



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DETERMINACIÓN DE LA MASA A RELEVAR
EN UNA COLUMNA FRACCIONADORA DE
UNA PLANTA TÍPICA
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS A
RÉGIMEN DINÁMICO

TESIS

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

Ingeniero Químico

PRESENTA:

Maya Cabrera Amador

DIRECTOR DEL TRABAJO:

M. En C. Víctor Hugo Villar Marín

Ciudad de México, Marzo del 2021





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Agradecimiento

A la Universidad Nacional Autónoma de México y a la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza por su contribución en mi formación humanista y profesional.

Al Instituto Mexicano del Petróleo por todo el apoyo y las facilidades para el desarrollo del presente trabajo.

A mis padres Socorro Cabrera Quintero y Mateo Maya, deseo agradecer profundamente su apoyo, su guía y su confianza en todo este tiempo para concluir la carrera y el presente trabajo. Soy afortunado por contar siempre con su amor, comprensión y ejemplo.

A mis hermanos Julio Cesar y Alicia por apoyarme en esos momentos difíciles.

A mi novia Elizabeth Andrade Telléz por todo el amor y el apoyo incondicional durante estos años, que sin ello no hubiese logrado estar en este punto de mi vida.

A el M. en C, Ing. Víctor Hugo Villar Marín, director de Tesis, quien me ha guiado no solamente académica, sino personal. Gracias a ese aprendizaje logré concluir este trabajo, también por encaminar mis primeros pasos dentro de la industria, por tener paciencia ante mis dudas de novato, por brindarme la oportunidad de iniciar mi formación dentro del Instituto Mexicano del Petróleo

Al Ing. Jesus Morales Ayala, quien ha guiado parte de este trabajo, que sin su paciencia y comprensión no habría sido posible el termino del mismo.

A los ingenieros Dominga Ortíz Bautista, Ricardo Peralta Quiroz y al Dr. Miguel Angel Arrellano Gonzalez por su apoyo y paciencia para la conclusión del presente trabajo.

A mis amigos Moises, Daniel, Jesus, Rosa, Fernando por su amistad incondicional y por tantos buenos momentos que pasamos juntos en la facultad.

Y al tiempo por permitimir esta existencia anormal.

Soy, pues, un hombre que comprende más o menos oscuramente su realidad de hombre, lo que significa que me hago hombre comprendiéndome como tal

Jean Paul Sartre

Sabía que sin fe no ocurre nada de lo que debería ocurrir, y con fe casi siempre tampoco

Julio Cortázar

Un matemático ha dicho que el placer no está en descubrir la verdad, sino en el esfuerzo de buscarla

León Tolstoi

La compasión es la virtud de los mediocres, pues ellos no son capaces de respetar el gran infortunio, la gran fealdad, o el gran fracaso

Friedrich Nietzsche

El hombre moderno piensa que pierde algo de -tiempo- cuando no actúa con rapidez; sin embargo, no sabe que hacer con el tiempo que gana -salvo matarlo

Erick Fromm

Solo viviendo absurdamente se podría romper alguna vez este absurdo infinito

Julio Cortázar

Índice general

Índice de figuras	VII
Índice de tablas	XII
Resumen	XIII
Introducción	XIV
Objetivo y alcance	XVII
1. Generalidades	1
1.1. Hidrotratamiento	1
1.2. Aspectos teóricos del sistema de relevo de presión.	4
1.2.1. Definición de un sistema de relevo de presión (SRP)	4
1.2.2. Dispositivos de relevo de presión (DRP)	7
1.2.3. Escenarios de relevo de presión	8
1.2.4. Carga de relevo de presión	11
1.2.5. Diseño de válvulas de relevo de presión	12
1.2.6. Diseño de dispositivos de relevo sin recierre	18
1.2.7. Diseño de sistemas de descarga de relevo de presión	19
1.3. Programas de simulación de procesos	20
1.4. Teoría del control	23
1.4.1. Procesos dinámicos	23
1.4.2. Parámetros característicos del sistema de proceso	23
1.4.3. Ganancia de proceso	26
1.4.4. Constante de tiempo	26
1.4.5. Capacidad	26
1.4.6. Tiempo muerto	27
1.5. Control básico	28
1.5.1. Terminología	28
1.5.2. Operaciones de control disponibles	32
1.5.3. Efecto de los parámetros característicos del proceso en el control	43
1.5.4. Selección del controlador correcto	44
1.5.5. Elección de los parámetros de ajuste del controlador	45
2. Análisis para el cálculo de flujos a relevar	48
2.1. Causas que generan sobrepresión	51
2.2. Fallas operacionales	52
2.2.1. Descarga bloqueada	53

2.2.2.	Apertura inadvertida de la válvula	54
2.2.3.	Falla de servicios	55
2.2.4.	Falla de agua de enfriamiento	57
2.2.5.	Falla de corriente eléctrica	57
2.2.6.	Falla de aire de instrumentos	58
2.2.7.	Falla de reflujo	59
2.2.8.	Ruptura de tubo en intercambiador de calor	60
2.2.9.	Expansión Térmica	60
2.2.10.	Falla de válvula de control	61
2.2.11.	Simultaneidad de fallas	62
2.2.12.	Fuego en planta	63
3.	Desarrollo de simulación	64
3.1.	Objetivo de la planta hidrotadora de nafta	64
3.2.	Descripción del proceso	64
3.3.	Especificación de la alimentación	65
3.4.	Diagrama de flujo de proceso	66
3.5.	Simulación en estado estacionario	67
3.5.1.	Método termodinámico	67
3.5.2.	Características de la alimentación a columna separadora de nafta	68
3.5.3.	Simulación de columna separadora de nafta	68
3.5.4.	Simulación de aerofriador	70
3.5.5.	Simulación del tanque de reflujo de la torre separadora de naftas	71
3.5.6.	Descripción de bomba de reflujo de torre separadora de naftas	72
3.5.7.	Simulación de la bomba de fondos de la torre separadora de nafta	74
3.5.8.	Válvulas de control	75
3.5.9.	Valvulas de seguridad	77
3.6.	Simulación en estado dinámico	79
3.6.1.	Control de Nivel de Torre Separadora de Naftas	79
3.6.2.	Control del Reflujo a la Torre Separadora de Naftas	80
3.6.3.	Control de Presión de la Torre Separadora de Naftas	82
3.6.4.	Control de Temperatura del condensador	84
3.6.5.	Calentamiento de fondos la Torre Separadora de Naftas DS-61002	86
3.6.6.	Control de nivel del tanque de Reflujo de la Torre Separadora de Naftas	88
4.	Caso de estudio	90
4.1.	Masa a relevar a régimen dinámico	90
4.1.1.	Descarga bloqueada en los domos de la columna separadora sin control básico	90
4.1.2.	Descarga bloqueada en los domos de la columna separadora con control básico	96
4.1.3.	Falla en reflujo de la columna separadora de naftas sin control básico	99
4.1.4.	Falla en reflujo de la columna separadora de naftas con control básico	102
4.1.5.	Falla de aerofriador de la columna separadora de naftas sin control básico	105
4.1.6.	Falla de aerofriador de la columna separadora de naftas con control básico	109
4.1.7.	Falla de energía eléctrica sin control básico	111
4.1.8.	Falla de energía eléctrica con control básico	116

5. Análisis de resultados	119
5.1. Descarga bloqueada en domos de columna separadora de nafta	119
5.2. Falla de reflujo en la columna separadora de naftas	122
5.3. Falla de aerofriador	123
5.4. Falla de energía eléctrica	126
6. Conclusiones y recomendaciones	130
Bibliografía	136

Índice de figuras

1.1. Capas de protección principales	5
1.2. Esquema general de un sistema de relevo de presión.	6
1.3. Partes constituyentes de un sistema de relevo de presión SRP.	6
1.4. Instrumentación de respuesta a escenarios de relevo de presión	10
1.5. Válvula de relevo de presión convencional API 520	14
1.6. Respuesta a la presión de flujo de una válvula de relevo convencional	14
1.7. Válvula de relevo operada por piloto API 520	15
1.8. Respuesta a la presión de flujo de una válvula de relevo operada por piloto	16
1.9. Disco de ruptura de metal sólido de acción hacia adelante API 520	18
1.10. Válvula de relevo de pasador API 520	19
1.11. Diseño típico de sistema de relevo	20
1.12. Programa típico de simulación	22
1.13. Sistema dinámico	24
1.14. Respuesta de primer orden a una entrada escalonada	25
1.15. Estructura de lazo de control abierto	28
1.16. Estructura de lazo de control cerrado	29
1.17. Estructura de lazo de control cerrado	30
1.18. Diferentes respuestas de estabilidad del control	31
1.19. Diferentes comportamientos de válvulas de control	34
1.20. Comportamiento del control ON/OFF	35
1.21. Respuesta del control proporcional	36
1.22. Respuesta del control proporcional y control PI	37
1.23. Respuesta del control control PI y control PID	38
1.24. Ejemplo de control de temperatura en cascada	39
1.25. Diagrama de bloques del control cascada	40
1.26. Diagrama de bloques del control de prealimentación	41
1.27. Ejemplo de control prealimentación de un intercambiador de calor	41
1.28. Diagrama de flujo para selección de controlador	45
2.1. Descarga bloqueada	53
2.2. Descarga bloqueada en torre	54
2.3. Apertura inadvertida	55
2.4. Falla de agua de enfriamiento	57
2.5. Falla de corriente eléctrica	58
2.6. Falla de aire de instrumentos	59
2.7. Falla de reflujo	60
2.8. Falla de válvula de control	62

3.1. Diagrama de flujo de proceso Torre separadora de nafta	66
3.2. Interfaz gráfico de Simulación de columna separadora de naftas DS-1002	67
3.3. Método Termodinámico	67
3.4. Propiedades de corriente de entrada	68
3.5. Representación de columna separadora de naftas en el simulador de proceso	69
3.6. Simulación de columna DS-1002	69
3.7. Temperatura en cada etapa de la columna DS-1002	70
3.8. Presión en cada etapa de la columna DS-1002	70
3.9. Simulación aerofriador EC-1002	71
3.10. Simulación de tanque de reflujo de torre separadora de nafta	72
3.11. Simulación de bomba de reflujo de la columna separadora de naftas	73
3.12. Curvas de la bomba de reflujo de la torre separadora de naftas	73
3.13. Simulación de bomba de fondos de la columna separadora de naftas	74
3.14. Curvas de la bomba de fondos de la torre separadora de naftas	75
3.15. Opciones para activar bypass en válvulas de control	75
3.16. Simulación de válvulas de control	76
3.17. Especificación de la válvula check	76
3.18. Válvulas de seguridad de columna separadora de naftas	77
3.19. Características de válvulas de seguridad de columna separadora de naftas	77
3.20. Presión de ajuste y presión de relevo para las válvulas de seguridad de la columna separadora	78
3.21. Válvula de seguridad del tanque de reflujo de la columna separadora de naftas	78
3.22. Válvula de seguridad PSV-1231	78
3.23. Presión de ajuste y presión de relevo de la válvula de seguridad del tanque de reflujo	79
3.24. Control de nivel de columna separadora de nafta en la simulación	79
3.25. Parámetros para el control LIC-1123	80
3.26. Control proporcional de nivel de columna separadora de nafta	80
3.27. Control de reflujo de la columna separadora de naftas	81
3.28. Parámetros necesarios para el control de reflujo de la torre separadora de naftas	81
3.29. Control de cascada de temperatura en la sección de reflujo	82
3.30. Control de cascada de flujo en la sección de reflujo	82
3.31. Control de presión en los domos de la columna separadora de naftas mediante un control de rango dividido	83
3.32. Parámetros de control de presión de rango dividido de domos de la columna se- paradora de naftas	83
3.33. Control de presión rango dividido PV-1190A en acción sobre una perturbación	84
3.34. Control de presión rango dividido PV-1190r en acción sobre una perturbación	84
3.35. Control de temperatura del aerofriador EC-1002	85
3.36. Parámetros de control de temperatura del aerofriador EC-1002	85
3.37. Control de velocidad de ventilador del aerofriador EC-1002	85
3.38. Respuesta de control de temperatura TIC-1121 con respecto a una perturbación	86
3.39. Control de temperatura del horno BA-1003	86
3.40. Parámetros para el control de temperatura TIC-1208	87
3.41. Carga térmica para el control de temperatura TIC-1208	87
3.42. Respuesta de control de temperatura TIC-61208	88
3.43. Control de nivel del tanque condensador FA-1006	88
3.44. Parámetro del control de nivel LIC-1124	89
3.45. Estabilización del control de nivel del FA-1006	89

4.1. Escenario de descarga bloqueada	91
4.2. Falla en el actuador utilizando la opción de Malfunction	91
4.3. Falla a descarga bloqueada en el simulador de procesos	92
4.4. Inicio de escenario de descarga bloqueada en los domos de columna separadora sin interacción del control automático	92
4.5. Apertura de válvulas de seguridad PSV-1211 a falla de descarga bloqueada sin control básico	93
4.6. Apertura de válvulas de seguridad PSV-1212 a falla de descarga bloqueada sin control básico	93
4.7. Temperatura de columna separadora de naftas en falla por descarga bloqueada sin control básico	94
4.8. Presión de fondos de columna separadora en falla de descarga bloqueada sin control básico	94
4.9. Presión de domos de columna separadora en falla de descarga bloqueada sin control básico	95
4.10. Masa a relevar en falla de descarga bloqueada en columna separadora de naftas sin control básico	95
4.11. Inicio de escenario de descarga bloqueada en los domos de columna separadora con interacción del control automático	96
4.12. Apertura de válvulas de seguridad PSV-1211 a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico	96
4.13. Apertura de válvulas de seguridad PSV-1212 a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico	97
4.14. Temperatura de columna en condición de relevo por falla de descarga bloqueada con interacción del control básico	97
4.15. Presión de columna en condiciones de relevo a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico	98
4.16. Masa a relevar de válvula PSV-1211 a descarga bloqueada con interacción del control básico	98
4.17. Masa a relevar de válvula PSV-1212 a descarga bloqueada con interacción del control básico	99
4.18. Falla de reflujo en columna separadora de naftas	99
4.19. Falla en actuador de válvula de reflujo de columna separadora	100
4.20. Inicio de escenario de falla en reflujo control en manual	100
4.21. Vapor en bomba de fondos a causa de falla de reflujo	100
4.22. Apertura de válvula PSV-1211 falla de reflujo sin control básico	101
4.23. Masa a relevar de PSV-1211 en falla de reflujo sin control básico	101
4.24. Temperatura de domos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico	101
4.25. Temperatura de fondos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico	102
4.26. Presión de domos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico	102
4.27. Presión de fondos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico	102
4.28. Inicio de escenario de falla en reflujo de columna separadora con interacción del control automático	103
4.29. Control de temperatura de horno de carga	103

4.30. Acción del control de temperatura del horno BA-1003 en falla de reflujo de columna separadora	104
4.31. Control de nivel de tanque de reflujo	104
4.32. Acción del control de nivel del tanque FA-1006 en falla de reflujo de columna separadora	104
4.33. Temperatura y presión de la columna separadora a falla de reflujo con interacción del control básico	105
4.34. Falla de aerofriador EC-1002	105
4.35. Falla del aerofriador y control en modo manual	106
4.36. Falla de operación del aerofriador utilizando la opción Malfunction	106
4.37. Porcentaje de apertura de válvula PSV-1211 por falla de aerofriador sin control básico	106
4.38. Porcentaje de apertura de válvula PSV-1212 por falla de aerofriador sin control básico	107
4.39. Temperatura en domos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico	107
4.40. Temperatura en fondos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico	107
4.41. Presión en domos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico	108
4.42. Presión en fondos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico	108
4.43. Masa a relevar de PSV-1211 en falla de aerofriador sin control básico	108
4.44. Masa a relevar de PSV-1212 en falla de aerofriador sin control básico	109
4.45. Falla del aerofriador y control en modo automático	109
4.46. Falla de bomba de reflujo cavitación	110
4.47. Temperatura de sección de domos de la columna a falla del EC-1002 con control básico	110
4.48. Temperatura de sección de fondos de la columna a falla del EC-61002 con control básico	110
4.49. Presión de domos de columna separadora a falla del EC-1002 con control básico	111
4.50. Presión de fondos de columna separadora a falla del EC-1002 con control básico	111
4.51. Equipos afectados por la falla de energía eléctrica	112
4.52. Falla de energía eléctrica en aerofriador de domos de columna separadora de naftas	112
4.53. Falla de energía eléctrica en bomba de recirculación de domos de columna separadora de naftas	113
4.54. Control manual en falla de energía eléctrica de columna separadora	113
4.55. Apertura de válvula de seguridad PSV-1211 a falla de energía eléctrica	114
4.56. Apertura de válvula de seguridad PSV-1212 a falla de energía eléctrica	114
4.57. Presión en fondos de columna separadora a falla de energía eléctrica sin control básico	114
4.58. Presión en domos de columna separadora a falla de energía eléctrica sin control básico	114
4.59. Temperatura en fondos de columna separadora en falla de energía eléctrica sin control básico	115
4.60. Temperatura en domos de columna separadora en falla de energía eléctrica sin control básico	115
4.61. Masa a relevar de válvula PSV-1211 a falla de energía eléctrica sin control básico	115
4.62. Masa a relevar de válvula PSV-1212 a falla de energía eléctrica sin control básico	116
4.63. Control automático en falla de energía eléctrica de columna separadora	116

