



**Simulación dinámica y control del proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, empleando el software SimCentral.**

Agualema Valdez, Alex Edmundo

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Ingeniería en Petroquímica

Trabajo de titulación, previo a la obtención del título de Ingeniería en Petroquímica

Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc.

13 de febrero del 2022

Latacunga



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETROQUÍMICA

CERTIFICACIÓN

Certifico que el trabajo de titulación, “**Simulación dinámica y control del proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, empleando el software SimCentral**” fue realizado por el señor **Agualema Valdez, Alex Edmundo** el cual ha sido revisado y analizado en su totalidad por la herramienta de verificación de similitud de contenido; por lo tanto cumple con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, razón por la cual me permito acreditar y autorizar para que lo sustente públicamente.

Latacunga, febrero del 2022



Firmado electrónicamente por:  
**PABLO VINICIO  
TUZA ALVARADO**

.....  
**Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc.**

C. C.: 1104063241

## REPORTE DE VERIFICACIÓN DE CONTENIDO

TESIS\_AGUALEMA\_ALEX.pdf

Scanned on: 3:3 February 14, 2022 UTC



Overall Similarity Score



Results Found



Total Words in Text

Identical Words	107
Words with Minor Changes	34
Paraphrased Words	63
Ommited Words	0



© 2022 CYPYLEAKS.COM  
PABLO VINICIO  
TUZA ALVARADO



Website | Education | Businesses



**DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA**

**CARRERA DE INGENIERÍA EN PETROQUÍMICA**

**RESPONSABILIDAD DE AUTORÍA**

Yo, **Agualema Valdez , Alex Edmundo**, con cédula de ciudadanía N° 0350107462, declaro que el contenido, ideas y criterios del trabajo de titulación: **“Simulación dinámica y control del proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, empleando el software SimCentral”** es de mi autoría y responsabilidad, cumpliendo con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos, y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, respetando los derechos intelectuales de terceros y referenciando las citas bibliográficas.

Latacunga, febrero del 2022



**Agualema Valdez, Alex Edmundo**

C.C.: 0350107462



**DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA**  
**CARRERA DE INGENIERÍA EN PETROQUÍMICA**

**AUTORIZACIÓN DE PUBLICACIÓN**

Yo **Agualema Valdez, Alex Edmundo**, con cédula de ciudadanía N° 0350107462, autorizo a la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE publicar el trabajo de titulación: **“Simulación dinámica y control del proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, empleando el software SimCentral”** en el Repositorio Institucional, cuyo contenido, ideas y criterios son de mi responsabilidad.

Latacunga, febrero del 2022

**Agualema Valdez, Alex Edmundo**

C.C.: 0350107462

## **Dedicatoria**

El presente trabajo se lo dedico a mis queridos padres Dolores Valdez y Lorenzo Agualema, por brindarme su apoyo incondicional en todas las etapas de mi vida profesional.

## **Agradecimientos**

A mis padres quienes me han apoyado en todo momento. Su constante esfuerzo, trabajo, sacrificio, y apoyo incondicional me han permitido cumplir este objetivo que aspire en alcanzar toda mi vida.

A mis hermanos, Edison y Darwin, por acompañarme en mi niñez y adolescencia, por compartir y brindarme momentos especiales e inolvidables, por apoyarme siempre en mis decisiones.

A mi tutor, Dr. Pablo Tuza, por brindarme la oportunidad de estar bajo su tutela en el desarrollo de este trabajo, gracias por su dedicación y compromiso, de usted aprendí más de lo que esperaba.

A mis amigos y amigas, por su sincera y leal amistad.

Infinitas gracias a todos.

## Tabla de contenidos

Carátula.....	1
Certificación.....	2
Reporte de verificación de contenido .....	3
Responsabilidad de autoría.....	4
Autorización de publicación .....	5
Dedicatoria.....	6
Agradecimientos .....	7
Índice de tablas .....	13
Índice de figuras.....	16
Resumen .....	20
Abstract.....	21
Introducción.....	22
Antecedentes .....	22
Planteamiento del problema .....	26
Justificación e importancia .....	27
Objetivos .....	29
<i>Objetivo general</i> .....	29
<i>Objetivos específicos</i> .....	29
Variables de investigación .....	29
<i>Variables independientes</i> .....	29
<i>Variables dependientes</i> .....	30
Fundamentación Teórica .....	31
Reformado en fase acuosa de glicerol.....	31
Separación de especies químicas del reformado de glicerol .....	32

<i>Primer sistema de separación</i> .....	32
<i>Segundo sistema de separación</i> .....	33
Control de procesos .....	34
<i>Términos y definiciones importantes del control de procesos</i> .....	35
Variables.....	35
<i>Estrategias de control</i> .....	36
Control por retroalimentación (feedback).....	36
Control por acción precalculada (feedforward).....	37
Control feedforward con compensación por retroalimentación.....	38
Control en lazo cerrado y lazo abierto .....	39
<i>Elementos de un sistema de control</i> .....	40
<i>Controladores</i> .....	42
Operación auto/manual del controlador .....	42
Acción del controlador .....	42
Controladores PID .....	44
<i>Señal de un controlador</i> .....	45
<i>Control proporcional</i> .....	47
<i>Control proporcional-integral (PI)</i> .....	48
<i>Control proporcional-integral-derivativo (PID)</i> .....	50
Método de sintonización Ziegler-Nichols para controladores PID.....	52
<i>Método 1 (Lazo Abierto)</i> .....	52
<i>Método 2 (Lazo cerrado)</i> .....	54
<i>Diseño de control de toda la planta</i> .....	55

<b><i>Estructura de control para columnas de destilación por análisis de grados de libertad .....</i></b>	<b>58</b>
Variables del sistema de destilación .....	59
Ecuaciones del sistema de destilación .....	59
Variables definidas externamente en el sistema de destilación.....	60
Cálculo del número de variables manipuladas.....	60
<b><i>Estructura de control de un solo extremo para columnas de destilación .....</i></b>	<b>61</b>
Selección de etapa de control para la temperatura .....	62
<i>Criterio de pendiente .....</i>	<i>63</i>
<i>Criterio de sensibilidad.....</i>	<i>64</i>
Software SimCentral .....	64
<i>Partes que conforman SimCentral .....</i>	<i>65</i>
<i>Simulación de una columna de destilación en SimCentral .....</i>	<i>70</i>
Ingeniería conceptual .....	70
Ingeniería de detalle .....	71
Metodología de Desarrollo de Proyecto .....	73
Simulación en SimCentral en estado estacionario o modo Process .....	75
<i>Creación de una nueva simulación.....</i>	<i>75</i>
<i>Selección de unidades de medida .....</i>	<i>76</i>
<i>Selección de los componentes .....</i>	<i>78</i>
<i>Selección del paquete termodinámico.....</i>	<i>79</i>
<i>Simulación de los sistemas de separación presentado por Freire (2021) en diseño conceptual.....</i>	<i>80</i>
Pasos para realizar una simulación en modo conceptual .....	81

Primer sistema de separación en diseño conceptual .....	85
Segundo sistema de separación en diseño conceptual .....	87
<i>Simulación de los sistemas de separación presentado por Freire (2021) en diseño de ingeniería detallada .....</i>	<i>91</i>
Pasos para realizar una simulación extendida en diseño de ingeniería de detalle .....	91
<b>Control del proceso.....</b>	<b>96</b>
Equipos requeridos para la simulación dinámica impulsada por presión... ..	97
<i>Válvulas de control .....</i>	<i>97</i>
<i>Bombas.... ..</i>	<i>99</i>
Dimensionamiento de equipos .....	101
Procedimiento para seleccionar la estructura de control de relación de reflujo/alimentación (R/F) o relación de reflujo (RR).....	103
Procedimiento para seleccionar la etapa de control para la temperatura .....	105
Procedimiento para sintonizar los controladores PID .....	106
<i>Ajuste de parámetros para el control de niveles,     presiones y flujos presentes en las columnas de     destilación .....</i>	<i>106</i>
<i>Ajustes de parámetros para el control temperatura     presente en las columnas de destilación .....</i>	<i>106</i>
Análisis dinámico de la estructura de control .....	107
<b>Análisis y Discusión de Resultados.....</b>	<b>108</b>

<b>Resultados para la simulación en diseño conceptual de los sistemas de separación de Freire (2021)</b> .....	108
<b>Resultados de la simulación en diseño de ingeniería de detalle para los sistemas de separación de Freire (2021)</b> .....	115
<b>Análisis de desempeño para las relaciones de reflujo-alimentación (R/F) y relación de reflujo (RR) en las columnas</b> .....	123
<b>Estructura de control para toda la planta</b> .....	126
<i>Estructura de control para el primer sistema</i> .....	126
<i>Estructura de control para el segundo sistema</i> .....	127
<b>Selección de la etapa de control de temperatura</b> .....	131
<i>Selección de la etapa de control para la COLUMNA2 del primer sistema de separación</i> .....	132
<i>Selección de la etapa de control para la COLUMNA3 del primer sistema de separación</i> .....	134
<b>Sintonización de los controladores de temperatura</b> .....	136
<b>Análisis dinámico del sistema de control</b> .....	138
<i>Incremento del flujo de alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h</i> .....	139
<i>Primer proceso de separación</i> .....	139
<b>Conclusiones y Recomendaciones</b> .....	153
<b>Conclusiones</b> .....	153
<b>Recomendaciones</b> .....	155
<b>Bibliografía</b> .....	156
<b>Anexos</b> .....	160

## Índice de tablas

<b>Tabla 1.</b> <i>Efecto de las ganancias sobre la respuesta de salida en un controlador.</i> .....	47
<b>Tabla 2.</b> <i>Parámetros del controlador para el primer método de Zieguel-Nichols.</i> .....	53
<b>Tabla 3.</b> <i>Parámetros del controlador para el segundo método de Zieguel-Nichols.</i> .....	55
<b>Tabla 4.</b> <i>Descripción de los modos de simulación.</i> .....	65
<b>Tabla 5.</b> <i>Composición de los componentes en la alimentación.</i> .....	79
<b>Tabla 6.</b> <i>Especificaciones de un condensador interno.</i> .....	83
<b>Tabla 7.</b> <i>Especificaciones de composición deseada en el destilado.</i> .....	85
<b>Tabla 8.</b> <i>Condiciones de operación para el primer sistema de separación en diseño conceptual.</i> .....	86
<b>Tabla 9.</b> <i>Condiciones de operación para el divisor de componente (DivComp) usado en el segundo sistema de separación.</i> .....	88
<b>Tabla 10.</b> <i>Condiciones de operación para la bomba y el intercambiador de calor usado en el segundo sistema de separación.</i> .....	89
<b>Tabla 11.</b> <i>Condiciones de operación para las columnas en diseño conceptual utilizadas en el segundo sistema de separación.</i> .....	90
<b>Tabla 12.</b> <i>Condiciones de operación de las válvulas presentes en una columna en ingeniería detallada.</i> .....	99
<b>Tabla 13.</b> <i>Condiciones de operación de las bombas presentes en una columna en ingeniería detallada.</i> .....	100
<b>Tabla 14.</b> <i>Ejemplo de análisis de sensibilidad de la composición de la alimentación.</i> ..	104
<b>Tabla 15.</b> <i>Flujos molares para cada especie química en el primer proceso de separación.</i> .....	111
<b>Tabla 16.</b> <i>Fracción molar de cada especie química en las corrientes del primer proceso de separación en diseño conceptual.</i> .....	112

<b>Tabla 17.</b> <i>Flujos molares para cada especie química en el segundo proceso de separación en diseño conceptual.</i> .....	113
<b>Tabla 18.</b> <i>Fracción molar de cada especie química en las corrientes del segundo proceso de separación en diseño conceptual.</i> .....	114
<b>Tabla 19.</b> <i>Flujos molares para cada especie química en el primer proceso de separación en diseño de ingeniería detallada.</i> .....	118
<b>Tabla 20.</b> <i>Fracción molar de cada especie química en las corrientes del primer proceso.</i> .....	119
<b>Tabla 21.</b> <i>Flujos molares para cada especie química en el segundo proceso de separación en diseño de ingeniería detallada.</i> .....	120
<b>Tabla 22.</b> <i>Fracción molar de cada especie química en las corrientes del segundo proceso.</i> .....	121
<b>Tabla 23.</b> <i>Flujo molar de cada especie química que sale de las corrientes de gas ventilado para los tambores flash del primer proceso de separación.</i> .....	122
<b>Tabla 24.</b> <i>Flujo molar de cada especie química que sale en las corrientes de gas ventilado para los tambores flash del segundo proceso de separación.</i> .....	123
<b>Tabla 25.</b> <i>Efectos del cambio de composición en las relaciones R/F y RR para el primer sistema de separación.</i> .....	124
<b>Tabla 26.</b> <i>Efectos del cambio de composición en las relaciones R/F y RR para el segundo sistema de separación.</i> .....	125
<b>Tabla 27.</b> <i>Etapas de control de temperatura elegidas para el primer sistema de separación.</i> .....	131
<b>Tabla 28.</b> <i>Etapas de control de temperatura elegidas para el segundo sistema de separación.</i> .....	131
<b>Tabla 29.</b> <i>Parámetros de sintonización para los controladores de temperatura del primer proceso de separación.</i> .....	137

<b>Tabla 30.</b> <i>Parámetros de sintonización para los controladores de temperatura del segundo proceso de separación. ....</i>	138
<b>Tabla 31.</b> <i>Incremento de flujo en la alimentación (S1). ....</i>	139
<b>Tabla 32.</b> <i>Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después del incremento de flujo, usando un periodo de estabilización de 20 horas. ....</i>	141
<b>Tabla 33.</b> <i>Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después de del incremento de flujo, usando un periodo de estabilización de 10 horas. ....</i>	143
<b>Tabla 34.</b> <i>Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después de la disminución de flujo, usando un periodo de estabilización de 20 horas. ....</i>	145
<b>Tabla 35.</b> <i>Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después de la disminución de flujo, usando un periodo de estabilización de 10 horas. ....</i>	146
<b>Tabla 36.</b> <i>Cambio de composición en la alimentación (S1). ....</i>	147
<b>Tabla 37.</b> <i>Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después del cambio de la fracción molar en la alimentación, usando un periodo de estabilización de 20 horas. ....</i>	149
<b>Tabla 38.</b> <i>Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después del cambio de la fracción molar en la alimentación, usando un periodo de estabilización de 10 horas. ....</i>	150

## Índice de figuras

<b>Figura 1.</b> Estructura de control para la sección de columnas en la producción de cumeno.....	24
<b>Figura 2.</b> Primer sistema de separación de especies químicas del reformado de glicerol.....	33
<b>Figura 3.</b> Segundo sistema de separación de especies químicas del reformado de glicerol.....	34
<b>Figura 4.</b> Estrategia de control por retroalimentación.....	37
<b>Figura 5.</b> Estrategia de control feedforward.....	38
<b>Figura 6.</b> Estrategia de control combinada.....	39
<b>Figura 7.</b> Control en lazo abierto.....	40
<b>Figura 8.</b> Control en lazo cerrado.....	40
<b>Figura 9.</b> Hardware para un sistema de control.....	41
<b>Figura 10.</b> Controlador de acción inversa.....	43
<b>Figura 11.</b> Controlador de acción directa.....	44
<b>Figura 12.</b> Algoritmo de controlador PID.....	45
<b>Figura 13.</b> Respuesta de salida de un controlador.....	46
<b>Figura 14.</b> Acción integral en un sistema de control.....	49
<b>Figura 15.</b> Acción derivativa en un sistema de control.....	51
<b>Figura 16.</b> Respuesta de un controlador en operación manual.....	53
<b>Figura 17.</b> Respuesta de un controlador en operación automática.....	54
<b>Figura 18.</b> Estrategia de control de una columna de destilación de un solo extremo.....	62
<b>Figura 19.</b> Perfil de temperatura para una columna de destilación.....	63
<b>Figura 20.</b> Modos de simulación en SimCentral.....	65
<b>Figura 21.</b> Ventana Main Flowsheet en SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020b).....	67

<b>Figura 22.</b> <i>Métodos termodinámicos en SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020b)....</i>	68
<b>Figura 23.</b> <i>Ventana de selección de componentes.....</i>	69
<b>Figura 24.</b> <i>Ventana de selección de equipos. ....</i>	70
<b>Figura 25.</b> <i>Modo conceptual para una columna de destilación.....</i>	71
<b>Figura 26.</b> <i>Modelo de ingeniería detallada para una columna de destilación. ....</i>	72
<b>Figura 27.</b> <i>Creación de una nueva simulación en SimCentral.....</i>	75
<b>Figura 28.</b> <i>Cambio de nombre de la simulación en SimCentral.....</i>	76
<b>Figura 29.</b> <i>Selección del sistema de unidades en SimCentral.....</i>	77
<b>Figura 30.</b> <i>Modificación de las unidades para el sistema US Refining. ....</i>	77
<b>Figura 31.</b> <i>Selección de los componentes y especificación de la composición en la alimentación. ....</i>	78
<b>Figura 32.</b> <i>Selección del paquete termodinámico. ....</i>	80
<b>Figura 33.</b> <i>Configuración de parámetros para una columna en diseño conceptual. ....</i>	81
<b>Figura 34.</b> <i>Selección de los iconos de columna (Column) y fuente (Source).....</i>	82
<b>Figura 35.</b> <i>Especificación de la presión del tope de la torre y la caída de presión por etapa. ....</i>	84
<b>Figura 36.</b> <i>Equipos disponibles en SimCentral.....</i>	87
<b>Figura 37.</b> <i>Configuración de parámetros para una columna en diseño detallado. ....</i>	92
<b>Figura 38.</b> <i>Sistema de destilación en diseño de ingeniería detallada. ....</i>	93
<b>Figura 39.</b> <i>Sistema de destilación en diseño de ingeniería detallada. ....</i>	98
<b>Figura 40.</b> <i>Configuración de los parámetros para el modelo Rcy1. ....</i>	101
<b>Figura 41.</b> <i>Configuración de los parámetros de dimensionamiento para las columnas. .....</i>	102
<b>Figura 42.</b> <i>Configuración de los parámetros para el tambor de reflujo. ....</i>	103
<b>Figura 43.</b> <i>Diseño conceptual para el primer sistema de separación. ....</i>	109
<b>Figura 44.</b> <i>Diseño conceptual para el segundo sistema de separación.....</i>	110

<b>Figura 45.</b> <i>Simulación del primer sistema de separación en diseño de ingeniería detallada.</i> .....	116
<b>Figura 46.</b> <i>Simulación del segundo sistema de separación en diseño de ingeniería detallada.</i> .....	117
<b>Figura 47.</b> <i>Estructura de control para el primer sistema de separación.</i> .....	129
<b>Figura 48.</b> <i>Estructura de control para el segundo sistema de separación.</i> .....	130
<b>Figura 49.</b> <i>Método de la pendiente para determinar la etapa de control de temperatura.</i> .....	132
<b>Figura 50.</b> <i>Método de sensibilidad para determinar la etapa de control de temperatura.</i> .....	133
<b>Figura 51.</b> <i>Método de la pendiente para determinar la etapa de control de temperatura.</i> .....	134
<b>Figura 52.</b> <i>Método de sensibilidad para determinar la etapa de control de temperatura.</i> .....	135
<b>Figura 53.</b> <i>Curva de reacción de un controlador de temperatura.</i> .....	136
<b>Figura 54.</b> <i>Pureza de productos del primer proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal.</i> .....	140
<b>Figura 55.</b> <i>Pureza del acetol al incrementar el flujo de alimentación principal.</i> .....	140
<b>Figura 56.</b> <i>Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal.</i> .....	142
<b>Figura 57.</b> <i>Respuesta dinámica del primer proceso de separación al disminuir el flujo de alimentación principal.</i> .....	144
<b>Figura 58.</b> <i>Pureza del acetol al disminuir el flujo de alimentación principal.</i> .....	144
<b>Figura 59.</b> <i>Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al disminuir el flujo de alimentación principal.</i> .....	146

- Figura 60.** *Respuesta dinámica del primer proceso de separación al cambiar la composición en la alimentación principal..... 148*
- Figura 61.** *Pureza del acetol al cambiar la composición en la alimentación principal. . 148*
- Figura 62.** *Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal..... 150*

## Resumen

En el presente trabajo se simuló el control automático de dos procesos de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol, en los que se separan agua, acetol, 1,2 – propilenglicol, 1,2 – butanodiol, ácido láctico y glicerol en el programa SimCentral versión 5.0. El primer proceso de separación consta de cuatro columnas de destilación en serie y el segundo proceso de separación se compone de un separador de agua seguido de tres columnas de destilación en serie. Primero, los procesos de separación se simulan en estado estacionario con columnas en diseño conceptual. Seguidamente, se migra al diseño de ingeniería de detalle. Sobre la simulación en diseño de ingeniería detallada se establecen las estructuras de control de un solo extremo. Las etapas de control de temperatura se determinaron aplicando el criterio de pendiente y sensibilidad mientras que los parámetros de sintonización para los controladores de temperatura se determinaron usando el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols. Los otros controladores se sintonizaron aplicando Heurísticas. Finalmente, se analiza el rendimiento de la estrategia de control ante perturbaciones, específicamente el cambio de composición o el flujo molar en la alimentación. Los resultados indican que la estrategia de control implementada en el segundo proceso de separación proporciona control efectivo de la fracción molar de los productos. En el primer proceso de separación, a pesar de que la estructura de control de un solo extremo no controla la fracción molar del agua y del acetol, la fracción molar de los otros productos mantienen su valor previo a la ocurrencia de las perturbaciones.

Palabras clave:

- **COLUMNAS DE DESTILACIÓN**
- **CONTROL DE UN SOLO EXTREMO**
- **CONTROLADORES PID**

## **Abstract**

In the present work, the automatic control of two separation processes of chemical species from aqueous phase reforming of glycerol was simulated using the SimCentral program, version 5.0. The chemical species are water, acetol, 1,2-propylene glycol, 1,2-butanediol, lactic acid, and glycerol. The first separation process consists of four distillation columns in series, and the second separation process is composed of a crystallizer followed by three distillation columns in series. Regarding the simulation, the separation processes are simulated in steady state in with columns in conceptual design. Then, the detailed engineering design is applied. In the detailed engineering design simulation, single-end control structures were implemented for each column. The temperature control steps are determined by applying the slope and sensitivity criteria, and the parameters for the temperature controllers were determined using the Ziegler and Nichols reaction curve method. The other controllers are tuned by applying Heuristics. Finally, the performance of the control strategy against composition and molar flow disturbances in the feed is analyzed. The control strategy implemented in the second separation process effectively controls the product's molar fraction. In the first separation process, although the single-end control structure fails to control the water and acetol molar fraction, the others from the 1,2-propylene glycol, 1,2-butanediol, lactic acid, and glycerol are maintained at the same design value.

Key words:

- **DISTILLATION COLUMNS**
- **SINGLE-END CONTROL**
- **CONTROLLERS PID**

## Capítulo I

### 1. Introducción

#### 1.1 Antecedentes

Tuza et al. (2013) estudiaron el proceso de reformado de glicerol en fase acuosa. La reacción se llevó a cabo en un reactor discontinuo con catalizadores de Ni-Cu, a 250°C y 270 °C. La máxima conversión de glicerol se logró a 270°C y se detectaron los siguientes subproductos: ácido láctico, acetol, y propilenglicol. Además, se encontraron trazas de 1,2-butanodiol, ciclopentanona, 2,5-hexadiona y 4-hidroxi-3-hexanona.

En el trabajo de Freire (2021) se aplicó el método de velocidad marginal de vapor y se presentaron dos sistemas para la separación de siete especies químicas procedentes de una solución líquida producto del reformado de glicerol en fase acuosa. La simulación estacionaria de dichos procesos fue realizada en el software PRO/II, versión 10.2 (AVEVA, 2020b). El primer sistema de separación empleó una secuencia de cuatro columnas de destilación con un costo de \$848942,82. El segundo sistema de separación se conformó de un equipo de cristalización por enfriamiento que separa el agua, una bomba que eleva la presión, un intercambiador de calor, y tres columnas de destilación con precio de \$4739476,90. El análisis de costos demostró que es más económico emplear un tren de columnas de destilación en secuencia directa que separar el agua por cristalización con posterior separación mediante destilación. Cabe enfatizar que, por indisponibilidad de información en la literatura, el costo del cristizador correspondió a uno de tipo draft-tube-baffled, no correspondió a un cristizador por enfriamiento, el cuál es el adecuado para el segundo sistema de separación.

Skogestad (1997) realizó un estudio crítico del estado en el que se presenta la dinámica y el control de las columnas de destilación en la actualidad. Durante años se ha estudiado el comportamiento de la columna de destilación y sigue siendo un campo activo en la investigación. Con la aparición de la computadora en 1950, la investigación se centró hacia el desarrollo y la solución de modelos para simular el comportamiento dinámico y estacionario, y con ello el comportamiento de control. En dicho artículo se abordan problemas que se pueden aplicar a todas las columnas, por ejemplo, mezclas ideales y columnas de destilación simple. Además, los avances han permitido estudiar casos con configuraciones más complejas. Estos incluyen el comportamiento, control de columnas de destilación azeotrópica, y la posible dinámica compleja de mezclas no ideales, y de columnas con acoplamiento.

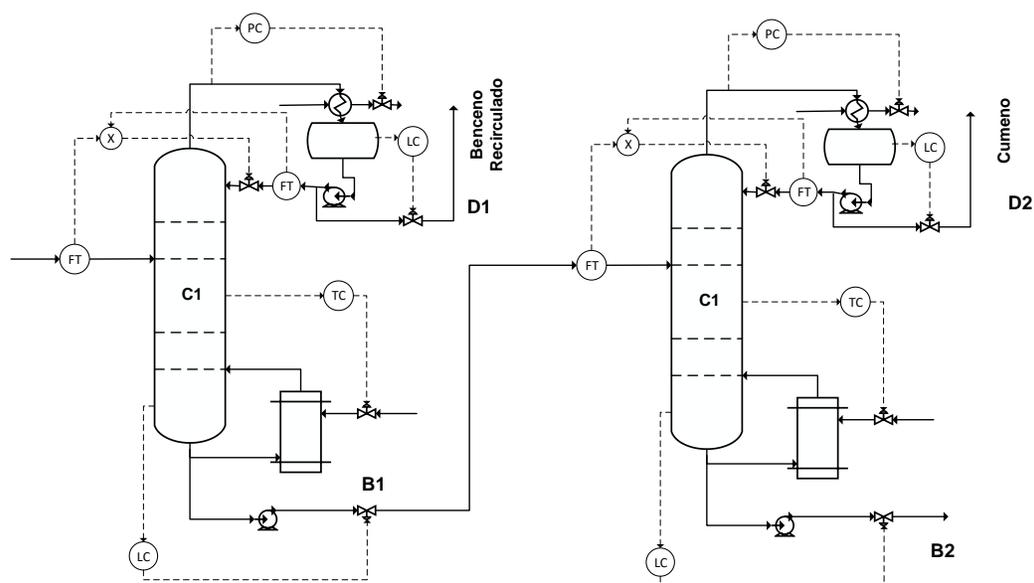
En el trabajo de Al-Arfaj y Luyben (2002) se investigó una variedad de estructuras de control para una columna de destilación reactiva de dos productos ideales, demostrando el impacto del diseño de la columna en la facilidad del control dinámico. El control de un solo extremo se puede utilizar si la zona de reacción de la columna tiene suficiente capacidad (retención o catalizador). Se puede manejar una amplia variedad de perturbaciones comunes y se están realizando estudios adicionales para desarrollar estructuras de control efectivas para una variedad de sistemas específicos de destilación reactiva. Existe un gran número de casos en base a la variedad de reacciones químicas, la cantidad de productos producidos, la cantidad de corrientes de alimentación, la presencia de componentes inertes en la alimentación, etc.

Luyben (2010) presenta la producción de cumeno a partir de benceno y propileno, el cual consta de un reactor tubular y dos columnas de destilación. Al reactor que opera en fase de vapor ingresa la alimentación líquida fresca y el

benceno proveniente del reciclo. Seguidamente el efluente del reactor ingresa a la primera columna de la cual se produce benceno en el destilado y es reciclado nuevamente al reactor. La segunda columna se encarga de separar cumeno deseado del p-diisopropilbenceno no deseado. La finalidad de este último estudio fue desarrollar un proceso económicamente óptimo y una estructura de control de toda la planta con la capacidad de contrarrestar perturbaciones en la velocidad de producción. La estructura de control presentada para la columna con el uso de controladores convencionales (Figura 1) proporciona un control dinámico efectivo, logrando mantener los productos cerca de sus valores especificados, luego de generar perturbaciones en la alimentación.

**Figura 1**

*Estructura de control para la sección de columnas en la producción de cumeno*



*Nota.* Estructura de control con convencionales. Adoptado de Luyben (2010).

Pathak (2011) realizó un estudio de comparación en el diseño económico óptimo y el control de toda la planta de dos procesos encargados de la producción de cumeno, el proceso convencional de alquilación en fase de vapor,

y la destilación reactiva, mostrando que el proceso por destilación reactiva es 47% más barato y atractivo que el proceso convencional. Las estructuras de control desarrolladas para toda la planta rechazan eficazmente las perturbaciones provocadas en el cambio de composición de los componentes en la alimentación. Además, se demuestra que el control inferencial de temperatura dual en la columna de destilación reactiva mantuvo la pureza del producto.

Iqbal y Ahmad (2018) presentan una estructura de control en el proceso de destilación extractiva para separar la mezcla azeotrópica THF-Agua usando un agente de arrastre el cual se seleccionó en función de criterios económicos. Al evaluar la estructura de control de toda la planta se determinó que la pureza se mantiene luego de someter al proceso a variaciones en el flujo o composición en la alimentación.

En el trabajo "Control of a Triple-Column Pressure-Swing Distillation Process" Luyben (2017) desarrolla varias estructuras de control con la capacidad de ofrecer control de toda la planta. Dichos sistemas se evalúan mediante simulación dinámica en Aspen Dynamics variando el flujo y la composición en la alimentación. El proceso estudiado tiene como fin separar por oscilación de presión una mezcla azeotrópica ternaria de acetonitrilo, metanol, y benceno en tres productos de alta pureza, siendo el destilado de la tercera columna reciclado nuevamente a la primera columna. Se alcanza un control eficaz en la calidad de producto al usar un controlador en cada columna para la temperatura. Además, la perturbación en el flujo de alimentación se contrarresta sin problemas, y se determina que el sistema es sensible a los cambios en la composición de benceno en la alimentación.

Peng et al. (2019) investigaron el desarrollo de estructuras de control de toda la planta de producción de etilenglicol a partir de la hidrogenación de oxalato de dimetilo en Aspen Dynamics. Este proceso consta típicamente de un reactor seguido por tres columnas de destilación para la separación de los productos. Además, se efectuaron tres estructuras de control: el control de temperatura de un solo extremo CS1, el control por cascada CS2, y el control de relación de retroalimentación CS3. Los resultados demostraron que la estructura de control CS3 proporciona un control eficaz en toda la planta.

## **1.2 Planteamiento del problema**

En la industria de procesamiento, existe un interés creciente por procesos debidamente estandarizados que garanticen la calidad del producto con el menor costo de producción. Además, la normativa medioambiental, la seguridad, estabilidad de los procesos, las condiciones económicas en constante cambio y la competitividad del mercado exigen mecanismos de control de procesos (Chaves et al., 2016).

El control de un proceso de toda la planta requiere de sistemas y estrategias con la capacidad de mantener el control eficaz de una planta química que consta de varias operaciones unitarias interconectadas. Una de las tareas de control más desafiantes a ser afrontada por los ingenieros petroquímicos es el diseño de las estructuras de control adecuadas para un proceso específico. Los procesos a ser tratados se presentan en un diagrama de flujo complejo que contiene varias operaciones unitarias diferentes, integración de energía, y corrientes de reciclo. Dado estos procesos, la correspondiente integración, y la

presencia de una variedad de equipos, se requiere usar los instrumentos y las estrategias de control necesarias para lograr cumplir los objetivos de la planta.

