $x_2(t_f)$ en un intervalo de tiempo finito $t_f - t_0$ mediante el control $u(t)$. Por lo tanto el sistema es parcialmente controlable.

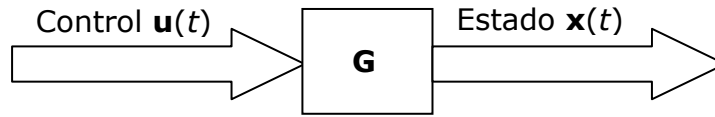


Figura 2.1. Sistema lineal e invariante con el tiempo.

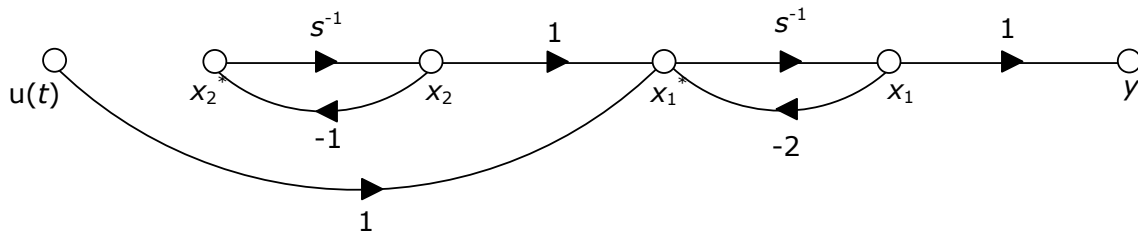


Figura 2.2. Diagrama de estado del sistema parcialmente controlable.

El concepto de controlabilidad mencionado anteriormente se refiere a los estados y se conoce como controlabilidad de estado. La controlabilidad también se puede definir para las salidas del sistema, de tal forma que existe una diferencia entre la controlabilidad del estado y la controlabilidad de la salida.

Si se considera un sistema lineal e invariante con el tiempo que se describe mediante las ecuaciones dinámicas 2.1 y 2.2:

$$\frac{dx(t)}{dt} = \mathbf{A}x(t) + \mathbf{B}u(t) \quad (2.1)$$

$$y(t) = \mathbf{C}x(t) + \mathbf{D}u(t) \quad (2.2)$$

Aquí $\mathbf{x}(t)$ es el vector de estado de $n \times 1$, $\mathbf{u}(t)$ es el vector de entradas de $r \times 1$, y el vector de salidas o respuestas $\mathbf{y}(t)$ es de $p \times 1$. \mathbf{A} , \mathbf{B} , \mathbf{C} y \mathbf{D} son coeficientes con dimensiones apropiadas. Se dice que el estado $\mathbf{x}(t)$ es controlable en $t = t_0$ si existe una entrada continua por intervalos $\mathbf{u}(t)$ que moverá al estado a cualquier estado final $\mathbf{x}(t_f)$ en un tiempo finito $(t_f - t_0) \geq 0$. Si cada estado $\mathbf{x}(t_0)$ del sistema es controlable en un intervalo de tiempo finito, se dice que es un sistema de estado controlable.

Existen diversas técnicas que se pueden aplicar a los procesos para poder encontrar una manera de controlarlos; en este trabajo se van a utilizar principalmente la descomposición en valores singulares, que da como resultado cualitativo el inicio de la región de operabilidad, y el arreglo de ganancias relativas, que permite definir el mejor acoplamiento de variables dentro de la región de operación.

El control de un proceso se refiere a como se controlan las variables inherentes al mismo, es decir las variables que son esenciales y permanentes en un proceso y que no se pueden separar de éste con el fin de: reducir la variabilidad del producto final, incrementar la eficiencia, reducir el impacto ambiental, mantener el proceso dentro de los límites de seguridad que corresponda. El lazo de control realiza tres tareas importantes que son medir, comparar y ajustar. Las variables de proceso son aquellas que pueden cambiar las condiciones de un proceso, el *set point* es el valor al que se desea mantener una variable del proceso, una variable de control es aquella que se mide y se desea mantener estable y una variable manipulada es aquella que varía desde el exterior del proceso para mantener constante la variable de control. El error es la diferencia entre la variable medida y el *set point*, puede ser positivo o negativo.

2.2. FUNCIONES DE TRANSFERENCIA

La matriz de transferencia está compuesta de las funciones de transferencia ajustadas en el dominio de Laplace.

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) & g_{13}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) & g_{23}(s) \\ g_{31}(s) & g_{32}(s) & g_{33}(s) \end{bmatrix} \quad (2.3)$$

Por ejemplo, en la matriz de transferencia 2.3, $g_{i,j}(s)$, son funciones de transferencia, que para ese estudio pueden ser:

- Funciones de transferencia de primer orden.
- Funciones de transferencia de primer orden con tiempo muerto.
- Funciones de transferencia de segundo orden.
- Funciones de transferencia de segundo orden con tiempo muerto.
- Funciones de transferencia de primer orden en competencia (inversas y sobretiros).
- Funciones de transferencia de primer orden con tiempo muerto en competencia.

En el **Apéndice A** se pueden observar las funciones mencionadas anteriormente así como las funciones de transferencia en el dominio de Laplace y las funciones de transferencia en el dominio de la frecuencia.

2.3. DISEÑO DE LAS SECUENCIAS DE DESTILACIÓN REACTIVA SEGUIDAS POR UNA UNIDAD DE SEPARACIÓN.

La destilación es uno de los procesos de separación más usados dentro de la industria química, sin embargo se caracteriza por requerir grandes cantidades de energía, tanto en rehervidores como en condensadores. Teniendo en cuenta este aspecto, los esfuerzos de investigación en el área de diseño de procesos se han direccionado a obtener nuevos esquemas de destilación que pueden presentar un ahorro significativo en el consumo de energía.

Para el caso de la separación de mezclas ternarias, las secuencias de destilación con acoplamiento térmico que han sido más estudiadas en el aspecto del consumo de energía son la secuencia térmicamente acoplada con rectificado lateral **Figura 2.3d** y la secuencia térmicamente acoplada con agotador lateral **Figura 2.3c**. Estas secuencias compiten favorablemente en el consumo de energía con las secuencias de destilación convencionales.

Se emplearon las ecuaciones de la **Tabla 2.1** en las columnas de destilación reactiva y en los separadores (agotadores y rectificadores), las cuales representan el proceso de esterificación e hidrólisis:

Tabla 2.1. Reacciones de esterificación e hidrólisis.

Reacción	Tipo de Reacción	Estequiometría
Esterificación	Cinética	Ac. Láurico + Metanol \rightleftharpoons Agua + Biodiesel
Hidrólisis	Cinética	Agua + Biodiesel \rightleftharpoons Ac. Láurico + Metanol

El equilibrio en este tipo de reacciones se ve desplazado hacia productos si estos son removidos conforme se lleva a cabo la reacción. En este tipo de procesos se puede presentar un problema adicional dependiendo del tipo de ácido o alcohol que se usen, ya que se pueden formar azeótropos homogéneos terciarios o binarios en el sistema reactivo. Estos factores claves se deben tener en cuenta para seleccionar el método termodinámico apropiado que se va a usar en el simulador. Para esta clase de sistemas reactivos, un modelo termodinámico como el NRTL se puede usar para calcular el equilibrio vapor-líquido o el equilibrio vapor-líquido-líquido. En este caso de estudio se seleccionó el modelo termodinámico NRTL. Es importante recordar que esta reacción de equilibrio es usualmente catalizada usando ácido sulfúrico. Los parámetros y el modelo cinético (**Tabla 2.2**) reportados en Steinigeweg y Gmehling (2003) fueron usados.

Tabla 2.2. Parámetros cinéticos y energías de formación de las reacciones de esterificación e hidrólisis.

Reacción	k^0 (mol/g·s)	E_A (kJ/mol)
Esterificación	9.1164×10^3	68.71
Hidrólisis	1.4998×10^3	64.66

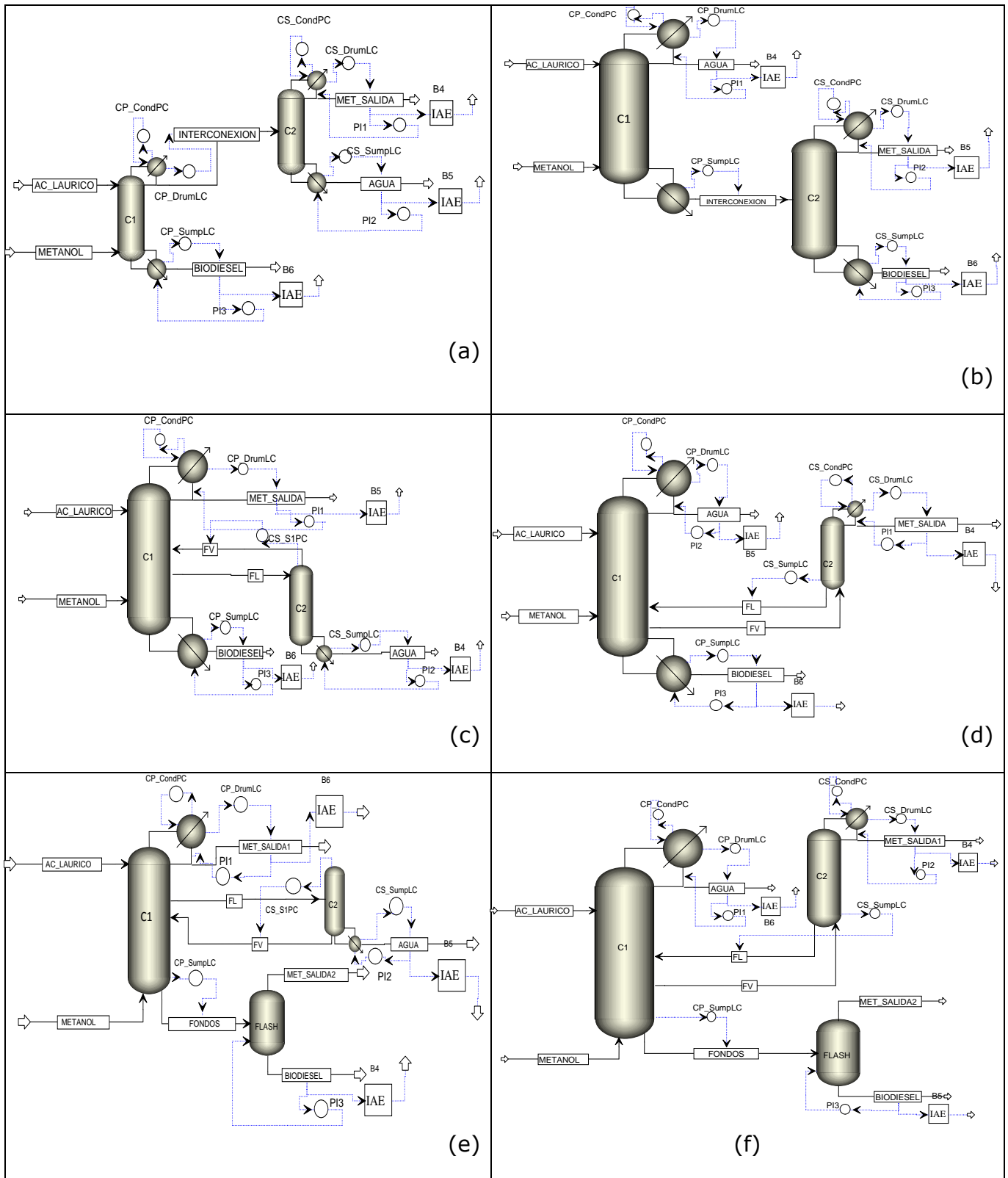


Figura 2.3. Secuencias de destilación reactiva para la producción de biodiesel, SCI (a), SCD (b), STAI-AL (c), STAD-RL (d), STAI-UMR (e) y STAD-SR (f).

En las seis secuencias de destilación reactiva estudiadas, convencional indirecta (**Fig. 2.3a**), convencional directa (**Fig. 2.3b**), térmicamente acoplada indirecta (**Fig. 2.3c**), térmicamente acoplada directa (**Fig. 2.3d**), térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores (**Fig. 2.3e**), y térmicamente acoplada directa sin rehervidores (**Fig. 2.3f**) se presentan dos corrientes de alimentación, la primera es de ácido láurico con flujo molar de 45 kmol/h como líquido saturado, la segunda columna es de metanol con flujo de 54.48 kmol/h que entra como vapor saturado. El objetivo de diseño es formar un proceso que produzca el éster graso con alta pureza, arriba de 99% en fracción másica.

Tabla 2.3. Diseño de las secuencias convencionales de destilación reactiva.

Característica	SCD		SCI	
	T1	T2	T1	T2
Número de Etapas	36	28	40	49
Etapa de alim. de Ac. Láurico	8	-	27	-
Etapa de alim. de Metanol	36	-	39	-
Etapa de alim. de interconexión	-	16	-	22
Relación de Reflujo	2.22015	0.14822	1.36221	1.42493
Flujo de Destilado (lbmol/h)	99.9851	20.0506	119.299	18.4456
Flujo de Fondos (lbmol/h)	120.015	99.9643	100.701	100.854
Flujo de Ac. Láurico (lbmol/h)	100	-	100	-
Flujo de Metanol (lbmol/h)	120	-	120	-
Número de Etapas Reactivas	10	-	24	-
Flujo de Int. Fase Vapor (lbmol/h)	-	-	-	-
Flujo de Int. Fase Líq. (lbmol/h)	-	-	-	-
Diámetro (m)	0.74661	1.10907	0.70343	0.30806
Presión (atm)	1.00028	1.00028	1.00028	1.00028
Temperatura del Cond. (°C)	100.02	64.587	83.8124	64.8231
Temperatura del Rehervidor (°C)	137.35	291.421	261.926	105.734
Presión del Rehervidor (atm)	1.68074	1.68074	1.68074	1.31913

Las columnas, rectificadores y agotadores se diseñaron como muestran las **Tablas 2.3, 2.4 y 2.5.**

Tabla 2.4. Diseño de las secuencias térmicamente acopladas de destilación reactiva.

Característica	STAD-RL		STAI-AL	
	T1	Rc	T1	Ag
Número de Etapas	32	56	34	68
Etapa de alim. de Ac. Láurico	6	-	27	-
Etapa de alim. de Metanol	21	-	31	-
Etapa de alim. de Interconexión	22	56	28	1
Relación de Reflujo	2.6784	1.35629	17.1809	3.74613
Flujo de Destilado (lbmol/h)	100.238	19.7596	18.521	35.5569
Flujo de Fondos (lbmol/h)	100.002	22.2514	101.508	99.9708
Flujo de Ac. Láurico (lbmol/h)	100	-	100	-
Flujo de Metanol (lbmol/h)	120	-	120	-
Número de Etapas Reactivas	13	-	9	-
Flujo de Int. Fase Vapor (lbmol/h)	42.0111	-	35.5569	-
Flujo de Int. Fase Líq. (lbmol/h)	22.2514	-	135.528	-
Diámetro (m)	1.24457	0.31576	0.95168	0.23907
Presión (atm)	1.00028	1.00028	1.00028	1.00028
Temperatura del Cond. (°C)	99.7719	64.5418	64.6946	99.1261
Temperatura del Rehervidor (°C)	291.401	91.41	235.239	115.308
Presión del Rehervidor (atm)	1.68074	1.36951	1.68074	1.68074

Tabla 2.5. Diseño de las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.

Característica	STAD-SR		STAI-UMR	
	T1	Rc	T1	Ag
Número de Etapas	28	18	22	5
Etapa de alim. de Ac. Láurico	13	-	14	-
Etapa de alim. de Metanol	28	-	22	-
Etapa de alim. de interconexión	28	18	14	1
Relación de Reflujo	1.5294	0.20725	28.8039	4.15846
Flujo de Destilado (lbmol/h)	102.793	11.9941	12.2515	31.2756
Flujo de Fondos (lbmol/h)	105.213	0.67547	107.111	100.638
Flujo de Ac. Láurico (lbmol/h)	100	-	100	-
Flujo de Metanol (lbmol/h)	120	-	120	-
Número de Etapas Reactivas	6	-	11	-
Flujo de Int. Fase Vapor (lbmol/h)	12.6696	-	31.2757	-
Flujo de Int. Fase Líq. (lbmol/h)	0.67547	-	131.913	-
Diámetro (m)	0.7159	0.18572	0.83714	0.2246
Presión (atm)	1.00028	1.00028	1.20441	1.00028
Temperatura del Cond. (°C)	95.4736	64.5643	69.4911	90.1589
Temperatura del Rehervidor (°C)	173.309	172.507	165.853	103.713
Presión del Rehervidor (atm)	1.214	1.16096	1.35484	1.19783

Tomando como base los sistemas térmicamente acoplados se procedió a remover la máxima cantidad de rehervidores para generar sistemas de destilación alternativos.

En el caso de la secuencia de destilación térmicamente acoplada con rectificador lateral es posible remover todos los rehervidores obteniendo así la secuencia térmicamente acoplada directa sin uso de rehervidores **Figura 2.3f**. En lugar del rehervidor de la columna principal se ubica un flash, de donde se obtiene por el fondo el biodiesel y por el domo una pequeña cantidad de residuos del metanol que no reacciona.

En el caso de de la secuencia térmicamente acoplada con agotador lateral solo fue posible eliminar el rehervidor de la columna principal y permaneció el rehervidor en el agotador lateral, obteniendo así la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores **Figura 2.3e**. De igual forma el rehervidor de la columna principal se cambia por un flash donde se obtienen como productos el biodiesel y los remanentes del metanol que quedan sin reaccionar.

Estos sistemas ofrecen, entre sus ventajas principales: reducción en el capital de inversión y en los costos de operación gracias a la ausencia de rehervidores, alta conversión y selectividad ya que no hay vapores que se reciclen, y se evita la degradación térmica de los productos al no requerirse temperaturas altas como las que experimentan los rehervidores.

2.4. DESCOMPOSICIÓN EN VALORES SINGULARES

La descomposición en valores singulares (DVS) es una técnica estándar en algebra matricial, sus aplicaciones son muy variadas incluyendo entre ellas la determinación numérica del rango de una matriz, la solución de sistemas de ecuaciones lineales con restricciones, la solución de sistemas homogéneos de ecuaciones lineales, el cálculo de la pseudo-inversa de Moore-Penrose y otras inversas generalizadas, el análisis de dependencia de filas y columnas de

matrices, el análisis de algoritmos numéricos, así como la solución del problema general de mínimos cuadrados.

Refiriéndose al control de procesos, la técnica de descomposición en valores singulares (DVS) se utiliza para obtener los valores a los cuales el modelo matemático del sistema estudiado exhibe propiedades de dimensionalidad y robustez; en el caso del análisis de control y se aplica de la siguiente manera:

Considérese un sistema lineal de múltiples entradas y múltiples salidas, el cual en el dominio del tiempo está representado por las ecuaciones 2.4 y 2.5:

$$\frac{dx}{dt} = x = Ax + Bu \quad (2.4)$$

$$y = Cx \quad (2.5)$$

Aquí:

A = matriz de los estados del sistema.

C = matriz de variables manipuladas.

x = vector de variables de estado.

u = vector de variables manipuladas.

y = vector de variables de respuesta.

Las ecuaciones 2.4 y 2.5 están sujetas a la condición inicial de $x(0) = 0$ (lo que implica la toma de variables de desviación). Aplicando la transformada de Laplace al sistema de ecuaciones se llega a las siguientes expresiones, en las que $G(s)$ es la matriz de transferencia del sistema:

$$y(s) = C(sI - A)^{-1}B \cdot u(s) \quad (2.6)$$

$$y(s) = G(s) \cdot u(s) \quad (2.7)$$

Puesto que el interés principal son las estructuras de control más que su propio diseño, el análisis de descomposición en valores singulares se basa en la

función de transferencia a lazo abierto. Aplicando la técnica de DVS se obtiene información inherente a propiedades del sistema a lazo abierto tales como estabilidad, sensibilidad e invertibilidad.

Aplicando la descomposición en valores singulares a la matriz de transferencia, esta se factoriza de la siguiente forma:

$$G(s) = Z(s)\Sigma(s)V^H(s) \quad (2.8)$$

Aquí:

- $\Sigma = \text{diag}(\sigma_1, \sigma_2, \dots, \sigma_n)$ es una matriz diagonal cuyos elementos son los valores singulares de $G(s)$.
- $\sigma_i =$ valores singulares de $G(s) = \lambda^{1/2}[G(s) \cdot G(s)^H]$; $\sigma_1 > \sigma_2 > \dots > \sigma_n > 0$ ($r \leq n$). Los valores singulares $(\sigma_1, \sigma_2, \dots, \sigma_n)$ son las raíces cuadradas de los eigenvalores (valores propios o característicos de la matriz hermitiana).
- $V = (v_1, v_2, \dots, v_n)$ es la matriz de vectores singulares derechos de $G(s)$.
- $Z = (z_1, z_2, \dots, z_n)$ es la matriz de vectores singulares izquierdos de $G(s)$.

Ahora, suponiendo que el sistema dinámico se puede modelar a través de la ecuación $y(s) = G(s) \cdot u(s)$ y que además se adiciona un término para incluir el efecto de las perturbaciones en las variables de salida.

$$y(s) = G(s) \cdot u(s) + d(s) \quad (2.9)$$

Aquí $d(s)$ representa un vector de perturbación con una forma unitaria. Esta ecuación es conocida como el postulado de *Control Perfecto* (Morari y Grimm, 1985). Para el control perfecto se requeriría que no exista desviación entre las variables de salida y los *set points*; es decir, $y(s) = 0$; por lo tanto, se puede determinar el cambio sobre la variable manipulada necesaria para eliminar el efecto de la perturbación.

La direccionalidad de un sistema ante una perturbación puede medirse por la razón del valor singular máximo al mínimo, la cual se define como el número de condición:

$$\gamma^* = \frac{\sigma^*}{\sigma_*} \quad (2.10)$$

La DVS permite establecer en forma teórica las propiedades de control del sistema en estudio. Los valores de interés que proporcionan información acerca de las propiedades de control son los valores singulares máximo y mínimo, así como el número de condición.

*Número de condición, γ^**

El número de condición refleja la sensibilidad de un sistema bajo incertidumbres en los parámetros del proceso y modelado de errores, no linealidades y perturbaciones. Un sistema mal condicionado (valores grandes de γ^*) tiende a amplificar este tipo de errores; por lo que se prefieren sistemas con γ^* pequeños o cercanos a la unidad.

Valores singulares: mínimo (σ_) y máximo (σ^*)*

El valor singular mínimo (σ_*): es una medida de la invertibilidad de un sistema y por lo tanto representa una medida de los problemas potenciales del sistema bajo control retroalimentado. También se le ha considerado como una medida del esfuerzo de control (Lau y Jensen, 1985), definiendo el esfuerzo de control como la proporcional a la abertura de la válvula asociada a la variable manipulada apropiada, de acuerdo a la estructura de control y ante una perturbación específica.

Por otro lado, Morari *et al.*, (1985) concluyeron que el valor singular mínimo es una medida de la magnitud máxima de la perturbación que un sistema de control puede asimilar sin que ocurra saturación de las variables manipuladas. También asociaron al valor singular máximo (σ^*) como el máximo valor de la

ganancia de un controlador proporcional (K_c) permitida en un sistema de control retroalimentado, sin desestabilizar el sistema; en consecuencia se relaciona con el *offset* (desviación a estado estable) mínimo que dicho controlador causará. Se prefieren valores pequeños de σ^* pues a mayor valor de σ^* menor debe ser la ganancia permitida en el controlador, lo cual no es deseable pues se ocasiona gran desviación del estado estable deseado.

El análisis de la DVS es una herramienta útil en este caso, ya que se basa en la función de transferencia del proceso a lazo abierto. De la descomposición en valores singulares se infieren propiedades del sistema a lazo cerrado tales como: estabilidad, sensibilidad e invertibilidad.

Por lo tanto se prefieren aquellos sistemas con el valor singular mínimo mayor y los menores números de condición. Se espera que estos sistemas exhiban dinámicas deseables al operar bajo control retroalimentado (Lau *et al.*, 1985).

Para realizar la descomposición en valores singulares de las secuencias estudiadas en este trabajo se aplicaron perturbaciones del 1% en las variables manipuladas (cargas térmicas y relaciones de reflujo) de cada una de las secuencias de destilación y se registraron los cambios en valores obtenidos de los productos, por ejemplo: en la secuencia convencional indirecta se perturba la carga térmica del rehervidor en la primer columna de destilación y se registran los datos de tres productos de la secuencia, ahora se perturba la relación de reflujo de la columna de separación y se registran los valores de los productos, y por último se perturba la carga térmica de la columna de separación y se registran los tres productos.

Las perturbaciones se hicieron en estado dinámico usando *AspenONE Aspen Dynamics* como simulador, se dejó correr las perturbaciones hasta un tiempo de 50 horas, una vez registrados todos los valores de los productos en cada una de las perturbaciones se pasa a graficar el comportamiento de cada producto. Después se comparan y ajustan a la vez con comportamientos de modelos previamente graficados, de los cuales hay algunos ejemplos en el muestrario del **Apéndice C**, de las funciones de transferencia en el dominio de Laplace y de donde se obtienen los valores de las variables necesarias para

identificar las funciones de transferencia (por ejemplo de primer orden, de primer orden con tiempo muerto, de segundo orden, de segundo orden con tiempo muerto, etc.). A continuación las funciones de transferencia del dominio de Laplace se transforman en funciones de transferencia en el dominio de la frecuencia y siguiendo las ecuaciones descritas en los apartados anteriores se llega a los valores del número de condición y valor singular mínimo para cada una de las seis secuencias de destilación. En este trabajo se aplicó un programa en MatLab (**Apéndice D**) donde no fue necesario obtener explícitamente los valores de las funciones de transferencia en el dominio de Laplace ni transformarlas al dominio de la frecuencia, se obtuvieron los valores de las variables ajustando el comportamiento de los productos en cada una de las perturbaciones a los modelos de las funciones de transferencia en el dominio de Laplace, en seguida esos valores se metieron en el programa y este calculó los valores necesarios para obtener el valor singular mínimo y el número de condición de las seis secuencias de destilación.

2.5. ARREGLO DE GANANCIAS RELATIVAS

La cantidad λ_{ij} es conocida como ganancia relativa entre la salida y_i y la entrada u_j y proporciona una medida de la influencia de las interacciones del proceso cuando u_j es usada para controlar y_i . Aun cuando describe este concepto en un sistema de 2×2 , puede ser generalizado para cualquier otro sistema multivariable de dimensión $n \times n$ arbitraria.

La ganancia relativa entre la variable de salida y_i y la variable de entrada u_j se define como λ_{ij} , siendo esta la razón de dos ganancias en estado estacionario:

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{\text{todos los lazos abierto}}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{\text{todos los lazos cerrado con excepción del lazo } u_j}} \quad (2.11)$$

Normalmente el índice λ_{ij} se calcula para sistemas cuadrados de n entradas y n salidas de un sistema multivariable; el arreglo resultante de elementos λ_{ij} se denomina el Arreglo de Ganancias Relativas (RGA) y se denota por Λ :

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \dots & \lambda_{2n} \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \lambda_{n1} & \lambda_{n2} & \dots & \lambda_{nn} \end{bmatrix} \quad (2.12)$$

El RGA fue aplicado por primera vez por Bristol (1966), y se ha convertido en el método de medición de interacciones más ampliamente usado. Algunas de las propiedades más importantes que son útiles en el estudio y cuantificación de las interacciones de lazos de control de sistemas multivariables del arreglo de ganancias relativas son:

- Los elementos del RGA a lo largo de cualquier fila o columna suman 1.

$$\sum_{i=1}^n \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij} = 1 \quad (2.13)$$

- λ_{ij} es adimensional, motivo por el cual ni las unidades ni los valores absolutos tomados realmente por las variables u_j o y_i lo afectan.
- El valor de λ_{ij} es una medida de la interacción del estado estacionario en el i -ésimo lazo del sistema multivariable si su salida y_i esta apareada con un u_j ; particularmente con $\lambda_{ij} = 1$ que implica que u_j afecta a y_i sin interactuar con algún otro lazo de control. Del mismo modo $\lambda_{ij} = 0$ implica que u_j absolutamente no tiene efecto en y_i .
- Sea K_{ij}^* la representación de la ganancia de estado estacionario del lazo i cuando todos los demás lazos (excepto este) están cerrados. Por definición de λ_{ij} , se puede ver que:

$$K_{ij}^* = \frac{1}{\lambda_{ij}} K_{ij} \quad (2.14)$$

Con lo que existe una implicación importante: $1/\lambda_{ij}$ indica por cual factor de ganancia a lazo abierto entre la salida y_i y la entrada u_j será alterada cuando los otros lazos estén cerrados.

- Cuando λ_{ij} es negativo, es indicio de una situación en la cual el lazo i , con todos los demás lazos abiertos, producirá un cambio en y_i como respuesta a un cambio en u_j totalmente opuesto en dirección a este cuando los otros lazos estén cerrados. Los apareamientos entrada/salida son generalmente inestables y deben evitarse.

2.5.1. Reglas de apareamiento del RGA

En base a lo revisado hasta este momento, se puede definir que la situación ideal ocurriría cuando el RGA toma la siguiente forma:

$$A = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 1 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 1 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 1 \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

En cada fila y en cada columna esta contenido uno y solamente un valor no negativo cuyo valor es la unidad. Es fácil aparear las variables de entrada y la salida bajo estas circunstancias. En la presencia de casos más comunes no ideales, existen las siguientes reglas publicadas originalmente por Bristol (1966):

- Regla 1: Aparear las variables de entrada y salida que tengan elementos positivos del RGA que sean los más cercanos a 1.0.
- Regla 2: Cualquier apareamiento es inaceptable si es encaminado a una configuración de control para la cual el índice de Niederlinski es negativo.

2.5.2. Apareamiento de los lazos mediante RGA

Para aparear los lazos mediante la técnica RGA, primero se obtienen los cálculos usando el simulador *AspenONE Aspen Plus* para calcular las respuestas perturbadas, y un programa en Matlab donde ponemos los datos obtenidos anteriormente en el simulador y de la siguiente manera se obtienen la matriz de ganancias relativas:

1. Simulando en *AspenONE Aspen Plus* en el estado estacionario se registra la pureza de cada una de las salidas de las columnas para A, B y C. En la **Tabla 2.6** se observan las purezas iniciales de las salidas que corresponden a los productos obtenidos para el caso de la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores.

Tabla 2.6. Purezas iniciales.

Componente	x_i
A	0.9896886
B	0.92802034
C	0.99247363

2. Se perturban una por una manteniendo las dos restantes constantes. El reflujo, la carga térmica de las columnas y la alimentación de entrada del metanol se perturban en 4% y se registran las purezas de las salidas del componente correspondiente a cada corriente. En la **Tabla 2.7** se muestran los resultados de la perturbación del reflujo superior y se registran las purezas de A, B y C en cada salida.

Tabla 2.7. Purezas obtenidas al perturbar el reflujo superior.

Componente	x_i
A	0.98974573
B	0.9250737
C	0.99250798

3. Una vez obtenidas las purezas correspondientes a las 3 perturbaciones, se arma la matriz de ganancias G . esto es restando el valor de la pureza perturbada menos el valor inicial y normalizada dividiendo por la perturbación y la abertura de la válvula, para este caso dividiendo entre 0.02, quedando así una matriz como la que se puede observar en la **Tabla 2.8**.

Tabla 2.8. Matriz de ganancias G .

Componente	RR 1er columna	FA metanol	RD Agotador
A	0.0028565	0.0009985	-6.599537
B	-0.147332	-1.596435	-0.9054555
C	0.0017175	-0.0041795	0.3713145

4. De la matriz G , se obtiene la inversa seguida de la transpuesta $(G^{-1})^T$. De esta manera se obtiene el producto Schur de estas dos matrices para obtener la matriz de ganancias relativas Λ (**Tabla 2.10**).

Tabla 2.9. Matriz de ganancias con su inversa y la transpuesta $(G^{-1})^T$.

Componente	RR 1er columna	FA metanol	RD Agotador
A	0.0023	-0.0001	0.0000
B	-1.6814	-0.7649	-0.0008
C	0.0397	-0.0019	0.0000

Tabla 2.10. Matriz de ganancias con el producto Schur $(G^{-1})^T \bullet G$.

Componente	RR 1er columna	FA metanol	RD Agotador
A	0.071570179	-0.002228952	0.930534717
B	0.168385743	0.831104061	0.000543273
C	0.760046477	0.171131717	0.068804577

5. En la **Tabla 2.10** se muestran los resultados del RGA, donde el criterio para evaluar es que el valor más cercano a la unidad es la mejor opción. Por lo que se puede observar que de los lazos que se pueden proponer a partir del RGA, por ejemplo, donde para obtener la pureza de A se propone que el lazo sea con la carga térmica del agotador, para la salida de B con la corriente de alimentación de metanol y C con el reflujo de la primer columna.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este Capítulo se realiza el análisis RGA de las seis secuencias de destilación reactiva seguidas de una unidad de separación; se propone que por afinidad con el operador se utilizarla forma convencional de control, conocida como LV, en lugar que la que sugiere el RGA. En seguida se hace un análisis *a priori* de las propiedades dinámicas de los modelos matemáticos que representan a cada una de estas secuencias, mediante la técnica DVS. Se sigue con el análisis de las respuestas de concentraciones de los productos obtenidos en las seis secuencias de destilación reactiva, que en este caso son agua, metanol de salida y principalmente el biodiesel, así como las acciones de control sobre los condensadores y los rehervidores que operan en cada columna, en este caso se crean los perfiles de las relaciones de reflujo para los condensadores y de la carga térmica para los rehervidores. Se comparan los resultados de simular el proceso a lazo cerrado con lo previsto por la DVS y también los requisitos energéticos en condensadores y rehervidores de cada una de las secuencias estudiadas.

3.1. RESULTADOS DEL ARREGLO DE GANANCIAS RELATIVAS (RGA)

Los resultados del arreglo de ganancias relativas (RGA, por sus siglas en inglés) de cada una de las secuencias de destilación reactiva se muestran de la **Tabla 3.1** a la **Tabla 3.5**:

Tabla 3.1. RGA de la secuencia convencional Indirecta.

Secuencia Convencional Indirecta			
Arreglo de Ganancias Relativas			
Compuesto	RR2	Q1	Q2
Metanol	0	1.000013156	-1.32881E-05
Biodiesel	1.000000506	0	0
Agua	0	-1.28353E-05	0.999998029

Tabla 3.2. RGA de la secuencia térmicamente acoplada directa con rectificador lateral.

Secuencia Térmicamente Acoplada Directa - Rectificador Lateral			
Arreglo de Ganancias Relativas			
Compuesto	R2	Q1	R1
Metanol	0.087447808	0.909640116	0.002918291
Biodiesel	1.004884013	0.036989485	-0.041866725
Agua	-0.092340127	0.053370646	1.038943545

Tabla 3.3. RGA de la secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral.

Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta - Agotador Lateral			
Arreglo de Ganancias Relativas			
Compuesto	R1	Q1	Q2
Metanol	0.213531591	-0.070543723	0.857099846
Biodiesel	0.591121016	0.327536575	0.081342946
Agua	0.195357962	0.743003381	0.061610321

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Tabla 3.4. RGA de la secuencia térmicamente acoplada directa sin uso de rehervidores.

Secuencia Térmicamente Acoplada Directa Sin Rehervidores			
Arreglo de Ganancias Relativas			
Compuesto	R2	Fmol Met	R1
Metanol	0	0	0.99999955
Biodiesel	0.804589022	0.195403282	0
Agua	0.195395672	0.804637433	5.035E-08

Tabla 3.5. RGA de la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores.

Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta con Uso Mínimo de Rehervidores			
Arreglo de Ganancias Relativas			
Compuesto	RR1	Alim. MetOH	Q2
Metanol	0.071570179	-0.002228952	0.930534717
Biodiesel	0.168385743	0.831104061	0.000543273
Agua	0.760046477	0.171131717	0.068804577

Como se puede notar el tipo de arreglo que resultó del RGA es un arreglo cruzado, es decir, el producto que sale por el domo de la columna se controla con la carga térmica suministrada a la misma columna; se ha dicho que esta forma de cerrar los lazos de control es menos afín con el operador que la configuración convencional llamada LV. En este trabajo se optó por seguir el esquema convencional, es decir que el producto que sale por el domo se controla con la relación de reflujo de la misma y el producto que se obtiene por el fondo se controla con la carga térmica del rehervidor de la misma columna; este esquema es, además, el más usado para controlar columnas de destilación.

3.2. RESULTADOS DE LA DESCOMPOSICIÓN EN VALORES SINGULARES (DVS)

Después de aplicar el método mencionado en la Metodología para la obtención de los valores necesarios para conocer la descomposición en valores singulares (DVS) de cada una de las secuencias de destilación, se continuó con la elaboración de las gráficas de número de condición *versus* frecuencia y valor singular mínimo *versus* frecuencia.

En el número de condición se busca que los valores sean los más bajos posibles; esas secuencias deben exhibir las mejores propiedades dinámicas, ya que el número de condición es un indicativo de la sensibilidad del sistema a las perturbaciones (Klema y Laub, 1980). En el caso de las seis secuencias en estudio se nota que la convencional indirecta y la acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores exhibieron los valores más pequeños de número de condición (**Figura 3.1**), por lo que son las mejores opciones de las seis secuencias de destilación reactiva-separación analizadas.

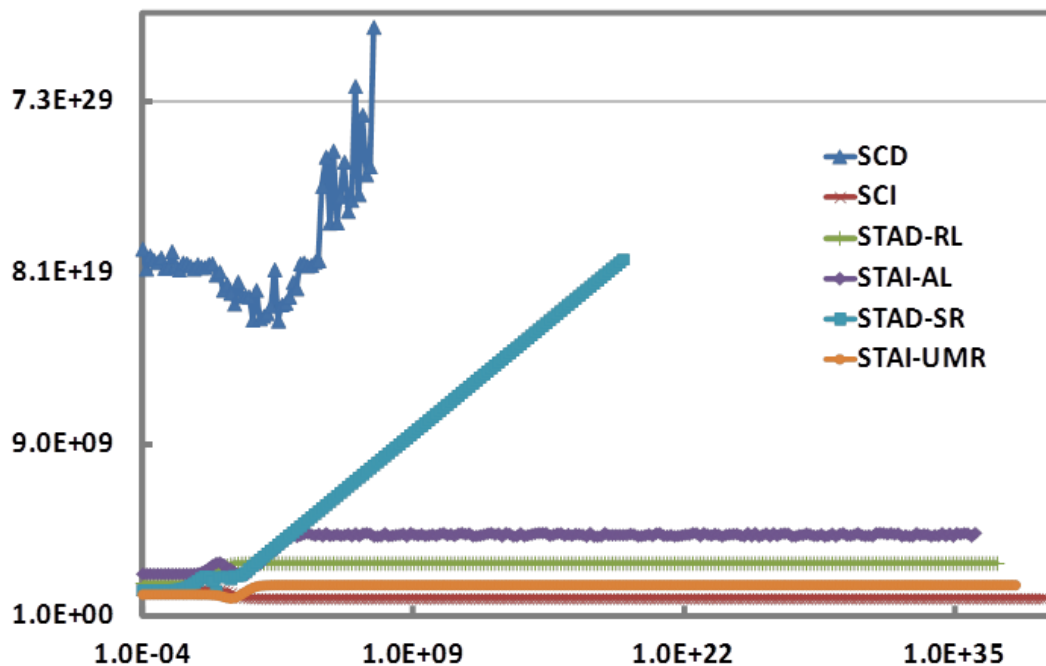


Figura 3.1. Número de condición vs frecuencia.

En el caso del valor singular mínimo se busca que éste sea lo más grande posible, ya que este es un indicador de la invertibilidad del sistema, o equivalentemente, de la correcta dimensionalización del modelo matemático. Como se puede observar en la gráfica (**Figura 3.2**), las secuencias convencional indirecta y la acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores vuelven a aparecer como las mejores candidatas.

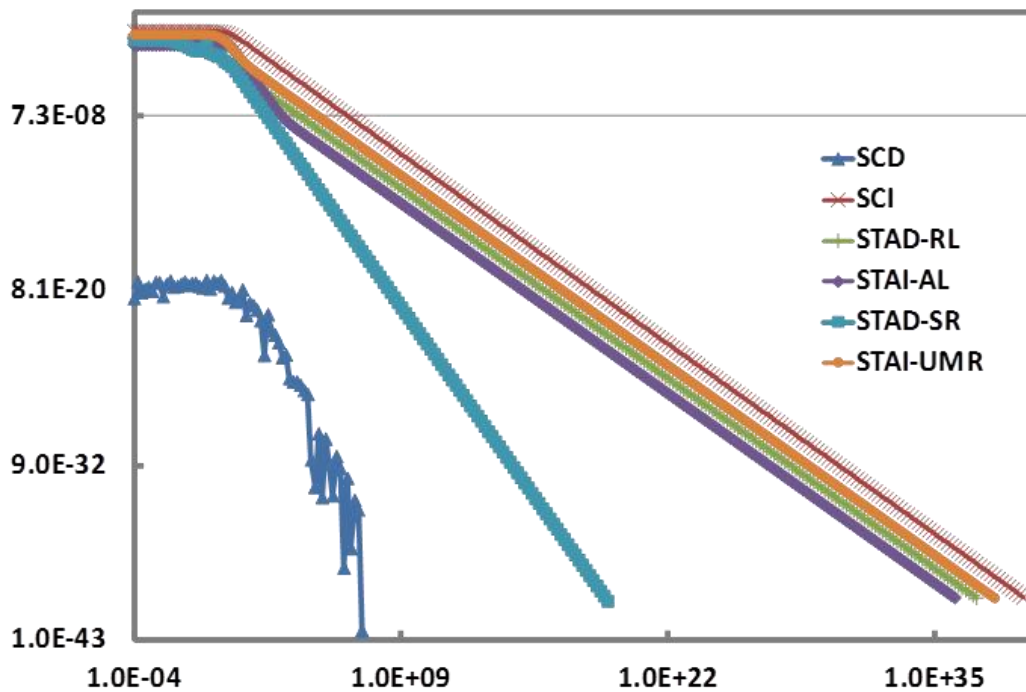


Figura 3.2. Valor Singular Mínimo vs frecuencia.

3.3 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONTROLABILIDAD

Los flujos nominales de alimentación de ácido láurico y metanol considerados son 100 mol/s y 120 mol/s, respectivamente; se aplican perturbaciones en escalón de $\pm 3\%$, $\pm 5\%$ y $\pm 10\%$ en los flujos iniciales de alimentación en las

seis secuencias a fin de realizar una prueba de la robustez del proceso frente a estos cambios.

Se usaron controladores del tipo PI para llevar a cabo las acciones de control, estos fueron sintonizados previamente para conocer y obtener los valores de tiempo integral (τ_i) y ganancia proporcional (K_c), que generan el mejor desempeño a lazo cerrado según el criterio de valor de IAE (integral del error absoluto por sus siglas en inglés).

Se siguieron y se graficaron todos los valores de respuestas de concentración y esfuerzos de control, los resultados se muestran a continuación por porcentajes de perturbación primero para el flujo de alimentación de ácido láurico y después para el flujo de alimentación de metanol.

3.3.1. Secuencia Convencional Indirecta

Siguiendo el esquema de control LV convencional (**Figura 3.3**), en esta secuencia la concentración de metanol de salida se controla manipulando la relación de reflujo del condensador de la segunda columna (controlador B1), la concentración de agua se controló manipulando la carga térmica de la segunda columna de destilación (controlador B2), y la concentración de biodiesel se controló manipulando la carga térmica del rehervidor de la primera columna (controlador B3).

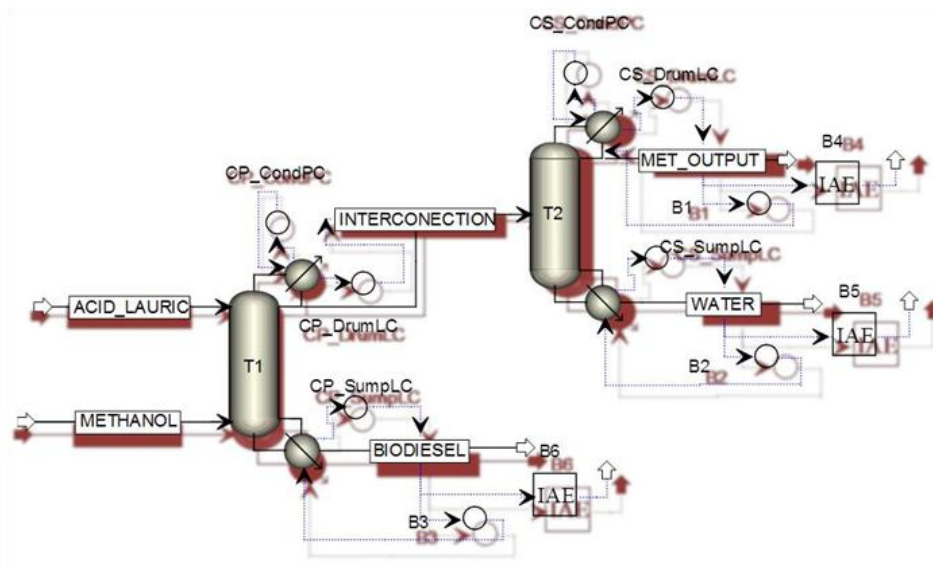


Figura 3.3. Secuencia convencional directa (SCI).

Los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia están en la **Tabla 3.6**:

Tabla 3.6. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Convencional Indirecta				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	K_c
Metanol	0.981532	0.97665	20	300
Agua	0.988157	0.98324	15	300
Biodiesel	0.993040	0.9881	15	300

Cabe mencionar que para esta secuencia en particular las series de datos que se obtuvieron, tanto para respuestas de concentración como para esfuerzos de control, se estabilizaron en un tiempo relativamente corto, hay pocas oscilaciones y no hay margen de error final; además las acciones de control pertinentes no llevan a saturación de las variables manipulables.

Como primer reto de control, se simularon perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 97 mol/s y 103 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

En seguida de la perturbación de -3% las gráficas (**Figura 3.4**) de las respuestas de concentración se lograron estabilizar en el valor deseado, los esfuerzos de control, de igual manera, lograron estabilizarse y en esta secuencia no se saturan los rehervidores o condensadores. Cabe destacar que esta secuencia alcanzó a estabilizarse en un tiempo muy corto en comparación con las demás secuencias y perturbaciones, desempeño que se esperaba a partir de los buenos resultados de la descomposición en valores singulares.

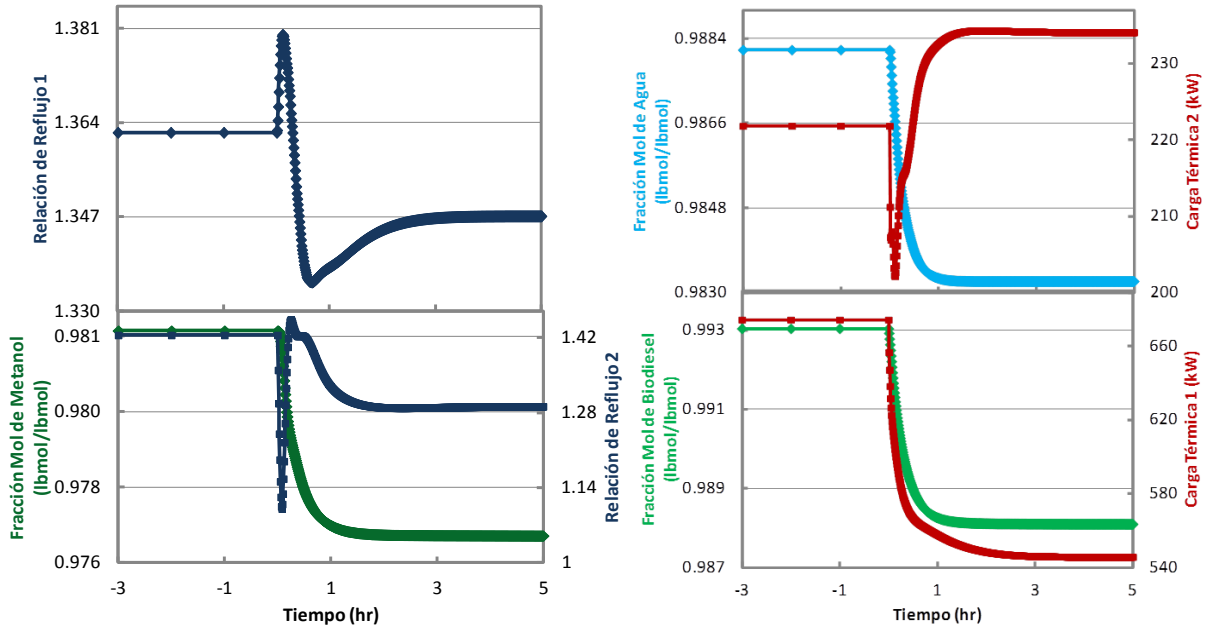


Figura 3.4. -3% en perturbación de ácido láurico.

Después de la perturbación de +3% las respuestas de concentración de los tres productos se estabilizaron y alcanzaron el valor de *set point* establecido para cada uno de éstos (**Figura 3.5**); los esfuerzos de control pudieron estabilizarse, la tendencia de las gráficas de los esfuerzos de control correspondientes a la segunda columna de destilación reactiva tuvieron la misma tendencia entre ellos. En resumen, esta secuencia exhibe robustez frente a esta perturbación.

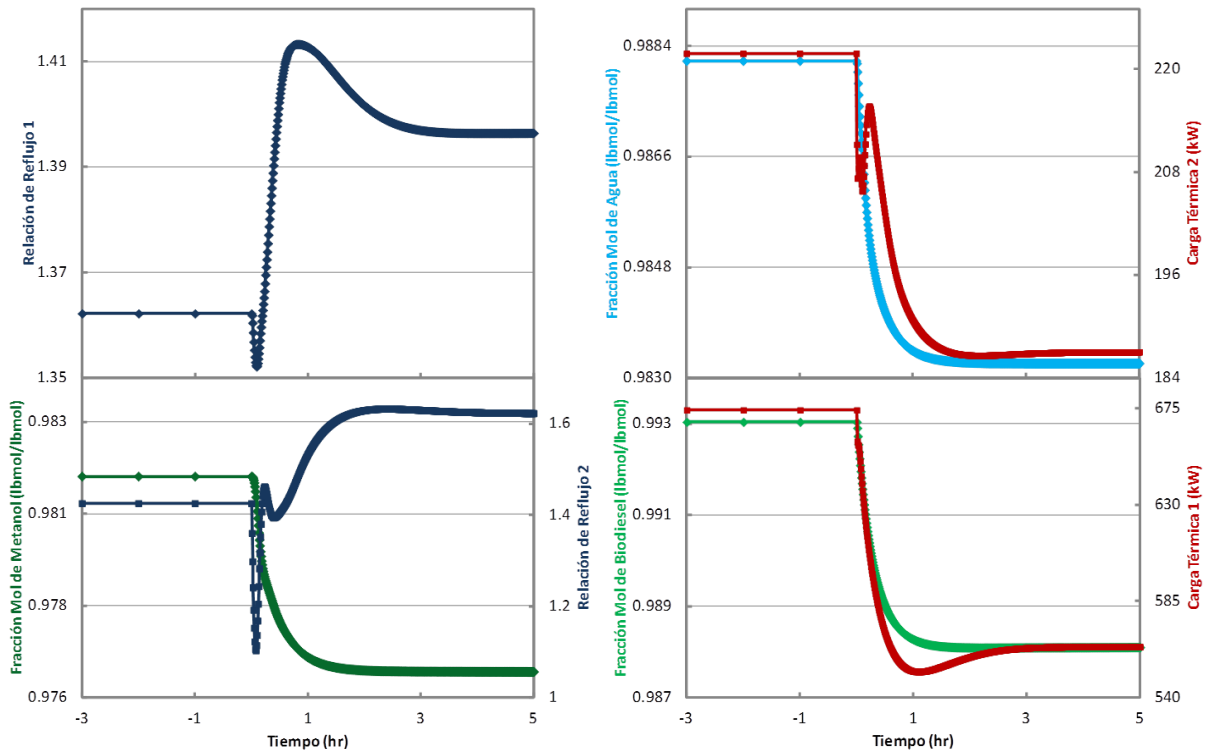


Figura 3.5. +3% de perturbación en ácido láurico.

Los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control se observan en las **Tablas 3.7** y **3.8**:

Tabla 3.7. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.34713	545.701205
2da Columna	1.29177	234.068512

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Tabla 3.8. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.39645	563.698697
2da Columna	1.62211	187.02299

Como segundo reto de control, se simularon perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Enseguida de la perturbación de -5% las tres respuestas de concentración correspondientes a cada uno de los productos se estabilizaron en los valores deseados (**Figura 3.6**); los esfuerzos de control también lograron estabilizarse y en esta secuencia no se reportaron líneas rectas en ninguna de las respuestas de los esfuerzos de control, lo que indica que se están llevando a cabo las acciones de control adecuadas y que se logra controlar al sistema.

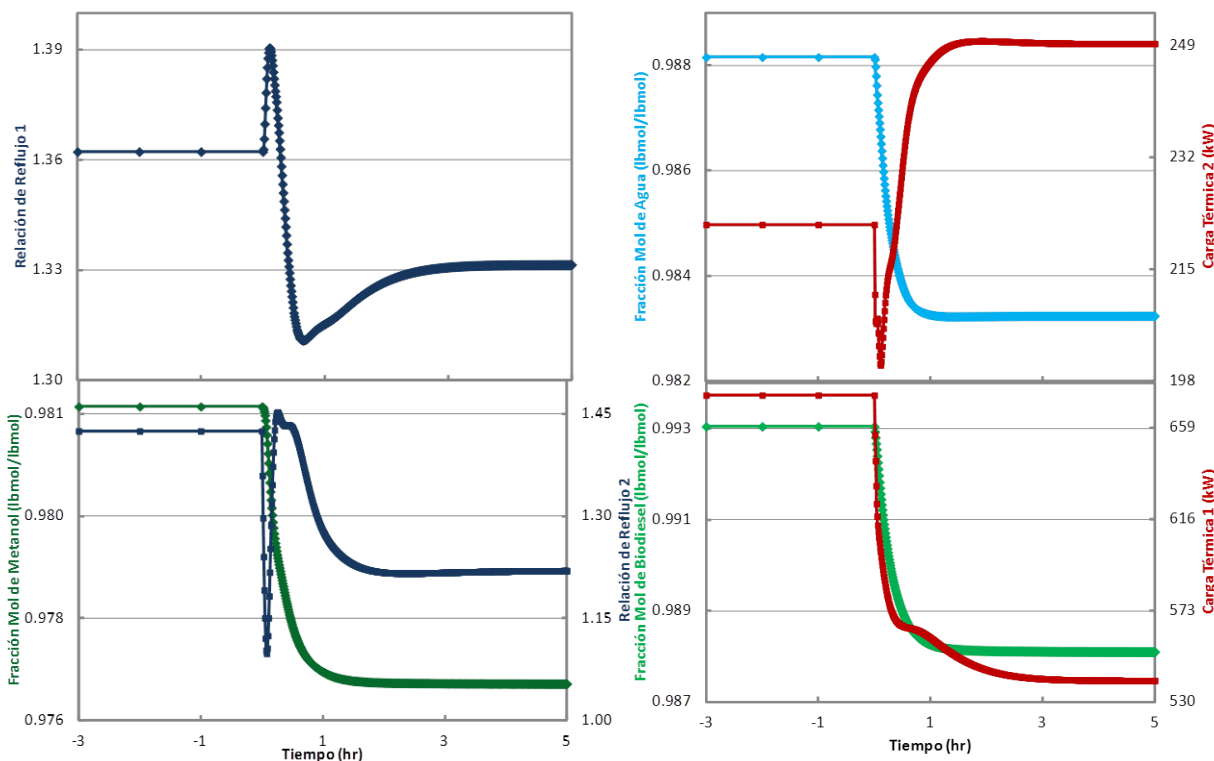


Figura 3.6. -5% de ácido láurico.

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Después de una perturbación de +5% se obtuvieron respuestas de concentración que se estabilizaron en el valor de *set point* establecido para cada uno de los productos (Figura 3.7); de igual forma los esfuerzos de control correspondientes a las dos columnas de destilación se estabilizaron, lográndose controlar al sistema.

