



ESPE
UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Ingeniería en Petroquímica

“SIMULACIÓN DINÁMICA Y CONTROL DEL PROCESO DE SEPARACIÓN DE ESPECIES QUÍMICAS DEL REFORMADO EN FASE LÍQUIDA DEL GLICEROL, EMPLEANDO EL SOFTWARE SIMCENTRAL”

AUTOR: Agualema Valdez, Alex Edmundo

DIRECTOR: Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc



INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

SECUENCIAS DE SEPARACIÓN

Freire (2021) diseña y simula la separación de las especies químicas procedentes de una solución líquida, producto del reformado en fase líquida del glicerol.

Figura 1

Secuencia de separación para el primer sistema de separación.

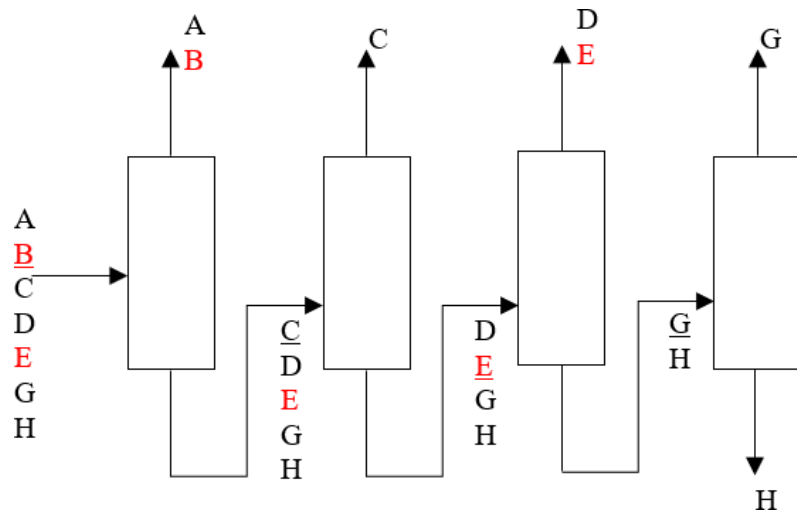
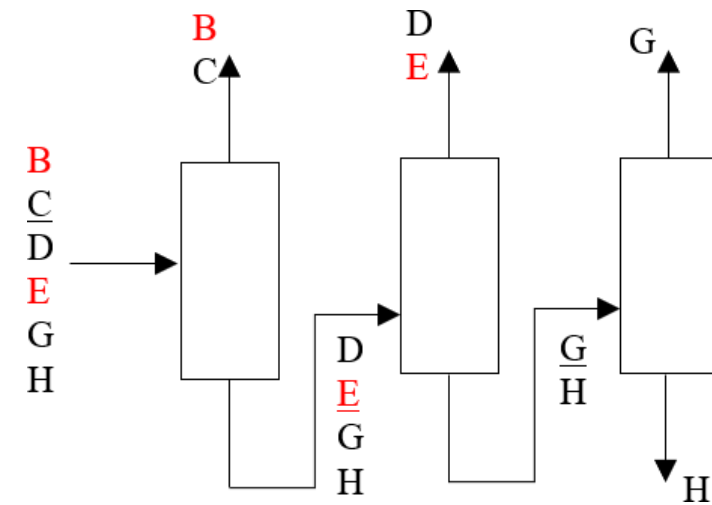


Figura 2

Secuencia de separación para el segundo sistema de separación.



Donde:

Agua (A) , ciclopentanona (B), acetol (C), 1,2 – propilenglicol (D), 1,2 – butanodiol (E), ácido láctico (G), y glicerol (H).

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

OBJETIVO GENERAL

Diseñar y evaluar una estructura de control para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, por medio de la simulación dinámica en el software SimCentral.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Diseñar la estructura de control de todo el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, basada en el análisis de grados de libertad y pautas cualitativas.
- Simular el proceso en estado estacionario empleando el programa SimCentral.
- Incluir la estructura de control al proceso y simular el proceso en estado dinámico.
- Evaluar y analizar la estructura de control instalada en el proceso de separación del reformado de glicerol en fase líquida.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

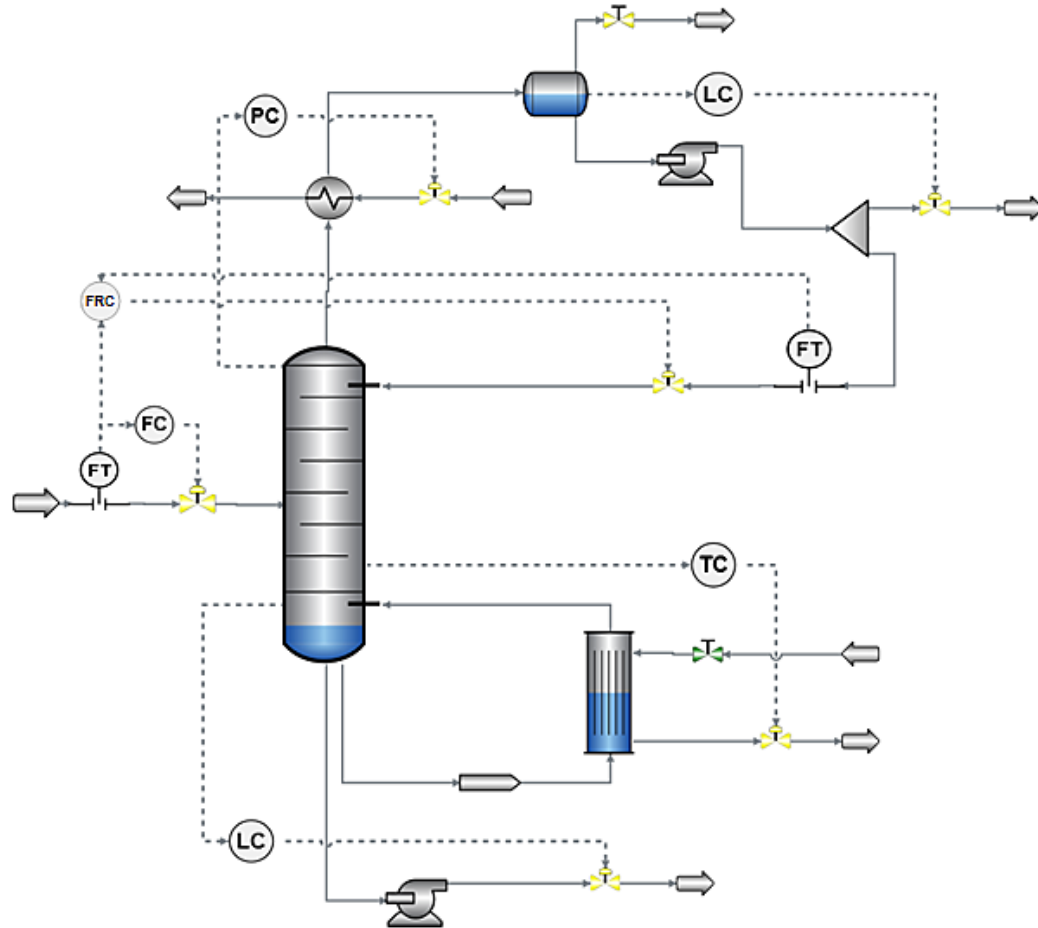
ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

ESTRUCTURA DE CONTROL

Figura 3

Estructura de control de un solo extremo



Para el control de una columna de destilación binaria se tienen cinco grados de libertad (Seider et al., 2009)

Luyben (1999) indica que se tiene los mismos grados de libertad para controlar una columna de destilación multicomponente.

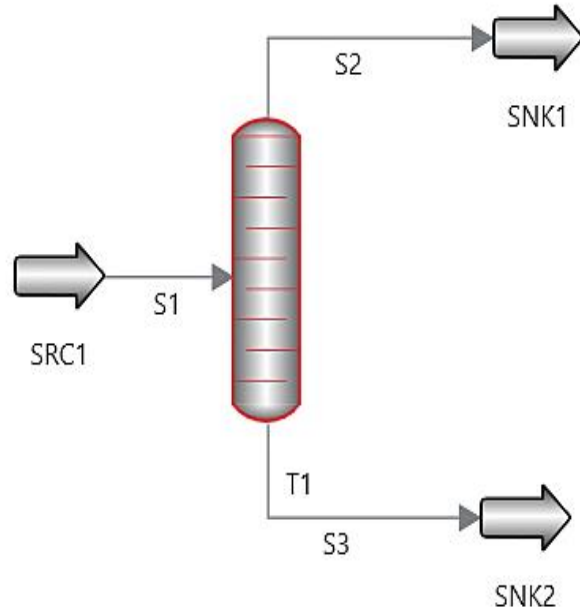
En la estructura de control de un solo extremo presentado para Luyben (2013) se consideran 5 variables a controlar y manipular.

“La tasa de producción se regula controlando el flujo de la corriente de alimentación principal” (Luyben et al., 1999).

SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Figura 4

Columna en diseño conceptual.