En la literatura se han reportado trabajos investigativos sobre el control de la columna de destilación en la misma frecuencia que otra operación unitaria. Su popularidad se debe a que el control de la destilación es un tema muy importante y un desafío para el control de procesos (Luyben et al., 1999).

En relación a la separación de los productos del reformado de Glicerol en fase líquida reportado por Freire (2021), no se ha proporcionado en la literatura el diseño de control de toda la planta para el proceso de separación de los productos, así como también, no se ha evaluado la correspondiente resiliencia a perturbaciones que pueden ocurrir en dicho sistema.

Para este contexto el término resiliencia se puede definir como la capacidad de resistencia que tiene un sistema frente a perturbaciones o condiciones extremas (Martínez & Mula).

### **1.3 Justificación e importancia**

La evaluación dinámica ha ganado cada vez más importancia en los últimos años en el campo del diseño de procesos. En gran parte porque los diseños de procesos novedosos son más eficientes, si se considera la controlabilidad durante la etapa de ingeniería detallada. Mediante simulación dinámica, es posible monitorear el comportamiento de las principales variables del proceso ante las perturbaciones propias de la operación de una planta industrial. Además, la posibilidad de sugerir diferentes estrategias de control y evaluar su efecto sobre la operatividad permite estudiar varios escenarios en un

tiempo relativamente corto. En general, los nuevos diseños de plantas, y las estrategias de control deben garantizar la calidad del producto, la seguridad de los procesos, la protección de los equipos, y el cumplimiento de las regulaciones ambientales. Todos estos aspectos se pueden considerar al desarrollar modelos dinámicos de diseños existentes o nuevos (Chaves et al., 2016).

Cabe enfatizar que el término controlabilidad indica si el comportamiento de un sistema puede alcanzar un control aceptable (Esquivel, 2007).

Los sistemas de control de toda la planta son importantes ya que proveen un ambiente seguro evitando accidentes entre el personal de planta, protegen el medio ambiente evitando emisiones, y minimiza desperdicios. Las estructuras de control previenen la ocurrencia de daños en el equipo de proceso, mantienen el control de la calidad deseada del producto con un alto volumen de producción, y por último proporcionan una demanda reducida de mano de obra manteniendo el índice de producción de la planta en un costo mínimo (Chaves et al., 2016).

Según Luyben et al. (1999) el control de la destilación es un área muy importante y desafiante del control de procesos. Las plantas y procesos de refinación de petróleo utilizan columnas de destilación para obtener los productos químicos. La mayoría de los productos finales de una planta se producen por el destilado o los fondos de una columna de destilación, por tanto, un control estricto de calidad de producto requiere un control eficaz para la columna.

El propósito de este proyecto es hacer uso de la simulación dinámica para establecer y evaluar una estructura de control en los trenes de destilación de

Freire (2021), que garantice el funcionamiento óptimo y seguro manteniendo las especificaciones del producto.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 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.

### **1.4.2 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.

## **1.5 Variables de investigación**

### **1.5.1 Variables independientes**

Estructura de control del proceso de separación.

Perturbaciones presentadas en la alimentación.

Ganancia de controladores PID.

Control de presión.

Control de nivel.

Control de flujo.

Control de temperatura.

### **1.5.2 Variables dependientes**

Composición Química.

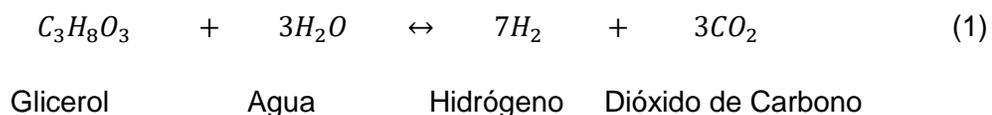
## Capítulo II

### 2. Fundamentación Teórica

#### 2.1 Reformado en fase acuosa de glicerol

El uso de combustibles fósiles para la producción de hidrógeno resulta preocupante debido al deterioro paulatino de sus reservas y a la emisión de COx en los procesos industriales de reformado de hidrocarburos, proceso utilizado comúnmente para obtener hidrógeno. Por tal motivo, actualmente, las investigaciones se centran en buscar nuevas alternativas renovables, no convencionales para la producción de H<sub>2</sub> (Callison et al., 2018).

El método de reformado en fase acuosa para producir hidrógeno ha llamado mucha la atención, por ser un método muy atractivo en el que se utiliza el glicerol como materia prima principal (Ec. (1)). El glicerol es un subproducto obtenido en la reacción de transesterificación en el que se produce biodiesel como producto principal a partir de aceites de origen vegetal y animal. Con el aumento de la tasa de producción de biodiesel a nivel mundial, se espera un exceso de glicerol en el mercado. Por ende, aprovechar este producto para producir hidrógeno con el método de reformado en fase acuosa genera muchas expectativas (Tuza et al., 2013).

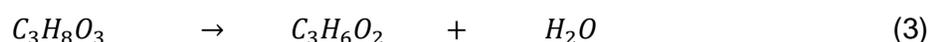


En el proceso de producción de hidrógeno a través del reformado en fase acuosa de glicerol se obtienen subproductos en fase líquida a partir de una red de

reacciones secundarias. Según el estudio realizado por Tuza et al. (2013), usando catalizadores de Ni-Cu, los principales subproductos que se detectan a 270 °C son el ácido láctico (Ec. (2)), acetol (Ec. (3)), y propilenglicol (Ec. (4)). Además, se encuentran pequeñas trazas de 1,2-butanodiol, ciclopentanona, 2,5-hexanodiona, y 4-hidroxi-3-hexanona.



Glicerol                      Ácido Láctico              Hidrógeno



Glicerol                      Acetol                      Agua



Acetol                      Hidrógeno                      Propilenglicol

## 2.2 Separación de especies químicas del reformado de glicerol

Freire (2021) diseña y simula la separación de siete especies químicas procedentes de una solución líquida, producto del reformado de glicerol en fase acuosa. Las especies que se recuperaron del proceso de separación son agua (A), ciclopentanona (B), acetol (C), 1,2 – propilenglicol(D), 1,2 – butanodiol (E), ácido láctico (G), y glicerol (H). El estudio se realizó en el software PRO/II, versión 10.2 (AVEVA, 2020b) y se tomaron en cuenta dos sistemas de separación, los cuales se señalan a continuación.

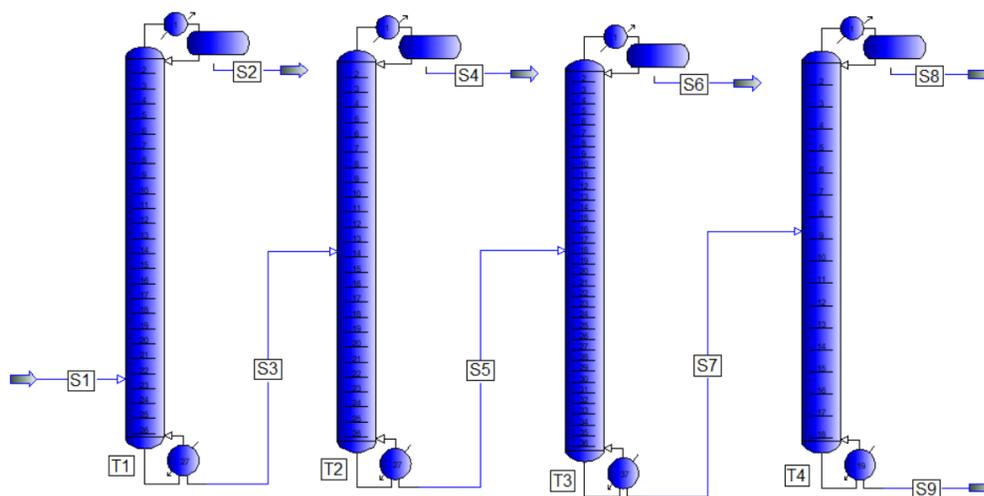
### 2.2.1 Primer sistema de separación

El primer sistema de separación empleó una secuencia de cuatro columnas de destilación ordinaria (Figura 2). Los productos obtenidos después de

la separación por destilación son agua con trazas de ciclopentanona, acetol 1,2 – propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol (D+E), ácido láctico (G), y glicerol (H). El costo total de este proceso se calculó en \$848942,82 (Freire, 2021).

## Figura 2

*Primer sistema de separación de especies químicas del reformado de glicerol*



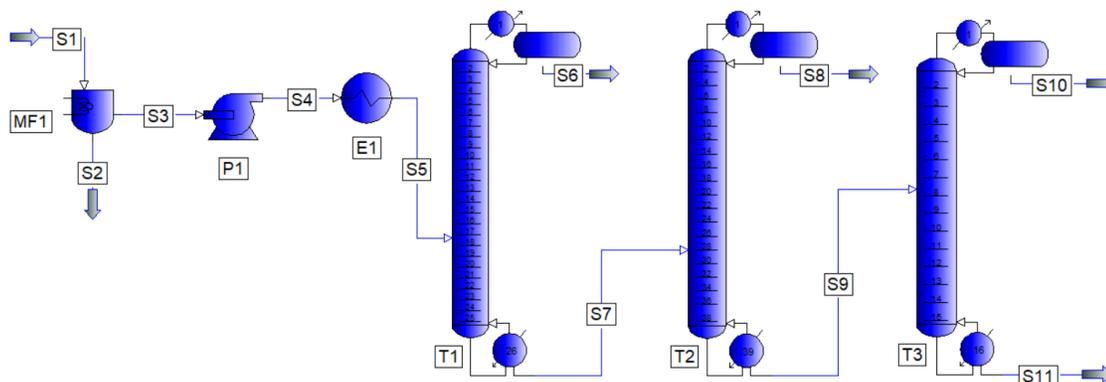
*Nota.* Diagrama de proceso del primer sistema de separación en PRO/II, versión 10.2 (AVEVA, 2020b). Tomado de (Freire, 2021).

### 2.2.2 Segundo sistema de separación

El segundo sistema de separación se conformó de un equipo de cristalización por enfriamiento separador de agua, una bomba que eleva la presión, un intercambiador de calor, y tres columnas de destilación (Figura 3). Los productos obtenidos después de la separación por destilación fueron trazas de ciclopentanona con acetol (B+C), 1,2 -propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol (D+E), ácido láctico (G), y glicerol (H). El costo de este proceso se evaluó en \$4739476,90 (Freire, 2021).

**Figura 3**

*Segundo sistema de separación de especies químicas del reformado de glicerol*



*Nota.* Diagrama de proceso del segundo sistema de separación en PRO/II, versión 10.2 (AVEVA, 2020b). Tomado de (Freire, 2021).

### 2.3 Control de procesos

Según Smith et al. (1991) un proceso es dinámico por naturaleza, es decir, está sujeto a rotundos cambios y las condiciones deseadas no se cumplirán si no se controlan las variables relacionadas con la pureza del producto, la velocidad de producción, y las variables de seguridad. El control automático del proceso permitirá mantener las variables importantes del proceso en el valor deseado a partir de la manipulación de otras variables que tengan efecto sobre las variables a controlar. Las variables a controlar en una planta son: temperaturas, presiones, niveles o alturas de tanques o recipientes, flujos, concentración, etc.

### **2.3.1 Términos y definiciones importantes del control de procesos**

Antes de empezar en esta área de la ingeniería de procesos es preciso definir algunos de los términos esenciales usados en el campo del control de procesos.

#### **2.3.1.1 Variables**

Arántegui (2011) indica que en el control de procesos se tienen presentes las variables siguientes:

**Variable controlada:** Hace referencia a los parámetros del proceso que se quiere controlar (temperaturas, presiones, niveles, flujos, composición, etc.), buscando mantenerlos en un valor constante o seguir una trayectoria específica en el tiempo.

**Variable deseada, referencia o set point:** Se trata del punto o valor a la que se desea mantener la variable controlada ya sea, manteniéndolo constante o dependiente del tiempo.

**Variable manipulada:** Son las variables del proceso que se pueden cambiar para mantener la variable controlada en el punto deseado. Comúnmente se varían las tasas de flujo.

**Variables no controladas:** Parámetros del proceso que no se pueden controlar, pero se las puede cuantificar.

**Perturbaciones:** Son las variables o entradas al proceso que generan cambios en las variables controladas y las desvían de su referencia. Se presentan en valores fijos y no pueden ser controladas.

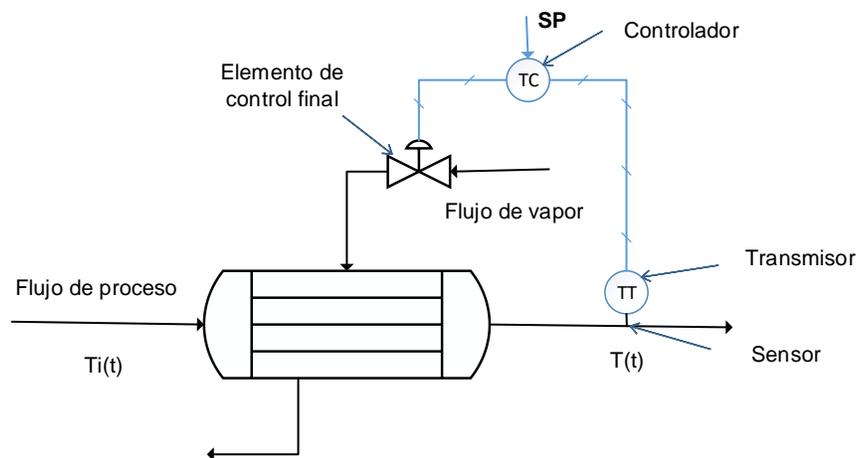
### **2.3.2 Estrategias de control**

#### **2.3.2.1 Control por retroalimentación (feedback)**

Debido a su simplicidad, la estrategia de control por retroalimentación es la más usada a nivel industrial. La Figura 4, muestra un sistema de control por retroalimentación y sus componentes básicos. Mediante el sensor se mide la temperatura de salida de la corriente del proceso. Por lo general, este sensor se encuentra conectado físicamente a un transmisor, el cual toma la salida del sensor y la convierte en una señal con la suficiente intensidad para transmitirla al controlador. El controlador recibe la señal, la cual está relacionada con la temperatura, y la compara con el valor de referencia. Dependiendo del resultado de esta comparación, el controlador decide qué hacer para mantener la temperatura en el valor deseado. Con base a esta decisión, el controlador envía una señal de acción al elemento final de control, el cual se encarga de manipular el flujo de vapor. Este tipo de estrategia de control tiene la desventaja de compensar una perturbación después de que esta se haya propagado por todo el sistema (Smith & Corripio, 1991).

**Figura 4**

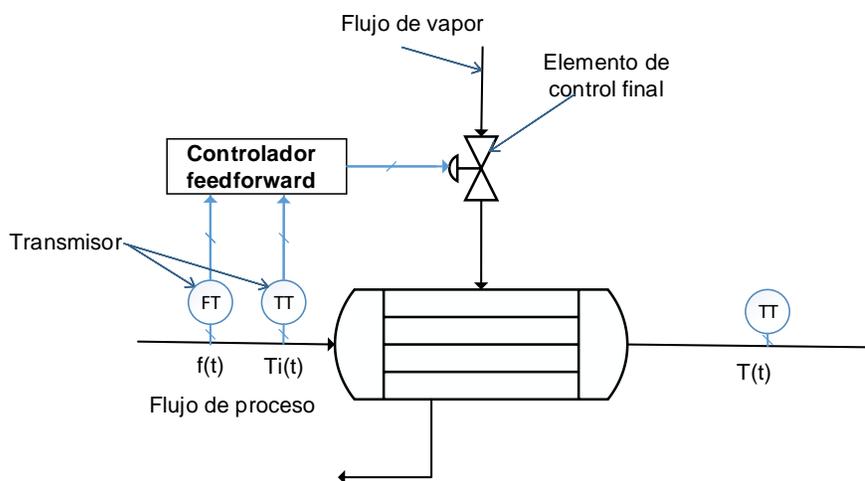
*Estrategia de control por retroalimentación*



*Nota.* Diagrama de lazo de control por retroalimentación para un intercambiador de calor. Adaptado de Smith & Corripio (1991).

### 2.3.2.2 Control por acción precalculada (feedforward)

En el sistema de control por acción precalculada (“feedforward” por su traducción en inglés) se mantiene una desviación mínima de la variable controlada con respecto a su referencia. Primero, se miden las perturbaciones y se contrarrestan antes de que la variable controlada comience a desviarse de su referencia. La Figura 5, muestra un ejemplo del control feedforward aplicado a un intercambiador de calor. El controlador mide las perturbaciones correspondientes a la temperatura  $T_i(t)$  y el flujo de alimentación  $f(t)$ . En función de esa medida, toma la decisión de cómo manipular la válvula manteniendo la variable controlada en su referencia (Smith & Corripio, 1991).

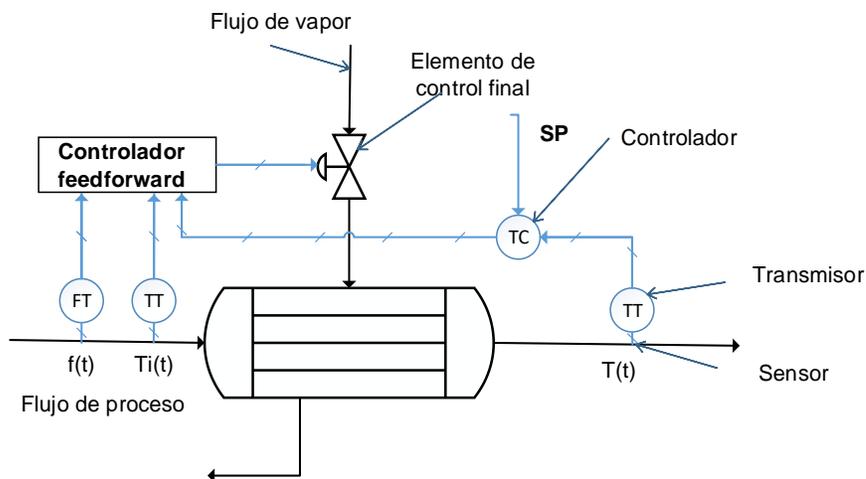
**Figura 5***Estrategia de control feedforward*

*Nota.* Diagrama de lazo de control feedforward para un intercambiador de calor.

Adaptado de Smith & Corripio (1991).

### 2.3.2.3 Control feedforward con compensación por retroalimentación

El sistema feedforward contrarresta dos perturbaciones [ $f(t)$  y  $T_i(t)$ ] como se muestra en la Figura 4, o más perturbaciones. Al ingresar al proceso más de dos perturbaciones, el control feedforward resultará insuficiente, lo que generará una desviación de la variable controlada respecto a la referencia. A raíz de esto, es necesario compensar el sistema con un control por retroalimentación (Figura 6). De esa manera, el control feedforward contrarresta las perturbaciones más importantes del proceso y el control por retroalimentación se encarga de controlar las demás perturbaciones.

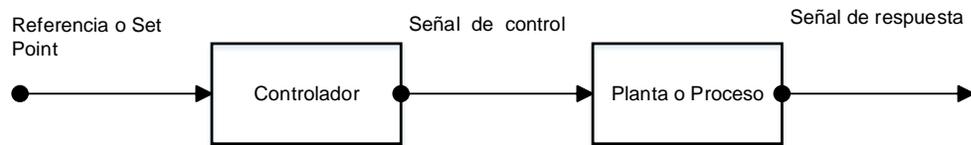
**Figura 6***Estrategia de control combinada*

*Nota.* Diagrama de lazo de control combinado para un intercambiador de calor.

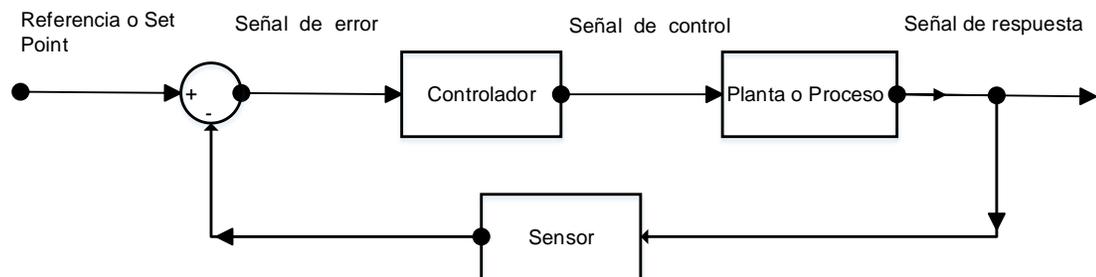
Adaptado de Smith & Corripio (1991).

### 2.3.2.4 Control en lazo cerrado y lazo abierto

La operación en lazo abierto (Figura 7) se refiere a un sistema de control en el que la salida del proceso o variable a controlar no afecta la acción del control, es decir, no existe una igualdad dentro del rango de tolerancia entre el valor de la variable de proceso y el deseado, por lo que este sistema tiende a ser sensible a perturbaciones. La operación en lazo cerrado o de retroalimentación (Figura 8) es la configuración más utilizada en los procesos, ya sean mecánicos, electrónicos o biológicos. En este sistema el valor de la variable a controlar se compara con el deseado, contrarrestando perturbaciones y variaciones que puedan surgir en el proceso (Angulo Bahón & Raya Giner, 2004). Cuando la acción tomada no afecta la medición, se dice que existe una condición de lazo abierto y no se alcanza el control requerido.

**Figura 7***Control en lazo abierto*

*Nota.* Diagrama de bloques para un control a lazo abierto. Adaptado de Angulo & Raya (2004).

**Figura 8***Control en lazo cerrado*

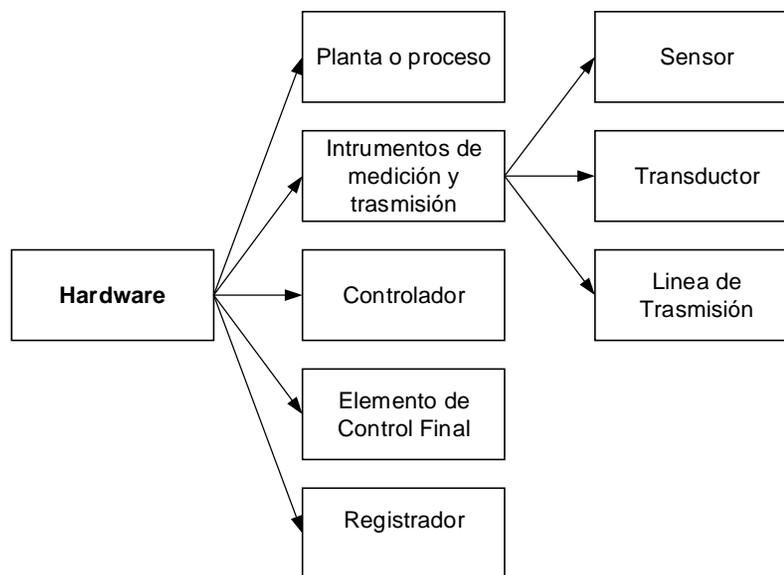
*Nota.* Diagrama de bloques para un control a lazo cerrado. Adaptado de Angulo & Raya (2004).

### **2.3.3 Elementos de un sistema de control**

En un sistema de control se puede distinguir los siguientes elementos físicos o hardware.

## Figura 9

### Hardware para un sistema de control



*Nota.* Elementos físicos o hardware para un sistema de control. Adaptado de Adam (2020).

El proceso o planta compone todo el conjunto de equipos y operaciones. El proceso es el sistema en donde se va a realizar el control de las variables. El sensor se encarga de medir la variable a controlar. Como sensor se pueden usar termocuplas, rotámetros, celdas de presión diferencial, etc. El transductor o conversor se encarga de acondicionar la señal medida por el sensor para que esta sea transmitida y reconocida fácilmente por el controlador. Por ejemplo, en el transductor se convierte una señal neumática en psig a una señal eléctrica mA. Las líneas de transmisión conducen la señal de tipo neumática o eléctrica desde el sensor al controlador y luego del controlador al elemento de control final. El controlador recibe la señal de referencia junto con la señal de la variable a controlar. Este último componente calcula la desviación y toma una decisión

enviando una señal de acción hacia el elemento de control final. El elemento de control final comúnmente es la válvula de control, y se encarga de realizar la decisión tomada por el controlador. La válvula se abrirá o se cerrará dependiendo de la señal de acción direccionada por el controlador. Finalmente, un registrador se encarga de indicar de forma visual las variables presentes en el proceso, lo cual permite al operador de planta el correspondiente monitoreamiento (Adam, 2020).

### **2.3.4 Controladores**

#### **2.3.4.1 Operación auto/manual del controlador**

En un modo automático, el controlador decide la señal y la envía al elemento de control final para que se efectúe la acción apropiada que contrarreste la desviación de la variable a controlar con respecto a su referencia. Por otro lado, en el modo manual, el controlador no toma ninguna decisión, el propio operador o personal de planta manipula a conveniencia la variable de salida del controlador, ignorándose la variable de referencia (Smith & Corripio, 1991).

#### **2.3.4.2 Acción del controlador**

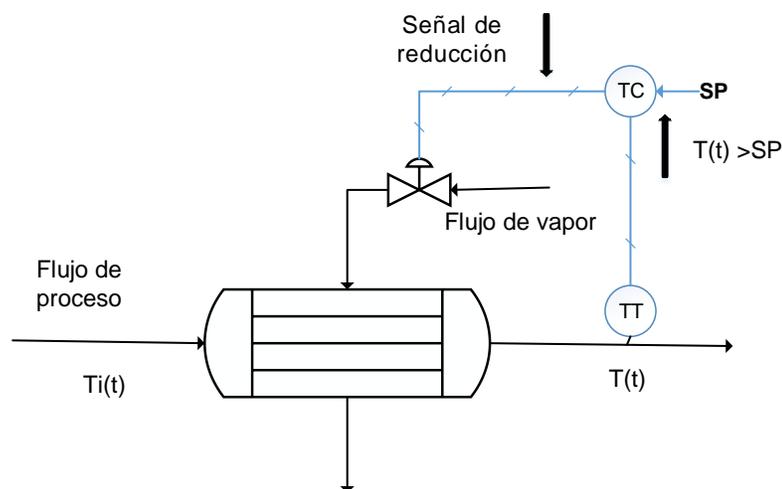
La acción de control es la dirección o cambio que realizará el controlador en función del cambio de la variable de proceso o variable a controlar. En una acción directa, la señal de salida del controlador es proporcional al cambio de la variable de proceso, es decir, al aumentar el valor de la variable de proceso aumentará la magnitud de salida del controlador. En una acción inversa ocurre lo

contrario, la salida del controlador aumentará si el valor de la variable de proceso disminuye (Montgomery & McDowall, 2008).

**Ejemplo de acción inversa:** Considérese la estructura de control para un intercambiador de calor en la Figura 10. El proceso se mantiene inicialmente en estado estacionario con un valor de referencia fijo. Supóngase, que la temperatura de salida se incrementa por encima de la referencia. El controlador capta esta desviación y envía una señal de menor magnitud que la correspondiente en el estado estacionario a la válvula de control, la válvula se cierra, y la temperatura de salida regresa a la referencia. De la misma manera, si la temperatura de salida se reduce, el controlador envía una señal de mayor magnitud que la respectiva del estado estacionario a la válvula de control, la válvula se abre, y la temperatura de salida regresa a su referencia (Smith & Corripio, 1991).

**Figura 10.**

*Controlador de acción inversa*



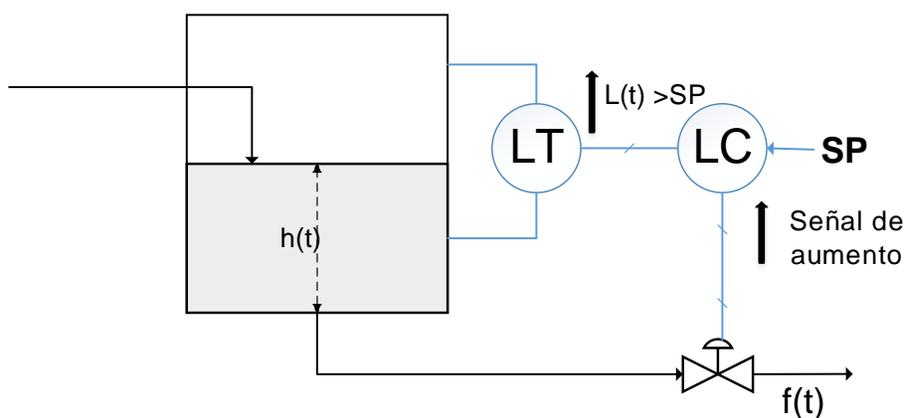
*Nota.* Estructura de control con acción inversa para un intercambiador de calor.

Adaptado de Smith & Corripio (1991).

**Ejemplo de acción directa:** Considérese la estructura de control de nivel de líquido en la Figura 11. El proceso se mantiene inicialmente en estado estacionario con un valor de referencia fijo. Supóngase que la señal de nivel se incrementa por encima de la referencia, En este último caso, para volver a la referencia, la válvula se abre en un determinado porcentaje, con una señal del controlador de mayor magnitud que la proporcionada por este último componente en estado estacionario. De la misma manera, si el nivel desciende del punto de referencia, el controlador enviará una señal de descenso a la válvula de control, la válvula se cerrará con la finalidad de regresar el nivel a su punto de referencia (Smith & Corripio, 1991).

**Figura 11**

*Controlador de acción directa*



*Nota.* Estructura de control con acción directa para el nivel de líquido. Adaptado de Smith & Corripio (1991).

### 2.3.4.3 Controladores PID

Los controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo) han sido por mucho tiempo los más utilizados en aplicaciones industriales. En la actualidad,

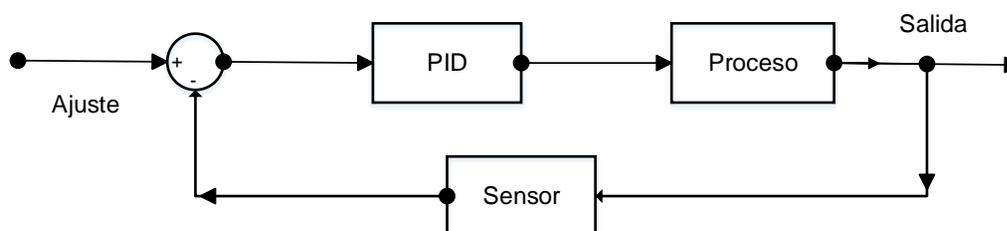
estos instrumentos siguen siendo los más usados en el área de investigación y desarrollo de nuevas estructuras de control. Su popularidad se debe a que son versátiles, son preferidos para el control de procesos dinámicos, brindan tiempos de respuesta rápida a los cambios de las variables controladas, y son simples de ajustar o sintonizar. Al usar este tipo de control se debe elegir un modo de control. Al implementar una estrategia en el proceso de estudio, es necesario especificar los parámetros de ajuste para cada modo (P, I o D). Los parámetros de un controlador se determinan a partir de métodos de sintonización (Medina et al., 2011).

#### 2.3.4.3.1 Señal de un controlador

La Figura 12 muestra un diagrama de bloques para un controlador PID. Al controlador ingresa la señal de desviación correspondiente a la diferencia entre la variable de referencia y la medida por el sensor. El controlador implementa los modos de control y produce una señal actuante de salida dirigida hacia el elemento de control final. El sensor mide la señal de salida del proceso y lo devuelve hacia el controlador generando un proceso en bucle (Medina et al., 2011).