4.64. Acción de válvulas PSVs en falla de energía eléctrica con control básico	116
4.65. Presión de domos de la columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico	117
4.66. Presión de fondos de la columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico	117
4.67. Temperatura de la sección de domos de columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico	117
4.68. Temperatura de la sección de fondos de columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico	118
5.1. Rango de operación de control manual en falla por descarga bloqueada	120
5.2. Perturbación del control de temperatura del horno BA-1003 a causa de descarga bloqueada en la sección de domos	120
5.3. Actividad del control TIC-1208 en relación a la temperatura de domos de la columna	121
5.4. Actividad del control TIC-1208 en relación a el porcentaje de apertura de la válvula PSV-1211	121
5.5. Acciones implementada por el control de nivel LIC-1123 a falla de descarga bloqueada	122
5.6. Acción del control de temperatura TIC-1121 a falla de descarga bloqueada	122
5.7. Perturbación de control de presión de columna separadora a falla de aerofriador .	124
5.8. Perturbación de control de presión de rango dividido de columna separadora a falla de aerofriador	124
5.9. Perturbación de control de temperatura del horno de carga a falla del aerofriador	125
5.10. Perturbación del control de nivel del tanque condensador a falla del aerofriador .	125
5.11. Perturbación del control de flujo en cascada a falla del aerofriador	126
5.12. Perturbación del control de temperatura en cascada a falla del aerofriador	126
5.13. Control de temperatura horno de carga e influencia del control de nivel de columna	127
5.14. Control de temperatura horno de carga e influencia del control de nivel del tanque de condensado	128
5.15. Control de nivel de columna separadora a falla de energía eléctrica	128
5.16. Control de nivel de tanque de condensado a falla de energía eléctrica	129
5.17. Control de presión de columna separadora a falla de energía eléctrica	129
5.18. Control de presión de tanque de reflujo a falla de energía eléctrica	129
6.1. Resumen de porcentaje de apertura de PSV-1211	131
6.2. Resumen de porcentaje de apertura de PSV-1212	131
6.3. Resumen de temperatura máxima en PSV-1211	132
6.4. Resumen de temperatura máxima en PSV-1212	132
6.5. Resumen de máxima presión en PSV-1211	133
6.6. Resumen de máxima presión en PSV-1212	133
6.7. Resumen de masa a relevar de PSV-1211	134
6.8. Resumen de masa a relevar de PSV-1212	134

Índice de tablas

1.1. Escenario de relevo de presión	9
1.2. Relaciones de presión de flujos críticos API 520	17
1.3. Paquetes de simuladores comerciales	21
1.4. Descripción de los tipos de modos de válvulas de control	33
1.5. Descripción de los tipos de válvulas de control	33
2.1. Guía para el relevo requerido bajo condiciones seleccionadas	50
2.2. Posibles fallas de servicios y equipo afectado	52
2.3. Falla de servicios auxiliares y posibles consecuencias	56
3.1. Componentes para simulación1	65
3.2. Componentes para simulación2	66
3.3. Alimentación a DS-1002	68
3.4. Descripción de columna separadora de naftas	68
3.5. Especificaciones de las etapas	69
3.6. Datos para simulación de aerofriador	71
3.7. Descripción de tanque de reflujo de la torre separadora de naftas	71
3.8. Datos para simulación de la bomba de reflujo	72
3.9. Datos para simulación de la bomba de fondos	74
3.10. Diferencial de presión de válvulas de control	75
4.1. Casos de estudio de relevo de presión en columna separadora de naftas	90
4.2. Equipos en paro por falla parcial de energía eléctrica	111
5.1. Valores de la simulación a falla por descarga bloqueada en la sección de domos	119
5.2. Valores de la simulación a falla por reflujo en la sección de domos	123
5.3. Valores de la simulación de falla de aerofriador en la sección de domos	123
5.4. Valores de la simulación de falla de energía eléctrica	126
6.1. Resultados de la simulación solo con la capa de protección del sistema de relevo de presión	130
6.2. Resultados de la simulación con ambas capas de protección, control básico y el sistema de relevo de presión	130

Resumen

Este trabajo se enfoca en el desarrollo de una simulación dinámica con base en un software de simulación de procesos (UniSim Design), para determinar el flujo a relevar en una columna de destilación separadora de naftas de una planta hidrosulfuradora típica, se proponen diferentes escenarios de relevo de presión para analizar las fallas que generan una sobrepresión en el sistema y la consecuente apertura de las válvulas de seguridad.

La estructura de la simulación se desarrolla con base en la convergencia de una columna de 41 platos con una relación de reflujo igual a dos. El cálculo preliminar para las válvulas de seguridad fue realizado con base a las normas ([API520, 2014](#); [API526, 2009](#)).

El modelo de simulación empleado solo considerará el control básico del sistema como capa de protección antes de la interacción del sistema de relevo de presión.

Los escenarios fueron analizados de dos maneras diferentes; La primera situación sin ninguna capa de protección antes del sistema de relevo de presión, esto significa que el control básico no interactúa al suceder la falla. La segunda situación con la implementación de la capa de protección del control básico en el escenario de relevo de presión, en donde la intención de este último escenario es simular la falla a un escenario más aproximado a la realidad. Esto con el propósito de analizar y verificar el efecto de la sobrepresión en el sistema y la mitigación de la misma por las válvulas de seguridad, y si el tamaño de las mismas es apropiado o es necesario un tamaño mayor o menor según sea el caso. Los principales escenarios de relevo que pueden ser afectados en el proceso de separación de naftas y que fueron analizados en este trabajo son:

- Falla de energía eléctrica
- Falla de reflujo en la columna de destilación
- Descarga bloqueada en la sección del destilado en la columna de separadora
- Falla de enfriamiento en la sección del condensador de la columna separadora

Debido a que, como ya se mencionó con anterioridad solo se considerarán fallas operativas, la falla por fuego no fue considerada en el trabajo correspondiente. Dicha consideración es conservadora en el sentido de que las fallas derivadas, por energía eléctrica, reflujo, descarga bloqueada y agua de enfriamiento constituyen normalmente las que aportan mayor cantidad de masa a relevar al sistema de relevo de presión.

Una de las limitantes en el desarrollo de la simulación dinámica, es la modificación del calentador a fuego directo que suministra la carga térmica de los fondos de la torre separadora, por un intercambiador de calor, de igual manera la simulación del aerofriador solo se establece con base en un ventilador, ya que el alcance de este trabajo no se encuentra dirigido a la operación detallada y mecánica. La complejidad que conlleva la simulación de un horno y aerofriador requiere de una amplia experiencia en el campo de ingeniería de procesos así como en el área de simulación de los mismos. Sin embargo para los alcances del presente trabajo es suficiente suministrar la carga térmica asociada a dicho evento.

Introducción

En 1987, Robert M. Solow, economista del Instituto Tecnológico de Massachusetts, recibió el Premio Nobel de Economía por su trabajo en la determinación de las fuentes del crecimiento económico. El profesor Solow concluyó que la mayor parte del crecimiento de una economía es el resultado de los avances tecnológicos.

Es razonable concluir que el crecimiento de una industria también depende de los avances tecnológicos. Esto es especialmente cierto en la industria química, que es innovadora y se encuentra permanentemente en la generación de procesos más especializados; ello implica en múltiples ocasiones que los procesos inherentemente son más complejos y cada vez más interrelacionados: mayor presión, químicos más reactivos y química exótica.

Los procesos más complejos requieren una tecnología de seguridad más desarrollada y orientado a la seguridad intrínseca de los mismos. Muchos industriales incluso consideran que el desarrollo y la aplicación de tecnología de seguridad es en realidad una limitación para el crecimiento de la industria química.

A medida que la tecnología de procesos químicos se vuelve más compleja, los ingenieros químicos necesitarán una comprensión más detallada y fundamental de la protección de los recursos humanos, materiales y el medio que impacten directamente en la seguridad de los mismos.

Desde 1950, se han realizado importantes avances tecnológicos en la seguridad de los procesos químicos. Hoy en día, dicho aspecto tiene la misma importancia que la producción y se ha convertido en una disciplina científica que incluye muchas teorías y prácticas altamente técnicas y complejas. Ejemplos de tecnología de seguridad incluyen:

- Modelos hidrodinámicos que representan el flujo de dos fases a través de un alivio del recipiente
- Modelos de dispersión que representan la propagación de vapores tóxicos a través de una planta después de una liberación
- Técnicas matemáticas para determinar las diversas formas en que los procesos pueden fallar y la probabilidad de fallar.

Los avances recientes en seguridad de plantas químicas enfatizan el uso de herramientas tecnológicas apropiadas para brindar información para la toma de decisiones de seguridad con respecto al diseño y operación de la planta ([Crowl and Louvar, 2011](#)),([Hellemans, 2010](#)).

Los sistemas de relevo de presión son la parte más crítica en la seguridad de una planta siendo éstos la última capa de protección en la misma, su trabajo es prevenir que se acumulen presiones excesivas en los equipos de proceso debido a problemas operativos o situaciones de emergencia. Las capas de protección principales en una planta son los sistemas de seguridad, dichos sistemas son

diseñados para realizar funciones de protección, mitigación, reducción de riesgos y reducir la probabilidad de que una condición insegura se presente en un proceso industrial.

Las capas de protección se describen a continuación:

- **Sistemas básicos de control (SCD)**
Se utilizan para monitorear y controlar los procesos de las plantas. El trabajo de estos sistemas se refleja en la calidad del producto y en la eficiencia de la planta. En una situación donde el control falla, el proceso puede llegar a convertirse peligroso para el personal y además el ambiente puede verse afectado.
- **Sistemas de seguridad (ESD)**
Cuando el control de proceso no contiene la generación de situaciones de riesgo o se produce la falla de algunos de sus elementos, en ese momento debe actuar el sistema de protección de seguridad; ejemplo de esta situación es el propicia en un paro de emergencia.
- **Sistema de gas y fuego (F & G)**
Cuando se detecta un conato de fuego, el sistema desarrolla las acciones necesarias para mitigarlo y mandar una señal al sistema de seguridad para que este corte o bloquee el punto donde existe la fuga que este ocasionando dicho evento.
- **Sistema de relevo de presión (SRP)**
El SRP constituye la última capa de protección, su objetivo es la protección del equipo y consecuentemente la protección del personal, instalaciones y el medio ambiente, previniendo así una sobrepresurización cuando ocurre una falla operativa o fuego en las instalaciones del proceso al sistema.

El principal motivo de la existencia de los sistemas de seguridad es el riesgo implícito, todos los procesos tienen un nivel de riesgo, ya sea por su diseño, por los materiales que se manejan, por las reacciones que se generan en el sistema, por la posibilidad de fugas de materiales peligrosos, por la operación y por muchos otros factores desde técnicos, culturales, legales y económicos.

El análisis en régimen transitorio ha estado ganando importancia en los últimos años en el campo del diseño de procesos. En gran parte porque mediante este análisis, es posible monitorear el comportamiento de las principales variables del proceso ante las perturbaciones típicas del funcionamiento de una planta industrial. Además, la posibilidad de proponer diferentes estrategias de control y evaluar su efecto sobre la operatividad permite estudiar varios escenarios en un tiempo relativamente corto. En términos generales, los nuevos diseños de plantas y 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 ([Chaves et al., 2016](#)).

El análisis en régimen transitorio se puede utilizar en el diseño de sistemas de relevo de presión para calcular aumentos de presión transitorios o para calcular las tasas de relevo requeridas de los dispositivos de relevo (PRD) individuales. El análisis en régimen transitorio se puede utilizar en sistemas como columnas, compresores, sistemas de refrigeración de etapas múltiple y roturas de tubos de intercambiadores de calor y en el análisis de sistemas de quemadores existentes ([API521, 2014](#)).

La determinación de flujos críticos o transitorios son una forma de disminuir las masas de relevo en los sistemas de disposición de desfogues eficientando sobremanera la infraestructura civil, de tuberías, soportería, recipientes, quemadores, etc. y que además esta avalado por el ([API521, 2014](#))

En los últimos años se ha evidenciado un crecimiento importante en el dominio e innovación de herramientas y técnicas utilizadas para realizar actividades relacionadas con el diseño, construcción y operación de plantas de proceso. El uso de herramientas computacionales como los simuladores de proceso han modificado la eficacia y eficiencia de cálculos para la implementación en el diseño de procesos. Estos desarrollos, abarcan desde la simulación en estado estacionario hasta la simulación dinámica esta última representan escenario de mayor complejidad. La aplicación de este tipo de tecnología en el desarrollo de la industria ha permitido diseñar y predecir el comportamiento operativo de las plantas de proceso verificando su funcionalidad con gran eficiencia, seguridad y rentabilidad económica.

Los procesos industriales son fundamentales para la producción de artículos de uso frecuente en la vida cotidiana, tales como la industria farmacéutica, alimenticia y de papel son ejemplos claros de la importancia que tienen los procesos industriales a nivel mundial. Las válvulas de relevo de seguridad son un elemento esencial para establecer una capa de protección confiable en la operación de plantas industriales. El propósito principal de una válvula de relevo de seguridad (SRV) es la protección del personal operativo, protección del recipiente o equipo y protección del medio ambiente mediante el alivio seguro del fluido del proceso cuando un sistema se encuentra expuesto a una condición de sobrepresión.

La simulación dinámica se puede utilizar en el diseño del sistema de relevo de presión para calcular los aumentos de presión transitorios o para calcular los flujos de alivio requeridos de los dispositivos de relevo de presión (PRD) individuales. Los métodos convencionales para calcular los flujos de alivio son generalmente conservadores y pueden conducir a diseños de sistemas de relevo y orificios de gran tamaño así como toda la infraestructura asociada. La simulación dinámica proporciona un método alternativo para definir mejor los flujos de alivio y mejora la comprensión de lo que sucede durante el relevo de presión.

Normalmente los flujos de alivio que se obtiene en régimen transitorio son menores en comparación a los flujos obtenidos en régimen estacionario, estos últimos usualmente emplean criterios conservadores y esto sobrediseña el dispositivo de relevo de presión (PRD).

Objetivo y alcance

Objetivo General

Obtener el flujo a relevar¹ a régimen dinámico de una columna de destilación separadora de naftas de una planta típica con base en sus parámetros de diseño, para diferentes escenarios de relevo de presión en el simulador de proceso UniSim Design, con la finalidad de analizar el comportamiento del sistema, su impacto sobre las válvulas de seguridad y el sistema de relevo de presión.

Objetivos específicos

- Desarrollar una simulación dinámica de una columna de destilación separadora de naftas de un proceso de hidrodesulfuración.
- Simular escenarios de relevo de presión para obtener el flujo a relevar (falla de energía eléctrica, descarga bloqueada, falla de reflujo en columna de destilación).
- Analizar cada escenario propuesto y reportar en que situación se produce el relevo de presión mediante las válvulas de seguridad.
- Simular por cada causa de falla un escenario sin la capa de protección del control básico solo con la capa del sistema de relevo de presión y uno con ambas capas de protección (control básico y sistema de relevo de presión) y analizar los resultados de cada escenario. El motivo de realizar la simulación con solo la capa de protección del sistema de relevo de presión es generar un escenario aproximado para el cual fue dimensionado la válvula de seguridad (aproximación al análisis en estado estacionario)

Alcance

La simulación tendrá la capacidad de:

- Determinar la masa a relevar en los escenarios propuestos.
- Establecer la confiabilidad de diseño de válvulas de seguridad utilizando los datos obtenidos de la simulación dinámica.
- Establecer bajo que escenario las válvulas de seguridad entran en operación generando masa a relevar.

¹“**Relevar**” es un término técnico directo de la traducción al español de la palabra “relief” por su origen en inglés; otro sinónimo es alivio. En el argot técnico la palabra relevo es muy común para este tipo de análisis

- Simular los escenario de relevo de presión con capas de protección (Control básico y sistema de relevo de presión).
- Simular los escenario de relevo de presión con solo la capa de protección del sistema de relevo de presión (Sin control básico).