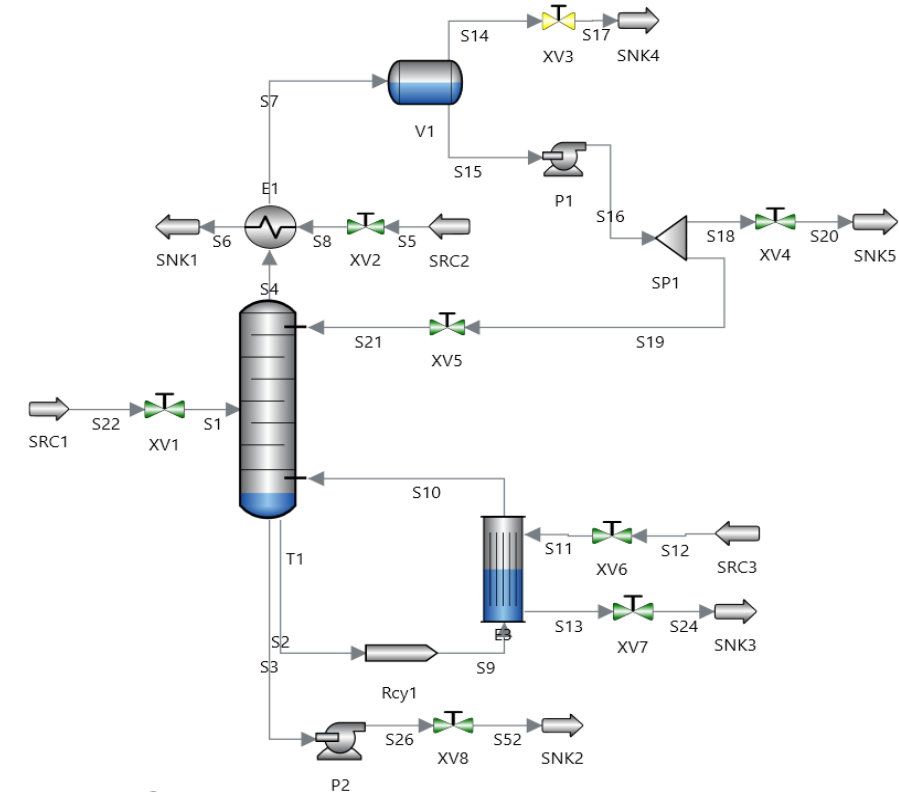


Nota. Condensador y reboiler modelados de forma interna.

Figura 5

Columna en diseño de ingeniería detallada.

Migra a →



Nota. Condensador y reboiler modelados de forma externa.

SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Tabla 1

Composición de los componentes en la alimentación.

Compuesto	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
Agua	0,98	4875,23
Ciclopentanona ^a	2,4E-05	0,12
Acetol	0,006	29,57
1,2 – propilenglicol	0,006	28,78
1,2 – <u>butanodiol</u> ^b	2,2E-05	0,11
Ácido láctico	0,004	21,001
Glicerol	0,01	45,18

Nota. a,b: Trazas. Tomado de Freire (2021).

Paquete termodinámico: Método NRTL utilizado en el trabajo de Freire (2021).

Condiciones de alimentación:

P = 35,777 psia

F = 5000 lbmol/h

T=37 °F

SIMULACIÓN EN DISEÑO CONCEPTUAL

Condiciones de operación para el primer sistema de separación.

Tabla 2

Condiciones de operación para la red de columnas.

Parámetro	SimCentral	COLUMNA1	COLUMNA2	COLUMNA3	COLUMNA4
Número de etapas	<i>NStages</i>	27	27	37	19
Etapas de alimentación	<i>FeedStage</i>	23	14	18	9
Condensador	<i>Condenser</i>	Internal	Internal	Internal	Internal
Reboiler	<i>Reboiler</i>	Internal	Internal	Internal	Internal
Presión superior	<i>Ptop [psia]</i>	30	30	30	30
Caída de presión en el reboiler	<i>DPreb [psi]</i>	1,5	1,5	1,5	1,5
Caída de presión en el condensador	<i>DPcond [psi]</i>	1,5	1,5	1,5	1,5
Caída de presión de la etapa	<i>DPstage</i>	0,1209	0,0762	0,0735	0,0879
Relación de reflujo	<i>RefluxRatio</i>	0,3634	0,8870	2,2325	0,6922
Razón de flujo de fondo de retorno a la columna	<i>BoilupRatio</i>	57,2723	12,673	1,2579	0,7155
Factor de eficiencia de contacto	<i>Contact [fraction]</i>	1	1	1	1
Configuración de columna	<i>Setup</i>	Solve	Solve	Solve	Solve
Opciones hidráulicas de Columna	<i>Capacity</i>	Internals	Internals	Internals	Internals
Factor de inundación	<i>FFcol</i>	0,78	0,78	0,78	0,78

Nota. Condiciones de operación extraídas de Freire (2021).

SIMULACIÓN EN DISEÑO CONCEPTUAL

Condiciones de operación para el segundo sistema de separación.

Tabla 3

Condiciones de operación para el divisor de componente (DivComp).

Parámetros	SimCentral	Valor
Presión	P [psia]	14,7
Temperatura	T [°F]	31
Factor de recuperación	Recovery	R[H2O] = 1
		R[CPTN] = 0
		R[ACETOL]=0
	[fracción]	R[12PG]=0
		R[12BTD]=0
		R[LACTIC]=0
		R[GLYCEROL]=0

Nota. Condiciones de operación extraídas de Freire (2021).

Tabla 4

Condiciones de operación para la bomba y el intercambiador de calor.

Equipo	Parámetros	SimCentral	Valor
Bomba (P1)	Incremento de presión	DP [psi]	25,3777
Intercambiador de calor modelo HXU (E1)	Volumen	V [ft ³]	23,95415
	Temperatura de salida	To [°F]	77
	Caída de presión	DP [psi]	5

Nota. Condiciones de operación extraídas de Freire (2021).

SIMULACIÓN EN DISEÑO CONCEPTUAL

Condiciones de operación para el segundo sistema de separación.

Tabla 5

Condiciones de operación para la red de columnas.

Parámetros	SimCentral	COLUMNA1	COLUMNA2	COLUMNA3
Número de etapas	<i>NStages</i>	26	39	16
Etapas de alimentación	<i>FeedStage</i>	14	19	8
Condensador	<i>Condenser</i>	Internal	Internal	Internal
Reboiler	<i>Reboiler</i>	Internal	Internal	Internal
Presión superior de la columna	<i>Ptop [psia]</i>	30	30	30
Caída de presión en el reboiler	<i>DPreb [psi]</i>	1,5	1,5	1,5
Caída de presión en el condensador,	<i>DPcond [psi]</i>	1,5	1,5	1,5
Caída de presión de la etapa	<i>DPstage [psi]</i>	0,0794	0,0724	0,0998
Relación de reflujo	<i>RefluxRatio</i>	0,7057	2,6259	0,7406
Razón de flujo de fondo de retorno a la columna	<i>BoilupRatio</i>	1,2706	1,2614	0,7321
Factor de eficiencia de contacto	<i>Contact [fracción]</i>	1	1	1
Configuración de columna	<i>Setup</i>	Solve	Solve	Solve
Opciones hidráulicas de columna	<i>Capacity</i>	Internals	Internals	Internals
Factor de inundación	<i>FFcol</i>	0,78	0,78	0,78

Nota. Condiciones de operación extraídas de Freire (2021).

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Heurísticas de Seider et al. (2009)

Heurística 38 para la caída de presión de las válvulas (10 psi).

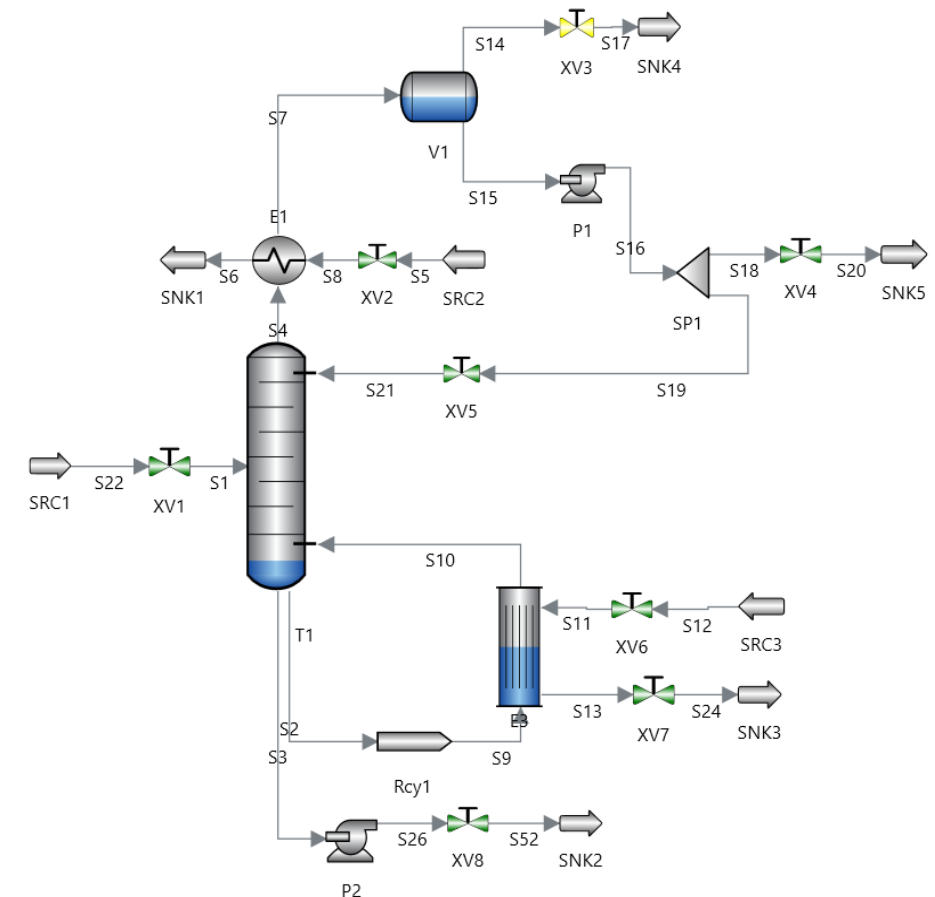
Heurística 31 para la caída de presión del intercambiador de calor (1,5 psi).