**Figura 12**

*Algoritmo de controlador PID*

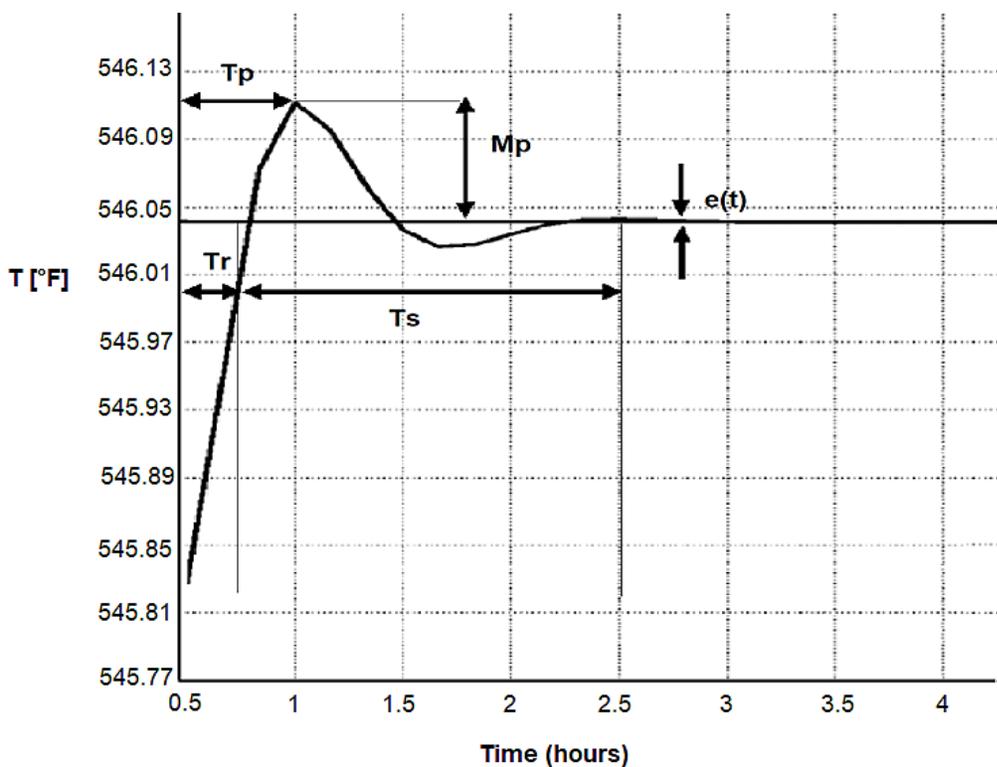


*Nota.* Diagrama de bloques para un controlador PID. Adaptado de Medina et al. (2011).

En la Figura 13 se muestra la gráfica típica de respuesta de un controlador. En esta Figura se muestran variables como el tiempo de crecimiento  $T_r$ , el error de estado estable  $e(t)$ , el sobrepaso  $M_p$ , y el tiempo de estabilización  $T_s$ . El efecto de los algoritmos de control (P, I o D) sobre estas variables se presenta en la Tabla 1.

**Figura 13**

*Respuesta de salida de un controlador*



*Nota.* Gráfico para la respuesta de salida un controlador. Adaptado de Medina et al. (2011).

**Tabla 1**

*Efecto de las ganancias sobre la respuesta de salida en un controlador*

	<b>Tiempo de crecimiento (Tr)</b>	<b>Sobrepaso (Mp)</b>	<b>Tiempo de estabilización (Ts)</b>	<b>Error de estado estable e(t)</b>
<b>K<sub>p</sub></b>	Reduce	Aumenta	Sin mucho efecto	Reduce
<b>K<sub>i</sub></b>	Reduce	Aumenta	Aumenta	Elimina
<b>K<sub>d</sub></b>	Sin mucho efecto	Reduce	Reduce	Sin mucho efecto

*Nota.* Efectos de las ganancias para el control. Adaptado de Medina et al. (2011).

#### **2.3.4.3.2 Control proporcional**

En un control proporcional (P), la respuesta de salida del controlador es proporcional al producto de la ganancia proporcional y la señal de error. Este tipo de control se puede representar por la siguiente expresión:

$$P_{sal} = K_p e(t) \quad (5)$$

Donde:

$P_{sal}$  : Respuesta de salida del controlador.

$K_p$  : Ganancia proporcional.

$e(t)$ : Señal de error o diferencia entre la referencia (set point) y la variable de proceso:  $e(t) = SP(t) - PV(t)$ .

$SP(t)$ : Set point o referencia.

$PV(t)$ : Variable de proceso.

En un controlador proporcional según la Tabla 1, al aumentar el valor de  $K_p$ , aumenta la velocidad de respuesta del sistema ( $Tr$ ), se incrementa el sobrepaso ( $Mp$ ), y se reduce el error de estado estable  $e(t)$ . Además, es preciso mencionar que  $K_p$  presenta un límite, cuyo sobrepaso generará inestabilidad en el sistema de control (Mishra, 2011).

La función de transferencia de un controlador proporcional, luego de aplicar la transformada de Laplace a la ecuación 2, queda definida de la siguiente forma:

$$G_c(s) = K_p \quad (6)$$

Donde  $G_c$  simboliza la ganancia del controlador. De esa forma, los controladores proporcionales son caracterizados como simples, ya que poseen un solo parámetro de sintonización,  $K_p$ . Cuando se requiere controlar la variable de proceso alrededor de la referencia, el controlador proporcional resulta eficaz. En el caso de requerir un control en el que la variable de proceso debe mantenerse en la referencia, el controlador proporcional resulta inadecuado (Smith & Corripio, 1991).

#### **2.3.4.3.3 Control proporcional-integral (PI)**

En un control proporcional-integral (PI), se agrega la acción integral al controlador proporcional. De esta manera, el modelo matemático que representa a la salida del controlador queda definida de la siguiente manera:

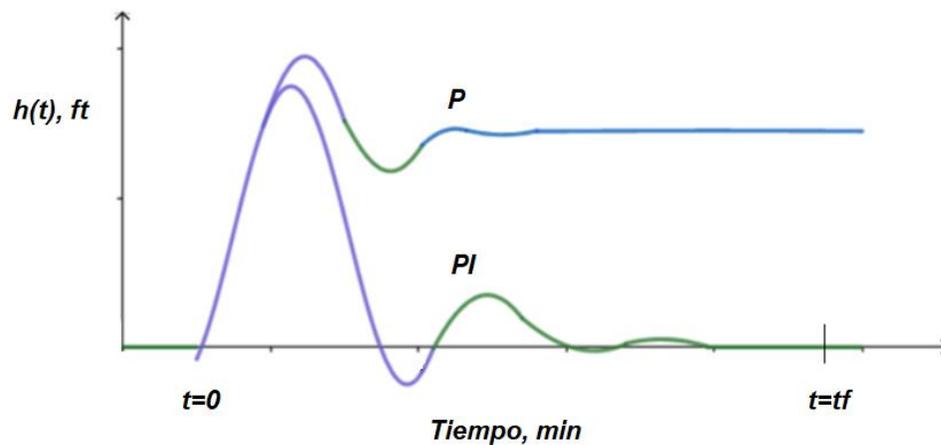
$$P_{sal} = K_p e(t) + K_i \int e(t) dt \quad (7)$$

Según la Tabla 1, la acción integral disminuye el tiempo de crecimiento ( $T_r$ ), incrementa el sobrepaso ( $M_p$ ), y el tiempo de estabilización ( $T_s$ ). Por último elimina el error en estado estable (Medina et al., 2011).

En la Figura 14, se puede evidenciar más claramente el efecto de la acción integral sobre la respuesta de un proceso para un control de nivel. En una acción proporcional P la respuesta muestra que la variable de proceso se desvía del valor estable previo. Al usar la acción integral se consigue retornar al valor de la variable controlada antes de la perturbación (Smith & Corripio, 1991).

**Figura 14**

*Acción integral en un sistema de control*



*Nota.* Gráfico de respuesta de un proceso de control para nivel bajo la acción P y PI.

Adaptado de Smith & Corripio (1991).

La función de transferencia para un controlador PI luego de aplicar la transformada de Laplace a la ecuación 7, queda definida de la siguiente forma:

$$G_c(s) = K_p + \frac{K_i}{s}$$

$$G_c(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (8)$$

Un controlador proporcional integral se logra sintonizar mediante dos parámetros: la ganancia proporcional ( $K_p$ ), y el tiempo integral ( $T_i$ ).

#### **2.3.4.3.4 Control proporcional-integral-derivativo (PID)**

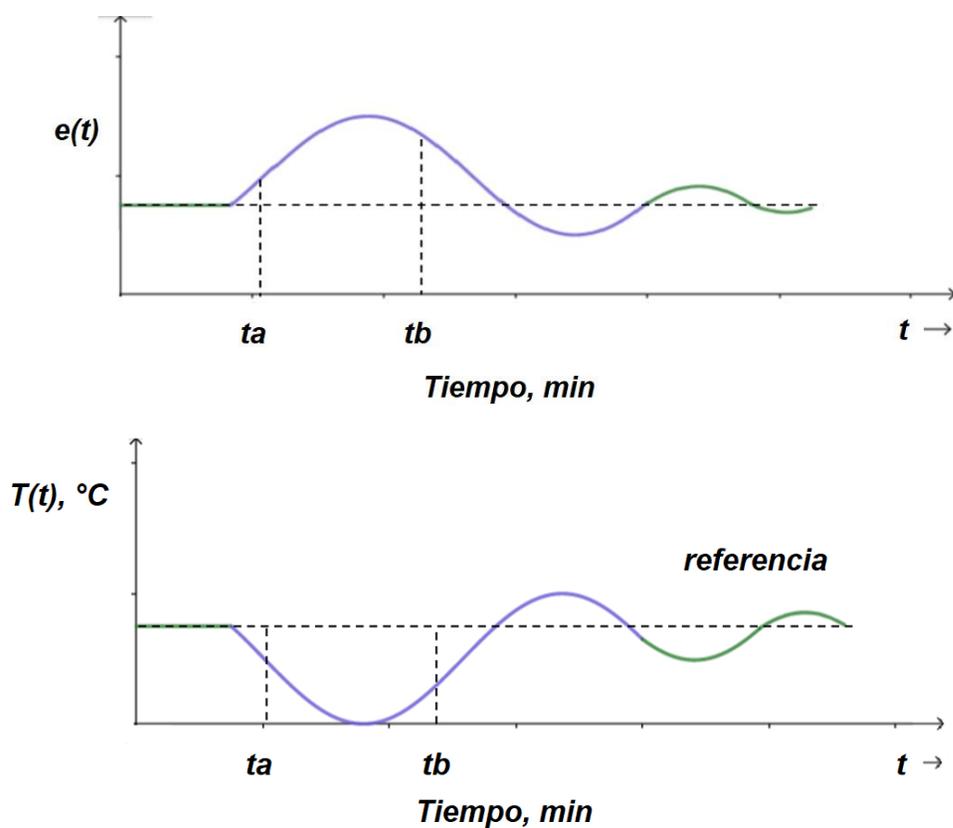
En algunas aplicaciones se agrega el modo derivativo (D) al control PI, obteniéndose el control PID. El modo derivativo representa el cambio del error en función del tiempo (Smith & Corripio, 1991). El modelo matemático de la señal para un control PID se presenta a continuación:

$$P_{sal} = K_p e(t) + K_i \int e(t)dt + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (9)$$

La acción derivativa D ayuda a disminuir las oscilaciones y el sobrepaso de la señal de respuesta. En la Figura 15, se presenta la señal de control de temperatura para un intercambiador de calor. Se observa que a un tiempo  $t_a$ , el error es pequeño pero positivo, y por lo tanto la acción proporcional e integral es pequeña. Sin embargo, la pendiente o derivada es grande y positiva. El controlador detecta la rápida separación de la variable controlada respecto a la referencia mediante el procesamiento del valor de la derivada del error, y elabora una señal de control. En un tiempo  $t_b$  el error resulta más grande, por lo que la acción proporcional e integral será grande. Sin embargo, la pendiente o derivada del error es negativa indicando que el error comienza a disminuir, lo que permitirá que la acción derivativa no influya en el valor de la señal del controlador enviada hacia el elemento final de control (Smith & Corripio, 1991).

Figura 15

Acción derivativa en un sistema de control



Nota. Gráficos de la señal de respuesta y error para el control de temperatura. Adaptado de Smith & Corripio (1991).

La función de transferencia de un controlador PID, luego de aplicar la transformada de Laplace a la ecuación 9, queda definida de la siguiente manera:

$$G_c(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + \frac{K_d}{s}$$

$$G_c(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + \frac{1}{T_d s} \right) \quad (10)$$

Un controlador proporcional integral derivativo se logra sintonizar mediante los parámetros: ganancia proporcional ( $K_p$ ), tiempo integral ( $T_i$ ), y el tiempo derivativo ( $T_d$ ).

#### **2.3.4.4 Método de sintonización Ziegler-Nichols para controladores PID**

Para el desarrollo de los dos métodos de sintonización planteados por Ziegler-Nichols es preciso recurrir a procedimientos experimentales con el fin de seleccionar los parámetros de un controlador ( $K_p$ ,  $T_i$ , y  $T_d$ ) en función de la respuesta transitoria de una planta, que brindan estabilidad al proceso en estudio. Este recurso proporciona estimaciones razonables y es útil en una planta que no se conoce el modelo matemático (Ogata, 2003).

##### **2.3.4.4.1 Método 1 (Lazo Abierto)**

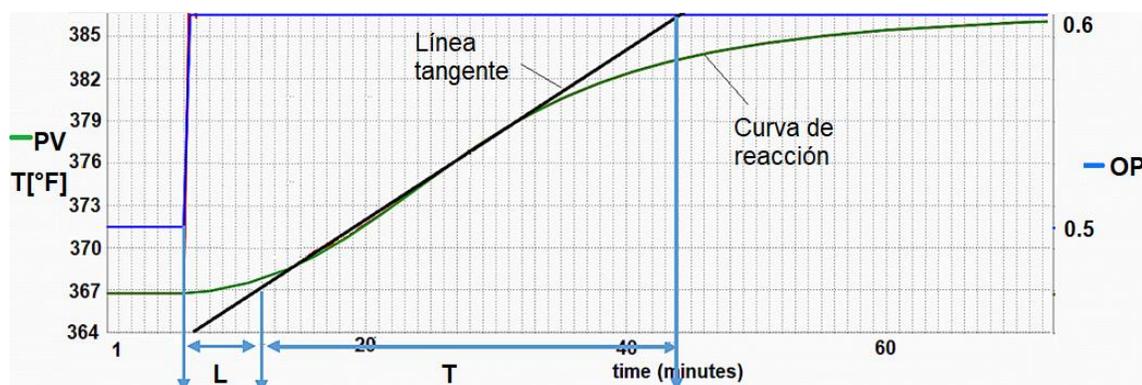
Este método consiste en programar el controlador en modo manual o lazo abierto, es decir, se opera directamente con la válvula, con una entrada en escalón unitario. Un ejemplo de entrada de escalón unitario es el cambio instantáneo del flujo de proceso de entrada de un intercambiador de calor desde el valor de estado estacionario hasta un nuevo valor, Este último método se aplicará si la curva de respuesta proporcionada tiene forma de S. Este procedimiento es posible realizar de forma experimental o por simulación dinámica (Ogata, 2003).

En la curva de reacción obtenida se determina el tiempo de retardo  $L$  y la constante de tiempo  $T$ , tal y como se indica en la Figura 16. Esto se logra trazando una línea tangente al punto de inflexión de la curva de reacción en forma de S.

La entrada de escalón unitario se produce a partir de un porcentaje de variación en la apertura de la válvula (Solé, 2009).

Figura 16

Respuesta de un controlador en operación manual



Nota. Curva de reacción en forma de S en donde, PV es la variable de proceso y OP el porcentaje de apertura de la válvula. Adaptado de Ogata (2003).

Para determinar los parámetros del controlador ( $K_p$ ,  $T_i$ , y  $T_d$ ) por el método de la curva de reacción, Ziegler y Nichols recomiendan utilizar las fórmulas propuestas en la Tabla 2.

Tabla 2

Parámetros del controlador para el primer método de Ziegler-Nichols

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

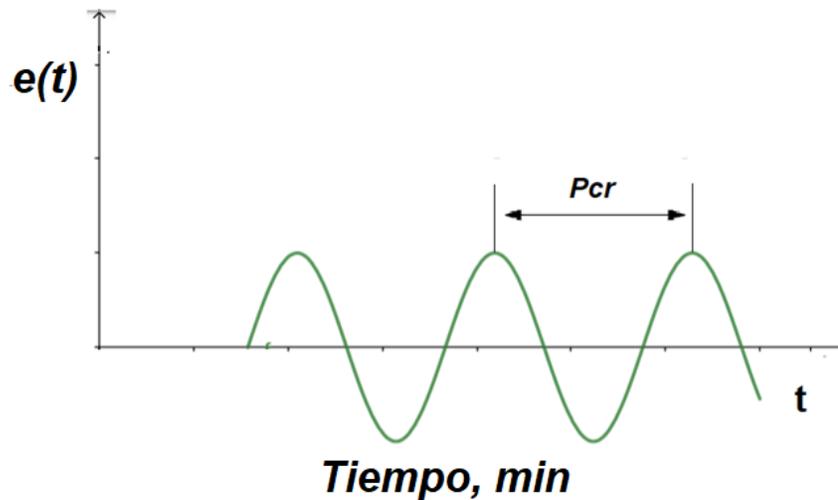
Nota. Fórmulas aplicadas en el cálculo de los parámetros del controlador. Tomado de (Ogata, 2003).

#### 2.3.4.4.2 Método 2 (Lazo cerrado)

Se le conoce como el método de la ganancia última o prueba de lazo cerrado, consiste en incrementar la ganancia proporcional  $K_p$  manteniendo  $T_i = \infty$ ,  $T_d = 0$ , y el controlador en modo automático.  $K_p$  se incrementa desde 0 hasta un determinado valor  $K_{cr}$  en donde la respuesta de salida tenga oscilaciones constantes, como se muestra en la Figura 17. De la respuesta de salida con oscilaciones constantes se puede extraer el valor de la ganancia crítica  $K_{cr}$  y el periodo crítico  $P_{cr}$ . Este método no resulta útil si la señal de salida no presenta oscilaciones para ningún valor de ganancia proporcional  $K_p$  (Ogata, 2003).

**Figura 17**

*Respuesta de un controlador en operación automática*



*Nota.* Gráfico de respuesta con oscilaciones constantes. Adaptado de Ogata (2003).

Para determinar los parámetros del controlador ( $K_p$ ,  $T_i$ , y  $T_d$ ) por el método de la ganancia última, Ziegler y Nichols recomiendan utilizar las fórmulas propuestas en la Tabla 3.

**Tabla 3**

*Parámetros del controlador para el segundo método de Zieguel-Nichols*

<b>Tipo de Controlador</b>	<b>K<sub>p</sub></b>	<b>T<sub>i</sub></b>	<b>T<sub>d</sub></b>
<b>P</b>	0,5 K <sub>cr</sub>	∞	0
<b>PI</b>	0,45 K <sub>cr</sub>	$\frac{1}{1,2} P_{cr}$	0
<b>PID</b>	0,6 K <sub>cr</sub>	0,5 P <sub>cr</sub>	0,125 P <sub>cr</sub>

*Nota.* Fórmulas aplicadas en el cálculo de los parámetros del controlador. Tomado de (Ogata, 2003).

### **2.3.5 Diseño de control de toda la planta**

En el ámbito industrial se exige simplicidad en las estrategias de control instaladas para una planta, en donde los operadores tengan conocimiento de cómo funciona. Los objetivos de un sistema de control en toda la planta incluyen (1) seguridad en la operación, (2) control de calidad del producto frente a perturbaciones, (3) condiciones de proceso seguras, (4) sistema de control automático (no manual), (5) transiciones rápidas de tasas y calidad de producto, y (6) reducción de emisiones que afecten el ambiente (Luyben et al., 1999).

El diseño de control para una planta se basa en nueve pasos básicos basados en un control heurístico general. Este procedimiento, descompone el problema de control de toda la planta en niveles enfocándose en las características y problemas únicos que posee una estrategia de control para toda una planta. Para establecer la estrategia de control adecuada se debe responder

a las siguientes interrogantes: ¿Cómo gestionar la energía?, ¿Cómo controlar tasa de producción?, ¿Cómo controlar la calidad del producto?, y ¿Cómo determinar la cantidad de reactivos nuevos a agregar? (Luyben et al., 1999).

El procedimiento de diseño cualitativo para el control de toda la planta presentado por Luyben et al. (1999) consta de los siguientes pasos:

**Paso 1. Establecer objetivos de control.** Se relaciona con los objetivos del proceso, incluyendo una tasa de producción determinada, especificaciones de calidad del producto, la determinación de la demanda, las restricciones ambientales, y de seguridad.

**Paso 2. Determinar los grados de libertad.** Se determina el número de variables que se deben de controlar. La colocación de las válvulas de control puede tener el propósito de mejorar el rendimiento dinámico, pero a menudo no hay elección en su ubicación.

**Paso 3. Gestionar la energía del sistema.** Los bucles de control se establecen para mantener las temperaturas deseadas en sistemas de reacción exotérmica y endotérmica. Además, las aperturas de las válvulas de los flujos de las corrientes de utilidad son las variables manipuladas por los controladores de temperatura. Las corrientes de utilidad eliminan las perturbaciones del proceso.

**Paso 4. Establecer la tasa de producción.** La tasa de producción se regula controlando el flujo de la corriente de alimentación principal, o la corriente de producto principal y cada una presenta su propia configuración de control. La velocidad de producción se controla elevando la temperatura, aumentando la

concentración de reactivos, aumentando la retención del reactor (en reactores de fase líquida) o aumentando la presión del reactor (en reactores de fase gaseosa).

**Paso 5. Controlar la calidad del producto y manejar adecuadamente las restricciones relacionadas con la seguridad, operación, y medio ambiente.** Se seleccionan las válvulas para controlar las variables relacionadas con la calidad del medio ambiente, de seguridad y de calidad del producto. Se regula la calidad del producto y se cumple con las restricciones de seguridad, ambientales, operacionales, y de procesos. Esta actividad se lleva a cabo luego de haber regulado la tasa de producción y el efecto de las perturbaciones de temperatura.

**Paso 6. Establecer el flujo en cada corriente de reciclaje y controlar las acumulaciones de vapores y líquidos.** Los inventarios incluyen tanto los niveles de líquidos como las presiones de gas. Generalmente, las variables de nivel son fáciles de regular, deben controlarse manipulando una variable que tenga gran efecto sobre ella. El control de acción proporcional se recomienda para el control de lazos de nivel en unidades instaladas en serie. El control proporcional se considera incluso en el control del nivel de un reactor para filtrar las perturbaciones del caudal hacia el sistema de separación en etapas posteriores del proceso controlado, y mantener el nivel del reactor constante.

**Paso 7. Revisar el balance de los componentes.** Determinar el movimiento de los componentes en el proceso, la entrada, la salida y la generación de los mismos. En este paso, los lazos de control evitan la acumulación de especies químicas individuales en el proceso. Sin control, las

especies químicas a menudo se acumulan, especialmente en las corrientes de reciclo.

#### **Paso 8. Controlar de forma individual las unidades de proceso.**

Instalar los lazos de control requeridos para operar cada unidad en el proceso. Los grados de libertad proporcionan un control eficaz en cada unidad. Este paso se considera luego de haber manejado los problemas anteriores en toda la planta.

**Paso 9. Optimizar la economía y mejorar el control dinámico del proceso.** Utilizar los grados de libertad restantes de forma eficiente. Luego de cubrir los requerimientos básicos, se tiene grados de libertad restantes tales como válvulas de control sin uso y controladores que se deben ajustar. Estos grados de libertad se reservan para optimizar la economía del proceso en estado estable (reduciendo el consumo de energía, e incrementando la selectividad) o mejorar la respuesta dinámica.

#### **2.3.6 Estructura de control para columnas de destilación por análisis de grados de libertad**

El control de la destilación es un tema muy importante y ha sido objeto de estudio durante varias décadas por ingenieros de control en contextos académicos e industriales. La selección de la configuración de control adecuada para la destilación implica un paso inicial donde los controles regulatorios se implementan y luego se reduce el problema de control para identificar el mejor acoplamiento de las variables controladas y manipuladas que permitan obtener el control de composición en la columna (Chaves et al., 2016).

Seider et al. (2019) presenta el diseño del sistema de control para una columna de destilación de dos componentes por medio del análisis de los grados de libertad, para lo cual considera la siguiente ecuación:

$$N_{\text{Manipuladas}} = N_{\text{Variables}} - N_{\text{DefinidasExternamente}} - N_{\text{Ecuaciones}} \quad (11)$$

Donde:

$N_{\text{Manipuladas}}$  son las variables a manipular en la columna.

$N_{\text{Variables}}$  corresponde al número de variables presentes en el proceso.

$N_{\text{Ecuaciones}}$  es el número de ecuaciones independientes que describen el proceso.

$N_{\text{DefinidasExternamente}}$  son las variables definidas externamente.

### 2.3.6.1 Variables del sistema de destilación

Al usar  $N_T$  bandejas, la columna se modela con  **$4 N_T + 13$**  variables.

Composición de vapor y líquido por etapas.	<b><math>2 N_T</math></b>
Flujos y acumulaciones de líquido en las etapas.	<b><math>2 N_T</math></b>
Composición y acumulación en el tambor de reflujo.	<b>2</b>
Tasas de flujo para el destilado y corriente de reflujo.	<b>2</b>
Composiciones de vapor y líquido en el sumidero.	<b>2</b>
Acumulación de líquido en el sumidero.	<b>1</b>
Tasas de flujo para el producto de fondo y el vapor del hervidor.	<b>2</b>
Caudal y composición en la alimentación.	<b>2</b>
Presión en el condensador.	<b>1</b>
Requerimiento energético del condensador.	<b>1</b>

### 2.3.6.2 Ecuaciones del sistema de destilación

Una columna se describe mediante  **$4 N_T + 6$**  ecuaciones.

Balance de materia por especie en el sistema ( $N_T$ etapas, sumidero, y tambor de reflujo).	$N_T + 2$
Balanzas de materia total del sistema ( $N_T$ etapas, sumidero, y tambor de reflujo).	$N_T + 2$
Equilibrio de fases líquido-vapor ( $N_T$ etapas, y sumidero).	$N_T + 1$
Hidráulica de las bandejas.	$N_T$
Movimiento dinámico del vapor total.	1

### 2.3.6.3 Variables definidas externamente en el sistema de destilación

Para este sistema de destilación se asumen dos variables definidas externamente, la tasa de alimentación y la composición (Seider et al., 2009)

### 2.3.6.4 Cálculo del número de variables manipuladas

$$N_{Manipuladas} = 4N_T + 13 - 2 - (4N_T + 6) = 5.$$

Por medio del análisis de los grados de libertad se determinan 5 variables a ser manipuladas y controladas en una columna de destilación.

La presión del tope de la torre afecta de manera significativa la calidad de los productos. Esta última variable se tiene que controlar con la velocidad de enfriamiento del condensador. El nivel del tambor de reflujo y el nivel del fondo de la columna son controladas por los caudales de destilado y fondos, respectivamente (Chaves et al., 2016). Seguidamente, según Luyben (2013) para una estructura de control de “un solo extremo” se controla sea una temperatura o una composición, y la relación de reflujo-alimentación R/F, o la relación de reflujo RR.

### **2.3.7 Estructura de control de un solo extremo para columnas de destilación**

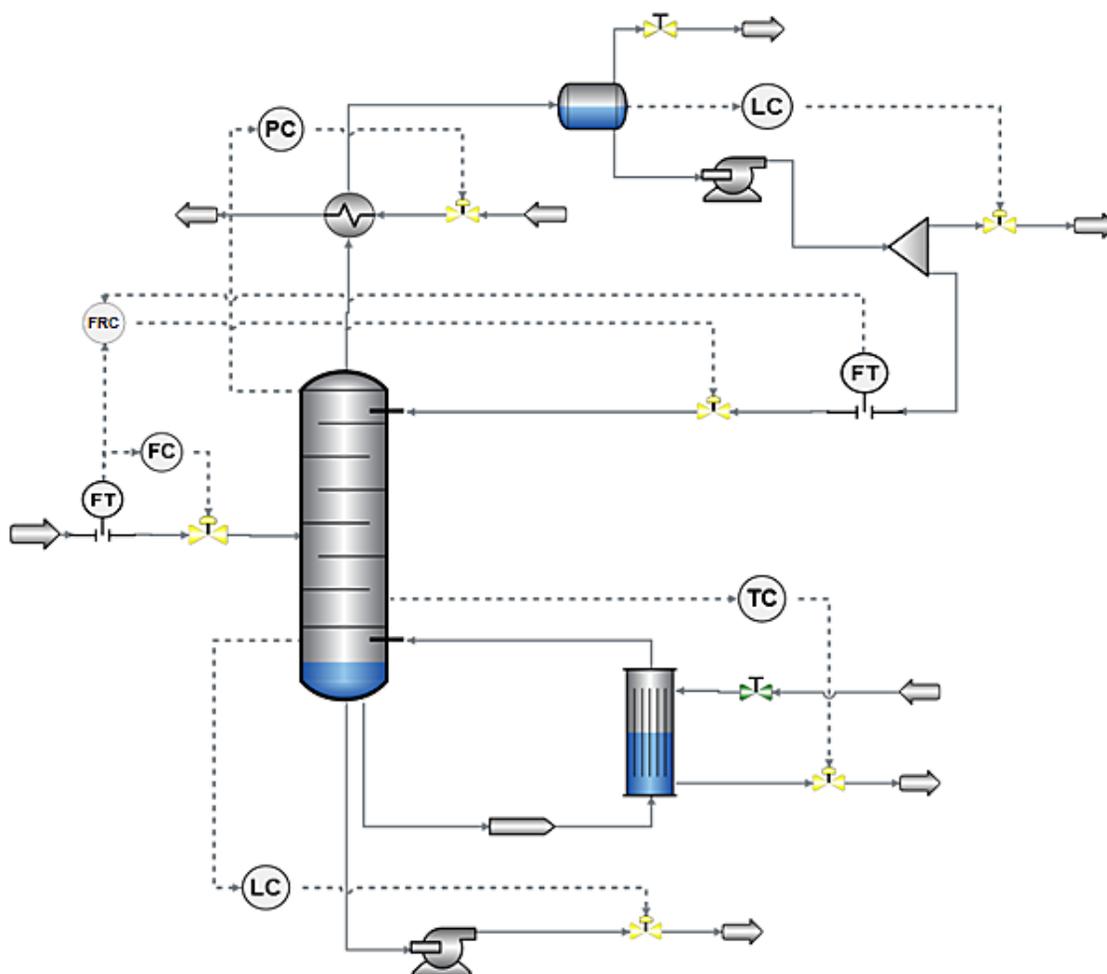
Una estructura de control ideal en una columna de destilación debería de controlar las composiciones de componentes claves en los productos de destilado y en los fondos. Sin embargo, el uso de esta estructura de control de “composición dual” no resulta recomendable, las razones son las siguientes: los analizadores que miden la composición tienen un precio alto de adquisición y su mantenimiento es costoso. Además, ingresa tiempo muerto al sistema de control especialmente al utilizar análisis cromatográfico (Luyben, 2013).

Ante este hecho, las estructuras de control de “un solo extremo” (Figura 18) son ampliamente utilizadas por brindar un control eficaz y simple, sin necesidad de medir composiciones, y controlar ambos productos de la columna. En una estructura de control de “un solo extremo” como se indicó anteriormente se controla una temperatura o una composición, la relación de reflujo-alimentación  $R/F$ , o la relación de reflujo  $RR$  (Luyben, 2013).

Para elegir una estructura de control de relación de reflujo-alimentación ( $R/F$ ) o relación de reflujo ( $RR$ ) se realiza una evaluación de desempeño en simulación estacionaria. En este, se varía la composición de alimentación a la columna, y se observan los resultados para las relaciones  $RR$  y  $R/F$ . La estructura donde se observan menores cambios se selecciona para el control de columna a un solo extremo (Peng et al., 2019).

**Figura 18**

*Estrategia de control de una columna de destilación de un solo extremo*



*Nota.* Diagrama para una estructura de control en un solo extremo. Adaptado de Peng et al. (2019).