Capítulo 1

Generalidades

1.1. Hidrotratamiento

El proceso de hidrotratamiento en una refinería es el término utilizado para describir el proceso de eliminación de azufre, nitrógeno e impurezas metálicas en la materia prima mediante hidrógeno en presencia de catalizadores adecuados.

Usualmente involucra cambios en la estructura molecular (reformación e isomerización) o cambios en el tamaño molecular (alquilación y polimerización), el hidrotratamiento tiene un papel importante en este mejoramiento, pertenece al grupo de los procesos de refinación conocidos como hidroprocesos, que incluyen al hidrocracking.

Los objetivos del hidrotratamiento son:

- La conversión selectiva del material deseado.
- La eliminación de determinados compuestos para mejorar la calidad de los productos.
- Convertir a los productos de menor valor agregado en productos valiosos.
- Transformar los residuos sólidos en combustibles líquidos.

Las aplicaciones del hidrotratamiento son numerosas y las fuentes de alimentación van desde fracciones ligeras como la gasolina hasta residuos pesados.

La aplicación del hidrotratamiento incluye:

- El pretratamiento de nafta.
- La desulfuración de destilados.
- El mejoramiento de la calidad de los jet fuels (turbosinas), kerosenos y diesel.
- Como un pretratamiento para el cracking catalítico, removiendo metales, compuestos con azufre, nitrógeno y reduciendo compuestos poliaromáticos.

El hidrotratamiento es un proceso catalítico que disminuye el contenido de azufre, nitrógeno y oxígeno en los hidrocarburos, transformando estos en H_2S , amoníaco y H_2O , respectivamente, así mismo reduce la presencia de compuestos poliaromáticos.

El proceso se resume en cinco pasos que se describen a continuación:

- La alimentación al proceso es calentada, con hidrógeno en un reactor.
- La mezcla se pone en contacto con un catalizador.
- Una vez llevadas a cabo las reacciones, siguen uno o dos pasos de separación de líquidos, gases y residuos.
- Separación por destilación de los productos ligeros, de los pesados, según las especificaciones.
- Purificación del hidrógeno para ser recirculado al proceso.

Este tratamiento requiere condiciones de proceso extremas, así como el uso de altas presiones de hidrógeno para minimizar las reacciones de polimerización y condensación que forman coque, mejora los componentes de bajo punto de ebullición como son gasolinas y keroseno. La principal función del hidrotratamiento es la hidrogenación de olefinas, la remoción de heteroátomos como el azufre y la saturación de compuestos aromáticos y olefinas.

El hidrotratamiento catalítico es un proceso de hidrogenación empleado para remover alrededor del 90 % de los contaminantes como son nitrógeno y azufre, de las fracciones del petróleo.

Razones para la remoción de heteroátomos de las fracciones de petróleo:

- Reducción de la corrosión durante la refinación.
- Incremento en la estabilidad de las gasolinas.
- Reducción del contenido de heteroátomos¹ en los combustibles, lo cual, conlleva a un menor impacto en el ambiente.

Los procesos de hidrogenación para la conversión de fracciones de petróleo y productos se pueden clasificar en destructiva y no destructiva. La hidrogenación destructiva (hidrogenólisis o hidrocracking) es caracterizada por la destrucción de los enlaces carbono-carbono, acompañada de la saturación de los fragmentos y obteniendo como productos, compuestos de bajo punto de ebullición.

El hidrotratamiento (hidrogenación destructiva) es empleado con el propósito de mejorar la calidad de los productos sin alterar apreciablemente el rango de ebullición.

La hidrodeshidrogenación (HDS) así como la hidrodeshidrogenación (HDN) son procesos esenciales para la remoción de compuestos aromáticos de la mayoría de las corrientes de proceso.

El alto contenido de aromáticos en el diesel es reconocido por una baja calidad en los combustibles y una contribución en la formación de gases tóxicos. Debido a las estrictas regulaciones ambientales, en la actualidad se busca disminuir tanto el contenido de aromáticos (principalmente benceno) como el de heteroátomos en los combustibles para minimizar las emisiones de gases tóxicos. Los compuestos aromáticos primero son parcialmente hidrogenados y después tiene lugar el cracking de los núcleos aromáticos. Los átomos de azufre y nitrógeno son convertidos en ácido sulfhídrico y amonio.

Las reacciones de hidrodeshidrogenación son acompañadas por pequeñas cantidades de reacciones de hidrogenación e hidrocracking, pero esto depende básicamente de las características de la alimentación y de la severidad de la desulfuración.

Las ventajas son:

¹**Heteroátomo** es un átomo en una cadena o en un anillo de un compuesto orgánico, que no es de carbono ni de hidrógeno.

- Los productos requieren menos etapas de mejoramiento.
- El azufre es removido de la alimentación de la unidad de craqueo, disminuye la corrosión en la unidad de cracking.
- El azufre es removido de la alimentación de la unidad de craqueo, disminuye la corrosión en la unidad de cracking.
- Disminuye la formación de coque, se tiene una alta conversión.
- La calidad de las fracciones gaseosas del petróleo es incrementada

Uno de los principales problemas en el procesamiento de una corriente con un alto contenido de azufre y nitrógeno es la gran producción de H_2S y NH_3 , la remoción de ambos compuestos del gas recirculado, se puede lograr con la inyección de agua, bajo condiciones de alta presión, ambos compuestos son muy solubles bajo estas condiciones en comparación con el hidrógeno y los gases de hidrocarburo. La solución es procesada en una unidad separadora para recuperar el H_2S y NH_3 . El grado de hidroprocesamiento depende no solo de las condiciones de operación empleadas al llevar a cabo dicho proceso para el mejoramiento de los productos obtenidos, depende también de la naturaleza de la alimentación.

El hidroprocesamiento no sólo se aplica a corrientes de destilados medios, también se pueden procesar corrientes pesadas y de residuo, aunque se presentan problemas como el depósito de metales (en particular vanadio), en el catalizador y la remoción de dichos metales no es posible; esto desactiva el catalizador, impidiendo el control de la temperatura en el reactor.

La composición física o química de la alimentación no solo determina los productos obtenidos sino también la manera de procesarlos.

Las siguientes reacciones son las principales en el proceso de desulfuración:

- Mercaptanos



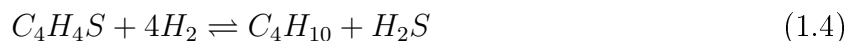
- Sulfuros



- Disulfuros



- Tiofenos



1.2. Aspectos teóricos del sistema de relevo de presión.

Los sistemas de relevo de presión son la parte más crítica en la seguridad de una planta siendo éstos la última capa de protección en la misma, su trabajo es prevenir que se acumulen presiones excesivas en los equipos de proceso debido a problemas operativos o situaciones de emergencia. El sistema de relevo consiste en una tubería principal (cabezal principal) y de las tuberías de descarga de las válvulas de seguridad (ramales) las cuales se conecta al ramal principal.

1.2.1. Definición de un sistema de relevo de presión (SRP)

Sistema formado por dispositivos y tuberías, que eliminan o disminuyen un exceso de presión en un equipo, por el desplazamiento de una determinada masa de fluido desde el equipo sobrepresionado a un determinado lugar donde se dispondrá con mayor seguridad. La definición del American Petroleum Institute (API) Recommended Practice 521 “*Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems*”,(API521, 2014) un SRP es un arreglo de accesorios de relevo de presión, tubería y un medio de disposición proyectado para el relevo de seguro, el transporte y la disposición de los fluidos en la fase líquida, vapor o gaseosa. Un SRP puede constituir solamente de un disco de ruptura o válvula de seguridad relevo, con o sin tubería de descarga, sobre un recipiente o una línea. Un sistema más complejo puede incluir varios dispositivos de relevo de presión, arreglos en cabezales comunes y el envío a un equipo de disposición terminal.

■ CAPAS DE PROTECCIÓN

Las capas de protección principales en una planta son los sistemas de seguridad, dichos sistemas son diseñados para realizar funciones de protección, mitigación, reducción de riesgos y reducir la probabilidad de que una condición insegura se presente en un proceso industrial (Figura1.1).

Las capas de protección se describen a continuación:

- a) Sistemas básicos de control (SCD). Se utilizan para monitorear y controlar los procesos de las plantas. El trabajo de estos sistemas se refleja en la calidad del producto y en la eficiencia de la planta. En una situación donde el control falla, el proceso puede llegar a convertirse peligroso para el personal y además el ambiente puede verse afectado.
- b) Sistemas de seguridad (ESD). Cuando el control de proceso se convierte peligroso, en ese momento debe actuar el sistema de protección de seguridad un ejemplo de esta situación es el dado en un paro de emergencia.
- c) Sistema de gas y fuego (F & G). Cuando se detecta un conato de fuego, el sistema deberá mitigar el fuego y mandar una señal al sistema de seguridad para que este corte o bloquee el punto donde existe la fuga que este ocasionando el fuego.
- d) Sistema de relevo de presión (SRP). El SRP es la última capa de protección, su objetivo es la protección del equipo y consecuentemente la protección del personal previniendo así una sobrepresurización cuando ocurre una falla al sistema.

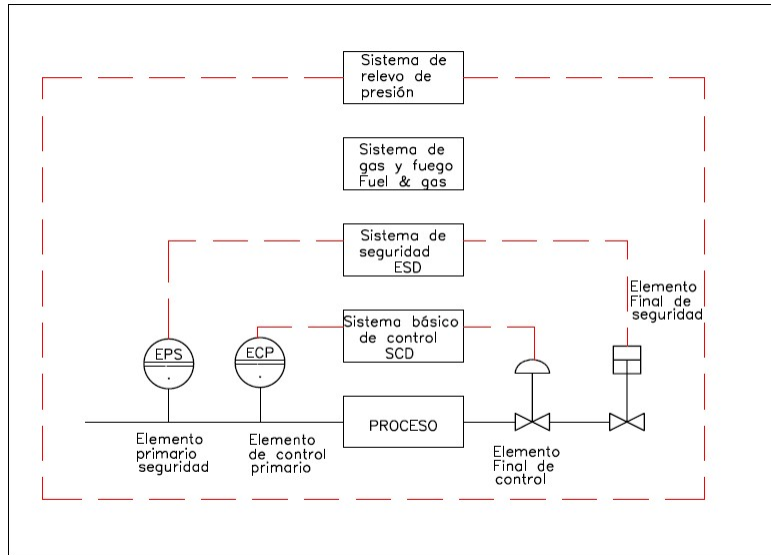


Figura 1.1: Capas de protección principales

El principal motivo de la existencia de los sistemas de seguridad es el riesgo implícito, todos los procesos tienen un nivel de riesgo, ya sea por su diseño, por los materiales que se manejan, por las reacciones que se generan en el sistema, por la posibilidad de fugas de materiales peligrosos, por la operación y por muchos otros factores desde técnicos, culturales, legales y económicos.

■ COMPONENTES DE UN SISTEMA DE RELEVO DE PRESIÓN (SRP)

Los sistemas de relevo incluyen válvulas de seguridad, tubería (cabezal), tanques de separación y quemador, los que deben ser dimensionados adecuadamente basándose en las condiciones específicas de las características de operación y seguridad de cada planta considerada.

En la figura (1.2) se muestra un sistema de relevo de presión.

Serie de dispositivos compuestos normalmente es (1) una válvula ajustada para abrir a una cierta presión que es igual o menor a la presión de diseño del equipo, permitiendo el flujo en una sola dirección, pues al disminuir la presión en el equipo, esta vuelve a cerrar. La válvula conectada a una red de tuberías (2) o cabezal que pueden unirse la descarga de varios sistemas con sus respectivas válvulas de relevo. El disco de ruptura (3) es otro dispositivo del SRP y consiste en un disco metálico diafragmado en el que el grosor de la película metálica está calculado para fragmentarse a una cierta presión y que regularmente se utiliza en combinación a una válvula de relevo. Después se encuentra (4) el tanque separador de líquido (Knock Out Drum), cuya función principal es separa el líquido de arrastre del gas en el SRP. El tanque de sello (5) se utiliza para condensar restos de humedad que se encuentran en la corriente gaseosa, pero su principal función es la de mantener una presión mínima al quemador y evitar el regreso de la flama del quemador o que entre aire si la flama del quemador se apaga. En el quemador (6) es donde se quema el gas; esto se hace generalmente si el fluido es tóxico y es necesario quemarlo antes de enviarlo a la atmósfera.

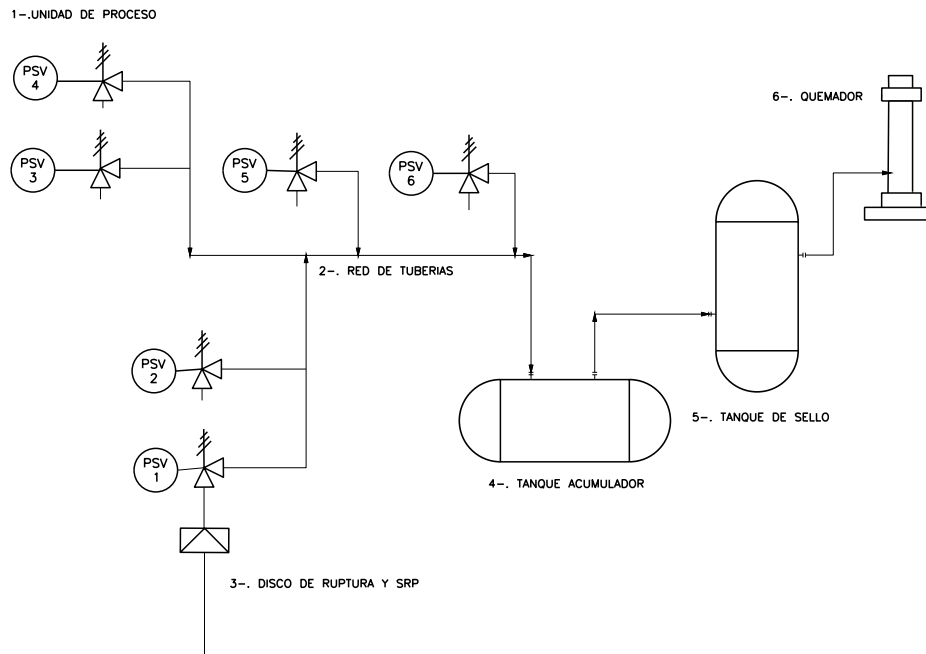


Figura 1.2: Esquema general de un sistema de relevo de presión.

Las partes constituyentes de un SRP se muestran de forma esquemática en la figura 1.3



Figura 1.3: Partes constituyentes de un sistema de relevo de presión SRP.

■ REQUERIMIENTOS DE UN SISTEMA DE RELEVO DE PRESIÓN

Los requerimientos que debe satisfacer un SRP para su instalación son los siguientes:

- 1) Proteger al personal de operación contra los daños que pueda causar la sobrepresión del equipo de proceso.
- 2) Disminuir las pérdidas de materias primas de alto costo durante y después de una falla operacional que haya causado exceso de presión en un equipo por un corto periodo.
- 3) Disminuir las pérdidas de tiempo ocasionadas por la sobrepresión en los equipos.
- 4) Prevenir el daño al equipo.
- 5) Prevenir el daño a propiedad civil y adjunta a la planta de operación.
- 6) Reducir la prima de seguros, en caso de contar con alguna.
- 7) Cumplir con la normativa vigente.
- 8) Económicamente factible.

1.2.2. Dispositivos de relevo de presión (DRP)

Los dispositivos de relevo de presión son un requisito esencial para el uso seguro de los recipientes a presión. Los dispositivos de relevo de presión proporcionan un medio mecánico para garantizar que la presión dentro de un recipiente no pueda alcanzar un nivel inseguro. Todos los recipientes a presión dentro del alcance de la **Sección VIII del Código ASME de calderas y recipientes a presión** deben estar equipados con un dispositivo de alivio de presión. El propósito del dispositivo de alivio de presión es evitar una falla catastrófica del recipiente al proporcionar un medio seguro para aliviar la sobrepresión si la presión dentro del recipiente excede la presión de trabajo máxima permisible. Se utilizan comúnmente tres tipos diferentes de dispositivos de relevo:

- Válvulas de accionamiento directo: válvulas de peso o de resorte que se abren a una presión predeterminada y que normalmente se cierran después de que se haya liberado la presión. La presión del sistema proporciona la potencia motriz para operar la válvula.
- Válvulas de accionamiento indirecto: válvulas de accionamiento neumático o eléctrico que se activan mediante instrumentos de detección de presión.
- Discos de ruptura: discos delgados de material diseñados y fabricados para fallar a una presión predeterminada.

Los discos de ruptura se usan frecuentemente junto a válvulas de relevo para proteger a la válvula de fluidos corrosivos del proceso durante el funcionamiento normal.