Heurística 31 para la caída de presión del intercambiador de calor (1,5 psi).

Heurística 28 para la fuerza conductora de temperatura del hervidor (45 °F).

Figura 6

Equipo requerido para la simulación en diseño de ingeniería de detalle.



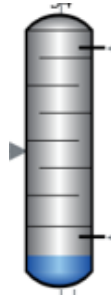
CONTROL DEL PROCESO

Dimensionamiento de equipos.

Las columnas se dimensionan especificando 0,78 en el factor de inundación. Esta última especificación permite calcular los diámetros preliminares de las bandejas (AVEVA, 2020a)

Figura 7

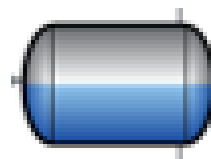
Columna de destilación en SimCentral.



El volumen para los tambores de reflujo (*Drum*) de cada columna se dimensionan considerando el tiempo de retención (*tau* igual a 5 min) como lo recomienda Luyben (2010).

Figura 8

Tanque de reflujo en SimCentral.



CONTROL DEL PROCESO

Selección de la estructura de control de relación de reflujo/alimentación (R/F) o relación de reflujo (RR).

Evaluación de desempeño en el modo estacionario en diseño conceptual para ambos sistemas de separación. Según Luyben (2013).

1. Variar las composiciones de los componentes clave pesado y clave ligero en la alimentación de la columna, para lo cual se tiene que considerar un rango de variación en torno a la composición de diseño.
2. Registrar todos los valores encontrados de RR y R/F que se requieren para cada cambio en la composición.
3. La relación que reporte menor cambio se considera como estructura de control de un solo extremo.

CONTROL DEL PROCESO

Selección de la etapa de control de temperatura.

Método Pendiente

Representar en Matlab versión 2015 la curva que representa el perfil de temperaturas (Temp. vs Netapas).

Localizar la etapa en donde la curva describe la pendiente más pronunciada (Luyben, 2013).

Método de Sensibilidad

Se varia el 0,1% de flujo de calor del valor estacionario que ingresa al rehervidor.

Se calcula la ganancia de estado estable $\left(\frac{\Delta Temp}{\Delta Calor}\right)$.

La bandeja con el mayor cambio de temperatura es la más "sensible" y se selecciona para ser controlada (Luyben, 2013).

CONTROL DEL PROCESO

Sintonización de controladores.

Tabla 6

Parámetros de controladores.

Controlador	Modo de control	Parámetros de sintonización (Heurística) Chaves et al. (2016)
Nivel	P	$K_p = 10$
Presión	PI	$K_p = 10, T_i = 20 \text{ min}$
Flujo	PI	$K_p = 0,5, T_i = 0,3 \text{ min}$
Temperatura	PID	Uso de métodos de sintonización

Los controladores para temperatura deben ajustarse debido a que estos lazos proporcionan retrasos dinámicos (Peng et al., 2019).

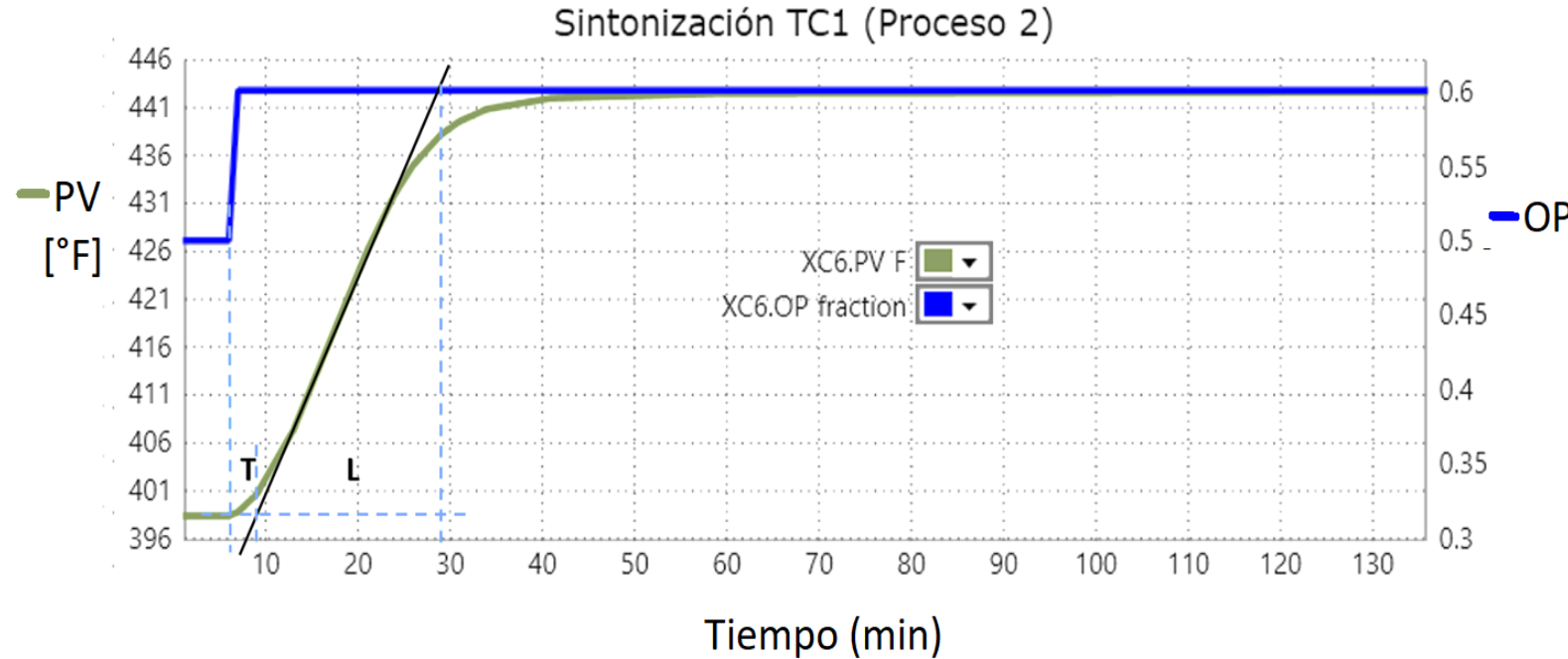
La temperatura es una variable que reacciona con lentitud a perturbaciones, para estos casos se recomienda un control PID (Merino et al., 2017).

CONTROL DEL PROCESO

Sintonización de controladores de temperatura aplicando el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols.

Prueba de lazo abierto.

Figura 9
Curva de reacción.



Nota. L, Tiempo de retardo y T, Constante de tiempo.

Tabla 7
Fórmulas aplicadas (Ogata, 2003).

Tipo de Controlador	K_p	T_i	T_d
P	$\frac{T}{L}$	∞	0
PI	$0,9 \frac{T}{L}$	$\frac{L}{0,3}$	0
PID	$1,2 \frac{T}{L}$	$2L$	$0,5L$