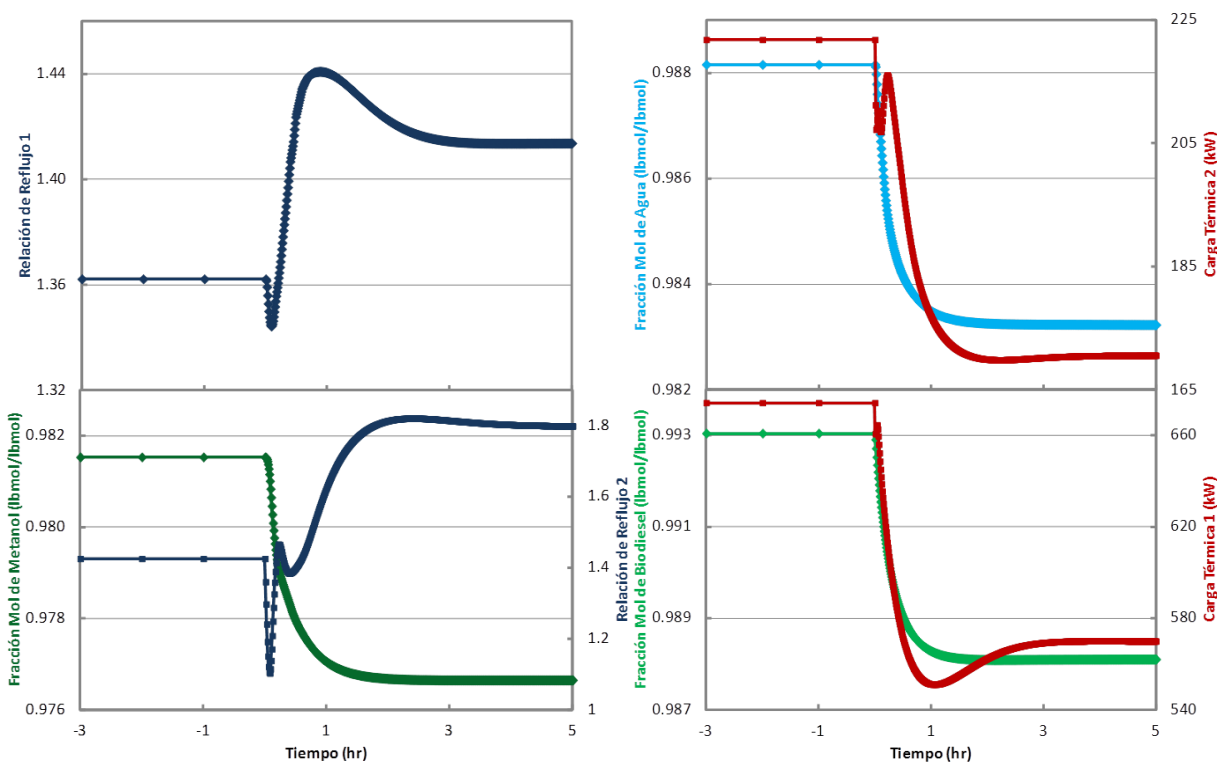


Figura 3.7. +5% de perturbación en ácido láurico de alimentación.

Cabe mencionar que para ambas perturbaciones, $\pm 5\%$ en el flujo, ambas secuencias logran estabilizar todas las respuestas en un tiempo corto, en comparación con las otras cuatro secuencias.

En las **Tablas 3.9** y **3.10** se pueden ver los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control:

Tabla 3.9. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -5%.

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.33146	539.980458
2da Columna	1.21983	249.286519

Tabla 3.10. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.41371	569.90008
2da Columna	1.79805	170.562362

Como tercer reto de control, se realizaron simulaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% las respuestas de concentración de cada uno de los productos se estabilizaron y llegaron a los valores deseados (**Figura 3.8**); los esfuerzos de control también lograron estabilizarse sin llegar a saturarse, lo que demuestra que esta secuencia es robusta frente esta perturbación también.

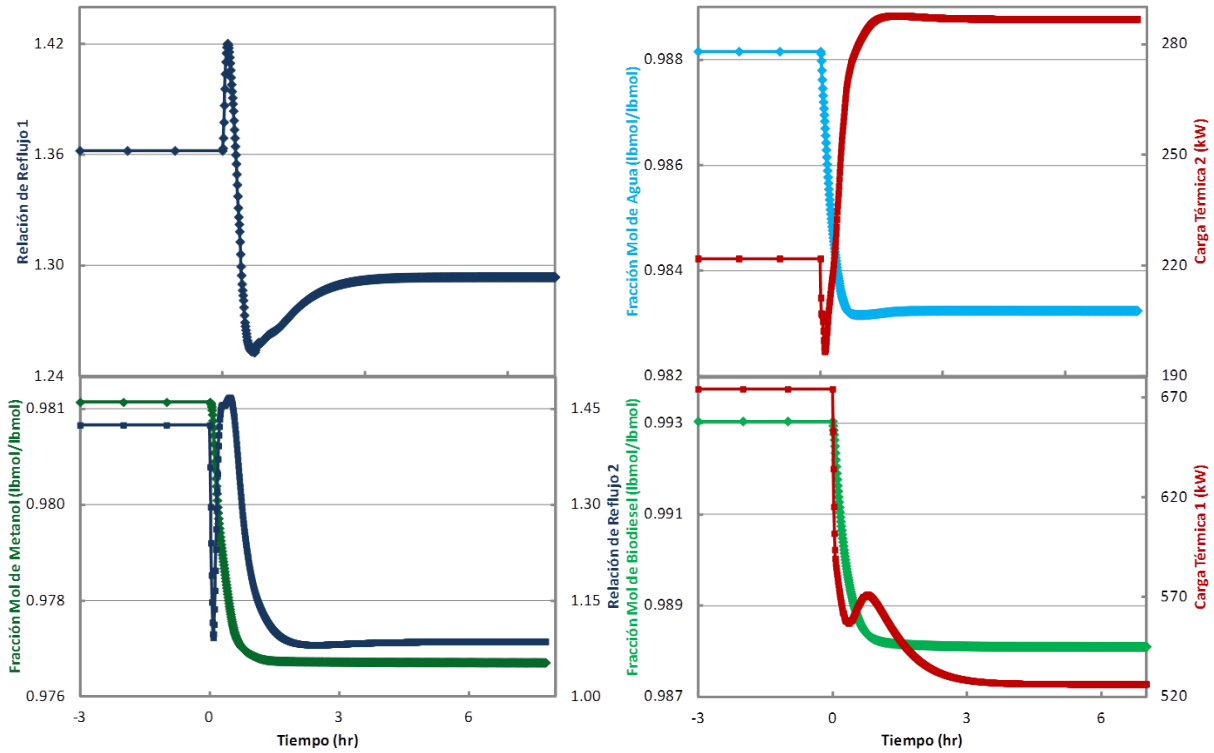


Figura 3.8. -10% en la alimentación de ácido láurico.

Para la perturbación de +10% los valores que se obtuvieron de las respuestas de concentración lograron alcanzar los valores deseados de *set point* y lograron estabilizarse también (**Figura 3.9**); de igual forma los esfuerzos de control de las dos columnas de destilación reactiva lograron estabilizarse, demostrando que esta secuencia es robusta, también, frente a esta perturbación.

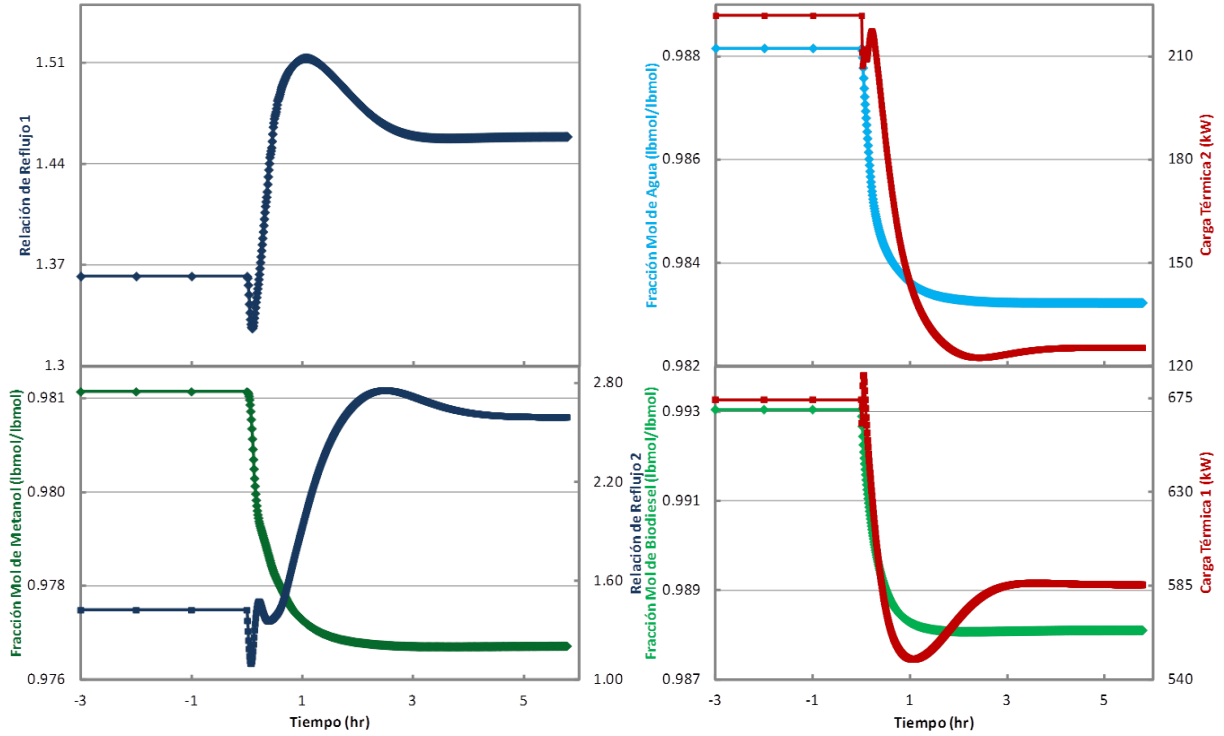


Figura 3.9. +10% en la alimentación de ácido láurico.

Los valores donde se estabilizaron tanto las variables controladas como los esfuerzos de control se encuentran en las **Tablas 3.11** y **3.12**:

Tabla 3.11. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -10%.

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.29379	526.343863
2da Columna	1.08624	286.713156

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Tabla 3.12. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.45883	585.485598
2da Columna	2.59683	125.405684

Como tercer reto de control, se realizaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Para una perturbación de -3% en el flujo de metanol en la alimentación a la columna las respuestas de concentración de los productos se estabilizaron y llegaron a los valores deseados en un tiempo relativamente corto (**Figura 3.10**); en lo que cabe a los esfuerzos de control también se estabilizaron sin presentar problemas de saturación, motivo por el cual se acepta que esta secuencia es robusta frente a esta perturbación.

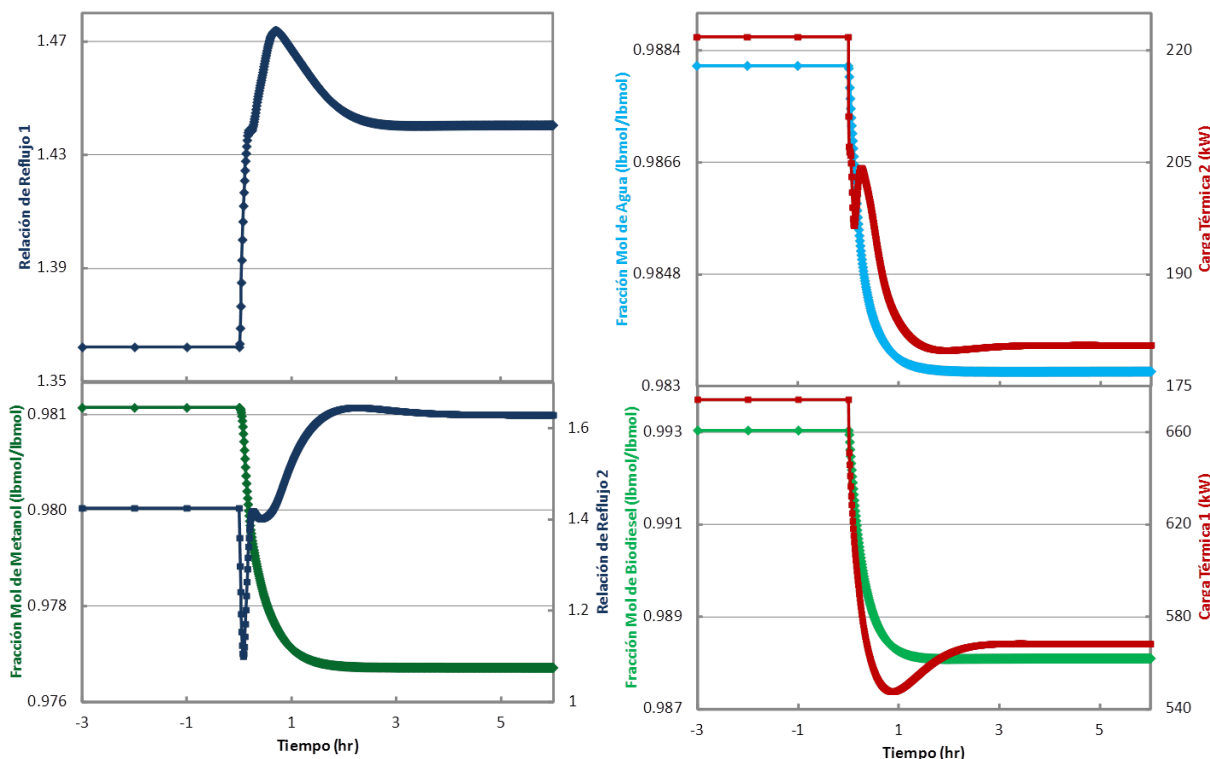


Figura 3.10. -3% de metanol en la alimentación.

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Para un flujo de 123.6 mol/s (+3%) las series de datos que se obtuvieron para las respuestas de concentración nos indican que para el metanol de salida (**Figura 3.11**), agua y biodiesel se lograron estabilizar y alcanzar los valores deseados; de la misma manera las series de datos obtenidas para los esfuerzos de control de las dos columnas alcanzaron el valor final en un tiempo relativamente corto, así que esta secuencia es robusta frente a esta perturbación.

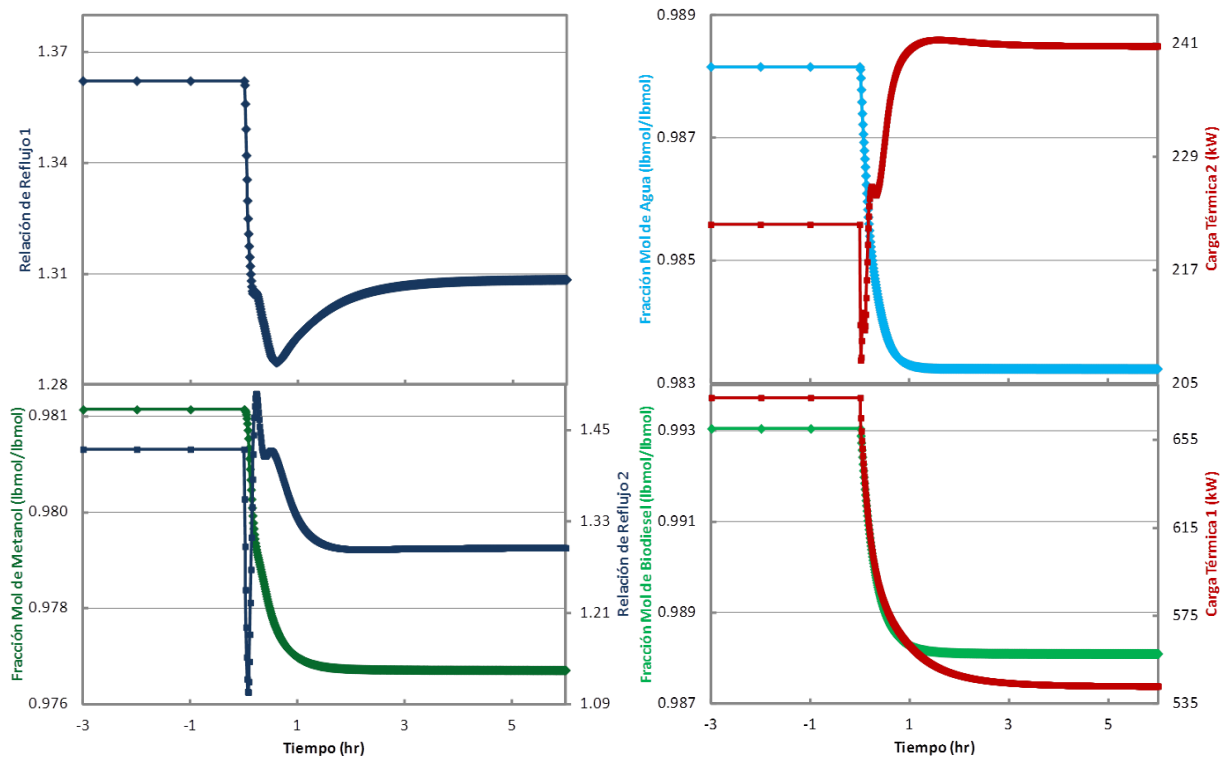


Figura 3.11. +3% de perturbación en la alimentación de metanol.

Por lo anterior se infiere que esta secuencia demuestra robusta frente a esta perturbación. Los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control se observan en las **Tablas 3.13** y **3.14**:

Tabla 3.13. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.44049	568.229575
2da Columna	1.62894	180.524433

Tabla 3.14. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.3085	542.966852
2da Columna	1.29551	240.698951

El siguiente reto de control fue realizar perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s, respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Para una perturbación de -5% en el flujo de alimentación de metanol las gráficas (**Figura 3.12**) de las respuestas de concentración de los productos alcanzaron los valores deseados y se mantuvieron estables en un tiempo de seis horas, la tendencia de las gráficas de los tres productos fue la misma; los esfuerzos de control, de igual manera, alcanzaron un valor constante y así se mantuvieron sin exhibir saturación.

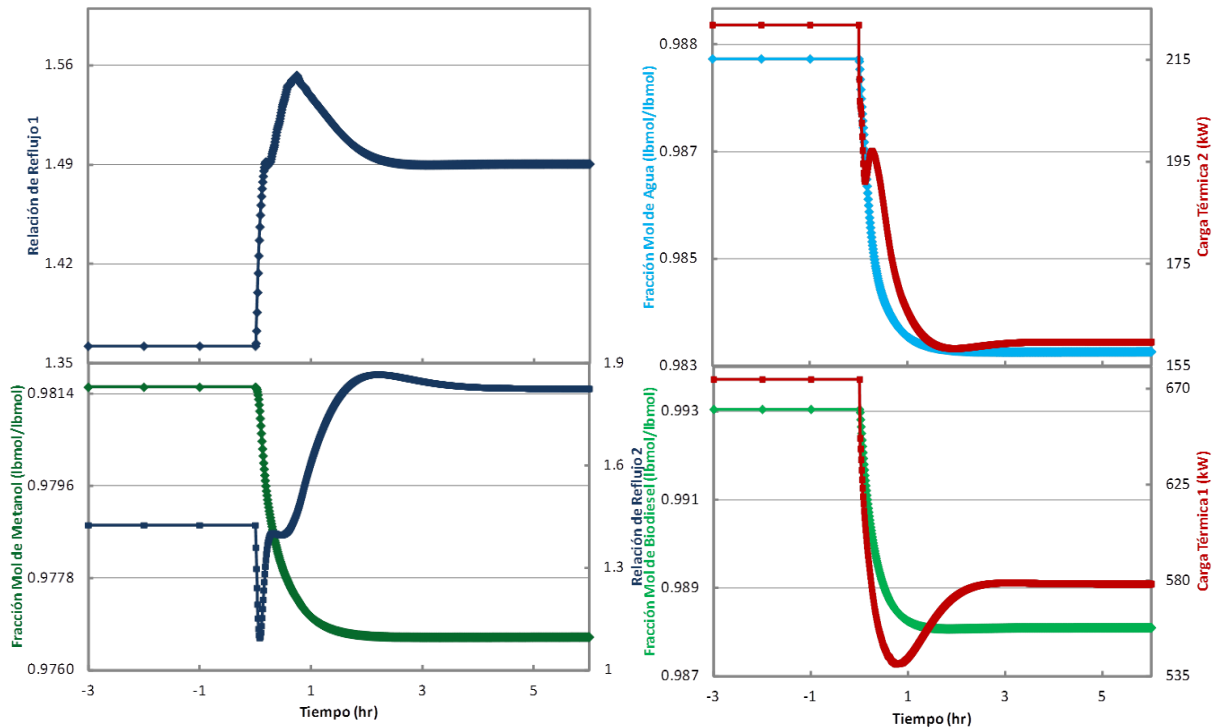


Figura 3.12.-5% de perturbación en la alimentación de metanol.

En caso una perturbación de +5% se observa (**Figura 3.13**) que, a pesar de que se logra controlar al sistema, es la segunda simulación de esta secuencia de destilación reactiva que requiere más tiempo para estabilizarse (9 horas). Los valores obtenidos para las respuestas de concentración siguen manteniendo la misma tendencia entre ellas, alcanzando los *set points* deseados y manteniéndose estables en ese valor.

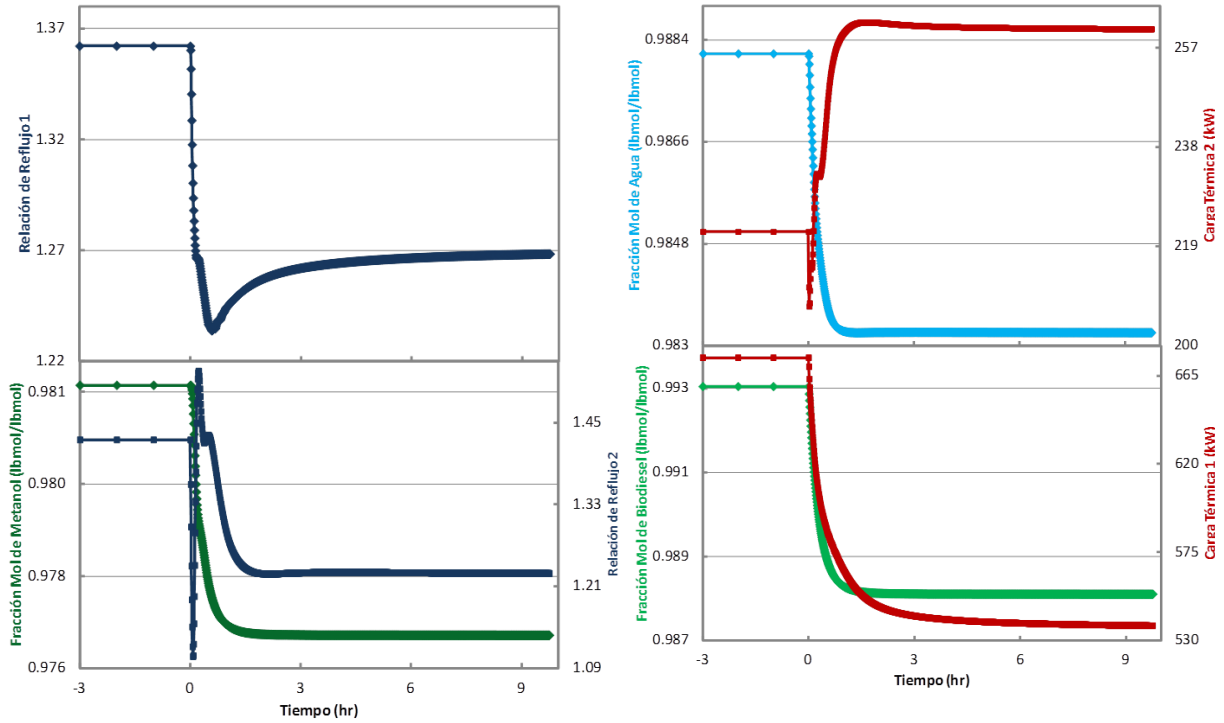


Figura 3.13. +5% de metanol en la alimentación.

Las series de datos obtenidas para los esfuerzos de control de las columnas de destilación también lograron alcanzar un valor constante y mantenerse en ese valor. Por lo que se concluye que esta secuencia de destilación es robusta frente a este par de perturbaciones.

Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control se presentan en las siguientes Tablas:

Tabla 3.15. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -5%.

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.49058	578.322942
2da Columna	1.82504	159.731629

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Tabla 3.16. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.26847	537.550899
2da Columna	1.22915	260.544771

El siguiente reto de control consistió en realizar perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Para la perturbación de -10% en el flujo inicial de metanol las gráficas (**Figura 3.14**) de las respuestas de concentración mostraron la misma tendencia entre ellas, llegaron a los valores deseados y se mantuvieron de forma invariable en ellos. De la misma manera, los esfuerzos de control también alcanzaron un valor fijo y se mantuvieron constantes en éste sin presentar saturación.

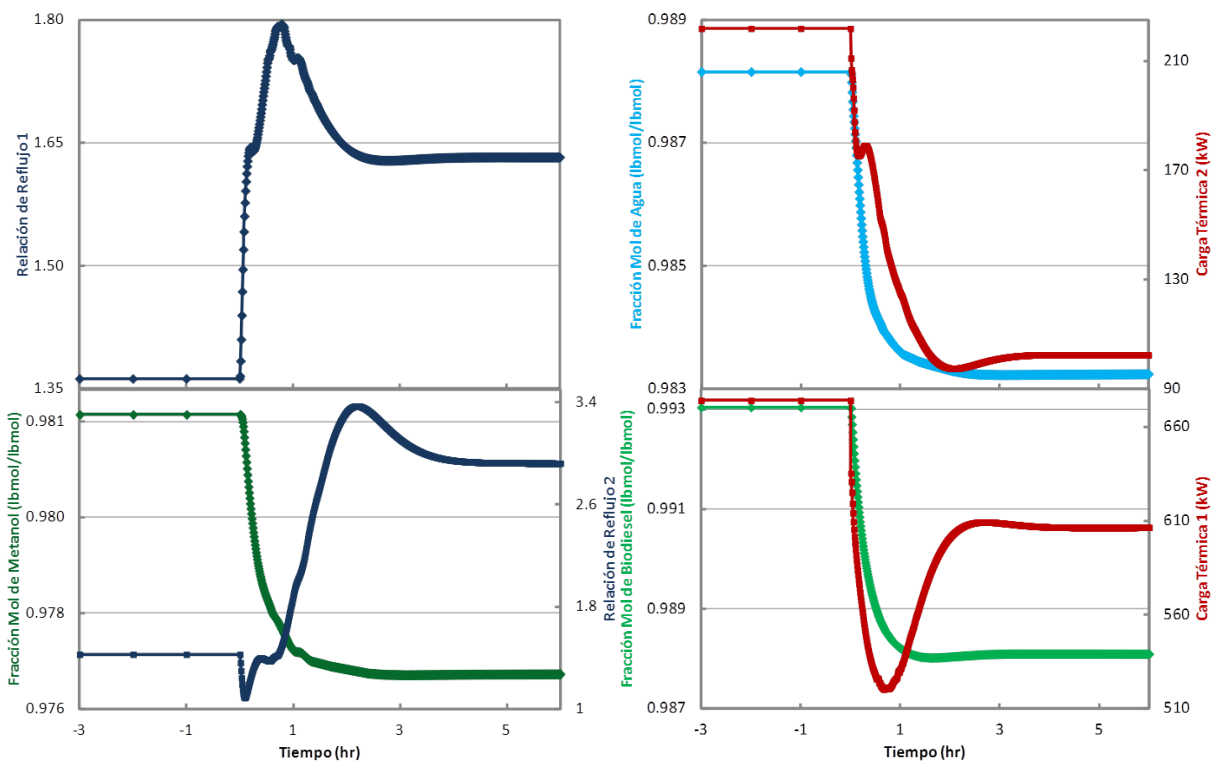


Figura 3.14. -10% de perturbación de metanol.

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Después de aplicar una perturbación del +10% en el flujo de alimentación de metanol, las respuestas de concentración de los tres productos se lograron estabilizar en los valores deseados (**Figura 3.15**). En este caso, los esfuerzos de control en ambas columnas exhibieron una leve alteración, pero finalmente alcanzaron un valor fijo y se mantuvieron constantes en ese valor sin exhibir saturación.

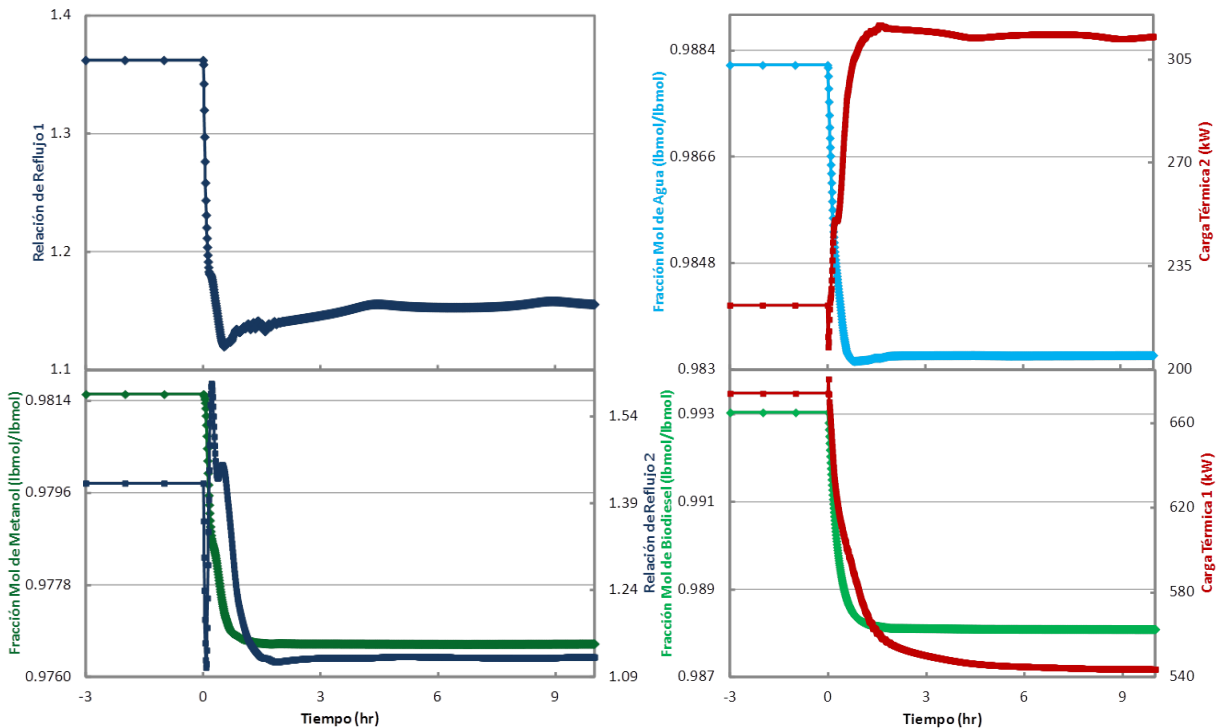


Figura 3.15.+10% de metanol de alimentación.

Cabe mencionar que en esta secuencia y en esta perturbación los valores en los que se estabilizaron, tanto las respuestas de concentración como los esfuerzos de control, se alcanzaron después de un tiempo simulado de 10 horas, lo cual la convierte en la simulación que necesitó de más tiempo para lograr los objetivos de control. Los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control se muestran en las **Tablas 3.17** y **3.18**:

Tabla 3.17. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de -10%.

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.63248	606.528099
2da Columna	2.92053	102.287068

Tabla 3.18. Esfuerzos de control de la SCI con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.15551	543.790382
2da Columna	1.12437	312.829888

Al comparar las dos secuencias convencionales y su respuesta a perturbaciones en las concentraciones de alimentación, se puede decir que la secuencia convencional indirecta es controlable en todos los casos, ya que exhibió robustez, no hubo saturación en las variables manipulables y requirió de tiempos finitos para su estabilización en los objetivos de control deseados. Por otro lado, la secuencia convencional directa falló en la mayoría de los casos, por lo que se le considera no controlable (**Apéndice B**). Por lo tanto, se debe preferir la configuración indirecta a fin de evitar dificultades en la operación continua del proceso; este resultado aplica aun si alguna otra configuración llegase a exhibir consumos menores de energía.

3.3.2. Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta con Uso Mínimo de Rehervidores

Siguiendo el esquema LV convencional de control (**Figura 3.16**), en esta secuencia la fracción mol de metanol de salida se controló manipulando la relación de reflujo de la columna de destilación (controlador B1), la

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

concentración de agua se controló manipulando la carga térmica suministrada al agotador (controlador es el B2), y la concentración de biodiesel se controló manipulando la carga térmica suministrada al separador flash (controlador B3).

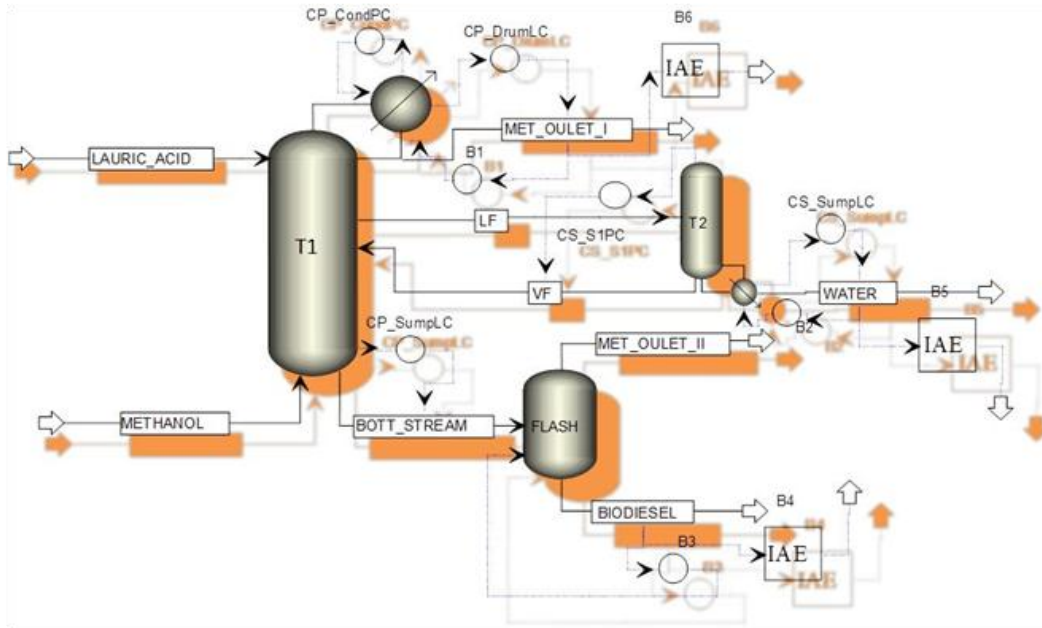


Figura 3.16. Secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores (STAI-UMR).

Los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia se muestran en la **Tabla 3.19**.

Tabla 3.19. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Térmicamente Acoplada con Uso Mínimo de Rehervidores				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	K_c
Metanol	0.98968	0.98475	15	300
Agua	0.99247	0.98753	15	295
Biodiesel	0.99419	0.98924	15	295

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados que se obtuvieron en ésta última secuencia de destilación reactiva exhiben uno de los mejores desempeños dinámicos a lazo cerrado de las seis secuencias. Principalmente muestran gran robustez, no exhibieron saturación y los resultados llegaron a los valores deseados, y de respuestas cíclicas que no se alejan mucho del *set point*.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 97 mol/s y 103 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Enseguida de la perturbación de -3% las respuestas de concentración de agua, metanol y biodiesel entraron en un ciclo y no pudieron estabilizarse (**Figura 3.17**). De la misma manera, los esfuerzos de control también ciclaron sus respuestas. La simulación fue detenida después de 37 horas simuladas por este motivo.

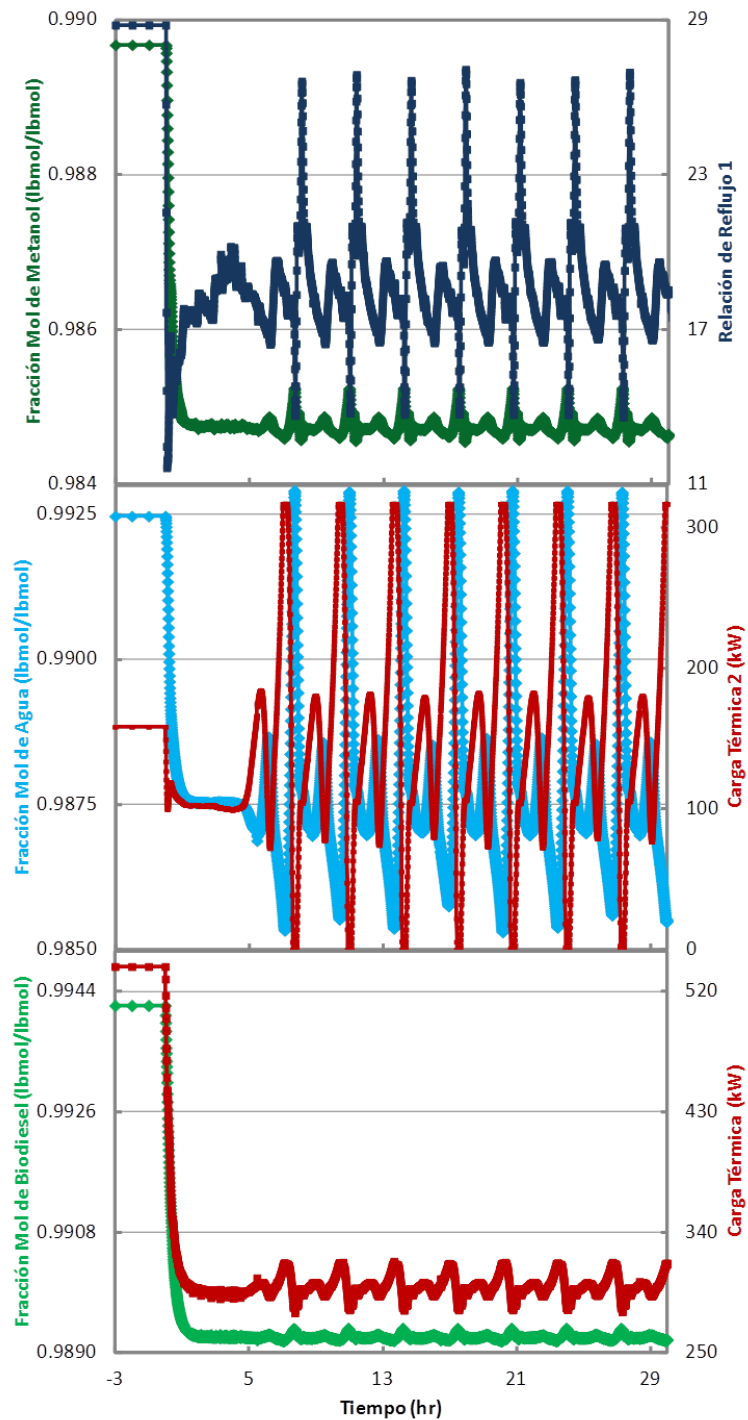


Figura 3.17. -3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

Tras la perturbación de +3% se detuvo la simulación en un tiempo de 55 horas por que todas las respuestas entraron en un ciclo (**Figura 3.18**). Las respuestas de concentración de los productos de salida se ciclaron y no se

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

estabilizaron. Los esfuerzos de control también entraron en un ciclo, la carga térmica del agotador fue el esfuerzo de control que presento más variación en las ondas del ciclo.

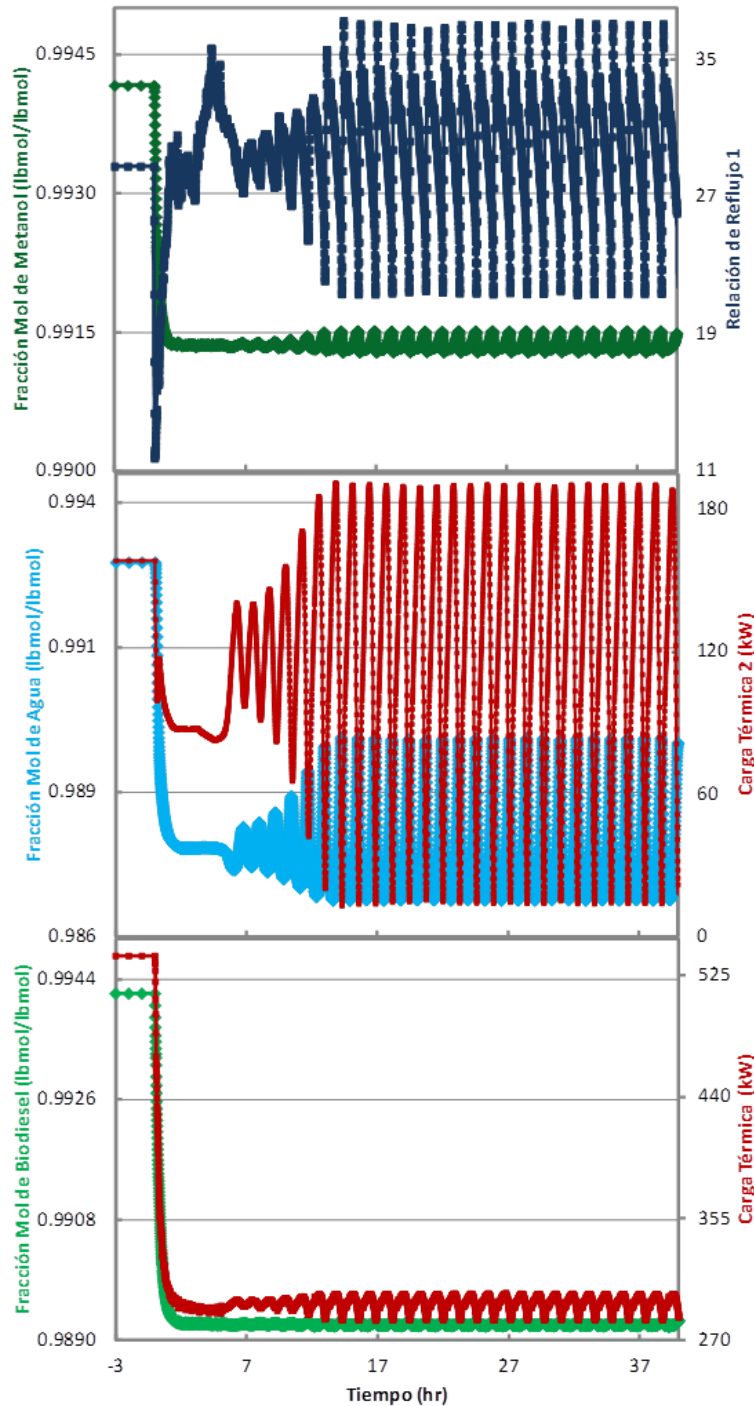


Figura 3.18. +3% de perturbación en ácido láurico.

Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se pueden ver en las **Tablas 3.20 y 3.21**:

Tabla 3.20. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	21.2199	-
2da Columna	-	15.2
Flash	-	288.579725

Tabla 3.21. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	23.45	-
2da Columna	-	52.8969779
Flash	-	290.76

Como siguiente reto de control, se realizó una perturbación de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Enseguida de la perturbación de -5% se detuvo la simulación después de 87 horas por que todas las respuestas entraron en ciclo (**Figura 3.19**). Las respuestas de concentración de los productos de la destilación se obtuvieron de forma cíclica y no se estabilizaron. De la misma forma, los esfuerzos de control también ciclaron, en especial la carga térmica del agotador.

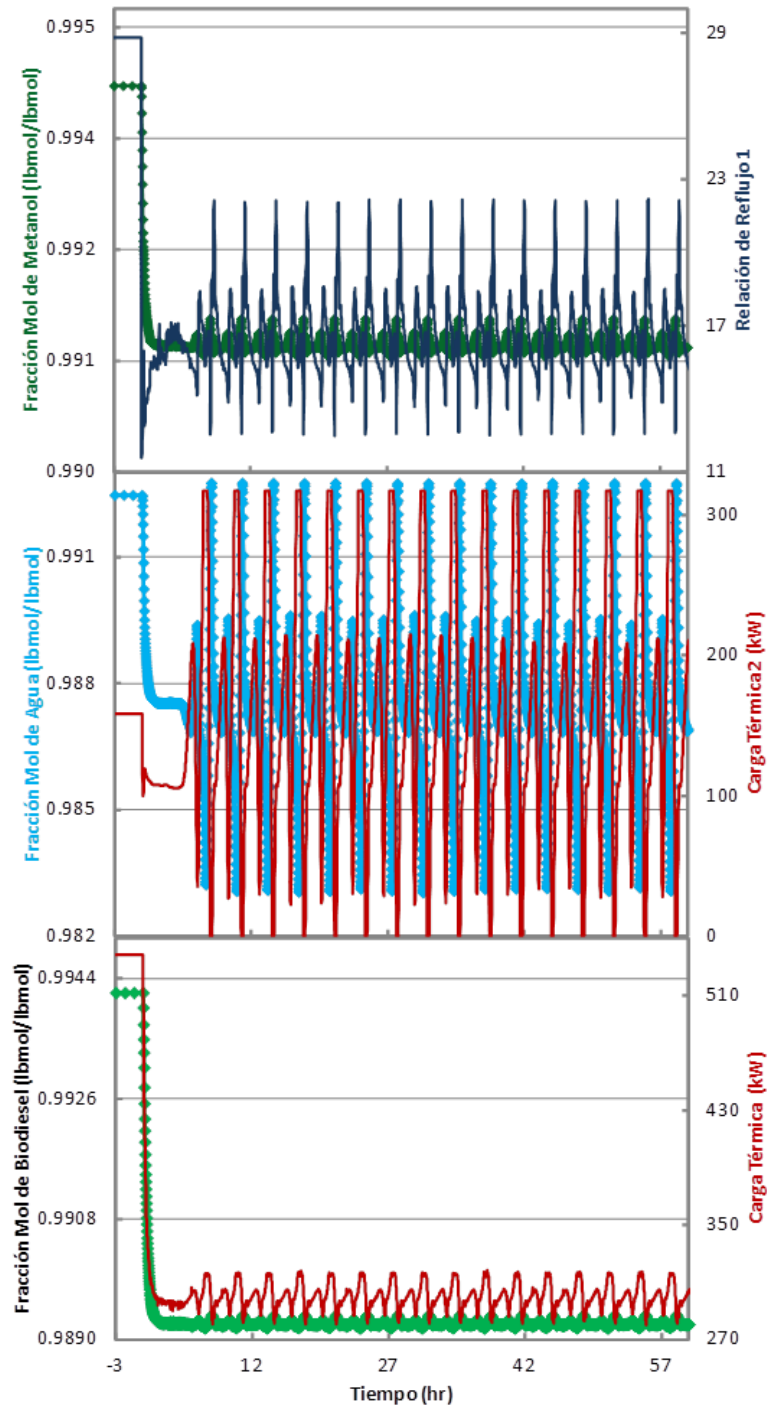


Figura 3.19. -5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.

Después de la perturbación de +5% las respuestas de concentración de agua, metanol y biodiesel, sorprendentemente, lograron estabilizarse, sin presentar

mucho ruido (**Figura 3.20**). Las respuestas de los esfuerzos de control también se estabilizaron, y la carga térmica del flash fue la que mostró el menor esfuerzo para hacerlo. Una vez que se estabilizó la simulación se dejó correr hasta 36 horas.

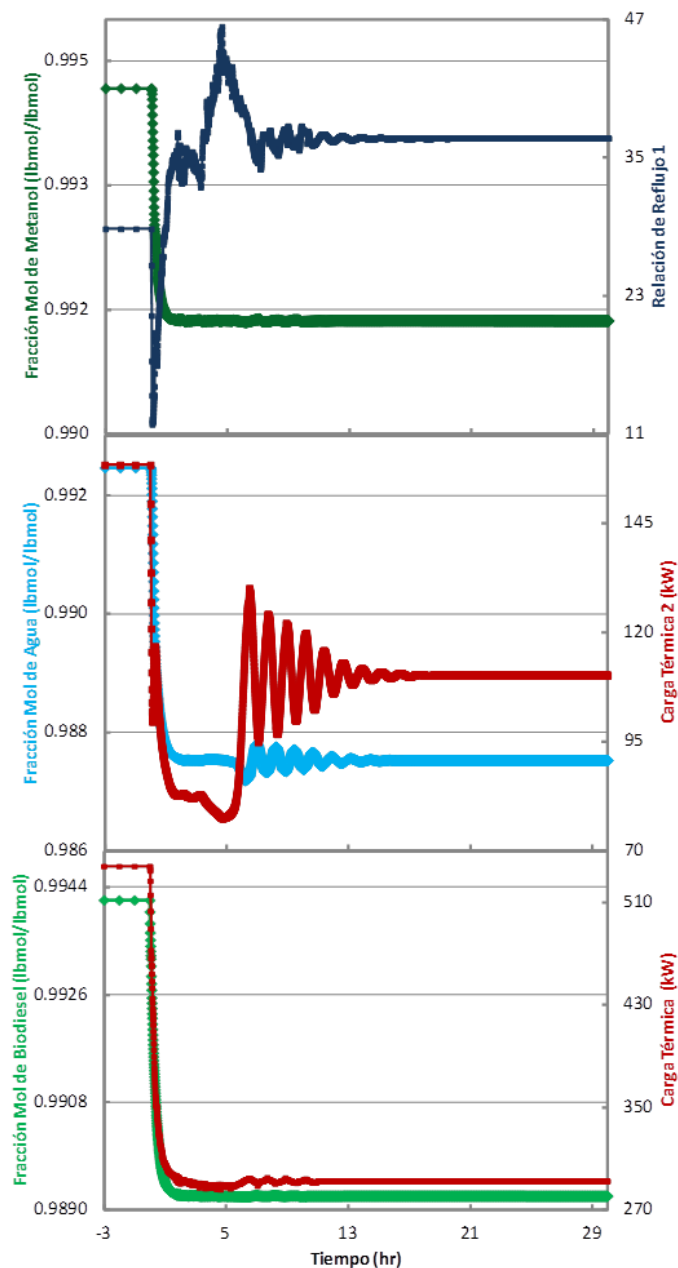


Figura 3.20. +5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.

Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla 3.22. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -5%.

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	14.0458	-
2da Columna	-	50.8730293
Flash	-	289.123665

Tabla 3.23. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	36.6777	-
2da Columna	-	110.303147
Flash	-	292.692977

El último reto de control fue realizar perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Tras la perturbación de -10% se detuvo la simulación a las 24.8 horas de haberla iniciado por que las respuestas nuevamente entraron en ciclo (**Figura 3.21**). Las respuestas de concentración de biodiesel, agua y metanol de salida formaron ciclos y no se estabilizaron, la respuesta de agua fue la que presenta un mayor intervalo en las ondas de los ciclos. De la misma manera, los esfuerzos de control y la carga térmica del agotador también entraron en un ciclo continuo, demostrando la mayor variación en respuesta.

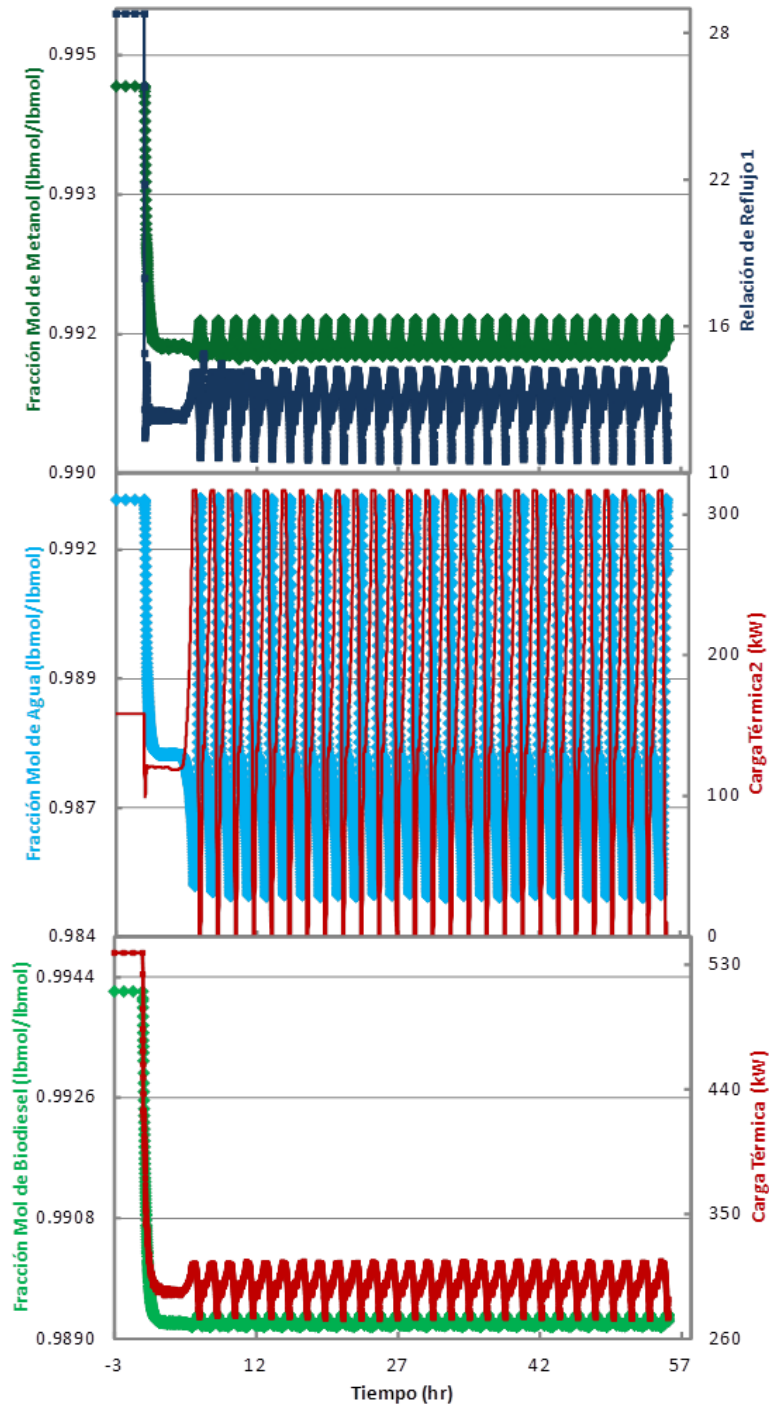


Figura 3.21.-10% de perturbación en la corriente de ácido láurico en la alimentación de la columna de destilación reactiva.

Después de la perturbación de +10% las respuestas de concentración de los productos seguidos se estabilizaron, sorpresivamente (**Figura 3.22**). Las

respuestas de los esfuerzos de control también alcanzaron un valor fijo y se mantuvieron en éste. La simulación se detuvo después de 45 horas.

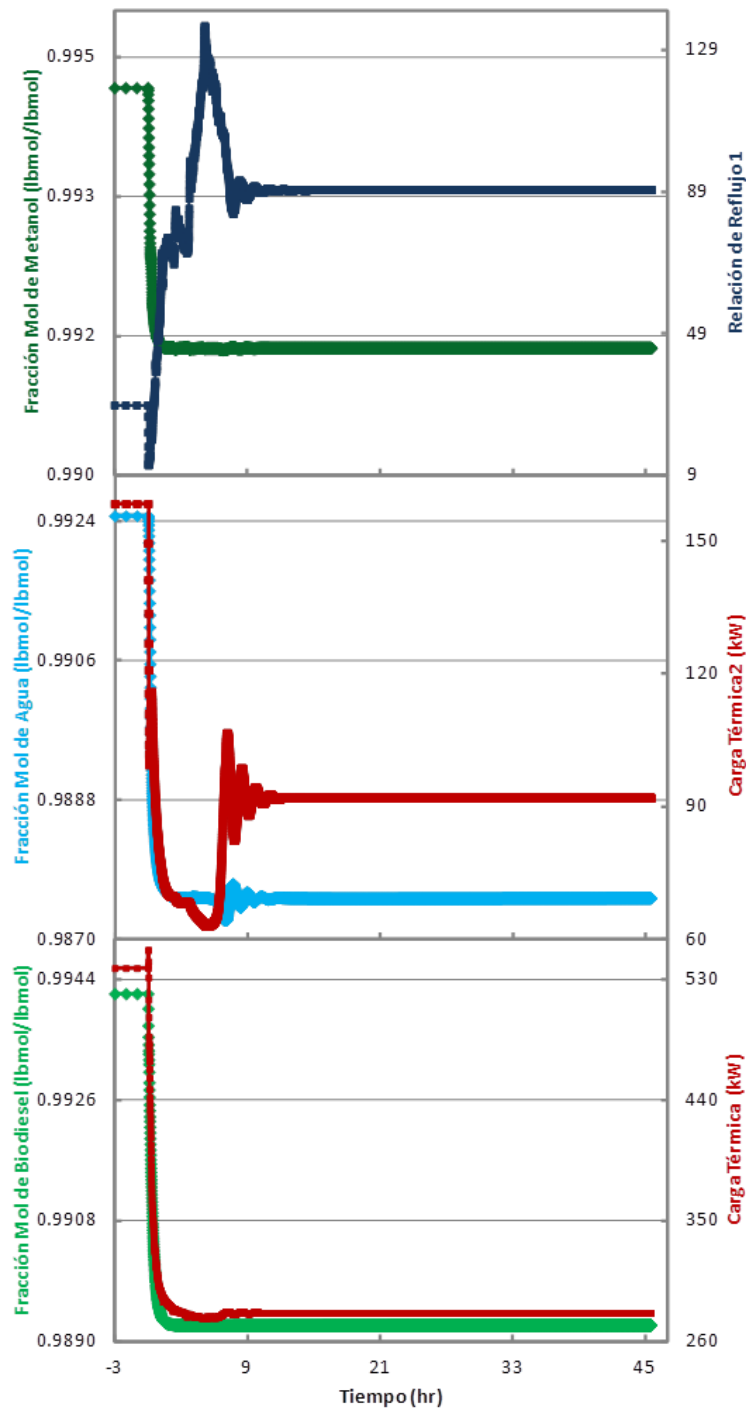


Figura 3.22. +10% de perturbación en el ácido láurico de la corriente de alimentación a la columna de destilación.

Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control se observan en las **Tablas 3.24 y 3.25**:

Tabla 3.24. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -10%.

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	13.1478	-
2da Columna	-	9.96483
Flash	-	288.576

Tabla 3.25. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	89.5048	-
2da Columna	-	92.0457
Flash	-	281.239

Las siguientes simulaciones se refieren a perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Al ocurrir una perturbación de -3% el comportamiento de las respuestas fue el mismo que ha venido ocurriendo cuando se le resta la perturbación al flujo de alimentación y la simulación se detuvo después de 60 horas (**Figura 3.23**). Las respuestas de concentración de los productos de salida formaron ciclos, nuevamente la respuesta de agua fue la que presenta un mayor intervalo en las ondas. Los esfuerzos de control, como se espera, también entraron en un ciclo.

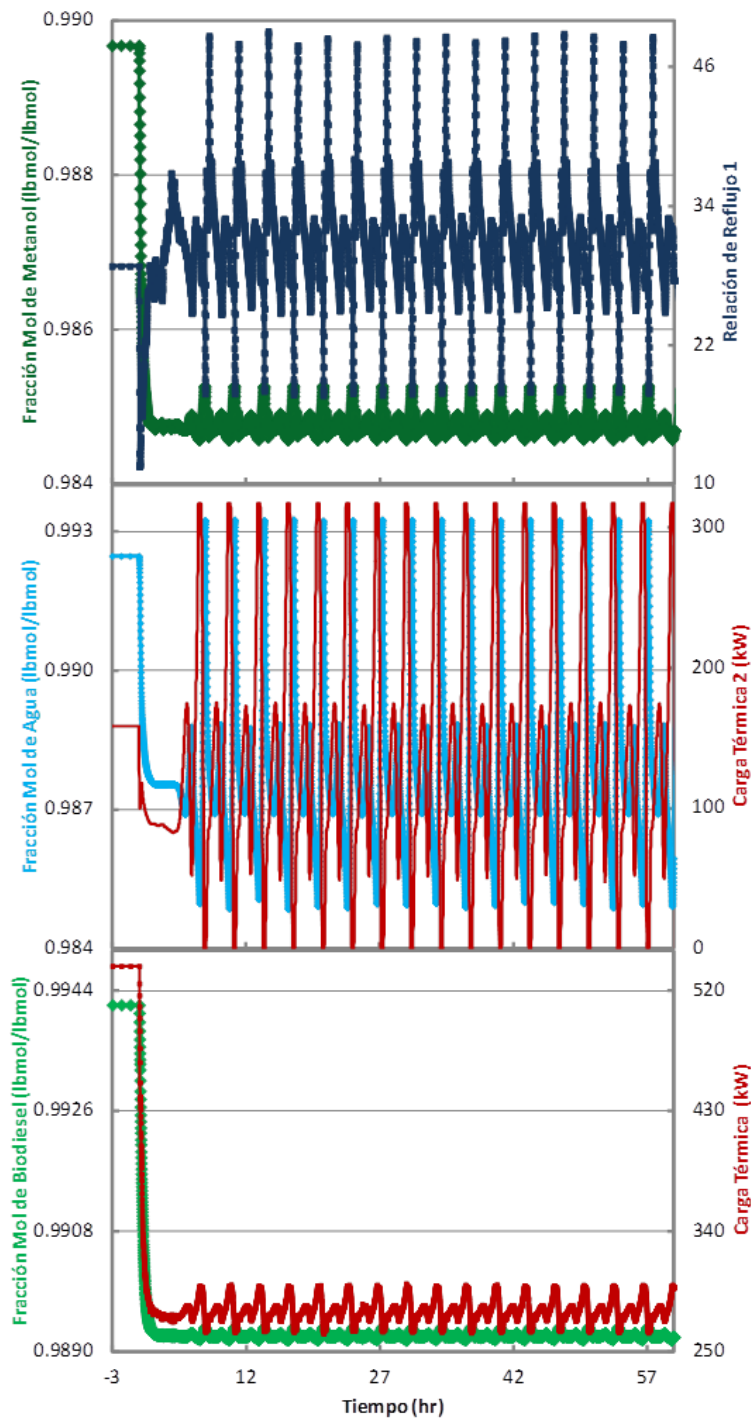


Figura 3.23. -3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Para la perturbación de +3% las respuestas de concentración de los productos sí se estabilizaron, sorpresivamente (**Figura 3.24**). Los datos de las

respuestas de los esfuerzos de control también se estabilizaron. La simulación se detuvo después de 28 horas.

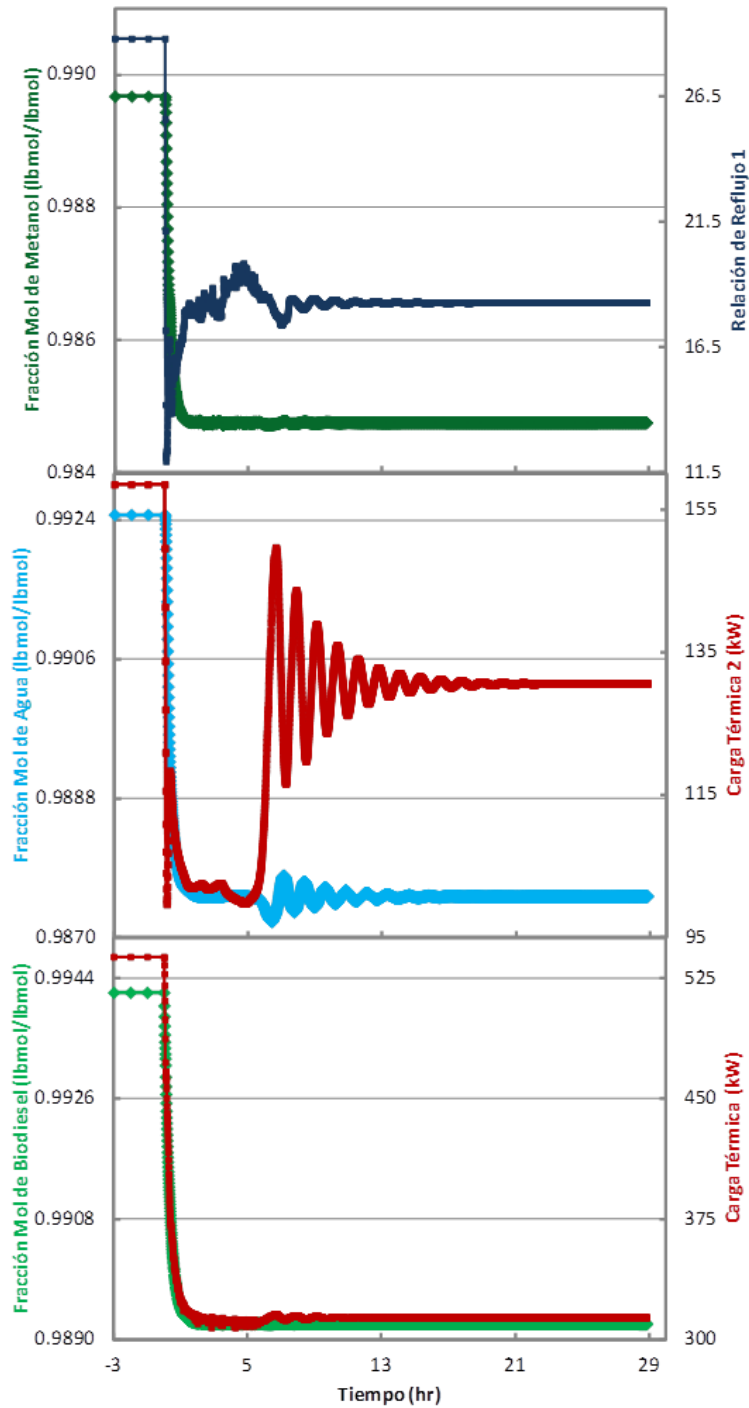


Figura 3.24. +3% de metanol en la corriente de alimentación a la columna de destilación reactiva.

En las **Tablas 3.26** y **3.27** se muestran los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control:

Tabla 3.26. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	34.4121	-
2da Columna	-	75.6085181
Flash	-	275.346395

Tabla 3.27. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	18.2774	-
2da Columna	-	130.606815
Flash	-	313.802884

Para el siguiente reto de control se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Después de ocurrir la perturbación de -5% las respuestas siguen mostrando comportamiento cíclico, por lo que la simulación fue detenida después de 66 horas (**Figura 3.25**); los esfuerzos de control también exhibieron ciclos. Esta vez los resultados se dividieron en dos tendencias marcadas, el metanol de salida, el biodiesel y la carga térmica del flash siguen una tendencia y el agua, la relación de reflujo y la carga térmica del agotador siguen otra.

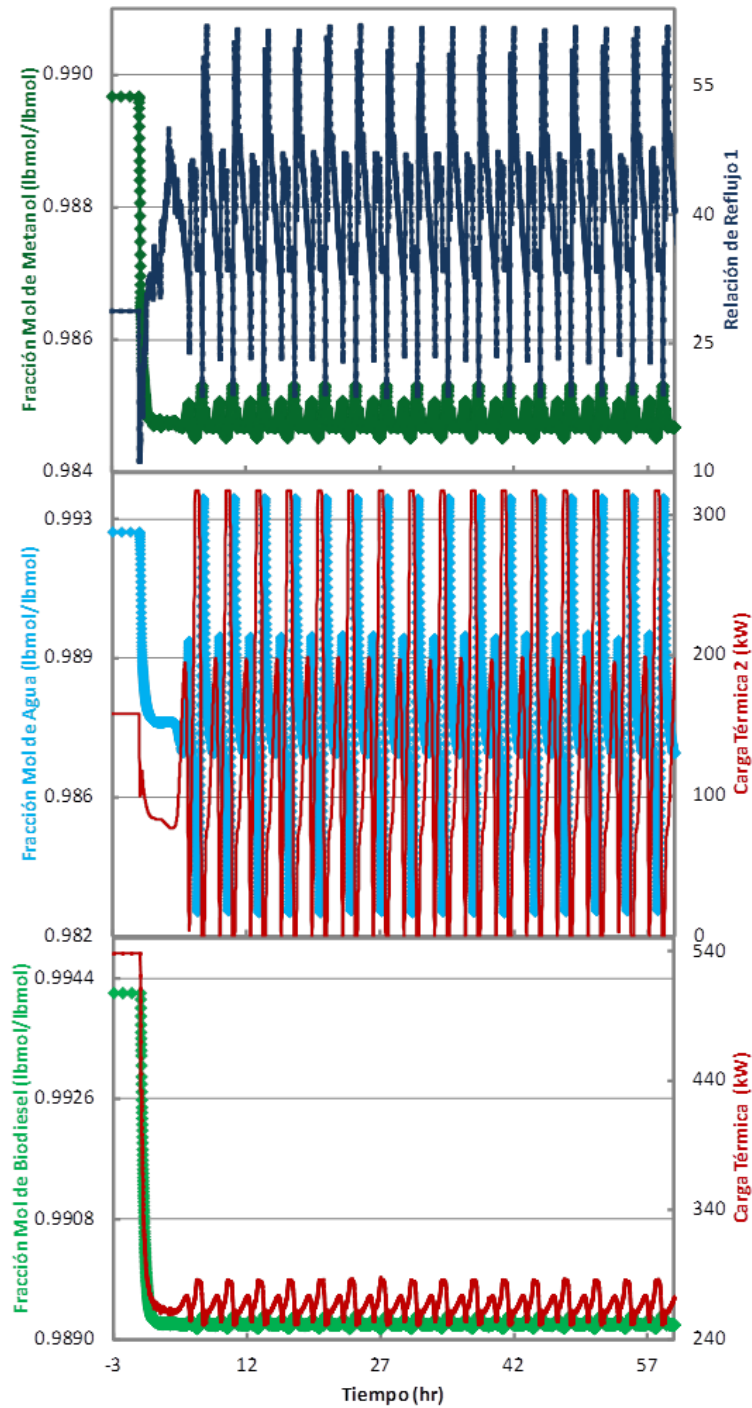


Figura 3.25.-5% de perturbación en la corriente de alimentación a la columna de destilación en metanol.

Si ocurre una perturbación de +5% los ciclos que se presentan son de poca amplitud y las respuestas de concentración oscilan alrededor del *set point*; en

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

cuanto a los esfuerzos de control se presentó el mismo comportamiento oscilatorio (**Figura 3.26**). Sin embargo, en este caso las respuestas se estabilizan después de 12 horas y no vuelven a oscilar, por lo que se puede considerar que esta secuencia es robusta frente a esta perturbación.

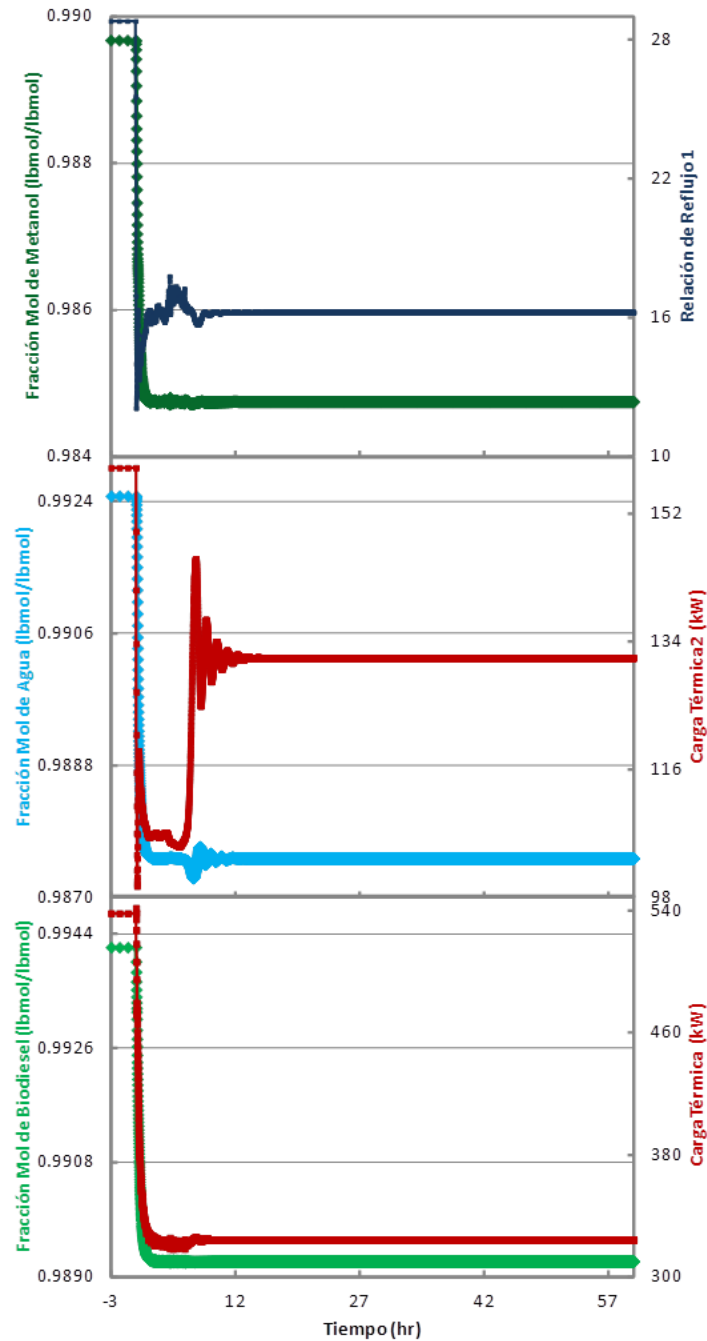


Figura 3.26. +5% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla 3.28. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -5%.

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	61.3929	-
2da Columna	-	76.4584241
Flash	-	262.235569

Tabla 3.29. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	16.2301	-
2da Columna	-	131.718727
Flash	-	324.215698

Como últimos retos de control, se aplicaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s respectivamente, a la columna de destilación reactiva.

Después de una perturbación de -10% las respuestas exhiben comportamiento oscilatorio (**Figura 3.27**), la simulación fue detenida después de 28 horas. Los esfuerzos de control también fueron oscilatorios. En esta ocasión se encuentra que los valores de la relación de reflujo de la columna de destilación exhiben saturación, disparándose violentamente después de las 5 horas simuladas.

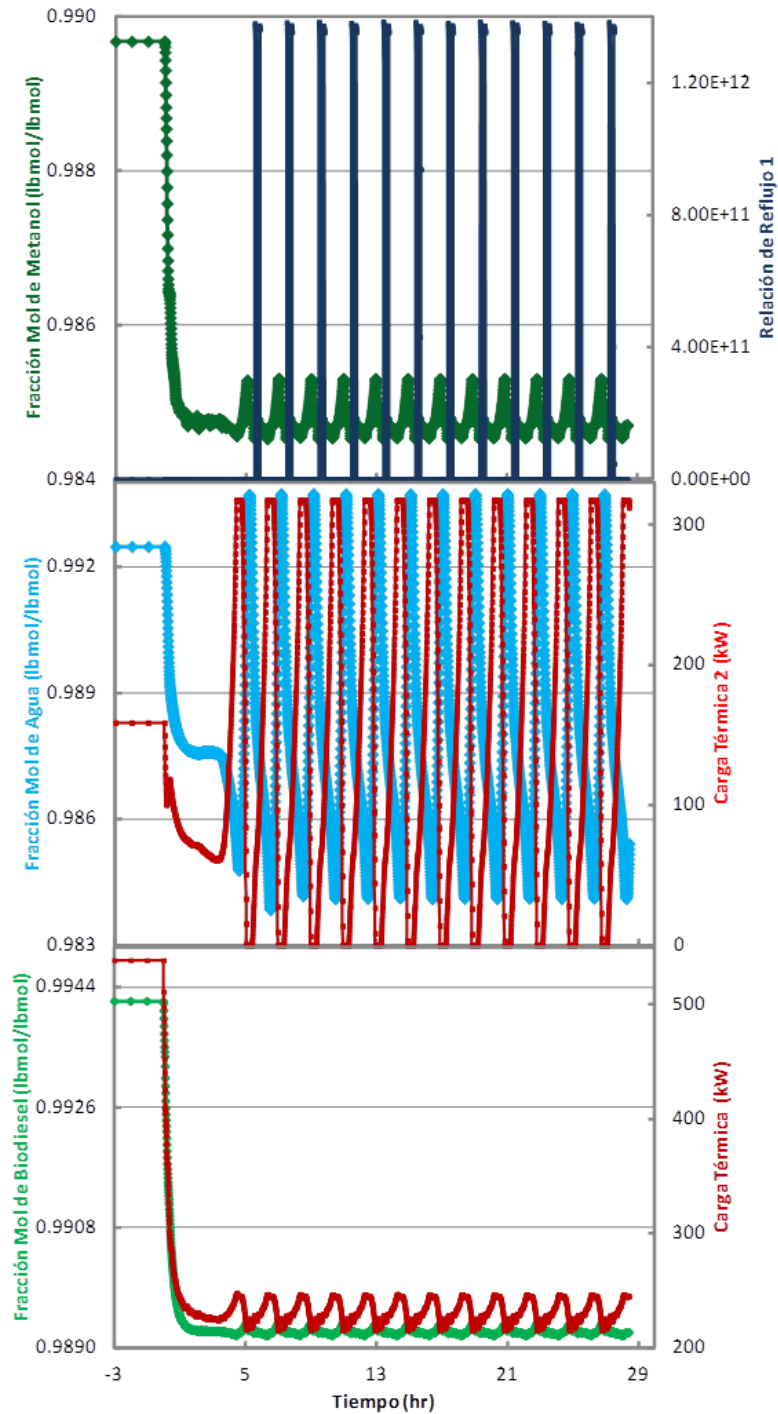


Figura 3.27.-10% de perturbación en el metanol de alimentación.

En caso de ocurrir una perturbación de +10%, sorprendentemente las respuestas se estabilizaron más rápido que en las otras perturbaciones

(Figura 3.28). Aparentemente, esta secuencia sería más robusta frente a esta perturbación, que frente a perturbaciones de menor magnitud.

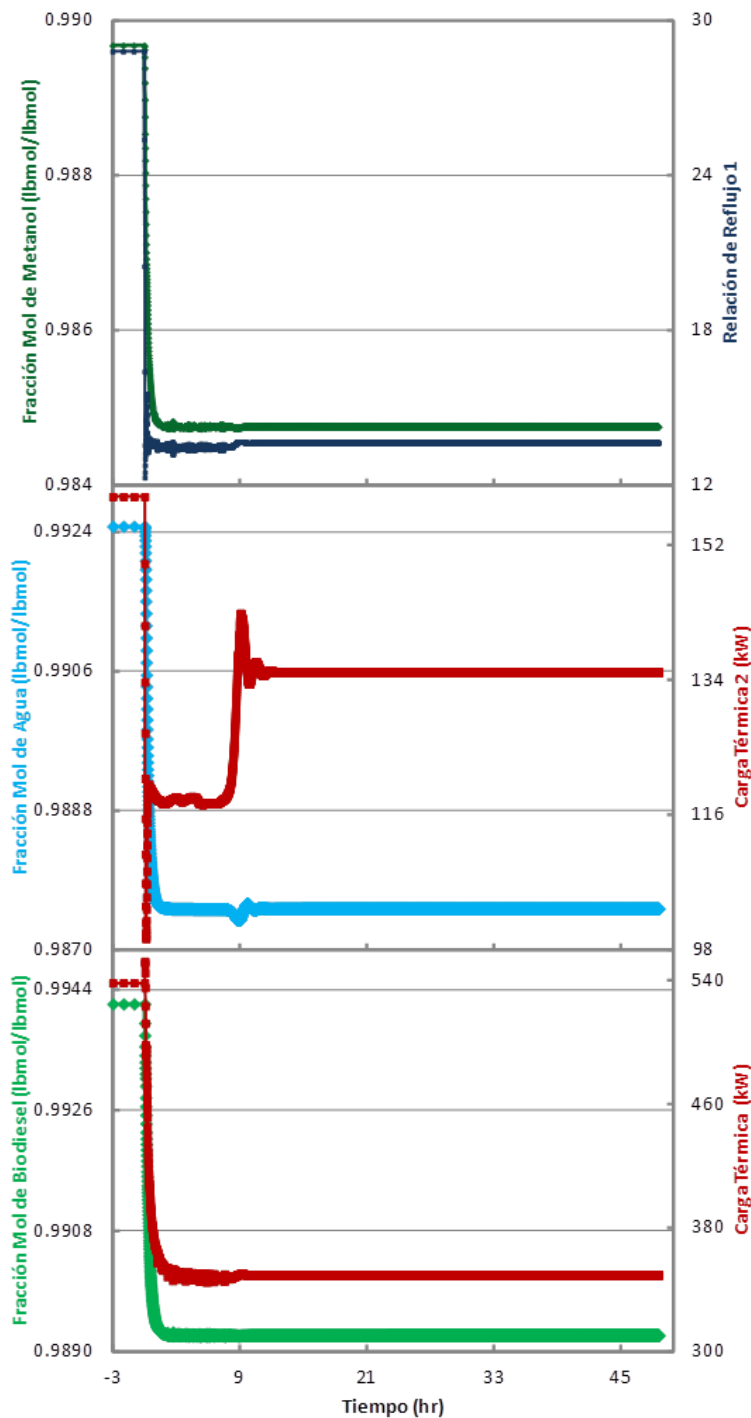


Figura 3.28. +10% de perturbación en la alimentación de metanol a la columna de destilación reactiva.

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control se muestran en las **Tablas 3.30** y **3.31**:

Tabla 3.30. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de -10%.

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	78.7163	-
2da Columna	-	312.050319
Flash	-	244.679735

Tabla 3.31. Esfuerzos de control de la STAI-UMR con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	13.6379	-
2da Columna	-	135.055634
Flash	-	349.422738

De las secuencias con uso mínimo de rehervidores la que mostró la mejor controlabilidad fue la secuencia indirecta ya que no exhibió errores en el simulador y se logró estabilizar después de algunas perturbaciones, las de dirección negativa. La secuencia directa con uso mínimo de rehervidores (**Apéndice B**) exhibió varias respuestas cíclicas y algunas incluso no se pudieron simular por errores de convergencia.

De las seis secuencias que se analizaron las que exhibieron mejor controlabilidad fueron las secuencias convencional indirecta y la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores. La peor secuencia fue la térmicamente acoplada directa ya que en todas las corridas se presentaron errores de convergencia en el simulador y en las demás secuencias se presentaron valores cíclicos, errores en las simulaciones y casos inoperables principalmente por alcanzar saturación de las relaciones de reflujo. Por lo que se recomiendan primordialmente estas dos secuencias sobre las otras cuatro.

3.3.3. Comparación entre la controlabilidad de las secuencias estudiadas.

La única configuración que demostró robustez, rapidez para estabilizarse nuevamente, sin error y sin saturación de variables manipulables fue la convencional indirecta. Esta situación era de esperarse a partir de los resultados observados en la descomposición en valores singulares. Pero también se esperaba porque en el caso de secuencias acopladas térmicamente, ya sea con todos sus rehervidores o con el mínimo número de ellos, se cuenta con menos variables manipulables. Por tanto, la secuencia convencional contiene esta ventaja *per sé* a su diseño, y debiese ser la elegida a pesar del ahorro energético exhibido por alguna otra secuencia.

El caso de la secuencia convencional directa pudo ser similar, a pesar de los resultados de descomposición en valores singulares; sin embargo al no cerrarse un lazo de control para la corriente de conexión entre las columnas se perdió la posibilidad de manipular la carga térmica de la primera columna, lo que llevó al decremento de su desempeño dinámico a lazo cerrado. Cabe notar que si se cierran los lazos de control [temperatura del último plato — carga térmica del rehervidor] y [temperatura del primer plato — relación de reflujo] en la columna de destilación reactiva, tanto para la secuencia convencional directa como indirecta, se esperaría que el comportamiento dinámico a lazo cerrado fuese satisfactorio, como se vio en este caso aunque no se cerró el segundo lazo mencionado en la secuencia indirecta, pero el simulador si lo utilizó.

En el caso de las secuencias térmicamente acopladas, al disminuir el número de rehervidores se pierde la capacidad de manipular la correspondiente carga térmica, y en el caso de disminuir el número de condensadores se pierde la capacidad de manipular el correspondiente reflujo, por lo que es de esperarse que estas secuencias exhiban más problemas de control que las convencionales. Sin embargo, en la descomposición por valores singulares se obtuvo que algunas de las secuencias acopladas probablemente exhiban propiedades dinámicas deseables, tal como en el caso de la acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores. Al simular la respuesta frente a perturbaciones en escalón de los flujos de alimentación se obtuvo que solo esta última secuencia exhibió desempeños dinámicos satisfactorios para algunos de los casos simulados, cuando la perturbación fue en sentido negativo, pero no

fue así en otros casos; y las demás secuencias acopladas no fueron satisfactorias.

Por tanto se puede inferir que hay otras propiedades de control que pueden afectar el desempeño dinámico de las secuencias [columna de destilación reactiva – unidad de separación], tales como la direccionalidad de la perturbación (Skogestad y Morari, 1987) y, definitivamente, el diseño del hardware del proceso (Morari, 1992).

3.4. REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA

En las **Tablas 3.32, 3.33 y 3.34** se puede observar una comparación entre los requerimientos de energía de rehervidores y condensadores de las seis secuencias de destilación reactiva seguidas de una unidad de separación. Se compararon por pares, primero las secuencias convencionales, después las térmicamente acopladas y por último las térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.

Tabla 3.32. Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias convencionales.

Equipo	SCD		SCI	
	Qc (kW)	Qb (kW)	Qc (kW)	Qb (kW)
Columna Principal	-1460.7	674.207	-1655.8	17.0217
Columna Secundaria	-199.1	221.811	-107.55	1216.96
Rectificador	0	0	0	0
Agotador	0	0	0	0
Flash	0	0	0	0
Total	-1659.8	896.02	-1763.4	1234

Aunque la secuencia directa demuestra un ahorro mayor de energía que la indirecta, no se recomienda el uso de la secuencia directa porque como están planteados los lazos de control no es operable, es recomendable usar la

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

secuencia indirecta ya que exhibe mejor desempeño dinámico a lazo cerrado y el ahorro de energía no varía por mucho.

Tabla 3.33. Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias térmicamente acopladas.

Equipo	STAD-RL		STAI-AL	
	Qc (kW)	Qb (kW)	Qc (kW)	Qb (kW)
Columna Principal	-1895.9	1420.45	-1496.1	361.279
Columna Secundaria	0	0	0	0
Rectificador	-200.63	0	0	0
Agotador	0	0	0	187.605
Flash	0	0	0	0
Total	-2096.5	1420.5	-1496.1	548.88

De las secuencias acopladas la indirecta muestra ahorro de energía significativo en comparación con la secuencia directa.

Tabla 3.34. Comparación de los requerimientos de energía de las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores.

Equipo	STAD-SR		STAI-UMR	
	Qc (kW)	Qb (kW)	Qc (kW)	Qb (kW)
Columna Principal	-1344.3	0	-1523.1	0
Columna Secundaria	0	0	0	0
Rectificador	-66.745	0	0	0
Agotador	0	0	0	158.497
Flash	0	536.731	0	538.402
Total	-1411.1	536.73	-1523.1	696.9

De las secuencias térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores la secuencia que muestra un ahorro mayor en la energía es la secuencia directa

CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

pero no es operable, por lo que se recomienda la indirecta ya que se puede controlar y el gasto de energía no muestra una diferencia considerable con la secuencia directa. De las seis secuencias de destilación reactiva las que tuvieron menor gasto de energía fueron la secuencia acoplada indirecta y las secuencias acopladas con uso mínimo de rehervidores, pero las que exhibieron mejor controlabilidad de las seis secuencias son la convencional indirecta y la acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores; por cierto que la diferencia en el ahorro de energía no es muy significativa.

Por esto se concluyó que estas dos secuencias, la convencional indirecta y la acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores, son las que pueden exhibir mejor desempeño en el proceso de destilación reactiva seguida por una unidad de separación.

4. CONCLUSIONES

Al llevar a cabo el análisis de las seis secuencias, constituidas por una torre de destilación reactiva seguida de una unidad de separación (secuencias convencionales, térmicamente acopladas y térmicamente acopladas con uso mínimo de rehervidores, en todos los casos con estructuras directa e indirecta) para la producción de biodiesel, se conocieron las regiones de operación donde son estables y responden adecuadamente a acciones de control, así como la robustez de las mismas a perturbaciones en escalón a los flujos de alimentación de reactivos. Se observó que de las seis secuencias presentadas en este trabajo las que exhibieron más robustez y no presentaron problemas a las acciones de control realizadas fueron la secuencia convencional indirecta y la secuencia térmicamente acoplada indirecta con uso mínimo de rehervidores; esto se confirmó lo previsto por el análisis de DVS, ya que las mismas secuencias que presentaron los menores valores de número de condición y mayores de valor singular mínimo en comparación con las otras secuencias.

En general las secuencias indirectas exhibieron mejor control que las secuencias directas, ya que en los análisis realizados se obtuvo como resultado que las últimas no son controlables porque no hay acción de control entre las columnas; es decir que para hacerlas controlables habría que introducir un lazo adicional de control con alguna variable de las corrientes de interconexión entre las dos columnas (por ejemplo un lazo que controle flujo o temperatura en las corrientes de interconexión entre las dos columnas).

A partir de las seis secuencias estudiadas, se observó que las térmicamente acopladas requieren de menor cantidad de energía para llevar a cabo el proceso de reacción más separación por destilación, lo que es una ventaja para reducir costos de operación de estas secuencias.

CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES

A pesar de que el arreglo de ganancias relativas propone una configuración de variables manipulables-controlables diferente a la utilizada industrialmente, se optó por usar el esquema convencional de apareamiento debido a que el esquema de apareamiento LV por lo general da resultados similares al esquema RGA, y es el más aceptado por los operadores.

5. RECOMENDACIONES

- ❑ Anexar en la secuencia convencional directa alguna variable de control intermedia para realizar un lazo de control en la corriente de interconexión entre las dos columnas de destilación, como por ejemplo temperatura o flujo, ya que esto mejoraría la controlabilidad de esta secuencia y el análisis presentado sería más completo.
- ❑ De la misma manera se aconseja que no se deje libre la relación de reflujo de la columna de destilación reactiva en la secuencia convencional indirecta, y también acoplarla a alguna variable de control de la corriente de interconexión entre las columnas de destilación, por ejemplo temperatura o flujo para cerrar el lazo de control y realizar el análisis de la misma.
- ❑ Llevar a cabo el análisis de las perturbaciones en las seis secuencias de destilación reactiva pero esta vez usando el esquema obtenido en el RGA, con el fin de comparar los resultados con los que se obtuvieron usando el esquema de control convencional.
- ❑ Usar la secuencia de destilación térmicamente acoplada con uso mínimo de rehervidores ya que, además de presentar mejores propiedades dinámicas, exhibe el mayor ahorro de energía en comparación con las otras cinco secuencias de destilación reactiva.

6. REFERENCIAS

Agreda, V.H, Partin, L.R y Heise, W.H. High-Purity Methyl Acetate via Reactive Distillation. 2, 1990, *Chem. Eng. Prog.* 86, 40.

Alejski, K. y Duprat, F., 1996, Dynamic Simulation of the Multicomponent Reactive Distillation, *Chem. Eng. Sci.* 51, 4237.

Barbosa, D.; Doherty, M.F., 1987a, Theory of two phase diagrams and azeotropic conditions for two phase reactive systems, *Proceedings of the Royal Society of London A413*, 443-458.

Bock, H., Jimoh, M., Wozny, G., 1997, Analysis of Reactive Distillation Using the Esterification of Acetic Acid as an Example, *Chem. Eng. Tech.* 20, 182.

Bonilla – Petriciolet, A., Acosta – Martínez, A., Bravo – Sánchez, U.I., Segovia - Hernández, J.G., 2006, Bubble and Dew Point Calculations in Multicomponent and Multireactive Mixtures, *Chem. Biochem. Eng. Q. J.* 20 (2), 93.

Braganza, K., Karoly, D.J., Arblaster, J.M., 2004, Diurnal temperature range as an index of global climate change during the twentieth century, *Geophysical Research Letter* 31.

Brehelin, M., Forner, F., Rouzineau, D., Repke J., Meyer, X., Meyer, M., y Wozny, G., 2007, Production of n-propyl Acetate by Reactive Distillation, Experimental and Theoretical Studies, *Chem. Eng. Res. Dev.* 85 (A1), 109.

- Chang, Y. A. y Seader, J.D., 1998, Simulation of Continuous Reactive Distillation by an Homotopy-Continuation Method, *Computers Chem. Eng.* 12, 1243.
- Dimian, A., Omota, F., Bliet, A., 2004, Enhancer - Enhanced Reactive Distillation, *Chem. Eng. Proc.* 43, 411.
- Esparza-Hernández, F., Iridia-Araújo, C. Y., Domínguez-Lira, L. M., Hernández, S., y Jiménez A., 2005., Feedback control analysis of thermally coupled distillation sequences for four-component mixtures, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 83, No. A9, pp. 1144-1151.
- Fuchigami, Y., 1990, Hydrolysis of methyl acetate in distillation column packed with reactive packing of ion exchange resin, *Journal of Chemical Engineering of Japan* 23, (3), 354-9.
- Griggs, J. A., Harries, J.E., 2004, Comparison of spectrally resolved outgoing longwave data between 1970 and present. *SPIE* 5543, 164.
- Harries, J. E., Brindley, H.E., Sagoo, P. J. y Bantges, R. J., 2001, Increases in greenhouse forcing inferred from the outgoing longwave radiation spectra of the Earth in 1970 and 1997, *Nature* 410, 355-357.
- Hernández, S., Gudiño-Marez, I. R., Cárdenas, J. C., Segovia-Hernández, J. G., y Rico-Ramírez, V., 2005., A short note on control structures for thermally coupled distillation sequences for four-component mixtures., *Ins. Eng. Chem. Res.*, Vol. 44, No. 15, pp. 5857-5863
- Hernández S., Segovia-Hernández J.G., Juárez-Trujillo L., Estrada-Pacheco J. E. y Maya-Yescas R., 2011, Design study of the control of a reactive thermally coupled distillation sequence for the esterification of fatty organic acids, *Chem. Eng. Comm.* 198:1-18.

- Hiwale, R., 2004, Industrial Application of reactive Distillation: Recent Trends, *Int. J. Chem. Eng.*, 2.
- Jones, G.S., Tett, S.F.B., y Stott, P.A., 2003, Causes of atonospheric temperature change 1960–2000: A combined attribution analysis. *Geophysical Research Letter* 30,(5), 1228.
- Keyes, D.B., 1932, Esterification processes and equipment. *Ind. Eng. Chem.* 24, 1096-1103.
- Kiss, Anton A.; Pragt, J. J.; and van Strien, C. J. G., 2009, Reactive Dividing-Wall Columns – Defying Equilibrium Restrictions, *Chemical Product and Process Modeling* 4: Iss. 5, Article 2.
- Laštovička, J., Akmaev, R.A., Beig, G., Bremer, J., Emmert, J., 2006, Global change in the upper atmosphere, *Science* 314 (5803), 1253-1254.
- Manning AC, Keeling RF. 2006. Global oceanic and land biotic carbon sinks from the Scripps atmospheric oxygen flask sampling network, *Tellus* 58, 95–116.
- Martinez, D., Bautista, F.M., Caballero, V., Campelo, J.M., Marinas, J.M., Romer, A.A. Procedimiento de producción de biodiesel mediante el uso de lipasa pancreática de cerdo como biocatalizador enzimático. . 2 289 943 2008.
- Maya-Yescas, R. y Aguilar, R. (2003), Controllability assessment approach for chemical reactors: Nonlilnear control affine systems. *Chemical Engineering Journal* 92, 69-79.

- Maya-Yescas, R., Aguilar-López, R., González-Ortíz, A., Mariaca-Domínguez, E., Rodríguez-Salomon, S. y Salazar-Sotelo, D. (2004), Impact of production objectives on adiabatic FCC regenerator control. *Petroleum Science & Technology* 22, 31-43.
- Morari, Manfred. (1992), Effect of design on the controllability of chemical plants. *IFAC Chemical Engineering* 210-4.
- Orçaire, O., Buisson, P., and Pierre, A.C. Application of silica aerogel encapsulated lipases in the synthesis of biodiesel by transesterification reactions. 3-4, 2006, *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic* 42, 106-113.
- Pelejero, C., Calvo, E., McCulloch, M.T., Marshall, J.F., Gagan, M.k., Lough, J.M. Opdyke, B.N., 2005, Preindustrial to Modern Interdecadal Variability in Coral Reef pH, *Science* 309 (5744), 2204-2207.
- Pérez-Cisneros, E. S. (1997), Modeling, design and analysis of reactive separation process, Ph. D. Thesis, Technical University of Denmark.
- Ramírez, N. y Jiménez, A., 2004., Two alternatives to thermally coupled distillation systems with side columns., *AIChE Journal*, Vol. 50, No. 11, pp. 2971-2975.
- Segovia-Hernández, J. G., Hernández-Vargas, E. A., Márquez-Muñoz, J. A., Hernández, S., y Jiménez, A., 2005., Control properties and thermodynamic analysis of two alternatives to thermally coupled distillation systems with side columns., *Chem. Biochem. Eng. Q.*, Vol. 19, No. 4, pp 325-332.
- Skogestad, Sigurd y Morari, Manfred. (1987), Effect of disturbance directions on closed-loop performance. *Chemical Engineering*, 206-41.

- Steinigeweg, S., Gmehling, J., 2003, Esterification of a fatty acid by reactive distillation, *Ind. Eng. Chem. Res.* 42, 3612-3619.
- Stratta, José. *BIOCOMBUSTIBLES: los aceites vegetales como constituyentes principales del biodiesel*. Agosto 2000, pp. 1 -15.
- Sundmacher, K.; Kienle, A., Reactive Distillation: Status and Future Directions. 1st ed. Weinheim (Germany): Wiley-VCH Verlag, Gmbh, 2003.
- Taylor, R. y Krishna, R., 2000, Modeling rective distillation, *Chemical Engineering Science* 55, 5183-5229.
- Triantafyllou C. y Smith R., 1992, The Design and Optimization of Fully Thermally Coupled Distillation Columns, *Trans IChemE* 70A, 118.
- Ung, S. y Doherty, M.F., 1995, Vapour-Liquid Phase Equilibrium in System with Multiple Chemical Reactions, *Chem. Eng. Sci.* 50, 23.
- Woods, Richard. Biodiesel Production Method and Apparatus. WO 2008/100798 August de 2008.
- Zhu, Y., Liu, X., y Qian, J., 2004., Control schemes of internal thermally coupled distillation columns for non-ideal mixtures., *Proceedings of the 5th World Congress on Intelligent Control and Automation*, pp. 3445-3449.

7. APÉNDICES

7.1. APÉNDICE A

En este Apéndice se muestran las ecuaciones de las funciones de transferencia en el dominio de Laplace y las funciones de transferencia en el dominio de la frecuencia para los diferentes tipos de órdenes.

7.1.1. Funciones de transferencia en el dominio de Laplace.

Función de transferencia de primer orden.

$$g(s) = \frac{k_1}{1 + \tau_1 s} \quad (\text{A.1})$$

Función de transferencia de primer orden con tiempo muerto.

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_d s}}{1 + \tau_1 s} \quad (\text{A.2})$$

Función de transferencia de primer orden en competencia.

$$g(s) = \frac{k_1}{1 + \tau_1 s} + \frac{k_2}{1 + \tau_2 s} \quad (\text{A.3})$$

Función de transferencia de primer orden en competencia con tiempos de retraso.

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_1 s}}{1 + \tau_1 s} + \frac{k_2 e^{-\theta_2 s}}{1 + \tau_2 s} \quad (\text{A.4})$$

Función de transferencia de primer orden en competencia con tiempo muerto.

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_d s}}{1 + \tau_1 s} + \frac{k_2}{1 + \tau_2 s} \quad (\text{A.5})$$

Función de transferencia de segundo orden (cuando τ_1 y τ_2 son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1}{(1 + \tau_1 s)(1 + \tau_2 s)} \quad (\text{A.6})$$

Función de transferencia de segundo orden (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1}{\tau^2 s^2 + 2\tau\zeta s + 1} \quad (\text{A.7})$$

Función de transferencia de segundo orden con tiempo de retraso (cuando τ_1 y τ_2 son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_d s}}{(1 + \tau_1 s)(1 + \tau_2 s)} \quad (\text{A.8})$$

Función de transferencia de segundo orden con tiempo de retraso (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_d s}}{\tau^2 s^2 + 2\tau\zeta s + 1} \quad (\text{A.9})$$

Función de primer y segundo orden en competencia.

$$g(s) = \frac{k_1}{\tau_1 s + 1} + \frac{k_2}{(1 + \tau_2 s)(1 + \tau_3 s)} \quad (\text{A.10})$$

Función de primer orden y segundo orden en competencia (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1}{\tau_1 s + 1} + \frac{k_2}{\tau_2^2 s^2 + 2\tau_2 \zeta s + 1} \quad (\text{A.11})$$

Función de primer orden y segundo orden en competencia con tiempo muerto (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(s) = \frac{k_1 e^{-\theta_d s}}{\tau_1 s + 1} + \frac{k_2}{\tau_2^2 s^2 + 2\tau_2 \zeta s + 1} \quad (\text{A.12})$$

7.1.2. Funciones de transferencia en el dominio de la frecuencia.

Para poder aplicar la técnica de DVS, es necesario cambiar la matriz de funciones de transferencia del dominio de Laplace al dominio de la frecuencia, usando la siguiente transformación compleja:

$$s = \omega j \quad (\text{A.13})$$

Aplicando la transformación compleja a las funciones de transferencia, $g_{ij}(s)$, se llega a las siguientes expresiones para formar la matriz de transferencia en el dominio de la frecuencia.

Función de transferencia de primer orden

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{1 + \tau_1 \omega j} * \frac{1 - \tau_1 \omega j}{1 - \tau_1 \omega j} \quad (\text{A.14a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 - k_1 \tau_1 \omega j}{1 + \tau_1^2 \omega^2} \quad (\text{A.14})$$

Función de transferencia de primer orden con tiempo muerto.

Aplicando la ecuación 5 en la función de la ecuación A.13, y usando la identidad de Moivre:

$$e^{j\theta_d\omega} = \cos \theta_d\omega - j \sin \theta_d\omega \quad (\text{A.15})$$

Obtenemos:

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos(\theta_d\omega) - \text{sen}(\theta_d\omega)j)}{1 + \tau_1\omega j} * \frac{1 - \tau_1\omega j}{1 - \tau_1\omega j} \quad (\text{A.16.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 \cos(\theta_d\omega) - k_1 \text{sen}(\theta_d\omega)j - k_1\tau_1\omega \cos(\theta_d\omega)j - k_1\tau_1\omega \text{sen}(\theta_d\omega)}{1 + \tau_1^2\omega^2} \quad (\text{A.16.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 \cos(\theta_d\omega) - k_1\tau_1\omega \text{sen}(\theta_d\omega) - k_1 \text{sen}(\theta_d\omega)j - k_1\tau_1\omega \cos(\theta_d\omega)j}{1 + \tau_1^2\omega^2} \quad (\text{A.16.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos(\theta_d\omega) - \tau_1\omega \text{sen}(\theta_d\omega)) - (\text{sen}(\theta_d\omega) + k_1\tau_1\omega \cos(\theta_d\omega))j}{1 + \tau_1^2\omega^2} \quad (\text{A.16})$$

Función de transferencia de primer orden en competencia.

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{1 + \tau_1\omega j} * \frac{1 - \tau_1\omega j}{1 - \tau_1\omega j} + \frac{k_2}{1 + \tau_2\omega j} * \frac{1 - \tau_2\omega j}{1 - \tau_2\omega j} \quad (\text{A.17.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 - k_1 \tau_1 \omega j}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2 - k_2 \tau_2 \omega j}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (\text{A.17.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 + k_1 \tau_2^2 \omega^2 - k_1 \tau_1 \omega j - k_1 \tau_1 j^* \tau_2^2 \omega^3 + k_2 + k_2 \tau_1^2 \omega^2 - k_2 \tau_2 \omega j - k_2 \tau_2 j^* \tau_1^2 \omega^3}{(1 + \tau_1^2 \omega^2)(1 + \tau_2^2 \omega^2)} \quad (\text{A.17.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 + k_2 + (k_1 \tau_2^2 + k_2 \tau_1^2) \omega^2 - ((k_1 \tau_1 + k_2 \tau_2) \omega + (k_1 \tau_1 \tau_2^2 + k_2 \tau_1^2 \tau_2) \omega^3) j}{(1 + \tau_1^2 \omega^2)(1 + \tau_2^2 \omega^2)} \quad (\text{A.17})$$

Función de transferencia de primer orden con tiempos de retraso.

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_{1d} \omega j}}{\tau_1 \omega j + 1} + \frac{k_2 e^{-\theta_{2d} \omega j}}{\tau_2 \omega j + 1} \quad (\text{A.18.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_{1d} \omega j} - k_1 \tau_1 \omega j e^{-\theta_{1d} \omega j}}{1 + \tau_1^2 \omega j} + \frac{k_2 e^{-\theta_{2d} \omega j} - k_2 \tau_2 \omega j e^{-\theta_{2d} \omega j}}{1 + \tau_2^2 \omega j} \quad (\text{A.18.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 (1 - \tau_1 \omega j) (\cos \theta_{1d} \omega - j \sin \theta_{1d} \omega)}{1 + \tau_1^2 \omega j} + \frac{k_2 (1 - \tau_2 \omega j) (\cos \theta_{2d} \omega - j \sin \theta_{2d} \omega)}{1 + \tau_2^2 \omega j} \quad (\text{A.18.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta_{1d}\omega - \tau_1\omega \sin \theta_{1d}\omega)}{1 + \tau_1^2\omega^2} + \frac{k_2(\cos \theta_{2d}\omega - \tau_2\omega \sin \theta_{2d}\omega)}{1 + \tau_2^2\omega^2} - \frac{k_1(\sin \theta_{1d}\omega + \tau_1\omega \cos \theta_{1d}\omega)j}{1 + \tau_1^2\omega^2} - \frac{k_2(\sin \theta_{2d}\omega + \tau_2\omega \cos \theta_{2d}\omega)j}{1 + \tau_2^2\omega^2} \quad (\text{A.18})$$

Función de transferencia de primer orden en competencia con tiempo muerto.

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_d \omega j} - k_1 \tau_1 \omega j e^{-\theta_d \omega j}}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2 - k_2 \tau_2 \omega j}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (\text{A.19.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta_d \omega - j \omega \sin \theta_d \omega) - k_1 \tau_1 \omega j (\cos \theta_d \omega - j \sin \theta_d \omega)}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2 - k_2 \tau_2 \omega j}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (\text{A.19.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 \cos \theta_d \omega - j k_1 \sin \theta_d \omega - j k_1 \tau_1 \omega \cos \theta_d \omega + k_1 \tau_1 \omega \sin \theta_d \omega}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2 \omega j)}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (\text{A.19.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta_d \omega + \tau_1 \omega \sin \theta_d \omega)}{1 + \tau_1^2 \omega^2} - \frac{k_1(\sin \theta_d \omega + \tau_1 \omega \cos \theta_d \omega)j}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2 \omega j)}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (\text{A.19})$$

Función de transferencia de segundo orden (cuando τ_1 y τ_2 son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{\tau_1 \tau_2 \omega^2 j^2 + \tau_1 \omega j + \tau_2 \omega j + 1} \quad (\text{A.20.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{-\tau_1 \tau_2 \omega^2 + (\tau_1 + \tau_2) \omega j + 1} \cdot \frac{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - (\tau_1 + \tau_2) \omega j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - (\tau_1 + \tau_2) \omega j} \quad (\text{A.20.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 (1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - k_1 (\tau_1 + \tau_2) \omega j}{(1 + \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 + \tau_2)^2 \omega^2} \quad (\text{A.20})$$

Función de transferencia de segundo orden (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{-\tau^2 \omega^2 + 2\tau \zeta \omega j + 1} \quad (\text{A.21.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{-\tau^2 \omega^2 + 2\tau \zeta \omega j + 1} \cdot \frac{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j} \quad (\text{A.21.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 (1 - \tau^2 \omega^2) - 2k_1 \tau \zeta \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\tau \zeta \omega)^2} \quad (\text{A.21})$$

Función de transferencia de segundo orden con tiempo de retraso (cuando τ_1 y τ_2 son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_2 e^{-\theta_d \omega j}}{\tau_1 \tau_2 \omega^2 j^2 + \tau_1 \omega j + \tau_2 \omega j + 1} \quad (\text{A.22.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_2 e^{-\theta_d \omega j}}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) + (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)j} \cdot \frac{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)j} \quad (\text{A.22.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_2 e^{-\theta_d \omega j} (1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - k_2 e^{-\theta_d \omega j} (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)^2} \quad (\text{A.22.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_2 e^{-\theta_d \omega j} - k_2 e^{-\theta_d \omega j} \tau_1 \tau_2 \omega^2 - k_2 e^{-\theta_d \omega j} \tau_1 \omega j - k_2 e^{-\theta_d \omega j} \tau_2 \omega j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)^2} \quad (.22.d)$$

$$g(\omega j) = \frac{k_{11} (\cos(\theta_d \omega) - \sin(\theta_d \omega)j)(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) - k_1 (\cos(\theta_d \omega) - \sin(\theta_d \omega)j)(\tau_1 \omega - \tau_2 \omega)j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 \omega + \tau_2 \omega)^2} \quad (\text{A.22.e})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_{11} (1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) \cos(\theta_d \omega) - (\tau_1 \omega - \tau_2 \omega) \sin(\theta_d \omega)}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 + \tau_2)^2} - \frac{k_{11} ((1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2) \sin(\theta_d \omega) + (\tau_1 \omega - \tau_2 \omega) \cos(\theta_d \omega))j}{(1 - \tau_1 \tau_2 \omega^2)^2 + (\tau_1 + \tau_2)^2 \omega^2} \quad (\text{A.22})$$

Función de transferencia de segundo orden con tiempo de retraso (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_d \omega j}}{1 - \tau^2 \omega^2 + 2\tau \zeta \omega j} \quad (\text{A.23.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_d \omega j}}{(1 - \tau^2 \omega^2) + 2\tau \zeta \omega j} \cdot \frac{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j} \quad (\text{A.23.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta_d \omega j} (1 - \tau^2 \omega^2) - 2k_1 e^{-\theta_d \omega j} \tau \xi \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\tau \xi \omega)^2} \quad (\text{A.23.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 (\cos(\theta_d \omega) - \sin(\theta_d \omega) j) (1 - \tau^2 \omega^2) - 2k_1 (\cos(\theta_d \omega) - \sin(\theta_d \omega) j) \tau \xi \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\tau \xi \omega)^2} \quad (\text{A.23.d})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 \left((1 - \tau^2 \omega^2) \cos(\theta_d \omega) - 2\tau \xi \omega \sin(\theta_d \omega) \right)}{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\tau \xi \omega)^2} - \frac{k_1 \left((1 - \tau^2 \omega^2) \sin(\theta_d \omega) - 2\tau \xi \omega \cos(\theta_d \omega) \right) j}{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\tau \xi \omega)^2} \quad (\text{A.23})$$

Función de primer orden y segundo orden en competencia.