### 2.3.7.1 Selección de etapa de control para la temperatura

La temperatura de una etapa se controla manipulando el flujo de vapor que ingresa al calderín. La dificultad es determinar la etapa en la cual la temperatura tiene que mantenerse constante, para ello se plantean criterios que son puestos a prueba en simulaciones de estado estable (Luyben, 2013).

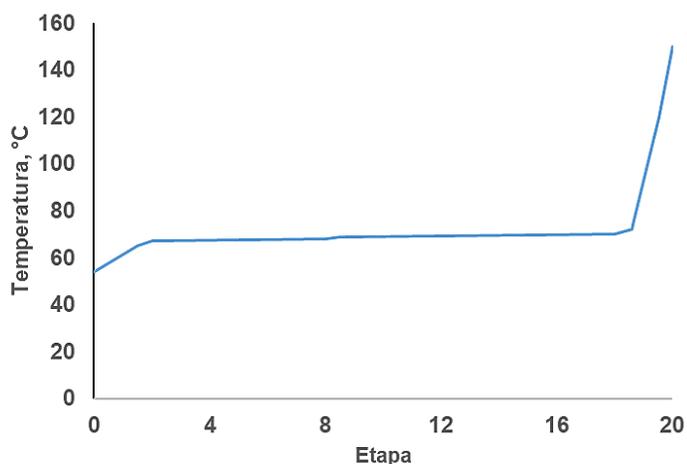
### 2.3.7.1.1 Criterio de pendiente

En el criterio de pendiente (“slope criterion” por su traducción en inglés) se observa el gráfico de perfil de temperaturas de cada etapa. Un cambio significativo (pendiente alta) de una etapa a otra indica un cambio de composición de especies. Mantener fija la temperatura en esta última bandeja mantendrá constante el perfil de composición, evitando que las especies livianas se envíen al fondo, y las especies pesadas se envíen hacia el tope de la columna (Luyben, 2013).

Ejemplo: La Figura 19 muestra un gráfico del perfil de temperaturas en estado estable. Analizando las etapas teóricas desde el destilado hasta el fondo, se puede observar que en la etapa 18 el perfil de temperaturas presenta un cambio significativo de pendiente comparado con la etapa previa, por lo que se la elegirá para el control de temperatura.

#### Figura 19

*Perfil de temperatura para una columna de destilación*



*Nota.* Perfil de temperatura en estado estable para una columna de destilación.

Adaptado de Peng et al. (2019).

### **2.3.7.1.2 Criterio de sensibilidad**

En el criterio de sensibilidad (“open-loop sensitivity” por su traducción en inglés) se busca la etapa donde haya el mayor cambio de temperatura para un cambio en la variable manipulada. Se establece un cambio (0,1% del valor en estado estable) en una de las variables manipuladas (por ejemplo, calor que ingresa al reboiler o el caudal de reflujo) luego se determina los cambios de temperatura en cada bandeja. Seguidamente, se calcula la ganancia de estado estable que es la relación entre el cambio de temperatura de la bandeja y el cambio en la variable manipulada. La bandeja con el mayor cambio de temperatura es la más "sensible" y se selecciona para ser controlada (Luyben, 2013).

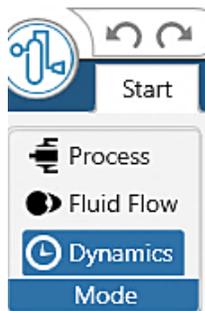
El criterio de pendiente es el método más utilizado para la selección de la etapa sensible a la temperatura. Sin embargo, este criterio no toma en cuenta las interacciones con las variables manipuladas en un lazo de control. El criterio de sensibilidad considera las interacciones con las variables manipuladas (Ma et al., 2018).

## **2.4 Software SimCentral**

Según Lacerda (2020) la plataforma de simulación SimCentral se puso a disposición en el mercado en 2017 y es parte de una nueva generación de simuladores de procesos. Su objetivo es servir como una plataforma de proceso completa, lo que permite la simulación dinámica y en estado estacionario, y también la evaluación de equipos, la optimización de procesos y la capacitación de operadores. Se compone de tres modos distintos: Modo de proceso (Process), modo de flujo de fluido (Fluid Flow), y el modo dinámico (Dynamics).

**Figura 20**

*Modos de simulación en SimCentral*



*Nota.* Captura de pestaña del modo de simulación en el software SimCentral, versión 5.0 (AVEVA, 2020b).

**Tabla 4**

*Descripción de los modos de simulación*

<b>Modo proceso</b>	<b>Modo flujo de fluido</b>	<b>Modo Dinámico</b>
Simula el proceso en estado estacionario.	Se prepara el diseño de equipos y tuberías para el traspaso al modo dinámico.	Se investigan las estrategias de control.

*Nota.* Descripción de los modos de proceso ejecutables en el software SimCentral.

Adaptado de AVEVA (2020a).

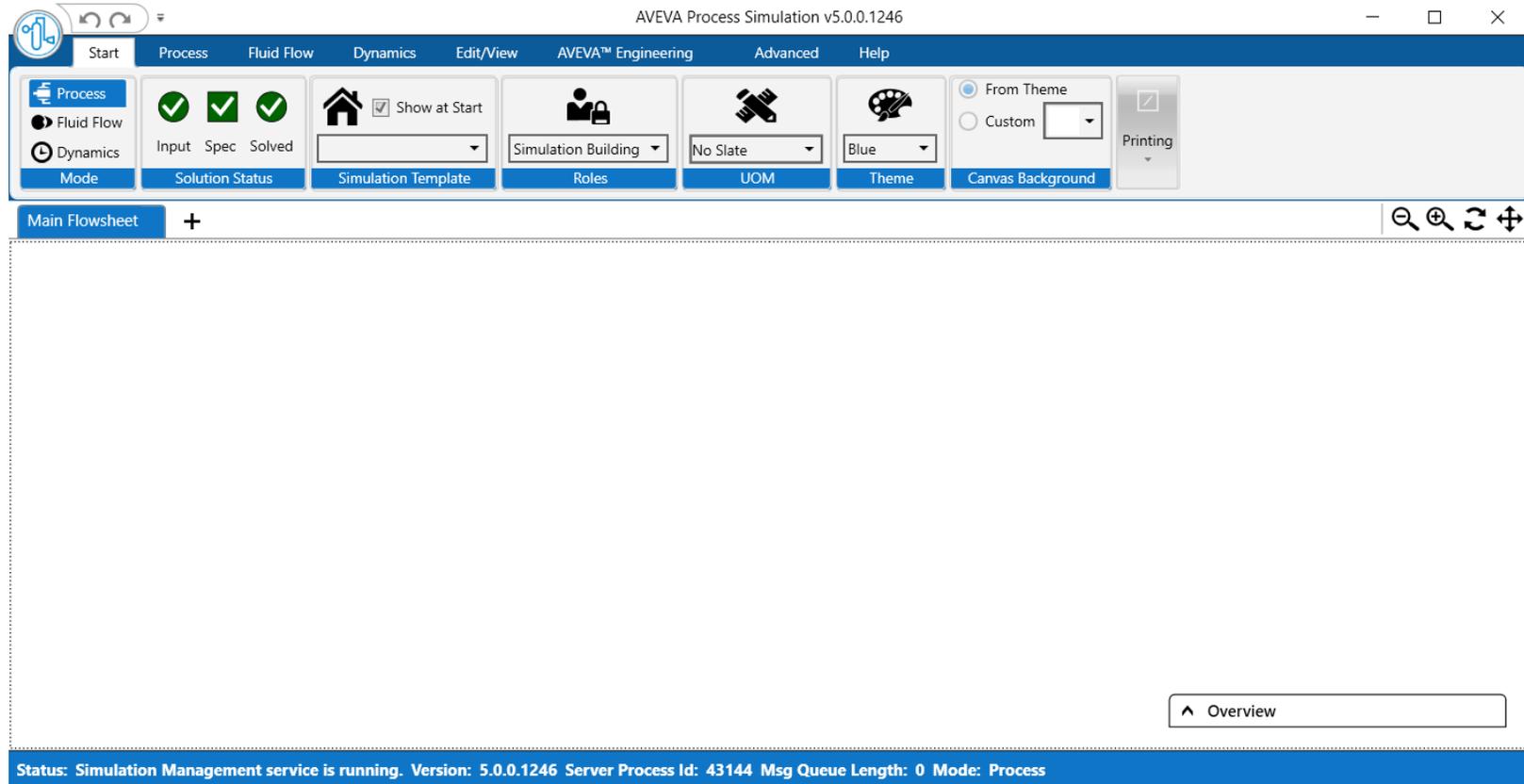
#### **2.4.1 Partes que conforman SimCentral**

- ✓ Ventana Main Flowsheet. Es la ventana inicial del software, donde se presenta el espacio o ambiente en donde se va a realizar la simulación. En la Figura 21 se observa todas las opciones y componentes que dispone este software.

- ✓ Ventana de selección del método. En la Figura 22 se observa los métodos o paquetes termodinámicos que dispone SimCentral, versión 5.0 (AVEVA, 2020b). En esta sección se selecciona la fase y la densidad del fluido de proceso.
- ✓ Ventana de selección de componentes. En la Figura 23 se observa la ventana de búsqueda de componentes o *Component Browser*, en donde se puede hacer la búsqueda de componentes, ya sea por su nombre, fórmula o propiedades.
- ✓ Ventana de selección de equipos. En la biblioteca de modelos, en la ventana *Process* se puede observar todas las unidades de operación que dispone este software (Figura 24).

**Figura 21**

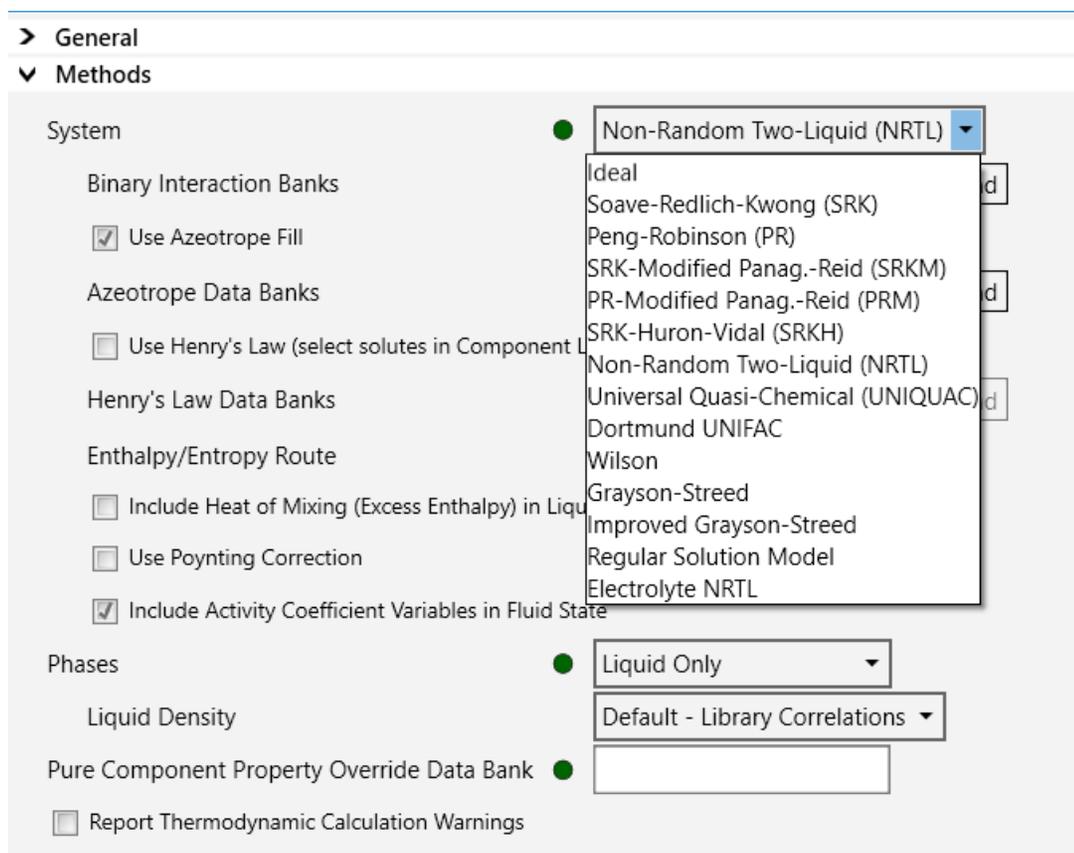
Ventana Main Flowsheet en SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020b)



*Nota.* La Figura muestra la pestaña inicial *Start* de la barra de opciones.

Figura 22

Métodos termodinámicos en SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020b)



Nota. En la Figura se muestran todos los métodos termodinámicos que dispone el Software, 14 en total.

Figura 23

## Ventana de selección de componentes

Component List

Name	Status	Type	Full Component Name	Bank	NBP K	Gravity SPGR	MW	Composition	Description
WATER	<input checked="" type="checkbox"/>	<span style="color: green;">●</span>	Library Water	System:SIMSCI			1		
CO2	<input checked="" type="checkbox"/>	<span style="color: green;">●</span>	Library Carbon Dioxide	System:SIMSCI			0		

Number of Components: 2  
Sum of Starting Compositions: 1

Add Component

Add Petro Component

> Component Data

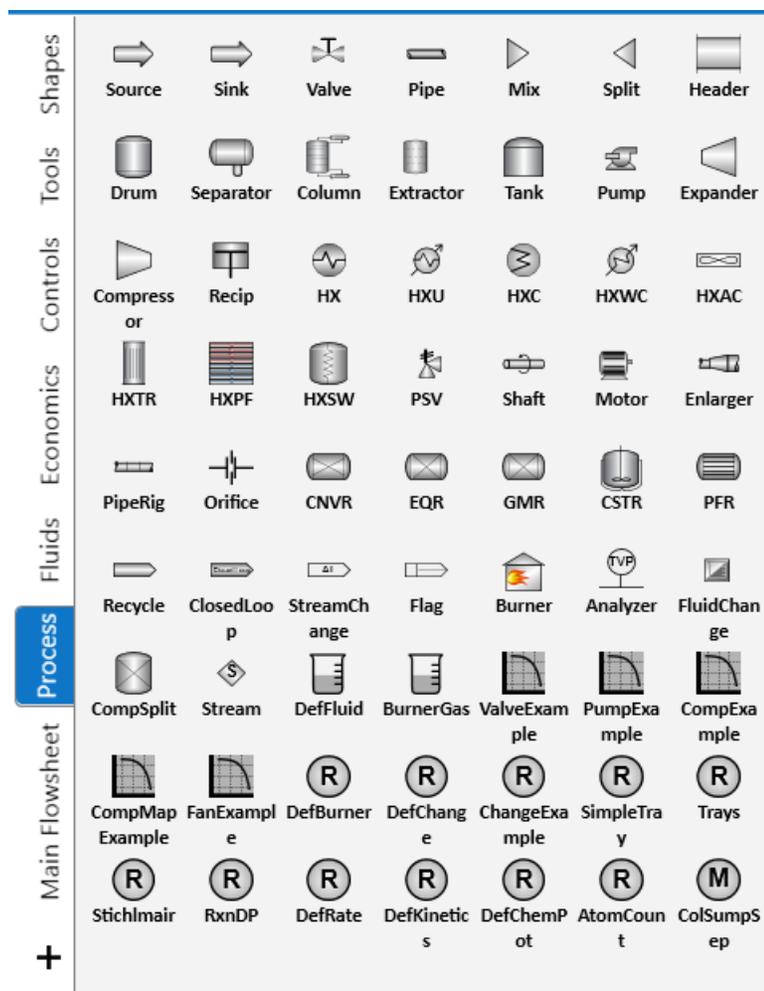
Component Browser

Bank	Full Component Name ^	Library Name	Formula	CAS Number	NBP - K	MW
System:SIMSCI	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/> - <input type="text"/>	<input type="text"/> - <input type="text"/>
<input type="checkbox"/> Leading	<input type="checkbox"/> Leading	<input type="checkbox"/> Leading	<input type="checkbox"/> Leading	<input type="checkbox"/> Leading		
+ System:SIMSCI	(1.alpha.,2.alpha.,3.beta.)-1,2TCCP		C8H16	15890-40-1	383.55	112.215
+ System:SIMSCI	2,2',2''-Nitrilotris-AcetonitrileTETNITAM		C6H6N4	7327-60-8	623	134.141
+ System:SIMSCI	Abietic Acid	ABIETIC	C20H30O2	514-10-3	649.7	302.457
+ System:SIMSCI	Acenaphthene	ACENAP	C12H10	83-32-9	550.54	154.211
+ System:SIMSCI	Acenaphthylene	ACENAPHT	C12H8	208-96-8	543.15	152.196
+ System:SIMSCI	Acetal	ACETAL	C6H14O2	105-57-7	377.35	118.176
+ System:SIMSCI	Acetaldehyde	ACETALD	C2H4O	75-07-0	294	44.0532
+ System:SIMSCI	Acetaldol	ACETALDL	C4H8O2	107-89-1		88.1063
+ System:SIMSCI	Acetamide	ACTAMIDE	C2H5NO	60-35-5	494.3	59.0678
+ System:SIMSCI	Acetaminophen	TYLENOL	C8H9NO2	103-90-2	530	151.165
+ System:SIMSCI	Acetanilide	ACTANLD	C8H9NO	103-84-4	576.95	135.166
+ System:SIMSCI	Acetic Acid	ACETIC	C2H4O2	64-19-7	391.05	60.0526
+ System:SIMSCI	Acetic Anhydride	AC2O	C4H6O3	108-24-7	412.7	102.09
+ System:SIMSCI	Acetoacetanilide	ACEACEAN	C10H11NO2	102-01-2	592	177.203
+ System:SIMSCI	2-Acetoacetoxy Ethyl Metha2ACACEEM		C10H14O5	21282-97-3	575	214.218
+ System:SIMSCI	Acetol	ACETOL	C3H6O2	116-09-6	418.65	74.0794

Nota. Como ejemplo se agregó a la lista los componentes el agua y dióxido de carbono.

Figura 24

Ventana de selección de equipos



*Nota.* SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020b) no dispone de todas las unidades de operación. Sin embargo, posee las unidades más importantes involucradas en un proceso.

## 2.4.2 Simulación de una columna de destilación en SimCentral

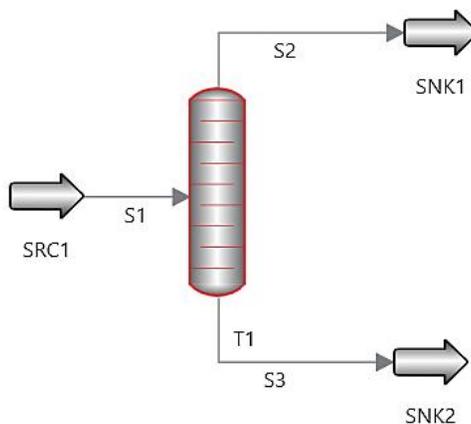
### 2.4.2.1 Ingeniería conceptual

El modelo de diseño conceptual (Figura 25) consta de una alimentación, una columna, un condensador, y el reboiler. El condensador y el reboiler se

modelan de forma interna a la columna posicionándose en la parte superior e inferior de la misma. En este modo se establece la opción *Internals* en bandejas para incorporar a la columna los cálculos de clasificación y el tamaño de la bandeja de acuerdo con la correlación de inundación de arrastre de *Fair* para un espacio de bandeja de 24 pulgadas. Las etapas se dimensionan con un 78% de inundación de la bandeja, configurando el parámetro hidráulico en dimensionamiento. La variable *Dcol* mostrará el diámetro máximo de la etapa (AVEVA, 2020a).

### Figura 25

*Modo conceptual para una columna de destilación*



*Nota.* Diagrama del modo conceptual para una columna de destilación ejecutable en el software SimCentral.

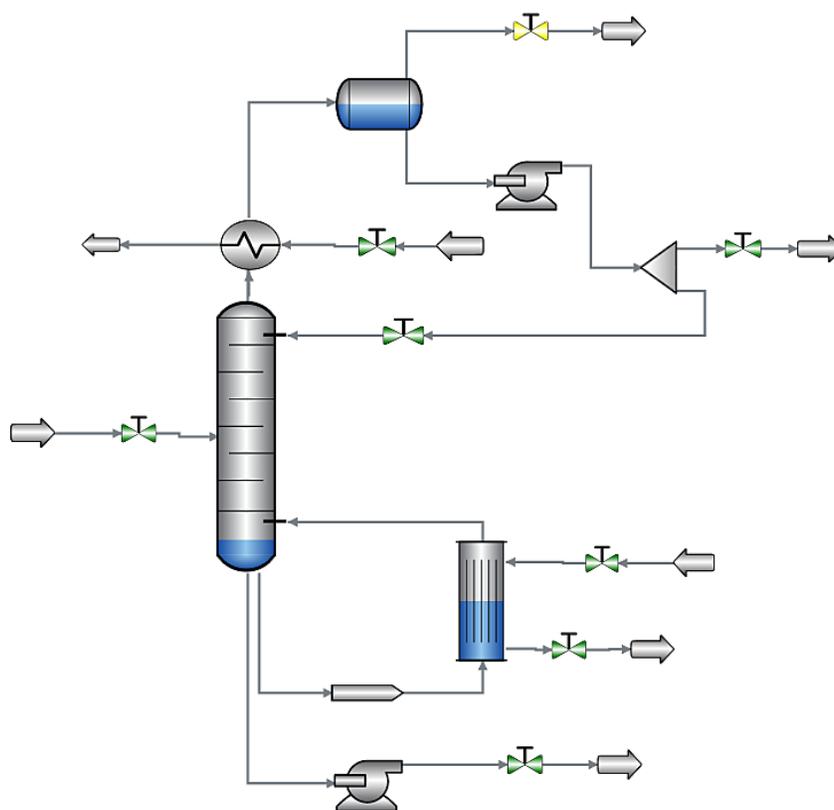
#### 2.4.2.2 Ingeniería de detalle

A partir del diseño conceptual se consigue la simulación en ingeniería de detalle (Figura 26). En este se coloca el condensador y el reboiler de forma externa. Se suministra corrientes de reflujo configurando los parámetros del condensador y el reboiler en externo. El sumidero de la columna se configura de forma similar.

Para garantizar que el flujo de vapor interno sea idéntico al modelo conceptual, se cuantifica el consumo del recalentador del sumidero utilizando la variable *RoutFrac* colocado un retorno del recalentador vaporizado al 30%. El condensador externo consta de un modelo de intercambiador de calor con agua de refrigeración en el lado del tubo (AVEVA, 2020a).

### Figura 26

*Modelo de ingeniería detallada para una columna de destilación*



*Nota.* Diagrama del modelo de ingeniería en detalle para una columna de destilación ejecutable en el software SimCentral versión 5.0 (AVEVA, 2020d).

## Capítulo III

### 3. Metodología de Desarrollo de Proyecto

Con el fin de cumplir con los objetivos planteados en el proyecto, en este capítulo se detalla la metodología desarrollada para la simulación en estado estacionario y dinámico del proceso de separación de los productos del reformado de glicerol en fase líquida reportado por Freire (2021), incluyendo el control del proceso en el programa SimCentral, versión 5.0 (AVEVA, 2020d).

En el programa SimCentral se simularon los dos sistemas presentados por Freire (2021). Las condiciones de operación, la composición del flujo de alimentación y el paquete termodinámico se extraen del trabajo de Freire (2021), estableciéndose parámetros y equipos adicionales para llevar las columnas de un diseño conceptual a un diseño en ingeniería de detalle para la simulación dinámica. En un diseño de ingeniería de detalle el condensador y el reboiler se modelan de forma externa (Figura 26) instalándose nuevas unidades tales como, intercambiadores de calor con corrientes de enfriamiento para condensar la corriente que sale del tope de la torre, intercambiadores de calor con corrientes de vapor para calentar la corriente recirculada a la columna, válvulas y bombas que ayuden a regular el flujo y crear la diferencia de presión en el proceso, separadores flash para separar el vapor de los productos condensados y un divisor de flujo para dividir el destilado de la corriente de reflujo. Los parámetros de especificación y dimensionamiento para estos equipos se establecieron a base de Heurísticas sugeridos por Seider (2009).

Para el desarrollo de este trabajo se tomó en cuenta la estructura de control de un solo extremo (Figura 18) presentado para Luyben (2013). Dicha estrategia puede ser utilizada para controlar columnas de destilación de mezclas binarias y

multicomponentes (esta afirmación se evidencia en los trabajos de Peng et al. (2019), y Luyben (2013)). Luyben (1999) indica que se tiene los mismos grados de libertad para controlar una columna de destilación multicomponente que una binaria. Por lo tanto, al igual que en la estrategia de control presentada por Seider et al. (2009) para controlar una columna de destilación binaria determinada a partir del análisis de grados de libertad, en la estructura de un solo extremo se consideran 5 variables a controlar y manipular, las cuales son:

1. La presión del tope de la torre, controlada por la válvula instalada en la corriente de enfriamiento del condensador.
2. El nivel del tambor de reflujo, controlada por la válvula instalada en el flujo de destilado.
3. El nivel de la columna, controlada por la válvula instalada en la corriente de productos de fondo.
4. La temperatura de una etapa específica, controlada por la válvula instalada en la corriente de vapor que ingresa al reboiler.
5. La relación de reflujo-alimentación  $R/F$  o la relación de reflujo  $RR$ , controlada por la válvula instalada en la corriente de reflujo.

Por último, según el paso 4 establecido en el proceso de diseño cualitativo para el control de toda la planta expuesta por Luyben et al. (1999), en donde se puntualiza que “la tasa de producción se regula controlando el flujo de la corriente de alimentación principal, o la corriente de producto principal”. Por tanto, para garantizar un caudal de alimentación constante, se controla el flujo de la corriente de alimentación principal en ambos sistemas de separación de Freire (2021).

### 3.1 Simulación en SimCentral en estado estacionario o modo Process

#### 3.1.1 Creación de una nueva simulación

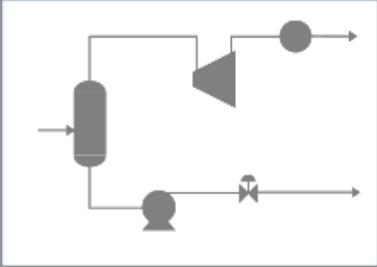
Al abrir SimCentral se visualiza una pestaña denominada *Create a new simulation*. Seccionar la opción *Process* y proceder a cambiar el nombre de la simulación.

**Figura 27**

*Creación de una nueva simulación en SimCentral*

Create a new simulation
+

---



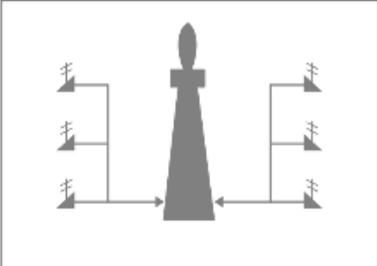
### Process ☆

Simulate chemical processes. Perform heat and material balances and size pipes, valves, and other equipment in Process mode. Check two phase piping systems in Fluid Flow mode. Study compressor controls in Dynamics mode.

Libraries : Process, Controls, Fluids, Economics

Process, Controls, Fluids, Economics

### Flare ☆



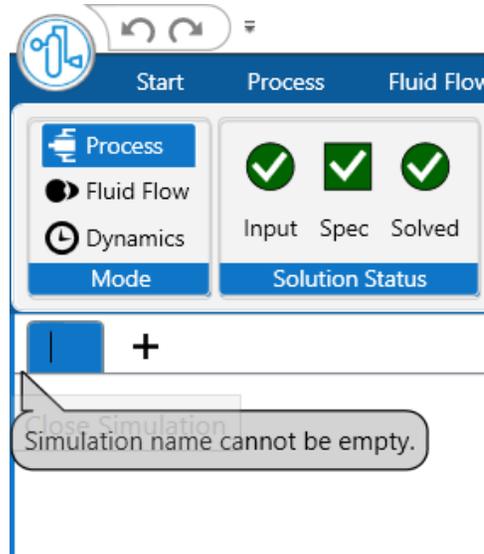
Simulate refinery and chemical plant flare collection piping systems. Size relief valves and piping in Process mode. Rate flare networks to calculate relief valve back pressures in Fluid Flow mode.

Libraries : FlareLib, Fluids

*Nota.* Selección de la plantilla *Process*.

**Figura 28**

*Cambio de nombre de la simulación en SimCentral*



*Nota.* Colocación del nombre del proceso a ser simulado.

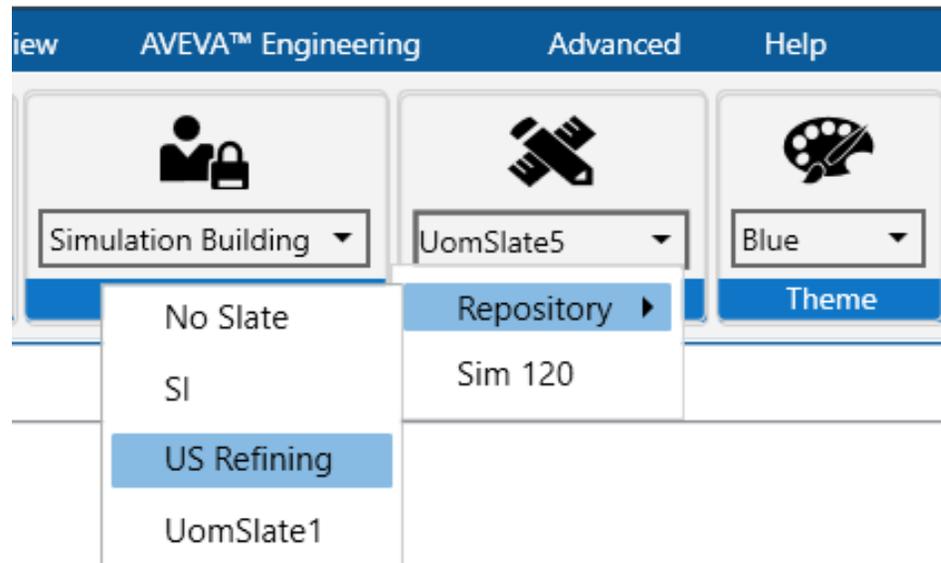
### **3.1.2 Selección de unidades de medida**

Para elegir las unidades de medida con las que se va a trabajar, hacer clic en *repository* de la lista desplegable de *UOM* y seleccionar *US Refining*.

El software permite modificar las unidades de medida, usando el siguiente proceso: clic en el icono de *UOM*→ en *UOM States*. Luego, seleccionar *Open States*→ *Repository*→ *US Refining*.

Figura 29

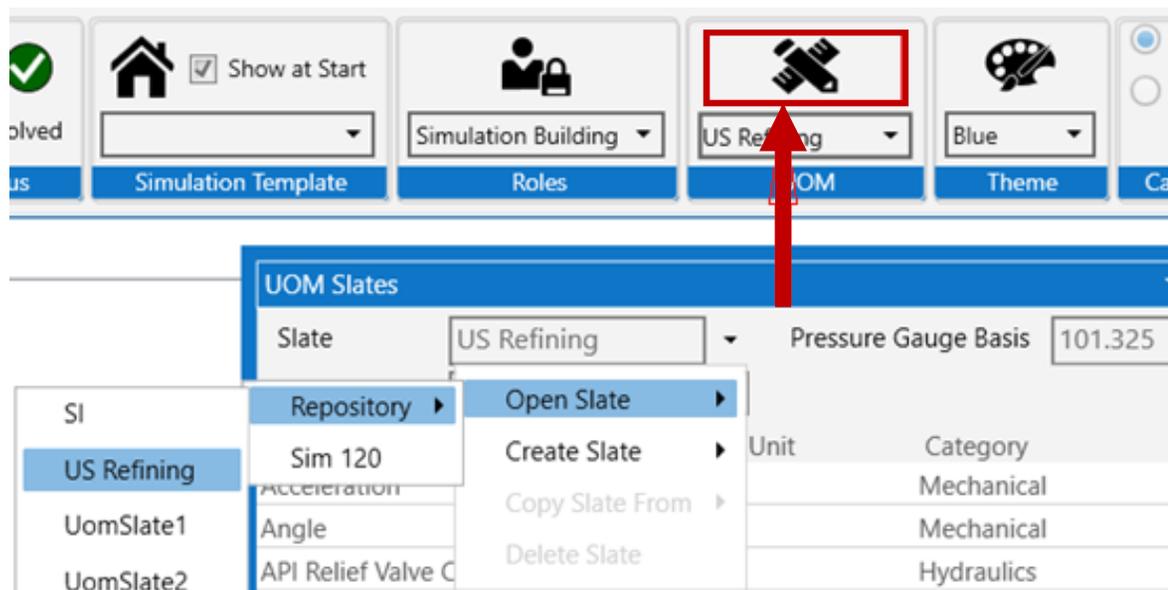
Selección del sistema de unidades en SimCentral



Nota. Se selecciona las unidades US Refining.