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

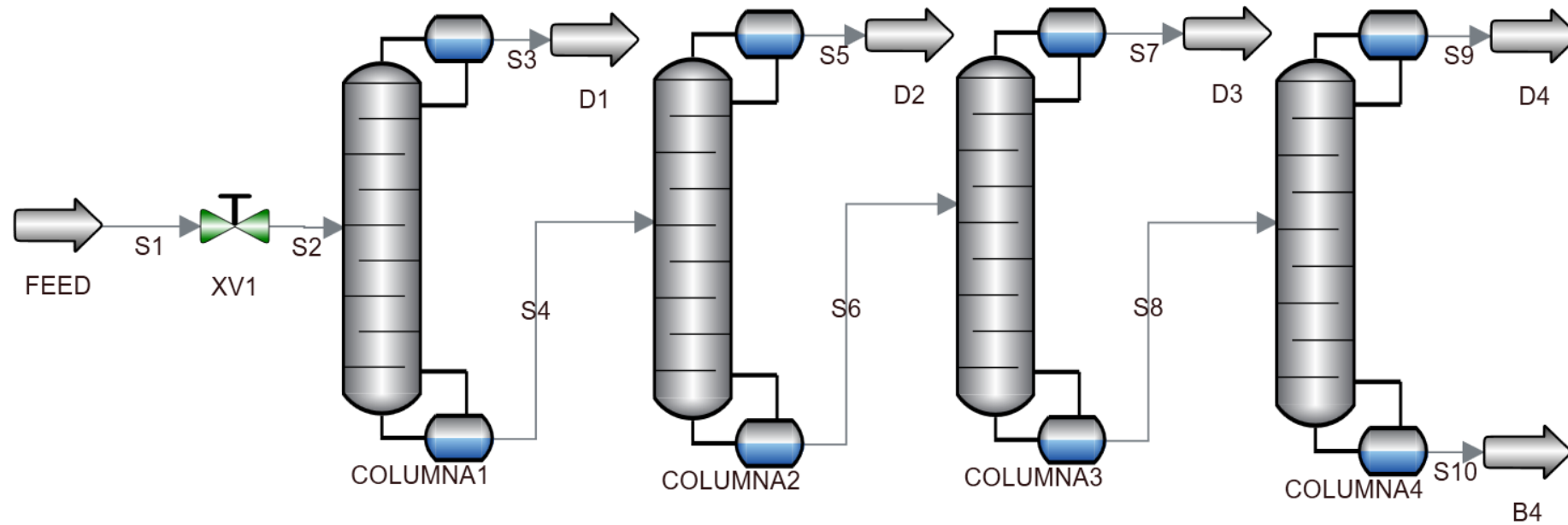
ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

SIMULACIÓN EN DISEÑO CONCEPTUAL

Figura 10

Diagrama del primer sistema de separación en diseño conceptual.

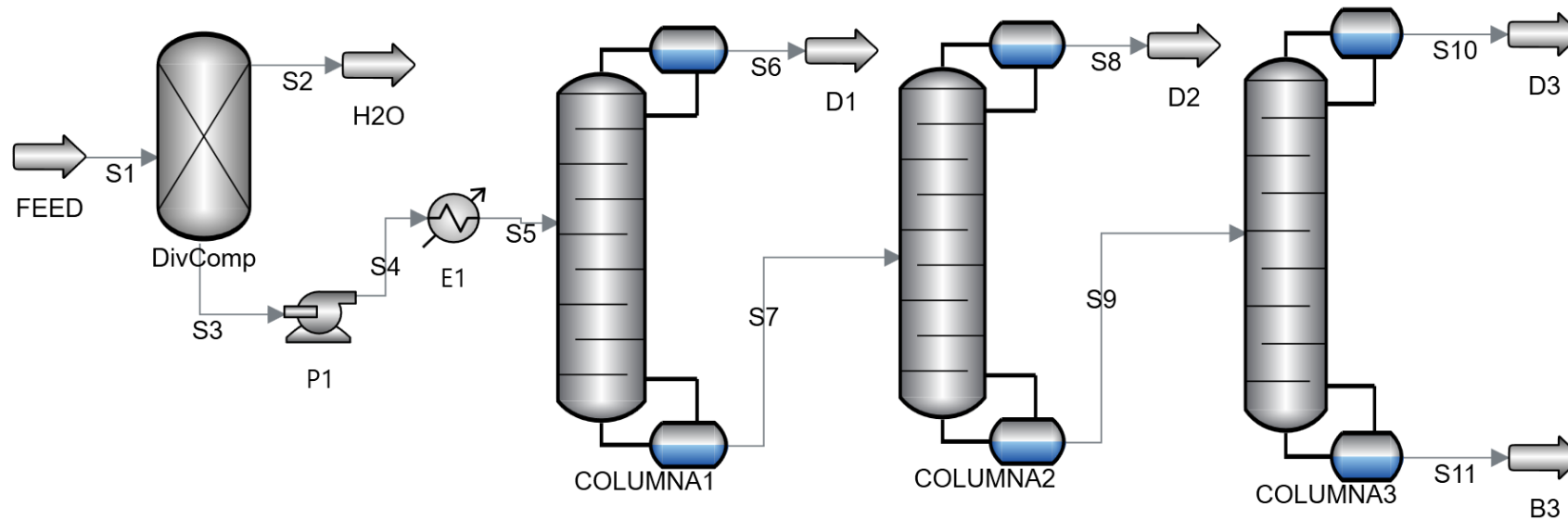


Nota. Este sistema de separación se compone de cuatro columnas de destilación conectadas en serie.

SIMULACIÓN EN DISEÑO CONCEPTUAL

Figura 11

Diagrama del segundo sistema de separación en diseño conceptual

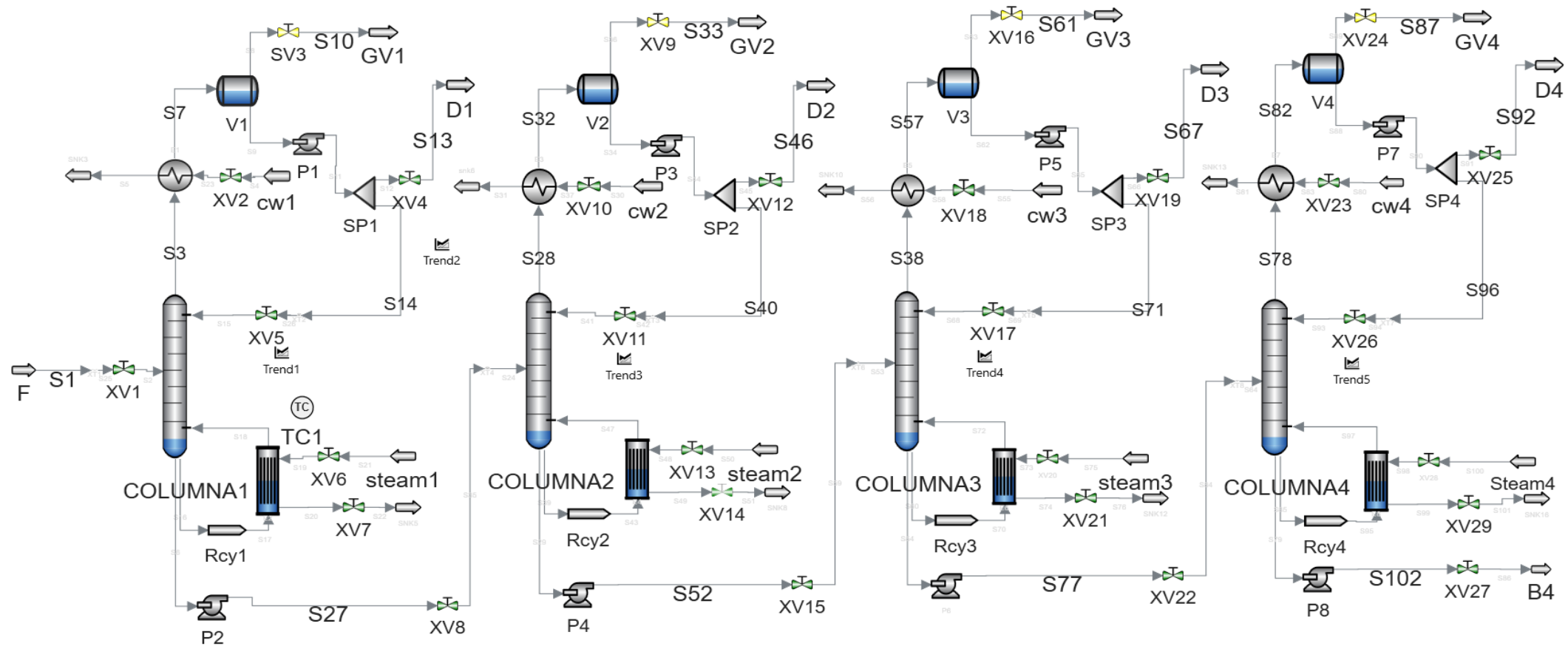


Nota. Este sistema de separación se compone de un divisor de componentes que separa el agua al inicio del proceso, seguido de una bomba, un intercambiador de calor, y tres columnas de destilación conectadas en serie.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Figura 12

Diagrama del primer sistema de separación en ingeniería detallada.