El diseño y selección de válvulas de relevo ha sido analizado por ([Morley, 1989b](#); [Morley, 1989a](#)) y también está cubierto con los estándares de recipientes de presión que se mencionan a continuación.

Los discos de ruptura son discutidos por ([Mathews, 1983](#)).

Los discos de ruptura se manufacturan en una amplia gama de ingeniería común de aceros y aleaciones, así como una amplia variedad de materiales para uso en condiciones corrosivas; tales como el carbón impermeable, oro y plata; y se puede encontrar discos adecuados para usar con todos los fluidos del proceso. Los discos de ruptura y las válvulas de relevo son artículos patentados y se deben consultar a los proveedores al seleccionar los tipos y tamaños adecuados.

La selección y el tamaño del dispositivo son responsabilidad del usuario final del recipiente de presión. Las reglas para el dimensionamiento y selección de dispositivos de relevo de presión se encuentra en el **Código ASME BPV sec VII D.1 Puntos VG-125 a UG-137 y D.2 parte AR** o en la **Norma Europea BS EN ISO 4126**.

Bajo las reglas dadas en **ASME BPV code Sec. VII D.1**, el dispositivo de relevo primario debe tener una presión establecida no mayor que la presión máxima de trabajo permisible del recipiente. El dispositivo de relevo primario debe dimensionarse para evitar que la presión aumente 10 % o 3 psi (20 kPa), lo que sea mayor, por encima de la máxima presión de trabajo permisible. Si se utilizan dispositivos de presión secundarios, su presión de ajuste no debe ser mayor al 5 % por encima de la máxima presión de trabajo permisible. Cuando se utilizan múltiples dispositivos de relevo de presión, su descarga combinada debe ser adecuada para evitar que la presión del recipiente aumente más del 16 % o 4 psi (30 kPa), lo que sea mayor, por encima de la máxima presión de trabajo permisible.

En un escenario donde el recipiente de presión está expuesto a un incendio externo, el dispositivo o dispositivos del alivio debe evitar que la presión del recipiente aumente más de un 21 % por encima de la máxima presión de trabajo permisible.

Los dispositivos de relevo de presión deben ser construidos, localizados e instalados tal que puedan ser fácilmente inspeccionados y de fácil mantenimiento. Normalmente se ubican en la parte superior de un recipiente en un lugar limpio y sin drenaje. Deben de estar ubicados en o cerca del recipiente que están protegiendo.

1.2.3. Escenarios de relevo de presión

Se producirá una sobrepresión cada vez que se acumule masa, moles o energía en un volumen o espacio contenido con un flujo de salida restringido. La velocidad a la que se acumula el material o energía determina el aumento de presión. Si el sistema de control de proceso no puede responder lo suficientemente rápido, entonces el dispositivo de relevo de presión debe activarse antes de que el recipiente se fracture, explote o sufra alguna otra pérdida catastrófica de contención.

El primer paso en el diseño de sistemas de relevo de presión es evaluar las posibles causas de sobrepresión para determinar la tasa de acumulación de presión asociada con cada una y, por lo tanto, estimar la carga de relevo (el flujo que debe descargarse a través del dispositivo de relevo). ([API521, 2014](#)) sugiere las siguientes causas:

Salida bloqueada	Reacción química
Falla de servicios	Fuego externo
Falla de enfriamiento o de reflujo	Entrada de calor anormal
Apertura inadvertida de la válvula	Error de operación
Pérdida de ventiladores	Falla de válvula check
Golpe de ariete con vapor	Explosión interna
Falla en flujo absorbedor	Sobrecalentamiento a sistema lleno de líquido
Pérdida de energía eléctrica	Acumulación de especies no condensables
Falla de controles automáticos	Pérdida de calor en fraccionamiento en serie
Sistema de entrada de material volátil	Falla en tubos de intercambiadores de calor
Falla de energía eléctrica	Falla de reflujo

Tabla 1.1: Escenario de relevo de presión

Esta lista no es exhaustiva, y los ingenieros de diseño siempre deben hacer una lluvia de ideas para escenarios adicionales y revisar los resultados de FMEA, HAZOP, HAZAN u otros análisis de seguridad de procesos.

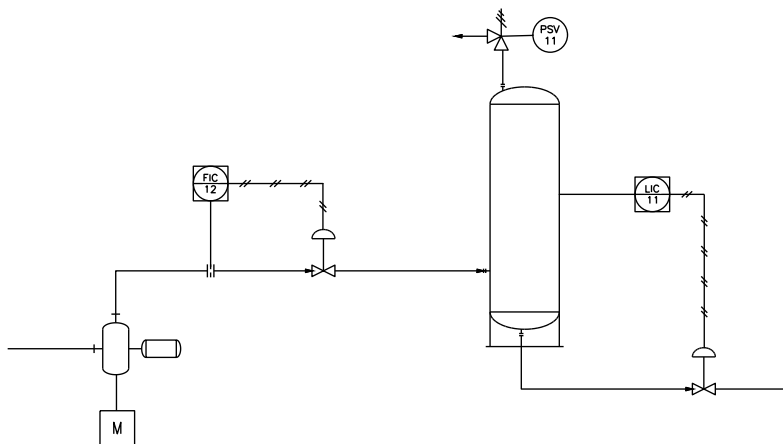
Al evaluar los escenarios de relevo, el ingeniero de diseño debe considerar los eventos secuenciales que resultan del mismo evento de causa raíz, particularmente cuando estos pueden aumentar la carga de relevo. Por ejemplo, la pérdida de energía eléctrica en una planta que lleva a cabo una reacción exotérmica en fase líquida podría tener los siguientes impactos:

- Falla de todo o parte del sistema de control automático.
- Pérdida de enfriamiento debido a la falla de las bombas de agua de enfriamiento o enfriadores de aire.
- Pérdida de mezcla en el reactor debido a la falla del agitador, lo que lleva a una reacción descontrolada.

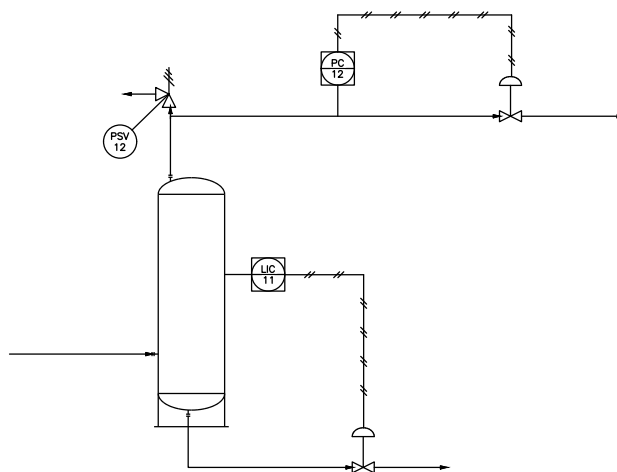
Dado que éstos tienen una causa común, deben considerarse eventos simultáneos para esa causa. Si dos eventos no comparten una causa común, entonces la probabilidad de que ocurran simultáneamente es remota y generalmente no se considera (API521, 2014). Los eventos de causa raíz, como la pérdida de energía, la pérdida de servicios y el fuego externo, a menudo causan muchos otros eventos y, por lo tanto, grandes cargas de alivio.

La velocidad a la que se acumula la presión también se ve afectada por la respuesta del sistema de control del proceso. (API521, 2014) recomienda que se asuma que la instrumentación responde como fue diseñada si aumenta el requisito de relevo, pero no se debe dar crédito por la respuesta de la instrumentación si reduce el requisito de relevo. Por ejemplo, en la figura 1.4a, si la válvula de control de salida se bloquea y la presión en el recipiente aumenta, el flujo de la bomba disminuirá inicialmente debido a la mayor contrapresión. El controlador de flujo lo compensará abriendo la válvula de control de flujo para tratar de mantener una velocidad de flujo constante y, en consecuencia, aumentará la carga a relevar. El ingeniero de diseño debe asumir que la instrumentación responde como fue diseñada y que el flujo permanece constante. En la figura 1.4b, si la válvula de control de salida se bloquea, el controlador de presión continuará abriendo la válvula de control de presión hasta que esté completamente abierta. Esto proporciona un flujo de salida alternativo y reduce la carga de alivio, pero de acuerdo con (API521, 2014), esta respuesta no debe considerarse. Los intercambiadores de calor y otros recipientes con compartimentos internos también deben protegerse de la sobrepresión en caso de falla interna. Esto es de particular importancia para los

intercambiadores de tipo tubos y coraza, ya que la práctica de diseño común es colocar el fluido a mayor presión en el lado del tubo. Esto ahorra costos en la construcción de la coraza y también evita el dimensionamiento de los tubos para soportar una alta carga de compresión debido a la presión externa. Si el lado del tubo está a una presión más alta, entonces, en el caso de una falla del tubo o de la placa de tubos, la coraza estará expuesta a la presión del lado del tubo más alto. Tanto la (API521, 2014) como la Sección VIII del Código (ASME, 2017) permiten que múltiples recipientes conectados entre sí se consideren como una sola unidad para escenarios de relevo de presión, siempre que no haya válvulas entre los recipientes y que el diseño considere la carga de relevo total del sistema (ASME, 2017) D.1 UG-133.



(a) Instrumentación de respuesta a el aumento de masa a relevar



(b) Respuesta de instrumentación para reducir la masa a relevar

Figura 1.4: Instrumentación de respuesta a escenarios de relevo de presión

1.2.4. Carga de relevo de presión

La velocidad a la que se acumula la presión se puede estimar haciendo balances de masa, mole y energía en estado no estacionario alrededor del recipiente o sistema:

$$\text{Entrada} + \text{formado por reacción} = \text{salida} + \text{acumulación} \quad (1.5)$$

Debido a que los líquidos tienen una compresibilidad muy baja, los recipientes a presión rara vez se operan completamente llenos de líquido, ya que pequeñas acumulaciones de material causarían grandes aumentos de presión. En cambio, es una práctica común operar con una "burbuja" de vapor (a menudo nitrógeno) en la parte superior del recipiente, la cual se denomina blanketing o gas de presionamiento. La ecuación de balance de masa se puede reorganizar en una ecuación para la tasa de cambio de presión de este gas con respecto al tiempo.

Por ejemplo, considere un recipiente de volumen total $V(m^3)$ que normalmente funciona con un llenado 80% de líquido en el control de nivel como en la figura 1.4 inciso a y se alimenta con un flujo volumétrico $v(m^3/s)$ de líquido. Si el volumen de líquido en el recipiente es V_L , entonces si la salida se bloquea y se supone que el líquido es incompresible, entonces el cambio en el volumen del líquido es:

$$\frac{dV_L}{dt} = v \quad (1.6)$$

Donde t : tiempo(s)

El volumen ocupado por el vapor, $V_G = V - V_L$, así:

$$\frac{dV_G}{dt} = -\frac{dV_L}{dt} = -v \quad (1.7)$$

Si no hay flujo de vapor dentro o fuera del recipiente, suponiendo que el vapor se comporte como un gas ideal:

$$V_G = nRT/P \quad (1.8)$$

Donde:

n: Número de mol de gas en el recipiente, (mol)

R: Constante del gas ideal, (J/molK)

T: Temperatura, (K)

P: Presión, (N/m²)

Si la temperatura es constante (que es válida para un escenario de relevo de salida bloqueada), hasta que se abra la válvula de relevo:

$$\frac{dP}{dt} = nRT \frac{d}{dt} \left(\frac{1}{V_G} \right) = -\frac{nRT}{V_G^2} \frac{dV_G}{dt} = \frac{P^2 v}{nRT} \quad (1.9)$$

La ecuación (1.9) se puede usar para estimar la tasa de acumulación de presión.

Cuando la válvula de relevo se abre, permite que el vapor se descargue a un de flujo $w(kg/s)$. La cantidad de moles de vapor en el recipiente viene dada por:

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{1000w}{M_w} \quad (1.10)$$

Donde M_w es promedio del peso molecular del vapor, g/mol

La ecuación para la tasa de cambio de presión se convierte en:

$$\frac{dP}{dt} = RT \frac{d}{dt} \left(\frac{n}{V_G} \right) = \frac{RT}{V_G^2} \left(V_G \frac{dn}{dt} - n \frac{dV_G}{dt} \right) = \frac{P^2}{nRT} \left(v - \frac{1000RTw}{M_w P} \right) \quad (1.11)$$

Si la válvula de relevo está dimensionada correctamente, la presión máxima que puede acumularse es el 110 % de la presión máxima de trabajo permisible, P_m Código (ASME, 2017) D.1 UG-125. En este punto no hay más acumulación de presión y $dp/dt = 0$, por lo tanto:

$$v = \frac{1000RTw}{1,1P_m M_w} \quad (1.12)$$

La masa a relevar es ecuación (1.13)

$$w = \frac{1,1P_m M_w v}{1000RT} \quad (1.13)$$

La ecuación (1.13) se aplica siempre y cuando solo se ventile el vapor del recipiente. Una vez que el vapor ha sido desplazado por el líquido, entonces la carga de relevo debe ser el flujo del líquido. Si se ventila una mezcla de dos fases, el cálculo se vuelve más complejo.

En la mayoría de los casos, el escenario de relevo incluye la entrada de material y calor al sistema y, por lo general, también incluye la vaporización del material, la reacción y el flujo en dos fases. Dichos sistemas son mucho más difíciles de describir, usando modelos algebraicos diferenciales simples es una forma de describir el comportamiento y en la práctica industrial actual es usar modelos de simulación dinámica para estos casos. Los modelos dinámicos se pueden construir en cualquiera de los simuladores de procesos comerciales que tienen esta capacidad.

Para algunos escenarios de relevo, se han establecido correlaciones para la carga de alivio. Para el caso de incendio externo (API521, 2014) sección 3.15.2 proporciona:

$$Q = 21000 F_e A_w^{0,82} = w_f \Delta H_{vap} \quad (1.14)$$

Donde:

Q =Calor de entrada debido al fuego, BTU/h

F_e =Factor ambiental

A_w = Flujo de relevo para caso de incendio, lb/h

w_f =Calor de vaporización, BTU/lb

El factor ambiental F_e permite el aislamiento en el recipiente. Es igual a 1.0 para un recipiente desnudo o si el aislamiento puede ser eliminado por un chorro de líquido. La correlación en la ecuación (1.14) supone buenas prácticas generales de diseño y disposición del sitio, incluido el uso de alcantarillas y trincheras o la pendiente natural de la tierra para controlar el acumulamiento de agua. (ROSPA, 1971) y NFPA 30 proporcionan otras fórmulas para la tasa de entrada de calor y el flujo de relevo. Se deben consultar las normas de seguridad locales y los códigos de incendio para determinar el método apropiado para usar en cualquier diseño en particular.

Los códigos y estándares de diseño como (API521, 2014) y el Manual del Proyecto DIERS (Fisher et al., 2010) deben ser consultados para otras correlaciones y métodos recomendados para calcular el flujo de relevo. Sin embargo este trabajo no considera el flujo a relevar por casos de fuego.

1.2.5. Diseño de válvulas de relevo de presión

Válvulas de relevo accionadas por resorte

El dispositivo de relevo de presión más comúnmente utilizado es la válvula de relevo con resorte convencional (Figura 1.5). Este diseño de válvula está disponible en la más amplia gama de tamaños

y materiales (API526, 2009; ISO, 2016).

En una válvula de alivio convencional, la fuerza de presión actúa sobre un disco que se mantiene contra una superficie de asiento mediante un resorte. La compresión del resorte se puede ajustar usando un tornillo de ajuste para que la fuerza del resorte sea igual a la fuerza de presión a la presión de ajuste de la válvula.

La respuesta del flujo de presión de una válvula de alivio convencional se ilustra esquemáticamente en la figura 1.6. Cuando la presión en el recipiente alcanza del 92 %–95 % de la presión establecida, una válvula de relevo con resorte en un servicio de gas o vapor comienza a “cargar el resorte” y pierde gas. Las fugas se pueden reducir lapeando el disco y la superficie del asiento con un alto grado de pulido, usando sellos elastoméricos (solo a bajas temperaturas) o usando un diferencial de alta presión entre la presión de operación y la presión de ajuste. Cuando se alcanza la presión establecida, la válvula “explota” y el disco se levanta del asiento. El disco y el asiento tienen una forma tal que la fuerza sobre el disco continúa aumentando hasta que la válvula está completamente abierta, momento en el cual el flujo está limitado solo por el área del orificio de la superficie del asiento y no por el espacio entre la superficie del asiento y el disco. En este punto, se alcanza el caudal de diseño y no debe haber más acumulación de presión.

Cuando la presión cae lo suficiente, la fuerza del resorte puede superar las fuerzas debido al fluido que se desplaza y la válvula vuelve a asentarse. El reposicionamiento generalmente ocurre a una presión más baja que la presión establecida, dando una curva diferente para la purga.