Figura 30

Modificación de las unidades para el sistema US Refining



Nota. Se eligen las mismas unidades utilizadas en el trabajo de Freire (2021).

### 3.1.3 Selección de los componentes

Los componentes provenientes del proceso de reformado de glicerol en fase líquida, según reporta Freire (2021) son el agua (A), ciclopentanona (B), acetol (C), 1,2 – propilenglicol(D), 1,2 – butanodiol (E), ácido láctico (G), y glicerol (H). La selección de los mismos en SimCentral se realiza en *Component List* creando un fluido en la barra de opciones de *Fluid Library* (Figura 31).

**Figura 31**

*Selección de los componentes y especificación de la composición en la alimentación*

Component List									
Name	<input checked="" type="checkbox"/>	Status	Type	Full Component Name	Bank	NBP K	Gravity SPGR	MW	Composition
H2O	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Water	System:SIMSCI			4875.2339	
CPTN	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Cyclopentanone	System:SIMSCI			0.1184	
ACETOL	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Acetol	System:SIMSCI			29.5682	
12PG	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	1,2-Propylene Glycol	System:SIMSCI			28.7849	
12BTD	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	1,2-Butanediol	System:SIMSCI			0.1105	
LACTIC	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Lactic Acid	System:SIMSCI			21.0006	
GLYCEROL	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Glycerol	System:SIMSCI			45.1836	

Number of Components: 7  
Sum of Starting Compositions: 5000

Add Component

Add Petro Component

Nota. Se seleccionan los 7 componentes en la opción *Component List*.

Además, se tiene que especificar la composición para las siete especies químicas en la alimentación. La composición y condición de alimentación presentado por Freire (2021) se señala en la Tabla 5.

**Tabla 5***Composición de los componentes en la alimentación*

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

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

### **3.1.4 Selección del paquete termodinámico**

Se selecciona el método de Non-Random Two-Liquid (NRTL) como paquete termodinámico en la opción *Methods*. Cabe resaltar que se selecciona el método NRTL utilizado en el trabajo de Freire (2021).

**Figura 32**

*Selección del paquete termodinámico*

▼ **Methods**

System ● Non-Random Two-Liquid (NRTL) ▼

Binary Interaction Banks System:SIMSCI Expand

Use Azeotrope Fill

Azeotrope Data Banks System:SIMSCI Expand

Use Henry's Law (select solutes in Component List)

Henry's Law Data Banks System:SIMSCI Expand

Enthalpy/Entropy Route System ▼

Include Heat of Mixing (Excess Enthalpy) in Liquid Enthalpy Calculations

Use Poynting Correction

Include Activity Coefficient Variables in Fluid State

Phases ● Vapor/Liquid (VLE) ▼

Include non-equilibrium solid components

Vapor Equilibrium Ideal Gas Law ▼

Liquid Density Library Correlations ▼

Pure Component Property Override Data Bank ●

Report Thermodynamic Calculation Warnings

*Nota.* Selección del método NRTL utilizado en el trabajo de Freire (2021).

### **3.1.5 Simulación de los sistemas de separación presentado por Freire (2021) en diseño conceptual**

En el modelo de diseño conceptual el condensador y el reboiler se modelan de forma interna en la columna, posicionándose en la parte superior e inferior de la misma, respectivamente. Este enfoque se basa en válvulas internas, calor directo y circuitos de control automatizados (AVEVA, 2020c). En la Figura 25 se observa este modelo de columna conceptual.

### 3.1.5.1 Pasos para realizar una simulación en modo conceptual

Los pasos que se presentan a continuación son aplicados para simular la COLUMNA1 en el primer sistema de separación. Las otras columnas del tren de separación presentan un desarrollo similar.

La estructura de una columna en diseño conceptual se la puede observar en la Figura 25 y la configuración típica para este sistema se muestra en la Figura 33.

**Figura 33**

*Configuración de parámetros para una columna en diseño conceptual*

COLUMNA1 (Process.Column)		
Configuration		
<input type="checkbox"/>	NStages	27
<input type="checkbox"/>	FeedStage	
<input type="checkbox"/>	FeedStage[S2]	23
<input type="checkbox"/>	SideDraws	None
<input type="checkbox"/>	Condenser	Internal
<input type="checkbox"/>	Reboiler	Internal
<input type="checkbox"/>	Sump	None
<input type="checkbox"/>	Setup	Solve
<input type="checkbox"/>	ModeCheck	Process
<input type="checkbox"/>	Efficiency	Contact
<input checked="" type="checkbox"/>	Contact	1 fraction
<input checked="" type="checkbox"/>	StageContact	

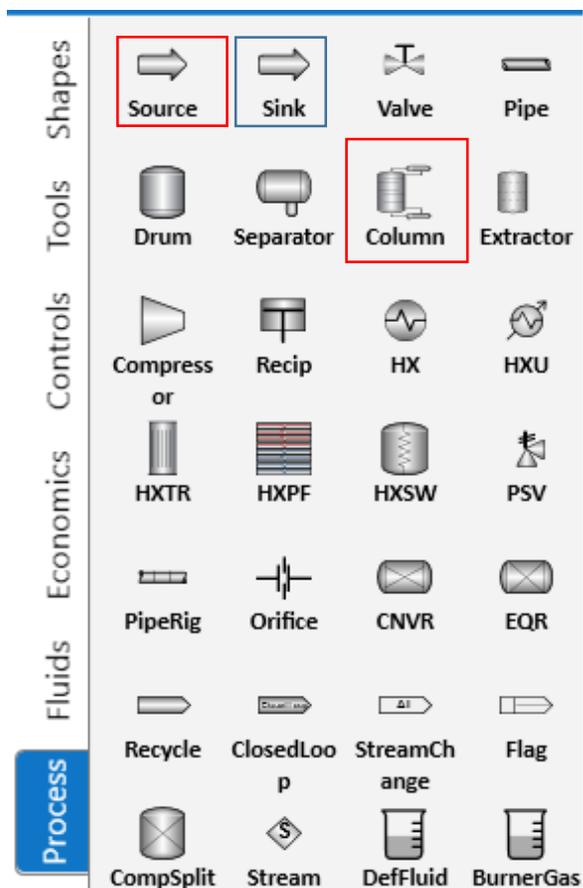
*Nota.* Estos parámetros corresponden a la configuración de la COLUMNA1 en diseño conceptual para el primer sistema de separación.

El proceso a seguir para conseguir ese diseño se presenta a continuación:

1. En el modo conceptual, crear una fuente (*Source*) con las condiciones de alimentación deseadas. Conectar la fuente a un módulo de columna (*Column*) presente en *Model Library* (Figura 34).
2. Dentro de la columna en la opción *Configuration* especificar el número de etapas  $NStages = 27$  y la etapa de alimentación  $FeedStage = 23$  (Figura 33).
3. En el parámetro *Condenser* cambiar *None* por *Internal*. Al realizar este cambio, aparecen las especificaciones *RefluxRatio* y *VFCond* (Tabla 6).

**Figura 34**

Selección de los iconos de columna (*Column*) y fuente (*Source*)



*Nota.* El icono se selecciona y se arrastra al ambiente de simulación.

**Tabla 6**

*Especificaciones de un condensador interno*

Parámetro	Especificaciones por defecto	
	Estado	Valor
RefluxRatio	<input checked="" type="checkbox"/>	1,0
VFCond	<input checked="" type="checkbox"/>	0,0

Nota.  indica que la variable se calcula,  indica que la variable esta especificada.

4. En el parámetro *Reboiler* cambiar *None* por *Internal*. Al realizar este cambio, aparecen las especificaciones *BoilupRatio* especificado en 1,0.
5. Insertar dos módulos *Sink* presentes en *Model Library* (Figura 34) y conectarlos a la columna para los productos de tope y fondo, respectivamente.
6. Especificar la presión del tope de la torre en el parámetro  $P_{top} = 30$  psia (Figura 35).
7. Especificar la caída de presión por etapa en el parámetro  $DP_{Stage} = 0,108$  psia (Figura 35). Este valor se calcula a partir de datos especificados por Freire (2021) para la columna 1 del primer sistema de separación, en donde la presión del tope de la torre es de 30 psia y la presión en la última etapa es de 33,266 psia, siendo que la columna posee 27 etapas.

Para determinar la caída de presión por etapa se aplica el siguiente cálculo:

$$DP_{Stage} = \frac{(33,266 - 30) \text{ psia}}{27 \text{ etapas}} = 0.120967 \frac{\text{psia}}{\text{etapa}}$$

8. Para especificar la caída de presión en el condensador y reboiler se

considera la Heurística 31 presentada por Seider (2009) en donde se recomienda estimar la caída de presión en 1,5 psi para intercambiadores de calor usados para hervir y condensar corrientes de proceso. La caída de presión en el condensador y reboiler queda definida como,  $DP_{Cond}= 1,5$  psi y  $DP_{Reb}= 1,5$  psi, respectivamente (Figura 35).

- En la opción *Configuration*, cambiar el parámetro *Setup* de *Configure* a *Solve*. Este cambio permite cálculos rigurosos en la columna.

### Figura 35

*Especificación de la presión del tope de la torre y la caída de presión por etapa*

Pressures		
<input checked="" type="checkbox"/>	PressureDrop	Constant
<input checked="" type="checkbox"/>	InletPressures	Ignore
<input checked="" type="checkbox"/>	StaticHead	Include
<input type="checkbox"/>	Pcond	28.5 psia
<input checked="" type="checkbox"/>	Ptop	30 psia
<input type="checkbox"/>	Pbtm	33.2661 psia
<input type="checkbox"/>	Preb	34.7661 psia
<input checked="" type="checkbox"/>	DPcond	1.5 psi
<input checked="" type="checkbox"/>	DPstage	0.120967 psi
<input checked="" type="checkbox"/>	DPreb	1.5 psi
<input type="checkbox"/>	DPcol	6.26612 psi
<input type="checkbox"/>	DPrflx	-0.274604 psi

*Nota.* Los demás parámetros se calculan por defecto.

- Especificar el parámetro *Contact* en 1,0.

Para una simulación rigurosa la variable de contacto se establece en 1,0. Con este valor las fases de vapor y líquido se mantienen en contacto y la simulación se resuelve sin perfiles de concentración uniformes para el flujo líquido y vapor (AVEVA, 2020a).

11. Para cumplir con las especificaciones de diseño en la composición de destilado presentada por Freire (2021), cambiar las especificaciones de *RefluxRatio* y *BoilupRatio* por dos especificaciones de flujo para el agua,  $Fc[H_2O] = 4870,36$  lbmol/h, y acetol,  $Fc[ACETOL] = 0,029$  lbmol/h, tal y como se muestra en la Tabla 7.
12. Por último, para obtener los volúmenes de retención esenciales en una simulación de estado dinámico, es necesario establecer el parámetro *Internals en Trays*. Seguidamente, por recomendación de AVEVA (2020a), especificar el valor de 0,78 como factor de inundación  $FF_{col}$ , lo cual permitirá calcular los diámetros preliminares de las bandejas.

**Tabla 7**

*Especificaciones de composición deseada en el destilado*

Parámetro	Especificaciones por defecto		Especificaciones Modificadas	
	Estado	Valor	Estado	Valor
RefluxRatio	<input checked="" type="checkbox"/>	1,0	<input type="checkbox"/>	0,364
BoilupRatio	<input checked="" type="checkbox"/>	1,0	<input type="checkbox"/>	57,422
Fc[H <sub>2</sub> O], lbmol/h	<input type="checkbox"/>	1333,98	<input checked="" type="checkbox"/>	4870,36
Fc[ACETOL], lbmol/h	<input type="checkbox"/>	6,84E-08	<input checked="" type="checkbox"/>	0,029

Nota.  indica que la variable se calcula,  indica que la variable esta especificada.

### 3.1.5.2 Primer sistema de separación en diseño conceptual

El primer sistema de separación consta de cuatro columnas conectadas en serie. Las condiciones de operación para simular este sistema se toman del trabajo de Freire

(2021). En la Tabla 8 se presentan todos los parámetros para cada equipo utilizado en el primer proceso de separación.

**Tabla 8**

*Condiciones de operación para el primer sistema de separación en diseño conceptual*

<b>Parámetro</b>	<b>SimCentral</b>	<b>COLUMN A1</b>	<b>COLUMN A2</b>	<b>COLUMN A3</b>	<b>COLUMN A4</b>
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

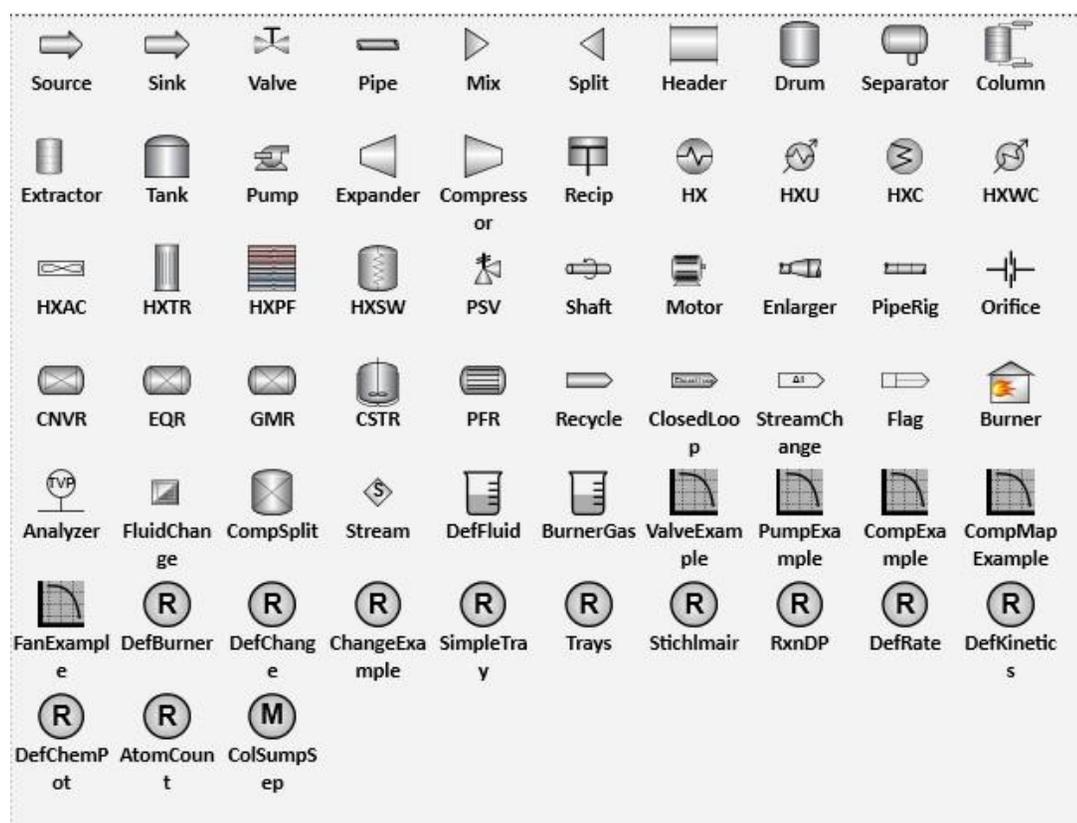
*Nota.* El diagrama de simulación donde se especifican estos parámetros y se instalan las columnas nombradas en la presente Tabla se encuentra en la Figura 43.

### 3.1.5.3 Segundo sistema de separación en diseño conceptual

Para el segundo sistema de separación en SimCentral no existe un módulo de cristalización que separe el agua en la alimentación inicial como lo presenta Freire (2021). Esta afirmación se constata en la Figura 36 en donde se muestran todos los equipos disponibles en SimCentral para la simulación de procesos.

**Figura 36**

*Equipos disponibles en SimCentral*



*Nota.* En la siguiente Figura se observan todos los equipos o unidades de operación que se pueden utilizar para simular un proceso en SimCentral.

Al no existir el equipo requerido para la operación de cristalización se pasó a utilizar el módulo *CompSplit*. Este último modelo permite dividir la alimentación

combinada en múltiples salidas de cualquier composición, presión y temperatura deseada.

La separación continua con una bomba que contrarresta la caída de presión en el equipo *CompSplit* y en el intercambiador de calor modelo *HXU*. Con el intercambiador de calor modelo *HXU* se consigue la temperatura de alimentación a la primera columna. La caída de presión en el intercambiador se especifica en 5 psi siguiendo la sugerencia de la Heurística 31 para líquidos de baja viscosidad presentada por Seider et al. (2009). El proceso termina con un tren de separación compuesta por tres columnas conectadas en serie, las condiciones de operación para cada equipo se extraen del trabajo de Freire (2021) y se muestran en las Tablas 9, 10, y 11, respectivamente.

**Tabla 9**

*Condiciones de operación para el divisor de componente (DivComp) usado en el segundo sistema de separación*

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

*Nota.* Las variables presentes en la Tabla son las que se especifican en la unidad de divisor, las otras variables de este último equipo vienen especificadas por defecto. El nombre (DivComp) es el nombre del equipo divisor que se presenta en la Figura 44.

**Tabla 10**

*Condiciones de operación para la bomba y el intercambiador de calor usado en el segundo sistema de separación*

<b>Equipo</b>	<b>Parámetros</b>	<b>SimCentral</b>	<b>Valor</b>
<b>Bomba (P1)</b>	Incremento de presión	$DP [psi]$	25,3777
<b>Intercambiador de calor modelo HXU (E1)</b>	Volumen	$V [ft^3]$	23,95415
	Temperatura de salida	$To [^{\circ}F]$	77
	Caída de presión	$DP [psi]$	5

*Nota.* Las variables presentes en la Tabla son las que se especifican en la unidad de divisor, las otras vienen especificadas por defecto. P1 y E1 son los nombres de los equipos en el diagrama de simulación que se encuentra en la Figura 44.

El volumen de 23,95415 ft<sup>3</sup> para el intercambiador de calor E1 es estimado para obtener un tiempo de retención ( $\tau$ ) de 5 min al 50% del nivel, ya que según (Luyben, 2010) el dimensionamiento de los equipos es requerido en una simulación dinámica.

**Tabla 11**

*Condiciones de operación para las columnas en diseño conceptual utilizadas en el segundo sistema de separación*

<b>Parámetros</b>	<b>SimCentral</b>	<b>COLUMNA1</b>	<b>COLUMNA2</b>	<b>COLUMNA3</b>
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.* El diagrama de simulación donde se especifican estos parámetros y se instalan las columnas nombradas en esta Tabla se encuentra en la Figura 44.

### **3.1.6 Simulación de los sistemas de separación presentado por Freire (2021) en diseño de ingeniería detallada**

El diseño conceptual es el punto de partida que permite migrar al diseño de ingeniería de detalle. Este sistema se construye con circuitos externos para el condensador y calentador configurando el parámetro de *Condenser y Reboiler en External*. Además, se activa el sumidero cambiando de *None* a *Single* en el parámetro *Sump* (Figura 37). La nueva estructura de simulación detallada debe garantizar la misma transferencia de vapor interna dictada en el diseño conceptual (AVEVA, 2020a).

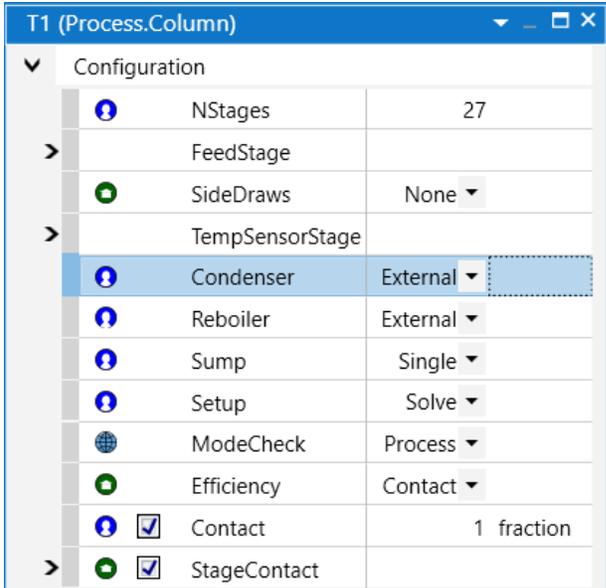
#### **3.1.6.1 Pasos para realizar una simulación extendida en diseño de ingeniería de detalle**

Los pasos que se presentan a continuación son aplicados para migrar del diseño conceptual a ingeniería de detalle en la COLUMNA1 del primer sistema de separación. Las siguientes columnas presentes en el tren de separación tienen un desarrollo similar.

La configuración típica de una columna en ingeniería de detalle se muestra en la Figura 37, mientras que el diagrama de flujo se la puede observar en la Figura 38.

**Figura 37**

*Configuración de parámetros para una columna en diseño detallado*



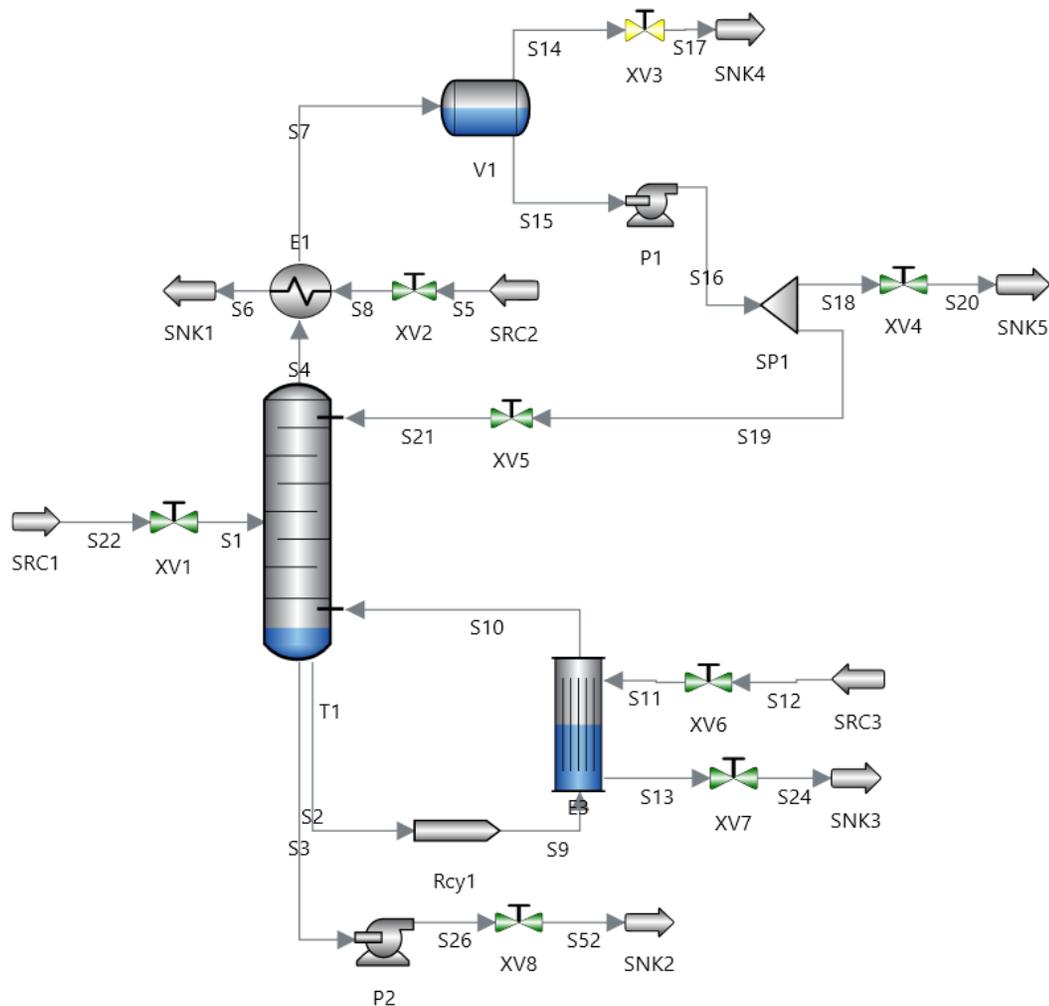
The screenshot shows a software window titled 'T1 (Process.Column)' with a 'Configuration' section. It contains a table of parameters for a distillation column. The 'Condenser' row is highlighted in blue.

Configuration		
	NStages	27
>	FeedStage	
	SideDraws	None ▾
>	TempSensorStage	
	Condenser	External ▾
	Reboiler	External ▾
	Sump	Single ▾
	Setup	Solve ▾
	ModeCheck	Process ▾
	Efficiency	Contact ▾
	<input checked="" type="checkbox"/> Contact	1 fraction
>		<input checked="" type="checkbox"/> StageContact

*Nota.* Estos parámetros corresponden al dimensionamiento de la COLUMNA1 para el primer sistema de separación.

**Figura 38**

*Sistema de destilación en diseño de ingeniería detallada*



*Nota.* En la Figura se presenta el diagrama típico de una columna en diseño de ingeniería detallada.

El proceso a seguir para conseguir el diseño de detalle de una columna de destilación se presenta a continuación:

1. En el icono de la columna de diseño conceptual, cambiar la configuración de *Internal* a *External* para el condensador, lo cual elimina el condensador del icono de la columna. Sin embargo, se mantienen las propiedades del diseño conceptual dentro

de la columna hasta conectar una nueva corriente al puerto de reflujo.

2. Para modelar el condensador de forma externa se agrega por encima de la columna el intercambiador de calor modelo *HX* presente en *SteamLib*. Luego, conectar la corriente de proceso a lado de la carcasa, y una corriente que contiene agua de enfriamiento al lado de los tubos. La configuración del condensador es la siguiente:

- Para calcular el coeficiente de transferencia de calor global cambiar el parámetro *UOption* a *Film*.
- Establecer la caída de presión del sistema en 1,5 psi como lo recomienda Seider (2009) en la Heurística 31.
- Agregar una fuente que contenga la corriente de enfriamiento (*CoolingWater*) conectada al lado de los tubos. Luego colocar las condiciones recomendadas por la Heurística 27 establecida por Seider (2009) para el uso de agua de enfriamiento para condensar, en donde se especifica la condición de entrada para el agua de enfriamiento en 90°F de temperatura 14,6954 psia de presión, y la temperatura de salida se especifica en 120°F.
- El mismo programa se encarga de calcular el flujo de agua de enfriamiento requerido para condensar la corriente de proceso que sale de la parte superior de la columna. Para conseguir este último objetivo se especifica los parámetros  $VF_{so} \approx 0$  y  $T_{to} = 120^\circ\text{F}$ , desvinculando las casillas de *Duty* en el intercambiador, y *W* en la fuente de agua de enfriamiento.

3. Luego, la corriente condensada de productos proveniente del intercambiador de calor se dirige a un separador flash o tanque de reflujo (*Drum*) para separar el producto destilado del gas ventilado. El producto condensado se transporta a través de una bomba (*Pump*) que contrarresta las caídas de presión presentadas en el

intercambiador de calor y la válvula de control *XV4* instalada en la corriente de destilado (Figura 38). Seguidamente, la corriente condensada se dirige a un divisor (*Split*) para dividir el reflujo del destilado, como lo indica la Figura 38. La condición de operación de la bomba se muestra en la Tabla 13, sección bomba.

4. En el divisor (*Split*) se especifica la relación de reflujo (RR), determinado en el diseño conceptual.
5. A la corriente de gas separada del tambor flash se instala una válvula de control tipo lineal. Las condiciones de operación para esta válvula se muestran en la Tabla 12, sección válvulas de control. Seguidamente, conectar la corriente de reflujo al puerto *Rin* de la columna para cerrar el circuito del condensador.
6. Cambiar el parámetro *Internal* a *External* para el reboiler, lo cual elimina el reboiler del icono de la columna. Sin embargo, se mantienen las propiedades del diseño conceptual dentro de la columna hasta conectar una nueva corriente al puerto de ebullición.
7. Cambiar el parámetro del sumidero (*Sump*) de *None* a *Single*.
8. Modelar el reboiler conectando la corriente proveniente del puerto del sumidero a un intercambiador de calor modelo *HXTR*, conocido como hervidor de termosifón, el cual se configura de la siguiente manera:
  - Establecer la caída de presión del sistema en 1,5 psi como lo recomienda Seider (2009) en la Heurística 31.
  - Agregar una fuente que contenga una corriente de vapor (*steam*) conectada al lado de la carcasa del modelo *HXTR*. Especificar la fracción de vapor VF en 1,0.
  - El mismo programa se encarga de calcular el flujo de vapor requerido para hervir la corriente líquida que se recicla a la columna. El usuario debe especificar la fracción de vapor de salida del lado del tubo ( $VF_{so} = 0$ ), la fracción de vapor de

salida del lado de la coraza  $VF_{to}=0,3$ , y la temperatura de fuerza conductora  $DT = 45^{\circ}\text{F}$ , desvinculando las casillas *Duty* en el intercambiador, y *W* en la fuente de agua de enfriamiento.

Para garantizar el proceso *nucleate boiling* evitando el proceso *film boiling* en un intercambiador de calor destinado a hervir una mezcla líquida. Seider et al. (2009) recomendaron emplear la Heurística 28, la cual sugiere usar una temperatura de fuerza conductora de  $45^{\circ}\text{F}$ .

A  $VF_{boilup}$  se le conoce como la fracción de vapor molar ilimitada de retorno del calderín de columna. Para hervidores de agua el  $VF_{boilup}$  que se aplica es de 1,0. Los valores típicos para los hervidores de termosifón están en un rango de  $0 < VF_{boilup} < 0,4$ . El valor elegido comúnmente es de 0,3 en los parámetros del sumidero en el modo conceptual, el cual se especifica en  $VF_{to}$  dentro del modelo *HXTR* para un diseño en ingeniería de detalle (AVEVA, 2020c).

9. Finalmente, cerrar el circuito del reboiler, conectando la salida del producto del modelo *HXTR* al puerto *Bin* de la columna.

### **3.1.7 Control del proceso**

La estructura de control que se utiliza para todas las columnas de destilación es la de un solo extremo (Figura 18) como se indicó anteriormente, puesto que esta estructura de control es la más común en el control de procesos para columnas de destilación (Luyben, 2013). Según Luyben (2010) para el análisis de una simulación dinámica es necesario agregar válvulas de control y bombas al proceso o planta. Además, se requiere determinar los volúmenes de todos los recipientes presentes en el proceso considerando 5 minutos de retención al 50% del nivel (Luyben, 2010).

En la estructura de control indicada en el último párrafo se controla una temperatura, la relación de reflujo-alimentación R/F, o la relación de reflujo RR (Figura 18).

### **3.1.7.1 Equipos requeridos para la simulación dinámica impulsada por presión**

#### **3.1.7.1.1 Válvulas de control**

En una simulación dinámica es necesario garantizar las condiciones de flujo-presión en el proceso. Por tanto, el uso de válvulas ayudará a regular el flujo y crear la diferencia de presión (Chaves et al., 2016).