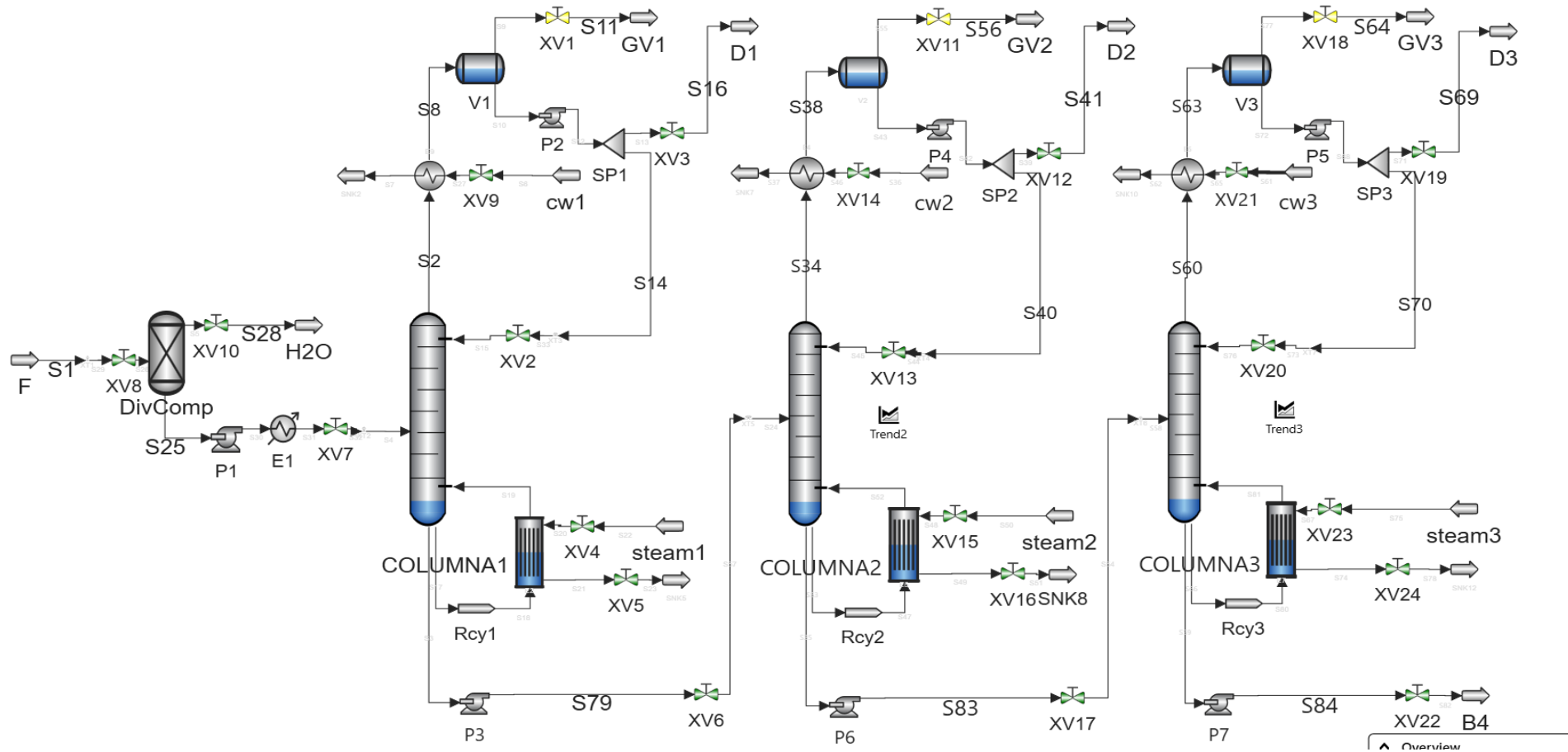


Nota. La Figura muestra el primer proceso de separación simulado en ingeniería de detalle, obtenida a partir de la simulación en diseño conceptual.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Figura 13

Diagrama del segundo sistema de separación en ingeniería detallada.



Nota. La Figura muestra el segundo proceso de separación simulado en ingeniería de detalle, obtenida a partir de la simulación en diseño conceptual.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Tabla 8

Flujos molares para cada especie química en el primer proceso de separación.

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]								
	S1	S13	S27	S46	S52	S61	S77	S69	S84
Agua	4875,23	4868,66	5,25	4,88	0	0	0	0	0
Ciclopentanona	0,12	0,12	0	0	0	0	0	0	0
Acetol	29,57	0,03	29,54	29,5	0,03	0,03	0	0	0
1,2-propilenglicol	28,78	0	28,78	0,03	28,76	28,71	0,03	0,03	0
1,2-butanodiol	0,11	0	0,11	0	0,11	0,11	0	0	0
Ácido láctico	21	0	21	0	21	0,02	20,98	20,95	0,018
Glicerol	45,18	0	45,18	0	45,18	0	45,18	0,04	45,14

Nota. En la Figura 12 se presenta el diagrama correspondiente a este sistema de separación.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Tabla 9

Fracción molar de cada especie química en las corrientes del primer proceso de separación.

Especie química	Fracciones molares								
	S1	S13	S27	S46	S52	S61	S77	S69	S88
Agua	0,975	0,9999	0,04	0,15	0	0	0	0	0
Ciclopentanona	2,37 E-05	2,43 E-05	0	0	0	0	0	0	0
Acetol	5,91 E-03	6,07 E-06	0,227	0,848	2,96E-04	1,01E-03	0	0	0
1,2-propilenglicol	5,76 E-03	0	0,222	8,4 E-04	0,302	0,994	4,34E-04	1,36E-03	0
1,2-butanodiol	2,21 E-05	0	8,5 E-04	0	1,2 E-03	3,82E-03	0	0	0
Ácido láctico	4,20 E-03	0	0,162	0	0,221	7,27E-04	0,32	0,996	4,05E-04
Glicerol	9,04 E-03	0	0,347	0	0,475	0	0.683	2,15E-03	0,999

Nota. En la Figura 12 se presenta el diagrama correspondiente a este sistema de separación.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Tabla 10

Flujos molares para cada especie química en el segundo proceso de separación.

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]								
	S1	S28	S25	S26	S79	S41	S83	S69	S84
Agua	4875,23	4875,23	0	0	0	0	0	0	0
Ciclopentanona	0,12	0	0,12	0,12	0	0	0	0	0
Acetol	29,57	0	29,57	29,53	0,03	0,03	0	0	0
1,2-propilenglicol	28,78	0	28,78	2.87E-02	228,76	28,74	2,99E-03	2,99E-03	0
1,2-butanodiol	0,11	0	0,11	0	0,11	0,11	0	0	0
Ácido láctico	21	0	21	0	21	0,02	20,98	20,95	0,02
Glicerol	45,18	0	45,18	0	45,18	0	45,18	0,04	45,14

Nota. En la Figura 13 se presenta el diagrama correspondiente a este sistema de separación.

SIMULACIÓN EN DISEÑO DE INGENIERÍA DE DETALLE

Tabla 11

Fracción molar de cada especie química en las corrientes del segundo proceso de separación.

Especie química	Fracciones molares								
	S1	S28	S25	S26	S79	S41	S83	S69	S84
Agua	0,975	1	0	0	0	0	0	0	0
Ciclopentanona	2,37E-05	0	9,48E-04	3,98E-03	0	0	0	0	0
Acetol	5,91E-03	0	0,237	0,995	3,17E-04	1,04E-03	0	0	0
1,2-propilenglicol	5,76E-03	0	8,85E-04	9,69E-04	0,302	0,994	4,53E-05	1,43E-04	0
1,2-butanodiol	2,21E-05	0	0,168	0	1,2E-03	3,82E-03	0	0	0
Ácido láctico	4,20E-03	0	0,362	0	0,221	7,27E-04	0,317	0,997	4,67E-04
Glicerol	9,04E-03	0	9,04E-03	0	0,475	0	0,683	2,15E-03	0,999

Nota. En la Figura 13 se presenta el diagrama correspondiente a este sistema de separación.

CONTROL DEL PROCESO

Tabla 12

Efectos del cambio de composición en las relaciones R/F y RR para el primer sistema de separación.

Columna	Corriente	Composición	R/F	RR
COLUMNA1 (agua / acetol)	S2	0,9800 9,14E-04	0,3385	0,3475
		0,9750 5,91E-03	0,3547	0,3641
		0,9740 6,91E-03	0,3588	0,3684
COLUMNA2 (acetol / 1,2- propilenglicol)	S4	0,2281 0,2223	0,2014	0,7577
		0,2381 0,2123	0,1890	0,7113
		0,2481 0,2023	0,1831	0,6892
COLUMNA3 (1,2- propilenglicol / ácido láctico)	S6	0,3024 0,2209	0,6771	2,2284
		0,3124 0,2109	0,6152	2,0251
		0,3224 0,2008	0,5963	1,9630
COLUMNA4 (ácido láctico / glicerol)	S8	0,3169 0,6826	0,6771	0,6910
		0,3269 0,6726	0,6152	0,6693
		0,3669 0,6326	0,5963	0,6688

Se elige la estructura de control con relación R/F para todas las columnas presentes en el primer sistema de separación.



CONTROL DEL PROCESO

Tabla 13

Efectos del cambio de composición en las relaciones R/F y RR para el segundo sistema de separación.

Número de columna	Corriente	Composición	R/F	RR
COLUMNA1 (acetol / 1,2-propilenglicol)	S5	0,2369	0,1708	0,7179
		0,2307		
		0,2419	0,1659	0,6972
		0,2257		
		0,2569	0,1612	0,6774
		0,2107		
COLUMNA2 (1,2-propilenglicol / ácido láctico)	S7	0,3024	0,8056	2,6492
		0,2208		
		0,3074	0,6196	2,0375
		0,2150		
		0,3224	0,5886	1,9360
		0,2008		
COLUMNA3 (ácido láctico / glicerol)	S9	0,3171	0,2346	0,7389
		0,6829		
		0,3221	0,2178	0,6861
		0,6779		
		0,3371	0,2159	0,6799
		0,6629		



Para las tres columnas de este último sistema de separación se aplica la estructura de control con relación R/F.

CONTROL DEL PROCESO

Etapas de control de temperatura.