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{\tau_1 \omega j + 1} + \frac{k_2}{(1 + \tau_2 \omega j)(1 + \tau_3 \omega j)} \quad (\text{A.24.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{(\tau_1 \omega j + 1)} \cdot \frac{(1 - \tau_1 \omega j)}{(1 - \tau_1 \omega j)} + \frac{k_2}{(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2) + (\tau_2 \omega + \tau_3 \omega) j} \cdot \frac{(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2) - (\tau_2 \omega + \tau_3 \omega) j}{(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2) - (\tau_2 \omega + \tau_3 \omega) j} \quad (\text{A.24.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1 - k_1 \tau_1 \omega j}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2 - k_2 \tau_2 \tau_3 \omega^2 - k_2 \tau_2 \omega j - k_2 \tau_3 \omega j}{(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2)^2 + (\tau_2 \omega + \tau_3 \omega)^2} \quad (\text{A.24.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(1 - \tau_1 \omega j)}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2) - k_2(\tau_2 \omega + \tau_3 \omega)j}{(1 - \tau_2 \tau_3 \omega^2)^2 + (\tau_2 \omega + \tau_3 \omega)^2} \quad (\text{A.24})$$

Función de primer orden y segundo orden en competencia (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{\tau_1 \omega j + 1} + \frac{k_2}{\tau_2^2 \omega^2 j^2 + 2\tau \zeta \omega j + 1} \quad (\text{A.25.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1}{\tau_1 \omega j + 1} \cdot \frac{1 - \tau_1 \omega j}{1 - \tau_1 \omega j} + \frac{k_2}{(1 - \tau^2 \omega^2) + 2\tau \zeta \omega j} \cdot \frac{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j} \quad (\text{A.25.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(1 - \tau_1 \omega j)}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2^2 \omega^2) - 2k_2 \tau_2 \zeta \omega j}{(1 - \tau_2^2 \omega^2)^2 + (2\tau_2 \zeta \omega)^2} \quad (\text{A.25})$$

Función de primer orden y segundo orden en competencia con tiempo muerto (cuando τ y ζ son conocidas).

$$g(\omega j) = \frac{k_1 e^{-\theta \omega j}}{\tau_1 \omega j + 1} + \frac{k_2}{\tau_2^2 \omega^2 j^2 + 2\tau \zeta \omega j + 1} \quad (\text{A.26.a})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta \omega - j \sin \theta \omega)}{\tau_1 \omega j + 1} \cdot \frac{1 - \tau_1 \omega j}{1 - \tau_1 \omega j} + \frac{k_2}{(1 - \tau^2 \omega^2) + 2\tau \zeta \omega j} \cdot \frac{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j}{(1 - \tau^2 \omega^2) - 2\tau \zeta \omega j} \quad (\text{A.26.b})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta \omega \tau_1 \omega j - \cos \theta \omega - j \sin \theta \omega \tau_1 \omega j + j \sin \theta \omega)}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2^2 \omega^2) - 2k_2 \tau_2 \xi \omega j}{(1 - \tau_2^2 \omega^2)^2 + (2\tau_2 \xi \omega)^2} \quad (\text{A.26.c})$$

$$g(\omega j) = \frac{k_1(\cos \theta \omega - \sin \theta \omega \tau_1 \omega) - k_1(\cos \theta \omega \tau_1 \omega + \sin \theta \omega) j}{1 + \tau_1^2 \omega^2} + \frac{k_2(1 - \tau_2^2 \omega^2) - 2k_2 \tau_2 \xi \omega j}{(1 - \tau_2^2 \omega^2)^2 + (2\tau_2 \xi \omega)^2} \quad (\text{A.26})$$

7.2. APÉNDICE B

7.2.1. Secuencia Convencional Directa

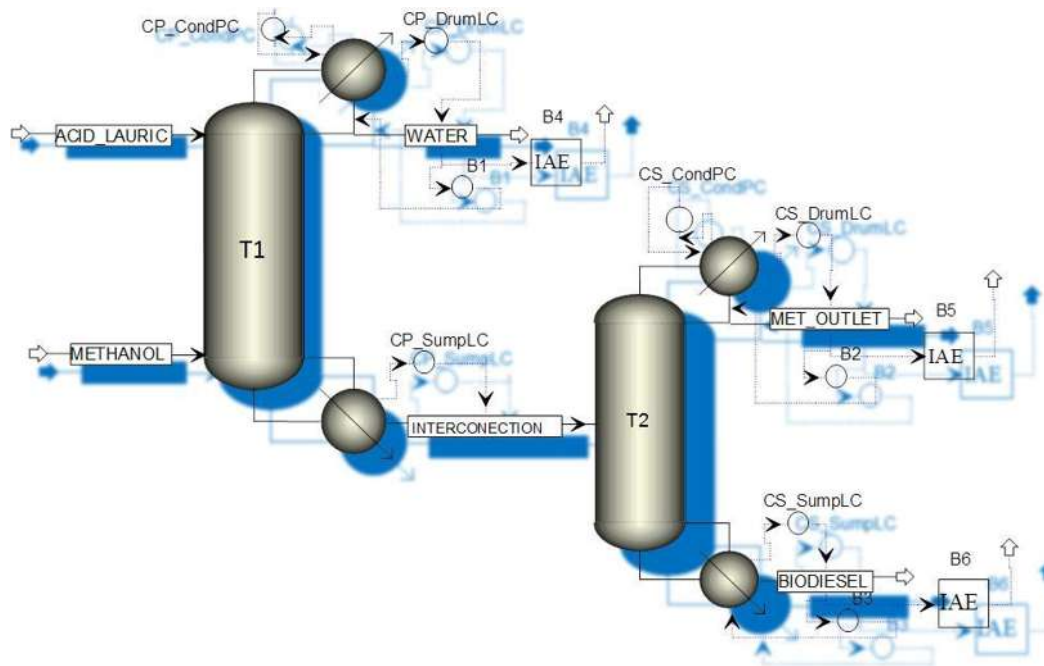


Figura B.1. Secuencia convencional directa (SCD).

Siguiendo el esquema convencional, la concentración de agua se controla manipulando la relación de reflujo del condensador de la primera columna, el controlador se identifica en el diagrama como B1; la concentración del metanol de salida se controló manipulando la relación de reflujo de la segunda columna de destilación, donde el controlador es el B2; y la concentración de biodiesel se controló manipulando la carga térmica del rehervidor de la segunda columna, donde el controlador es el B3. Se usaron 3 controladores del tipo PI. Los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia se presentan en la **Tablas B.1**:

Tabla B.1. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Convencional Directa				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	K_c
Metanol	0.99822	0.99325	15	295
Agua	0.99997	0.99456	80	1
Biodiesel	0.99983	0.99485	15	190

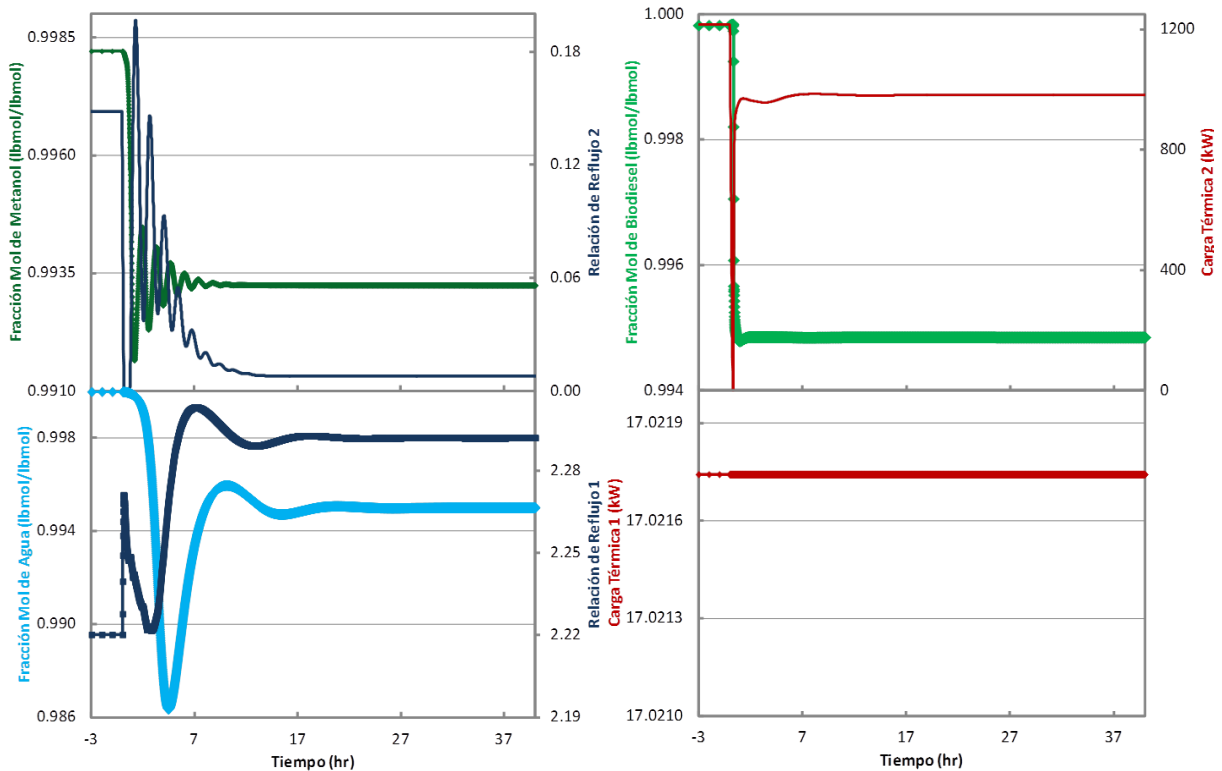


Figura B.2. Resultados con -3% de ácido láurico en la alimentación.

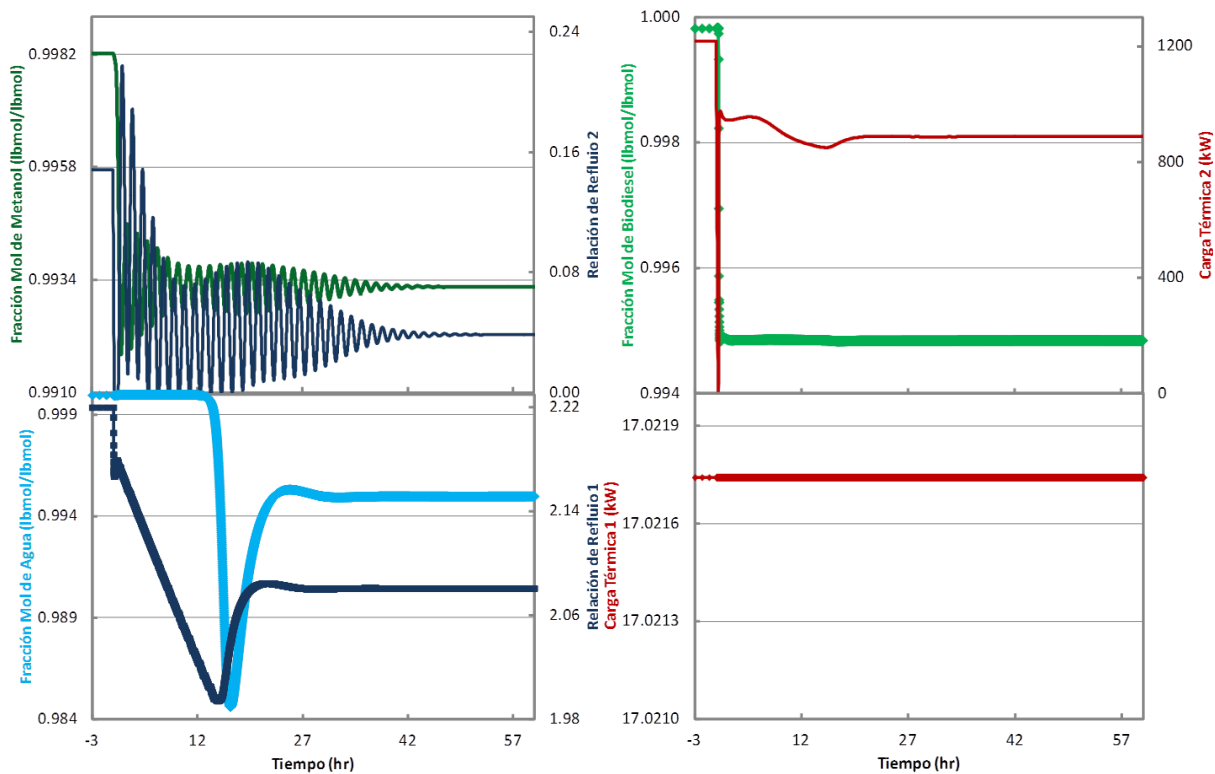


Figura B.3. +3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, es decir que se alimento 97 mol/s y 103 mol/s a la columna de destilación reactiva. En ambos casos se consiguió llegar a los *set points* especificados de las concentraciones de los productos y se estabilizaron las tres respuestas de concentración, también se logró que las respuestas de control de rehervidores, carga térmica, y condensadores, relación de reflujo, se estabilizaran logrando con esto el control de esta secuencia.

Para esta secuencia en particular se presentó el caso de que en el rehervidor correspondiente a la mezcla de interconexión entre las dos columnas no se están llevando a cabo acciones de control por lo que la serie de datos obtenidos como respuesta forman una línea recta.

Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control se presentan en las **Tablas B.2 y B.3**:

Tabla B.2. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.29194	17.0217418
2da Columna	0.00791094	981.1490847

Tabla B.3. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.08101	17.0217418
2da Columna	0.0385047	887.3604909

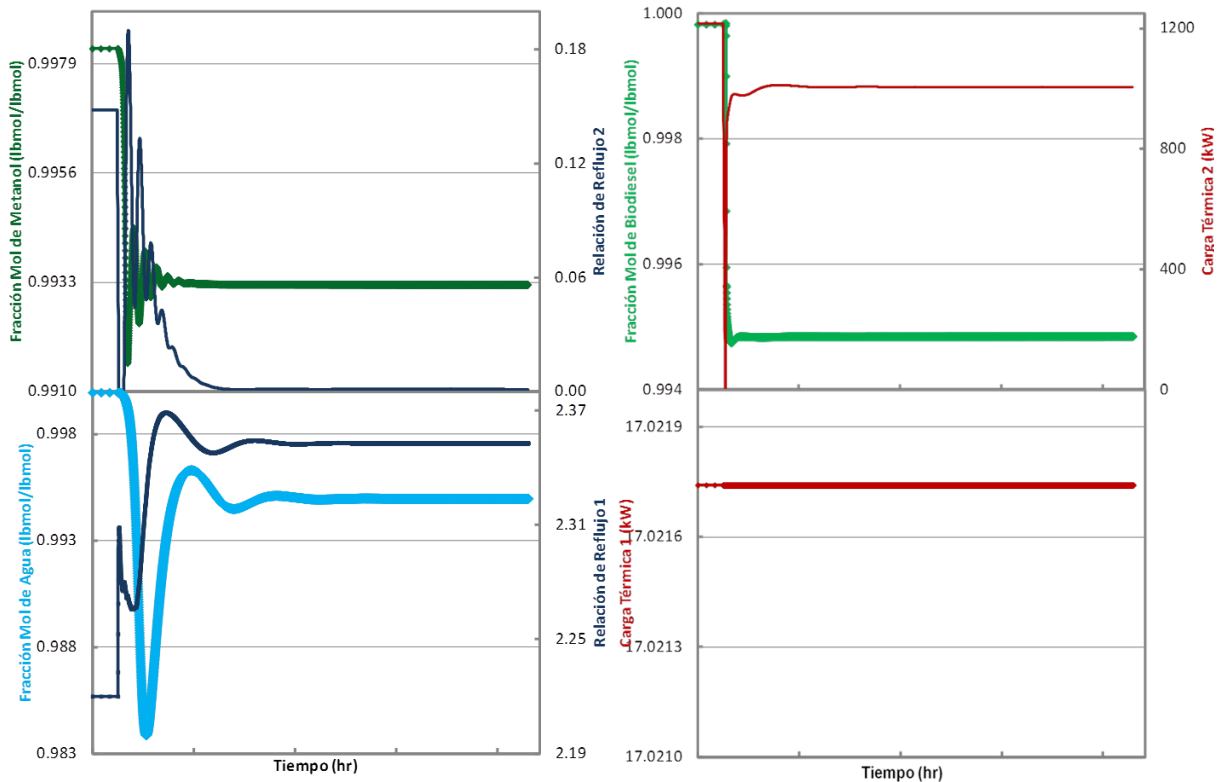


Figura B.4. -5% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

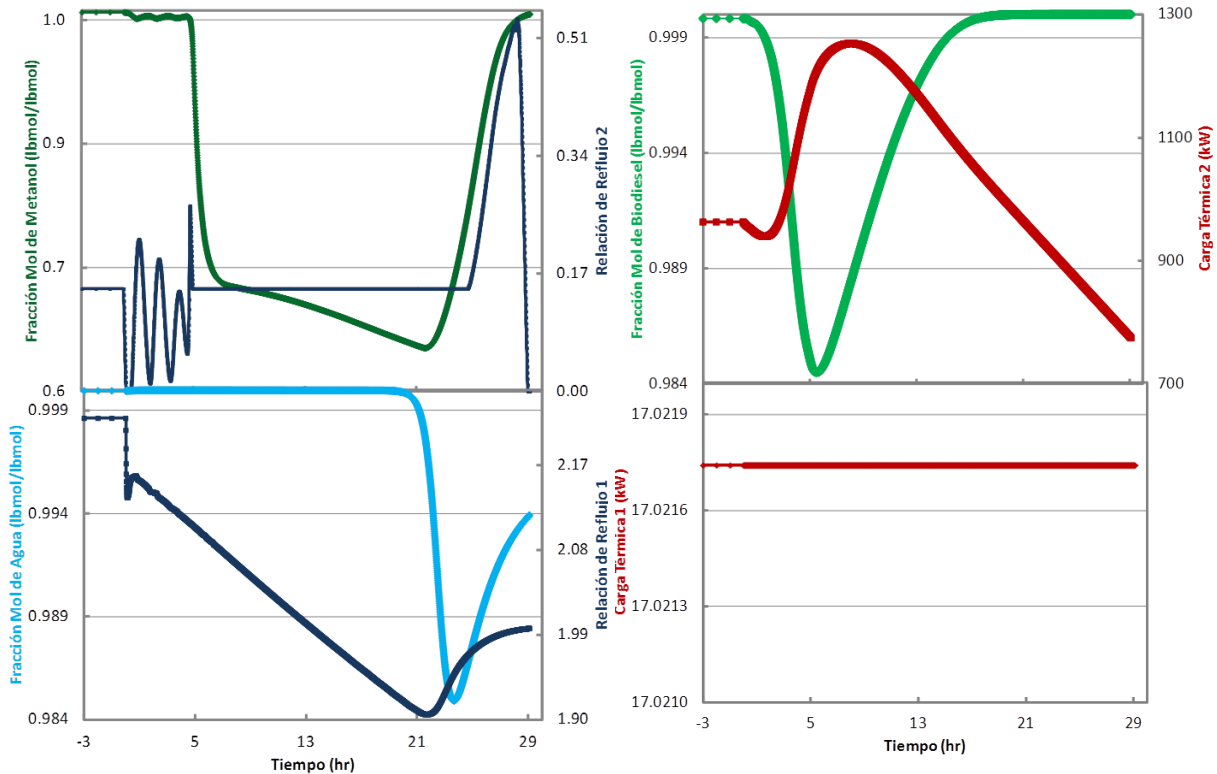


Figura B.5. +5% de ácido láurico.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la primera perturbación -5% se consiguió que se estabilizaran las concentraciones de los productos de salida en las respuestas de concentración; al igual los esfuerzos de control lograron estabilizarse y permitir así el buen funcionamiento del proceso.

En la segunda perturbación +5% ocurrieron dos casos particulares, el primero es que en la segunda columna de destilación la relación de reflujo fue igual a cero, es decir que no se tiene flujo hacia la columna de destilación; y la simulación se detuvo por un error matemático que se generó en el simulador, es decir que no fue posible controlar la perturbación de +5% en la alimentación de ácido láurico.

Para estos porcentajes de perturbación en el rehervidor de la primer columna de destilación reactiva siguen sin llevarse a cabo las acciones de control por lo que la serie de datos que se obtuvieron como respuesta siguen formando una línea recta.

Los valores donde se estabilizaron y detuvieron los esfuerzos de control se muestran en las **Tabla B.4 y B.5**:

Tabla B.4. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -5%.

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.3531	17.0217418
2da Columna	0.00112183	1005.022651

Tabla B.5. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.99709	17.0217418
2da Columna	0.00942666	774.775042

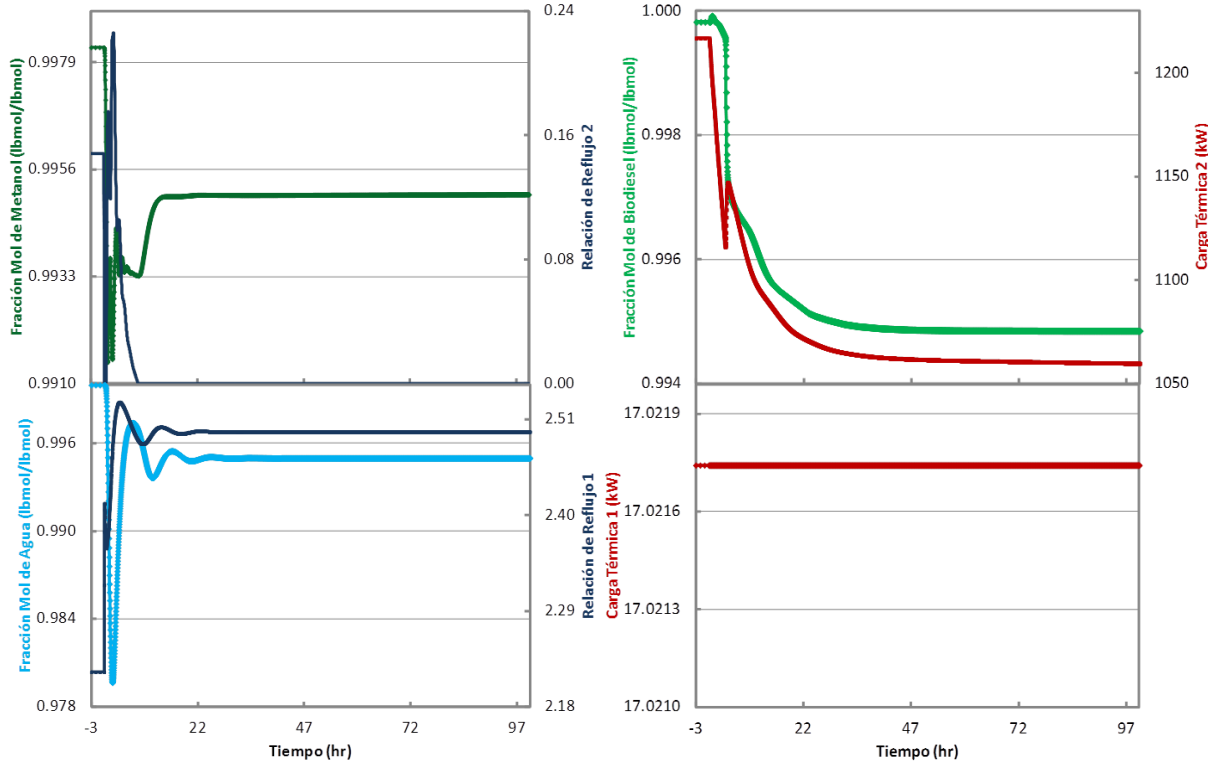


Figura B.6.-10% de perturbación de ácido láurico.

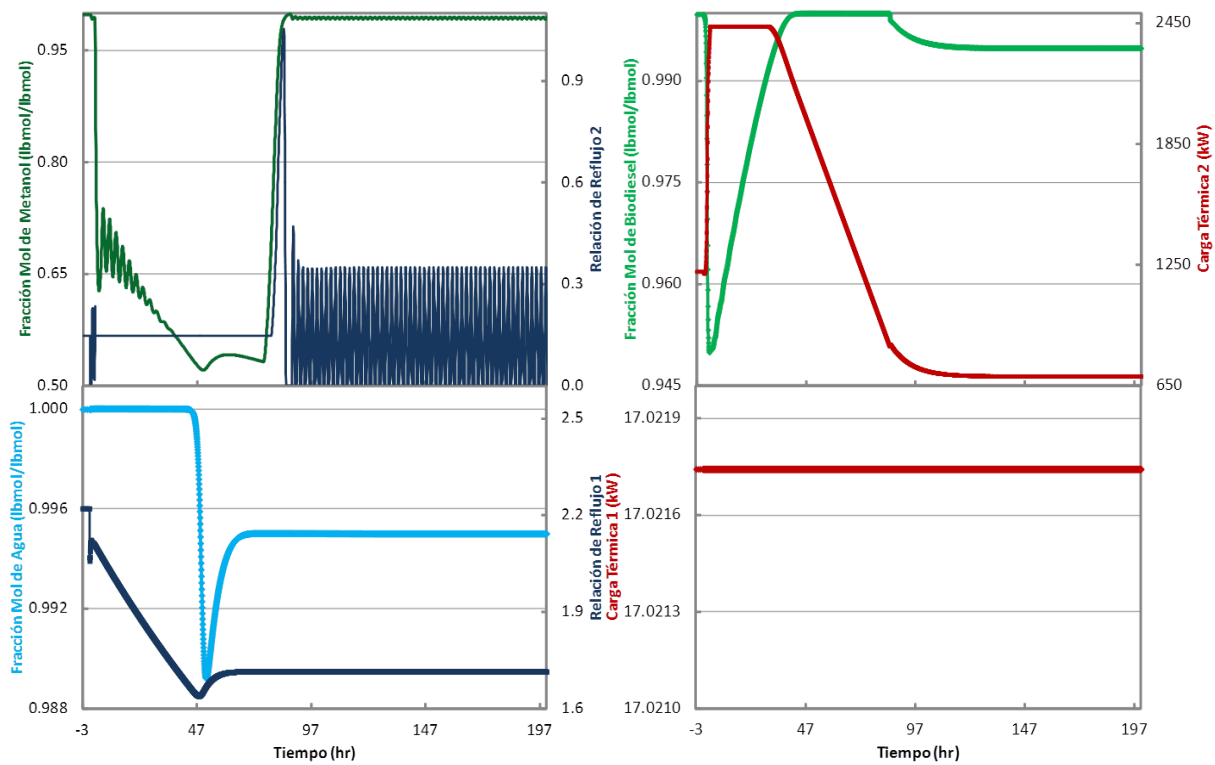


Figura B.7.+10% de ácido láurico.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación del -10% los valores de respuesta de concentración se estabilizaron pero en valores distintos a los obtenidos como *set points* de los tres productos; los esfuerzos de control lograron estabilizarse, la relación de reflujo de la segunda columna de destilación fue igual a cero con lo que sabemos que no hay recirculación hacia la columna. En este caso se paró la simulación porque después de un tiempo de 200 horas no hubo cambio en los valores donde se estabilizaron las respuestas.

En la perturbación de $+10\%$ los valores en las respuestas de concentración de agua y biodiesel alcanzaron el valor deseado pero el metanol no logró llegar a éste, los esfuerzos de control de la primera columna si lograron estabilizarse y en la segunda columna el rehervidor se estabilizó pero en el condensador la relación de reflujo se volvió un ciclo. Se detuvo la simulación después de 400 horas simuladas porque no se obtuvo algún cambio en los resultados.

En el rehervidor de la primera columna de destilación reactiva los valores del esfuerzo de control de la carga térmica se estabilizaron en un solo valor, obteniendo como resultado una línea recta en la gráfica de simulación, esto porque no se están llevando a cabo acciones de control en el rehervidor. Las **Tablas B.6** y **B.7** presentan los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control:

Tabla B.6. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.49585	17.0217418
2da Columna	0	1056.65005

Tabla B.7. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.71383	17.0217418
2da Columna	0.350312 - 0	696.703127

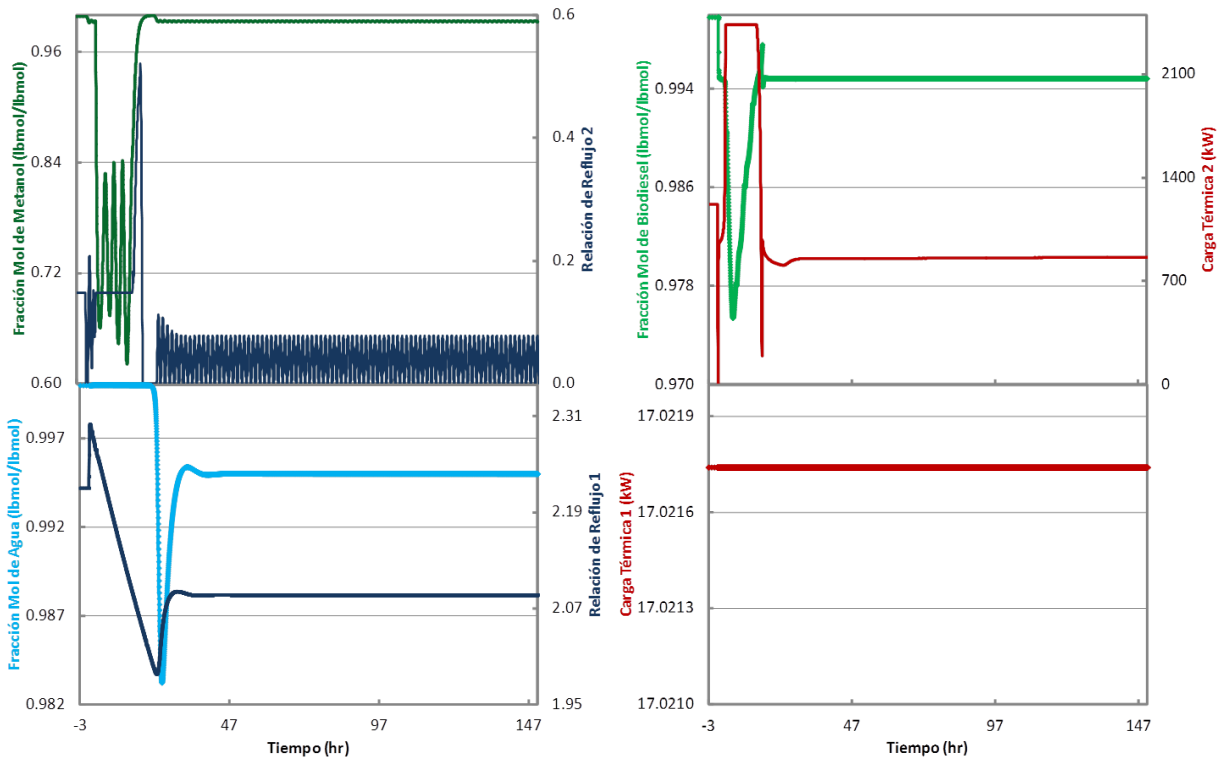


Figura B.8. -3% de perturbación en la alimentación de metanol.

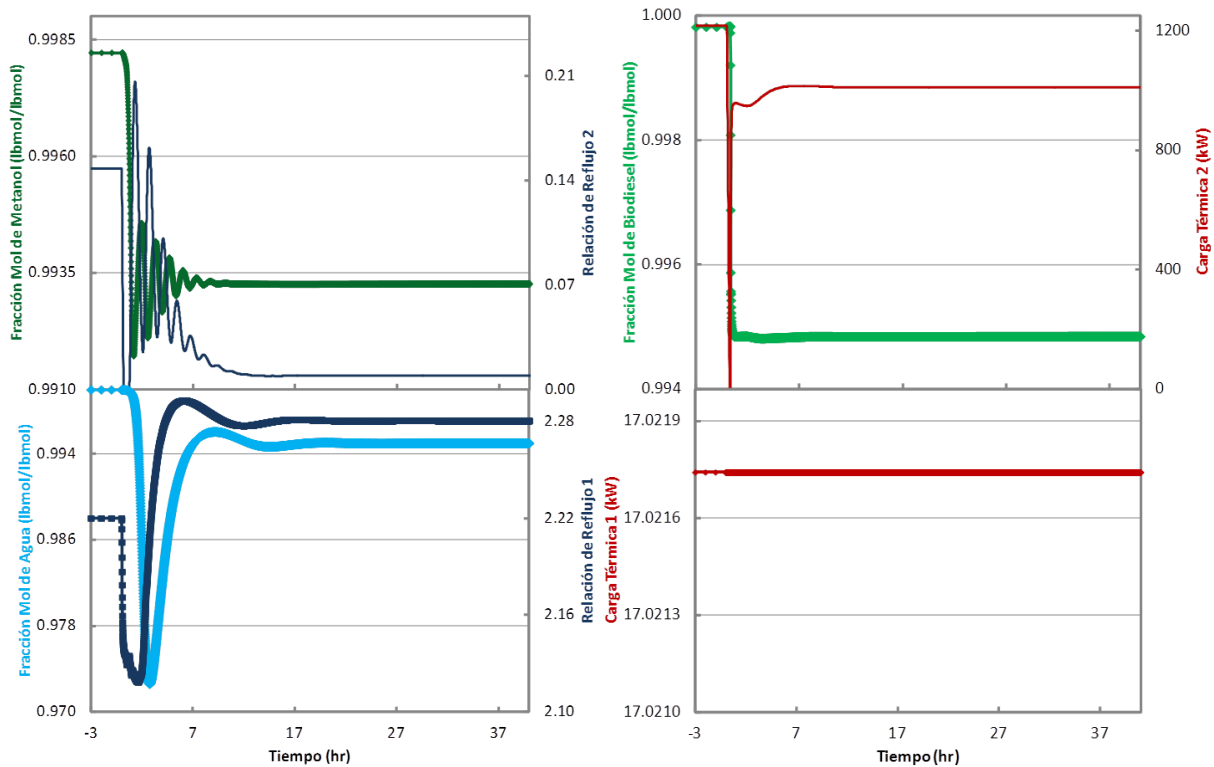


Figura B.9. +3% de metanol en la alimentación.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación del -3% los valores de las respuestas de concentración de agua y biodiesel alcanzaron los valores de *set point*, en el caso del metanol no se alcanzó éste pero se estuvo muy cerca. Los valores de los esfuerzos de control para la primer columna lograron estabilizarse y en la segunda columna solo se estabilizó el valor correspondiente a la carga térmica del rehervidor, la relación de reflujo del condensador de la segunda columna no se estabilizó y entró en una fase cíclica, motivo por el cual la respuesta de la concentración del metanol, no alcanzó el valor deseado; la simulación se detuvo después de 150 horas.

En el flujo de 123.6 mol/s, las respuestas de concentración de los tres productos llegaron a los valores deseados en un tiempo muy corto. De igual manera los esfuerzos de control de las columnas se estabilizaron, por lo que esta secuencia es controlable para esta perturbación.

En ambos casos el rehervidor de la primera columna los valores de la carga térmica dieron como resultado una línea recta, estabilizándose en un solo valor ya que no se dieron acciones de control. Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla B.8. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -3%.

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.0866	17.0217418
2da Columna	0 - 0.0779219	859.87922

Tabla B.9. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.28058	17.0217418
2da Columna	0.00914922	1010.596863

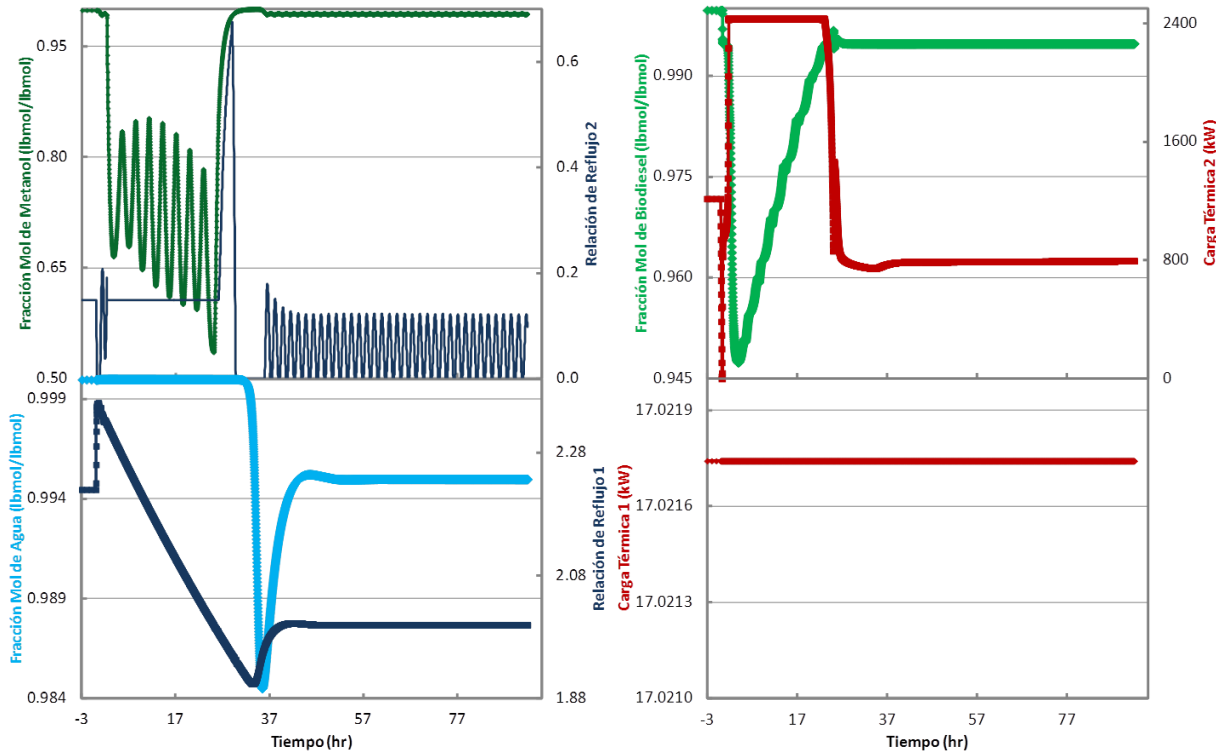


Figura B.10.-5% de metanol en la perturbación de alimentación.

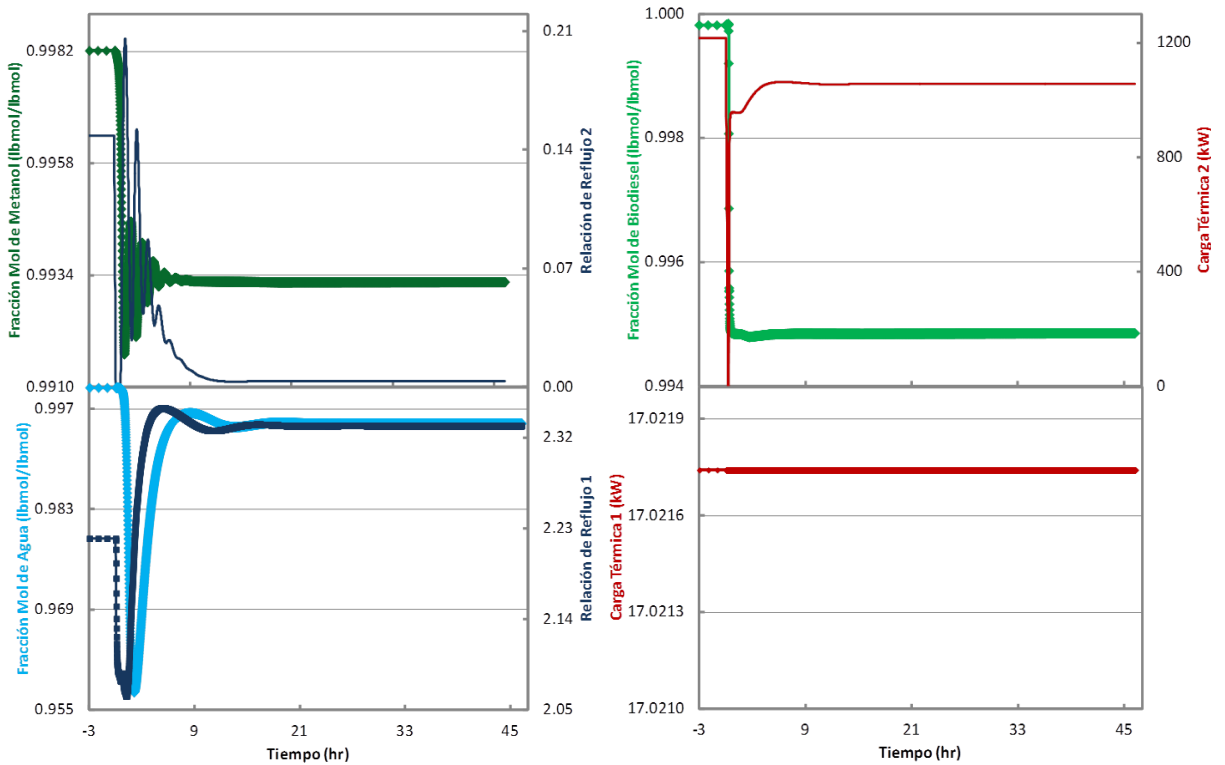


Figura B.11.+5% en la perturbación de metanol.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación inicial de -5% una vez más los valores de las respuestas de concentración de agua y biodiesel alcanzaron los valores esperados pero en la concentración de metanol no se alcanzó y nuevamente estuvo muy cerca. Nuevamente los valores de los esfuerzos de control para la primer columna lograron estabilizarse y en la segunda columna solo se estabilizó el valor correspondiente a la carga térmica, la relación de reflujo de esta columna no se estabilizó y las respuestas hicieron un ciclo, motivo por el cual los resultados del metanol tampoco lo hicieron. Por este motivo detuvimos la simulación después de 100 horas.

Para la perturbación de $+5\%$ en el flujo inicial de metanol, los tres productos lograron llegar a los valores deseados y en un tiempo muy corto, parecido al anterior en la perturbación de $+3\%$ de metanol. Los esfuerzos de control de las dos columnas se estabilizaron permitiendo obtener buenos resultados de acciones de control para esta perturbación.

Nuevamente, en ambos casos, el rehervidor de la primera columna muestra que no existen acciones de control por que los valores de la carga térmica dieron como resultado una línea recta. Los valores donde se estabilizaron los esfuerzos de control se muestran en las **Tablas B.10** y **B.11**:

Tabla B.10. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.99991	17.0217418
2da Columna	0.121742	796.98105

Tabla B.11. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +5%.

Perturbación de +5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.33189	17.0217418
2da Columna	0.00330578	1055.240374

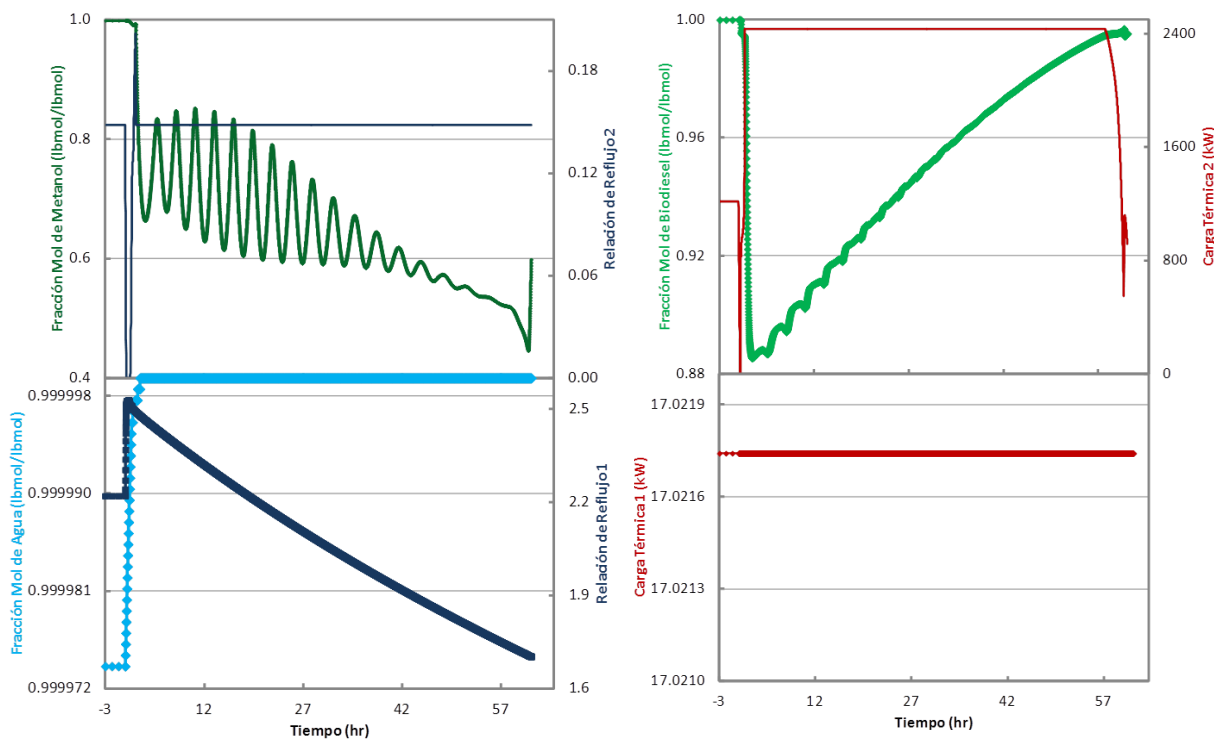


Figura B.12. -10% de perturbación en la alimentación de metanol.

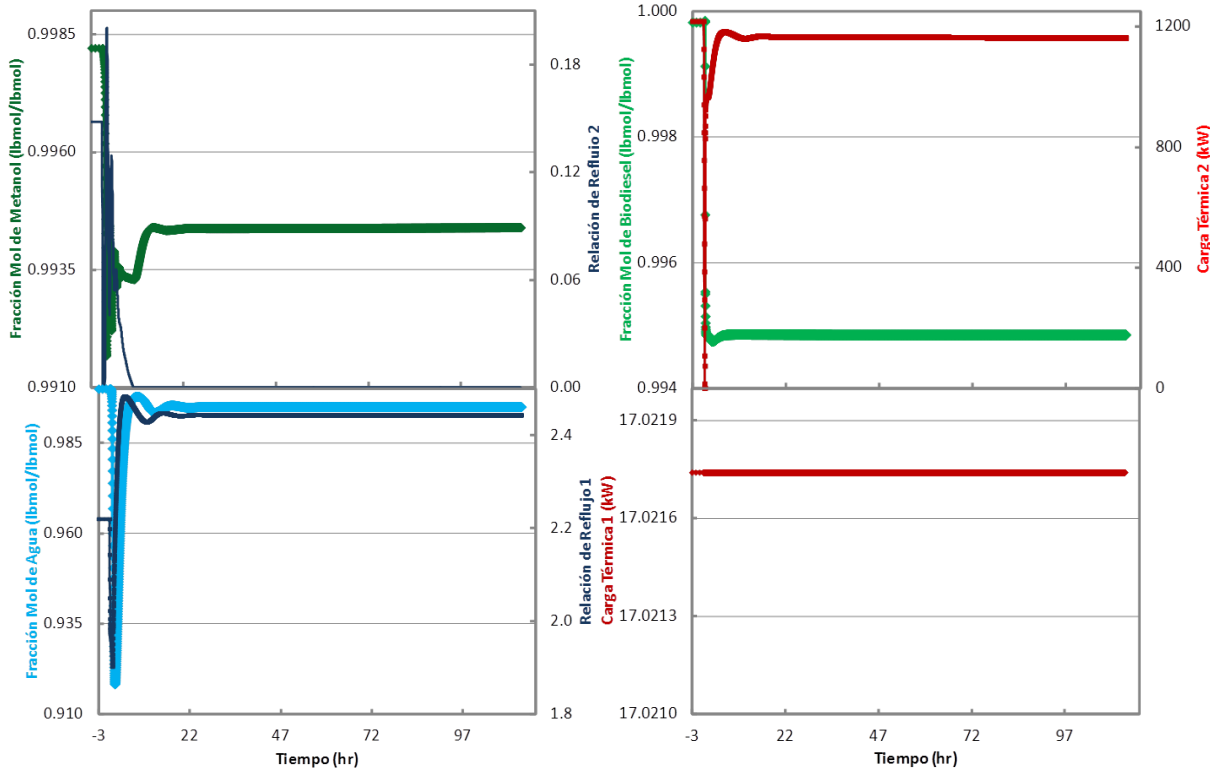


Figura B.13. +10% de perturbación en la alimentación de metanol.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% se marcó un error motivo por el cual las respuestas de concentración de los tres productos fueron diferentes, la fracción de metanol bajo hasta valores cercanos a 0.5, la fracción de agua se elevó hasta la unidad, la fracción de biodiesel fue la que al final se mantuvo más cerca del resultado esperado pero no logró estabilizarse. En lo que respecta a los valores de los esfuerzos de control solamente los correspondientes a la carga térmica de la primer columna y la relación de reflujo de la segunda columna lograron estabilizarse, los correspondientes a la relación de reflujo de la primer columna y la carga térmica de la segunda columna no pudieron fijarse en un solo valor, aunque la tendencia de la relación de reflujo de la primer columna avisaba que en algún momento lo lograría. Por lo anterior, al introducir esta perturbación se demostró que no es posible controlar.

En la perturbación de +10% del flujo de alimentación de metanol, los resultados obtenidos de metanol se lograron estabilizar pero en un valor diferente al deseado, respecto a los valores de agua y biodiesel estos sí se fijaron en los valores deseados. Los esfuerzos de control de las dos columnas no mostraron fluctuaciones en su comportamiento. Se detuvo la simulación con esta perturbación ya que después de 100 horas el valor de la fracción de metanol no cambio y se estableció en un valor diferente al deseado, y la relación de reflujo de la segunda columna se estableció en un valor de cero.

En ambos casos el rehervidor de la primera columna demuestra la ausencia de acciones de control por que los valores de la carga térmica formaron una línea recta. Los valores donde se detuvieron y estabilizaron los esfuerzos de control se pueden ver en las **Tablas de B.12 a la B.13:**

Tabla B.12. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de -10%.

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.70233	17.0217418
2da Columna	0.148219	916.7936153

Tabla B.13. Esfuerzos de control de la SCD con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.44334	17.0217418
2da Columna	0	1162.00029

7.2.2. Secuencia Térmicamente Acoplada Directa con Rectificador Lateral.

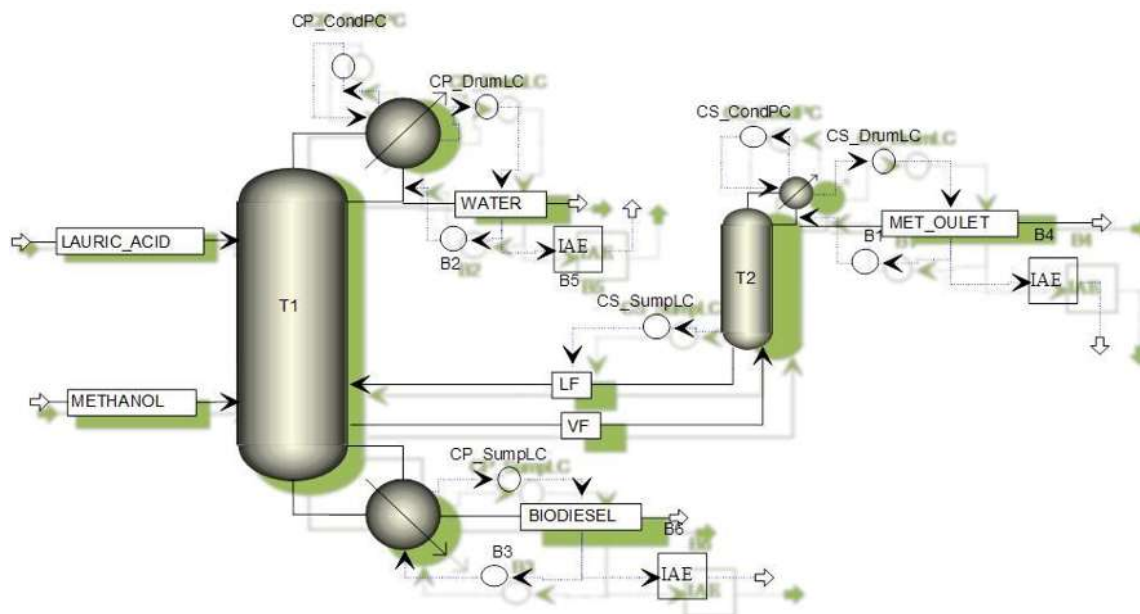


Figura B.14. Secuencia térmicamente acoplada directa con rectificador lateral (STAD-RL).

Siguiendo el esquema convencional, la fracción mol de metanol de salida se controló con la relación de reflujo del condensador en el rectificador, el controlador se identifica en el diagrama como B1; la concentración de agua se controló con la relación de reflujo de la primer columna de destilación, donde el controlador es el B2; y la concentración de biodiesel se controló con la carga térmica del rehervidor de la primer columna, donde el controlador es el B3. En la **Tablas B.14** se presentan los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia.

Tabla B.14. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Térmicamente Acoplada Directa - Rectificador Lateral				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	Kc
Metanol	1.000000	0.99502	30	300
Agua	0.996914	0.99195	80	1
Biodiesel	0.999288	0.99432	350	50

La Secuencia Térmicamente Acoplada Directa exhibió los peores resultados de las seis secuencias estudiadas, desde un principio para obtener los valores del tiempo integral y ganancia se tuvieron varios problemas para poder sintonizar estos valores y una vez que se obtuvieron los valores sintonizados todas las simulaciones que se realizaron con las perturbaciones mostraron errores motivo por el cual ésta secuencia de destilación se considera poco controlable y difícil de operar.

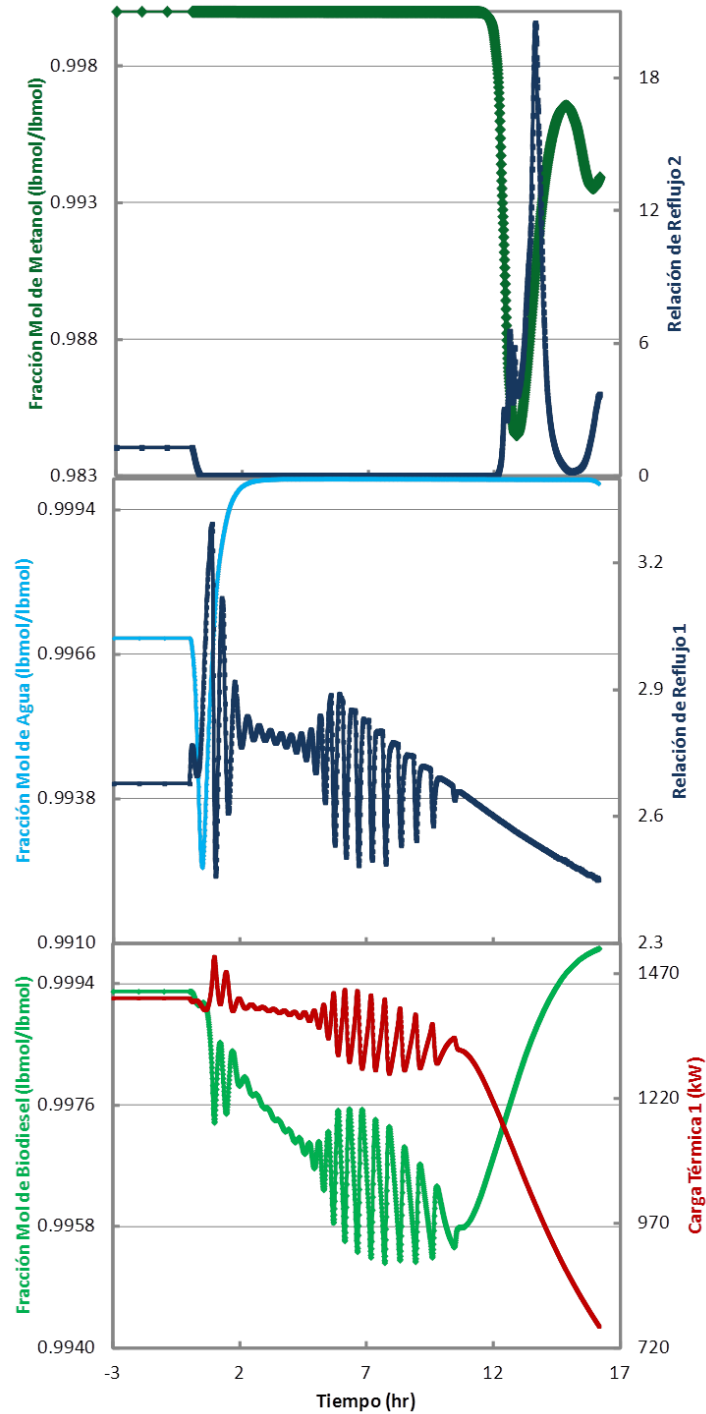


Figura B.15.-3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

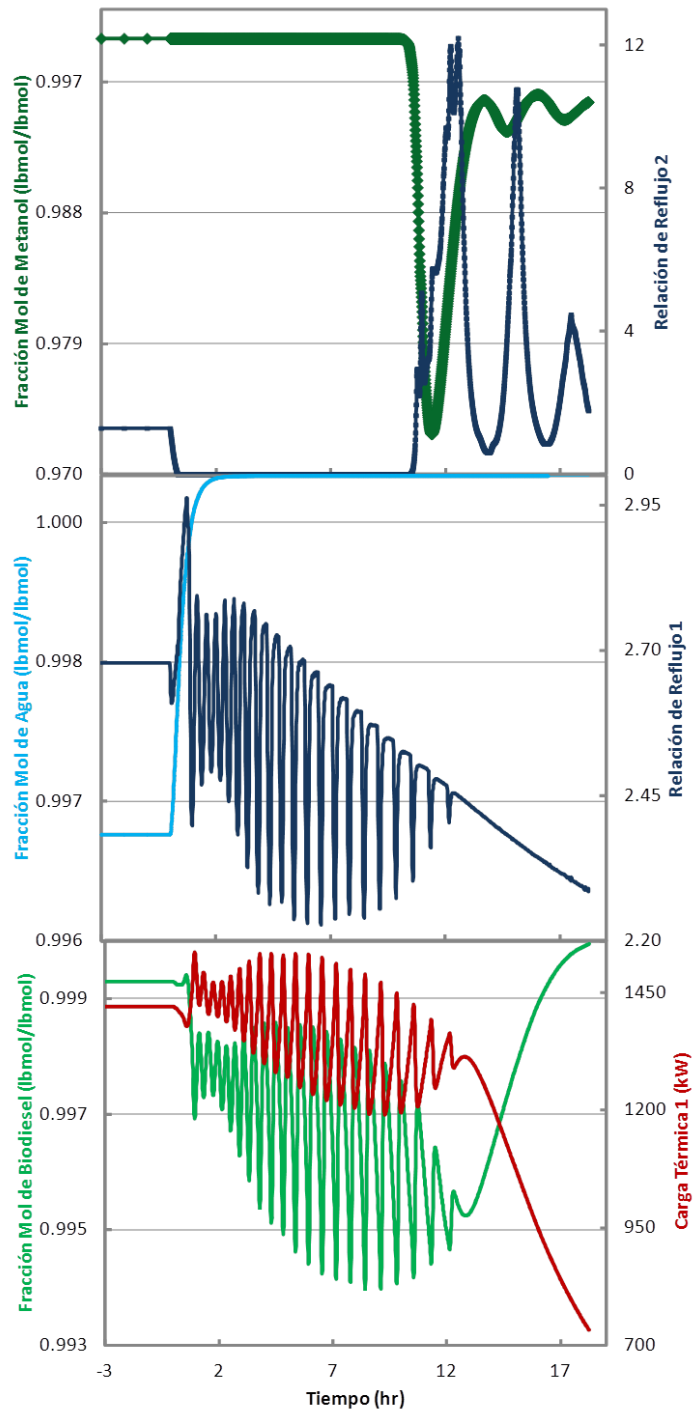


Figura B.16. +3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 97 mol/s y 103 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -3% los valores de las respuestas de concentración no lograron estabilizarse ni alcanzaron los valores deseados. Los esfuerzos de control, de igual manera, no lograron estabilizarse y los valores correspondientes a la primer columna presentaron la misma tendencia. La simulación se detuvo después de 16 horas.