La capacidad y la presión de elevación de una válvula de relevo de resorte convencional se ven afectadas por la contrapresión en el sistema de relevo corriente abajo. La contrapresión ejerce fuerzas que son aditivas a la fuerza del resorte. Cuando se sabe que la contrapresión fluctúa o se acumula, se deben usar válvulas de relevo de presión equilibradas que incorporen un fuelle u otros medios de compensación de la contrapresión (API520, 2014). Esto es particularmente importante cuando se liberan varios dispositivos en el mismo sistema de ventilación o antorcha, ya que los escenarios de alivio de causa común, como la pérdida de potencia, pueden desencadenar múltiples eventos de alivio y enviar una gran cantidad de material al sistema de ventilación o antorcha, lo que aumenta la contrapresión actuando sobre las válvulas de alivio.

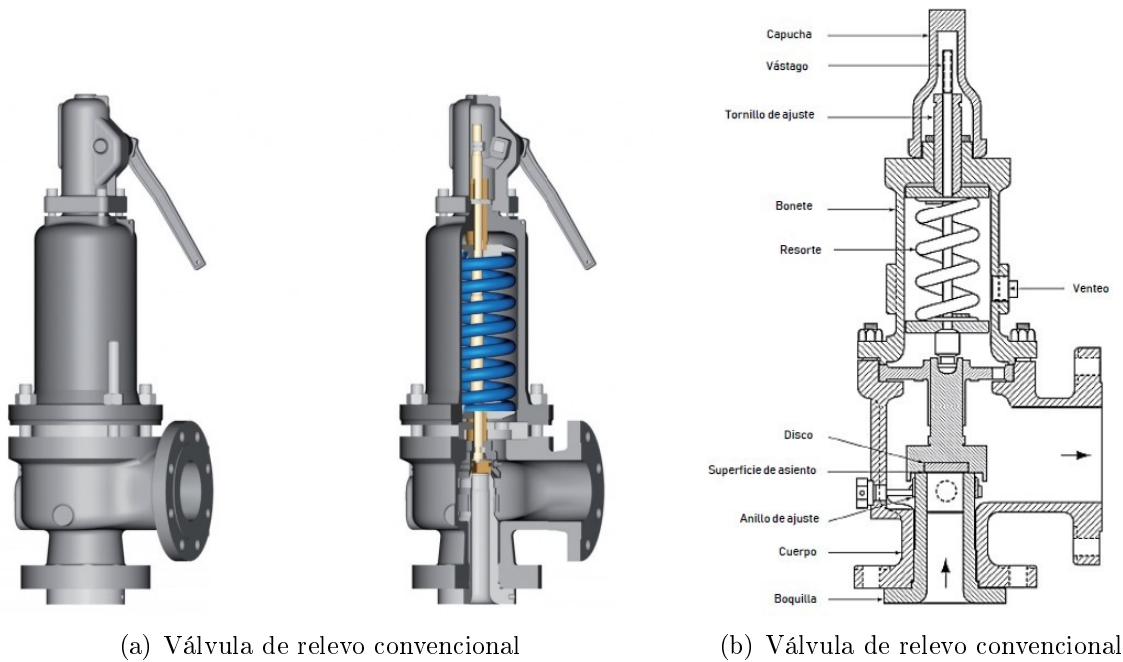


Figura 1.5: Válvula de relevo de presión convencional API 520

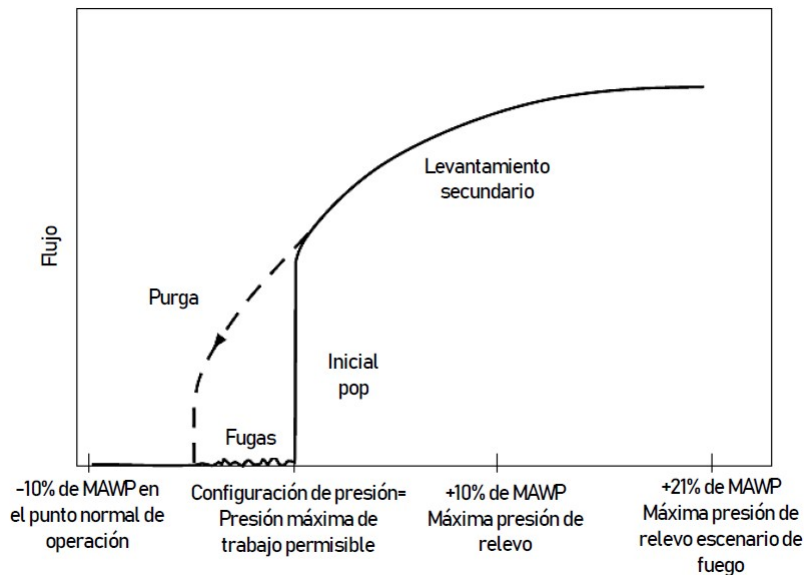


Figura 1.6: Respuesta a la presión de flujo de una válvula de relevo convencional

Válvulas de relevo operadas por piloto

Las válvulas de relevo operadas por piloto están diseñadas para superar algunos de los principales inconvenientes de las válvulas de relevo accionadas por resorte convencionales. En una válvula de relevo operada por piloto, el resorte y el disco se reemplazan por un pistón (Figura 1.7). Una tubería de diámetro estrecho conocida como línea de suministro piloto se conecta desde la parte superior del pistón a la entrada de la válvula de relevo a través de una válvula secundaria (piloto) del tipo de resorte. En funcionamiento normal, ambos lados de la válvula ven la misma presión,

pero debido a que el área de la superficie superior del pistón es mayor que el área del asiento, la fuerza hacia abajo es mayor y la válvula permanece cerrada. Cuando la presión excede la presión establecida, la válvula piloto se abre y se pierde la presión sobre el pistón. Esto hace que el pistón se levante y la válvula se abra. El venteo de la válvula piloto puede descargarse a la atmósfera o a la salida de la válvula principal, según los requisitos de contención del fluido del proceso.

La respuesta del flujo de presión de una válvula de relevo operada por piloto se ilustra esquemáticamente en la figura 1.8. Se eliminan las fugas y no hay purga.

Las válvulas de relevo operadas por piloto se usan en aplicaciones que requieren un diferencial bajo entre la presión de operación y la presión de ajuste; (por ejemplo, modernizaciones donde el recipiente ahora se opera más cerca de la presión de trabajo máxima permisible o recipientes que operan por debajo de 230 kPa o 20 psig); Servicios de alta presión (por encima de 69 bar o 1000 psig) y casos donde se requiere baja fuga. No están disponibles en el mismo rango de metalurgias que las válvulas de relevo con resorte. Las válvulas de relevo operadas por piloto también están restringidas a aplicaciones de baja temperatura, ya que generalmente usan materiales elastoméricos para hacer un sello entre el pistón y su alojamiento. En (ISO, 2013c) se proporcionan más detalles sobre las válvulas de relevo operadas por piloto.

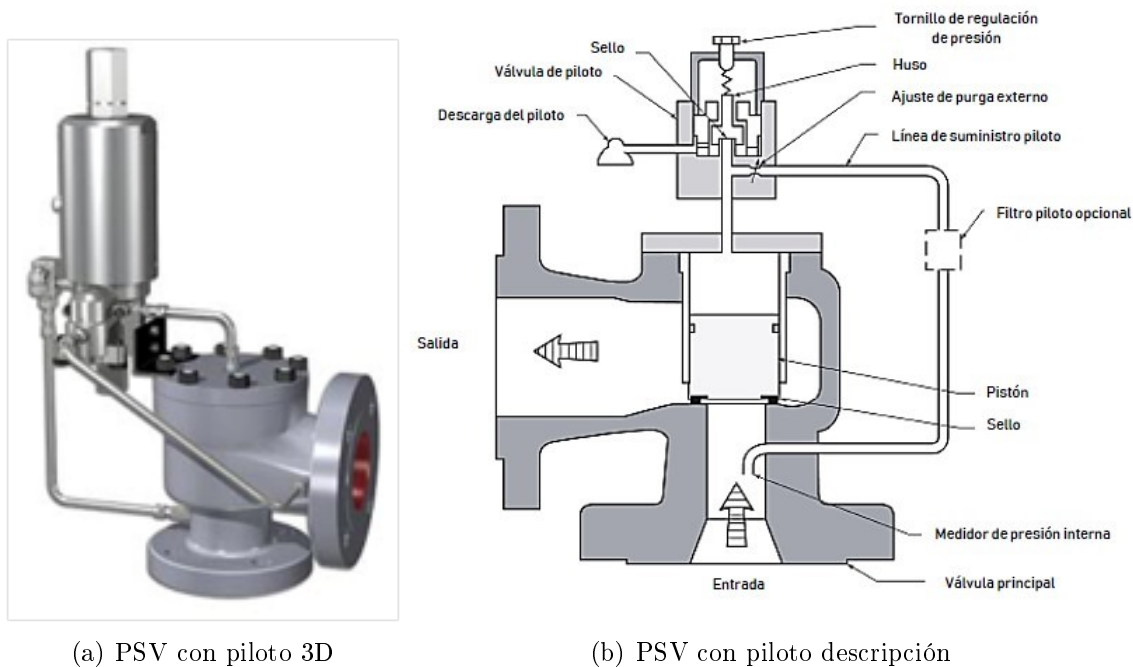


Figura 1.7: Válvula de relevo operada por piloto API 520

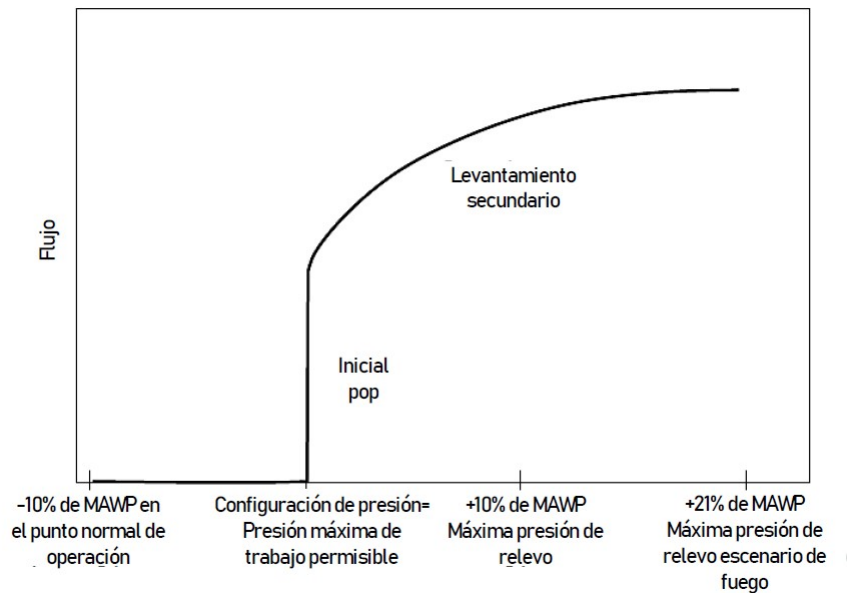


Figura 1.8: Respuesta a la presión de flujo de una válvula de relevo operada por piloto

Dimensionamiento de válvulas de relevo

Las pautas para dimensionar las válvulas de relevo se dan en (API520, 2014) y BS EN ISO 4126. Se recomiendan diferentes ecuaciones de diseño para flujos de vapor, líquido, vapor o bifásicos. Los métodos de dimensionamiento también se discuten en el Manual del Proyecto DIERS (Fisher et al., 2010) y el libro de (Safety, 2017).

Cuando el fluido que fluye a través de la válvula es un gas compresible o un vapor, entonces el diseño debe considerar si se logra un flujo crítico en la boquilla de la válvula. El índice de flujo crítico es el índice de flujo máximo que se puede lograr y corresponde a una velocidad sónica en la boquilla. Si se produce un flujo crítico, la presión en la salida de la boquilla no puede caer por debajo de la presión de flujo crítica.

P_{cf} , incluso si existe una presión corriente abajo. La presión de flujo crítica se puede estimar a partir de la presión de corriente arriba para un gas ideal utilizando la ecuación:

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (1.15)$$

Donde:

γ : relación de calores específicos [C_p/C_v]

P_1 : Presión absoluta corriente arriba

P_{cf} : Presión de flujo crítico

Se puede usar cualquier conjunto consistente de unidades para la presión siempre que se use la presión absoluta, no la presión manométrica. La relación P_{cf}/P_1 se denomina relación de presión crítica. Los valores típicos de esta relación se dan en la tabla 1.2. Si la presión corriente abajo es menor que la presión de flujo crítica, se producirá un flujo crítico en la boquilla. Se puede ver en la tabla que este será el caso siempre que la presión corriente arriba sea más de dos veces la presión corriente abajo. Como la mayoría de los sistemas de relevo funcionan cerca de la presión atmosférica, el flujo crítico es el caso habitual.

Para flujo crítico, (API520, 2014) Sección 3.6.2 da la siguiente ecuación para el área de la válvula,

A_d :

$$A_d = \frac{13160w}{CK_dP_1K_bK_c} \sqrt{\frac{TZ}{M_w}} \quad (1.16)$$

Donde:

A_d : Área de descarga, mm^2

w : Flujo másico requerido, kg/h

$$C: \text{Coeficiente} = 520 \sqrt{\gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}}$$

K_d : Coeficiente de descarga

P_1 : Presión absoluta corriente arriba, kPa

K_b : Factor de corrección de contrapresión

K_c : Factor de corrección de combinación

T : Temperatura de relevo, K

Z : Factor de compresibilidad en la condición de entrada

M_w : Masa molecular, g/mol

Para estimaciones preliminares, el coeficiente K_d puede tomarse como 0,975 para una válvula de relevo y 0,62 para un disco de ruptura. El factor de corrección de contrapresión, K_b , puede suponerse inicialmente que es 1,0 para flujo crítico. El factor de corrección de combinación, K_c , se usa cuando se usa un disco de ruptura corriente arriba de la válvula de relevo, en cuyo caso es 0,9. Si no se usa un disco de ruptura, entonces K_c , es 1,0. Para el diseño de recipiente de acuerdo con el Código (ASME, 2017), $P_1 = 1,1$ veces la presión máxima de trabajo permisible.

La válvula de relevo seleccionada debe ser una con un área igual o mayor que la calculada usando la ecuación (1.16). Los tamaños de las válvulas de alivio se proporcionan en la Norma (API526, 2009) o BS EN ISO 4126. Las ecuaciones de dimensionamiento para flujo subcrítico de vapores, líquidos, vapor y mezclas en dos fases se proporcionan en la Norma (API520, 2014).

Relación de presión flujos críticos (API 520)		
Gas	Relación de calores específicos $\gamma = C_p/C_v$, 60 °F, 1 atm	P_{cf}/P_1 60 °F, 1 atm
Hidrógeno	1.41	0.52
Aire	1.40	0.53
Nitrógeno	1.40	0.53
Vapor	1.33	0.54
Amoníaco	1.30	0.54
Dióxido de carbono	1.29	0.55
Metano	1.31	0.54
Etano	1.19	0.57
Etileno	1.24	0.57
Propano	1.13	0.57
Propileno	1.15	0.58
n-Butano	1.19	0.59
n-Hexano	1.06	0.59
Benceno	1.12	0.58
n-Decano	1.03	0.60

Tabla 1.2: Relaciones de presión de flujos críticos API 520

1.2.6. Diseño de dispositivos de relevo sin recierre

Se utilizan dos tipos de dispositivos de relevo de presión sin recierre², discos de ruptura y dispositivos de pasador de ruptura.

Un dispositivo de disco de ruptura consiste en un disco y una abrazadera que mantiene el disco en posición. El disco está hecho de una delgada lámina de metal y está diseñado para explotar si se excede una presión establecida. Algunos discos de ruptura están ranurados para que puedan explotar sin formar fragmentos que puedan dañar el equipo corriente abajo.

Los discos de ruptura a menudo se usan corriente arriba de las válvulas de relevo para proteger la válvula de relevo de la corrosión o para reducir las pérdidas debido a fugas de la válvula de relevo. Los discos de ruptura grandes también se usan en situaciones que requieren un tiempo de respuesta muy rápido o una alta carga de relevo (por ejemplo, casos de fuga del reactor y fuego externo). También se usan en situaciones donde la presión se reduce intencionalmente por debajo de la presión de operación por razones de seguridad. El uso de dispositivos de discos de ruptura se describe en (ISO, 2013a) y (ISO, 2014).