Tabla 14

Etapas de control de temperatura elegidas para el primer sistema de separación.

Columnas	Etapas de control
COLUMNA1	27
COLUMNA2	18
COLUMNA3	12
COLUMNA4	14

Tabla 15

Etapas de control de temperatura elegidas para el segundo sistema de separación.

Columnas	Etapas de control
COLUMNA1	18
COLUMNA2	12
COLUMNA3	14

CONTROL DEL PROCESO

Parámetros de sintonización para controladores de temperatura.

Tabla 16

Parámetros de sintonización para los controladores de temperatura del primer proceso de separación.

Controlador	Valores L y T	Parámetros
TC1	L= 1 min	$K_p= 19,2$
	T= 16 min	$T_i= 2$ min
		$T_d= 0,5$ min
TC2	L= 1,5 min	$K_p= 17,2$
	T= 21,5 min	$T_i= 3$ min
		$T_d= 0,75$ min
TC3	L= 4 min	$K_p= 12,6$
	T= 42 min	$T_i= 8$ min
		$T_d= 2$ min
TC4	L= 2 min	$K_p= 7,2$
	T= 12 min	$T_i= 4$ min
		$T_d= 1$ min

Tabla 17

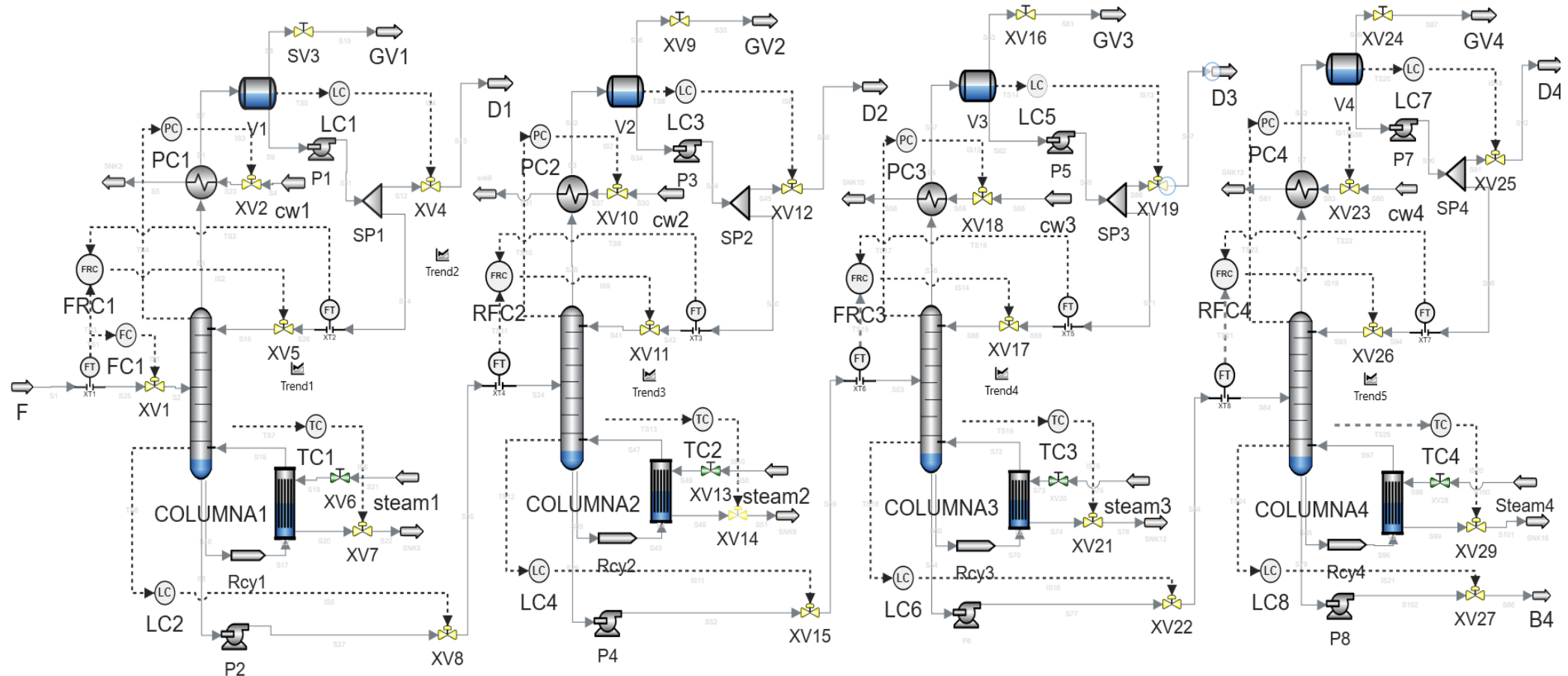
Parámetros de sintonización para los controladores de temperatura del segundo proceso de separación.

Controlador	Valores L y T	Parámetros
TC1	L= 3 min	$K_p= 8$
	T= 20 min	$T_i= 6$ min
		$T_d= 1,5$ min
TC2	L= 5 min	$K_p= 6,72$
	T= 28 min	$T_i= 10$ min
		$T_d= 2,5$ min
TC3	L= 2 min	$K_p= 7,8$
	T= 13 min	$T_i= 4$ min
		$T_d= 1$ min

ESTRUCTURA DE CONTROL DE TODA LA PLANTA

Figura 14

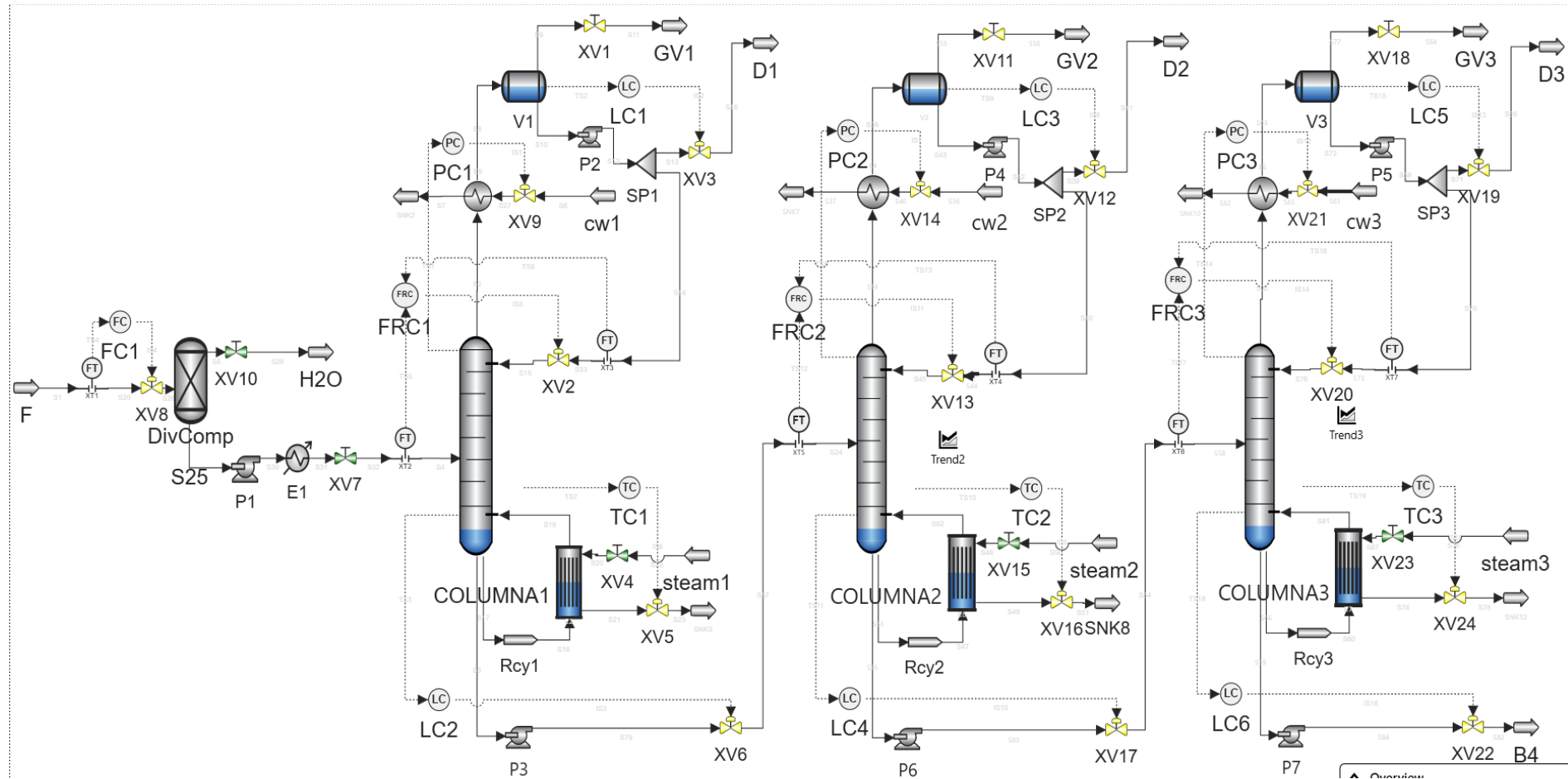
Estructura de control para el primer sistema de separación.