Las válvulas requeridas en una columna de diseño en ingeniería de detalle (Figura 39) son: *XV1*, *XV2*, *XV3*, *XV4*, *XV5*, *XV6*, *XV7*, y *XV8*. Para especificar la caída de presión en las válvulas de control se consideró la Heurística 38 recomendada por Seider (2009), la cual sugiere una caída de presión de al menos 10 psi. La especificación de parámetros para cada válvula se presenta en la Tabla 12.

Las presiones de entrada mostradas en la Tabla 12, 35,777 psi en *XV1* y 14,6959 psi en *XV2*, corresponden a la presión de la corriente de alimentación principal presentada por Freire (2021), y la presión de entrada especificada para la corriente de agua de enfriamiento, respectivamente.

La posición manual o porcentaje de apertura de válvula se define en 0,5. Este valor se acoge en base a la especificación típica realizada por Chavez et al. (2016) para la simulación dinámica de sistemas de control. Cabe recalcar que en la simulación dinámica la apertura de válvula no se mantendrá en 0,5. Este último valor cambiará hasta adecuarse en un valor que permita controlar la variable de proceso.



**Tabla 12**

*Condiciones de operación de las válvulas presentes en una columna en ingeniería detallada*

	<b>Curva característica (Char)</b>	<b>Coefficiente de flujo (Cv)</b>	<b>Caída de presión (DP), psi</b>	<b>Posición manual (ManPos)</b>	<b>Presión de entrada (P1), psia</b>
<b>XV1</b>	Lineal	Por defecto	Por defecto	0,5	35,777
<b>XV2</b>	Lineal	Por defecto	10	0,5	14,6959
<b>XV3</b>	Lineal	Por defecto	10	Por defecto	Por defecto
<b>XV4</b>	Lineal	Por defecto	10	0,5	Por defecto
<b>XV5</b>	Lineal	Por defecto	Por defecto	0,5	Por defecto
<b>XV6</b>	Lineal	Por defecto	10	0,5	Por defecto
<b>XV7</b>	Lineal	Por defecto	10	Por defecto	Por defecto
<b>XV8</b>	Lineal	Por defecto	Por defecto	0,5	Por defecto

*Nota.* Las condiciones mostradas en la Tabla serán usadas para todas las válvulas instaladas en las otras columnas del primer y segundo sistema de separación ubicadas en la misma posición del diagrama de la Figura 39.

Luego de instalar las válvulas señaladas, en el icono de la columna, cambiar el parámetro *InletPressures* de la columna de *Ignore* a *Balanced*. Este último cambio establece todas las presiones de entrada a las respectivas presiones de etapa de alimentación (AVEVA, 2020a).

### **3.1.7.1.2 Bombas**

Con el propósito de contrarrestar las caídas de presión en el proceso de destilación con diseño detallado se instalan bombas, *P1* y *P2* (Figura 39). Para la

bomba P1 se especifica un incremento de presión de 12 psi, lo cual contrarresta la caída de presión en el intercambiador de calor *E1* de 1,5 psi y en la válvula *XV4* de 10 psi. En la bomba P2 se especifica un incremento de presión de 11 psi para contrarrestar la pérdida de presión de 10 psi presentada en la válvula *XV8*. Las condiciones para ambas bombas se muestran en la Tabla 13.

**Tabla 13**

*Condiciones de operación de las bombas presentes en una columna en ingeniería detallada*

Bomba	Curva de bomba ( <i>CurveType</i> )	Eficiencia		Velocidad ( <i>Speed</i> ), rpm
		Constante ( <i>eta</i> )	Incremento de presión ( <i>DP</i> ), psi	
P1	<i>DefPump</i>	0,7	12	3600
P2	<i>DefPump</i>	0,7	11	3600

*Nota.* P1 y P2 son las bombas de la sección del destilado y del fondo de una columna, respectivamente (Figura 39). Las condiciones de operación de las bombas de la sección del destilado o del fondo de todas las columnas de los dos sistemas de separación son las mismas.

El icono *Rcy* conocido como modelo de reciclo, es utilizado para mejorar la convergencia de las corrientes de reciclo. En este último icono, se especifica el tipo de fluido y la operación en Normal (Figura 40). Para los modos *Fluid Flow* y *Dynamics* presentes en SimCentral, la operación generalmente debe establecerse en *Normal* (AVEVA, 2020c).

**Figura 40**

Configuración de los parámetros para el modelo Rcy1.

Configuration		
	FluidType	Models.Feed1
	Operation	Normal ▾
	CompBasis	Molar ▾
	ModeCheck	Process ▾
Operations		
<input type="checkbox"/>	W	754347 lb/h
<input checked="" type="checkbox"/>	F	9298.19 lbmol/h
<input checked="" type="checkbox"/>	P	34.7774 psia
<input checked="" type="checkbox"/>	T	280.235 F
<input checked="" type="checkbox"/>	M	
<input checked="" type="checkbox"/>	VF	-0.0434563 mol frac
<input checked="" type="checkbox"/>	MW	81.1284 lb/lbmol
<input checked="" type="checkbox"/>	Mt	2.20462 lbmol
<input checked="" type="checkbox"/>	No Group	

*Nota.* Esta barra de ajuste de parámetros se la obtiene haciendo doble clic sobre el icono de reciclaje instalado en la corriente que ingresa al reboiler para la COLUMNA1 en el primer sistema de separación

### 3.1.7.2 Dimensionamiento de equipos

Las columnas se dimensionan especificando 0,78 en el factor de inundación  $FF_{col}$  (Figura 41). Esta última especificación permite calcular los diámetros preliminares de las bandejas (AVEVA, 2020a).

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). Dentro del icono de cada tambor de reflujo se especifica los parámetros tau y la relación L/D (Figura 42).

### Figura 41

*Configuración de los parámetros de dimensionamiento para las columnas*

Sizing		
<input checked="" type="checkbox"/>	Internals	Process.SimpleTray ▾
<input checked="" type="checkbox"/>	Capacity	Internals ▾
<input checked="" type="checkbox"/>	Dcol	8.41294 ft
>	<input type="checkbox"/>	D
>	<input checked="" type="checkbox"/>	Dstep
<input checked="" type="checkbox"/>	FFcol	0.78 fraction
>	<input type="checkbox"/>	FF
<input type="checkbox"/>	Hcol	52.2638 ft
<input checked="" type="checkbox"/>	Hstage	1.9357 ft

*Nota.* Estos parámetros corresponden al dimensionamiento de la COLUMNA1 para el primer sistema de separación.

Según Bahadori (2014) la relación L/D para separadores horizontales tiene un rango de 2,5 – 5. Para cumplir con esta restricción se elige el mínimo valor posible, es decir, L/D=2,5.

**Figura 42**

Configuración de los parámetros para el tambor de reflujo

The screenshot shows a software window titled "V1 (Process.Drum)" with a tree view on the left and a parameter table on the right. The tree view has three main sections: Configuration, Vessel Data, and Operation. The parameter table contains the following data:

Section	Parameter Name	Value
Configuration	InletPressures	Balanced
	Separation	Equilibrium
	StaticHead	Include
	ModeCheck	Process
Vessel Data	Orientation	Horizontal
	L	13.9207 ft
	D	5.56829 ft
	LD	2.5
	tau	5 min
	Geometry.HeadRatio	0
Operation	P	29.855 psia
	T	250.125 F
	Duty	0 MMBtu/h
	VF	2E-4 mol frac
	Level	0.5 fraction

*Nota.* Esta ventana de ajuste de parámetros se la obtiene haciendo doble clic sobre el icono del tanque de reflujo que se encuentra en el circuito de reflujo en la COLUMNA1 del primer sistema de separación de Freire (2021).

### 3.1.7.3 Procedimiento para seleccionar la estructura de control de relación de reflujo/alimentación (R/F) o relación de reflujo (RR)

Para identificar la estructura de control más conveniente para las columnas de destilación, se realiza la evaluación de desempeño en el modo estacionario en diseño conceptual para ambos sistemas de separación. Según Luyben (2013) la variación que

se debe considerar es la fracción molar de los componentes clave en la alimentación, debido a que este cambio altera las relaciones de flujo, la composición y los perfiles de temperatura de la columna. Los pasos para determinar la estructura de control para las columnas se detallan a continuación:

1. Registrar la relación de reflujo RR y la relación de reflujo a alimentación R/F presentes en la simulación de diseño.
2. 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.
3. Registrar todos los valores encontrados de RR y R/F que se requieren para cada cambio en la composición.
4. La relación que reporte menor cambio se considera como estructura de control de un solo extremo.

#### Tabla 14

*Ejemplo de análisis de sensibilidad de la composición de la alimentación*

$z_{H_2O}$	$z_{ACETOL}$	R/F	RR
0,9800	9,14E-04	0,3385	0,3475
0,9775	3,41E-03	0,3386	0,3476
0,9750	5,91E-03	0,3547	0,3641
0,9745	6,41E-03	0,3587	0,3682
0,9740	6,91E-03	0,3588	0,3684

Nota. En la Tabla se muestra la evaluación de desempeño realizada para la COLUMNA1 del primer sistema de separación, en donde el agua es el componente clave liviano y el acetol el clave pesado.

### 3.1.7.4 Procedimiento para seleccionar la etapa de control para la temperatura

El método pendiente es el más simple y nos ayuda a determinar la posible etapa para el control de temperatura. El método de sensibilidad ayudará a verificar si la etapa seleccionada con el método de la pendiente es adecuada.

Para determinar la etapa en donde se aplicará el control de temperatura se usan los métodos de la pendiente y el de sensibilidad, siguiendo los pasos presentados a continuación:

1. Del diseño conceptual de columna en estado estacionario, extraer el perfil de temperaturas de cada plato.
2. Usar el programa Matlab versión 2015 para graficar la curva que representa la temperatura en función de las etapas (*Temp. vs Netapas*).
3. Localizar la etapa en donde la curva describe la pendiente más pronunciada.  
Considerar esta última etapa como posible candidata para el control de temperatura.
4. Para aplicar el método de sensibilidad se cambiará el valor de la variable manipulada, para este trabajo. Por recomendación de Luyben (2013) se toma el flujo de calor que ingresa al reboiler como variable a manipular.
5. El porcentaje a variar recomendado por Luyben (2013) es el 0,1 % del calor estacionario determinando todos los cambios de temperatura en cada bandeja.  
Seguidamente, se calcula la ganancia de estado estable que es la relación entre el cambio de temperatura de la bandeja y el cambio en la variable manipulada  $\left(\frac{\Delta Temp}{\Delta Calor}\right)$ .  
La bandeja con el mayor cambio de temperatura es la más "sensible" y se selecciona para ser controlada (Luyben, 2013).

### **3.1.7.5 Procedimiento para sintonizar los controladores PID**

#### ***3.1.7.5.1 Ajuste de parámetros para el control de niveles, presiones y flujos presentes en las columnas de destilación***

Para el ajuste de los parámetros del controlador se considera la siguiente Heurística recomendada por Chaves et al. (2016) y Peng et al. (2019).

Para el control de nivel se recomienda una ganancia proporcional  $K_p = 2$  (Peng et al., 2019), y si se requiere un comportamiento dinámico más acelerado se especifica una ganancia proporcional  $K_p = 10$  (Chaves et al., 2016). En este trabajo se especificó una ganancia proporcional de 10 para todos los controladores de nivel.

Para el control de presión se utilizó controladores proporcionales-integrales (PI), especificando una ganancia proporcional  $K_p = 10$  y un tiempo integral  $T_i = 20$  min.

En el control de flujo también se utilizó controladores proporcionales-integrales (PI), especificando una ganancia proporcional  $K_p = 0,5$  y un tiempo integral  $T_i = 0,3$  min.

#### ***3.1.7.5.2 Ajustes de parámetros para el control temperatura presente en las columnas de destilación***

Peng et al. (2019) indica que los controladores para temperatura deben ajustarse debido a que estos lazos proporcionan retrasos dinámicos en los procesos industriales. Por este motivo se ha seleccionado el método de sintonización de curva de reacción presentado por Ziegler y Nichols.

El proceso utilizado para el ajuste de los controladores de temperatura mediante el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols se describe a continuación:

1. Activar el proceso desde el modo estacionario al modo dinámico.
2. Representar gráficamente las señales de respuesta de salida del controlador (variable de proceso *PV*, y apertura de válvula *OP*) en función del tiempo. En SimCentral se logra mediante el icono *Trend* presente en la barra de opciones *Tools*.
3. El icono *Trend* se arrastra al ambiente de simulación. Seguidamente se seleccionan las variables a representar (*PV* y *OP*) de un controlador de temperatura específico.
4. Configurar el controlador de temperatura en modo manual, elevar la apertura de válvula (*OP*) de 0,5 a 0,6 y poner en marcha la simulación.
5. Se genera una curva de reacción en forma de S. Trazar una línea tangente al punto de inflexión de la curva para encontrar el tiempo de retardo *L* y la constante de tiempo *T*. Estas variables permiten determinar los parámetros del controlador mediante las fórmulas presentes en la Tabla 2.

#### **3.1.7.6 Análisis dinámico de la estructura de control**

Para este proyecto se sigue la metodología de rendimiento dinámico propuesta en el trabajo de Luyben (2010) en donde se determina el efecto de perturbaciones sobre la calidad de los productos. Perturbaciones impuestas en el flujo molar y fracción molar de la alimentación principal, determinando la eficacia de la estructura de control de un solo extremo instalada en los procesos de separación de Freire (2021).

## Capítulo IV

### 4. Análisis y Discusión de Resultados

#### 4.1 Resultados para la simulación en diseño conceptual de los sistemas de separación de Freire (2021)

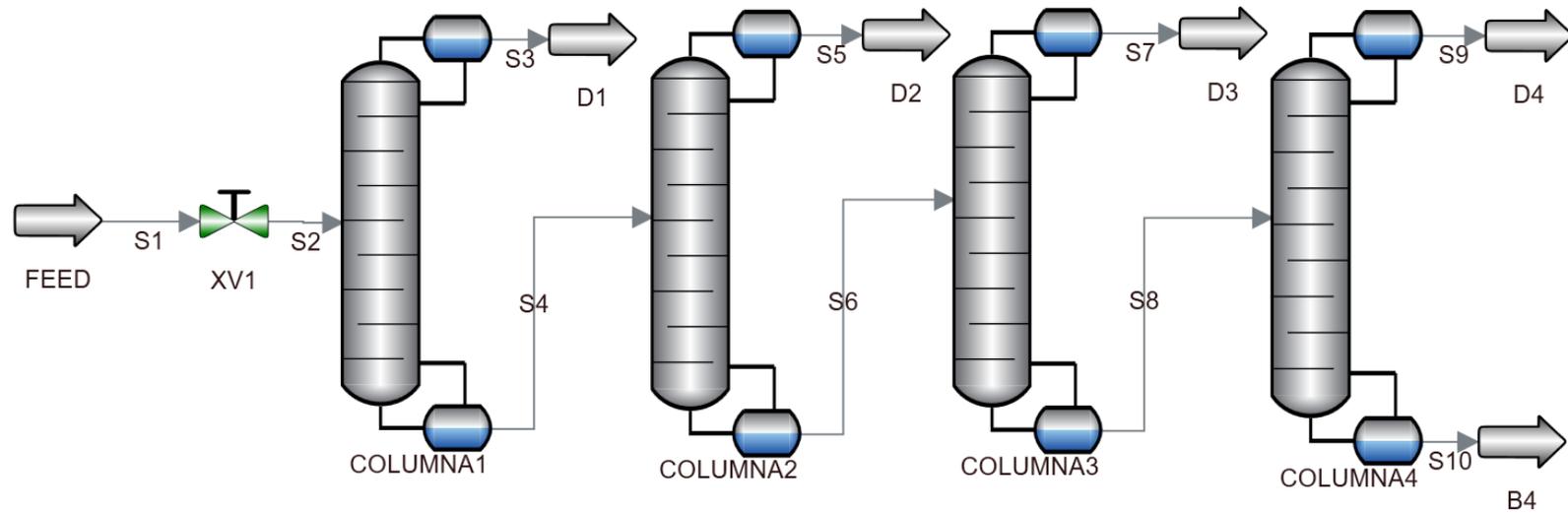
Los productos obtenidos en el primer sistema son el agua con trazas de ciclopentanona en el destilado de la COLUMNA1, acetol con una cantidad de agua pequeña en el destilado de la COLUMNA2, 1,2 -propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol en el destilado de la COLUMNA3, ácido láctico en el destilado y glicerol en los fondos para la columna 4. Para el segundo sistema se obtiene agua en el divisor de componentes DivComp, acetol con trazas de ciclopentanona en el destilado de la COLUMNA1, 1,2 - propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol en la COLUMNA2, ácido láctico en el destilado y glicerol en los fondos de la COLUMNA3.

En la Figura 43 y 44 se presentan los diagramas de simulación utilizados en el ambiente de simulación de SimCentral para simular en diseño conceptual el primer y segundo sistema de separación de Freire (2021)

El resultado para los flujos molares de cada especie química se presenta en la Tablas 15 y 17, para el primer y segundo sistema, respectivamente. Mientras que la composición en las corrientes para cada especie química se muestra en las Tablas 16 y 18 para el primer y segundo sistema, respectivamente. En las Tablas mencionadas se observa que los flujos molares y la composición para cada especie química coincide con los obtenidos por Freire (2021). Esta similitud se debe a que el método termodinámico y las condiciones de operación para cada equipo fueron extraídos del trabajo de la misma autora.

**Figura 43**

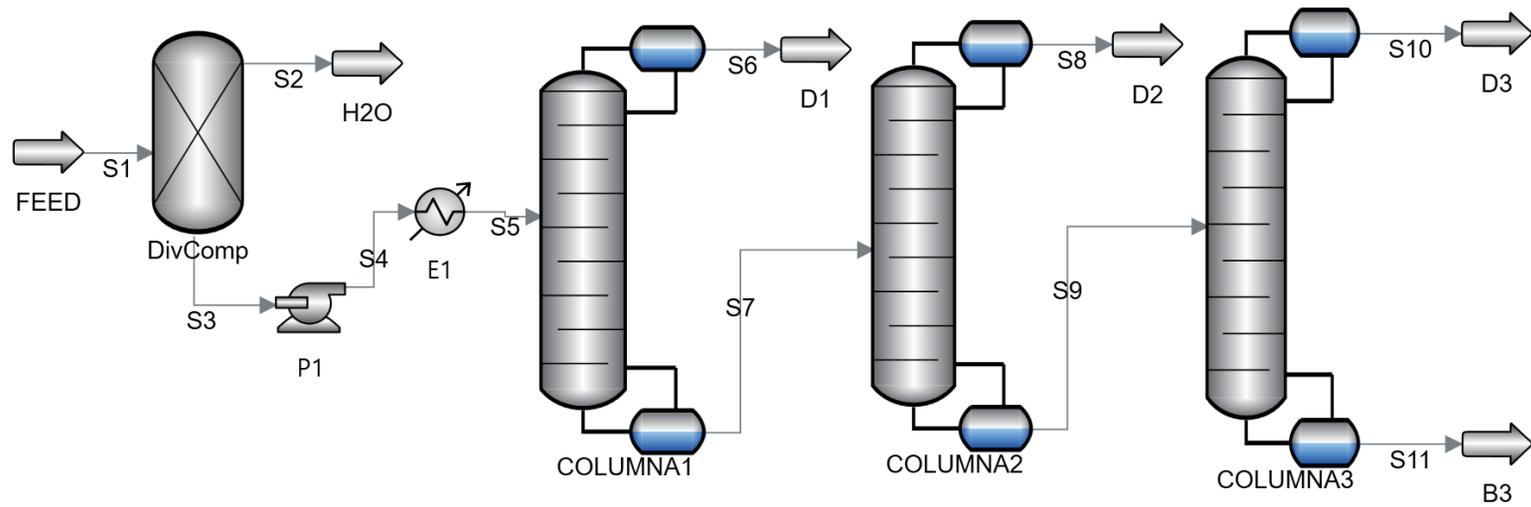
*Diseño conceptual para el primer sistema de separación*



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

**Figura 44**

*Diseño conceptual para el segundo sistema de separación*



*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.

**Tabla 15**

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

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]								
	S1	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
Agua	4875,23	4870,36	4,88	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	29,51	0,03	0,03	0	0	0
1,2-propilenglicol	28,78	0	28,79	0,03	28,76	28,73	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	0,021	20,98	20,96	0,021
Glicerol	45,18	0	45,18	0	45,18	0	45,18	0,045	45,14

*Nota.* El diagrama de simulación en diseño conceptual para el primer proceso de separación se presenta en la Figura 43.

**Tabla 16**

*Fracción molar de cada especie química en las corrientes del primer proceso de separación en diseño conceptual*

Especie química	Fracciones molares								
	S1	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
Agua	0,975	0,999	0,038	0,142	0	0	0	0	0
Ciclopentanona	2,37 E-05	2,43E-05	0	0	0	0	0	0	0
Acetol	5,91 E-03	6,07E-06	0,228	0,857	3,1E-04	1,01E-03	0	0	0
1,2-propilenglicol	5,76 E-03	0	0,222	8,4E-04	0,302	0,994	4,34E-04	1,37E-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	0,223	7,27E-04	0,32	0,996	4,64E-04
Glicerol	9,04 E-03	0	0,349	0	0,475	0	0,683	2,15E-03	0,999

*Nota.* El diagrama de simulación en diseño conceptual para el primer proceso de separación se presenta en la Figura 43.

**Tabla 17**

*Flujos molares para cada especie química en el segundo proceso de separación en diseño conceptual*

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]								
	S1	S2	S3	S6	S7	S8	S9	S10	S11
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	29,54	0,03	0,03	0	0	0
1,2-propilenglicol	28,78	0	28,78	2,88E-02	228,76	28,75	2,98E-03	2,98E-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	20,96	0,02
Glicerol	45,18	0	45,18	0	45,18	0	45,18	0,04	45,14

*Nota.* En este proceso se incluye un divisor de componentes DivComp que divide la corriente de alimentación en una corriente de purga S2 y una corriente de recuperación S3. El diagrama de simulación en diseño conceptual para el segundo proceso de separación se presenta en la Figura 44.

**Tabla 18**

*Fracción molar de cada especie química en las corrientes del segundo proceso de separación en diseño conceptual*

Especie química	Fracciones molares								
	S1	S2	S3	S6	S7	S8	S9	S10	S11
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	3,11E-04	1,02E-03	0	0	0
1,2-propilenglicol	5,76E-03	0	8,85E-04	9,69E-04	0,302	0,994	4,50E-05	1,42E-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	4,64E-04
Glicerol	9,04E-03	0	9,04E-03	0	0,475	0	0,683	2,15E-03	0,999

*Nota.* En este proceso se incluye un divisor de componentes DivComp que divide la corriente de alimentación en una corriente de purga S2 y una corriente de recuperación S3. El diagrama de simulación en diseño conceptual para el segundo proceso de separación se presenta en la Figura 44.

#### **4.2 Resultados de la simulación en diseño de ingeniería de detalle para los sistemas de separación de Freire (2021)**

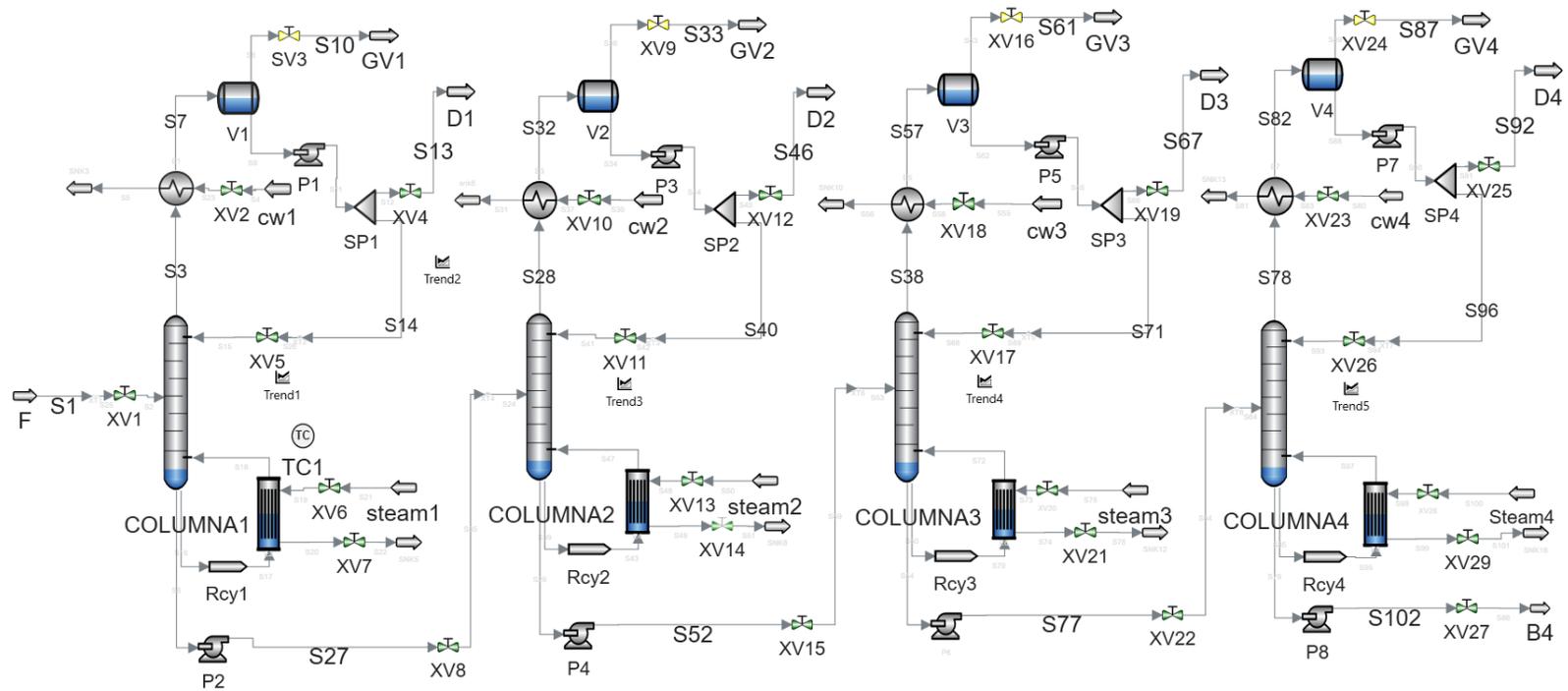
En las Figuras 45 y 46 se presentan los diagramas de flujo para el primer y segundo proceso de separación. En este diseño de ingeniería de detalle los circuitos de condensador y reboiler se simulan de forma externa.

En las Tablas 19, 20, 21, y 22 se muestran los resultados obtenidos para el flujo molar y fracción molar de cada especie química en todas las corrientes presentes en el primer y segundo proceso de separación. En las Tablas mencionadas se nota un ligero cambio en los flujos molares al compararlo con los obtenidos en el diseño conceptual (Tabla 15 y 17), los resultados no cumplen el balance de materia. Esto se debe a que se pierde trazas de especies químicas en el gas ventilado que sale del tanque de reflujo de cada columna.

En un diseño de ingeniería detallada el tanque de reflujo se modela como un tambor flash o separador vapor-líquido (AVEVA, 2020a). Sin embargo, en el diseño del intercambiador de calor se especificó una fracción de vapor cercana a cero para evitar pérdidas importantes en el tambor flash y conseguir resultados cercanos a los presentados por Freire (2021). En las Tablas 23 y 24 se presentan la cantidad de cada especie química que se pierde en el gas ventilado.

Figura 45

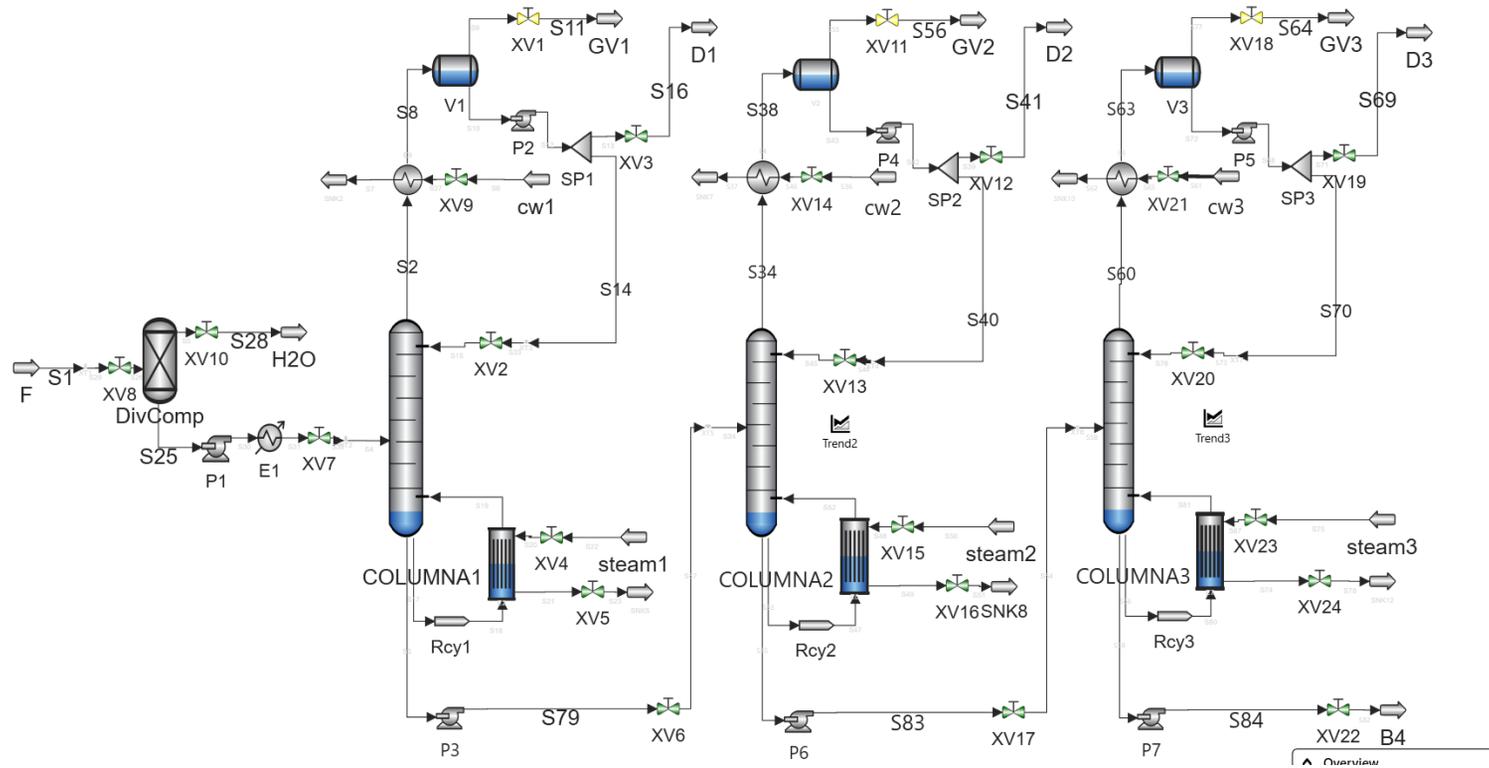
Simulación del primer sistema de separación en diseño de ingeniería detallada



Nota. La Figura muestra el primer proceso de separación simulado en ingeniería de detalle, obtenida a partir de la simulación en diseño conceptual presente en la Figura 43.

Figura 46

Simulación del segundo sistema de separación en diseño de 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 presente en la Figura 44.

**Tabla 19**

*Flujos molares para cada especie química en el primer proceso de separación en diseño de ingeniería detallada*

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.* El diagrama de simulación en diseño detallado para el primer proceso de separación se presenta en la Figura 45.

**Tabla 20**

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

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.* El diagrama de simulación en diseño detallado para el primer proceso de separación se presenta en la Figura 45.