Si se utiliza un disco de ruptura como dispositivo primario de relevo de presión, cuando explota, los operadores no tienen más opción que sacar de operación la planta o una sección de la misma para poder reemplazar el disco antes de que el recipiente vuelva a presionarse. Por lo tanto, los discos de ruptura se usan más comúnmente en las entradas de las válvulas de relevo o como dispositivos de relevo secundarios. Los discos de ruptura pueden dimensionarse utilizando la ecuación (1.16) para gases compresibles en flujo sónico, con un valor de $K_d = 0,62$. La combinación de válvulas de seguridad y discos de ruptura se discute en (ISO, 2013b).

Los dispositivos de pasador de ruptura tienen una construcción similar a las válvulas de relevo accionadas por resorte, excepto que el disco de la válvula se mantiene contra el asiento mediante un pasador diseñado para doblarse o romperse cuando se alcanza la presión establecida, como se ilustra en la figura 1.10. Una vez que la válvula se ha abierto, el pasador debe reemplazarse antes de que la válvula se pueda volver a configurar. Tanto los discos de ruptura como los dispositivos de pasador de ruptura son sensibles a la temperatura. Siempre se debe consultar al fabricante para aplicaciones que no están en condiciones ambientales. Dado que los dispositivos de alivio de presión que no se vuelven a cerrar solo se pueden usar una vez, la presión establecida se determina probando una muestra de los dispositivos de cada lote fabricado. Los métodos de prueba del dispositivo de relevo de presión se especifican en (ASME, 2014).

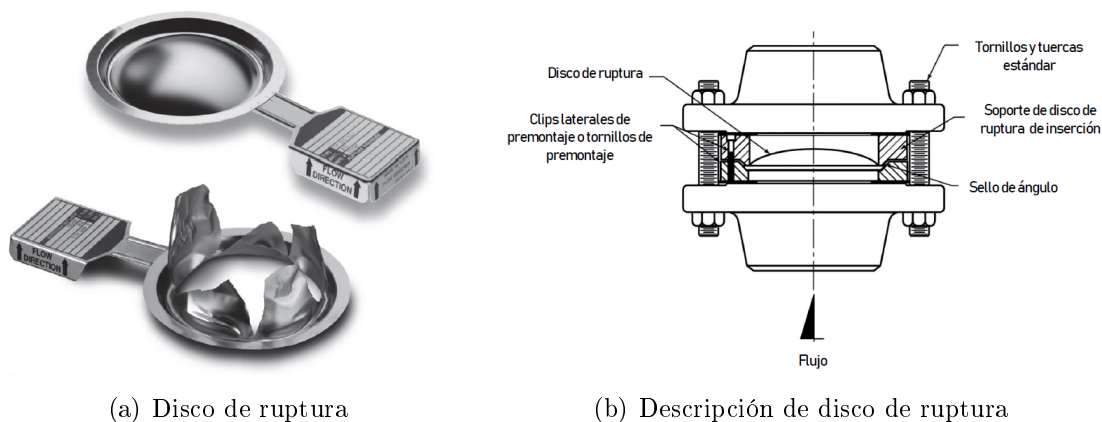


Figura 1.9: Disco de ruptura de metal sólido de acción hacia adelante API 520

²**Dispositivo de relevo sin recierre** son dispositivos que deben ser reemplazados una vez que han actuado como respuesta a la sobrepresión, ya que no vuelven a cerrarse automáticamente

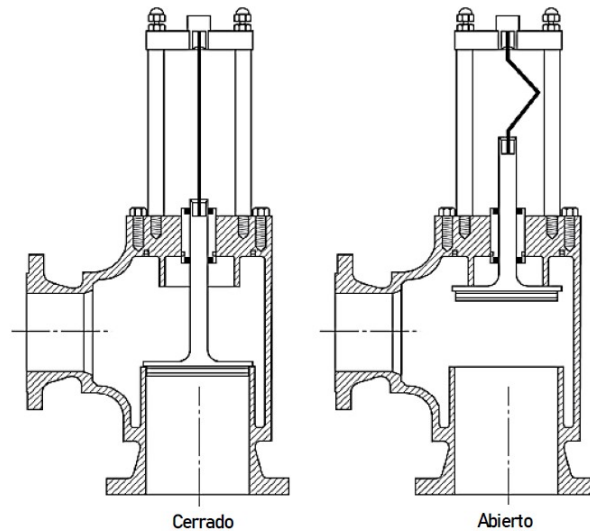


Figura 1.10: Válvula de relevo de pasador API 520

1.2.7. Diseño de sistemas de descarga de relevo de presión

Al diseñar sistemas de ventilación de relevo, es importante asegurarse de que los gases inflamables o tóxicos se ventilen a un lugar seguro. Esto normalmente significará ventear a una altura suficiente para asegurar que los gases se dispersen sin crear un peligro. Para materiales altamente tóxicos puede ser necesario proporcionar un depurador para absorber y "matar" el material; por ejemplo, la provisión de depuradores cáusticos para gases de cloro y ácido clorhídrico. Si los materiales inflamables tienen que ser ventilados a intervalos frecuentes; como, por ejemplo, en algunas operaciones de refinería, se utilizan quemadores elevados.

La velocidad a la que se puede ventilar el material estará determinada por el diseño del sistema de ventilación completo: el dispositivo de alivio y la tubería asociada. La velocidad máxima de ventilación estará limitada por la velocidad crítica (sónica), sea cual sea la caída de presión. El sistema de ventilación debe estar diseñado de tal manera que el flujo sónico solo pueda ocurrir en la válvula de relevo y no en otra parte del sistema, de lo contrario no se logrará la carga de relevo de diseño. El diseño de sistemas de ventilación para brindar una protección adecuada contra la sobrepresión es un tema complejo y difícil, particularmente si es probable que ocurra un flujo de dos fases. Cuando puede ocurrir un flujo de dos fases, entonces el sistema de relevo debe proporcionar la desconexión del líquido del vapor antes de que el vapor se ventile o se envíe a la antorcha.

Las pautas para la instalación de la válvula de relevo y el diseño de los sistemas de relevo se dan en (API520, 2015) Secciones 4 y 5, y el Manual del Proyecto DIERS³ (Fisher et al., 2010). (API521, 2014) también ofrece métodos de diseño para tanques de purga y sistemas de quemadores. Un sistema de relevo típico se muestra en la figura 1.11. Para una discusión exhaustiva del problema del diseño del sistema de ventilación y los métodos de diseño disponibles, consulte las pautas de (Safety, 2017).

³El manual del proyecto DIERS esta especializado para sistemas de reacción química y no es alcance de este trabajo

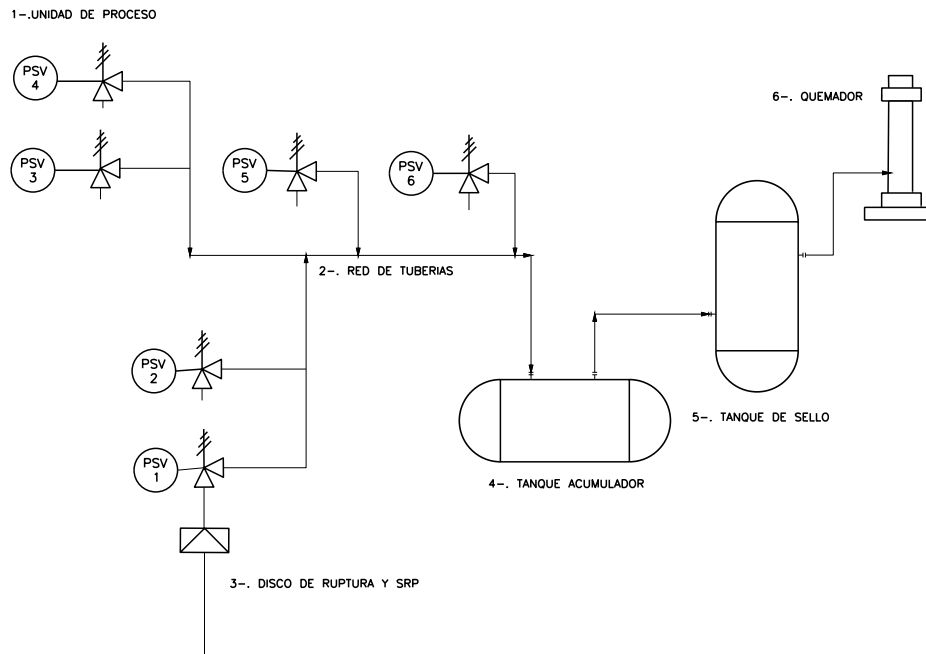


Figura 1.11: Diseño típico de sistema de relevo

1.3. Programas de simulación de procesos

Los programas de simulación de procesos comerciales más utilizados se enumeran en la tabla 1.3. La mayoría de estos programas pueden ser autorizados por universidades con fines educativos a un costo nominal.

Los programas de simulación de procesos se pueden dividir en dos tipos básicos:

- Programas secuenciales modulares: en los que las ecuaciones que describen cada operación de la unidad de proceso (módulo) se resuelven módulo por módulo de manera gradual. Las técnicas iterativas se utilizan para resolver los problemas derivados del reciclaje de la información.
- Programas simultáneos (también conocidos como orientados a la ecuación): en los que todo el proceso se describe mediante un conjunto de ecuaciones, y las ecuaciones se resuelven simultáneamente, no paso a paso como en el enfoque secuencial. Los programas simultáneos pueden simular la operación en estado inestable de procesos y equipos, y pueden brindar una convergencia más rápida cuando existen múltiples recirculaciones.

En el pasado, la mayoría de los programas de simulación disponibles para los diseñadores eran del tipo secuencial-modular. Eran más simples de desarrollar que los programas orientados a la ecuación, y solo requerían una potencia informática moderada. Los módulos se procesan secuencialmente, por lo que esencialmente solo las ecuaciones para una unidad en particular están en la memoria de la computadora al mismo tiempo. Además, las condiciones del proceso, la temperatura, la presión, el caudal, etc., se fijan en el tiempo.

Con el enfoque modular secuencial, pueden surgir dificultades computacionales debido a los métodos iterativos utilizados para resolver problemas de recirculación y obtener convergencia. Una

limitación importante de los simuladores secuenciales modulares es la incapacidad de simular el comportamiento dinámico, dependiente del tiempo, de un proceso.

Nombre	Tipo	Fuente
Aspen Plus	Estado estacionario	Aspen Technology Inc. Ten Canal Park, Cambridge, MA 02141-2201, USA
CHEMCAD	Estado estacionario	Chemstations Inc. 2901 Wilcrest, Suite 305, Houston, TX 77042 USA
DESIGN II	Estado estacionario	WinSim Inc. P.O. Box 1885, Houston, TX 77251-1885, USA
Aspen HYSYS	Estado estacionario y Dinámico	Aspen Technology Inc. Ten Canal Park, Cambridge, MA 02141-2201, USA
PRO/II y DYSIM	Estado estacionario y Dinámico	SimSci-Esscor 5760 Fleet Street, Suite 100, Carlsbad, CA 92009, USA
UniSim Design	Estado estacionario y Dinámico	Honeywell 300-250 York Street London, Ontario N6A 6K2, Canada

Tabla 1.3: Paquetes de simuladores comerciales

Simuladores simultáneos y dinámicos requieren apreciablemente más poder de cómputo que los simuladores de estado estacionario para resolver las miles de ecuaciones diferenciales necesarias para describir un proceso, o incluso un solo elemento del equipo. Con el desarrollo de computadoras rápidas y potentes, esto ya no es una restricción. Por su naturaleza, los programas simultáneos no experimentan los problemas de convergencia de reciclaje inherentes a los simuladores secuenciales; sin embargo, como la temperatura, la presión y el caudal no son fijos y la entrada de una unidad no está determinada por la salida calculada de la unidad anterior en la secuencia, los programas simultáneos exigen más tiempo de computo. Esto ha llevado al desarrollo de programas híbridos en los que se utiliza el simulador de estado estacionario para generar las condiciones iniciales para la simulación dinámica o orientada a la ecuación.

La principal ventaja de los simuladores simultáneos y dinámicos es su capacidad para modelar las condiciones inestables que ocurren durante el arranque y durante las condiciones de falla. Los simuladores dinámicos se utilizan cada vez más para estudios de seguridad y en el diseño de sistemas de control.

La estructura de un programa de simulación típico se muestra en la figura 1.12.

El programa consta de:

- Un programa ejecutivo principal que controla y realiza un seguimiento de los cálculos del diagrama de flujo y el flujo de información hacia y desde las subrutinas.
- Una biblioteca de subrutinas de rendimiento del equipo (módulos) que simulan el equipo y permiten calcular los flujos de salida a partir de la información de los flujos de entrada.
- Un banco de datos de propiedades físicas. En gran medida, la utilidad de un programa sofisticado de diagrama de flujo depende de la exhaustividad del banco de datos de propiedad

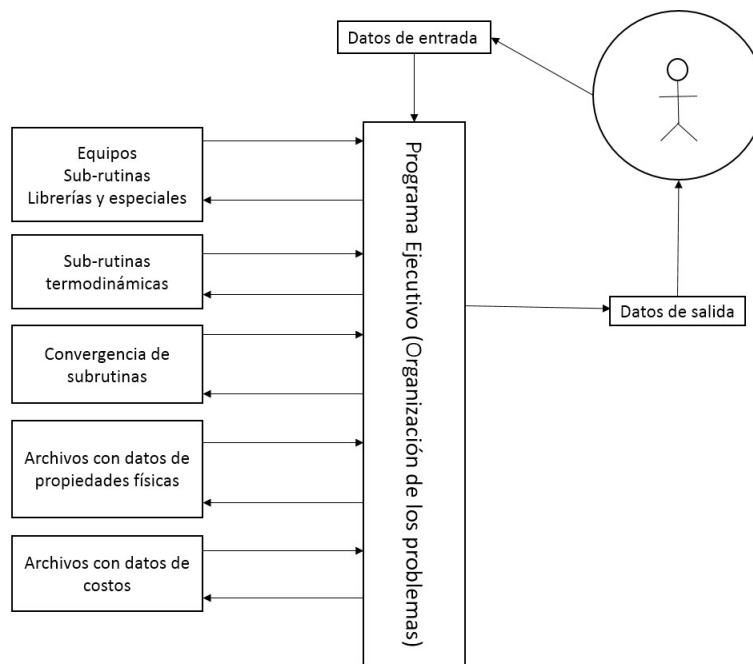


Figura 1.12: Programa típico de simulación

física. La recopilación de los datos de propiedad física necesarios para el diseño de un proceso en particular y su transformación en una forma adecuada para un programa de diagrama de flujo en particular puede llevar mucho tiempo.

- Subrutinas para termodinámica, como el cálculo del equilibrio vapor-líquido y entalpías de corriente.
- Subprogramas y bancos de datos para dimensionamiento y costeo de equipos. Los programas de simulación de procesos permiten al diseñador considerar esquemas de procesamiento alternativos, y las rutinas de costos permiten realizar comparaciones económicas rápidas. Algunos programas incluyen rutinas de optimización. Para hacer uso de una rutina de costos, el programa debe ser capaz de producir al menos diseños de equipos aproximados.

En un programa modular secuencial, el programa ejecutivo configura la secuencia del diagrama de flujo, identifica los ciclos de reciclaje y controla los cálculos de operación de la unidad, mientras interactúa con la biblioteca de operaciones de la unidad, el banco de datos de propiedades físicas y las otras subrutinas. El programa ejecutivo también contiene procedimientos para el ordenamiento óptimo de los cálculos y las rutinas para promover la convergencia.

En un simulador orientado a ecuaciones, el programa ejecutivo configura el diagrama de flujo y el conjunto de ecuaciones que describen las operaciones de la unidad, y luego resuelve las ecuaciones utilizando datos de la biblioteca de operaciones de la unidad y el banco de datos de propiedades físicas y solicitando el archivo de subrutinas termodinámicas.

Todos los simuladores de procesos utilizan interfaces gráficas de usuario para mostrar el diagrama de flujo y facilitar la entrada de información al paquete. La entrada de datos suele ser intuitiva para cualquier persona familiarizada con los sistemas operativos MS Windows.

En un contexto industrial, es muy importante asegurarse de que el modelo de simulación esté debidamente validado con los datos de la planta operativa siempre que dichos datos estén disponibles.

Por lo general, se dedica una cantidad considerable de tiempo a validar los modelos de plantas antes de que puedan usarse para evaluar nuevos diseños o expansiones de plantas.

1.4. Teoría del control

El control del proceso a nivel de trabajo implica el control de variables como el caudal, la temperatura y la presión en una planta en funcionamiento continuo. El control de procesos en un sentido general intenta maximizar la rentabilidad, garantizar la calidad del producto y mejorar la seguridad y la capacidad operativa de la planta.