ESTRUCTURA DE CONTROL DE TODA LA PLANTA

Figura 15

Estructura de control para el segundo sistema de separación.



ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de flujo en la alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h en el primer proceso de separación.

Figura 16

Pureza de productos del primer proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal.

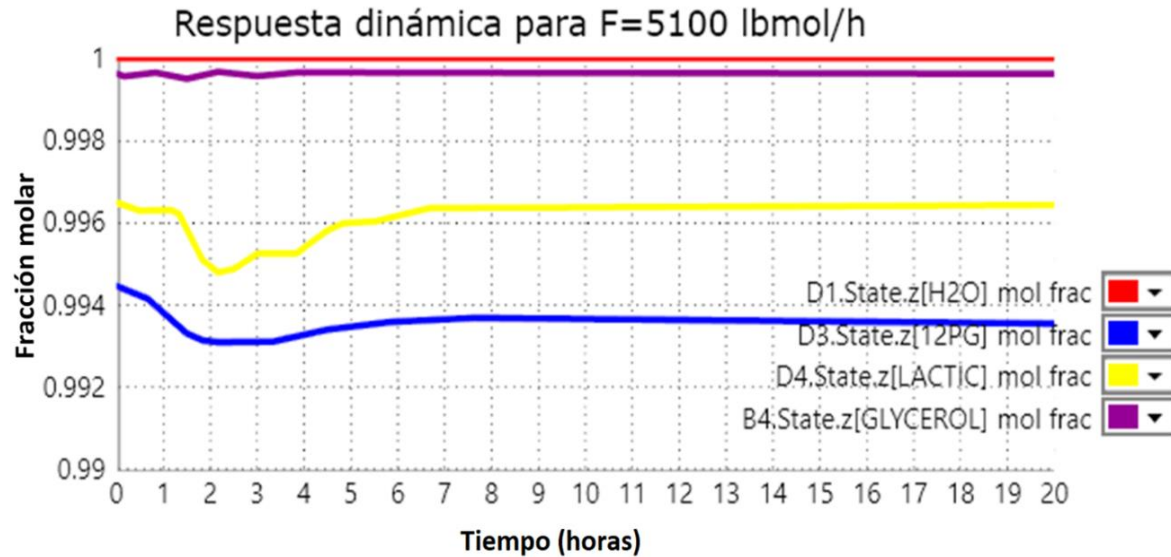
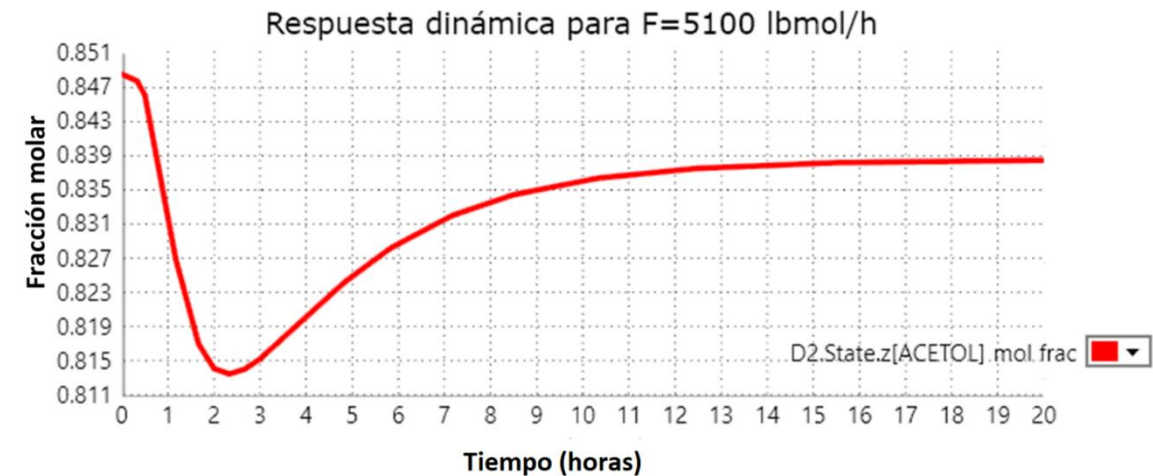


Figura 17

Pureza del acetol al incrementar el flujo de alimentación principal.



El análisis de respuesta a la perturbación se da en un tiempo total de 20 horas.

ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de flujo en la alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h en el primer proceso de separación.

Tabla 18

Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después del incremento de flujo, usando un periodo de estabilización de 20 horas.

Especie química	Corriente	Sin perturbación		Con perturbación	
		Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
Agua	S13	0,999	4868,65	0,999	4965,64
Acetol	S46	0,848	29,50	0,838	30,06
1,2 – propilenglicol	S67	0,994	28,71	0,993	29,30
Ácido láctico	S92	0,996	20,95	0,996	21,37
Glicerol	S102	0,999	45,14	0,999	46,04

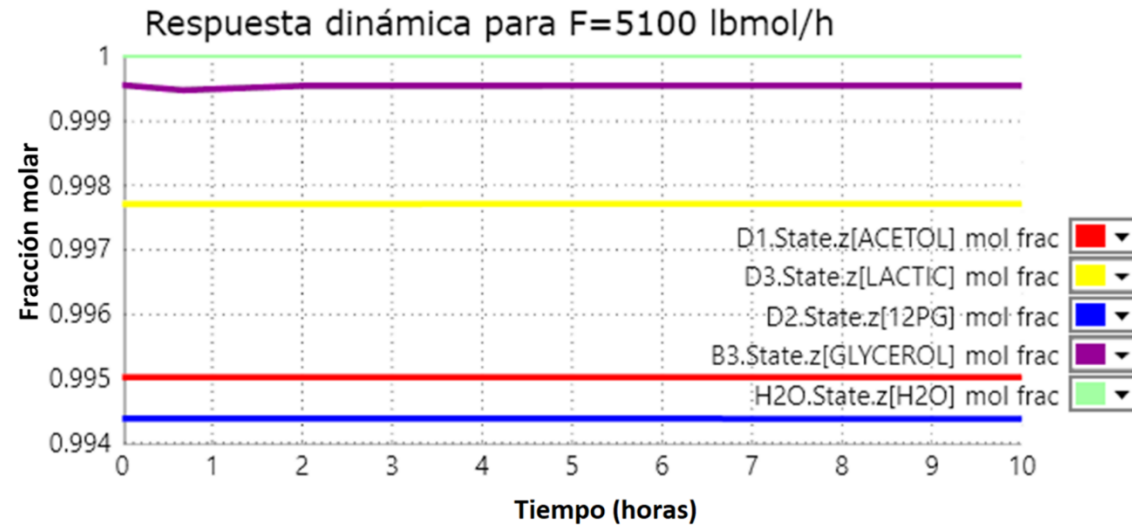
Nota. En la Figura 14 se presenta el diagrama correspondiente a este sistema de separación.

ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de flujo en la alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h en el segundo proceso de separación.

Figura 19

Pureza de productos del primer proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal.



El análisis de respuesta a la perturbación se da en un tiempo total de 10 horas.

ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de composición del agua en la alimentación de 97,5 A 96,97%.

Tabla 20

Cambio de composición en la alimentación (S1).

Compuesto	Valores iniciales		Valores modificados	
	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
Agua	0,9750	4875,23	0,9697	4848,76
Ciclopentanona ^a	2,4E-05	0,12	2,9E-05	0,14
Acetol	0,006	29,57	0,007	35,84
1,2 – propilenglicol	0,006	28,78	0,0069	34,89
1,2 – butanodiol ^b	2,2E-05	0,11	2,7E-05	0,134
Ácido láctico	0,004	21,001	0,0051	25,46
Glicerol	0,01	45,18	0,011	54,77

Nota. Se cambian las composiciones de las especies químicas manteniéndose el flujo molar de 5000 lbmol/h.

ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de composición del agua en la alimentación de 97,5 A 96,97%, para el primer sistema de separación.

Figura 19

Respuesta dinámica del primer proceso de separación al cambiar la composición en la alimentación principal.