Para la perturbación de $+3\%$ las respuestas de concentración de los tres productos no se estabilizaron por lo tanto no alcanzaron el valor de *set point* establecido para cada uno. Los esfuerzos de control tampoco pudieron estabilizarse. Las gráficas de relación de reflujo y carga térmica, de la primer columna, y la concentración de biodiesel siguen la misma tendencia. En resumen, esta perturbación no exhibe controlabilidad satisfactoria. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se ven en las **Tablas B.15** y **B.16**:

Tabla B.15. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.45101	762.825814
2da Columna	3.70156	-

Tabla B.16. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+3\%$.

Perturbación de $+3\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.29033	732.539853
2da Columna	1.77779	-

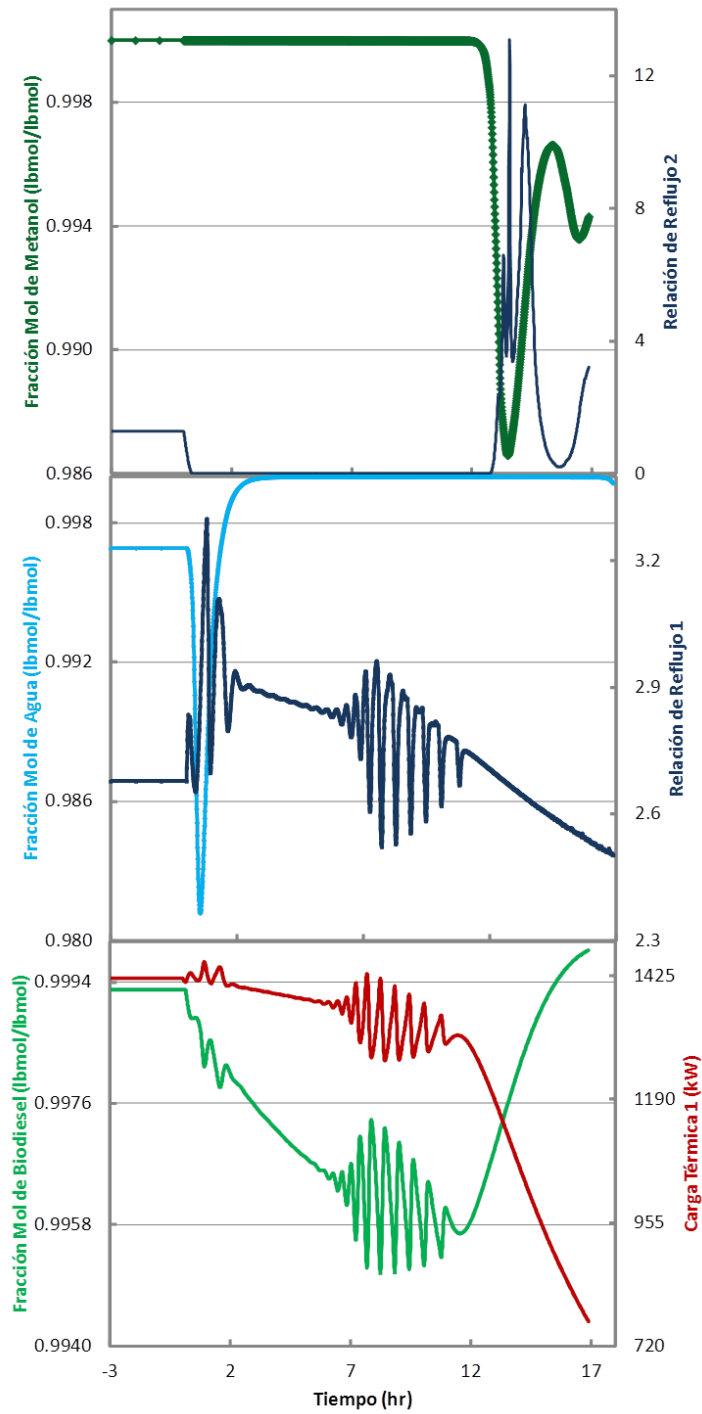


Figura B.17.-5% en la perturbación de ácido láurico.

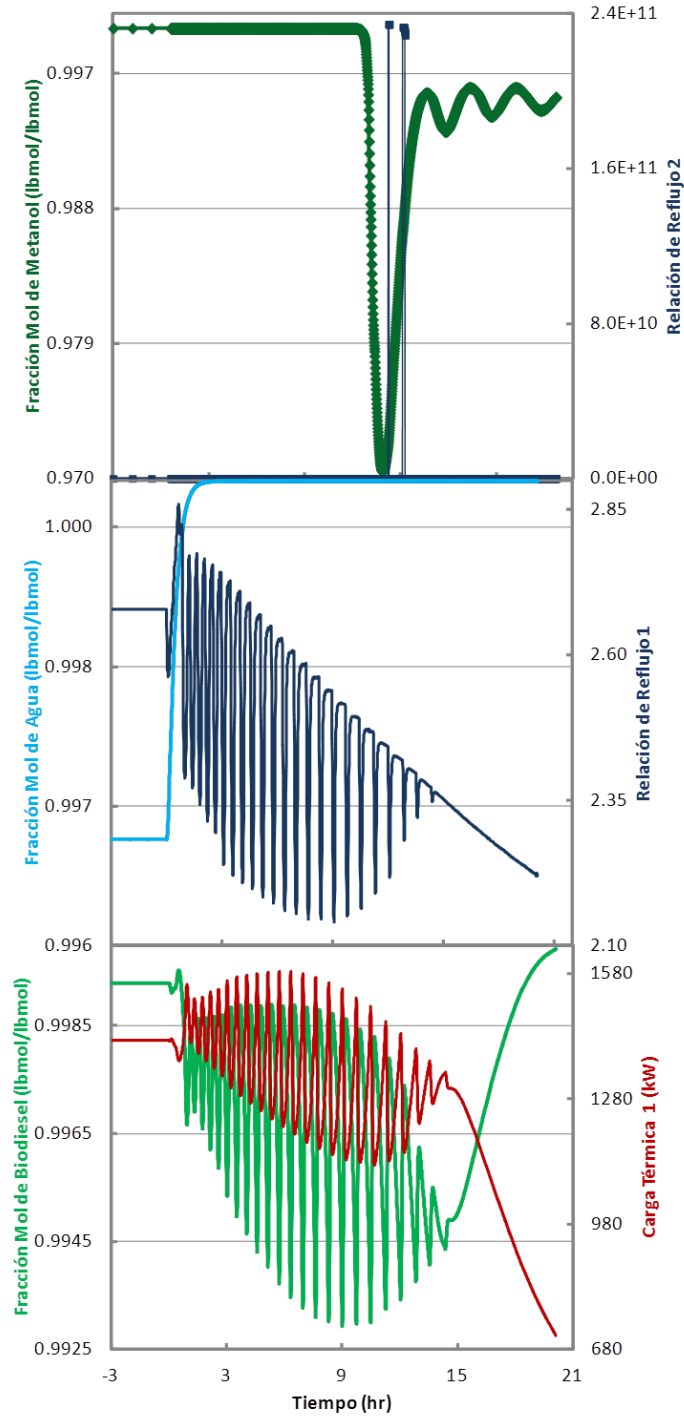


Figura B.18. +5% en la perturbación de alimentación de ácido láurico.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s a la primer columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -5% los valores de las respuestas de concentración no alcanzaron ni se mantuvieron constantes en algún valor. De la misma forma los esfuerzos de control no se estabilizaron. La simulación se detuvo después de 16 horas y las gráficas de fracción de biodiesel, relación de reflujo y carga térmica de la primer columna siguen una tendencia parecida entre ellas.

Para la perturbación de $+5\%$ las respuestas de concentración de biodiesel, agua y metanol de salida no se estabilizaron pero según la tendencia del metanol éste estuvo más cerca de hacerlo. Lo mismo sucedió con los esfuerzos de control ya que no pudieron mantenerse en un valor constante. Las gráficas de relación de reflujo y carga térmica, de la primer columna, y la concentración de biodiesel mostraron una tendencia singular y parecida entre ellas y la relación de reflujo del rectificador alcanza valores de 1×10^{11} , lo que indica que esta columna no es operable en esta situación. Esta secuencia no exhibe controlabilidad. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla B.17. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.50347	766.245953
2da Columna	3.22243	-

Tabla B.18. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.22079	713.290947
2da Columna	3.10414	-

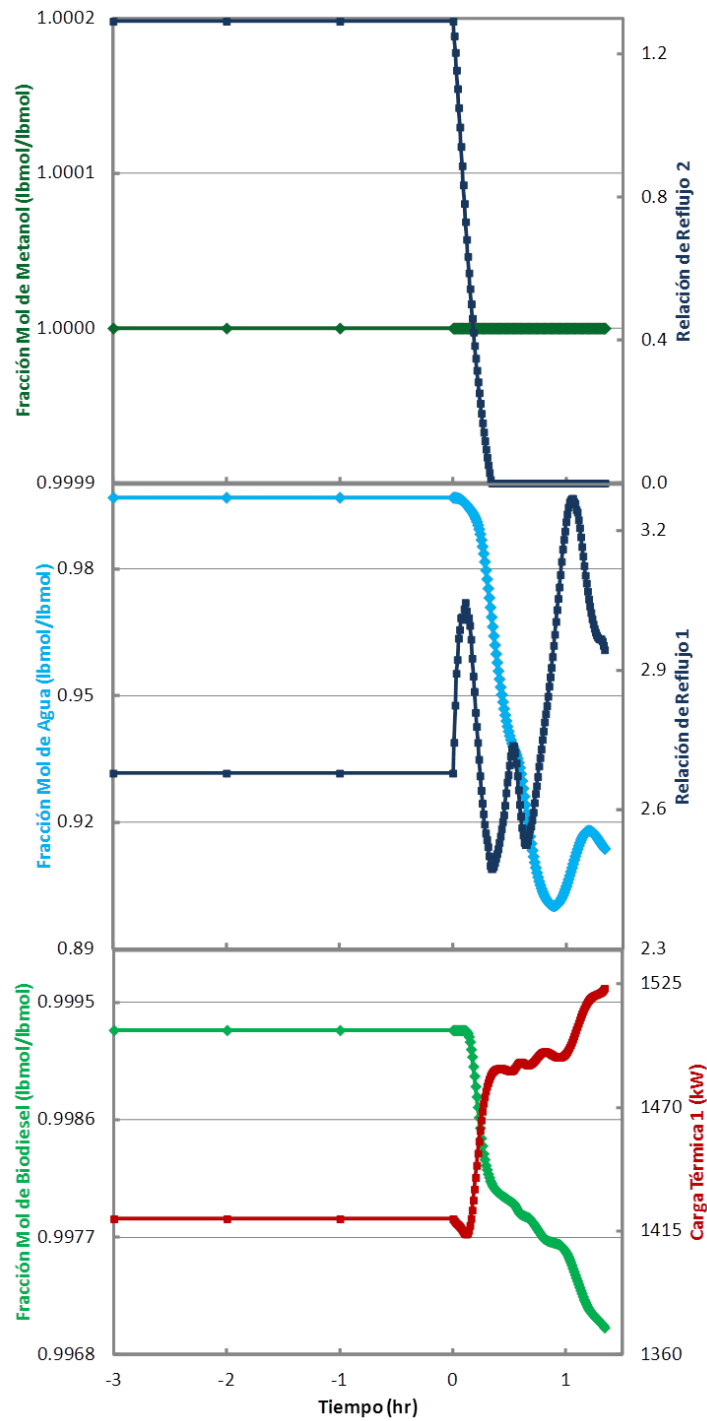


Figura B.19.-10% en la perturbación de ácido láurico en la entrada de alimentación a la columna de destilación.

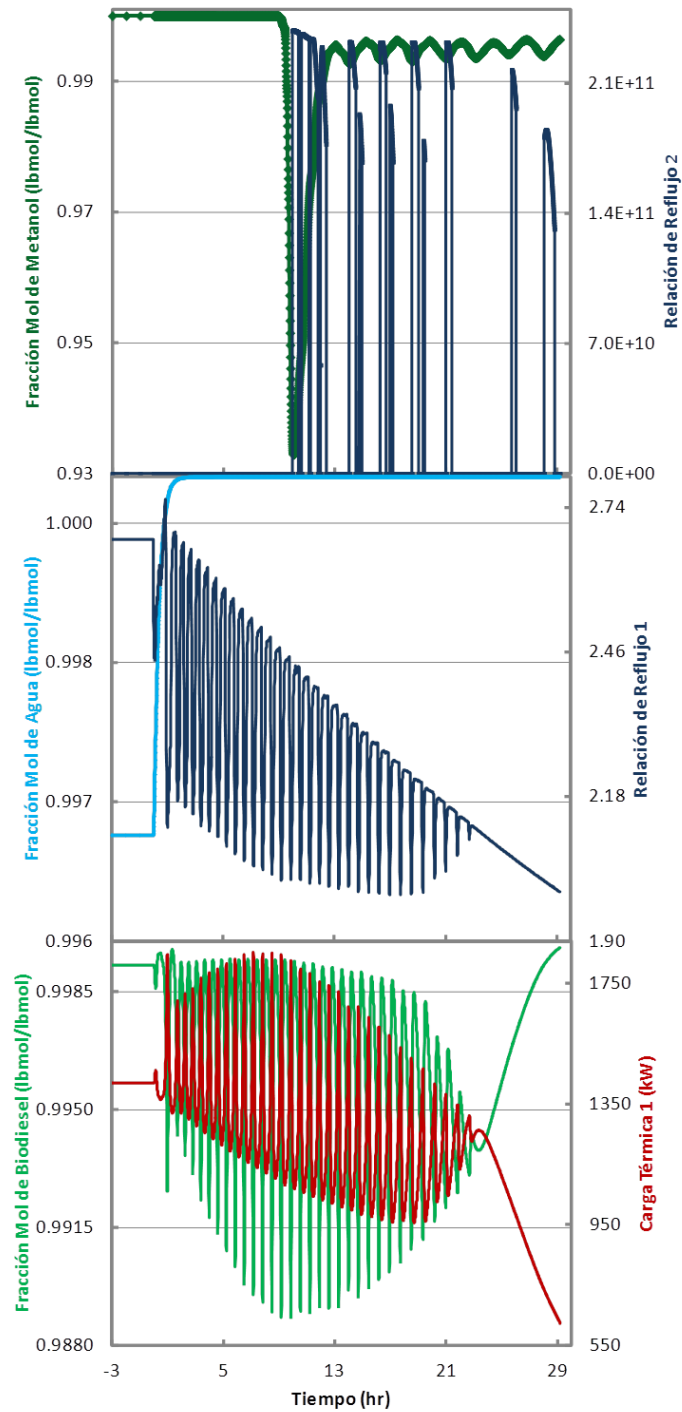


Figura B.20. +10% de perturbación de ácido láurico.

Se realizaron dos perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% los valores de la respuesta de concentración del metanol de salida dieron como resultado una línea recta pero no alcanzaron el valor de *set point* deseado, las respuestas de agua y biodiesel no mantuvieron constante algún valor. Los esfuerzos de control no se estabilizaron. La simulación se detuvo después de 1 hora, lo que indica que no se puede controlar.

Para la perturbación de $+10\%$ las respuestas de concentración de biodiesel y metanol de salida no se estabilizaron, sin embargo la respuesta del agua si se logró estabilizar aunque para una pureza de 1, el cual no es el valor deseado. Con los esfuerzos de control ocurrió lo mismo y no se mantuvieron en un valor constante. Las gráficas de relación de reflujo y carga térmica, de la primer columna, y la concentración de biodiesel mostraron una tendencia singular y parecida entre ellas, con ondas más grandes que las perturbaciones anteriores. La relación de reflujo del rectificador sigue dando valores del orden de 1×10^{11} . Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla B.19. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.63248	606.528
2da Columna	2.92053	102.287

Tabla B.20. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+10\%$.

Perturbación de $+10\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.15551	543.79
2da Columna	1.12437	312.83

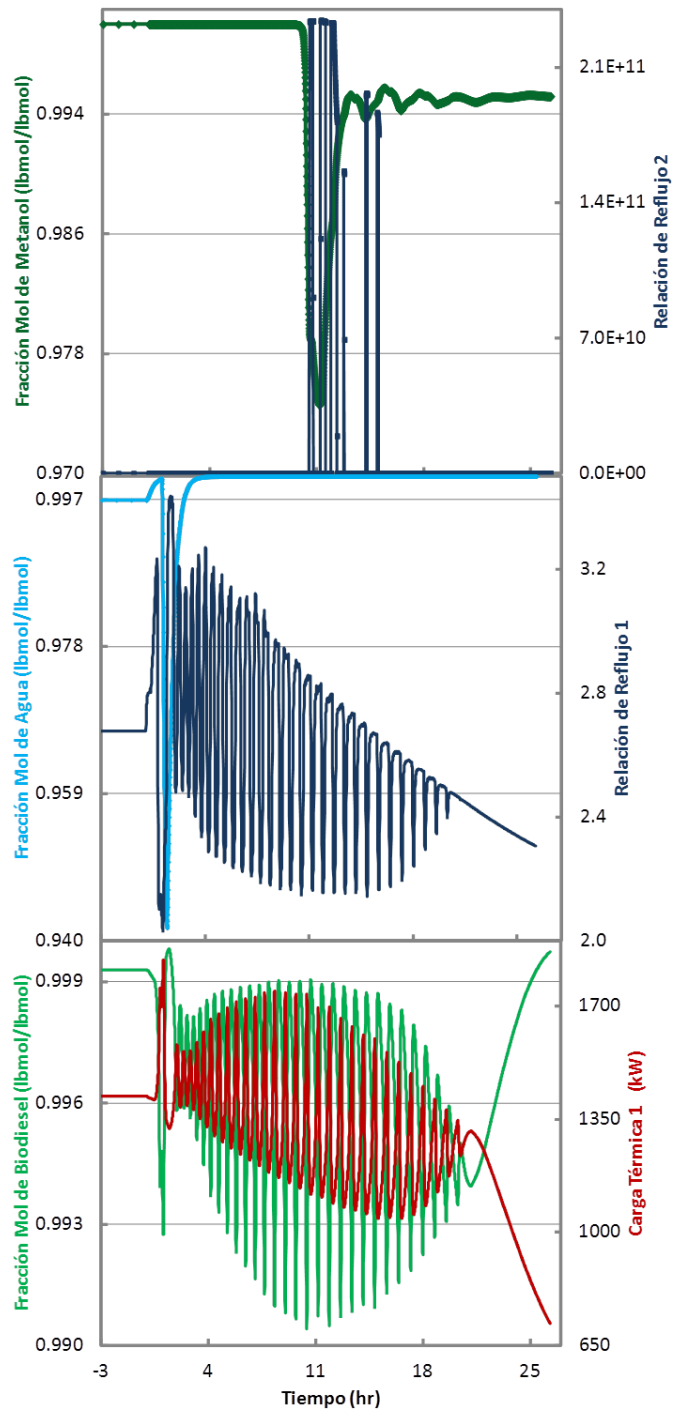


Figura B.21.-3% de perturbación en la alimentación de metanol.

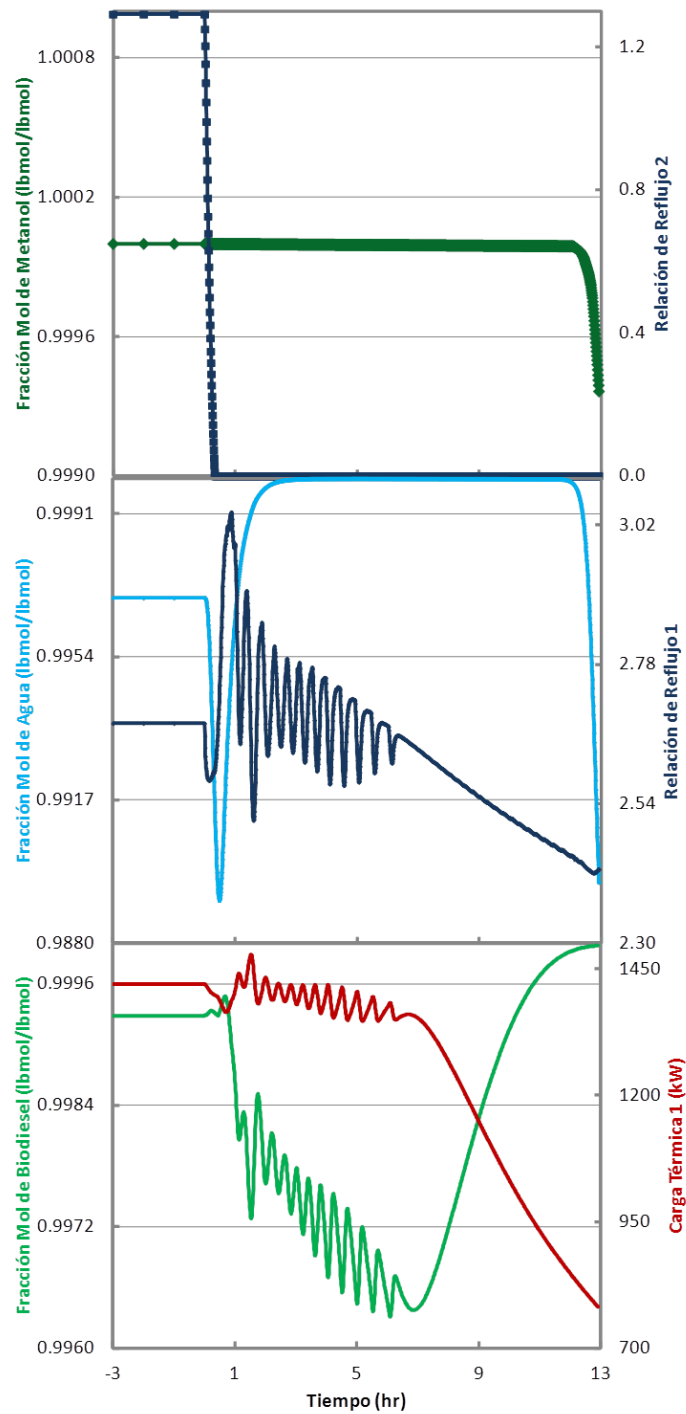


Figura B.22. +3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -3% se puede observar que los valores de la respuesta de concentración del metanol tratan de estabilizarse pero el tiempo de simulación antes que ocurra el error no es el necesario y no lo logra, las respuestas del agua se estabilizan en la unidad pero ese no es el valor deseado, en cuanto al biodiesel no se puede estabilizar ni alcanza el valor de *set point*. De igual forma los esfuerzos de control no se estabilizaron y el rectificador no se puede controlar ya que el valor de la relación de reflujo es del orden de 10^{11} . La simulación se detuvo después de 25 horas.

Para la perturbación de $+3\%$ las respuestas de concentración de los productos de salida no logran estabilizarse. Los esfuerzos de control tampoco pueden mantenerse en un valor constante, y para esta perturbación la relación de reflujo del rectificador se iguala a cero.

Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se pueden observar en las **Tablas B.21** y **B.22**:

Tabla B.21. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.30551	717.933193
2da Columna	1.97463	-

Tabla B.22. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+3\%$.

Perturbación de $+3\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.42705	780.322155
2da Columna	0	-

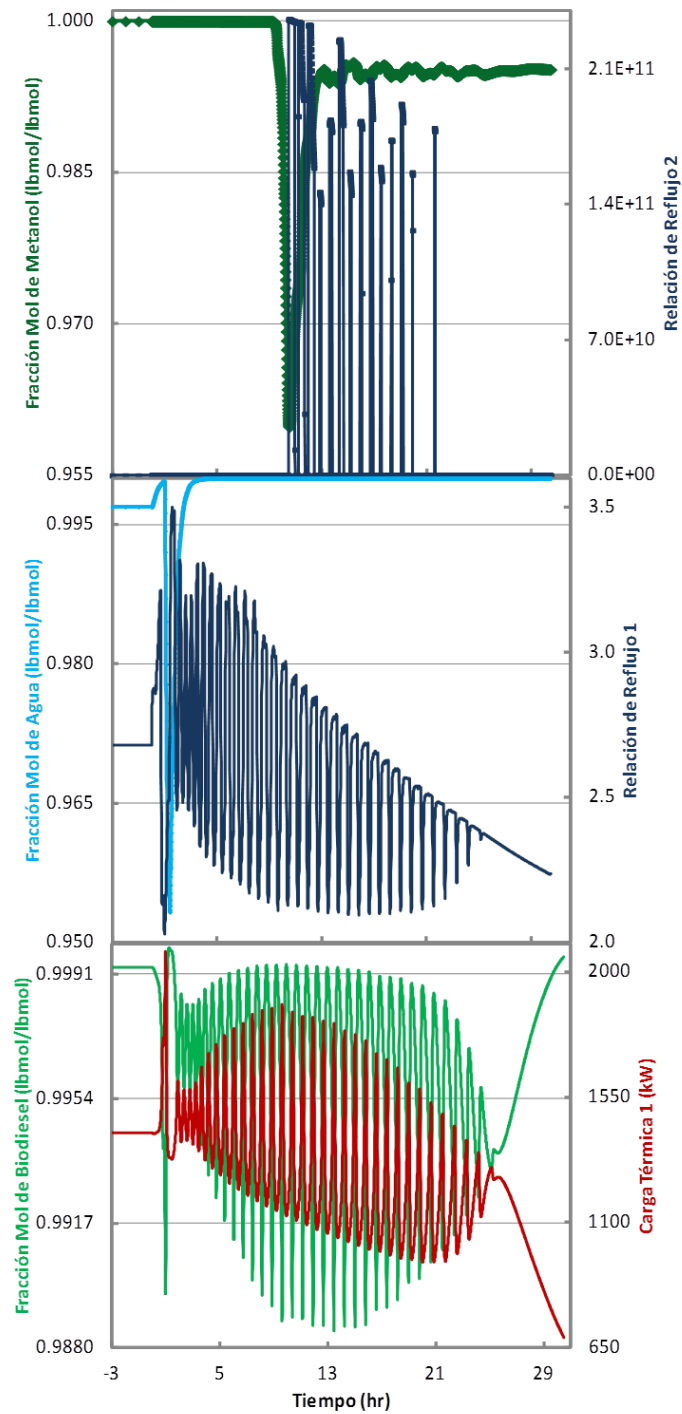


Figura B.23.-5% en la perturbación de metanol a la entrada de la columna de destilación.

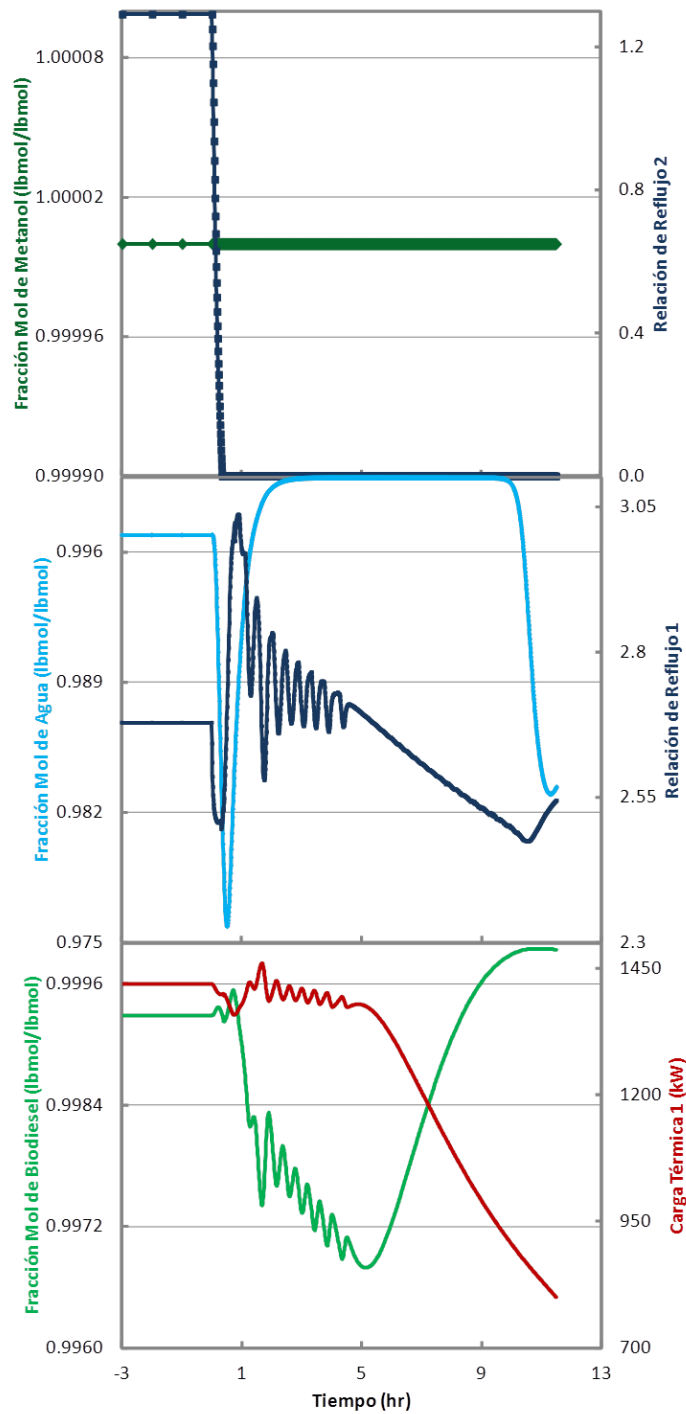


Figura B.24. +5% de perturbación en metanol.

Se realizaron dos perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -5% podemos ver que los valores de la respuesta de concentración del metanol tratan de estabilizarse pero el tiempo de simulación antes que ocurra el error no es el necesario para lograrlo, la respuesta de agua se estabiliza en la unidad pero ese no es el valor deseado, en cuanto al biodiesel no se puede estabilizar ni alcanza el valor de *set point*. De igual forma los esfuerzos de control no se estabilizaron, de la primer columna la relación de reflujo y la carga térmica se parecen a la tendencia que se obtiene en la gráfica de biodiesel, y el rectificador no puede controlarse ya que el valor de la relación de reflujo es del orden de 1×10^{11} . Después de 30 horas de simulación ocurrió el error y la simulación se detuvo.

Para la perturbación de $+5\%$ las respuestas de concentración de de agua y biodiesel no logran estabilizarse, en cuanto al metanol de salida se estabiliza pero en la unidad el cual no es el valor deseado. Los esfuerzos de control tampoco pueden mantenerse en un valor constante, y para esta perturbación la relación de reflujo del rectificador se iguala a cero. Después de 10 horas de simulación aparece el error y se detiene la simulación. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se ven en las **Tablas B.23 y B.24**:

Tabla B.23. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.23586	687.025921
2da Columna	2.36898	-

Tabla B.24. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.54441	799.673636
2da Columna	0	-

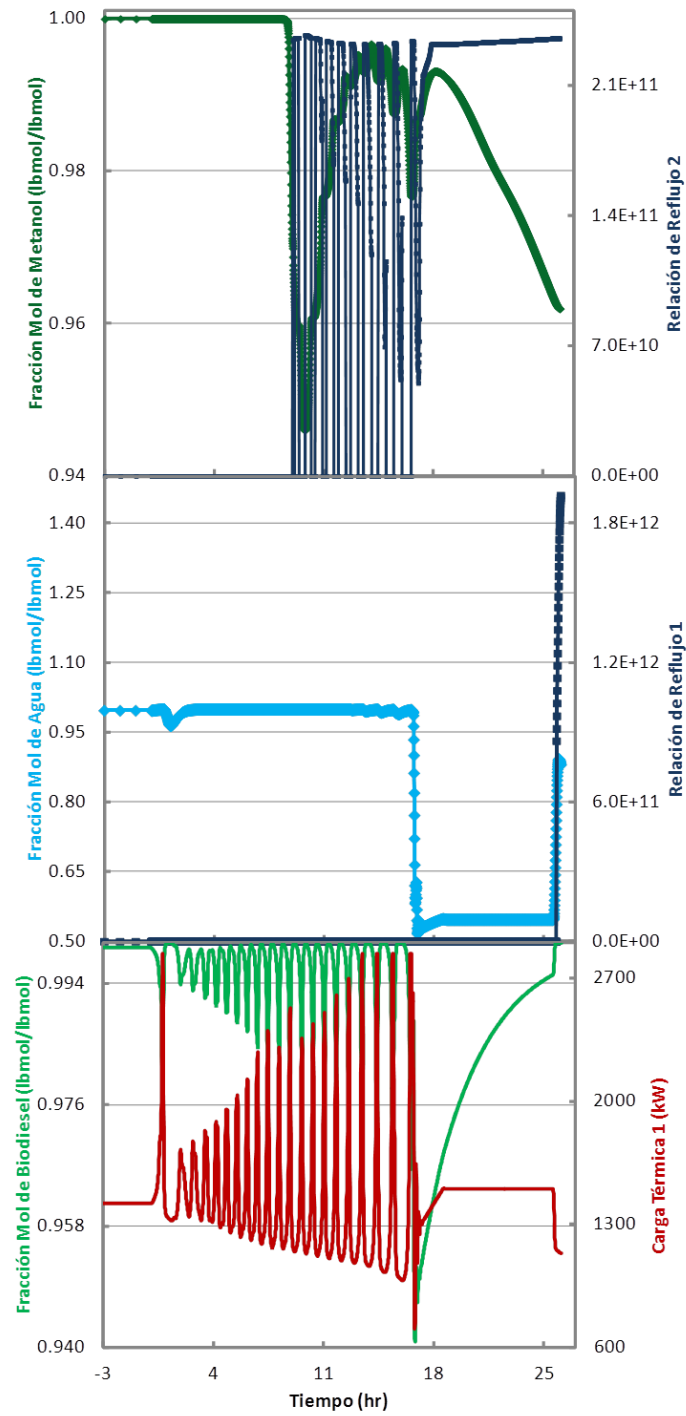


Figura B.25.-10% de perturbación en metanol.

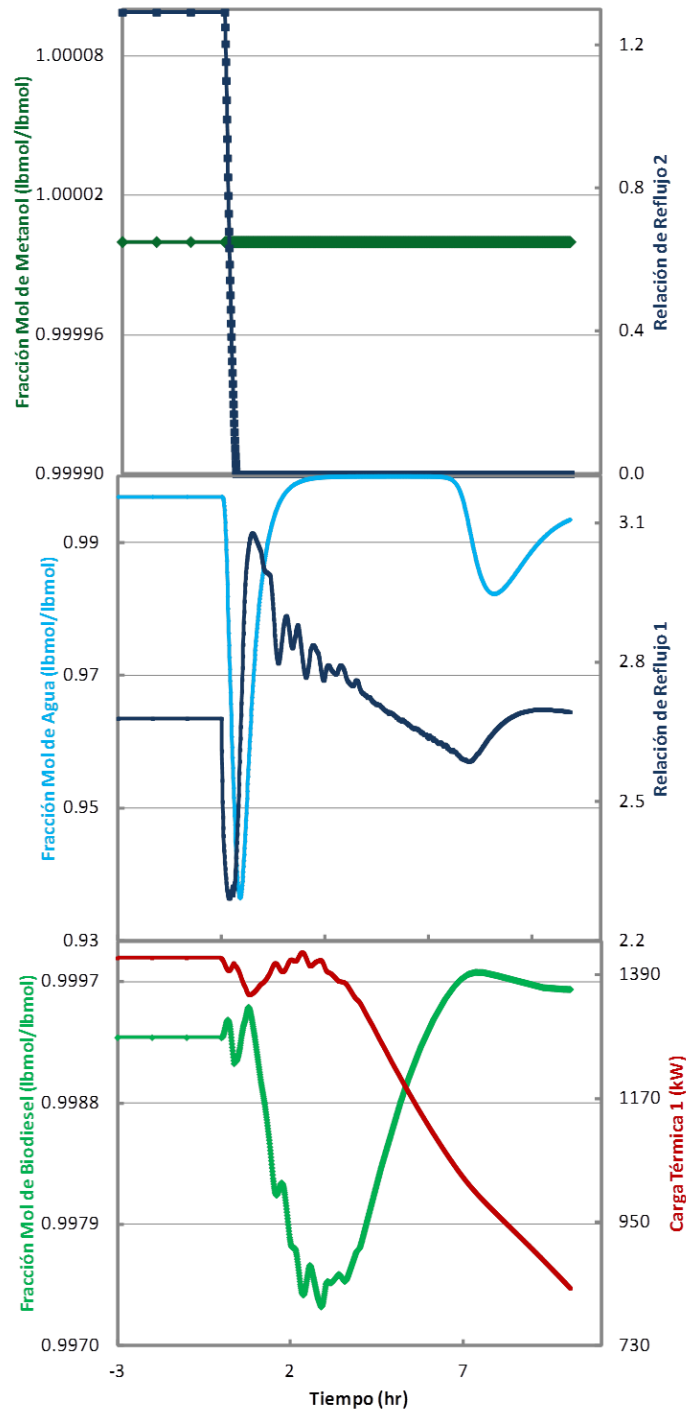


Figura B.26. +10% de perturbación en metanol.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s a la primer columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se pueden estabilizar. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron y la primer columna truena ya que la relación de reflujo llega a valores del orden de 1×10^{12} , lo mismo ocurre con el rectificador porque el valor de la relación de reflujo de éste es del orden de 1×10^{11} . Después de 30 horas de simulación ocurrió el error y la simulación se detuvo.

Para la perturbación de $+10\%$ las respuestas de concentración de de agua y biodiesel no logran estabilizarse, en cuanto al metanol de salida se estabiliza pero en la unidad el cual no es el valor deseado. Los esfuerzos de control tampoco pueden mantenerse en un valor constante, y para esta perturbación la relación de reflujo del rectificador se iguala a cero. Después de 10 horas de simulación aparece el error y se detiene la simulación. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se pueden observar en las **Tablas B.25-B.26:**

Tabla B.25. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.92E+12	1134.09114
2da Columna	2.35E+11	-

Tabla B.26. Esfuerzos de control de la STAD-RL con perturbación de $+10\%$.

Perturbación de $+10\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.69252	832.57086
2da Columna	0	-

7.2.3. Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta con Agotador Lateral

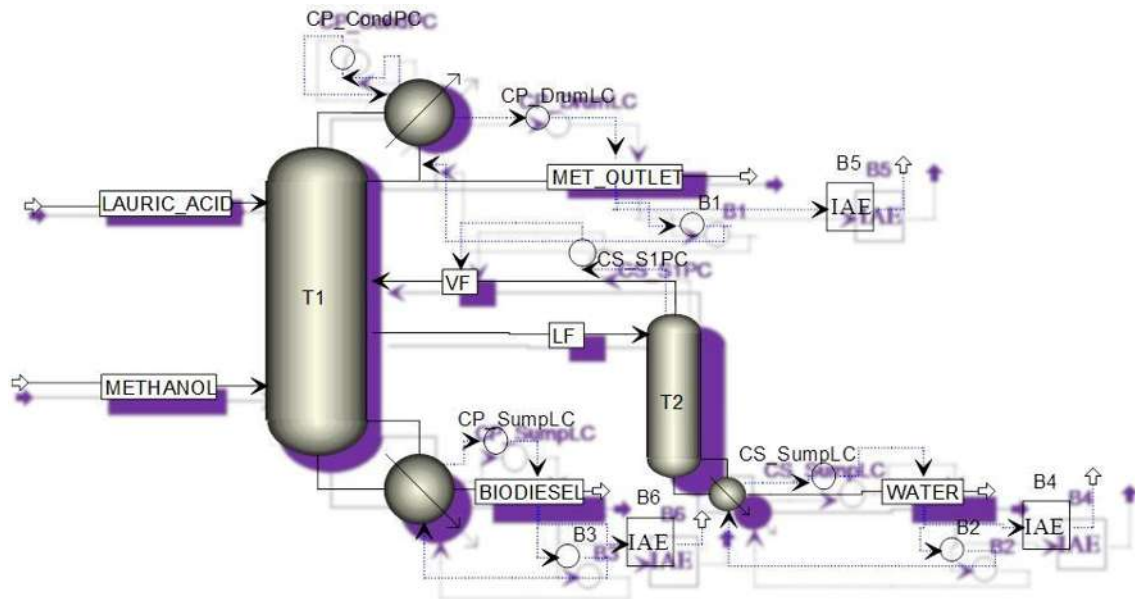


Figura B.27. Secuencia térmicamente acoplada indirecta con agotador lateral (STAI-AL).

Siguiendo el esquema convencional de control, la fracción mol de metanol de salida se controló con la relación de reflujo del condensador de la primer columna, el controlador se identifica en el diagrama como B1; la concentración de agua se controló con la carga térmica del agotador, donde el controlador es el B2; y la concentración de biodiesel se controló con la carga térmica del rehervidor de la primer columna, donde el controlador es el B3. Los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia se ven en la **Tabla B.27**:

Tabla B.27. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Térmicamente Acoplada Indirecta - Agotador Lateral				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	K_c
Metanol	0.98996	0.98503	45	295
Agua	0.99842	0.99346	15	295
Biodiesel	0.98359	0.97869	15	295

En esta secuencia podemos ver que aparecen muchos ciclos en los resultados, las respuestas cíclicas son un factor común en casi todas las respuestas a las perturbaciones. La mayoría de las ocasiones las simulaciones entraban en ciclos o porque una de las columnas se saturaba y no se podía controlar. En la carga térmica se observó que la mayoría de las veces se llega a un valor constante en diferentes perturbaciones.

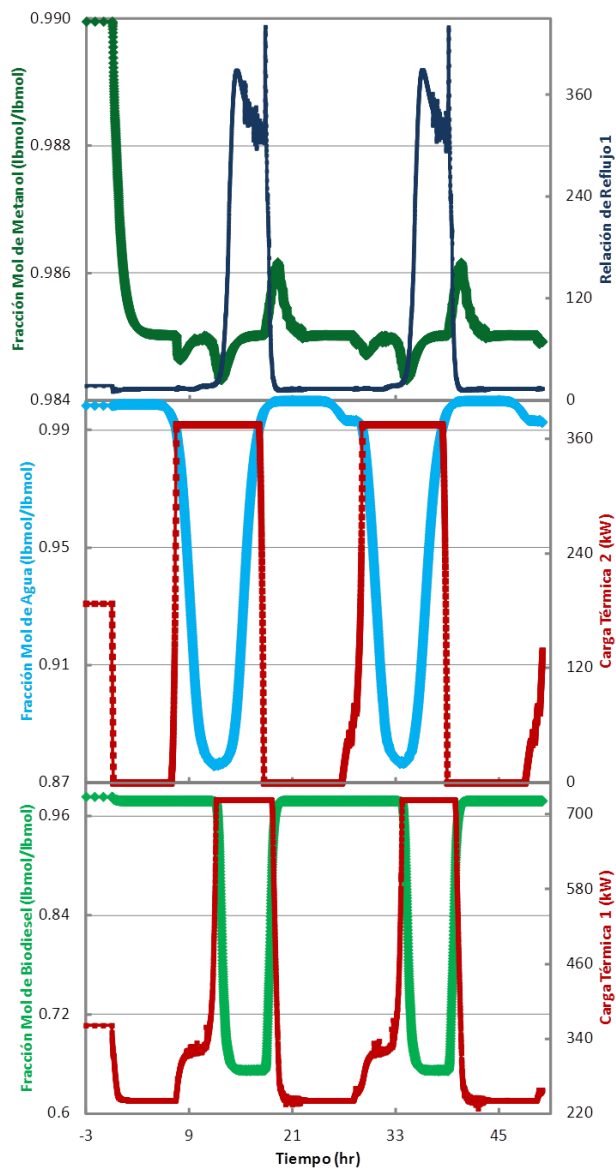


Figura B.28. -3% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.

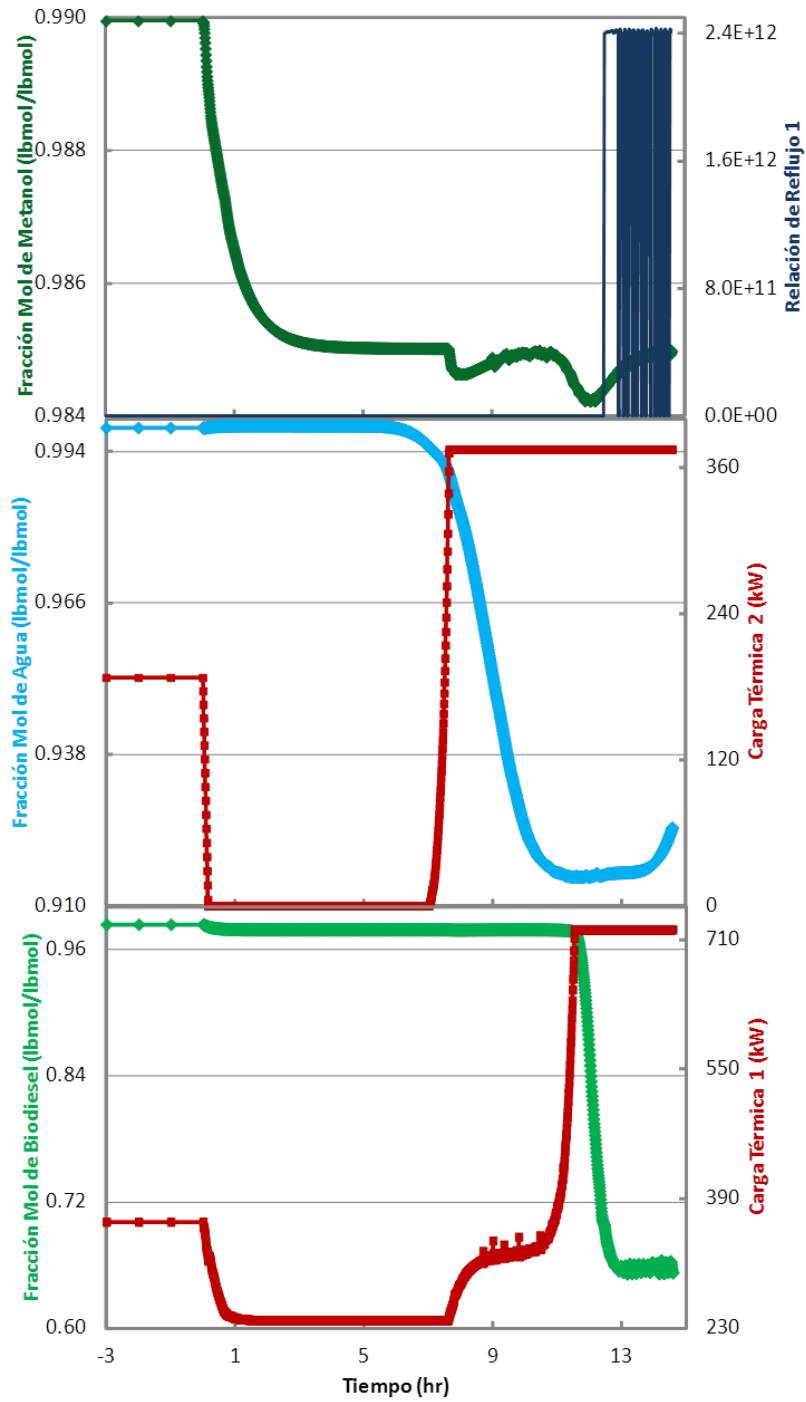


Figura B.29.+3% de perturbación en ácido láurico.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 97 mol/s y 103 mol/s a la primer columna de destilación reactiva.

La perturbación de -3% fue detenida después de 50 horas de simulación porque todas las respuestas entraron en una tendencia cíclica. Los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se estabilizaron pero se mantuvieron en una forma cíclica. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron y se mantienen en ciclo.

Para la perturbación de $+3\%$ las respuestas de concentración no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua se mantienen cerca de los valores deseados de *set point*. Los esfuerzos de control para esta perturbación tuvieron dos tipos de tendencia, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo alcanza valores del orden de 1×10^{12} . Después de 14 horas de simuladas se para la simulación. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se presentan en las **Tablas B.28** y **B.29**:

Tabla B.28. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	13.9634	257.582774
2da Columna	-	138.3890237

Tabla B.29. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de $+3\%$.

Perturbación de $+3\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.41E+12	722.557854
2da Columna	-	375.210059

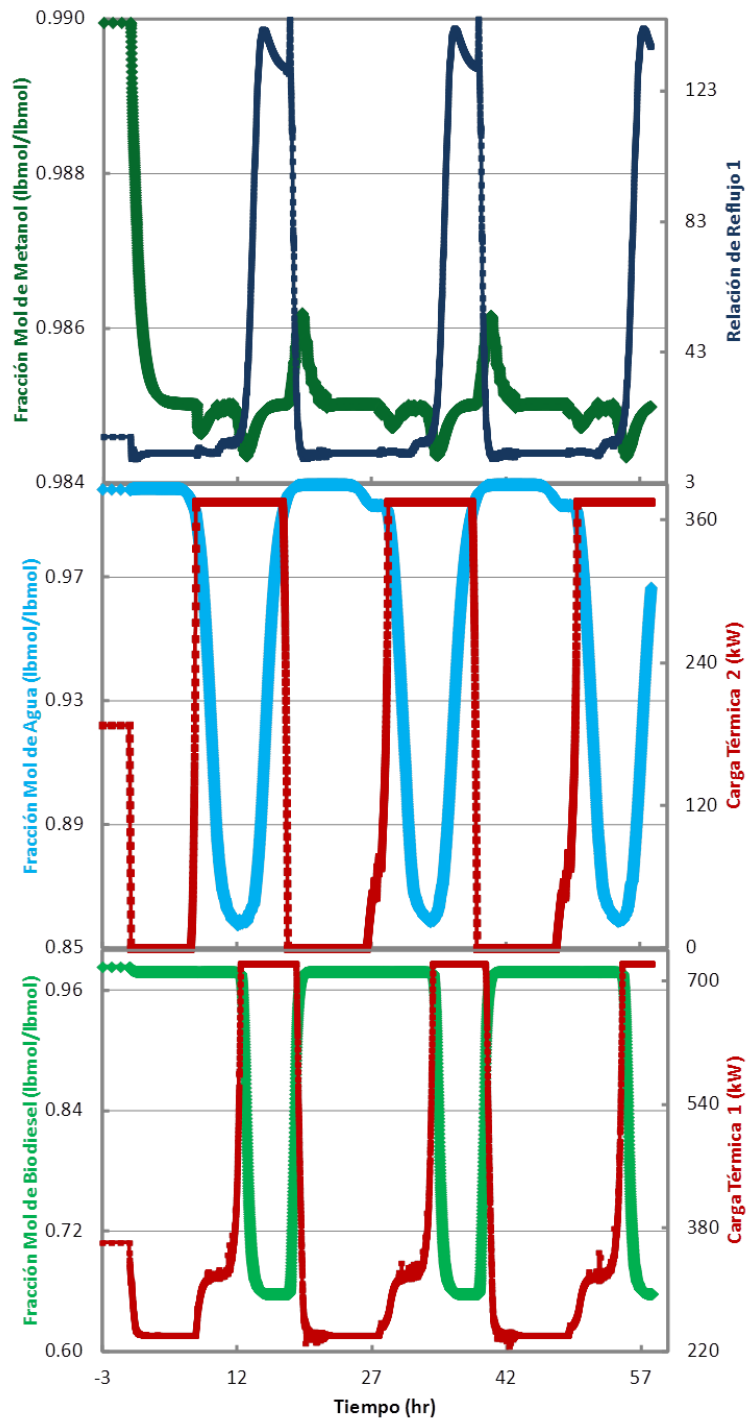


Figura B.30.-5% en la perturbación de ácido láurico en la alimentación a la columna de destilación.

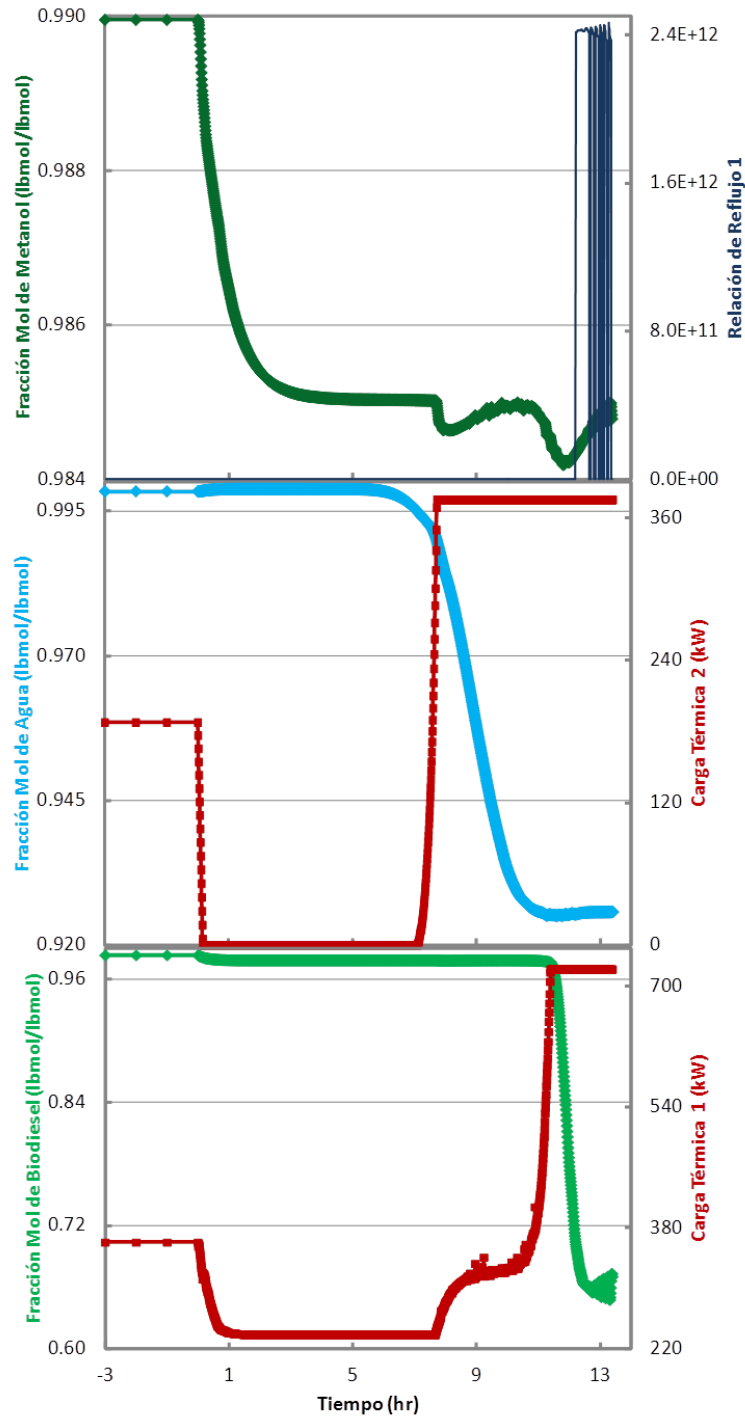


Figura B.31. +5% de perturbación en ácido láurico.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s a la columna de destilación reactiva.