Mientras que la simulación de estado estable en UniSim Design permite al ingeniero de diseño optimizar las condiciones de operación en la planta, la simulación dinámica le permite:

- Diseñar y probar una variedad de estrategias de control antes de elegir una que sea adecuada para la implementación
- Estresar el sistema con perturbaciones como se desee para probar el rendimiento de la planta

Incluso después de que una planta ha comenzado a operar, los ingenieros de procesos pueden buscar formas de mejorar la calidad del producto, maximizar el rendimiento o reducir los costos de los servicios públicos. La simulación dinámica con UniSim Design permite al ingeniero de procesos comparar estrategias de control y esquemas operativos alternativos para mejorar el rendimiento general de la planta. En resumen, el ingeniero puede analizar el rendimiento fuera de línea en un simulador dinámico, en lugar de perturbar el proceso real.

1.4.1. Procesos dinámicos

Como precursor de la comprensión de los conceptos de control de procesos, se discuten las características dinámicas del proceso. La tarea de diseñar un esquema de control se lleva a cabo mejor si se conoce bien el sistema de proceso que se está estudiando. La respuesta de un proceso al cambio puede variar considerablemente según la forma en que se aplique la entrada al sistema y la naturaleza del sistema en sí. Por lo tanto, es importante comprender las características dinámicas del sistema de proceso antes de continuar con el diseño de control del proceso.

1.4.2. Parámetros característicos del sistema de proceso

Es más fácil definir un sistema de proceso químico utilizando el principio de conservación general que establece que:

$$\text{Tasa de acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación interna}$$

Para describir algunos parámetros característicos de un sistema de proceso químico, el principio de conservación general se aplica a un sistema de nivel de líquido de primer orden con relación de flujo:

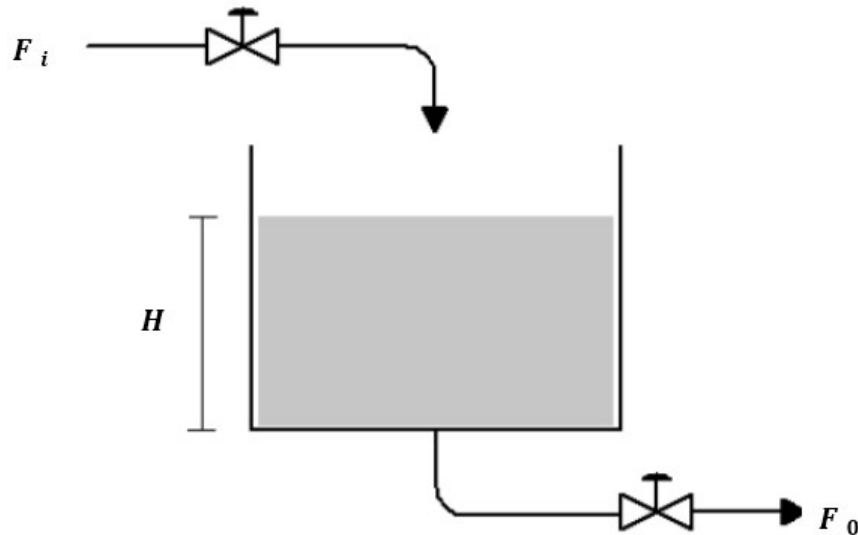


Figura 1.13: Sistema dinámico

La conservación de material en el tanque se expresa de la siguiente manera:

$$A \frac{dH}{dt} = F_i - F_o \quad (1.17)$$

Donde:

H : La altura del líquido en el tanque

A : Área de sección transversal del tanque

F_i : Flujo a la entrada

F_o : Flujo a la salida

Existe una relación no lineal que describe el flujo que sale del fondo del tanque, F_o , y la altura del líquido en el tanque, H . Sin embargo, para expresar la ecuación (1.17) como una ecuación diferencial lineal de primer orden, se debe suponer que el flujo de salida varía linealmente con la altura. Se puede asumir la linealidad en situaciones en las que el flujo no varía considerablemente con el tiempo. El flujo de salida, F_o , se puede expresar en términos de la constante de linealidad, R (la resistencia de la válvula):

$$F_o = \frac{H}{R} \quad (1.18)$$

Por tanto, la ecuación (1.18) se puede expresar como:

$$A \frac{dH}{dt} = F_i - \frac{H}{R} \quad (1.19)$$

$$RA \frac{dH}{dt} + H = RF_i \quad (1.20)$$

La ecuación (1.20) es un diferencial general de primer orden que puede expresarse en términos de dos parámetros característicos: la ganancia de estado estable, K , y la constante de tiempo, τ :

$$\tau \frac{dy}{dt} + y(t) = Ku(t) \quad (1.21)$$

Donde:

$y(t)$: Salida del sistema

$u(t)$: Entrada del sistema

K : Ganancia en estado estacionario

τ : Constante del tiempo del sistema

El cambio en el nivel de líquido, H , es el cambio en la salida del sistema, $y(t)$. El cambio en la entrada al sistema, $u(t)$, es el cambio en el flujo hacia el tanque, F_i . De manera similar, la constante de tiempo, y la ganancia de estado estable, K , se pueden expresar como:

$$\tau = AR \quad y \quad K = R \quad (1.22)$$

Cuando se aplica una función escalonada de magnitud M al sistema general de primer orden, la respuesta de salida, $y(t)$, es la siguiente:

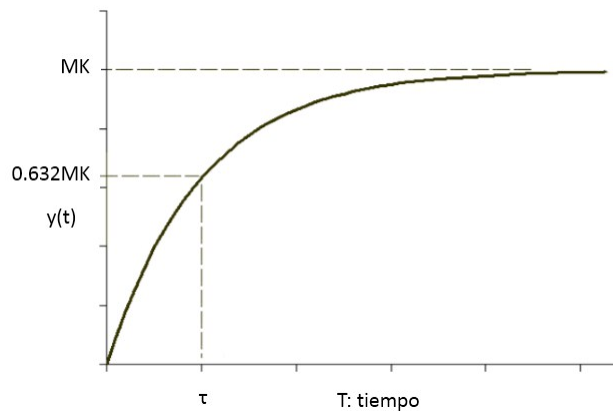


Figura 1.14: Respuesta de primer orden a una entrada escalonada

Como se muestra, la salida, $y(t)$, alcanza el 63.2% de su valor final de estado estacionario en una constante de tiempo. La respuesta de la salida en forma de ecuación es:

$$y(t) = MK \left[1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right] \quad (1.23)$$

o en términos del ejemplo del tanque de primer orden:

$$H(t) = MR \left[1 - e^{-\frac{t}{AR}} \right] \quad (1.24)$$

La siguiente es una lista de parámetros característicos que se pueden definir en términos de la respuesta de primer orden ilustrada en el ejemplo anterior.

1.4.3. Ganancia de proceso

La ganancia del proceso se define como la relación entre el cambio / desviación en la salida del proceso y el cambio / desviación en la entrada del proceso. El cambio en la entrada del proceso se define en la ecuación (1.21) como $u(t)$. El cambio en la salida del proceso se define como $y(t)$. El primer término de la ecuación (1.21) es transitorio y se vuelve cero en estado estable. Por lo tanto, la ganancia se puede calcular como se muestra en la siguiente ecuación.

$$\text{Ganancia estado estacionario} = \frac{y_{SS_{new}} - y_{SS}}{U_{SS_{new}} - U_{SS}} = K \quad (1.25)$$

Donde:

$y_{SS_{new}}$: Nuevo estado estacionario y

$U_{SS_{new}}$: Nuevo estado estacionario U

Para este ejemplo de nivel de líquido, la ganancia de estado estable, K , es la resistencia de la válvula, R . Por lo tanto, un cambio escalonado en el flujo hacia el tanque de magnitud M da como resultado un cambio en el nivel de líquido, $H(t)$, en el tanque igual a MR .

1.4.4. Constante de tiempo

La constante de tiempo, define la velocidad de la respuesta. La respuesta del sistema siempre sigue el perfil que se muestra en la Figura 1.14. Después de τ unidades de tiempo, la respuesta $y(t)$ es igual a $0,632MK$ o 63.2% de la ganancia final. Esto siempre es cierto para los sistemas de primer orden sin demoras. Para este ejemplo de nivel de líquido, la constante de tiempo es el producto del área del tanque, A , y la resistencia de la válvula de salida, R .

1.4.5. Capacidad

Definición 1

La capacidad se puede definir simplemente como el volumen o el espacio de almacenamiento de un sistema. La capacitancia de un sistema amortigua la salida y hace que la respuesta tarde en alcanzar un nuevo estado estable. Para los sistemas eléctricos, la capacidad se define en términos de la resistencia del sistema y la constante de tiempo de la respuesta:

$$C = \frac{\tau}{R} \quad (1.26)$$

En el ejemplo del nivel de líquido, la capacidad es el área de la sección transversal del tanque. Dado que la capacidad de un sistema es proporcional a la constante de tiempo, se puede concluir que cuanto mayor es la capacidad, más lenta es la respuesta del sistema para una función de forzamiento determinada.

En los sistemas de primer orden, la capacidad de un sistema no tiene ningún efecto sobre la ganancia del proceso. Sin embargo, la capacidad varía en proporción directa con la constante de tiempo de un sistema.

Definición 2

La capacidad de un sistema también se define como su capacidad para atenuar una perturbación entrante. La atenuación se define como:

Atenuación = 1—Relacion de amplitud

Atenuación = 1—La amplitud de respuesta de salida del sistema/La amplitud de la perturbación de entrada del sistema

La entrada, $u(t)$, al sistema de primer orden se puede cambiar de una función escalonada a una función sinusoidal:

$$u(t) = M \sin(\omega t) \quad (1.27)$$

Donde:

ω : Frecuencia de la respuesta de entrada

M : Amplitud de la función de entrada

La respuesta del sistema $y(t)$ se convierte en:

$$y(t) = MK \left[\frac{\omega\tau}{(\omega\tau)^2 + 1} e^{\frac{-t}{\tau}} + \frac{1}{\sqrt{(\omega\tau)^2 + 1}} \sin(\omega t + \phi) \right] \quad (1.28)$$

Donde: $\phi = \tan^{-1}(-\omega\tau)$

Una vez que el término transitorio se vuelve insignificante (el primer término entre corchetes), permanece una respuesta periódica final (el segundo término). Por tanto, la amplitud de respuesta del sistema es:

$$y(t) = \frac{MK}{\sqrt{(\omega\tau)^2 + 1}} \quad (1.29)$$

Dado que la amplitud de la perturbación en el sistema es M , la relación de amplitud es:

$$AR = \frac{K}{\sqrt{(\omega\tau)^2 + 1}} \quad (1.30)$$

1.4.6. Tiempo muerto

Mientras que la capacitancia es una medida de la rapidez con la que un sistema responde a las perturbaciones, el tiempo muerto es una medida de la cantidad de tiempo que transcurre entre una perturbación en el sistema y la respuesta observada en el sistema.

Los retrasos de tiempo en un sistema pueden ser importantes según la naturaleza del proceso y la ubicación de los dispositivos de medición alrededor del proceso. Por lo general, es el tiempo asociado con el transporte de material o energía de una parte de la planta a otra lo que contribuye a los retrasos de tiempo observados en un sistema. El tiempo muerto de un proceso se modela fácilmente utilizando la operación del bloque de función de transferencia.

1.5. Control básico

La operación del controlador PID es la herramienta principal que puede utilizar para manipular y controlar las variables del proceso en la simulación dinámica. Puede implementar una variedad de esquemas de control de retroalimentación modificando los parámetros de ajuste en la operación del controlador PID. Los parámetros de ajuste se pueden modificar para incorporar acción proporcional, integral y derivada en el controlador. También está disponible una operación de control de encendido / apagado digital.

El control en cascada se puede realizar mediante la interacción de las operaciones del controlador PID. Hay un controlador de avance integrado en el PID.

La dinámica de la instrumentación también se puede modelar en UniSim Design, aumentando la fidelidad de la simulación con la dinámica de la válvula real. Los elementos de control finales se pueden modelar con histéresis. La respuesta de la válvula a la entrada del controlador puede modelarse como instantánea, lineal o de primer orden. El tiempo muerto, los retrasos, los adelantos, ya sea que se originen a partir de perturbaciones o dentro del bucle de control del proceso, se pueden modelar de manera efectiva utilizando la operación de la función de transferencia.

1.5.1. Terminología

Antes de revisar las principales operaciones de control que están disponibles en UniSim Design, es útil familiarizarse con los siguientes términos.

- **Perturbaciones**

Una perturbación perturba el sistema de proceso y hace que las variables de salida se muevan desde sus puntos de ajuste deseados. El ingeniero de procesos no puede controlar ni manipular las variables de perturbación. La estructura de control debe tener en cuenta todas las perturbaciones que pueden afectar significativamente un proceso. Las perturbaciones de un proceso pueden medirse o no.

- **Control de lazo abierto**

Una respuesta de bucle abierto de un proceso se determina variando la entrada a un sistema y midiendo la respuesta de la salida. La respuesta de bucle abierto a un sistema de primer orden desde una entrada escalonada se muestra en la Figura 1.15. En el control de bucle abierto, el controlador establece la entrada al proceso sin ningún conocimiento de la variable de salida que cierra el bucle en los esquemas de control de retroalimentación.

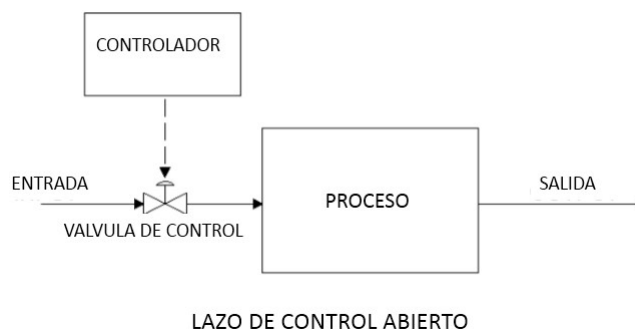


Figura 1.15: Estructura de lazo de control abierto

Un ejemplo común de control de bucle abierto es el control del tráfico en una ciudad. Los semáforos cambian de acuerdo con un conjunto de reglas predeterminadas.

- Control de retroalimentación (circuito cerrado)

El control de retroalimentación se logra retroalimentando la información de salida del proceso al controlador. El controlador hace uso de la información actual sobre la variable del proceso para determinar qué acción tomar para regular la variable del proceso. Esta es la estructura de control más simple y más utilizada en los sistemas de procesos químicos.

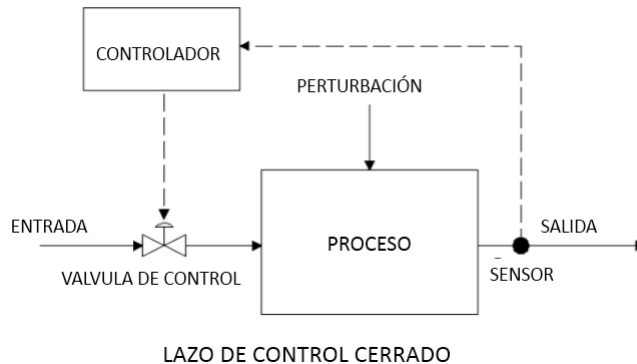


Figura 1.16: Estructura de lazo de control cerrado

El control de retroalimentación intenta mantener la variable de salida, PV , en un punto de ajuste definido por el usuario, SP . Hay algunos pasos básicos que lleva a cabo el controlador para lograr esta tarea:

1. Mida la variable de salida, PV .
2. Compare el valor medido, PV , con el valor del punto de ajuste deseado, SP . Calcule el error, $E(t)$, entre los dos valores. La definición de error depende de si el controlador es de acción directa o inversa.
3. Proporcione el error, $E(t)$, a la ecuación de control general. Se calcula el valor del porcentaje de apertura deseado de la válvula de control, $OP\%$.
4. El valor de $OP\%$ se pasa al elemento de control final que determina la entrada al proceso, $U(t)$.
5. Se repite todo el procedimiento.