**Tabla 21**

*Flujos molares para cada especie química en el segundo proceso de separación en diseño de ingeniería detallada*

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 este proceso se incluye un divisor de componentes DivComp que divide la corriente de alimentación en una corriente de purga S28 y una corriente de recuperación S25. El diagrama de simulación en diseño detallado para el segundo proceso de separación se presenta en la Figura 46.

**Tabla 22**

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

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 este proceso se incluye un divisor de componentes DivComp que divide la corriente de alimentación en una corriente de purga S28 y una corriente de recuperación S25. El diagrama de simulación en diseño detallado para el segundo proceso de separación se presenta en la Figura 46.

**Tabla 23**

*Flujo molar de cada especie química que sale de las corrientes de gas ventilado para los tambores flash del primer proceso de separación*

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]			
	S10	S33	S61	S87
Agua	1,322764	5,08E-03	0	0
Ciclopentanona	2,58E-04	0	0	0
Acetol	0	7,06E-03	5E-05	0
1,2-propilenglicol	0	0	1,85E-02	1,91E-05
1,2-butanodiol	0	0	0	0
Ácido láctico	0	0	0	7,07E-03
Glicerol	0	0	0	0

*Nota.* El diagrama de simulación en diseño detallado para el primer proceso de separación se presenta en la Figura 45.

En la Tabla 23 se muestran pérdidas insignificantes de las especies químicas en las corrientes de gas ventilado para el primer proceso de separación con diseño de ingeniería de detalle. Por lo tanto, el proceso sigue teniendo resultados similares a los presentados por Freire (2021).

**Tabla 24**

*Flujo molar de cada especie química que sale en las corrientes de gas ventilado para los tambores flash del segundo proceso de separación*

Especie química	Flujos molares [lbmol/h]		
	S11	S56	S64
Agua	0	0	0
Ciclopentanona	0	0	0
Acetol	1E-02	4,49E-05	5E-05
1,2-propilenglicol	0	1,6e-02	1,85E-02
1,2-butanodiol	0	5,13E-05	0
Ácido láctico	0	0	7,03E-03
Glicerol	0	0	0

*Nota.* El diagrama de simulación en diseño detallado para el segundo proceso de separación se presenta en la Figura 46.

En la Tabla 24 se muestran pérdidas insignificantes de las especies químicas en las corrientes de gas ventilado para el segundo proceso de separación. Lo cual indica que el proceso presenta resultados cercanos a los presentados por Freire (2021).

#### **4.3 Análisis de desempeño para las relaciones de reflujo-alimentación (R/F) y relación de reflujo (RR) en las columnas**

Se realizó el análisis de desempeño descrito en la metodología y se determinan los efectos del cambio de composición de alimentación en las relaciones R/F y RR. Los resultados para los dos sistemas de separación se presentan en las Tablas 25 y 26, respectivamente.

**Tabla 25**

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

<b>Columna</b>	<b>Corriente</b>	<b>Composición</b>	<b>R/F</b>	<b>RR</b>
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

*Nota.* El cambio de composición se realiza a los componentes clave en la corriente de alimentación para cada columna en diseño conceptual (ver Figura 43).

En los resultados presentados en la Tabla 25 se observaron cambios menores en la relación R/F que en la relación RR ante cambios en la composición para las cuatro columnas. Por lo tanto, se elige la estructura de control con relación R/F para todas las columnas presentes en el primer sistema de separación.

**Tabla 26**

*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 0,2307	0,1708	0,7179
		0,2419 0,2257	0,1659	0,6972
		0,2569 0,2107	0,1612	0,6774
COLUMNA2  (1,2- propilenglicol / ácido láctico)	S7	0,3024 0,2208	0,8056	2,6492
		0,3074 0,2150	0,6196	2,0375
		0,3224 0,2008	0,5886	1,9360
COLUMNA3  ( ácido láctico / glicerol)	S9	0,3171 0,6829	0,2346	0,7389
		0,3221 0,6779	0,2178	0,6861
		0,3371 0,6629	0,2159	0,6799

*Nota.* El cambio de composición se realiza a los componentes clave en la corriente de alimentación para cada columna en diseño conceptual (ver Figura 44).

De la misma manera que los resultados presentados para el primer sistema de separación, también se observaron cambios menores en la relación R/F en el segundo sistema de separación (ver Tabla 26). Por lo tanto, para las tres columnas de este último sistema de separación se aplica la estructura de control con relación R/F.

#### **4.4 Estructura de control para toda la planta**

La estructura de control para toda la planta considerada para los dos sistemas de separación de los productos del reformado de glicerol en fase líquida reportado por Freire (2021) se muestran en la Figura 47 y 48, respectivamente.

En concordancia con Peng et al. (2019) y Chavez et al. (2016) se instalaron controladores proporcionales (P) para el control de todos los niveles con  $K_p=10$ , controladores proporcional-integral (PI) para el control de presiones con un  $K_p=20$  y  $T_i=10$  min, controladores proporcional-integral (PI) para el control de flujos con  $K_p=0,5$  y  $T_i=0,3$  min.

Merino et al. (2017) indica que un controlador PID se usa comúnmente en sistemas donde la variable controlada reacciona con lentitud ante las perturbaciones, específicamente para el control de temperatura. Por tanto, en este trabajo se instalaron controladores PID para el control de temperatura sintonizados por el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols.

##### **4.4.1 Estructura de control para el primer sistema**

La alimentación de la corriente en fase líquida proveniente del reformado de glicerol está regulada por un controlador de flujo *FC*.

Las presiones de las cuatro columnas se controlan mediante controladores de presión *PC*, manipulando el caudal de la corriente de agua de refrigeración.

Los niveles de líquido en los tambores flash en las cuatro columnas son controlados mediante controladores de fracción de nivel *LC*, manipulando el flujo de las corrientes de destilado.

Los niveles de las columnas son controlados mediante controladores de fracción de nivel *LC*, manipulando el flujo de las corrientes de fondo.

En las cuatro columnas se controla la relación de reflujo-alimentación *R/F*, por medio de un controlador de tipo *FRC (MassFlowRatio)*, manipulando el flujo de la corriente de reflujo.

La temperatura se controla en las cuatro columnas mediante controladores de temperatura *TC*, la variable que se manipula es el flujo de vapor que ingresa en el hervidor.

#### **4.4.2 Estructura de control para el segundo sistema**

La alimentación de la corriente en fase líquida proveniente del reformado de glicerol está regulada por un controlador de flujo *FC*.

Las presiones de las tres columnas se controlan mediante controladores de presión *PC*, manipulando el caudal de la corriente de agua de refrigeración.

Los niveles de líquido en los tambores flash en las tres columnas son controlados mediante controladores de fracción de nivel *LC*, manipulando el flujo de las corrientes de destilado.

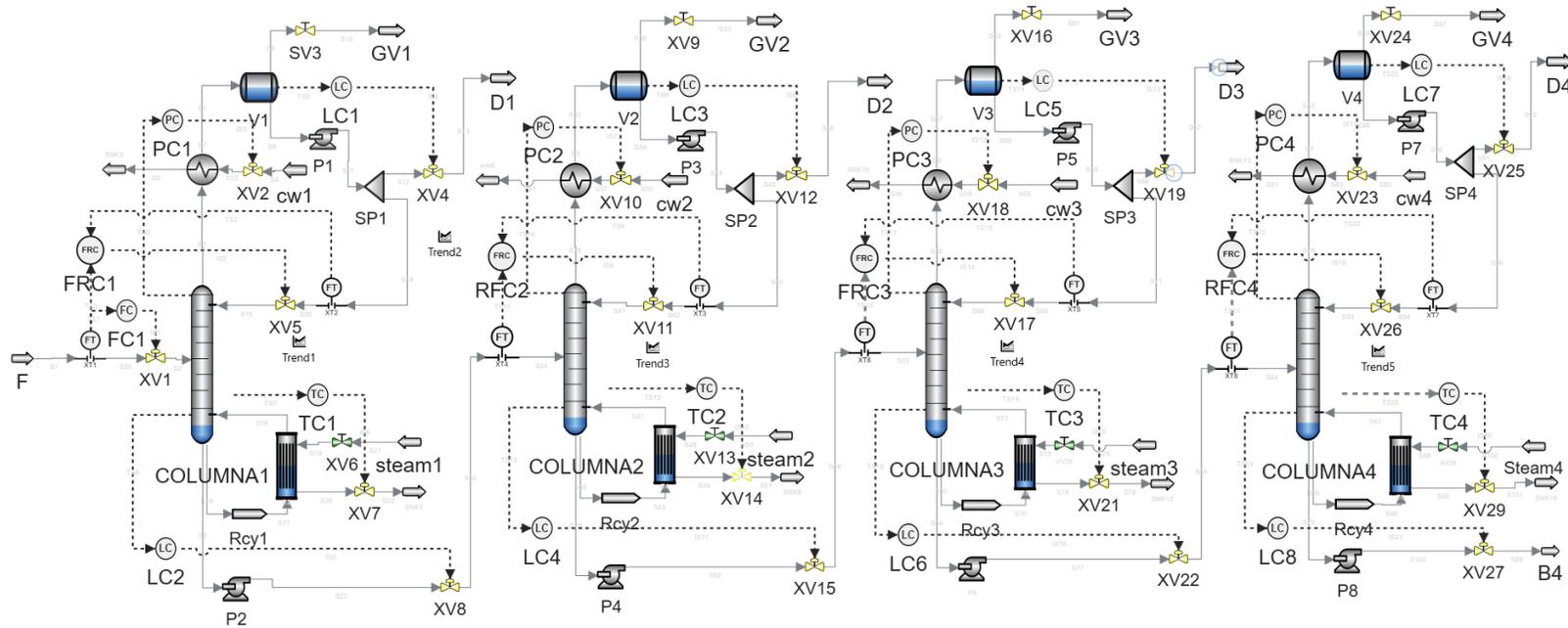
Los niveles de las columnas son controlados mediante controladores de fracción de nivel *LC*, manipulando el flujo de las corrientes de fondo.

En las tres columnas se controla la relación de reflujo-alimentación *R/F*, por medio de un controlador de tipo *FRC* (*MassFlowRatio*).

La temperatura se controla en las cuatro columnas mediante controladores de temperatura *TC*, la variable que se manipula es el flujo de vapor que ingresa en el hervidor.

Figura 47

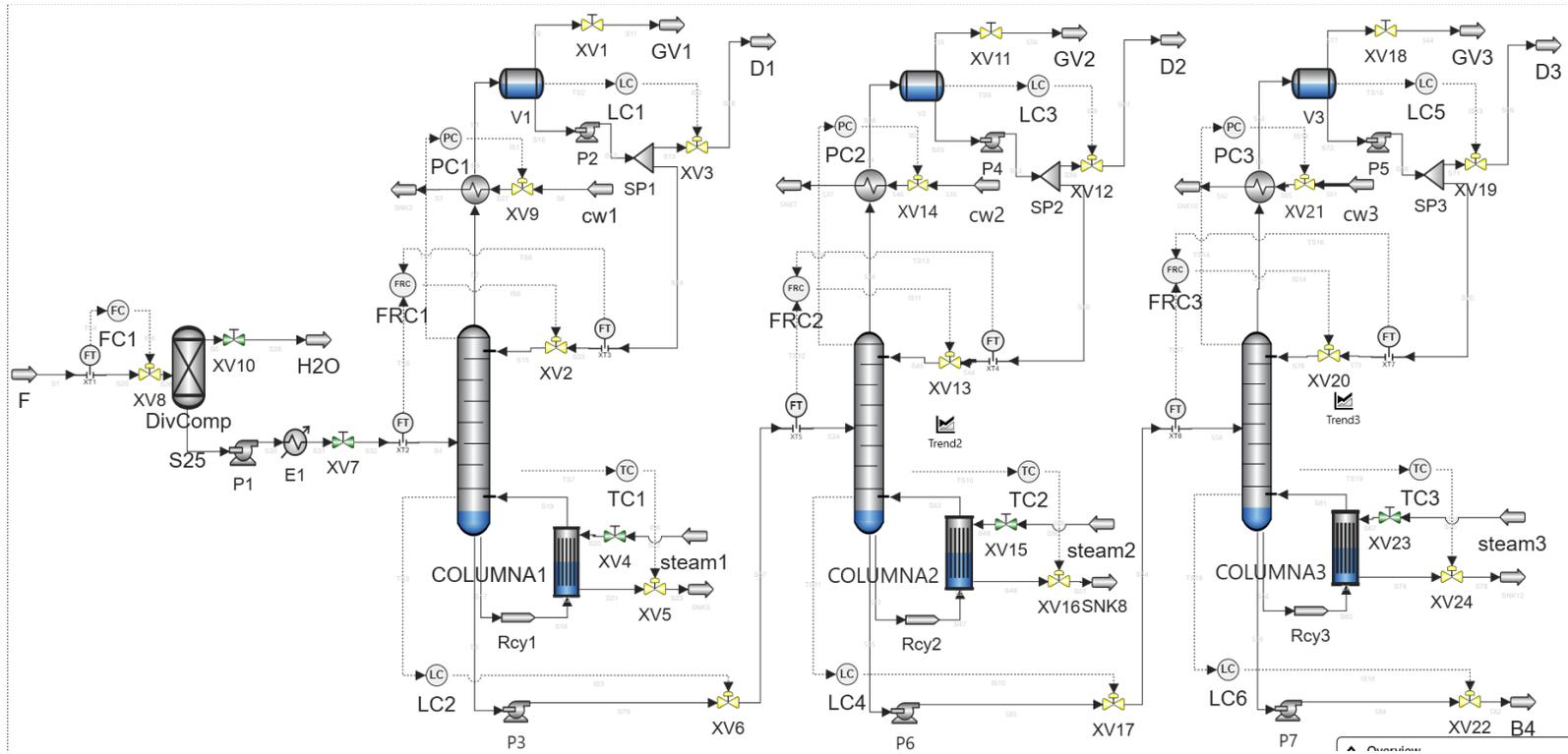
Estructura de control para el primer sistema de separación



Nota. En la presente Figura se muestra la estructura de control de un solo extremo instalada en las cuatro columnas del primer sistema de separación. El nombre de las corrientes es el mismo que el nombre de las corrientes en la Figura 45 para el diseño de ingeniería de detalle.

Figura 48

Estructura de control para el segundo sistema de separación



Nota. En la presente Figura se muestra la estructura de control de un solo extremo instalada en las tres columnas del segundo sistema de separación. El nombre de las corrientes es el mismo que el nombre de las corrientes en la Figura 46 para el diseño de ingeniería de detalle.

#### 4.5 Selección de la etapa de control de temperatura

En la Tabla 27 y 28 se presentan las etapas elegidas para el control de temperatura en cada columna en el primer y segundo sistema de separación. Además, se puntualiza y comenta el método de pendiente y sensibilidad aplicados a la COLUMNA2 y COLUMNA3 del primer proceso de separación. Los gráficos resultantes para el criterio de pendiente y sensibilidad se adjuntan en la sección de anexos.

**Tabla 27**

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

<b>Columnas</b>	<b>Etapas de control</b>	<b>Gráficos</b>
COLUMNA1	27	Figura A1 y A2
COLUMNA2	18	Figura 49 y 50
COLUMNA3	12	Figura 51 Y 52
COLUMNA4	14	Figura A3 y A4

*Nota.* En las Figuras presentadas en esta Tabla se observan los gráficos de respaldo.

**Tabla 28**

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

<b>Columnas</b>	<b>Etapas de control</b>	<b>Gráficos</b>
COLUMNA1	18	Figura A5 y A6
COLUMNA2	12	Figura A7 y A8
COLUMNA3	14	Figura A9 y A10

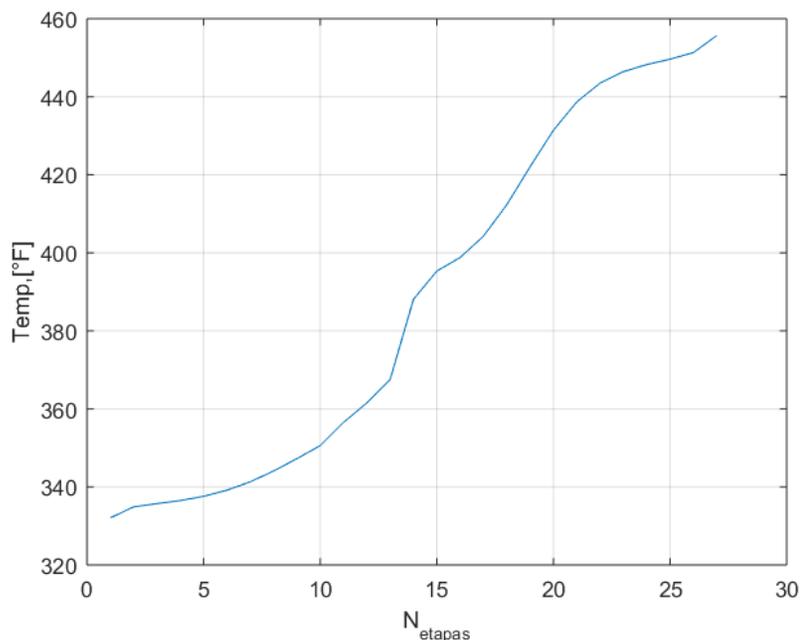
*Nota.* En las Figuras presentadas en esta Tabla se observan los gráficos de respaldo.

#### 4.5.1 Selección de la etapa de control para la COLUMNA2 del primer sistema de separación

**Criterio pendiente.** En la Figura 49 se representa el perfil de temperatura en función del número de etapas. En este último gráfico se observa una pendiente significativa en la etapa 14, la cual corresponde a la etapa de alimentación. Según Luyben (2013) la etapa de alimentación no es recomendable para el control de temperatura. También se observa una pendiente significativa de la etapa 16 a la 22, esto sugiere que la etapa de control adecuada podría encontrarse dentro de este rango.

**Figura 49**

*Método de la pendiente para determinar la etapa de control de temperatura*



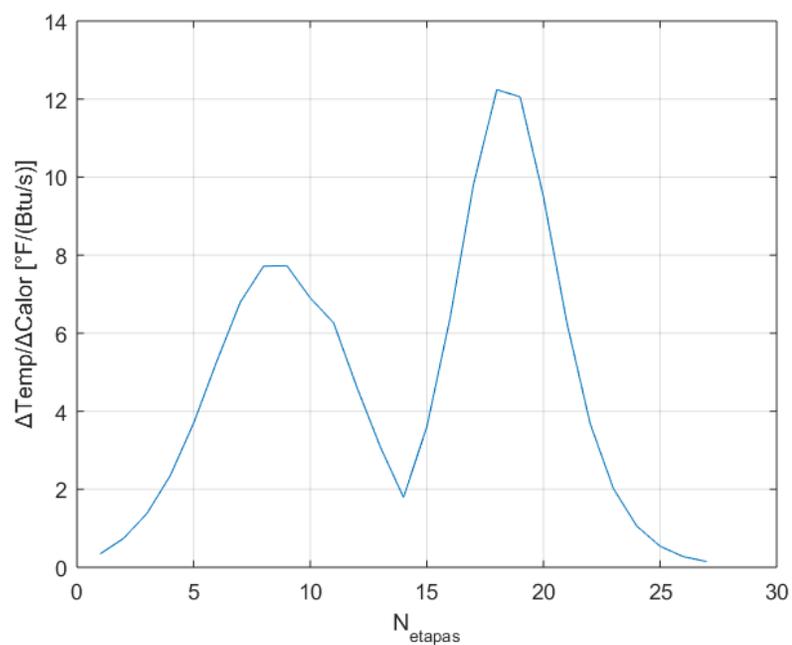
*Nota.* De la etapa 16 a la etapa 22 son consideradas para el control de temperatura de la COLUMNA2 del primer sistema de separación por el método de la pendiente.

**Criterio de sensibilidad.** En la Figura 50 se representa la ganancia  $\left(\frac{\Delta\text{Temp}}{\Delta\text{Calor}}\right)$  en función del número de etapas. En esta Figura se observa cambios de temperatura en la etapa 8 y 18, sobresaliendo la etapa 18. Se observa también un cambio considerable en la etapa 14, la cual corresponde a la etapa de alimentación.

La etapa seleccionada para el control de temperatura de la COLUMNA2 en el primer proceso de separación es la 18.

### Figura 50

*Método de sensibilidad para determinar la etapa de control de temperatura*



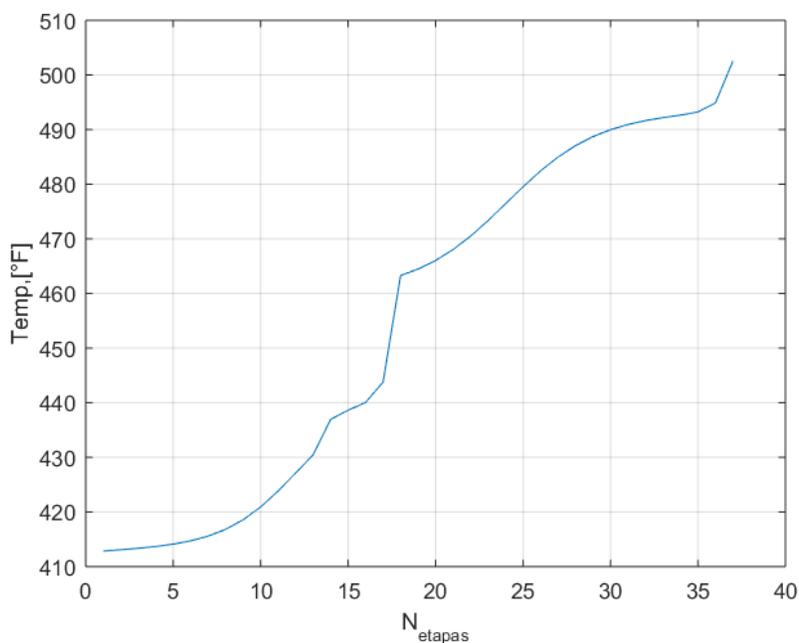
*Nota.* La etapa considerada para el control de temperatura por el método de sensibilidad para la COLUMNA2 del primer sistema de separación es la 18.

#### 4.5.2 Selección de la etapa de control para la COLUMNA3 del primer sistema de separación

**Criterio pendiente.** En la Figura 51 se representa el perfil de temperatura en función del número de etapas. En este último gráfico se observa que la mayor pendiente se presenta en la etapa 18 de alimentación, la cual no se considera para el control de temperatura. Existe una gran pendiente cerca de la parte inferior de la columna, en donde existe acumulación de los componentes más pesados que el componente clave pesado. Según Luyben (2013) esta región no se considera para el control de temperatura ya que se trata de controlar composiciones para los componentes clave ligero y pesado. Este método dicta que la etapa 14 es la más indicada para el control de temperatura.

**Figura 51**

*Método de la pendiente para determinar la etapa de control de temperatura*



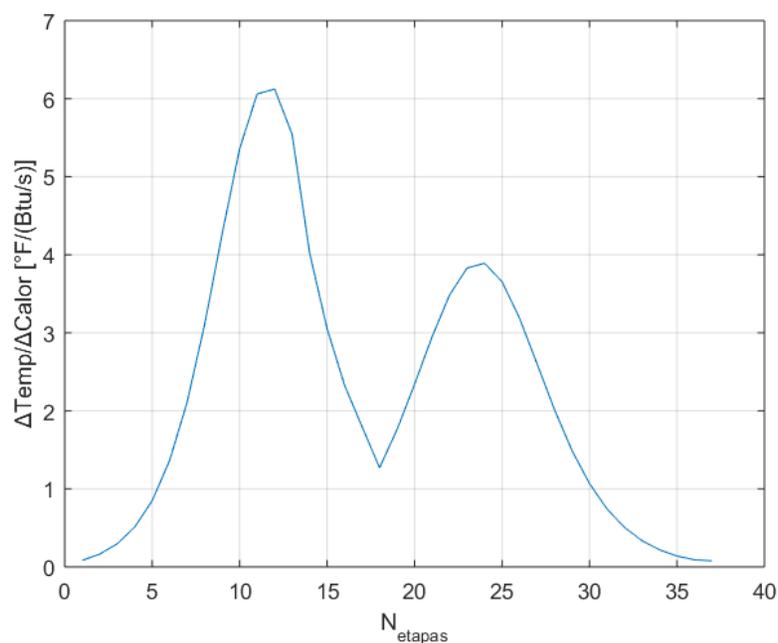
*Nota.* La etapa considerada para el control de temperatura por el método de la pendiente para la COLUMNA3 del primer sistema de separación es la 14.

**Criterio de sensibilidad.** En la Figura 52 se representa la ganancia  $\left(\frac{\Delta\text{Temp}}{\Delta\text{Calor}}\right)$  en función del número de etapas. En este gráfico se observa cambios de temperatura en las etapas 12 y 25, destacando la etapa 12.

La etapa seleccionada para el control de temperatura de esta columna es la etapa 12, obviando el resultado del método de la pendiente y dando prioridad al criterio de sensibilidad, ya que este último criterio toma en cuenta las interacciones con las variables manipuladas (Ma et al., 2018).

### Figura 52

*Método de sensibilidad para determinar la etapa de control de temperatura*



*Nota.* La etapa considerada para el control de temperatura por el método de sensibilidad para la COLUMNA3 del primer sistema de separación es la 12.

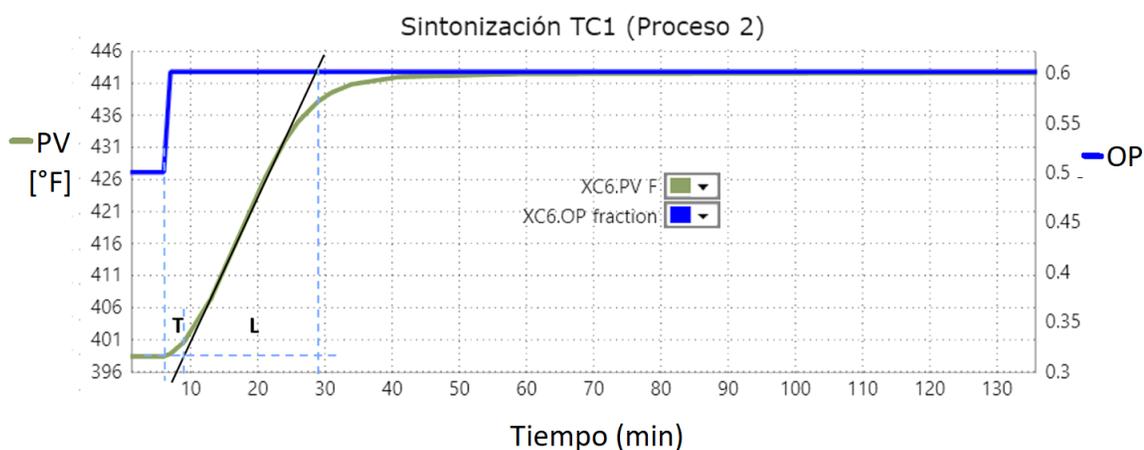
Las demás etapas de control de temperatura son elegidas en base al principio planteado para la COLUMNA2 y COLUMNA3 del primer proceso de separación.

#### 4.6 Sintonización de los controladores de temperatura

En la Figura 53 se muestra la curva de reacción generada para el controlador de temperatura de la COLUMNA1 del segundo sistema de separación. Luego de trazar la tangente al punto de inflexión se encuentra el tiempo de retardo  $L$  y la constante de tiempo  $T$ . Para este último controlador,  $L=3$  min y  $T=20$  min.

**Figura 53**

*Curva de reacción de un controlador de temperatura*



*Nota.* El gráfico representado en la presente Figura es la curva de reacción encontrada para el controlador de temperatura de la COLUMNA1 en el segundo sistema de separación.

Con los valores encontrados para  $L$  y  $T$  se determinan los parámetros del controlador PID mediante las fórmulas presentes en la Tabla 2. Para este caso el controlador quedaría sintonizado con los siguientes valores,  $K_p=8$ ,  $T_i=6$  min, y  $T_d=1,5$  min.

La sintonización de los demás controladores de temperatura se realiza con el mismo procedimiento aplicado para este último controlador.

Los gráficos de curva de reacción para los demás controladores de temperatura se indican en la sección de anexos y los parámetros de ajuste de temperatura encontrados se presentan en las Tablas 29 y 30 para el primer y segundo proceso de separación, respectivamente.

**Tabla 29**

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

<b>Controlador</b>	<b>Valores L y T</b>	<b>Parámetros</b>	<b>Gráfico de curva de reacción</b>
<b>TC1</b>	L= 1 min T= 16 min	$K_p= 19,2$ $T_i= 2$ min $T_d= 0,5$ min	Figura A11
<b>TC2</b>	L= 1,5 min T= 21,5 min	$K_p= 17,2$ $T_i= 3$ min $T_d= 0,75$ min	Figura A12
<b>TC3</b>	L= 4 min T= 42 min	$K_p= 12,6$ $T_i= 8$ min $T_d= 2$ min	Figura A13
<b>TC4</b>	L= 2 min T= 12 min	$K_p= 7,2$ $T_i= 4$ min $T_d= 1$ min	Figura A14

*Nota.* TC1, TC2, TC3, y TC4 son los controladores de temperatura para la COLUMNA1, COLUMNA2, COLUMNA3, y COLUMNA4, respectivamente.

**Tabla 30**

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

<b>Controlador</b>	<b>Valores L y T</b>	<b>Parámetros</b>	<b>Gráfico de curva de reacción</b>
<b>TC1</b>	L= 3 min T= 20 min	$K_p= 8$ $T_i= 6$ min $T_d= 1,5$ min	Figura 53
<b>TC2</b>	L= 5 min T= 28 min	$K_p= 6,72$ $T_i= 10$ min $T_d= 2,5$ min	Figura A15
<b>TC3</b>	L= 2 min T= 13 min	$K_p= 7,8$ $T_i= 4$ min $T_d= 1$ min	Figura A16

*Nota.* TC1, TC2, y TC3 son los controladores de temperatura para la COLUMNA1, COLUMNA2, y COLUMNA3, respectivamente.

#### **4.7 Análisis dinámico del sistema de control**

En los resultados presentados en la Tabla 22 para el primer proceso de separación se obtiene agua al 99,99% de pureza en el destilado de la COLUMNA1 (D1), en el destilado de la COLUMNA2 (D2) se obtiene acetol al 84,8% de pureza, en el destilado de la COLUMNA3 (D3) se obtiene 1,2-propilenglicol al 99,48% de pureza, en la COLUMNA4 se obtiene por el destilado (D4) ácido láctico al 99,60% de pureza, y por el fondo (B4) glicerol al 99.9%.

En los resultados presentados en la Tabla 23 para el segundo proceso de separación se obtiene por el divisor de componente agua pura, en el destilado de la

COLUMNA1 (D1) se obtiene acetol al 99,5% de pureza, en el destilado de la COLUMNA2 (D2) se obtiene 1,2-propilenglicol al 99,4% de pureza, en la COLUMNA3 se obtiene por el destilado (D3) ácido láctico al 99,70% de pureza, y por el fondo glicerol al 99.9%.

#### 4.7.1 Incremento del flujo de alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h

##### 4.7.1.1 Primer proceso de separación

La Figura 54 contiene la respuesta dinámica de la calidad de los productos agua, 1,2-propilenglicol, ácido láctico, y glicerol del primer proceso de separación al incrementar el flujo molar de alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h. La respuesta dinámica para el acetol se presenta en la Figura 55.