La perturbación de -5% fue detenida después de 58 horas de simulación porque, al igual que en la perturbación de -3% , todas las respuestas entraron en una tendencia cíclica. Los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se estabilizaron pero se mantuvieron en una forma cíclica. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron pero igual se mantienen en ciclo.

Para la perturbación de $+5\%$ las respuestas de concentración no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua se mantienen cerca de los valores deseados de *set point*. Los esfuerzos de control siguieron las tendencias de la perturbación de $+3\%$ y fueron de dos tipos, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo de la columna de destilación no se puede controlar por que alcanza valores del orden de 10^{12} . Después de 13 horas de simulación aparecen los valores grandes de la relación de reflujo y se detiene la simulación. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se ven a continuación en las **Tablas B.30 y B.31**:

Tabla B.30. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	136.646	722.557854
2da Columna	-	375.210059

Tabla B.31. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	386.235	722.557854
2da Columna	-	375.210059

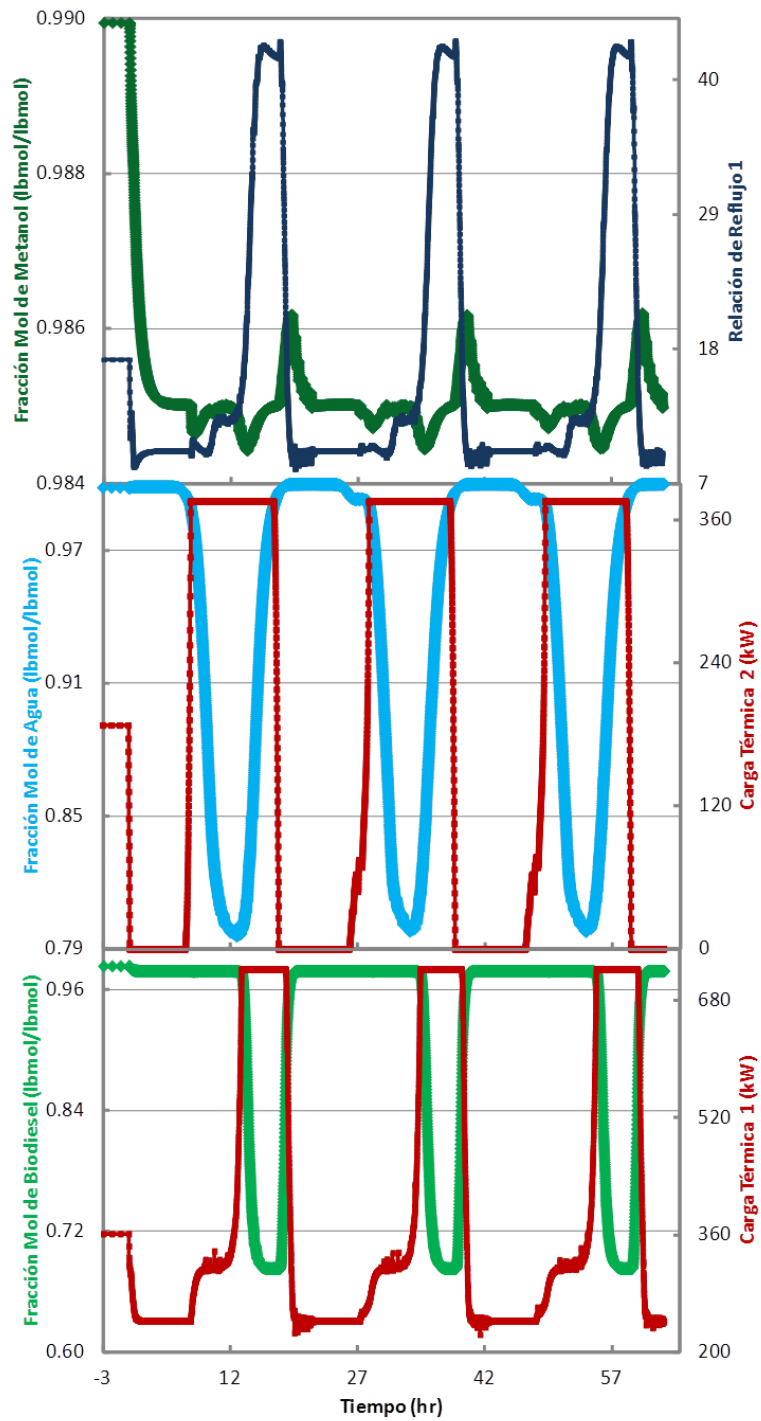


Figura B.32.-10% de perturbación en la alimentación ácido láurico.

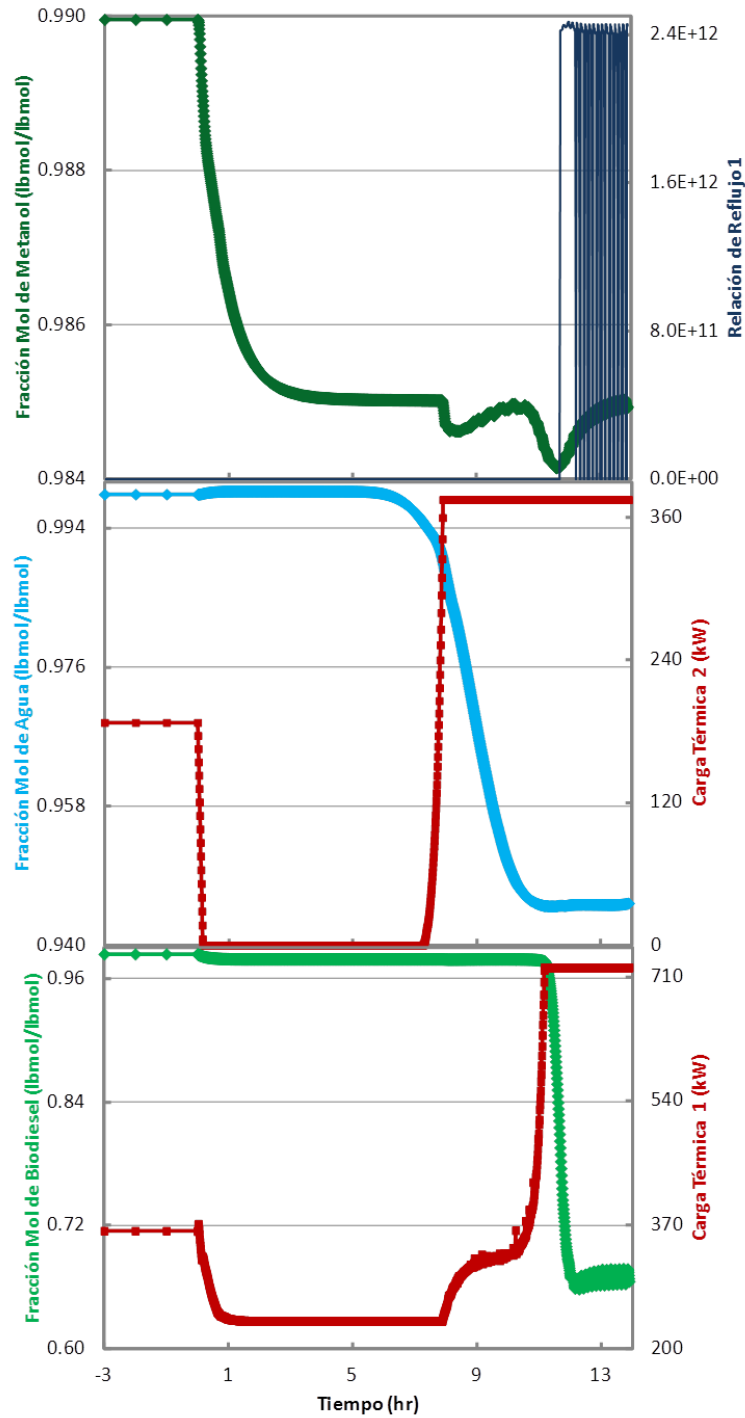


Figura B.33. +10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico a la columna de destilación reactiva.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s a la columna de destilación reactiva.

La perturbación de -10% fue detenida después de 63 horas de simulación porque, al igual que en las perturbaciones donde se resta el porcentaje, todas las respuestas entraron en una tendencia cíclica. Los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se estabilizaron pero se mantuvieron en forma cíclica. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron y mantienen un ciclo.

Para la perturbación de $+10\%$ las respuestas de concentración no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua se mantienen cerca de los valores deseados. Los esfuerzos de control siguieron las tendencias de las perturbaciones donde se suman el porcentaje de perturbación y fueron de dos tipos, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo de la columna se truenan por que alcanza valores del orden de 1×10^{12} . Después de 13 horas se detiene la simulación. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control están en las **Tablas B.32** y **B.33**:

Tabla B.32. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	9.55205	241.972345
2da Columna	-	0

Tabla B.33. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de $+10\%$.

Perturbación de $+10\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.45E+12	722.557854
2da Columna	-	375.210059

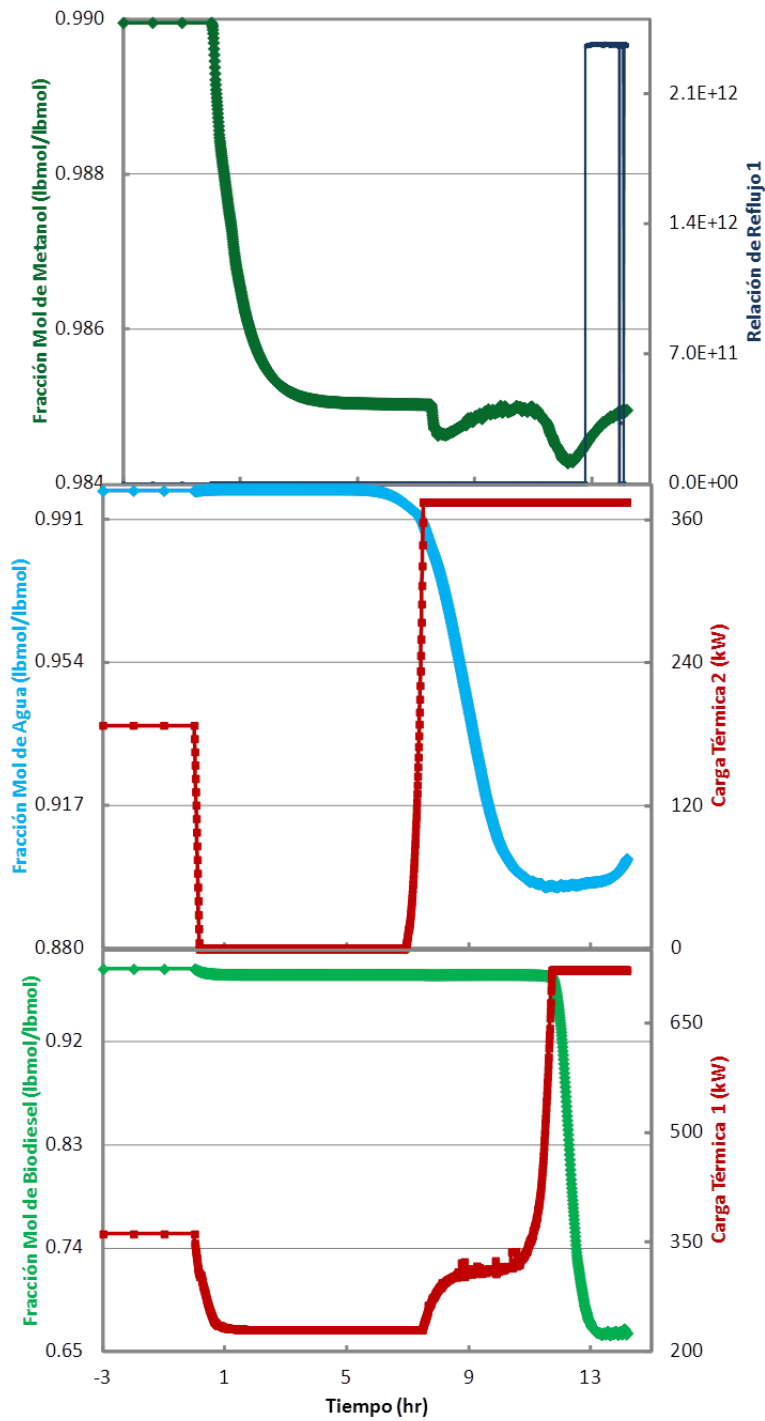


Figura B.34.-3% de perturbación en metanol.

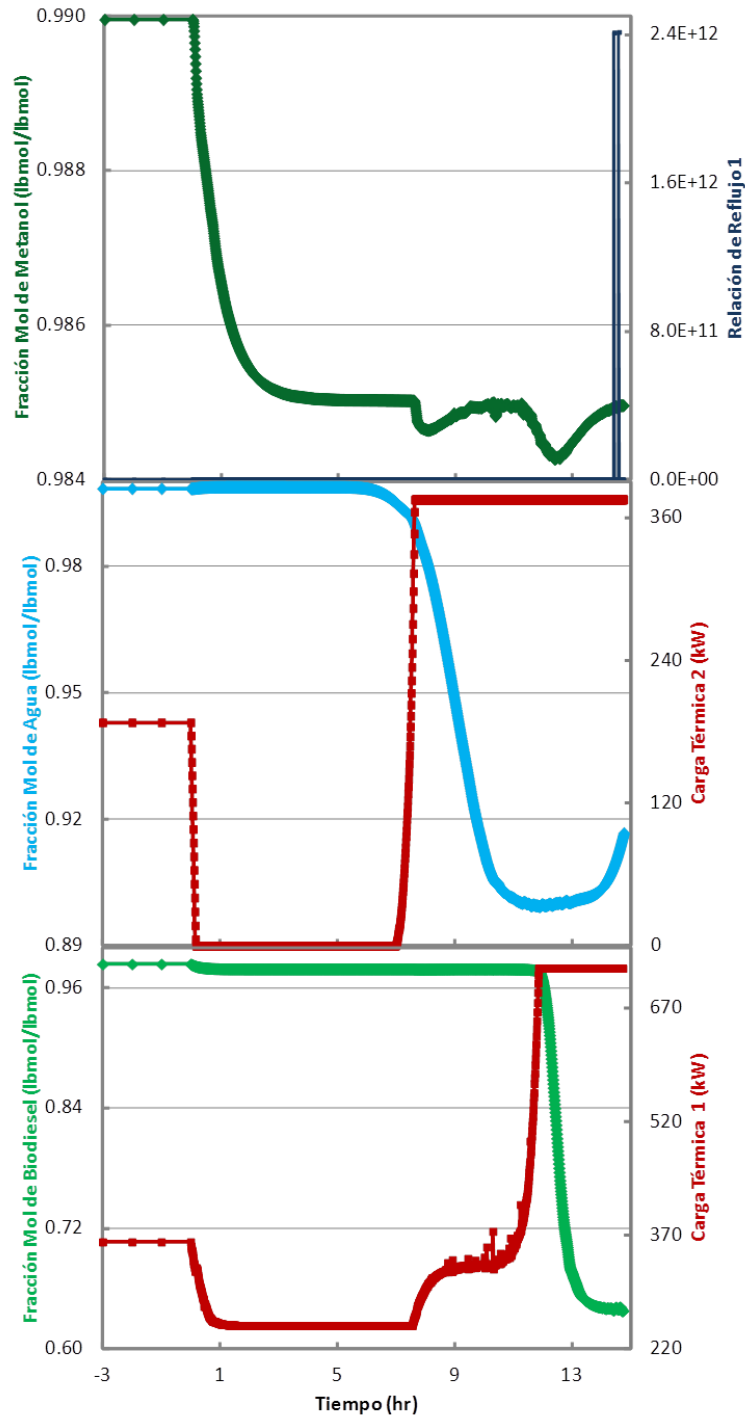


Figura B.35. +3% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Se realizaron dos perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s a la columna de destilación reactiva.

Para la perturbación de -3% las respuestas de concentración no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua se mantienen no tan alejados de los valores deseados. Las gráficas de los esfuerzos de control fueron de dos tipos, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo alcanza valores del orden de 10^{12} . Después de 14 horas simuladas aparecen los valores grandes de la relación de reflujo y se detiene la simulación.

Igual que para la perturbación negativa, en la positiva, las respuestas de concentración no se estabilizan y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, los valores del metanol y agua se mantienen cerca de estos. Los esfuerzos de control siguieron la tendencia de la perturbación negativa, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero logran estabilizarse y el domo de la columna se hace inoperable ya que alcanza valores del orden de 10^{12} ; después de 14 horas se detiene la simulación. En las **Tablas B.34** y **B.35** se presentan los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control.

Tabla B.34. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.36E+12	722.557854
2da Columna	-	375.210059

Tabla B.35. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +3%.

Perturbación de +3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1621.74	722.557854
2da Columna	-	375.210059

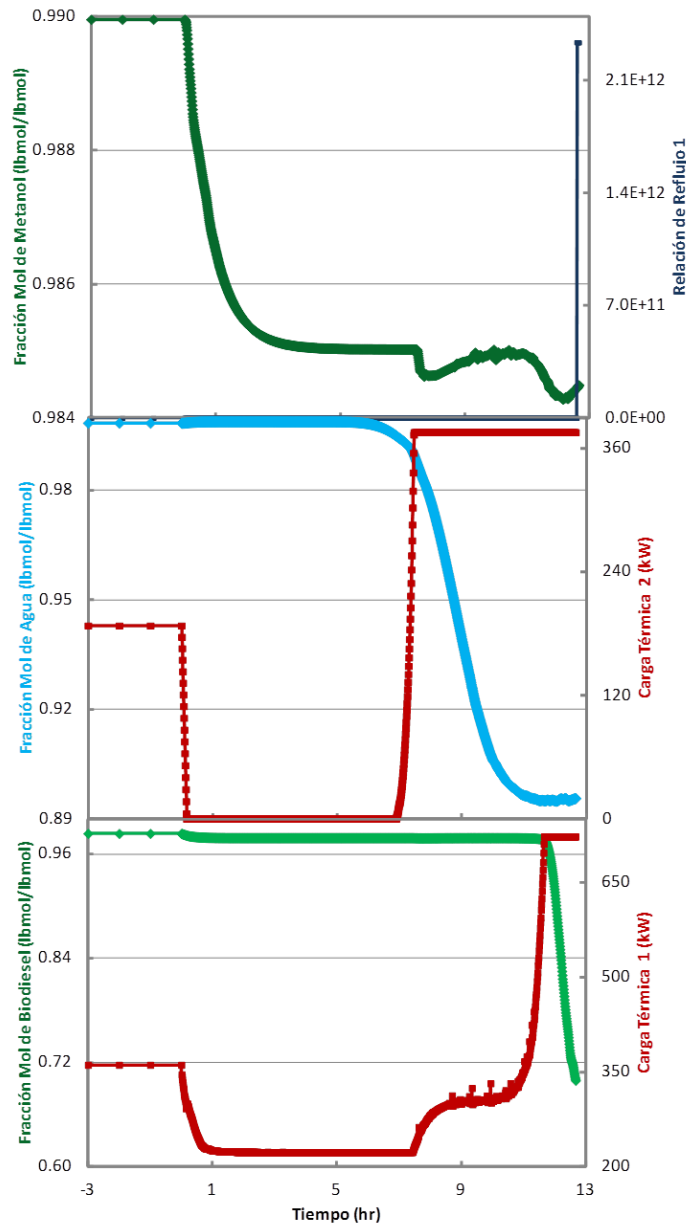


Figura B.36. -5% de perturbación de metanol en la corriente de alimentación a la columna de destilación.

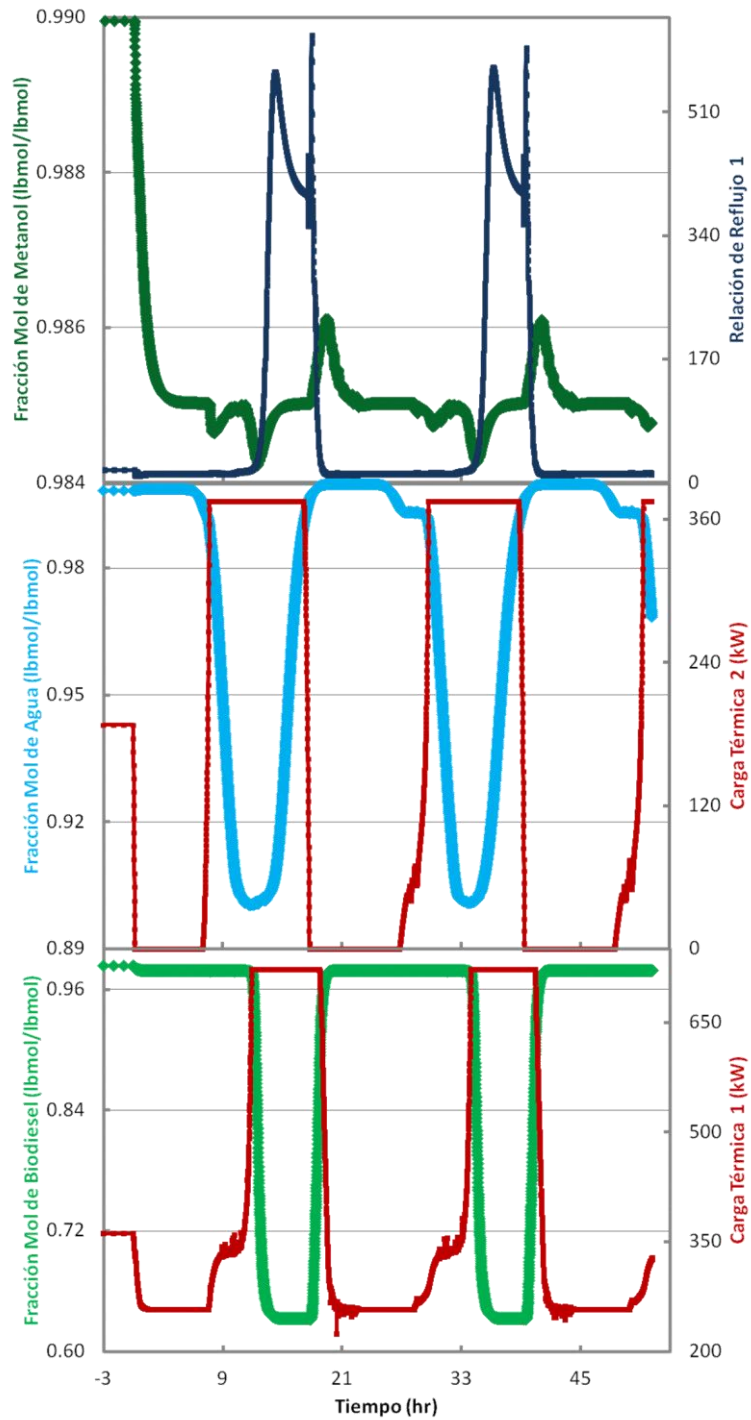


Figura B.37. +5% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s a la columna de destilación reactiva.

Para la perturbación de -5% las respuestas de concentración no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua no se alejan tanto de los valores deseados. Los esfuerzos de control siguieron la tendencia de la perturbación de $\pm 3\%$ en el flujo de metanol que fueron de dos tipos, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo de la columna alcanza valores del orden de 10^{12} . Después de 12 horas simuladas ocurre el súbito aumento de los valores de la relación de reflujo y se detiene la simulación.

La perturbación de $+5\%$ fue detenida después de 50 horas de simulación porque todas las respuestas entraron en una tendencia cíclica. Los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se estabilizaron pero se mantuvieron en una forma cíclica. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron pero igual se mantienen en ciclo. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control se pueden ver en las **Tablas B.36 y B.37**:

Tabla B.36. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.34E+12	722.557854
2da Columna	-	375.210059

Tabla B.37. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	12.705	237.794095
2da Columna	-	375.210059

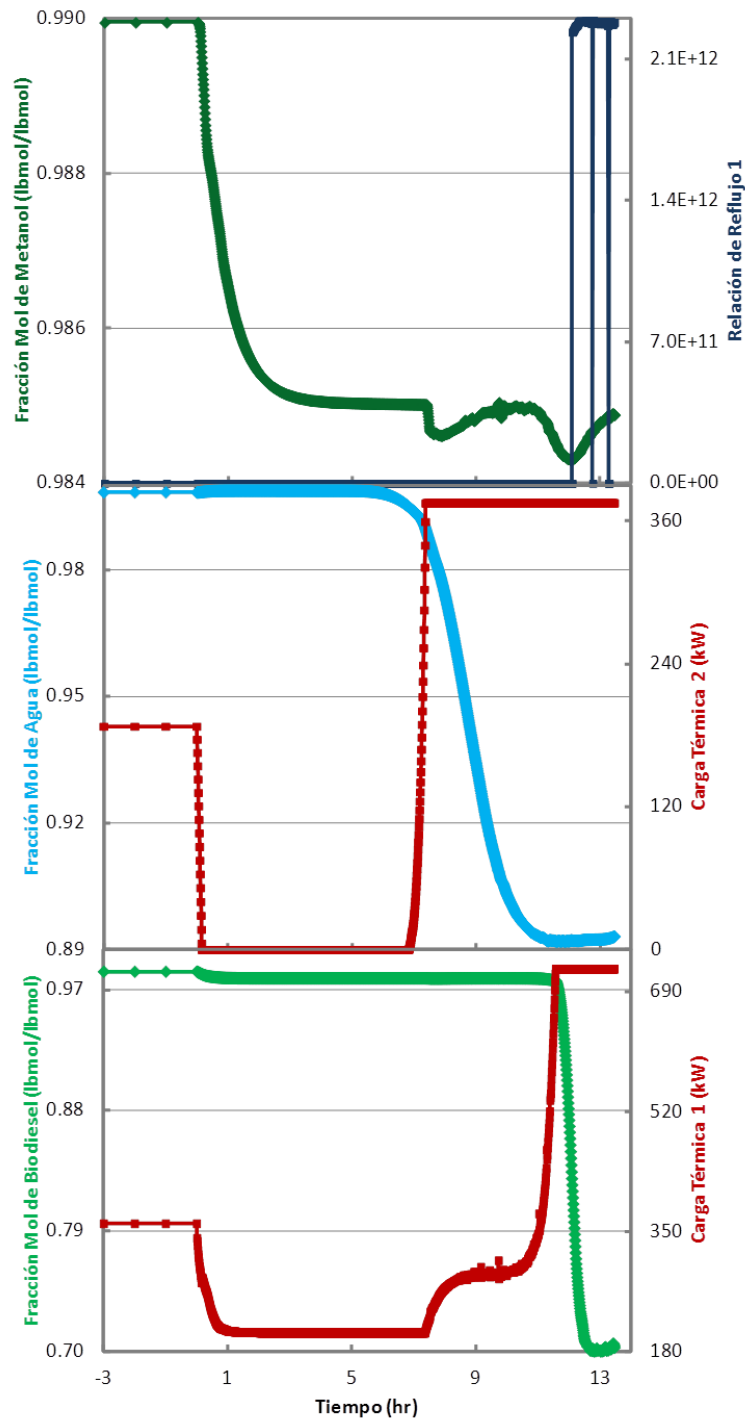


Figura B.38.-10% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

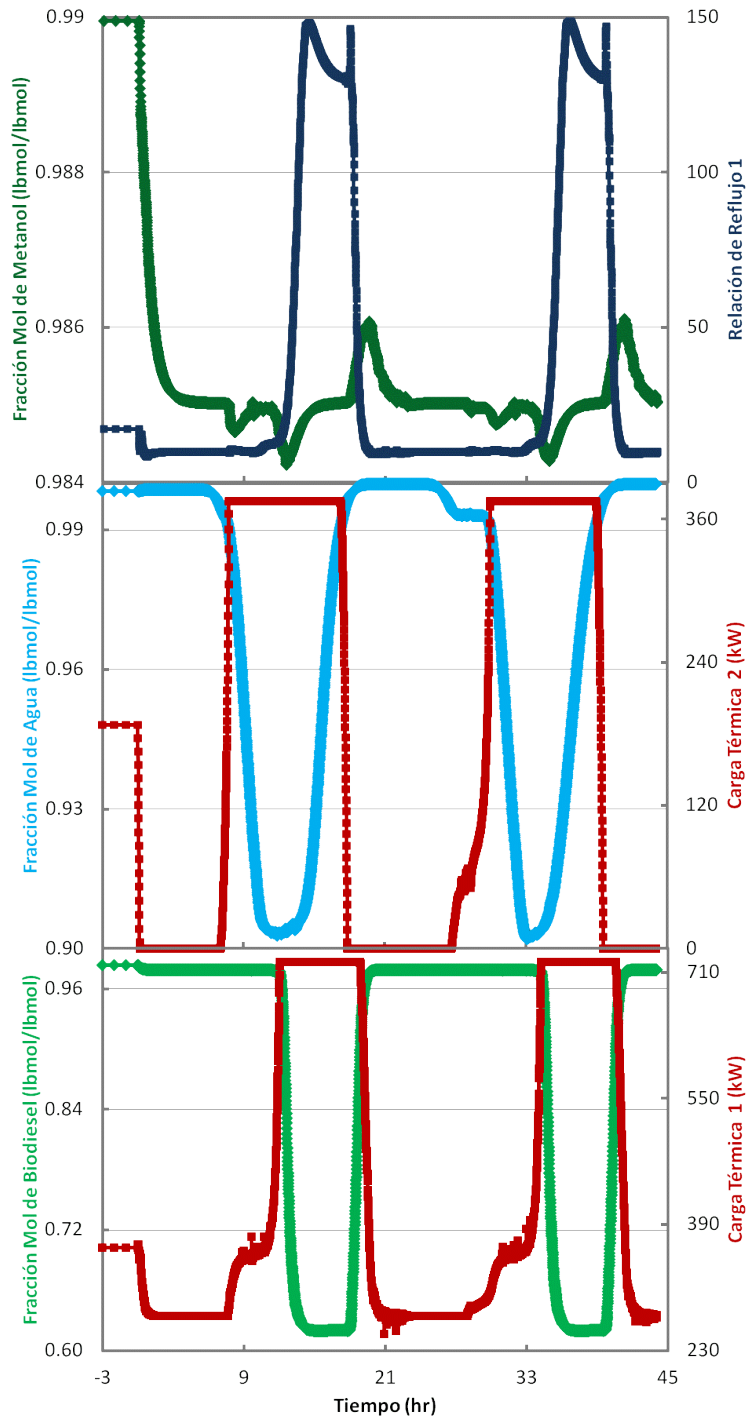


Figura B.39. +10% de perturbación en la corriente de alimentación de metanol.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s a la columna de destilación reactiva.

Para la perturbación de -5% las respuestas de concentración, al contrario que en las perturbaciones en el ácido láurico, no logran estabilizarse y la respuesta del biodiesel se desvía mucho los valores deseados, mientras que los valores del metanol de salida y el agua se alejan un poco de los valores deseados. Los esfuerzos de control siguieron dos tipos de tendencia, las cargas térmicas de la columna y el agotador varían los datos pero casi al final de la simulación se estabilizan en un valor y la relación de reflujo de la columna se truenan por que alcanza valores del orden de 10^{12} . Después de 13 horas simuladas ocurre el súbito aumento de los valores de la relación de reflujo y se detiene la simulación.

La perturbación de $+10\%$ fue detenida después de 44 horas de simulación porque todas las respuestas entraron en una tendencia cíclica. Los valores de las respuestas de concentración de los productos de salida no se estabilizaron pero se mantuvieron en una forma cíclica. Lo mismo ocurre con los esfuerzos de control ya que no se estabilizaron pero igual se mantienen un ciclo. En las perturbaciones de metanol, excepto la de $\pm 3\%$, ocurrió lo contrario a lo que venía pasando en las perturbaciones de ácido láurico cuando la perturbación fue negativa el biodiesel baja en su fracción mol y la relación de reflujo aumenta su valor considerablemente y cuando la perturbación es positiva las respuestas entran en un ciclo. Los valores donde se detuvieron los esfuerzos de control son los siguientes:

Tabla B.38. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	2.28E+12	722.557854
2da Columna	-	375.210059

Tabla B.39. Esfuerzos de control de la STAI-AL con perturbación de +10%.

Perturbación de +10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	9.96488	275.51198
2da Columna	-	0

Comparando las secuencias térmicamente acopladas directa e indirecta se observa que, en la secuencia directa todas las respuestas a las perturbaciones hechas a los flujos de entrada de metanol y ácido láurico, no se exhibe control y podemos concluir con que esta secuencia es inoperable. En cuanto a la secuencia indirecta las respuestas de las variables de control y las variables manipulables forman ciclos en su mayoría, lo que también hace a esta secuencia inoperable pero al utilizar el simulador la secuencia directa siempre presentó errores y en la indirecta no se presentaron esos casos, motivo por el cual en las secuencias acopladas se recomienda el uso de la secuencia indirecta.

7.2.4. Secuencia Térmicamente Acoplada Directa Sin Rehervidores

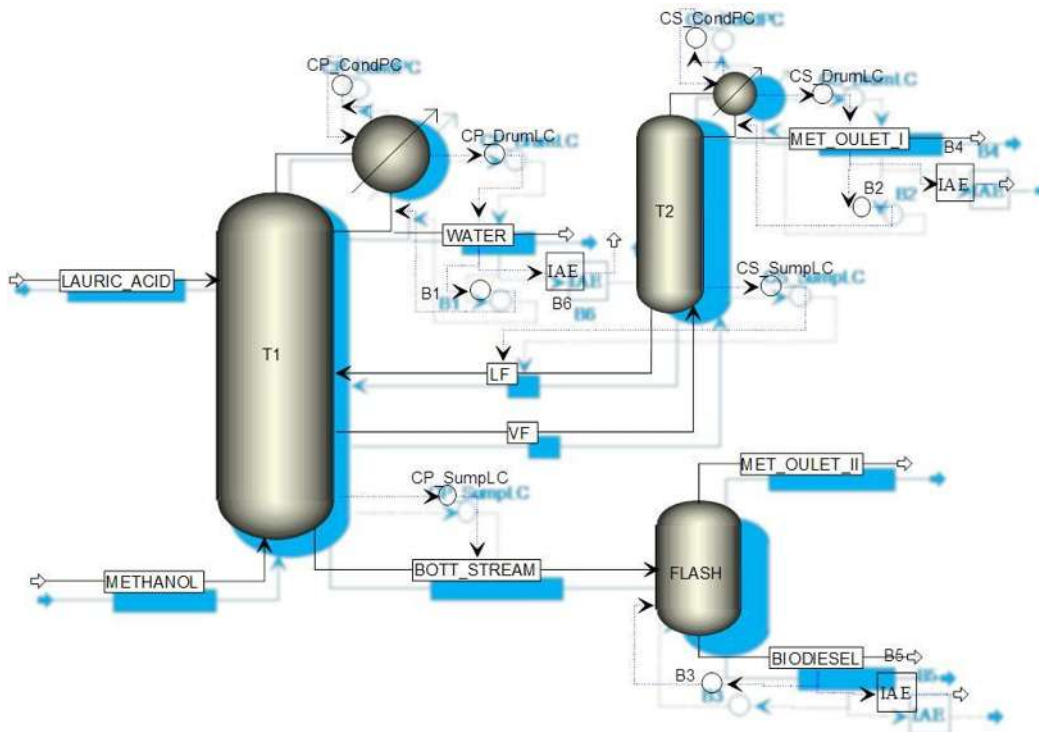


Figura B.40. Secuencia térmicamente acoplada directa sin rehervidores (STAD-SR).

Siguiendo el esquema convencional de control, la fracción mol de metanol de salida se controló con la relación de reflujo del condensador del rectificador, el controlador se identifica en el diagrama como B2; la concentración de agua se controló con la relación de reflujo del condensador de la primera columna de destilación, donde el controlador es el B1; y la concentración de biodiesel se controló con la carga térmica del flash, donde el controlador es el B3. Los *set points* de los productos y los valores de tiempo integral y ganancia se pueden observar en la **Tabla B.40**:

Tabla B.40. Valores iniciales de los productos y de sintonización.

Secuencia Térmicamente Acoplada Sin Uso de Rehervidores				
Compuesto	Fracción mol inicial	Set Point	τ_i	K_c
Metanol	0.99911	0.99414	15	10
Agua	0.97283	0.96799	50	30
Biodiesel	0.99402	0.98907	15	295

En esta secuencia se puede observar como las perturbaciones positivas de ácido láurico sí se pueden controlar y en las negativas ocurren errores durante la simulación, por lo que no son controlables. Pasa lo contrario con el metanol ya que las perturbaciones negativas exhiben controlabilidad y las positivas son las que presenta los errores a la hora de llevar a cabo las simulaciones, haciéndose inoperables.

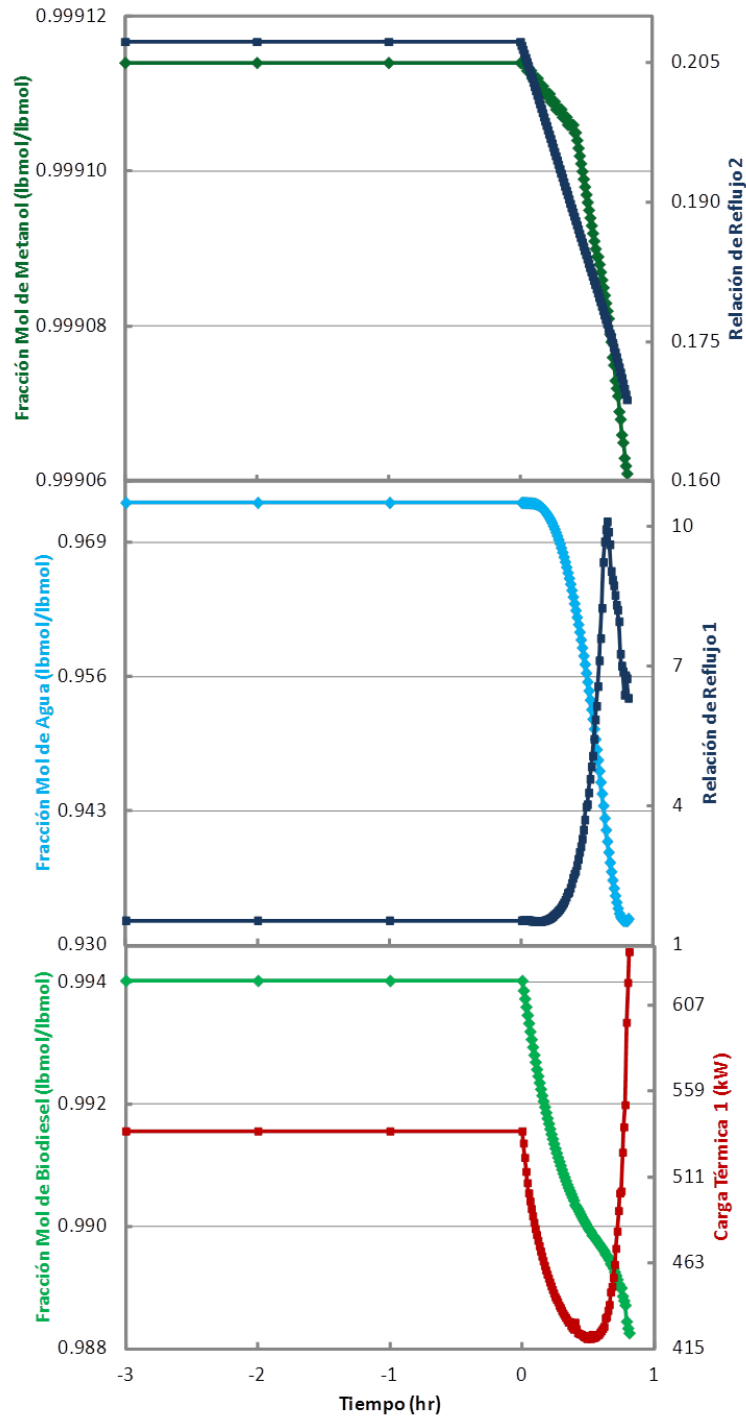


Figura B.41.-3% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

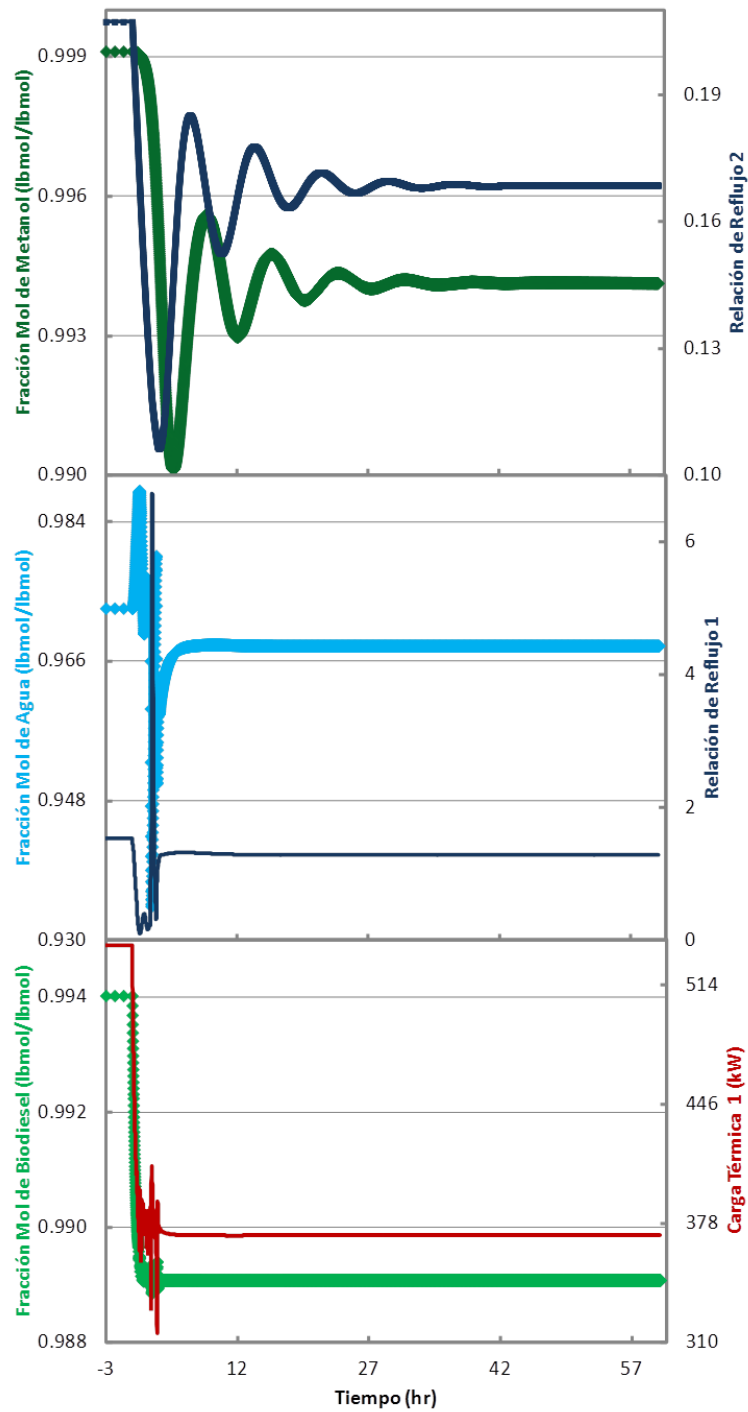


Figura B.42. +3% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.

Se realizaron dos perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 97 mol/s y 103 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -3% ocurrió un error aritmético, lo que nos dice que no se puede controlar. Las respuestas de concentración de los tres productos no se fijaron en algún valor constante, las respuestas de biodiesel no se alejaron tanto de los valores deseados como las respuestas de agua y metanol de salida. Los esfuerzos de control se comportaron de la misma manera que las respuestas de concentración al no estabilizarse. Esta perturbación incurrió en el error a las 0.81 horas, motivo por el cual no se puede controlar.

Para la perturbación de $+3\%$ las respuestas de concentración lograron estabilizarse y alcanzar el valor deseado del *set point* para cada uno. Los esfuerzos de control para esta perturbación también alcanzaron un valor constante en durante la simulación y se comportaron de buena manera. Las respuestas llegaron al valor fijo en 60 horas simuladas. Los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control se ven en las **Tablas B.41 y B.42**:

Tabla B.41. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	6.3121	-
2da Columna	0.168729	-
Flash	-	636.934219

Tabla B.42. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+3\%$.

Perturbación de $+3\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.28887	-
2da Columna	0.168582	-
Flash	-	371.115856

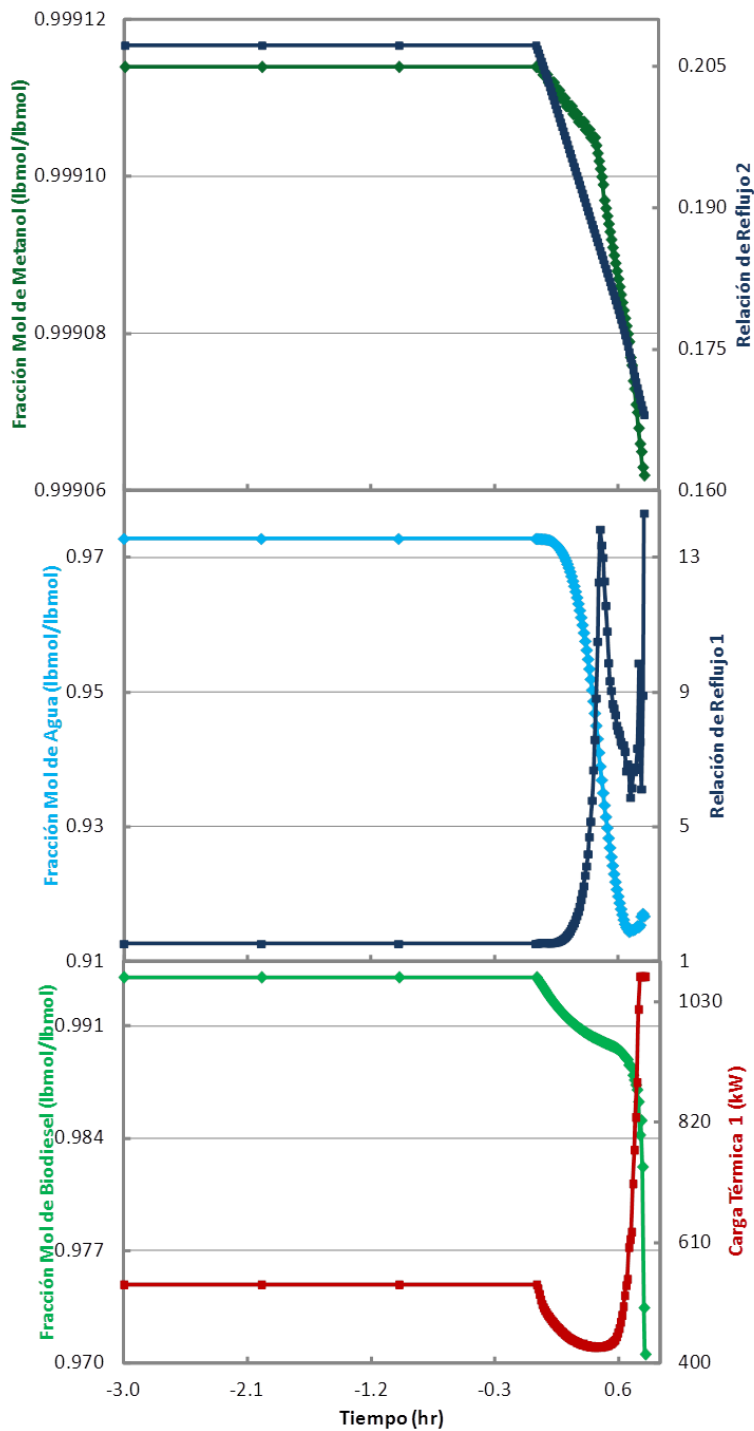


Figura B.43.-5% de perturbación en el ácido láurico de alimentación.

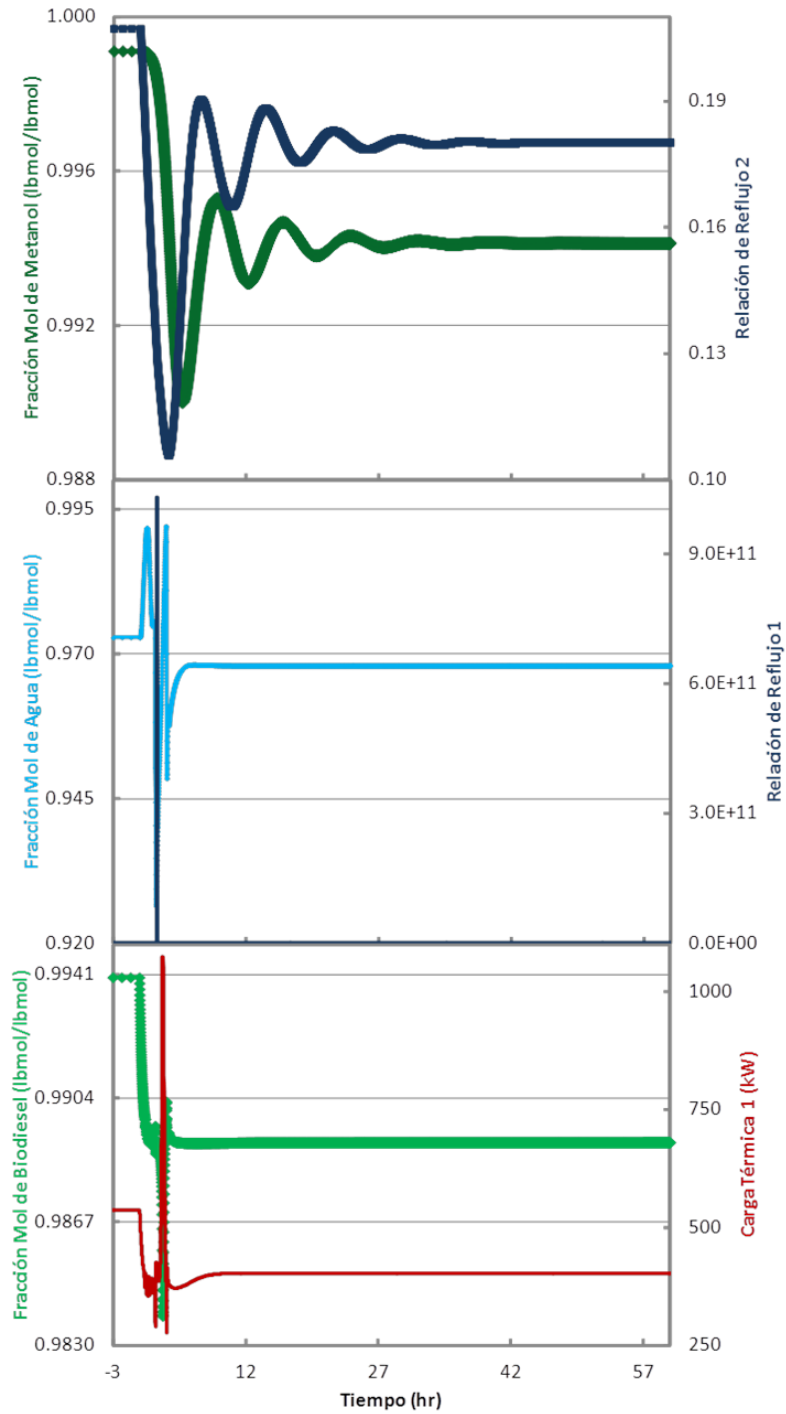


Figura B.44. +5% de perturbación en la corriente de alimentación de ácido láurico.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 95 mol/s y 105 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -5% ocurrió un error en la simulación, por lo que concluimos que no se puede controlar. Las respuestas de concentración de los productos no se estabilizaron, la serie de datos de las respuestas de biodiesel no se alejaron tanto de los valores de *set point* como las series de agua y metanol de salida. Los esfuerzos de control tuvieron un comportamiento similar que las respuestas de concentración al no estabilizarse. Esta perturbación llegó al error a las 0.79 horas, por lo que no se puede controlar.

Para la perturbación de $+5\%$ las respuestas de concentración sí lograron estabilizarse y también alcanzaron los valores esperados. Para esta perturbación los esfuerzos de control también se mantuvieron constantes en un valor determinado, la relación de reflujo de la primer columna obtuvo dos puntos del orden de 10^{11} y después se estabilizó. Las respuestas llegaron a estabilizarse en 70 horas simuladas. En las **Tablas B.43** y **B.44** se observan los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control:

Tabla B.43. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	14.3155	-
2da Columna	0.168046	-
Flash	-	1073.46353

Tabla B.44. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.22963	-
2da Columna	0.180164	-
Flash	-	403.303848

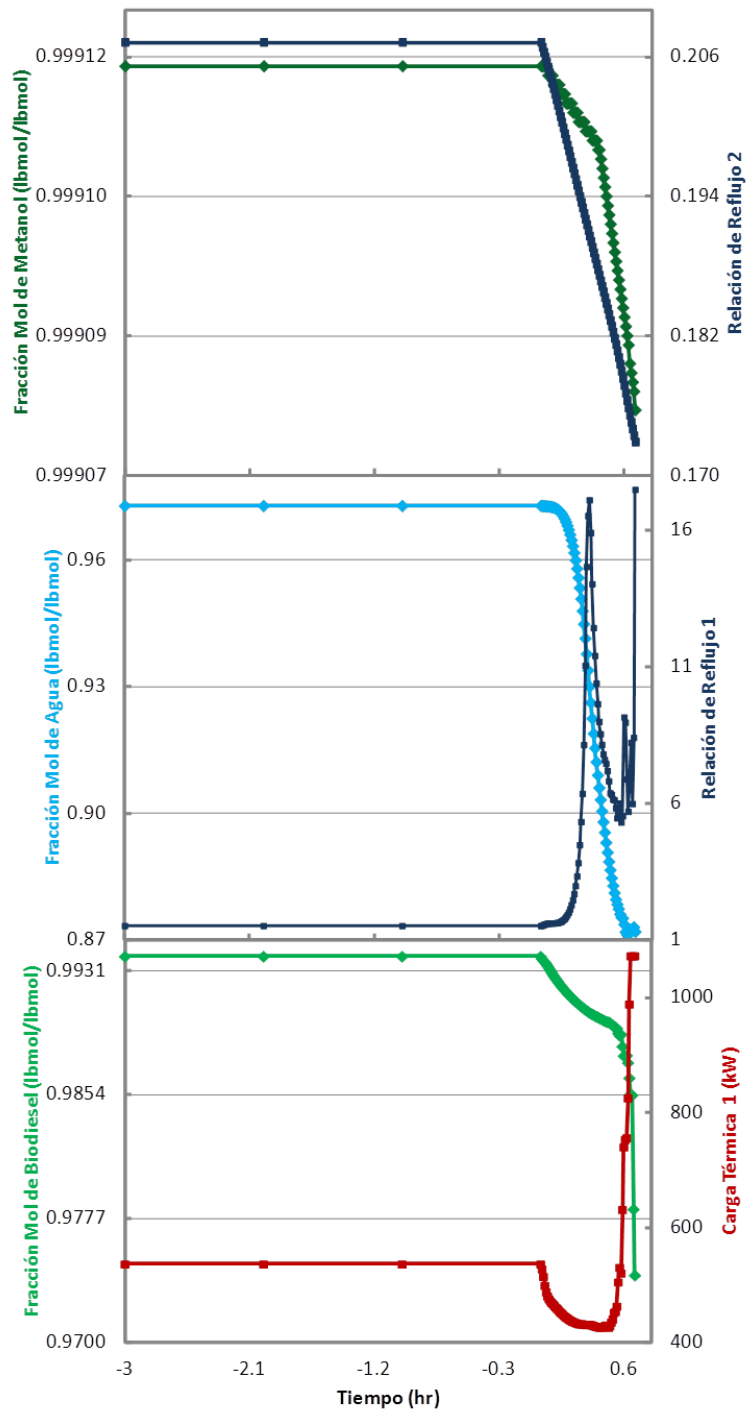


Figura B.45.-10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico a la columna de destilación reactiva.