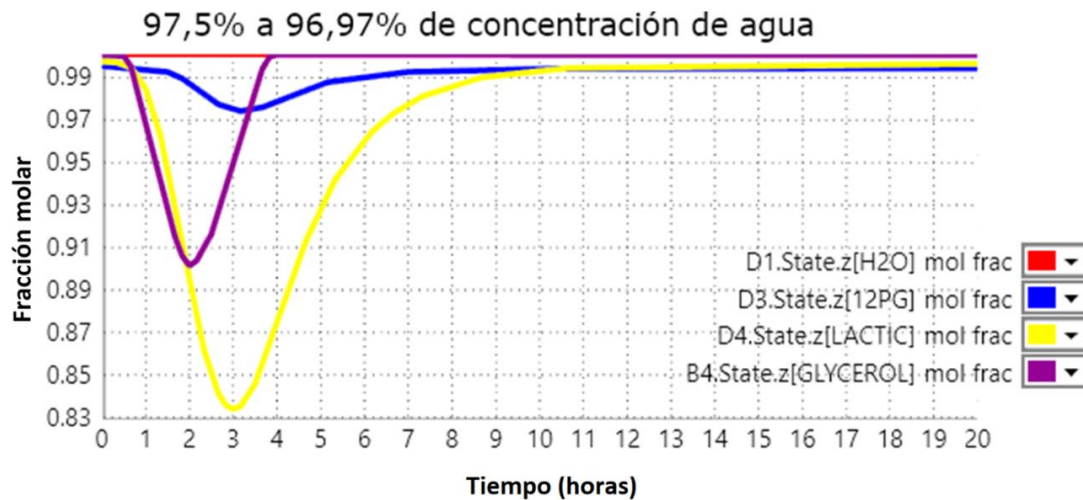
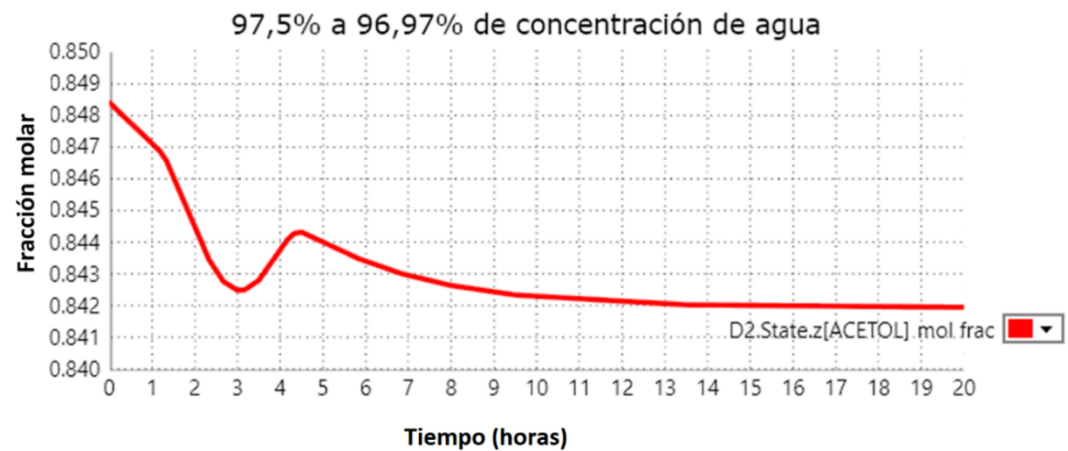


Figura 20

Pureza del acetol al cambiar la composición en la alimentación principal.



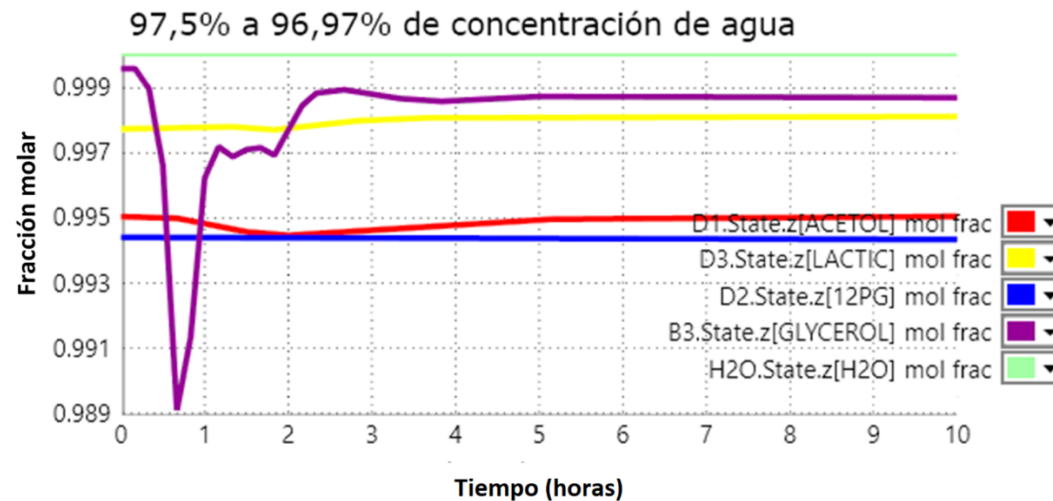
El análisis de respuesta a la perturbación se da en un tiempo total de 20 horas.

ANÁLISIS DE RENDIMIENTO DINÁMICO

Perturbación: Cambio de composición del agua en la alimentación de 97,5 A 96,97%, para el segundo sistema de separación.

Figura 21

Respuesta dinámica para el segundo proceso de separación.



El análisis de respuesta a la perturbación se da en un tiempo total de 10 horas.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- Por medio del análisis de grados de libertad se determinó que se deben de controlar y manipular 5 variables en una columna de destilación binaria, que son las mismas para una mezcla multicomponente. La estructura de control de un solo extremo se implementó en este trabajo por ser una estrategia usada para sistemas de destilación binaria o multicomponente. Además, esta última estructura controla y manipula las 5 variables indicadas por el análisis de grados de libertad mencionado previamente.
- La estructura de control de un solo extremo se instaló en todas las columnas del primer y segundo sistemas de separación, controlando la presión de la primera etapa de la columna, el nivel del tanque de reflujo, el nivel de la columna, la temperatura de la etapa más sensible a cambios en la entrada de calor al hervidor y la relación de reflujo-alimentación R/F.
- En el programa SimCentral se simularon los procesos de separación reportados por Freire (2021) utilizando las mismas condiciones de operación reportadas por la autora. En primera instancia, se desarrolló una simulación con columnas en diseño conceptual para luego migrar a un diseño detallado. Este último enfoque permite un estudio riguroso en el análisis dinámico.
- El criterio de sensibilidad proporciona la detección efectiva de cambios de temperatura por etapa por lo que es el método más conveniente para la selección de la etapa de control de temperatura y el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols resulta eficaz para sintonizar los controladores de temperatura en el programa SimCentral.

CONCLUSIONES

- Los valores de los parámetros de sintonización determinados para los controladores PID de temperatura por el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols indican un tiempo de retardo L bajo, generando un alto valor en la acción proporcional y un valor pequeño en la acción derivativa. Por otra parte, atribuido al mantenimiento de los valores de la fracción molar de casi todos los productos obtenidos en los dos sistemas de separación, después de aplicar una perturbación de flujo o de composición en la alimentación, se puede concluir que los parámetros del controlador determinados por el método curva de reacción permiten controlar efectivamente la temperatura.
- Aplicando una perturbación de flujo o de composición en la alimentación al primer proceso de separación se verificó que la estructura de control de un solo extremo instalado en la columna que receipta la alimentación no consigue separar el agua en su valor especificado y afecta la composición del acetol en la columna que receipta el correspondiente fondo, mientras que la fracción molar en los productos 1,2-propilenglicol, ácido láctico, y glicerol en el mismo proceso se mantienen cercanos a los valores de diseño.
- Para las mismas perturbaciones de la alimentación aplicadas al primer sistema de separación, la estructura de control de un solo extremo instalada en las columnas provee un control efectivo de la fracción molar de los productos obtenidos en el segundo proceso de separación del reformado del glicerol en fase líquida.

RECOMENDACIONES

- Instalar un controlador de composición en cascada sobre el controlador de temperatura, o instalar una estructura de control de temperatura dial en la columna que receipta la alimentación en el primer sistema de separación para cumplir con la correspondiente separación de agua de diseño.
- Usar una estrategia de sintonización de un controlador diferente, específicamente el Auto Tuning Variation (ATV).
- Evaluar el sistema de control por medio de otras perturbaciones como el cambio de presión o temperatura en la alimentación principal.
- Determinar las etapas de control de temperatura con el criterio de análisis de descomposición de valores singulares (SVD) y analizar la correspondiente efectividad comparándola con los criterios presentados en este trabajo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AVEVA. (2020a). *C1 - Water Methanol Separation*. Retrieved January 1, 2022 from <https://sw.aveva.com/>.

Chaves, I. D. G., López, J. R. G., Zapata, J. L. G., Robayo, A. L., & Niño, G. R. (2016). *Process analysis and simulation in chemical engineering* (1st ed.). Springer.

Freire, D. (2021). *Separación de especies químicas del reformado de glicerol, empleando el software de simulación PRO II*. [Investigación de campo, Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE]. Repositorio Institucional.

Luyben, W. L. (2013). *Distillation design and control using Aspen simulation* (2nd ed.). John Wiley & Sons.

Luyben, W. L., Tyréus, B. D., & Luyben, M. L. (1999). *Plantwide process control* (1st ed.). McGraw-Hill Professional Publishing.

Peng, Y., Zhu, J., Dang, L., & Wei, H. (2019). Plantwide control structure design of a complex hydrogenation process with four recycle streams. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 97, 24-46. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2019.01.032>.

Seider, W. D., Seader, J. D., & Lewin, D. R. (2009). *Process design principles: synthesis, analysis, and evaluation* (3rd ed.). John Wiley & Sons.

Merino, M. J. M., Lino, E. A. M., Ortiz, M. M., Gordillo, F. B., Álvarez, R. A., & Calderon, F. E. J. (2017). *Elementos básicos del control de procesos* (1ra ed.). 3Ciencias.

**GRACIAS POR SU
ATENCIÓN**