**Tabla 31**

*Incremento de flujo en la alimentación (S1)*

Especie química	Valores iniciales		Valores modificados	
	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
<b>Agua</b>	0,9750	4875,23	0,9750	4972,74
<b>Ciclopentanona <sup>a</sup></b>	2,4E-05	0,12	2,4E-05	0,12
<b>Acetol</b>	0,0059	29,57	0,059	30,16
<b>1,2 – propilenglicol</b>	0,0057	28,78	0,057	29,36
<b>1,2 – butanodiol <sup>b</sup></b>	2,2E-05	0,11	2,7E-05	0,11
<b>Ácido láctico</b>	0,004	21,001	0,004	21,42
<b>Glicerol</b>	0,01	45,18	0,01	46,08

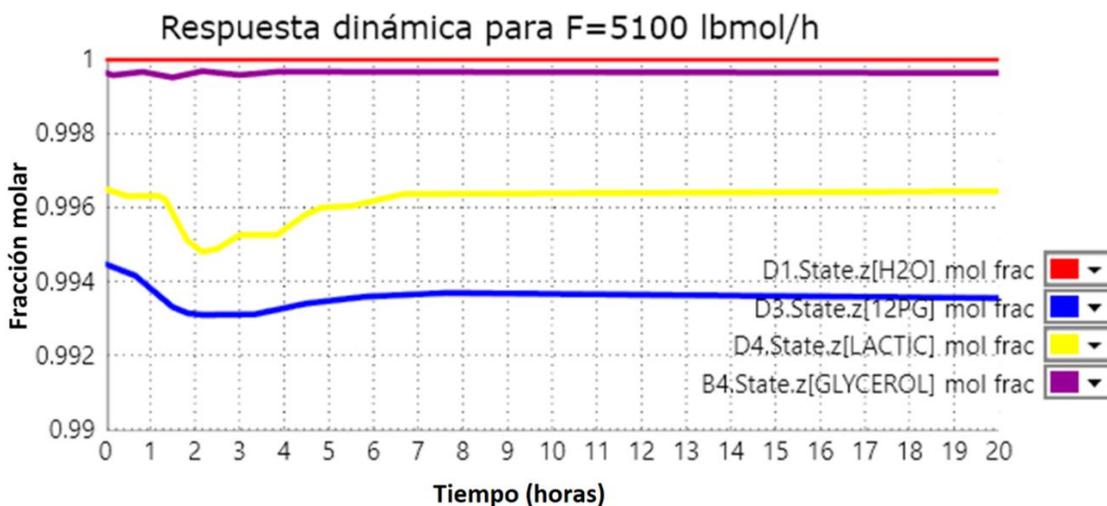
*Nota.* a,b: Trazas, incremento del flujo molar de 5000 a 5100 lbmol/h.

Se tiene que tomar en cuenta que al incrementar el flujo en la alimentación el flujo de cada especie química también aumenta, pero se mantiene la composición inicial

en los valores especificados. La Tabla 31 contiene los nuevos flujos molares en la alimentación.

**Figura 54**

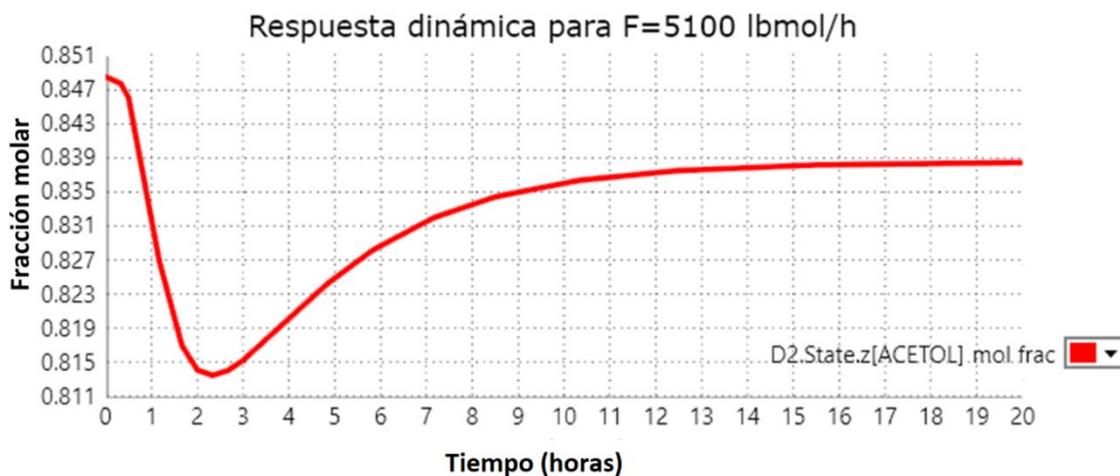
*Pureza de productos del primer proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal*



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

**Figura 55**

*Pureza del acetol al incrementar el flujo de alimentación principal*



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

**Tabla 32**

*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]
<b>Agua</b>	S13	0,999	4868,65	0,999	4965,64
<b>Acetol</b>	S46	0,848	29,50	0,838	30,06
<b>1,2 – propilenglicol</b>	S67	0,994	28,71	0,993	29,30
<b>Ácido láctico</b>	S92	0,996	20,95	0,996	21,37
<b>Glicerol</b>	S102	0,999	45,14	0,999	46,04

*Nota.* Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del primer proceso de separación (Ver Figura 47).

El periodo total de 20 horas se establece como consecuencia de la composición del 1,2- propilenglicol y el acetol tardan en estabilizarse en más de 10 horas (Figura 54 y 55, respectivamente). Al incrementar el flujo de alimentación de 5000 a 5100 lbmol/h las purezas del agua, ácido láctico, 1,2- propilenglicol y glicerol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 32). La pureza del acetol en la segunda columna cae del 84,84% al 83,80% (Tabla 32), 1,04% menos del valor especificado de pureza. La razón se debe a que al incrementar el flujo de alimentación la especie química más afectada es el agua al aumentar de un flujo molar de 4875,23 a 4972,78 lbmol/h (Tabla 31). En la primera columna el agua no se recupera totalmente y es enviado a la segunda columna para recuperarse con el acetol. Esto supone que la estructura de control de un solo extremo en la COLUMNA1 no posibilita la separación del agua en la pureza especificada, lo que resulta en un incremento en la cantidad de agua a ser separado en la COLUMNA2.

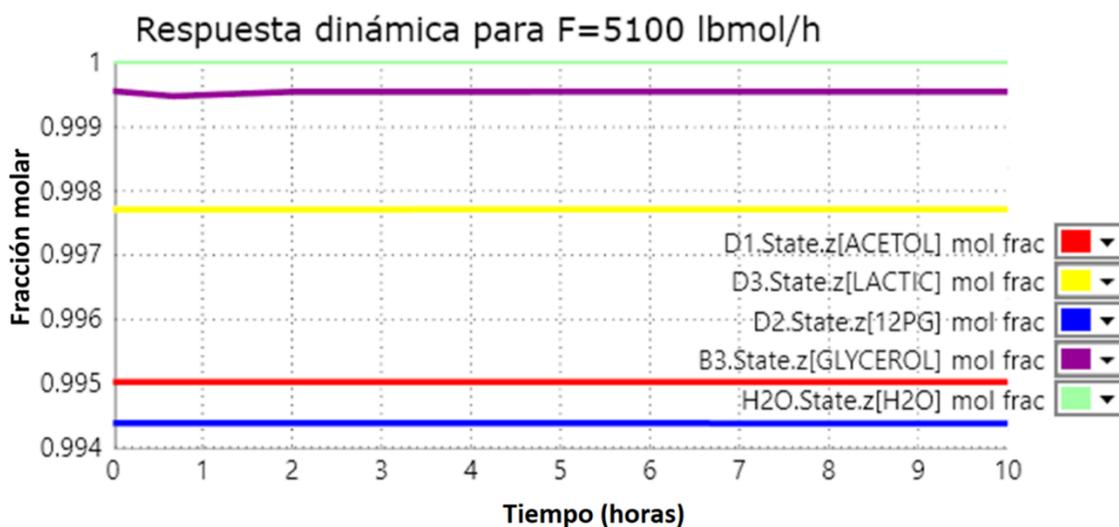
Según Peng et al. (2019) cuando una columna tiene impacto sobre las demás columnas se debe de agregar un controlador de composición en cascada sobre el controlador de temperatura. Sin embargo, el programa SimCentral no dispone de controladores de composición (ver Figura A17), por lo tanto, no se considera esta sugerencia para mejorar el control en la COLUMNA1 y se aceptan los resultados obtenidos para el control de un solo extremo.

#### 4.7.1.2 Segundo proceso de separación

La Figura 56 contiene la respuesta dinámica sobre la calidad de los productos agua, 1,2-propilenglicol, acetol, ácido láctico, y glicerol del segundo proceso de separación al incrementar el flujo molar de alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h.

**Figura 56**

*Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal*



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

**Tabla 33**

*Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después del incremento de flujo, usando un periodo de estabilización de 10 horas*

Especie química	Corriente	Sin perturbación		Con perturbación	
		Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
<b>Agua</b>	S28	1	4875,23	1	4972,74
<b>Acetol</b>	S16	0,995	29,52	0,995	30,12
<b>1,2 – propilenglicol</b>	S41	0,994	28,73	0,994	29,31
<b>Ácido láctico</b>	S69	0,998	20,95	0,997	21,40
<b>Glicerol</b>	S84	0,999	45,14	0,999	46,04

*Nota.* Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del segundo proceso de separación (ver Figura 48).

Al incrementar el flujo de alimentación principal de 5000 a 5100 lbmol/h el sistema vuelve a estabilizarse antes de las 2 horas (Figura 56) y las purezas del agua, acetol, 1,2- propilenglicol, ácido láctico, y glicerol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 33).

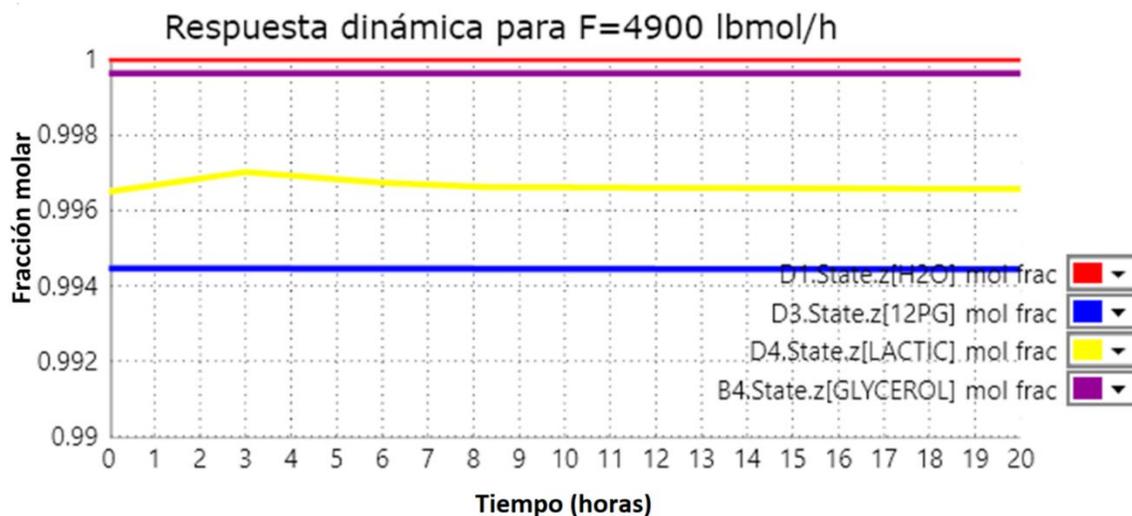
#### **4.7.2 Decremento del flujo de alimentación principal de 5000 a 4900 lbmol/h.**

##### **4.7.2.1 Primer proceso de separación**

La Figura 57 contiene la respuesta dinámica sobre la calidad de los productos agua, 1,2-propilenglicol, ácido láctico, y glicerol del primer proceso de separación al disminuir el flujo molar de alimentación principal de 5000 a 4900 lbmol/h. La respuesta dinámica para el acetol se presenta en la Figura 58.

**Figura 57**

*Respuesta dinámica del primer proceso de separación al disminuir el flujo de alimentación principal*



*Nota.* El análisis de respuesta a la perturbación se da en un periodo total de 20 horas.

**Figura 58**

*Pureza del acetol al disminuir el flujo de alimentación principal*



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

**Tabla 34**

*Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después de la disminución 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]
<b>Agua</b>	S13	0,999	4868,65	0,999	4771,58
<b>Acetol</b>	S46	0,848	29,50	0,856	24,90
<b>1,2 – propilenglicol</b>	S67	0,994	28,71	0,994	28,13
<b>Ácido láctico</b>	S92	0,996	20,95	0,996	20,53
<b>Glicerol</b>	S102	0,999	45,14	0,999	44,23

*Nota.* Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del primer proceso de separación (Ver Figura 47).

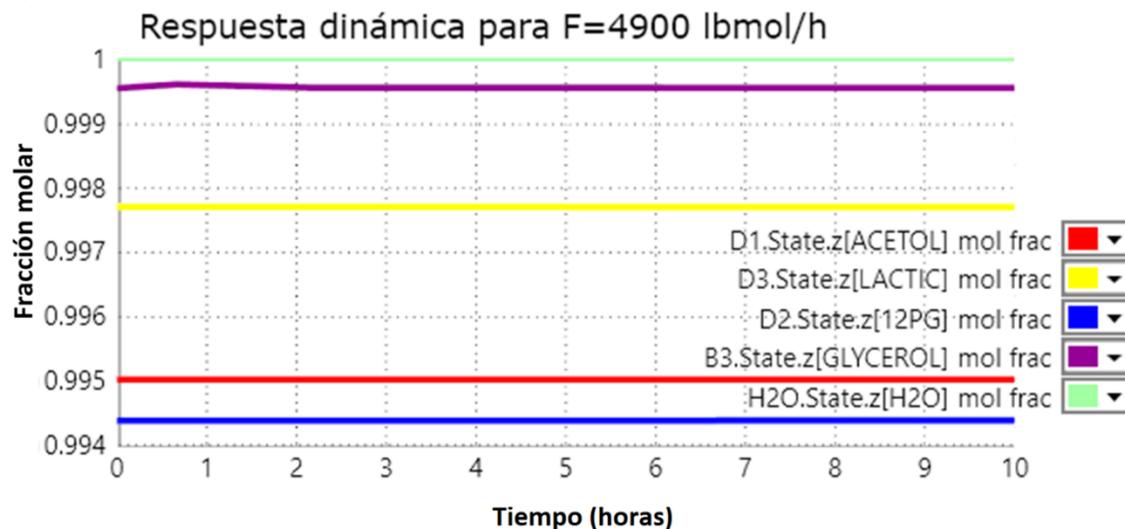
El periodo total de 20 horas se establece como consecuencia de la composición del acetol que tarda en estabilizarse en más de 10 horas (Figura 57), la composición de las demás especies se estabiliza a las 9 horas (Figura 58). Al disminuir el flujo de alimentación de 5000 a 4900 lbmol/h las purezas del agua, ácido láctico, 1,2-propilenglicol y glicerol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 34). La pureza del acetol en la segunda columna se incrementa del 84,84% al 85,60% (Tabla 34), 0,76 % más del valor de pureza especificado.

#### **4.7.2.2 Segundo proceso de separación**

La Figura 59 contiene la respuesta dinámica sobre la calidad de los productos agua, 1,2-propilenglicol, acetol, ácido láctico, y glicerol del segundo proceso de separación al disminuir el flujo molar de alimentación principal de 5000 a 4900 lbmol/h.

**Figura 59**

*Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al disminuir el flujo de alimentación principal*



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

**Tabla 35**

*Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después de la disminución de flujo, usando un periodo de estabilización de 10 horas*

Especie química	Corriente	Sin perturbación		Con perturbación	
		Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
Agua	S28	1	4875,23	1	4777,73
Acetol	S16	0,995	29,52	0,995	28,94
1,2 – propilenglicol	S41	0,994	28,73	0,994	28,16
Ácido láctico	S69	0,998	20,95	0,997	20,53
Glicerol	S84	0,999	45,14	0,999	44,23

*Nota.* Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del segundo proceso de separación (Ver Figura 48).

Al disminuir el flujo de alimentación de 5000 a 4900 lbmol/h el sistema se estabiliza a las 2 horas (Figura 59) y las purezas del agua, acetol, 1,2- propilenglicol, ácido láctico, y glicerol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 35).

#### 4.7.3 Cambios en la composición de alimentación principal

##### 4.7.3.1 Primer proceso de separación

La Figura 60 contiene la respuesta dinámica sobre la calidad de los productos agua, 1,2-propilenglicol, ácido láctico, y glicerol del primer proceso de separación al modificar la composición de agua del 97,50 % al 96,97% en la alimentación. Este último cambio es el mínimo que puede soportar el proceso, porque cambios menores generan errores en la simulación. La respuesta dinámica para el acetol se presenta en la Figura 61.

**Tabla 36**

*Cambio de composición en la alimentación (S1)*

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

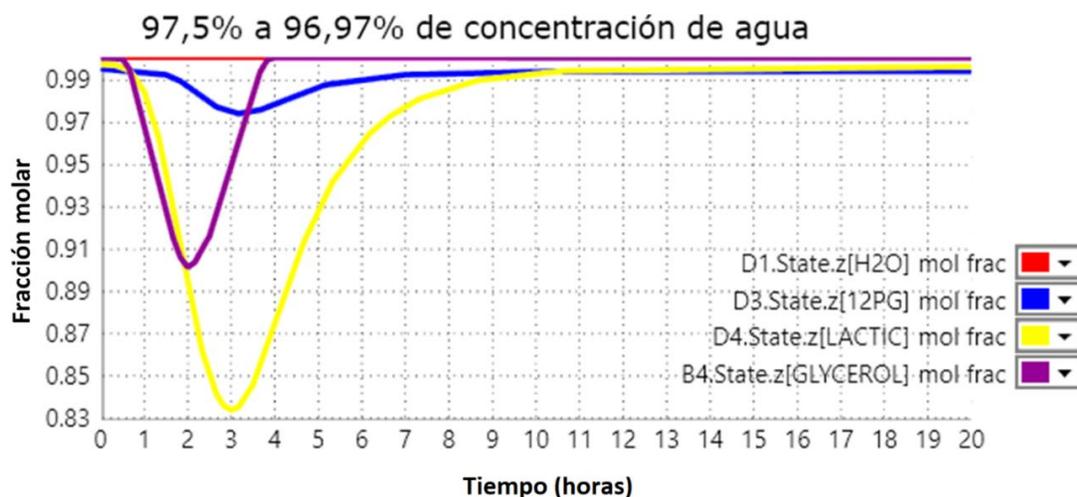
*Nota.* a,b Trazas, cambio de composición en la alimentación principal.

Se tiene que tomar en cuenta que al cambiar la composición del agua en la

alimentación las composiciones de las demás especies químicas también se modifican y mantienen el flujo de alimentación en el valor especificado de 5000 lbmol/h. La Tabla 36 contiene la nueva composición en la alimentación.

**Figura 60**

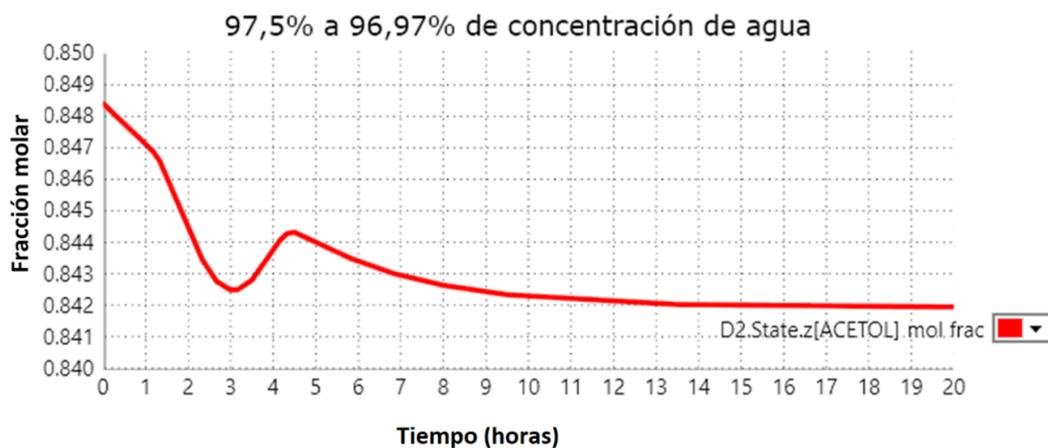
*Respuesta dinámica del primer proceso de separación al cambiar la composición en la alimentación principal*



*Nota.* El análisis de respuesta a la perturbación se da en un periodo total de 20 horas.

**Figura 61**

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



*Nota.* El análisis de respuesta a la perturbación se da en un periodo total de 20 horas.

**Tabla 37**

*Composición de los productos del primer proceso de separación antes y después del cambio de la fracción molar en la alimentación, 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]
<b>Agua</b>	S13	0,999	4868,65	0,999	4840,74
<b>Acetol</b>	S46	0,848	29,50	0,842	35,72
<b>1,2 – propilenglicol</b>	S67	0,994	28,71	0,993	34,82
<b>Ácido láctico</b>	S92	0,996	20,95	0,995	25,38
<b>Glicerol</b>	S102	0,999	45,14	0,999	54,69

*Nota.* Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del primer proceso de separación (Ver Figura 47).

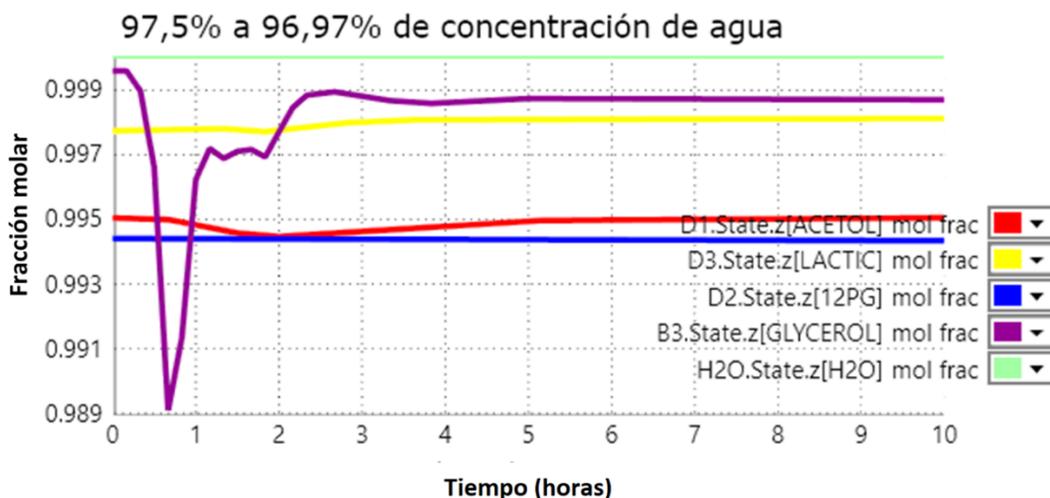
El periodo total de 20 horas se establece como consecuencia de la composición del ácido láctico de estabilizarse en al menos 10 horas (Figura 60). Al disminuir la composición del agua en la alimentación de 97,5% a 96,97%, las purzas de los productos agua, ácido láctico, 1,2- propilenglicol y glicerol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 37). La pureza del acetol en la segunda columna cae del 84,8% al 84,2% (Tabla 37), 0.60% menos del valor especificado de pureza.

#### **4.7.3.2 Segundo proceso de separación**

La Figura 62 contiene la respuesta dinámica sobre la calidad de los productos agua, acetol, 1,2-propilenglicol, ácido láctico, y glicerol del segundo proceso de separación al modificar la composición de agua del 97,50% al 96,97%.

**Figura 62**

*Respuesta dinámica del segundo proceso de separación al incrementar el flujo de alimentación principal*



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

**Tabla 38**

*Composición de los productos del segundo proceso de separación antes y después del cambio de la fracción molar en la alimentación, usando un periodo de estabilización de 10 horas*

Especie química	Corriente	Sin perturbación		Con perturbación	
		Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]	Fracción molar	Flujo molar [lbmol/h]
Agua	S28	1	4875,23	1	4840,76
Acetol	S16	0,995	29,52	0,996	35,79
1,2 – propilenglicol	S41	0,994	28,73	0,994	34,84
Ácido láctico	S69	0,998	20,95	0,998	25,35
Glicerol	S84	0,999	45,14	0,998	54,73

*Nota. Las especies químicas mostradas en la presente Tabla son los productos principales del segundo proceso de separación (Ver Figura 48)*

Al disminuir la composición del agua en la alimentación de 97,5% a 96,97%. las purezas de los productos agua, ácido láctico, acetol, y el 1,2- propilenglicol se mantienen cercanos a sus valores especificados (Tabla 38). La caída de pureza del glicerol es mínima (99,9% a 99,8%).

Los parámetros de sintonización de controladores PID para temperatura determinados por el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols eliminan las perturbaciones eficazmente. El controlador PI, es otra estrategia de control común usado en los trabajos reportados en la literatura para controlar la temperatura de etapas en columnas Peng et al. (2019). Los parámetros de sintonización también son determinados habitualmente por el método de Tyreus-Luyben y el método de ajuste automático Auto Tuning Variation (ATV) (Chaves et al., 2016). En las curvas de reacción encontradas para los dos sistemas de separación se encuentra un tiempo de retardo L bajo lo cual genera una acción proporcional alta (Ver Tabla 29 y 30). En acuerdo con el uso de controladores PI para el control de temperatura reportado en la literatura se puede optar por estos últimos controladores para el control de temperatura.

En el caso del primer proceso de separación la estructura de control instalada en la COLUMNA1 no emite señales adecuadas a las válvulas para separar el agua en el valor especificado, por lo que cambiar la cantidad de agua como perturbación afectará en la separación de los demás productos en las columnas posteriores, especialmente en la COLUMNA2 en donde se recupera acetol (Figura 55 y 58). Este mecanismo de operación no adecuado de la estructura de control no ocurre en el segundo proceso de separación, en donde las perturbaciones se eliminan rápidamente (Figura 56 y 59) al reemplazar la COLUMNA1 por un cristalizador de agua al inicio del proceso. Estos resultados muestran que el tiempo de estabilización depende del diseño del sistema de separación.

El tiempo de estabilización también depende del recorrido de la perturbación a través del proceso. Por ejemplo, al cambiar la composición del agua en la alimentación la composición de las otras especies químicas se modifica en función de dicha perturbación. Luego, el tiempo de estabilización de la fracción molar del ácido láctico y del glicerol es mayor en comparación al correspondiente de las otras especies químicas (Figura 60 y 62) por el periodo que demora la perturbación en alcanzar la COLUMNA4 (Figura 54, 57, y 60), o la COLUMNA3 (Figura 56, 59, y 62).

La anterior afirmación se puede constatar en el trabajo de Luyben (2017) en el cual se separa una mezcla de acetonitrilo, metanol, y benceno como productos de fondo en tres columnas, en donde el destilado de la última columna es recirculado a la primera columna. En el análisis dinámico se incrementa la composición del benceno del 10 al 11% en masa y la escala de tiempo se incrementa de 10 horas a 30 horas porque la perturbación recorrerá todo el proceso de separación, en consecuencia, el benceno debe separarse en la última columna al tener el punto de ebullición más bajo de entre todos los componentes de la mezcla.

## Capítulo V

### 5. Conclusiones y Recomendaciones

#### 5.1 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.

- 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 recepta la alimentación no consigue separar el agua en su valor especificado y afecta la composición del acetol en la columna que recepta 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.

## 5.2 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 recepta 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.
- Para eliminar el problema de control ineficaz en la columna que recepta el fondo de la columna que separa el agua de la alimentación en el primer sistema de separación, se puede optar por aumentar la recuperación en esta última columna en la etapa de diseño de tal forma que se reduzca en un orden de magnitud la cantidad de agua enviada al correspondiente fondo.

## Bibliografía

- Adam, E. (2020). *Instrumentación y control de procesos* (3ra ed.). Ediciones UNL.
- Al-Arfaj, M. A., & Luyben, W. L. (2002). Comparative control study of ideal and methyl acetate reactive distillation. *Chemical Engineering Science*, 57(24), 5039-5050. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(02\)00415-3](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00415-3).
- Angulo Bahón, C., & Raya Giner, C. (2004). *Tecnología de sistemas de control* (1ra ed.). Ediciones UPC.
- Arántegui, J. (2011). *Control de procesos*. Retrieved January 10, 2022 from <https://docplayer.es/279692-Control-de-procesos-2010-11.html>.
- AVEVA. (2020a). *C1 - Water Methanol Separation*. Retrieved January 1, 2022 from <https://sw.aveva.com/>.
- AVEVA. (2020b). *PRO / II Process Engineering 10.2*. Retrieved January 16, 2022 from [www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/](http://www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/).
- AVEVA. (2020c). *Process Column*. Retrieved January 10, 2022 from <https://sw.aveva.com/>.
- AVEVA. (2020d). *SimCentral Simulation Platform 5.0*. Retrieved January 31, 2022 from <https://sw.aveva.com/equipping-operating-companies>.
- Bahadori, A. (2014). *Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design*. Gulf Professional Publishing.
- Callison, J., Subramanian, N., Rogers, S., Chutia, A., Gianolio, D., Catlow, C. R. A., Wells, P. P., & Dimitratos, N. (2018). Directed aqueous-phase reforming of glycerol through tailored platinum nanoparticles. *Applied Catalysis B: Environmental*, 238, 618-628. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2018.07.008> .
- 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.

- Esquivel, O. (2007). *Análisis de observabilidad y controlabilidad para sistemas diferencialmente planos. Aplicación a un sistema de oscilaciones de calcio* [Investigación de campo, Universidad Autónoma Metropolitana ]. Repositorio Institucional.
- 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.
- Iqbal, A., & Ahmad, S. A. (2018). Entrainer based economical design and plantwide control study for Tetrahydrofuran/Water separation process. *Chemical Engineering Research and Design*, 130, 274-283. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.12.031>.
- Luyben, W. L. (2010). Design and control of the cumene process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(2), 719-734. <https://doi.org/10.1021/ie9011535>.
- Luyben, W. L. (2013). *Distillation design and control using Aspen simulation* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- Luyben, W. L. (2017). Control of a triple-column pressure-swing distillation process. *Separation and Purification Technology*, 174, 232-244. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2016.10.020>.
- Luyben, W. L., Tyréus, B. D., & Luyben, M. L. (1999). *Plantwide process control* (1st ed.). McGraw-Hill Professional Publishing.
- Ma, K., Pan, X., Zhao, T., Yang, J., Zhu, Z., Xu, D., & Wang, Y. (2018). Dynamic control of hybrid processes with liquid–liquid extraction for propylene glycol methyl ether dehydration. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57(41), 13811-13820. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b02894>.
- Martínez, S. G., & Mula, M. S. (Eds.). (2020). *Actas del I Congreso Universitario en Innovación y Sostenibilidad agroalimentaria* (1ra ed.). Universidad Miguel Hernández.

- Medina, M. A. P. L., Saba, M., de Guevara Durán, M., & Silva, M. (2011). Controladores PID y controladores difusos. *Revista de ingeniería industrial*, 5(1). <https://doi.org/1940-2163>.
- 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.
- Mishra, A. (2011). *Study of PID controller design for systems with Time delay* [Doctoral dissertation, National Institute of Technology Rourkela]. Institutional Repository.
- Montgomery, R., & McDowall, R. (2008). *Fundamentals of HVAC control systems* (1ra ed.). Elsevier.
- Ogata, K. (2003). *Ingeniería de control moderna* (7ma ed.). Pearson Educación.
- Pathak, A. S., Agarwal, S., Gera, V., & Kaistha, N. (2011). Design and control of a vapor-phase conventional process and reactive distillation process for cumene production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(6), 3312-3326. <https://doi.org/10.1021/ie100779k>.
- 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.
- Skogestad, S. (1997). Dynamics and control of distillation columns-a critical survey. *Modelling, Identification and Control*, 18(3), 177-217. <https://doi.org/10.4173/mic.1997.3.1>.
- Smith, C. A., & Corripio, A. B. (1991). *Control automático de procesos* (2da ed.). Limusa.
- Solé, A. C. (2009). *Instrumentos industriales: Su ajuste y calibración* (3ra ed.). Marcombo.

Tuza, P. V., Manfro, R. L., Ribeiro, N. F., & Souza, M. M. (2013). Production of renewable hydrogen by aqueous-phase reforming of glycerol over Ni–Cu catalysts derived from hydrotalcite precursors. *Renewable Energy*, 50, 408-414.

# Anexos