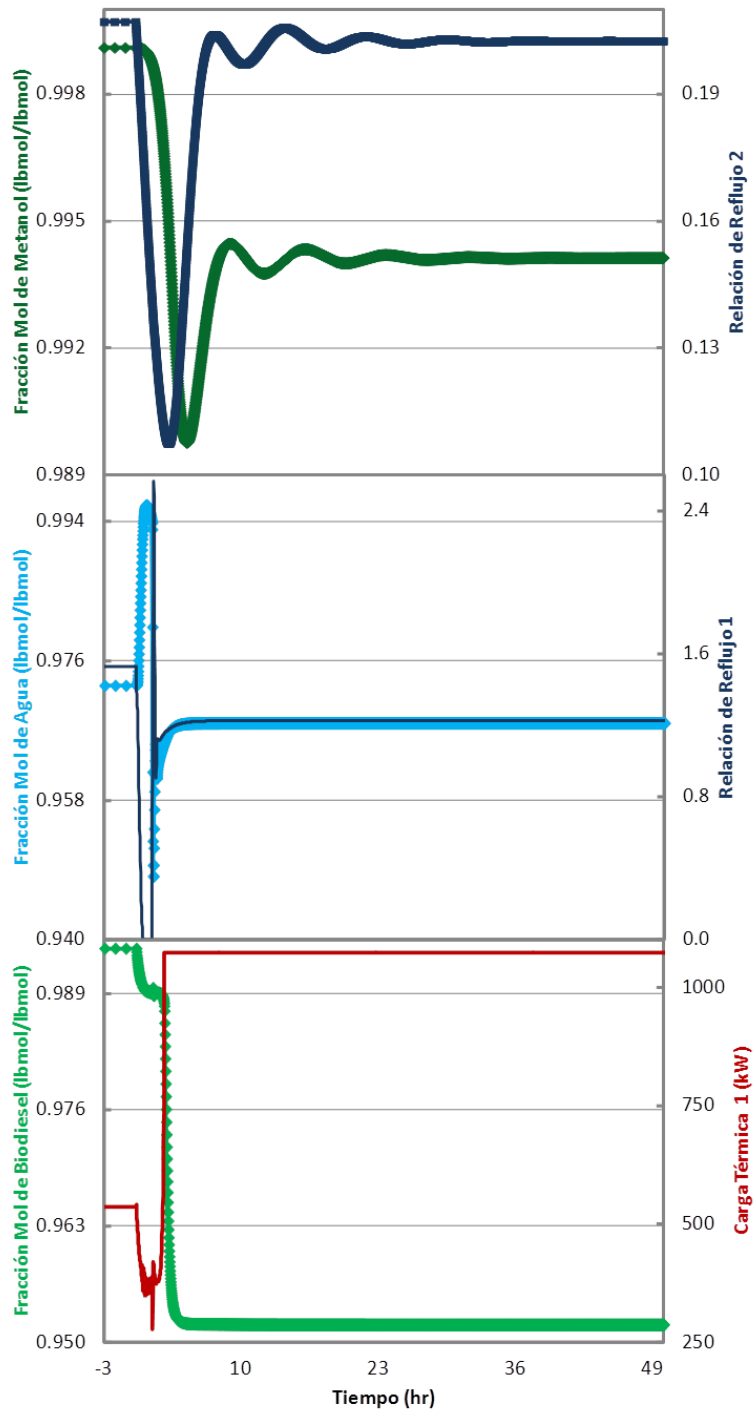


Figura B.46. +10% de perturbación en la alimentación de ácido láurico.

Se realizaron dos perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de ácido láurico, alimentándose así 90 mol/s y 110 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% se obtuvo un error que hizo que se parara la simulación en un tiempo de 0.68 horas, por lo que podemos concluir que esta perturbación no se puede controlar. Las respuestas de concentración de los productos no alcanzaron un valor constante. Los esfuerzos de control no alcanzaron a estabilizarse.

Para la perturbación de $+10\%$ las respuestas de concentración de metanol, agua y biodiesel alcanzaron los valores esperados y se estabilizaron. Para esta perturbación los esfuerzos de control se fijaron en un valor y se estabilizaron después del tiempo simulado, que fue de 85 horas. Los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control se pueden ver en las **Tablas B.45 y B.46:**

Tabla B.45. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	17.4828	-
2da Columna	0.17286	-
Flash	-	1073.46353

Tabla B.46. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+10\%$.

Perturbación de $+10\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.22535	-
2da Columna	0.202694	-
Flash	-	1073.46353

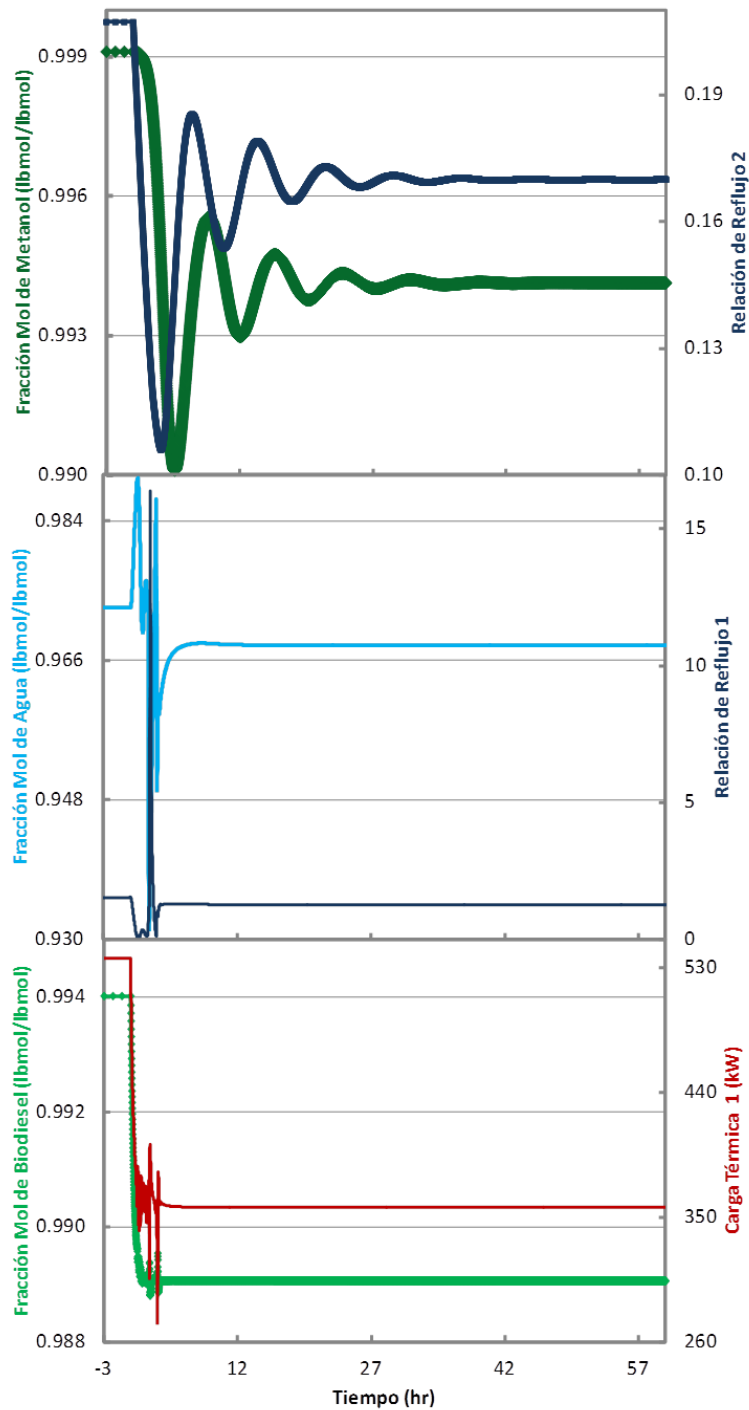


Figura B.47.-3% de perturbación en la alimentación de metanol a la columna de destilación reactiva.

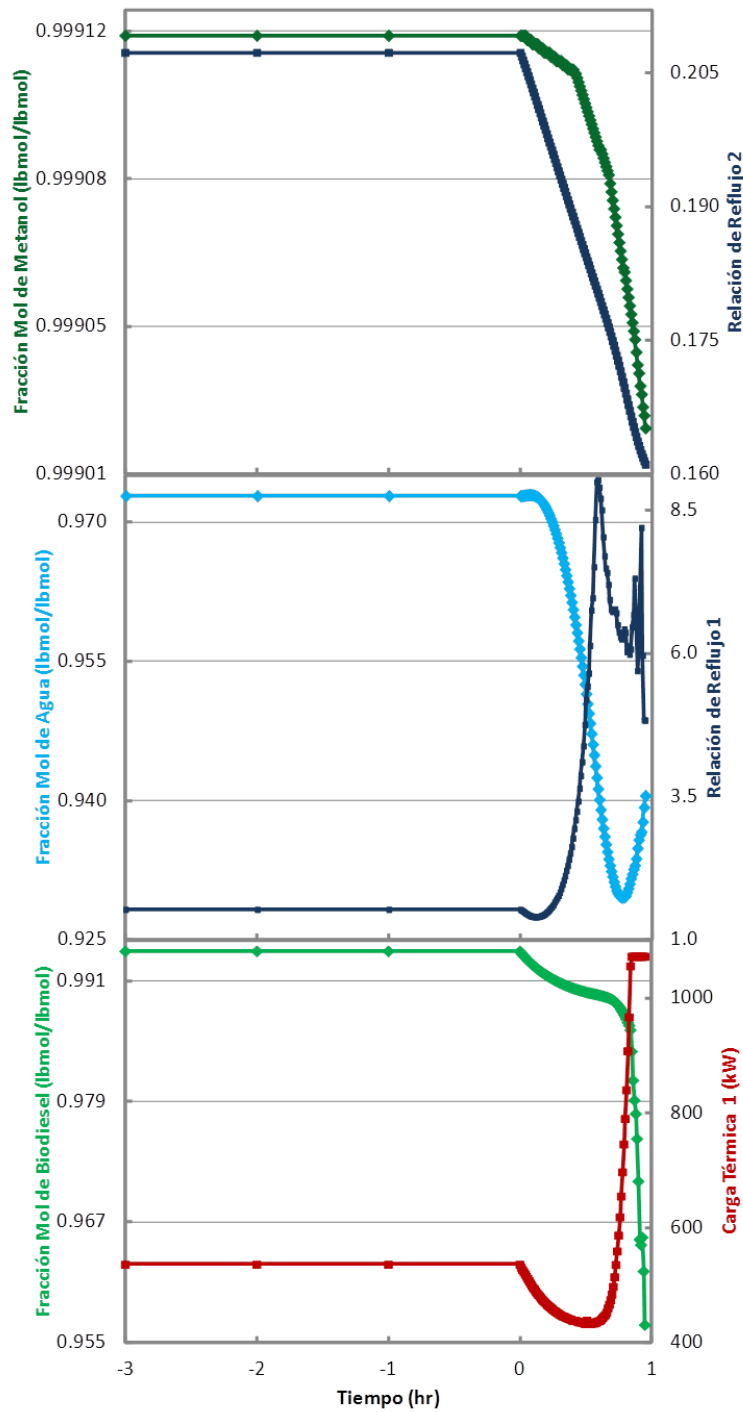


Figura B.48. +3% de perturbación en la alimentación de metanol.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 3\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 116.4 mol/s y 123.6 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -3% las respuestas de concentración de los tres productos de salida llegaron a los valores esperados y se fijaron en ellos. De la misma manera los esfuerzos de control se estabilizaron sin problemas. Las respuestas se estabilizaron en un tiempo de simulación de 63 horas. En esta simulación ocurrió lo contrario que en las perturbaciones de ácido láurico.

Para la perturbación de $+3\%$ se produjo un error que detuvo corrida en un tiempo de 0.95 horas. Las respuestas de concentración de los productos no alcanzaron los valores deseados pero no se alejaron mucho de éstos. Los esfuerzos de control tampoco pudieron estabilizarse. Podemos ver que las respuestas en las perturbaciones de metanol son contrarias a las de la perturbación de ácido láurico. Los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control se encuentran en las **Tablas B.47** y **B.48**:

Tabla B.47. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -3% .

Perturbación de -3% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.2751	-
2da Columna	0.16998	-
Flash	-	357.30928

Tabla B.48. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+3\%$.

Perturbación de $+3\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	4.83266	-
2da Columna	0.161135	-
Flash	-	1073.46353

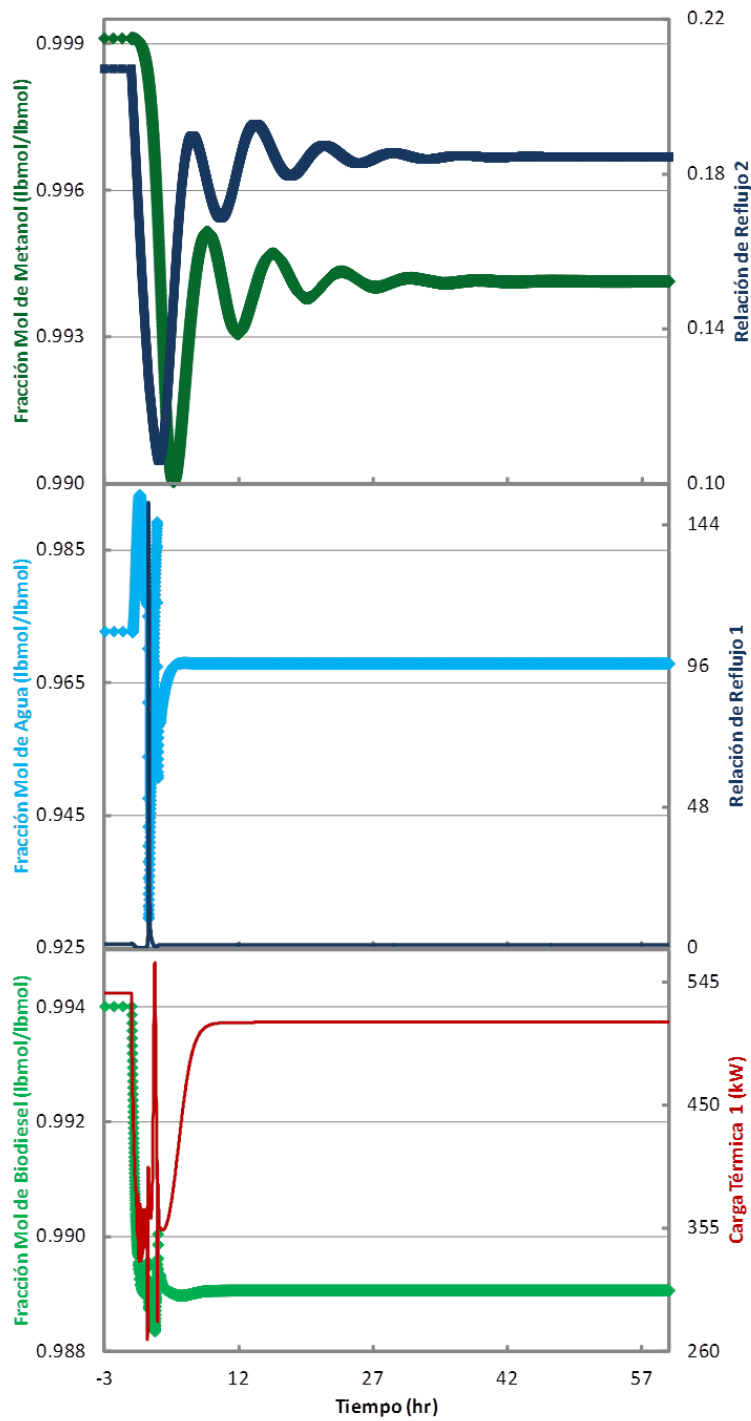


Figura B.49.-5% de perturbación en el metanol de alimentación.

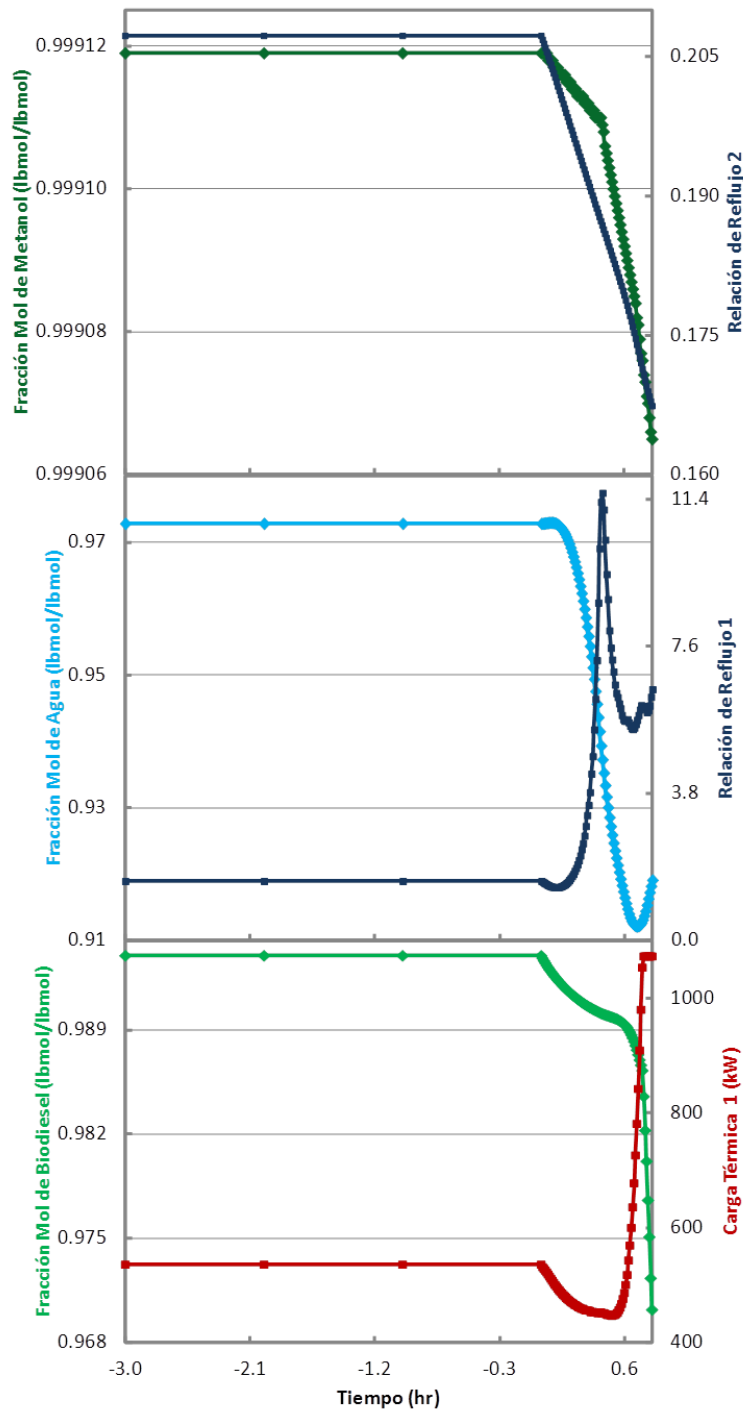


Figura B.50. +5% de perturbación de metanol en la alimentación.

Se aplicaron perturbaciones de $\pm 5\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 114 mol/s y 126 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -5% las respuestas de concentración de los productos de salida alcanzaron los valores esperados y se mantuvieron constantes. De igual manera los esfuerzos de control se estabilizaron en un tiempo de 73 horas de simulación.

Para la perturbación de $+5\%$ se obtuvo un error que paró la simulación en un tiempo de 0.8 horas. Las respuestas de concentración de los tres productos de salida no llegaron a los valores esperados pero estuvieron cerca de éstos. Los esfuerzos de control tampoco lograron mantenerse constantes en un valor.

Los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control se ven en las **Tablas B.49** y **B.50**:

Tabla B.49. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -5% .

Perturbación de -5% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.22146	-
2da Columna	0.184508	-
Flash	-	513.967473

Tabla B.50. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+5\%$.

Perturbación de $+5\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	6.48484	-
2da Columna	0.167417	-
Flash	-	1073.46353

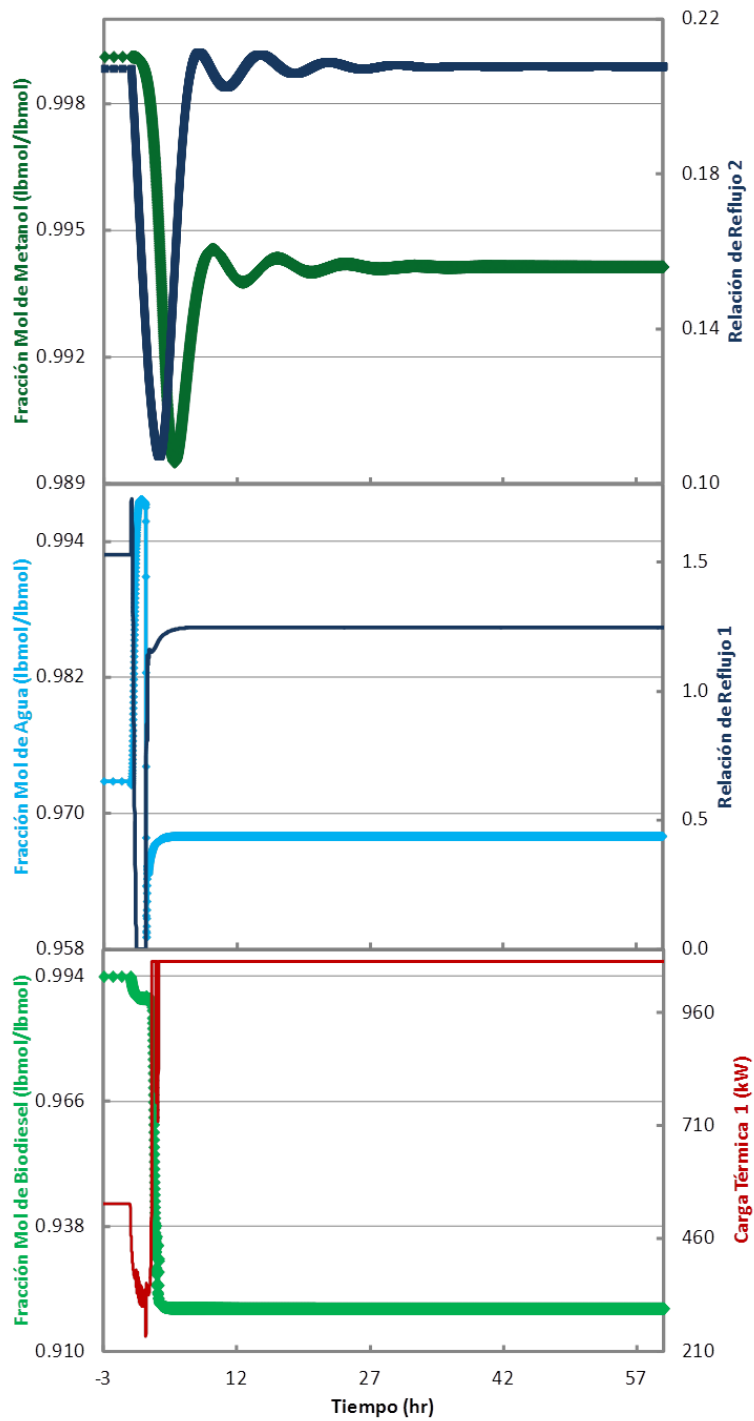


Figura B.51.-10% de perturbación en el metanol de alimentación a la columna de destilación reactiva.

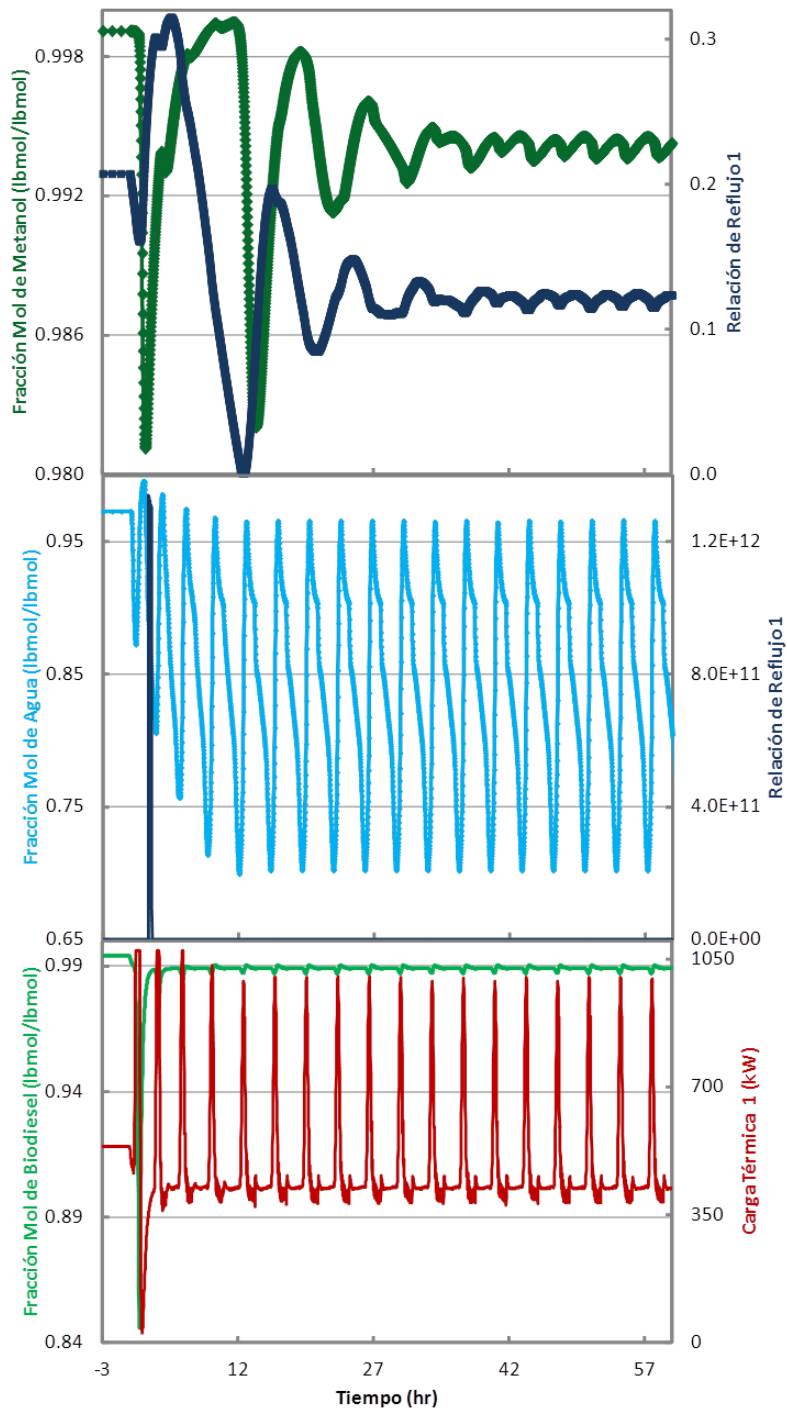


Figura B.52. +10% de perturbación en la alimentación de metanol.

Se realizaron perturbaciones de $\pm 10\%$ en el flujo inicial de metanol, alimentándose así 108 mol/s y 132 mol/s a la columna de destilación reactiva.

En la perturbación de -10% las respuestas de concentración de agua, metanol y biodiesel alcanzaron los valores esperados de *set point* de cada uno y se estabilizaron en ellos, siguiendo la misma tendencia. Los esfuerzos de control para esta perturbación se fijaron y estabilizaron en un tiempo de 72 horas de simulación, mostrando un buen control.

Para la perturbación de $+10\%$ se detuvo la simulación en un tiempo de 90 horas por que todas las respuestas entraron en un ciclo. Las respuestas de concentración de los productos de salida llegaron a un tiempo donde las respuestas se ciclaron y no pudieron estabilizarse. Los esfuerzos de control también entraron en un ciclo, la relación de reflujo del condensador de la columna de destilación principal llegó a tener valores de 10^{12} pero después se ciclo y no logró estabilizarse. En las **Tablas B.51** y **B.52** se presentan los valores donde se detuvieron y se estabilizaron los esfuerzos de control.

Tabla B.51. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de -10% .

Perturbación de -10% en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	1.24746	-
2da Columna	0.207839	-
Flash	-	1073.46353

Tabla B.52. Esfuerzos de control de la STAD-SR con perturbación de $+10\%$.

Perturbación de $+10\%$ en el flujo		
	Relación de Reflujo	Carga Térmica (kW)
1er Columna	30.0747	-
2da Columna	0.124181	-
Flash	-	423.2707783

7.3. APÉNDICE C

En este Apéndice se observan parte de las plantillas que se usaron en Excel para obtener los valores necesarios y así aplicarlos el programa de MatLab (**Apéndice D**) y conseguir los valores que se ocupan para realizar el análisis de DVS. De la misma manera se muestran las gráficas de los modelos a los cuales se deben ajustar las gráficas de las simulaciones. Cabe recordar que estas son funciones de transferencia en el dominio de Laplace.

7.3.1. Primer orden

Tabla C.1. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer orden.

	Y0	0.986952000	
	Y ∞	0.969210000	
	T	0.828000000	
	TOTAL SUMA	0.241801487	-7.096800000
	Primer Orden		Ganancia
	SIMULACIÓN SDI	MODELO SDI	-0.017742000
Time	STREAMS("A").Zn("A")		DIFERENCIA
Hours	lbmol/lbmol		ABS
0.00	0.986952000	0.986952000	0.000000000
0.01	0.986942000	0.986739013	0.000202987
0.02	0.986918000	0.986528584	0.000389416
0.03	0.986880000	0.986320680	0.000559320
0.04	0.986830000	0.986115272	0.000714728
0.05	0.986765000	0.985912330	0.000852670
0.06	0.986700000	0.985711824	0.000988176
0.07	0.986616000	0.985513726	0.001102274
0.08	0.986533000	0.985318005	0.001214995
0.09	0.986432000	0.985124634	0.001307366
0.10	0.986331000	0.984933584	0.001397416
0.11	0.986229000	0.984744828	0.001484172
0.12	0.986115000	0.984558338	0.001556662

0.13	0.986000000	0.984374086	0.001625914
0.14	0.985885000	0.984192047	0.001692953
0.15	0.985759000	0.984012192	0.001746808
0.16	0.985634000	0.983834497	0.001799503
0.17	0.985509000	0.983658935	0.001850065
0.18	0.985375000	0.983485480	0.001889520
0.19	0.985242000	0.983314108	0.001927892
0.20	0.985109000	0.983144793	0.001964207

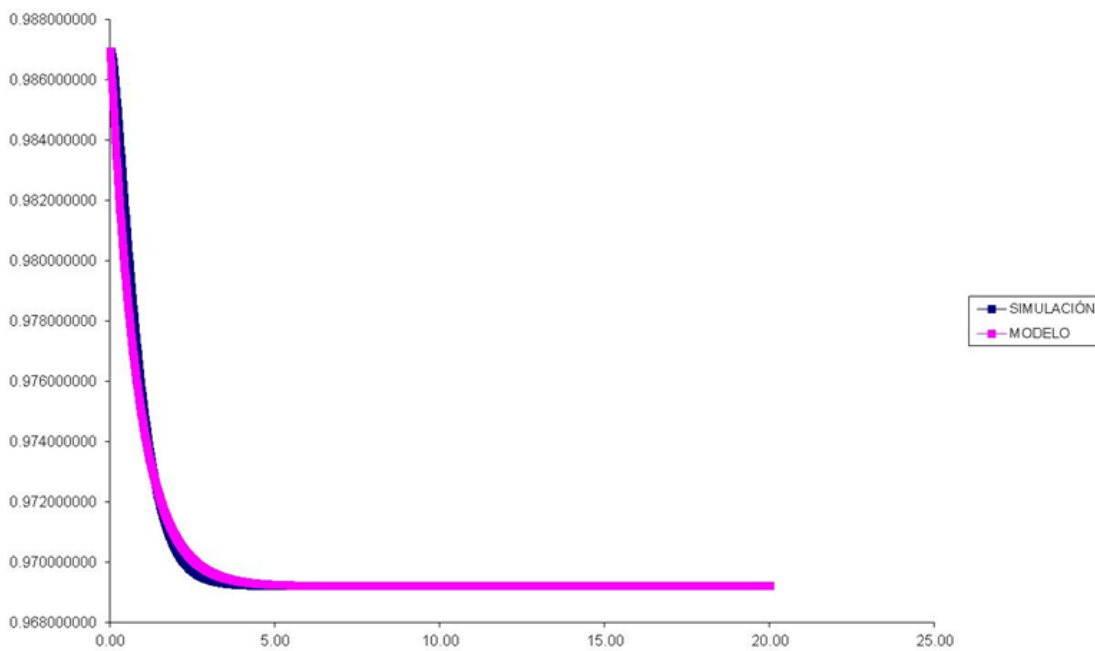


Figura C.1. Gráfica del modelo de primer orden al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.2. Segundo Orden (τ_1 - τ_2)

Tabla C.2. Muestrario de los valores para una función de transferencia de segundo orden (τ_1 - τ_2).

	Y0	0.987018000		
	Y ∞	0.986734000		
	T	0.332320800		0.85606875
	TOTAL SUMA	0.002846838		-0.113600000
	Segundo Orden (τ_1-τ_2)			Ganancia 1
	SIMULACIÓN SIS	MODELO SIS		-0.000284000
Time	STREAMS("A-2").Zn("A")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.987018000	0.987018000		0.000000000
0.01	0.987018000	0.987017951		0.000000049
0.02	0.987017000	0.987017806		0.000000806
0.03	0.987017000	0.987017569		0.000000569
0.04	0.987016000	0.987017244		0.000001244
0.05	0.987016000	0.987016836		0.000000836
0.06	0.987015000	0.987016346		0.000001346
0.07	0.987014000	0.987015779		0.000001779
0.08	0.987014000	0.987015139		0.000001139
0.09	0.987013000	0.987014428		0.000001428
0.10	0.987013000	0.987013649		0.000000649
0.11	0.987012000	0.987012806		0.000000806
0.12	0.987012000	0.987011902		0.000000098
0.13	0.987011000	0.987010939		0.000000061
0.14	0.987011000	0.987009919		0.000001081
0.15	0.987010000	0.987008847		0.000001153
0.16	0.987010000	0.987007724		0.000002276
0.17	0.987009000	0.987006553		0.000002447
0.18	0.987009000	0.987005335		0.000003665
0.19	0.987008000	0.987004074		0.000003926
0.20	0.987007000	0.987002772		0.000004228

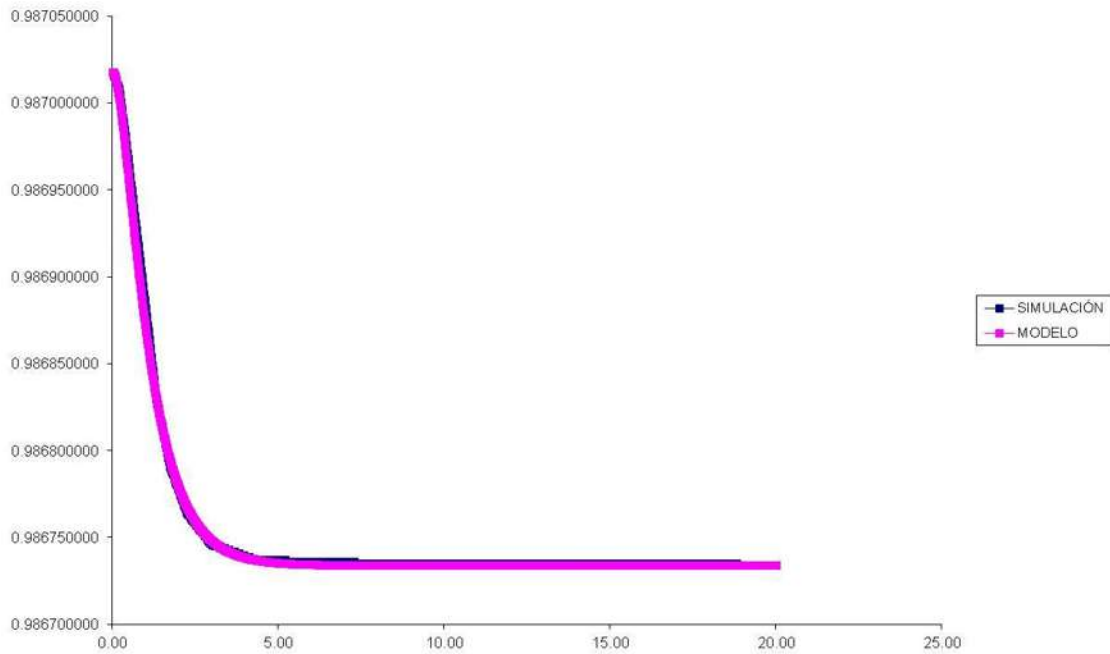


Figura C.2. Gráfica del modelo de segundo orden ($\tau_1\text{-}\tau_2$) al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.3 Primer Orden en Competencia a

Tabla C.3. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia a.

	Y0	0.979999000	0.980021000	
	Y_∞	0.980021000	0.980012000	
	τ	0.345000000	0.996800000	
	TOTAL SUMA	0.001305875	0.008800000	0.003600000
	Primer Orden en Competencia a		Ganancia 1	Ganancia 2
	SIMULACIÓN SDI	MODELO SDI	0.000022000	0.000009000
Time	STREAMS("B").Zn("B")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.979999000	0.979999000	0.000000000	

0.01	0.980000000	0.979999948	0.000000052
0.02	0.980001000	0.980000862	0.000000138
0.03	0.980002000	0.980001745	0.000000255
0.04	0.980003000	0.980002597	0.000000403
0.05	0.980004000	0.980003420	0.000000580
0.06	0.980004000	0.980004213	0.000000213
0.07	0.980005000	0.980004978	0.000000022
0.08	0.980006000	0.980005716	0.000000284
0.09	0.980007000	0.980006427	0.000000573
0.10	0.980008000	0.980007113	0.000000887
0.11	0.980009000	0.980007773	0.000001227
0.12	0.980009000	0.980008410	0.000000590
0.13	0.980010000	0.980009024	0.000000976
0.14	0.980011000	0.980009614	0.000001386
0.15	0.980011000	0.980010183	0.000000817
0.16	0.980012000	0.980010731	0.000001269
0.17	0.980013000	0.980011258	0.000001742
0.18	0.980013000	0.980011765	0.000001235
0.19	0.980014000	0.980012253	0.000001747
0.20	0.980015000	0.980012722	0.000002278

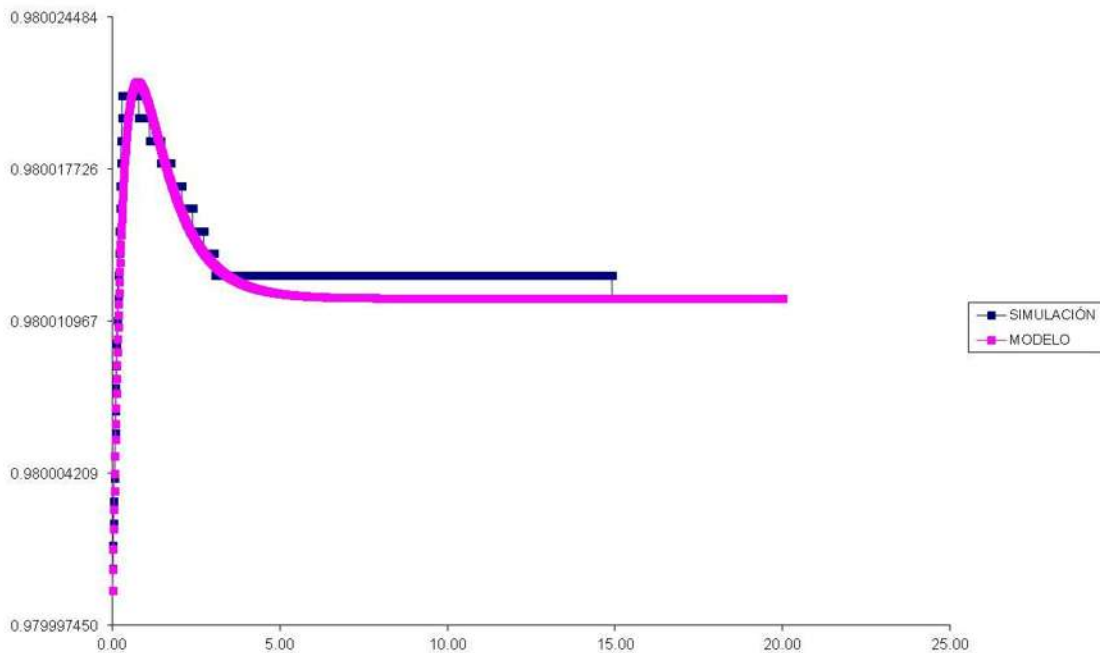


Figura C.3. Gráfica del modelo de primer orden en competencia a al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.4. Primer Orden en Competencia b

Tabla C.4. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia b.

	Y0	0.985988000	0.985987000	
	Y∞	0.985987000	0.985998000	
	T	0.101499992	11.357166164	
	TOTAL SUMA	0.001255517	-0.000400000	0.004400000
	Primer Orden en Competencia b		Ganancia 1	Ganancia 2
	SIMULACIÓN SDI	MODELO SDI	-0.000001000	0.000011000
Time	STREAMS("C-1").Zn("C")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.985988000	0.985988000	0.000000000	
0.01	0.985988000	0.985987823	0.000000177	
0.02	0.985988000	0.985987663	0.000000337	
0.03	0.985988000	0.985987520	0.000000480	
0.04	0.985988000	0.985987391	0.000000609	
0.05	0.985988000	0.985987275	0.000000725	
0.06	0.985988000	0.985987171	0.000000829	
0.07	0.985988000	0.985987077	0.000000923	
0.08	0.985988000	0.985986994	0.000001006	
0.09	0.985988000	0.985986919	0.000001081	
0.10	0.985988000	0.985986852	0.000001148	
0.11	0.985988000	0.985986792	0.000001208	
0.12	0.985988000	0.985986739	0.000001261	
0.13	0.985988000	0.985986692	0.000001308	
0.14	0.985988000	0.985986651	0.000001349	
0.15	0.985988000	0.985986614	0.000001386	
0.16	0.985988000	0.985986581	0.000001419	
0.17	0.985988000	0.985986553	0.000001447	
0.18	0.985988000	0.985986528	0.000001472	
0.19	0.985988000	0.985986507	0.000001493	
0.20	0.985987000	0.985986488	0.000000512	

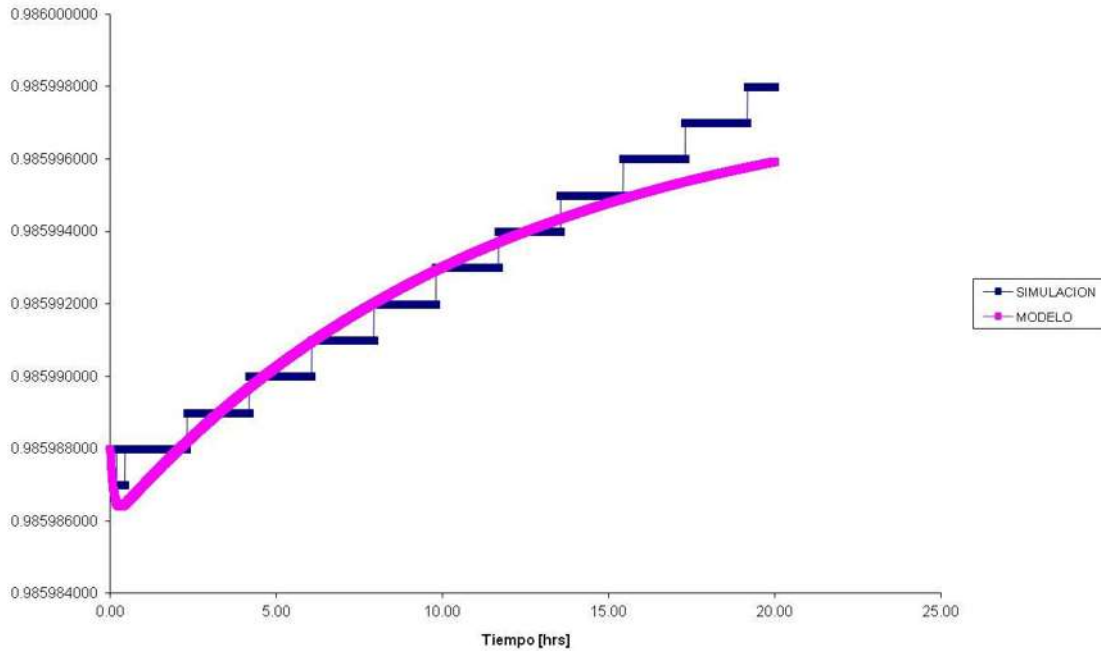


Figura C.4. Gráfica del modelo de primer orden en competencia b al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.5. Primer Orden en Competencia c

Tabla C.5. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer orden en competencia c.

	Y0	0.986025000	0.986029000	
	Y∞	0.986029000	0.986020000	
	τ	0.200000000	1.500000000	
	TOTAL SUMA	0.000546141	0.001600000	0.003600000
	Primer Orden en Competencia c		Ganancia 1	Ganancia 2
	SIMULACIÓN SDI	MODELO SDI	0.000004	-0.000009
Time	STREAMS("C-2").Zn("C")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.986025000	0.986025000	0.000000000	
0.01	0.986026000	0.986025304	0.000000696	

0.02	0.986026000	0.986025589	0.000000411
0.03	0.986026000	0.986025857	0.000000143
0.04	0.986026000	0.986026108	0.000000108
0.05	0.986026000	0.986026343	0.000000343
0.06	0.986027000	0.986026564	0.000000436
0.07	0.986027000	0.986026770	0.000000230
0.08	0.986027000	0.986026962	0.000000038
0.09	0.986027000	0.986027142	0.000000142
0.10	0.986027000	0.986027309	0.000000309
0.11	0.986028000	0.986027465	0.000000535
0.12	0.986028000	0.986027610	0.000000390
0.13	0.986028000	0.986027744	0.000000256
0.14	0.986028000	0.986027869	0.000000131
0.15	0.986028000	0.986027984	0.000000016
0.16	0.986029000	0.986028090	0.000000910
0.17	0.986029000	0.986028188	0.000000812
0.18	0.986029000	0.986028277	0.000000723
0.19	0.986029000	0.986028359	0.000000641
0.20	0.986029000	0.986028434	0.000000566

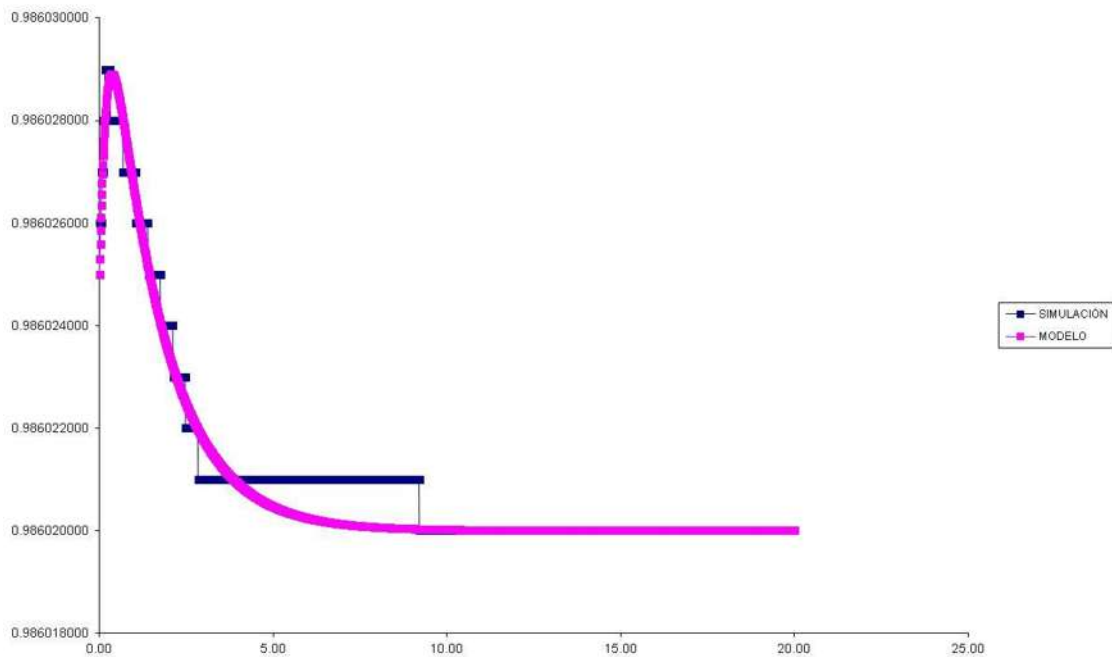


Figura C.5. Gráfica del modelo de primer orden en competencia c al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.6. Segundo orden $0 \leq \zeta < 1$

Tabla C.6. Muestreo de los valores para una función de transferencia de segundo orden $0 \leq \zeta < 1$.

	Y0	0.980006000	
	Y∞	0.976539000	
	T	0.592740000	0.636000000
	TOTAL SUMA	0.082978262	-1.386800000
	Segundo orden $0 \leq \zeta < 1$		Ganancia
	SIMULACIÓN RV	MODELO RV	-0.003467000
Time	STREAMS("B").Zn("B")		
Hours	lbmol/lbmol		
0.00	0.980006000	0.980006000	0.000000000
0.01	0.979973000	0.980005510	0.000032510
0.02	0.979939000	0.980004055	0.000065055
0.03	0.979918000	0.980001654	0.000083654
0.04	0.979896000	0.979998330	0.000102330
0.05	0.979882000	0.979994102	0.000112102
0.06	0.979869000	0.979988991	0.000119991
0.07	0.979855000	0.979983017	0.000128017
0.08	0.979841000	0.979976199	0.000135199
0.09	0.979827000	0.979968559	0.000141559
0.10	0.979814000	0.979960116	0.000146116
0.11	0.979800000	0.979950888	0.000150888
0.12	0.979787000	0.979940895	0.000153895
0.13	0.979773000	0.979930157	0.000157157
0.14	0.979756000	0.979918692	0.000162692
0.15	0.979739000	0.979906518	0.000167518
0.16	0.979721000	0.979893655	0.000172655
0.17	0.979704000	0.979880120	0.000176120
0.18	0.979687000	0.979865932	0.000178932
0.19	0.979670000	0.979851108	0.000181108
0.20	0.979649000	0.979835667	0.000186667

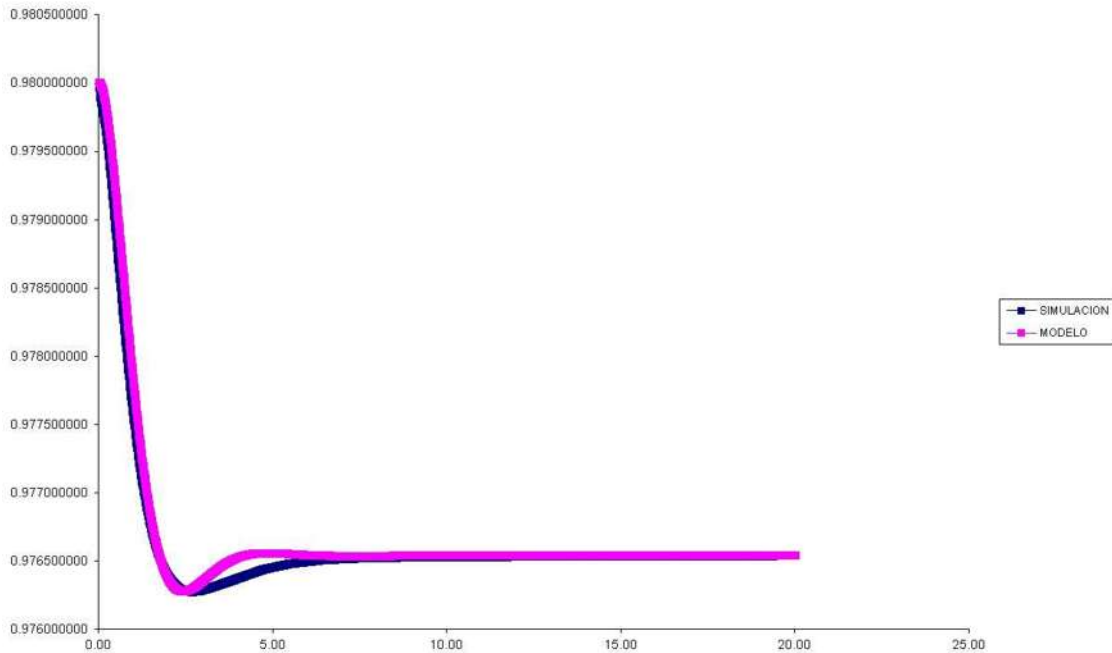


Figura C.6. Gráfica del modelo de segundo orden $0 \leq \zeta < 1$ al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.7. Primer-Segundo (τ - τ) Orden en Competencia

Tabla C.7. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer-segundo (τ - τ) orden en competencia.

	Y0	0.980019	0.980155000	
	Y_{∞}	0.980155000	0.976968	
	τ	0.103615	0.39272055	0.89
	TOTAL SUMA	0.041100584	0.054400000	1.274800000
Primer-Segundo (τ-τ) Orden en Competencia			Ganancia 1	Ganancia 2
	SIMULACIÓN SIS	MODELO SIS	0.000136	-0.003187
Time	STREAMS("B").Zn("B")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.980019000	0.980019000	0.000000000	
0.01	0.980020000	0.980043554	0.000023554	
0.02	0.980021000	0.980064890	0.000043890	
0.03	0.980022000	0.980083253	0.000061253	
0.04	0.980023000	0.980098866	0.000075866	

0.05	0.980025000	0.980111938	0.000086938
0.06	0.980031000	0.980122656	0.000091656
0.07	0.980038000	0.980131194	0.000093194
0.08	0.980045000	0.980137712	0.000092712
0.09	0.980052000	0.980142357	0.000090357
0.10	0.980061000	0.980145264	0.000084264
0.11	0.980070000	0.980146557	0.000076557
0.12	0.980078000	0.980146351	0.000068351
0.13	0.980087000	0.980144750	0.000057750
0.14	0.980096000	0.980141853	0.000045853
0.15	0.980105000	0.980137750	0.000032750
0.16	0.980113000	0.980132524	0.000019524
0.17	0.980122000	0.980126252	0.000004252
0.18	0.980131000	0.980119004	0.000011996
0.19	0.980140000	0.980110848	0.000029152
0.20	0.980143000	0.980101844	0.000041156

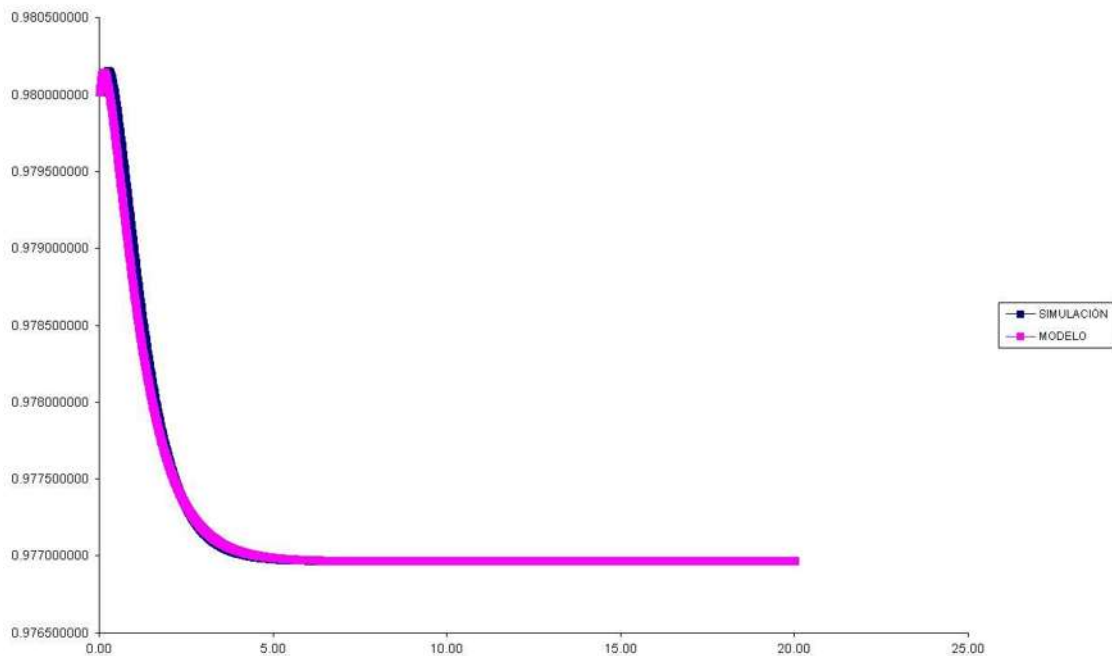


Figura C.7. Gráfica del modelo de primer-segundo (τ - τ) orden en competencia al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.3.8. Primer-Segundo (ζ) Orden en Competencia

Tabla C.8. Muestrario de los valores para una función de transferencia de primer-segundo (ζ) orden en competencia.

	Y0	0.979999	0.980446000	
	Y ∞	0.980446000	0.978289	T
	T	0.2106891	0.6735	0.56518388
	TOTAL SUMA	0.024168032	0.178800000	0.862800000
Primer-Segundo (ζ) Orden en Competencia			Ganancia 1	Ganancia 2
	SIMULACIÓN SDI	MODELO SDI	0.000447000	0.002157000
Time	STREAMS("B").Zn("B")			
Hours	lbmol/lbmol			
0.00	0.979999000	0.979999000	0.000000000	
0.01	0.980002000	0.980040037	0.000038037	
0.02	0.980004000	0.980078356	0.000074356	
0.03	0.980018000	0.980114067	0.000096067	
0.04	0.980031000	0.980147273	0.000116273	
0.05	0.980054000	0.980178074	0.000124074	
0.06	0.980078000	0.980206566	0.000128566	
0.07	0.980105000	0.980232840	0.000127840	
0.08	0.980133000	0.980256984	0.000123984	
0.09	0.980160000	0.980279084	0.000119084	
0.10	0.980188000	0.980299222	0.000111222	
0.11	0.980215000	0.980317474	0.000102474	
0.12	0.980242000	0.980333917	0.000091917	
0.13	0.980270000	0.980348624	0.000078624	
0.14	0.980297000	0.980361663	0.000064663	
0.15	0.980325000	0.980373101	0.000048101	
0.16	0.980352000	0.980383004	0.000031004	
0.17	0.980368000	0.980391432	0.000023432	
0.18	0.980385000	0.980398446	0.000013446	
0.19	0.980401000	0.980404103	0.000003103	
0.20	0.980411000	0.980408457	0.000002543	

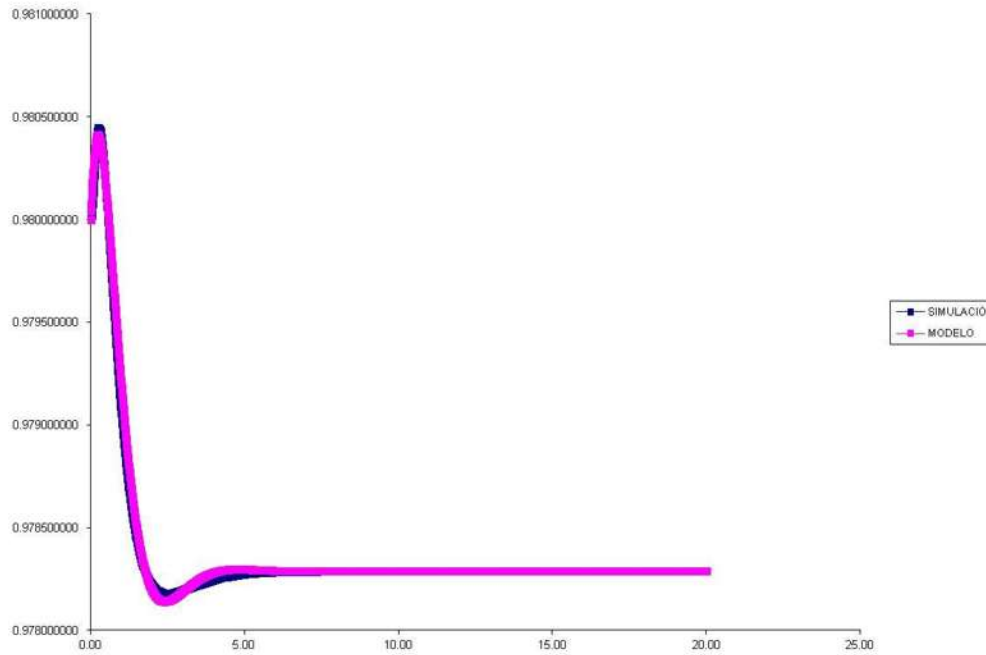


Figura C.8. Gráfica del modelo de primer-segundo (ζ) orden en competencia al que se debe de ajustar la gráfica de la simulación.

7.4. APÉNDICE D

En el este Apéndice se muestra el menú de inicio del programa en MatLab usado para obtener los valores necesarios para aplicar el análisis de DVS de las seis secuencias de destilación reactiva estudiadas en este trabajo. Así como la programación necesaria para poder llevarlo a cabo.

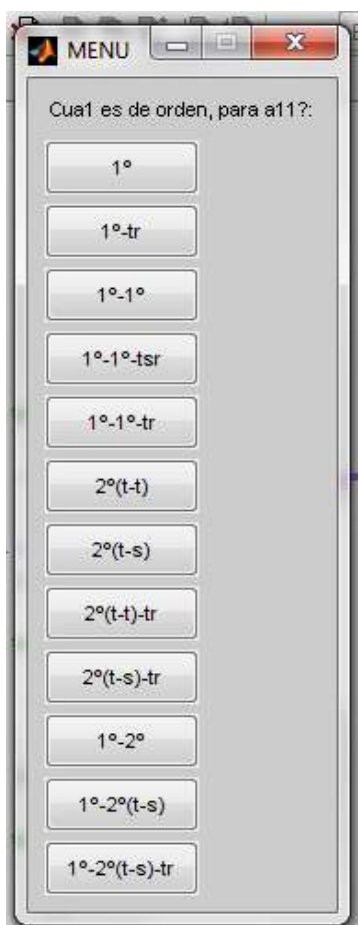


Figura D.1. Menú de inicio del programa en MatLab con el que obtienen los valores para aplicar el análisis de DVS.

Programación en MatLab del programa que se usó para obtener los valores necesarios de las seis secuencias de destilación reactiva estudiadas para aplicar el análisis de DVS.

```

clc
clear all
format long;
w=0.0001;
gam2=10;
n=0;

%%%%%%%%%%Para
a11%%%%%%%%

ordena11=menu('Cual es de orden, para a11?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordena11==1
ka11=input('dame el valor de la ganancia ka11: ');
ta11=input('dame el valor de tao a11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena11==2
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena11==3
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');

```

```
ka12=input('Cual es la ganancia a12: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena11==4
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ka12=input('Cual es la ganancia a12: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11: ');
tea12=input('Cuanto vale teta a12: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena11==5
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ka12=input('Cual es la ganancia a12: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena11==6
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```



```
if ordena11==7
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
sa11=input('Cuanto vale sa11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena11==8
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena11==9
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11: ');
sa11=input('Cuanto vale sa11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena11==10
ka11=input('Cual es la ganancia a11: ');
ka12=input('Cual es la ganancia a12: ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11: ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12: ');
ta13=input('Cuanto vale tao a13: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
```

```

if ordena11==11
ka11=input('Cual es la ganancia a11:    ');
ka12=input('Cual es la ganancia a12:    ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11:      ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12:      ');
sa11=input('Cuanto vale sa11:        ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena11==12
ka11=input('Cual es la ganancia a11:    ');
ka12=input('Cual es la ganancia a12:    ');
ta11=input('Cuanto vale tao a11:      ');
ta12=input('Cuanto vale tao a12:      ');
sa11=input('Cuanto vale sa11:        ');
tea11=input('Cuanto vale teta a11:     ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
b11%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordenb11=menu('Cual es de orden, para b11?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenb11==1
kb11=input('dame el valor de la ganancia b11;    ');
tb11=input('dame el valor de tao b11;    ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```
if ordenb11==2
kb11=input('Cual es la ganancia b11: ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11: ');
teb11=input('Cuanto vale teta b11: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb11==3
kb11=input('Cual es la ganancia b11: ');
kb12=input('Cual es la ganancia b12: ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11: ');
tb12=input('Cuanto vale tao b12: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb11==4
kb11=input('Cual es la ganancia b11: ');
kb12=input('Cual es la ganancia b12: ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11: ');
tb12=input('Cuanto vale tao b12: ');
teb11=input('Cuanto vale teta b11: ');
teb12=input('Cuanto vale teta b12: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb11==5
kb11=input('Cual es la ganancia b11: ');
kb12=input('Cual es la ganancia b12: ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11: ');
tb12=input('Cuanto vale tao b12: ');
teb11=input('Cuanto vale teta b11: ');
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb11==6
kb11=input('Cual es la ganancia b11:      ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11:      ');
tb12=input('Cuanto vale tao b12:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb11==7
kb11=input('Cual es la ganancia b11:      ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11:      ');
sb11=input('Cuanto vale sb11:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb11==8
kb11=input('Cual es la ganancia b11:      ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11:      ');
tb12=input('Cuanto vale tao b12:      ');
teb11=input('Cuanto vale teta b11:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb11==9
kb11=input('Cual es la ganancia b11:      ');
tb11=input('Cuanto vale tao b11:      ');
teb11=input('Cuanto vale teta b11:      ');
sb11=input('Cuanto vale sb11:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```



```

ordenc11=menu('Cua1 es de orden, para c11?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenc11==1
kc11=input('dame el valor de la ganancia c11:   ');
tc11=input('dame el valor de tao c11:   ');
end
%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==2
kc11=input('Cual es la ganancia c11:   ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:   ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11:   ');
end
%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==3
kc11=input('Cual es la ganancia c11:   ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12:   ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:   ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12:   ');
end
%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==4
kc11=input('Cual es la ganancia c11:   ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12:   ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:   ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12:   ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11:   ');
tec12=input('Cuanto vale teta c12:   ');
end

```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==5
kc11=input('Cual es la ganancia c11: ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12: ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11: ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12: ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==6
kc11=input('Cual es la ganancia c11: ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11: ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==7
kc11=input('Cual es la ganancia c11: ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11: ');
sc11=input('Cuanto vale sc11: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==8
kc11=input('Cual es la ganancia c11: ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11: ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12: ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11: ');
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==9
kc11=input('Cual es la ganancia c11:      ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:      ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11:      ');
sc11=input('Cuanto vale sc11:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==10
kc11=input('Cual es la ganancia c11:      ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12:      ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:      ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12:      ');
tc13=input('Cuanto vale tao c13:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==11
kc11=input('Cual es la ganancia c11:      ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12:      ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:      ');
tc12=input('Cuanto vale tao c12:      ');
sc11=input('Cuanto vale sc11:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==12
kc11=input('Cual es la ganancia c11:      ');
kc12=input('Cual es la ganancia c12:      ');
tc11=input('Cuanto vale tao c11:      ');
```



```

tc12=input('Cuanto vale tao c12:      ');
sc11=input('Cuanto vale sc11:        ');
tec11=input('Cuanto vale teta c11:    ');
end

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%Para
a21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordena21=menu('Cua1 es de orden, para a21?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordena21==1
ka21=input('dame el valor de la ganancia ka21;  ');
ta21=input('dame el valor de taoa21;    ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena21==2
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21:        ');
tea21=input('Cuanto vale teta a21:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena21==3
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');
ka22=input('Cual es la ganancia a22:      ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21:        ');
ta22=input('Cuanto vale tao a22:        ');
end

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
if ordena21==4  
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');  
ka22=input('Cual es la ganancia a22:      ');  
ta21=input('Cuanto vale tao a21:         ');  
ta22=input('Cuanto vale tao a22:         ');  
tea21=input('Cuanto vale teta a21:       ');  
tea22=input('Cuanto vale teta a22:       ');  
end
```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
if ordena21==5  
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');  
ka22=input('Cual es la ganancia a22:      ');  
ta21=input('Cuanto vale tao a21:         ');  
ta22=input('Cuanto vale tao a22:         ');  
tea21=input('Cuanto vale teta a21:       ');  
end
```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
if ordena21==6  
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');  
ta21=input('Cuanto vale tao a21:         ');  
ta22=input('Cuanto vale tao a22:         ');  
end
```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
if ordena21==7  
ka21=input('Cual es la ganancia a21:      ');  
ta21=input('Cuanto vale tao a21:         ');  
sa21=input('Cuanto vale sa21:           ');
```

```
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena21==8
ka21=input('Cual es la ganancia a21: ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21: ');
ta22=input('Cuanto vale tao a22: ');
tea21=input('Cuanto vale teta a21: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena21==9
ka21=input('Cual es la ganancia a21: ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21: ');
tea21=input('Cuanto vale teta a21: ');
sa21=input('Cuanto vale sa21: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena21==10
ka21=input('Cual es la ganancia a21: ');
ka22=input('Cual es la ganancia a22: ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21: ');
ta22=input('Cuanto vale tao a22: ');
ta23=input('Cuanto vale tao a23: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordena21==11
ka21=input('Cual es la ganancia a21: ');
ka22=input('Cual es la ganancia a22: ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21: ');
```

```

ta22=input('Cuanto vale tao a22:      ');
sa21=input('Cuanto vale sa21:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena21==12
ka21=input('Cual es la ganancia a21:  ');
ka22=input('Cual es la ganancia a22:  ');
ta21=input('Cuanto vale tao a21:      ');
ta22=input('Cuanto vale tao a22:      ');
sa21=input('Cuanto vale sa21:      ');
tea21=input('Cuanto vale teta a21:    ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
b21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordenb21=menu('Cua1 es de orden, para b21?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenb21==1
kb21=input('dame el valor de la ganancia kb21;  ');
tb21=input('dame el valor de tao b21;  ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==2
kb21=input('Cual es la ganancia b21:  ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21:      ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21:    ');

```

```

end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb21==3
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb21==4
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22: ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21: ');
teb22=input('Cuanto vale teta b22: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb21==5
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22: ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21: ');
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%
if ordenb21==6
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');

```

```
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==7
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
sb21=input('Cuanto vale sb21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==8
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22: ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==9
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21: ');
sb21=input('Cuanto vale sb21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==10
kb21=input('Cual es la ganancia b21: ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22: ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21: ');
```

```

tb22=input('Cuanto vale tao b22:      ');
tb23=input('Cuanto vale tao b23:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==11
kb21=input('Cual es la ganancia b21:  ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22:  ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21:      ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22:      ');
sb21=input('Cuanto vale sb21:         ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==12
kb21=input('Cual es la ganancia b21:  ');
kb22=input('Cual es la ganancia b22:  ');
tb21=input('Cuanto vale tao b21:      ');
tb22=input('Cuanto vale tao b22:      ');
sb21=input('Cuanto vale sb21:         ');
teb21=input('Cuanto vale teta b21:     ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
c21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordenc21=menu('Cua1 es de orden, para c21?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenc21==1

```

```

kc21=input('dame el valor de la ganancia kc21; ');
tc21=input('dame el valor de tao c21; ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==2
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tec21=input('Cuanto vale teta c21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==3
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
kc22=input('Cual es la ganancia c22: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==4
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
kc22=input('Cual es la ganancia c22: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22: ');
tec21=input('Cuanto vale teta c21: ');
tec22=input('Cuanto vale teta c22: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==5
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');

```



```

kc22=input('Cual es la ganancia c22:      ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21:        ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22:        ');
tec21=input('Cuanto vale teta c21:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==6
kc21=input('Cual es la ganancia c21:      ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21:        ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22:        ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==7
kc21=input('Cual es la ganancia c21:      ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21:        ');
sc21=input('Cuanto vale sc21:          ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==8
kc21=input('Cual es la ganancia c21:      ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21:        ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22:        ');
tec21=input('Cuanto vale teta c21:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==9
kc21=input('Cual es la ganancia c21:      ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21:        ');

```

```
tec21=input('Cuanto vale teta c21: ');
sc21=input('Cuanto vale sc21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==10
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
kc22=input('Cual es la ganancia c22: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22: ');
tc23=input('Cuanto vale tao c23: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==11
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
kc22=input('Cual es la ganancia c22: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22: ');
sc21=input('Cuanto vale sc21: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc21==12
kc21=input('Cual es la ganancia c21: ');
kc22=input('Cual es la ganancia c22: ');
tc21=input('Cuanto vale tao c21: ');
tc22=input('Cuanto vale tao c22: ');
sc21=input('Cuanto vale sc21: ');
tec21=input('Cuanto vale teta c21: ');
end
```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%Para
a31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordena31=menu('Cua1 es de orden, para a31?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');

if ordena31==1

ka31=input('dame el valor de la ganancia a31: ');

ta31=input('dame el valor de tao a31: ');

end

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

if ordena31==2

ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');

ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');

tea31=input('Cuanto vale teta a31: ');

end

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

if ordena31==3

ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');

ka32=input('Cual es la ganancia a32: ');

ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');

ta32=input('Cuanto vale tao a32: ');

end

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
if ordena31==4
ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');
ka32=input('Cual es la ganancia a32: ');
ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');
ta32=input('Cuanto vale tao a32: ');
tea31=input('Cuanto vale teta a31: ');
tea32=input('Cuanto vale teta a32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena31==5
ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');
ka32=input('Cual es la ganancia a32: ');
ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');
ta32=input('Cuanto vale tao a32: ');
tea31=input('Cuanto vale teta a31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena31==6
ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');
ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');
ta32=input('Cuanto vale tao a32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena31==7
ka31=input('Cual es la ganancia a31: ');
ta31=input('Cuanto vale tao a31: ');
sa31=input('Cuanto vale sa31: ');
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
if ordena31==8
```

```
ka31=input('Cual es la ganancia a31:      ');
```

```
ta31=input('Cuanto vale tao a31:      ');
```

```
ta32=input('Cuanto vale tao a32:      ');
```

```
tea31=input('Cuanto vale teta a31:      ');
```

```
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
if ordena31==9
```

```
ka31=input('Cual es la ganancia a31:      ');
```

```
ta31=input('Cuanto vale tao a31:      ');
```

```
tea31=input('Cuanto vale teta a31:      ');
```

```
sa31=input('Cuanto vale sa31:      ');
```

```
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
if ordena31==10
```

```
ka31=input('Cual es la ganancia a31:      ');
```

```
ka32=input('Cual es la ganancia a32:      ');
```

```
ta31=input('Cuanto vale tao a31:      ');
```

```
ta32=input('Cuanto vale tao a32:      ');
```

```
ta33=input('Cuanto vale tao a33:      ');
```

```
end
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
if ordena31==11
```

```
ka31=input('Cual es la ganancia a31:      ');
```

```
ka32=input('Cual es la ganancia a32:      ');
```

```
ta31=input('Cuanto vale tao a31:      ');
```

```
ta32=input('Cuanto vale tao a32:      ');
```

```

sa31=input('Cuanto vale sa31:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena31==12
ka31=input('Cual es la ganancia a31:      ');
ka32=input('Cual es la ganancia a32:      ');
ta31=input('Cuanto vale tao a31:      ');
ta32=input('Cuanto vale tao a32:      ');
sa31=input('Cuanto vale sa31:      ');
tea31=input('Cuanto vale teta a31:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
b31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordenb31=menu('Cua1 es de orden, para b31?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenb31==1
kb31=input('dame el valor de la ganancia b31;      ');
tb31=input('dame el valor de tao b31;      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==2
kb31=input('Cual es la ganancia b31:      ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31:      ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31:      ');

```

```
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==3
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==4
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32: ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31: ');
teb32=input('Cuanto vale teta b32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==5
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32: ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==6
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
```

```
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==7
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
sb31=input('Cuanto vale sb31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==8
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32: ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==9
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31: ');
sb31=input('Cuanto vale sb31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==10
kb31=input('Cual es la ganancia b31: ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32: ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31: ');
```



```

tb32=input('Cuanto vale tao b32:      ');
tb33=input('Cuanto vale tao b33:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==11
kb31=input('Cual es la ganancia b31:  ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32:  ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31:      ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32:      ');
sb31=input('Cuanto vale sb31:         ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==12
kb31=input('Cual es la ganancia b31:  ');
kb32=input('Cual es la ganancia b32:  ');
tb31=input('Cuanto vale tao b31:      ');
tb32=input('Cuanto vale tao b32:      ');
sb31=input('Cuanto vale sb31:         ');
teb31=input('Cuanto vale teta b31:     ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
c31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

ordenc31=menu('Cua1 es de orden, para c31?:','1º','1º-tr','1º-1º','1º-1º-
tsr','1º-1º-tr','2º(t-t)','2º(t-s)','2º(t-t)-tr','2º(t-s)-tr','1º-2º','1º-2º(t-s)','1º-
2º(t-s)-tr');
if ordenc31==1

```

```
kc31=input('dame el valor de la ganancia c31: ');
tc31=input('dame el valor de tao c31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==2
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tec31=input('Cuanto vale teta c31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==3
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
kc32=input('Cual es la ganancia c32: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==4
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
kc32=input('Cual es la ganancia c32: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32: ');
tec31=input('Cuanto vale teta c31: ');
tec32=input('Cuanto vale teta c32: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==5
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
```

```

kc32=input('Cual es la ganancia c32:      ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31:      ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32:      ');
tec31=input('Cuanto vale teta c31:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==6
kc31=input('Cual es la ganancia c31:      ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31:      ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==7
kc31=input('Cual es la ganancia c31:      ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31:      ');
sc31=input('Cuanto vale sc31:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==8
kc31=input('Cual es la ganancia c31:      ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31:      ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32:      ');
tec31=input('Cuanto vale teta c31:      ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==9
kc31=input('Cual es la ganancia c31:      ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31:      ');

```

```
tec31=input('Cuanto vale teta c31: ');
sc31=input('Cuanto vale sc31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==10
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
kc32=input('Cual es la ganancia c32: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32: ');
tc33=input('Cuanto vale tao c33: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==11
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
kc32=input('Cual es la ganancia c32: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32: ');
sc31=input('Cuanto vale sc31: ');
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==12
kc31=input('Cual es la ganancia c31: ');
kc32=input('Cual es la ganancia c32: ');
tc31=input('Cuanto vale tao c31: ');
tc32=input('Cuanto vale tao c32: ');
sc31=input('Cuanto vale sc31: ');
tec31=input('Cuanto vale teta c31: ');
end
```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% finalizan variables necesarias para determinar la svd
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% inicia indicacion de ecuaciones
necesarias%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

while gam2 >= 1e-40;
n=n+1;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
ecuaciones%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% a11%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena11==1
    a11=(ka11-ka11*ta11*w*j)/(1+ta11^2*w^2);
end
if ordena11==2
    a11=(ka11*cos(tea11*w)-ka11*ta11*w*sin(tea11*w)-
ka11*sin(tea11*w)*j+ka11*ta11*w*cos(tea11*w)*j)/(1+ta11^2*w^2);
end
if ordena11==3
    a11=((ka11-ka12+((ka11*ta12^2-
ka12*ta11^2)*(w^2)))+(ka12*ta12*w*j-
ka11*ta11*w*j)+(ka12*ta12*ta11^2*j*w^3-
ka11*ta11*ta12^2*j*w^3))/((1+ta11^2*w^2)*(1+ta12^2*w^2));
end
%if ordena11==4

```

```

% a11=((ka11*(cos(tea11*w)-
ta11*w*sin(tea11*w)/(1+ta11^2*w^2))+((ka12*(cos(tea12*w)-
ta12*w*sin(tea12*w))/(1+ta12^2*w^2))-
((ka11*sin(tea11*w)*j+ka11*ta11*w*cos(tea11*w)*j)/(1+ta11^2*w^2))-
((ka12*sin(tea12*w)*j+ka12*ta12*w*cos(tea12*w)*j)/(1+ta12^2*w^2)));
%end
if ordena11==5
    a11=((ka11*cos(tea11*w)-
ka11*ta11*w*sin(tea11*w))/(1+ta11^2*w^2))-
((ka11*sin(tea11*w)*j+ka11*ta11*w*cos(tea11*w)*j)/(1+ta11^2*w^2))+((
ka12-ka12*ta12*w*j)/(1+ta12^2*w^2));
end
if ordena11==6
    a11=((ka11-ka11*ta11*ta12*w^2)-
(ka11*ta11*w*j+ka11*ta12*w*j))/(((1-
ta11*ta12*w^2)^2)+((ta11+ta12)^2)*w^2);
end
if ordena11==7
    a11=((ka11*-ka11*ta11^2*w^2)-2*ka11*ta11*sa11*w*j)/(((1-
ta11^2*w^2)^2)+((2*ta11*sa11*w)^2));
end
if ordena11==8
    a11=(ka11-ka11*ta11*ta12*w^2*cos(tea11*w)-ta11*w*cos(tea11*w)*j-
ta12*w*cos(tea11*w)*j)/(((1+ta11*ta12*w^2)^2)+(ta11+ta12)^2*(w^2));
end
if ordena11==9
    a11=((ka11*cos(tea11*w)-ka11*ta11^2*w^2*cos(tea11*w)-
2*ta11*sa11*w*sin(tea11*w))/((1-ta11^2*w^2)^2+(2*ta11*sa11*w)^2))-
((ka11*sin(tea11*w)-ka11*ta11^2*w^2*sin(tea11*w)*j-
2*ta11*sa11*w*cos(tea11*w)*j)/(((1-
ta11^2*w^2)^2)+(2*ta11*sa11*w)^2));
end

```



```

end
%if ordenb11==4
% b11=((kb11*(cos(teb11*w)-
tb11*w*sin(teb11*w)/(1+tb11^2*w^2))+((kb12*(cos(teb12*w)-
tb12*w*sin(teb12*w))/(1+tb12^2*w^2))-
((kb11*sin(teb11*w)*j+kb11*tb11*w*cos(teb11*w)*j)/(1+tb11^2*w^2))-
((kb12*sin(teb12*w)*j+kb12*tb12*w*cos(teb12*w)*j)/(1+tb12^2*w^2)));
%end
if ordenb11==5
    b11=((kb11*cos(teb11*w)-
kb11*tb11*w*sin(teb11*w))/(1+tb11^2*w^2))-
((kb11*sin(teb11*w)*j+kb11*tb11*w*cos(teb11*w)*j)/(1+tb11^2*w^2))+((
kb12-kb12*tb12*w*j)/(1+tb12^2*w^2));
end
if ordenb11==6
    b11=((kb11-kb11*tb11*tb12*w^2)-
(kb11*tb11*w*j+kb11*tb12*w*j))/(((1-
tb11*tb12*w^2)^2)+((tb11+tb12)^2)*w^2);
end
if ordenb11==7
    b11=((kb11*-kb11*tb11^2*w^2)-2*kb11*tb11*sb11*w*j)/(((1-
tb11^2*w^2)^2)+((2*tb11*sb11*w)^2));
end
if ordenb11==8
    b11=(kb11-kb11*tb11*tb12*w^2*cos(teb11*w)-tb11*w*cos(teb11*w)*j-
tb12*w*cos(teb11*w)*j)/(((1+tb11*tb12*w^2)^2)+(tb11+tb12)^2*(w^2));
end
if ordenb11==9
    b11=((kb11*cos(teb11*w)-kb11*tb11^2*w^2*cos(teb11*w)-
2*tb11*sb11*w*sin(teb11*w))/((1-tb11^2*w^2)^2+(2*tb11*sb11*w)^2))-
((kb11*sin(teb11*w)-kb11*tb11^2*w^2*sin(teb11*w)*j-

```



```

2*tb11*sb11*w*cos(teb11*w)*j)/(((1-
tb11^2*w^2)^2)+(2*tb11*sb11*w)^2));
end
if ordenb11==10
    b11=(kb11*(1-tb11*w*j))/(1+tb11^2*w^2)+((kb12*(j-
tb12*tb13*w^2*j)-kb12*(tb12*w+tb13*w*j))/((1-
tb12*tb13*w^2)^2+(tb12*w+tb13*w)^2));
end
if ordenb11==11
    b11=(kb11*(1-tb11*w*j)/(1+tb11^2*w^2))+((kb12*(1-tb12^2*w^2)-
kb12*2*(tb12*w+sb11)*j)/((1-tb12^2*w^2)^2+(2*tb12*sb11*w)^2));
end
if ordenb11==12
    b11=((kb11*(cos(teb11*w)-tb11*w*sin(teb11*w))-
kb11*tb11*w*cos(teb11*w)*j+kb11*sin(teb11*w)*j)/(1+tb11^2*w^2))+((k
b12*(1-tb12^2*w^2)-kb12*2*(tb12*w+sb11)*j)/((1-
tb12^2*w^2)^2+(2*tb12*sb11*w)^2));
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc11==1
    c11=(kc11-kc11*tc11*w*j)/(1+tc11^2*w^2);
end
if ordenc11==2
    c11=(kc11*cos(tec11*w)-kc11*tc11*w*sin(tec11*w)-
kc11*sin(tec11*w)*j+kc11*tc11*w*cos(tec11*w)*j)/(1+tc11^2*w^2);
end
if ordenc11==3

```

```

    c11=((kc11-kc12+((kc11*tc12^2-
kc12*tc11^2)*(w^2)))+(kc12*tc12*w*j-
kc11*tc11*w*j)+(kc12*tc12*tc11^2*j*w^3-
kc11*tc11*tc12^2*j*w^3))/((1+tc11^2*w^2)*(1+tc12^2*w^2));
end
%if ordenc11==4
%   c11=((kc11*(cos(tec11*w)-
tc11*w*sin(tec11*w)/(1+tc11^2*w^2))+((kc12*(cos(tec12*w)-
tc12*w*sin(tec12*w))/(1+tc12^2*w^2))-
((kc11*sin(tec11*w)*j+kc11*tc11*w*cos(tec11*w)*j)/(1+tc11^2*w^2))-
((kc12*sin(tec12*w)*j+kc12*tc12*w*cos(tec12*w)*j)/(1+tc12^2*w^2)));
%end
if ordenc11==5
    c11=((kc11*cos(tec11*w)-kc11*tc11*w*sin(tec11*w))/(1+tc11^2*w^2))-
((kc11*sin(tec11*w)*j+kc11*tc11*w*cos(tec11*w)*j)/(1+tc11^2*w^2))+((k
c12-kc12*tc12*w*j)/(1+tc12^2*w^2));
end
if ordenc11==6
    c11=((kc11-kc11*tc11*tc12*w^2)-(kc11*tc11*w*j+kc11*tc12*w*j))/(((1-
tc11*tc12*w^2)^2)+((tc11+tc12)^2*w^2);
end
if ordenc11==7
    c11=((kc11-kc11*tc11^2*w^2)-2*kc11*tc11*sc11*w*j)/(((1-
tc11^2*w^2)^2)+((2*tc11*sc11*w)^2));
end
if ordenc11==8
    c11=(kc11-kc11*tc11*tc12*w^2*cos(tec11*w)-tc11*w*cos(tec11*w)*j-
tc12*w*cos(tec11*w)*j)/(((1+tc11*tc12*w^2)^2)+(tc11+tc12)^2*(w^2));
end
if ordenc11==9
    c11=((kc11*cos(tec11*w)-kc11*tc11^2*w^2*cos(tec11*w)-
2*tc11*sc11*w*sin(tec11*w))/((1-tc11^2*w^2)^2+(2*tc11*sc11*w)^2))-

```

```

((kc11*sin(tec11*w)-kc11*tc11^2*w^2*sin(tec11*w)*j-
2*tc11*sc11*w*cos(tec11*w)*j)/(((1-
tc11^2*w^2)^2)+(2*tc11*sc11*w)^2));
end
if ordenc11==10
    c11=(kc11*(1-tc11*w*j)/(1+tc11^2*w^2)+((kc12*(j-tc12*tc13*w^2*j)-
kc12*(tc12*w+tc13*w*j)/((1-tc12*tc13*w^2)^2+(tc12*w+tc13*w)^2)));
end
if ordenc11==11
    c11=(kc11*(1-tc11*w*j)/(1+tc11^2*w^2)+((kc12*(1-tc12^2*w^2)-
kc12*2*(tc12*w+sc11)*j)/((1-tc12^2*w^2)^2+(2*tc12*sc11*w)^2));
end
if ordenc11==12
    c11=((kc11*(cos(tec11*w)-tc11*w*sin(tec11*w))-
kc11*tc11*w*cos(tec11*w)*j+kc11*sin(tec11*w)*j)/(1+tc11^2*w^2)+((kc
12*(1-tc12^2*w^2)-kc12*2*(tc12*w+sc11)*j)/((1-
tc12^2*w^2)^2+(2*tc12*sc11*w)^2));
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%d11%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%a21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordena21==1
    a21=(ka21-ka21*ta21*w*j)/(1+ta21^2*w^2);
end
if ordena21==2
    a21=(ka21*cos(tea21*w)-ka21*ta21*w*sin(tea21*w)-
ka21*sin(tea21*w)*j+ka21*ta21*w*cos(tea21*w)*j)/(1+ta21^2*w^2);

```

```

end
if ordena21==3
    a21=((ka21-ka22+((ka21*ta22^2-
ka22*ta21^2)*(w^2)))+(ka22*ta22*w*j-
ka21*ta21*w*j)+(ka22*ta22*ta21^2*j*w^3-
ka21*ta21*ta22^2*j*w^3))/((1+ta21^2*w^2)*(1+ta22^2*w^2));
end
%if ordena21==4
%    a21=((ka21*(cos(tea21*w)-
ta21*w*sin(tea21*w)/(1+ta21^2*w^2))+((ka22*(cos(tea22*w)-
ta22*w*sin(tea22*w))/(1+ta22^2*w^2))-
((ka21*sin(tea21*w)*j+ka21*ta21*w*cos(tea21*w)*j)/(1+ta21^2*w^2))-
((ka22*sin(tea22*w)*j+ka22*ta22*w*cos(tea22*w)*j)/(1+ta22^2*w^2)));
%end
if ordena21==5
    a21=((ka21*cos(tea21*w)-
ka21*ta21*w*sin(tea21*w))/(1+ta21^2*w^2))-
((ka21*sin(tea21*w)*j+ka21*ta21*w*cos(tea21*w)*j)/(1+ta21^2*w^2))+((
ka22-ka22*ta22*w*j)/(1+ta22^2*w^2));
end
if ordena21==6
    a21=((ka21-ka21*ta21*ta22*w^2)-
(ka21*ta21*w*j+ka21*ta22*w*j))/(((1-
ta21*ta22*w^2)^2)+((ta21+ta22)^2)*w^2);
end
if ordena21==7
    a21=((ka21*-ka21*ta21^2*w^2)-2*ka21*ta21*sa21*w*j)/(((1-
ta21^2*w^2)^2)+((2*ta21*sa21*w)^2));
end
if ordena21==8
    a21=(ka21-ka21*ta21*ta22*w^2*cos(tea21*w)-ta21*w*cos(tea21*w)*j-
ta22*w*cos(tea21*w)*j)/(((1+ta21*ta22*w^2)^2)+(ta21+ta22)^2*(w^2));

```

```

end
if ordena21==9
    a21=((ka21*cos(tea21*w)-ka21*ta21^2*w^2*cos(tea21*w)-
2*ta21*sa21*w*sin(tea21*w))/((1-ta21^2*w^2)^2+(2*ta21*sa21*w)^2))-
((ka21*sin(tea21*w)-ka21*ta21^2*w^2*sin(tea21*w)*j-
2*ta21*sa21*w*cos(tea21*w)*j)/(((1-
ta21^2*w^2)^2)+(2*ta21*sa21*w)^2));
end
if ordena21==10
    a21=(ka21*(1-ta21*w*j)/(1+ta21^2*w^2)+((ka22*(j-
ta22*ta23*w^2*j)-ka22*(ta22*w+ta23*w*j))/((1-
ta22*ta23*w^2)^2+(ta22*w+ta23*w)^2));
end
if ordena21==11
    a21=(ka21*(1-ta21*w*j)/(1+ta21^2*w^2)+((ka22*(1-ta22^2*w^2)-
ka22*2*(ta22*w+sa21)*j)/((1-ta22^2*w^2)^2+(2*ta22*sa21*w)^2));
end
if ordena21==12
    a21=((ka21*(cos(tea21*w)-ta21*w*sin(tea21*w))-
ka21*ta21*w*cos(tea21*w)*j+ka21*sin(tea21*w)*j)/(1+ta21^2*w^2))+((ka
22*(1-ta22^2*w^2)-ka22*2*(ta22*w+sa21)*j)/((1-
ta22^2*w^2)^2+(2*ta22*sa21*w)^2));
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%b21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb21==1
    b21=(kb21-kb21*tb21*w*j)/(1+tb21^2*w^2);
end
if ordenb21==2

```

```

    b21=(kb21*cos(teb21*w)-kb21*tb21*w*sin(teb21*w)-
kb21*sin(teb21*w)*j+kb21*tb21*w*cos(teb21*w)*j)/(1+tb21^2*w^2);
end
if ordenb21==3
    b21=((kb21-kb22+((kb21*tb22^2-
kb22*tb21^2)*(w^2)))+(kb22*tb22*w*j-
kb21*tb21*w*j)+(kb22*tb22*tb21^2*j*w^3-
kb21*tb21*tb22^2*j*w^3))/((1+tb21^2*w^2)*(1+tb22^2*w^2));
end
%if ordenb21==4
%    b21=((kb21*(cos(teb21*w)-
tb21*w*sin(teb21*w)/(1+tb21^2*w^2))+((kb22*(cos(teb22*w)-
tb22*w*sin(teb22*w))/(1+tb22^2*w^2))-
((kb21*sin(teb21*w)*j+kb21*tb21*w*cos(teb21*w)*j)/(1+tb21^2*w^2))-
((kb22*sin(teb22*w)*j+kb22*tb22*w*cos(teb22*w)*j)/(1+tb22^2*w^2)));
%end
if ordenb21==5
    b21=((kb21*cos(teb21*w)-
kb21*tb21*w*sin(teb21*w))/(1+tb21^2*w^2))-
((kb21*sin(teb21*w)*j+kb21*tb21*w*cos(teb21*w)*j)/(1+tb21^2*w^2))+((
kb22-kb22*tb22*w*j)/(1+tb22^2*w^2));
end
if ordenb21==6
    b21=((kb21-kb21*tb21*tb22*w^2)-
(kb21*tb21*w*j+kb21*tb22*w*j))/(((1-
tb21*tb22*w^2)^2)+((tb21+tb22)^2)*w^2);
end
if ordenb21==7
    b21=((kb21-kb21*tb21^2*w^2)-2*kb21*tb21*sb21*w*j)/(((1-
tb21^2*w^2)^2)+((2*tb21*sb21*w)^2));
end
if ordenb21==8

```

```

    b21=(kb21-kb21*tb21*tb22*w^2*cos(teb21*w)-tb21*w*cos(teb21*w)*j-
tb22*w*cos(teb21*w)*j)/(((1+tb21*tb22*w^2)^2)+(tb21+tb22)^2*(w^2));
end

```

```

if ordenb21==9

```

```

    b21=((kb21*cos(teb21*w)-kb21*tb21^2*w^2*cos(teb21*w)-
2*tb21*sb21*w*sin(teb21*w))/((1-tb21^2*w^2)^2+(2*tb21*sb21*w)^2))-
((kb21*sin(teb21*w)-kb21*tb21^2*w^2*sin(teb21*w)*j-
2*tb21*sb21*w*cos(teb21*w)*j)/(((1-
tb21^2*w^2)^2)+(2*tb21*sb21*w)^2));
end

```

```

if ordenb21==10

```

```

    b21=(kb21*(1-tb21*w*j))/(1+tb21^2*w^2)+((kb22*(j-
tb22*tb23*w^2*j)-kb22*(tb22*w+tb23*w*j))/((1-
tb22*tb23*w^2)^2+(tb22*w+tb23*w)^2));
end

```

```

if ordenb21==11

```

```

    b21=(kb21*(1-tb21*w*j)/(1+tb21^2*w^2)+((kb22*(1-tb22^2*w^2)-
kb22*2*(tb22*w+sb21)*j)/((1-tb22^2*w^2)^2+(2*tb22*sb21*w)^2));
end

```

```

if ordenb21==12

```

```

    b21=((kb21*(cos(teb21*w)-tb21*w*sin(teb21*w))-
kb21*tb21*w*cos(teb21*w)*j+kb21*sin(teb21*w)*j)/(1+tb21^2*w^2))+((k
b22*(1-tb22^2*w^2)-kb22*2*(tb22*w+sb21)*j)/((1-
tb22^2*w^2)^2+(2*tb22*sb21*w)^2));
end

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%c21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

if ordenc21==1

```

```

    c21=(kc21-kc21*tc21*w*j)/(1+tc21^2*w^2);

```

```

end
if ordenc21==2
    c21=(kc21*cos(tec21*w)-kc21*tc21*w*sin(tec21*w)-
kc21*sin(tec21*w)*j+kc21*tc21*w*cos(tec21*w)*j)/(1+tc21^2*w^2);
end
if ordenc21==3
    c21=((kc21-kc22+((kc21*tc22^2-
kc22*tc21^2)*(w^2)))+(kc22*tc22*w*j-
kc21*tc21*w*j)+(kc22*tc22*tc21^2*j*w^3-
kc21*tc21*tc22^2*j*w^3))/((1+tc21^2*w^2)*(1+tc22^2*w^2));
end
%if ordenc21==4
%    c21=((kc21*(cos(tec21*w)-
tc21*w*sin(tec21*w)/(1+tc21^2*w^2))+((kc22*(cos(tec22*w)-
tc22*w*sin(tec22*w))/(1+tc22^2*w^2))-
((kc21*sin(tec21*w)*j+kc21*tc21*w*cos(tec21*w)*j)/(1+tc21^2*w^2))-
((kc22*sin(tec22*w)*j+kc22*tc22*w*cos(tec22*w)*j)/(1+tc22^2*w^2)));
%end
if ordenc21==5
    c21=((kc21*cos(tec21*w)-kc21*tc21*w*sin(tec21*w))/(1+tc21^2*w^2))-
((kc21*sin(tec21*w)*j+kc21*tc21*w*cos(tec21*w)*j)/(1+tc21^2*w^2))+((k
c22-kc22*tc22*w*j)/(1+tc22^2*w^2));
end
if ordenc21==6
    c21=((kc21-kc21*tc21*tc22*w^2)-(kc21*tc21*w*j+kc21*tc22*w*j))/(((1-
tc21*tc22*w^2)^2)+((tc21+tc22)^2)*w^2);
end
if ordenc21==7
    c21=((kc21-kc21*tc21^2*w^2)-2*kc21*tc21*sc21*w*j)/(((1-
tc21^2*w^2)^2)+((2*tc21*sc21*w)^2));
end
if ordenc21==8

```


$$c21=(kc21-kc21*tc21*tc22*w^2*cos(tec21*w)-tc21*w*cos(tec21*w)*j-tc22*w*cos(tec21*w)*j)/(((1+tc21*tc22*w^2)^2)+(tc21+tc22)^2*(w^2));$$

end

if ordenc21==9

$$c21=((kc21*cos(tec21*w)-kc21*tc21^2*w^2*cos(tec21*w)-2*tc21*sc21*w*sin(tec21*w))/((1-tc21^2*w^2)^2+(2*tc21*sc21*w)^2))-$$

$$((kc21*sin(tec21*w)-kc21*tc21^2*w^2*sin(tec21*w)*j-$$

$$2*tc21*sc21*w*cos(tec21*w)*j)/(((1-tc21^2*w^2)^2)+(2*tc21*sc21*w)^2));$$

end

if ordenc21==10

$$c21=(kc21*(1-tc21*w*j))/(1+tc21^2*w^2)+((kc22*(j-tc22*tc23*w^2*j)-kc22*(tc22*w+tc23*w*j))/((1-tc22*tc23*w^2)^2+(tc22*w+tc23*w)^2));$$

end

if ordenc21==11

$$c21=(kc21*(1-tc21*w*j)/(1+tc21^2*w^2))+((kc22*(1-tc22^2*w^2)-kc22*2*(tc22*w+sc21)*j)/((1-tc22^2*w^2)^2+(2*tc22*sc21*w)^2));$$

end

if ordenc21==12

$$c21=((kc21*(cos(tec21*w)-tc21*w*sin(tec21*w))-kc21*tc21*w*cos(tec21*w)*j+kc21*sin(tec21*w)*j)/(1+tc21^2*w^2))+((kc22*(1-tc22^2*w^2)-kc22*2*(tc22*w+sc21)*j)/((1-tc22^2*w^2)^2+(2*tc22*sc21*w)^2));$$

end

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%d21%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%a31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

if ordena31==1
    a31=(ka31-ka31*ta31*w*j)/(1+ta31^2*w^2);
end
if ordena31==2
    a31=(ka31*cos(tea31*w)-ka31*ta31*w*sin(tea31*w)-
ka31*sin(tea31*w)*j+ka31*ta31*w*cos(tea31*w)*j)/(1+ta31^2*w^2);
end
if ordena31==3
    a31=((ka31-ka32+((ka31*ta32^2-
ka32*ta31^2)*(w^2)))+(ka32*ta32*w*j-
ka31*ta31*w*j)+(ka32*ta32*ta31^2*j*w^3-
ka31*ta31*ta32^2*j*w^3))/((1+ta31^2*w^2)*(1+ta32^2*w^2));
end
%if ordena31==4
%    a31=((ka31*(cos(tea31*w)-
ta31*w*sin(tea31*w)/(1+ta31^2*w^2))+((ka32*(cos(tea32*w)-
ta32*w*sin(tea32*w))/(1+ta32^2*w^2))-
((ka31*sin(tea31*w)*j+ka31*ta31*w*cos(tea31*w)*j)/(1+ta31^2*w^2))-
((ka32*sin(tea32*w)*j+ka32*ta32*w*cos(tea32*w)*j)/(1+ta32^2*w^2)));
%end
if ordena31==5
    a31=((ka31*cos(tea31*w)-
ka31*ta31*w*sin(tea31*w))/(1+ta31^2*w^2))-
((ka31*sin(tea31*w)*j+ka31*ta31*w*cos(tea31*w)*j)/(1+ta31^2*w^2))+((
ka32-ka32*ta32*w*j)/(1+ta32^2*w^2));
end
if ordena31==6
    a31=((ka31-ka31*ta31*ta32*w^2)-
(ka31*ta31*w*j+ka31*ta32*w*j))/(((1-
ta31*ta32*w^2)^2)+((ta31+ta32)^2)*w^2);
end
if ordena31==7

```

```

a31=((ka31*-ka31*ta31^2*w^2)-2*ka31*ta31*sa31*w*j)/(((1-
ta31^2*w^2)^2)+((2*ta31*sa31*w)^2));
end
if ordena31==8
a31=(ka31-ka31*ta31*ta32*w^2*cos(tea31*w)-ta31*w*cos(tea31*w)*j-
ta32*w*cos(tea31*w)*j)/(((1+ta31*ta32*w^2)^2)+(ta31+ta32)^2*(w^2));
end
if ordena31==9
a31=((ka31*cos(tea31*w)-ka31*ta31^2*w^2*cos(tea31*w)-
2*ta31*sa31*w*sin(tea31*w))/((1-ta31^2*w^2)^2+(2*ta31*sa31*w)^2))-
((ka31*sin(tea31*w)-ka31*ta31^2*w^2*sin(tea31*w)*j-
2*ta31*sa31*w*cos(tea31*w)*j)/(((1-
ta31^2*w^2)^2)+(2*ta31*sa31*w)^2));
end
if ordena31==10
a31=(ka31*(1-ta31*w*j)/(1+ta31^2*w^2)+((ka32*(j-
ta32*ta33*w^2*j)-ka32*(ta32*w+ta33*w*j))/((1-
ta32*ta33*w^2)^2+(ta32*w+ta33*w)^2));
end
if ordena31==11
a31=(ka31*(1-ta31*w*j)/(1+ta31^2*w^2)+((ka32*(1-ta32^2*w^2)-
ka32*2*(ta32*w+sa31)*j)/((1-ta32^2*w^2)^2+(2*ta32*sa31*w)^2));
end
if ordena31==12
a31=((ka31*(cos(tea31*w)-ta31*w*sin(tea31*w))-
ka31*ta31*w*cos(tea31*w)*j+ka31*sin(tea31*w)*j)/(1+ta31^2*w^2))+((ka
32*(1-ta32^2*w^2)-ka32*2*(ta32*w+sa31)*j)/((1-
ta32^2*w^2)^2+(2*ta32*sa31*w)^2));
end
%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%b31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenb31==1
    b31=(kb31-kb31*tb31*w*j)/(1+tb31^2*w^2);
end
if ordenb31==2
    b31=(kb31*cos(teb31*w)-kb31*tb31*w*sin(teb31*w)-
kb31*sin(teb31*w)*j+kb31*tb31*w*cos(teb31*w)*j)/(1+tb31^2*w^2);
end
if ordenb31==3
    b31=((kb31-kb32+((kb31*tb32^2-
kb32*tb31^2)*(w^2)))+(kb32*tb32*w*j-
kb31*tb31*w*j)+(kb32*tb32*tb31^2*j*w^3-
kb31*tb31*tb32^2*j*w^3))/((1+tb31^2*w^2)*(1+tb32^2*w^2));
end
%if ordenb31==4
%    b31=((kb31*(cos(teb31*w)-
tb31*w*sin(teb31*w)/(1+tb31^2*w^2))+((kb32*(cos(teb32*w)-
tb32*w*sin(teb32*w))/(1+tb32^2*w^2))-
((kb31*sin(teb31*w)*j+kb31*tb31*w*cos(teb31*w)*j)/(1+tb31^2*w^2))-
((kb32*sin(teb32*w)*j+kb32*tb32*w*cos(teb32*w)*j)/(1+tb32^2*w^2)));
%end
if ordenb31==5
    b31=((kb31*cos(teb31*w)-
kb31*tb31*w*sin(teb31*w))/(1+tb31^2*w^2))-
((kb31*sin(teb31*w)*j+kb31*tb31*w*cos(teb31*w)*j)/(1+tb31^2*w^2))+((
kb32-kb32*tb32*w*j)/(1+tb32^2*w^2));
end
if ordenb31==6
    b31=((kb31-kb31*tb31*tb32*w^2)-
(kb31*tb31*w*j+kb31*tb32*w*j))/(((1-
tb31*tb32*w^2)^2)+((tb31+tb32)^2)*w^2);

```

```

end
if ordenb31==7
    b31=((kb31*-kb31*tb31^2*w^2)-2*kb31*tb31*sb31*w*j)/(((1-
tb31^2*w^2)^2)+((2*tb31*sb31*w)^2));
end
if ordenb31==8
    b31=(kb31-kb31*tb31*tb32*w^2*cos(teb31*w)-tb31*w*cos(teb31*w)*j-
tb32*w*cos(teb31*w)*j)/(((1+tb31*tb32*w^2)^2)+(tb31+tb32)^2*(w^2));
end
if ordenb31==9
    b31=((kb31*cos(teb31*w)-kb31*tb31^2*w^2*cos(teb31*w)-
2*tb31*sb31*w*sin(teb31*w))/((1-tb31^2*w^2)^2+(2*tb31*sb31*w)^2))-
((kb31*sin(teb31*w)-kb31*tb31^2*w^2*sin(teb31*w)*j-
2*tb31*sb31*w*cos(teb31*w)*j)/(((1-
tb31^2*w^2)^2)+(2*tb31*sb31*w)^2));
end
if ordenb31==10
    b31=(kb31*(1-tb31*w*j))/(1+tb31^2*w^2)+((kb32*(j-
tb32*tb33*w^2*j)-kb32*(tb32*w+tb33*w*j))/((1-
tb32*tb33*w^2)^2+(tb32*w+tb33*w)^2));
end
if ordenb31==11
    b31=(kb31*(1-tb31*w*j)/(1+tb31^2*w^2))+((kb32*(1-tb32^2*w^2)-
kb32*2*(tb32*w+sb31)*j)/((1-tb32^2*w^2)^2+(2*tb32*sb31*w)^2));
end
if ordenb31==12
    b31=((kb31*(cos(teb31*w)-tb31*w*sin(teb31*w))-
kb31*tb31*w*cos(teb31*w)*j+kb31*sin(teb31*w)*j)/(1+tb31^2*w^2))+((k
b32*(1-tb32^2*w^2)-kb32*2*(tb32*w+sb31)*j)/((1-
tb32^2*w^2)^2+(2*tb32*sb31*w)^2));
end

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%c31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
if ordenc31==1
    c31=(kc31-kc31*tc31*w*j)/(1+tc31^2*w^2);
end
if ordenc31==2
    c31=(kc31*cos(tec31*w)-kc31*tc31*w*sin(tec31*w)-
kc31*sin(tec31*w)*j+kc31*tc31*w*cos(tec31*w)*j)/(1+tc31^2*w^2);
end
if ordenc31==3
    c31=((kc31-kc32+((kc31*tc32^2-
kc32*tc31^2)*(w^2)))+(kc32*tc32*w*j-
kc31*tc31*w*j)+(kc32*tc32*tc31^2*j*w^3-
kc31*tc31*tc32^2*j*w^3))/((1+tc31^2*w^2)*(1+tc32^2*w^2));
end
%if ordenc31==4
% c31=((kc31*(cos(tec31*w)-
tc31*w*sin(tec31*w)/(1+tc31^2*w^2))+((kc32*(cos(tec32*w)-
tc32*w*sin(tec32*w))/(1+tc32^2*w^2))-
((kc31*sin(tec31*w)*j+kc31*tc31*w*cos(tec31*w)*j)/(1+tc31^2*w^2))-
((kc32*sin(tec32*w)*j+kc32*tc32*w*cos(tec32*w)*j)/(1+tc32^2*w^2));
%end
if ordenc31==5
    c31=((kc31*cos(tec31*w)-kc31*tc31*w*sin(tec31*w))/(1+tc31^2*w^2))-
((kc31*sin(tec31*w)*j+kc31*tc31*w*cos(tec31*w)*j)/(1+tc31^2*w^2))+((k
c32-kc32*tc32*w*j)/(1+tc32^2*w^2));
end
if ordenc31==6

```

```
c31=((kc31-kc31*tc31*tc32*w^2)-(kc31*tc31*w*j+kc31*tc32*w*j))/(((1-
tc31*tc32*w^2)^2)+((tc31+tc32)^2)*w^2);
```

```
end
```

```
if ordenc31==7
```

```
c31=((kc31*-kc31*tc31^2*w^2)-2*kc31*tc31*sc31*w*j)/(((1-
tc31^2*w^2)^2)+((2*tc31*sc31*w)^2));
```

```
end
```

```
if ordenc31==8
```

```
c31=(kc31-kc31*tc31*tc32*w^2*cos(tec31*w)-tc31*w*cos(tec31*w)*j-
tc32*w*cos(tec31*w)*j)/(((1+tc31*tc32*w^2)^2)+(tc31+tc32)^2*(w^2));
```

```
end
```

```
if ordenc31==9
```

```
c31=((kc31*cos(tec31*w)-kc31*tc31^2*w^2*cos(tec31*w)-
2*tc31*sc31*w*sin(tec31*w))/((1-tc31^2*w^2)^2+(2*tc31*sc31*w)^2))-
```

```
((kc31*sin(tec31*w)-kc31*tc31^2*w^2*sin(tec31*w)*j-
```

```
2*tc31*sc31*w*cos(tec31*w)*j)/(((1-
tc31^2*w^2)^2)+(2*tc31*sc31*w)^2));
```

```
end
```

```
if ordenc31==10
```

```
c31=(kc31*(1-tc31*w*j)/(1+tc31^2*w^2)+((kc32*(j-tc32*tc33*w^2*j)-
kc32*(tc32*w+tc33*w*j))/((1-tc32*tc33*w^2)^2+(tc32*w+tc33*w)^2));
```

```
end
```

```
if ordenc31==11
```

```
c31=(kc31*(1-tc31*w*j)/(1+tc31^2*w^2)+((kc32*(1-tc32^2*w^2)-
kc32*2*(tc32*w+sc31)*j)/((1-tc32^2*w^2)^2+(2*tc32*sc31*w)^2));
```

```
end
```

```
if ordenc31==12
```

```
c31=((kc31*(cos(tec31*w)-tc31*w*sin(tec31*w))-
kc31*tc31*w*cos(tec31*w)*j+kc31*sin(tec31*w)*j)/(1+tc31^2*w^2))+((kc
```

```
32*(1-tc32^2*w^2)-kc32*2*(tc32*w+sc31)*j)/((1-
```

```
tc32^2*w^2)^2+(2*tc32*sc31*w)^2));
```

```
end
```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%d31%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```
G=[a11 a21 a31; b11 b21 b31; c11 c21 c31];  
MA=svd(G);  
gam1=MA(1,1);  
gam2=MA(3,1);  
siggam=gam1/gam2;  
pgraf(n,1)=siggam;  
pgraf2(n,1)=gam2;  
x(n,1)=w;  
Results(n,1)=(siggam);  
Results2(n,1)=(gam2);  
w=w*1.5;  
end
```

```
plot(x,pgraf);  
hold;  
plot(x,pgraf2);
```