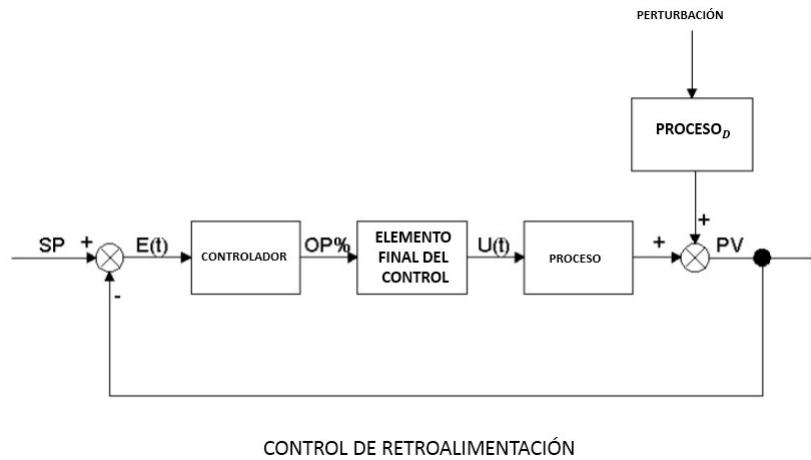


Figura 1.17: Estructura de lazo de control cerrado

La ecuación de control general para un controlador PID viene dada por:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{T_i} \int E(t) + K_c T_d \frac{dE(t)}{dt} \quad (1.31)$$

Donde:

$OP(t)$: Salida del controlador en el tiempo t

$E(t)$: Error en el tiempo t

k_c : Ganancia proporcional del controlador

T_i : tiempo integral (reinicio) del controlador

T_d : tiempo derivado (tasa) del controlador

- Acción directa e inversa

La entrada al controlador de retroalimentación se llama error o diferencia entre la variable del proceso de salida y el punto de ajuste. El error se define de manera diferente dependiendo de si el proceso tiene una ganancia de estado estacionario positiva o negativa. Para un proceso con una ganancia de estado estacionario positiva, el error debe definirse como de acción inversa.

$$E(t) = SP(t) - PV(t) \quad (1.32)$$

Donde:

$SP(t)$: Punto de ajuste

$PV(t)$: Variable de proceso de salida medida

Si el PV se eleva por encima del SP, el OP, o la entrada al proceso, disminuye. Si el PV cae por debajo del SP, el OP aumenta.

Para un proceso con una ganancia de estado estacionario negativa, el error debe establecerse

como de acción directa:

$$E(t) = PV(t) - SP(t) \quad (1.33)$$

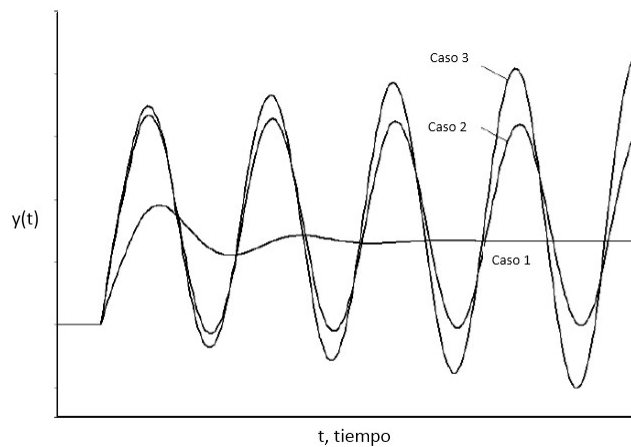
Es decir, si el PV se eleva por encima del SP, el OP o la entrada al proceso aumenta. Si el PV cae por debajo del SP, el OP disminuye.

Un ejemplo típico de un controlador de acción inversa es el control de temperatura de un hervidor. En este caso, a medida que la temperatura en el recipiente aumenta más allá del SP, el OP disminuye, cerrando de hecho la válvula y por lo tanto el flujo de calor.

■ Estabilidad

La estabilidad de un sistema es un aspecto muy importante a considerar al diseñar esquemas de control. La mayoría de los sistemas pueden tener respuestas oscilatorias, según los parámetros de ajuste de su controlador. Cuando un proceso se ve afectado por una perturbación limitada o un cambio limitado en la función de forzado de entrada, la salida normalmente responde de una de estas tres formas:

1. La respuesta pasa a un nuevo estado estable y se estabiliza.
2. La respuesta oscila continuamente con una amplitud constante.
3. La respuesta crece continuamente y nunca alcanza las condiciones de estado estable.



CASOS DE RESPUESTA DE ESTABILIDAD

Figura 1.18: Diferentes respuestas de estabilidad del control

El sistema generalmente se considera estable si la respuesta procede a un valor de estado estable y se estabiliza. Se considera inestable si la respuesta continúa creciendo sin límites. Se dice que una respuesta estable de bucle abierto se autorregula. Si la respuesta de bucle abierto de un sistema no es estable, se dice que no se autorregula.

Por ejemplo, un proceso de integración puro, como un tanque con un flujo de salida bombeado (constante), no se autorregula ya que un aumento limitado en la entrada de flujo al sistema desde el estado estacionario da como resultado la respuesta (altura del líquido) a aumentar continuamente.

Un requisito previo para el control de circuito cerrado es que la respuesta de circuito cerrado sea estabilizable. La respuesta de lazo cerrado puede variar considerablemente dependiendo de los parámetros de ajuste usados en la ecuación de control de retroalimentación. En general, una mayor ganancia del controlador proporciona un control más estricto. Sin embargo, el valor de K_c no puede aumentar de forma indefinida. La respuesta permanece estable hasta un cierto valor de K_c . El aumento de K_c más allá del límite de estabilidad puede provocar que la respuesta de bucle cerrado se vuelva inestable.

Varios factores pueden afectar la estabilidad de un sistema de circuito cerrado:

- Parámetros de ajuste
- No linealidades en el proceso
- Rango y no linealidades en los instrumentos
- Interacciones entre lazos de control
- Frecuencia de perturbación
- Capacidad de proceso
- Ruido en la medición de variables de proceso

1.5.2. Operaciones de control disponibles

Modelado de elementos de hardware

La planta se puede simular con mayor precisión modelando los elementos de hardware del bucle de control. Las no linealidades se pueden modelar en el funcionamiento de la válvula en la página Actuador de la pestaña Dinámica.

Sensores

Los sensores se utilizan para medir variables de proceso. En UniSim Design, el instrumento sensor se incorpora directamente en la operación del controlador PID. Puede elegir el rango del instrumento sensor en los parámetros PV Min y Max en la operación del controlador. En UniSim Design se asume que el controlador PID es perfectamente preciso en su medición de la variable del proceso.

Elemento de control final: dinámica de válvulas

Tiene la opción de especificar varios modos dinámicos diferentes para la válvula. Si la dinámica de la válvula es muy rápida en comparación con el proceso, se puede utilizar el modo instantáneo. La siguiente es una lista de los modos dinámicos disponibles para el funcionamiento de la válvula:

Tabla 1.4: Descripción de los tipos de modos de válvulas de control

Modo de la válvula	Descripción
Instantáneo	En este modo, el actuador se mueve instantáneamente a la posición OP % deseada desde el controlador.
Primer orden	Se puede modelar un retraso de primer orden en la respuesta de la posición del actuador a los cambios en el OP % deseado. La constante de tiempo del actuador se puede especificar en el campo Parámetros. De manera similar, se puede modelar un retraso de primer orden en la respuesta de la posición real de la válvula a los cambios en la posición del actuador. La constante de tiempo de adherencia de la válvula se especifica en el campo Parámetros. En efecto, se puede modelar un retraso de segundo orden entre la posición de la válvula y el OP % deseado.
Lineal	El actuador puede modelarse para moverse al OP % deseado a una tasa constante. Esta tasa se especifica en el campo Parámetros.

Elemento de control final - Tipo de válvula

El caudal a través de una válvula de control varía en función del porcentaje de apertura de la válvula y el tipo de válvula. El tipo de válvula se puede definir más fácilmente expresando el flujo como un porcentaje, Cv (0 % representa condiciones sin flujo y 100 % representa condiciones de flujo máximo). El tipo de válvula se puede definir entonces como la dependencia de la cantidad de $\%Cv$ en función del porcentaje de apertura real de la válvula. Hay tres características de válvula diferentes disponibles en UniSim Design. Los tipos de válvula se especifican en la pestaña Clasificaciones en el grupo Tipo de válvula y métodos de dimensionamiento.

Tabla 1.5: Descripción de los tipos de válvulas de control

Tipo de válvula	Descripción
Lineal	Una válvula de control con características de válvula lineal tiene un flujo que es directamente proporcional al % de apertura de la válvula. $CV \% = \%Apertura \text{ de válvula}$
Apertura rápida	Una válvula de control con características de válvula de apertura rápida obtiene flujos más grandes inicialmente en las aberturas de válvula más bajas. A medida que la válvula se abre más, el flujo aumenta a un ritmo menor. $CV \% = (\%Apertura \text{ de válvula})^{0,5}$
Igual porcentaje	Una válvula de control con características de válvula de igual porcentaje obtiene inicialmente flujos muy pequeños en las aberturas de válvula inferiores. Sin embargo, el flujo aumenta rápidamente a medida que la válvula se abre hasta su posición completa. $CV \% = (\%Apertura \text{ de válvula})^3$

Las características de la válvula se muestran gráficamente a continuación (Figura 1.19)

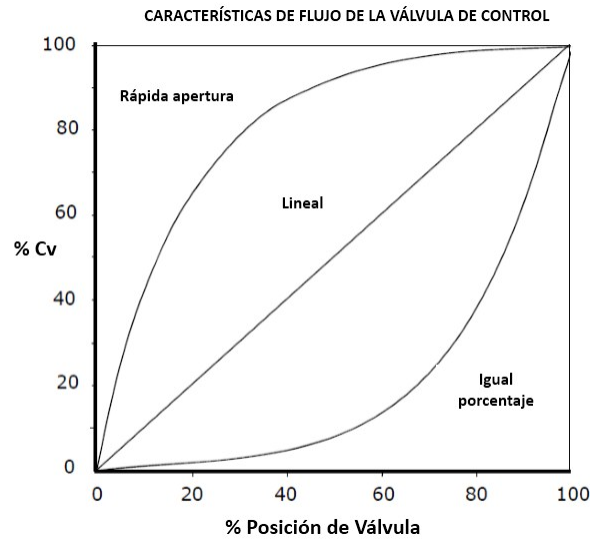


Figura 1.19: Diferentes comportamientos de válvulas de control

Control de retroalimentación

■ Digital On/Off

El control de encendido / apagado digital es una de las formas más básicas de control regulatorio. En UniSim Design, se implementa mediante la operación de Punto Digital. Un ejemplo de control de encendido / apagado es un sistema de calefacción doméstico.

Cuando el termostato detecta que la temperatura está por debajo del punto de ajuste, el elemento calefactor se enciende. Cuando la temperatura sube por encima del punto de ajuste, el elemento calefactor se apaga.

El control se mantiene utilizando un interruptor como elemento de control final (FCE). Los parámetros de control de encendido / apagado se especifican en la página Parámetros de la operación de punto digital en UniSim Design. Si la opción OP está en ON se establece en “PV < Límite”, la salida del controlador se activa cuando la PV cae por debajo del punto de ajuste.

$$OP = 0\% \text{ Para } PV > SP \text{ y } OP = 100\% \text{ Para } PV < SP \quad (1.34)$$

Lo contrario es cierto cuando la opción OP está en ON se establece en “PV > Límite”.

$$OP = 0\% \text{ Para } PV < SP \text{ y } OP = 100\% \text{ Para } PV > SP \quad (1.35)$$

Una característica principal del controlador de encendido / apagado es que el PV siempre gira alrededor del punto de ajuste.

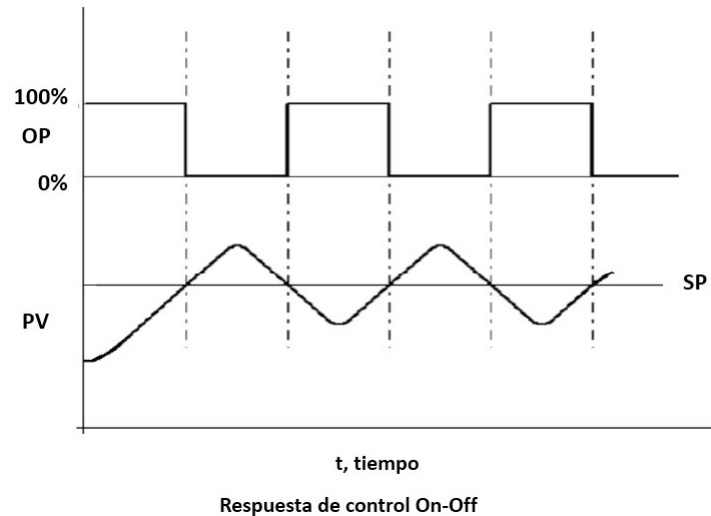


Figura 1.20: Comportamiento del control ON/OFF

La frecuencia de los ciclos depende de la dinámica del proceso. Los sistemas con una gran capacidad (constante de tiempo grande) realizan ciclos con menos frecuencia. El controlador de encendido / apagado es un controlador apropiado si la desviación del punto de ajuste está dentro de un rango aceptable y el ciclo no desestabiliza el resto del proceso.

■ Control proporcional (solo P)

A diferencia del control de encendido / apagado, el control proporcional puede amortiguar las oscilaciones de las perturbaciones y detener el ciclo de la variable del proceso. El control solo P se implementa en UniSim Design estableciendo los valores de T_d y T_i en infinito (o en UniSim Design en <vacío>) en la operación del controlador PID. Con el control solo P, las oscilaciones que ocurren en la variable del proceso debido a perturbaciones o cambios en el punto de ajuste se amortiguan más rápido (tienen el período natural más pequeño) entre todos los demás esquemas de control de retroalimentación simple. La salida del control proporcional se define como (1.36).

$$OP(t) = OP_{ss} + K_c E(t) \quad (1.36)$$

El valor de la polarización, OP_{ss} , se calcula cuando el controlador se cambia al modo automático. El punto de ajuste está predeterminado para igualar el PV actual. En efecto, el error se vuelve cero y OP_{ss} se establece en el valor de $OP(t)$ en ese momento.

Un desplazamiento sostenido entre la variable del proceso y el punto de ajuste siempre está presente en este tipo de esquema de control. El error se vuelve cero solo si:

- El sesgo, OP_{ss} , es igual a la variable operativa, OP
- K_c se vuelve infinitamente grande

Sin embargo, K_c no puede llegar a ser prácticamente infinitamente grande. La magnitud de K_c está restringida por la estabilidad del sistema de circuito cerrado.

En general, una mayor ganancia del controlador proporciona un control más estricto. Sin embargo, el valor de K_c no puede aumentar de forma indefinida. La respuesta permanece estable hasta un cierto valor de K_c . El aumento de K_c más allá del límite de estabilidad hace que la respuesta de bucle cerrado se vuelva inestable.

A continuación se muestra el efecto de la magnitud de K_c en la respuesta de lazo cerrado de un sistema de primer orden a un cambio de paso unitario en el punto de ajuste.

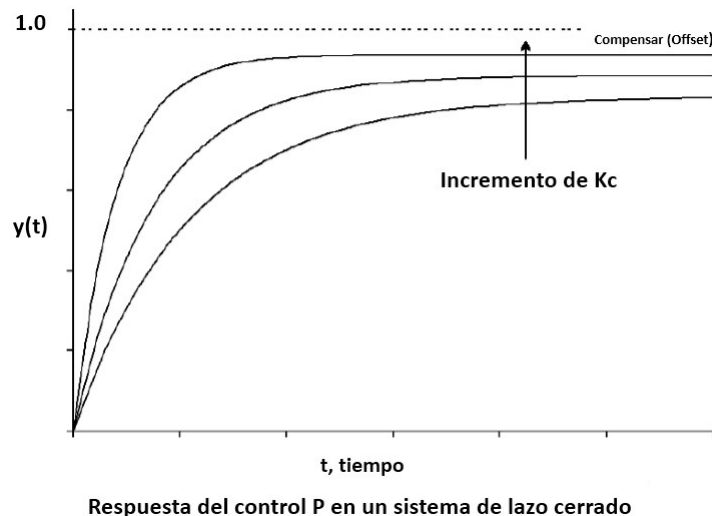


Figura 1.21: Respuesta del control proporcional

El control solo proporcional es adecuado cuando se requiere una respuesta rápida a una perturbación. El control solo P también es adecuado cuando las compensaciones de estado estacionario no son importantes o cuando el proceso posee un gran proceso de integración (tiene una gran capacidad). Muchos lazos de control de nivel de líquido están bajo control solo P . Si un error sostenido no es deseable, se requiere una acción integral para eliminar el desplazamiento.

■ Control Integral Proporcional (PI)

A diferencia del control solo P , el control proporcional + integral puede amortiguar las oscilaciones y devolver la variable del proceso al punto de ajuste. A pesar de que el control PI da como resultado un error cero, la acción integral del controlador aumenta el período natural de las oscilaciones. Es decir, el control PI tarda más en alinear (amortiguar) la variable de proceso que el control P únicamente. La salida del controlador proporcional + controlador integral se define como:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{T_i} \int E(t) \quad (1.37)$$

El término integral sirve para llevar el error a cero en el esquema de control. Cuanto más integral sea la acción, más lenta será la respuesta del controlador. El término integral se mueve continuamente para eliminar el error. La respuesta de lazo cerrado de un proceso con control PI y control solo P se muestra a continuación:

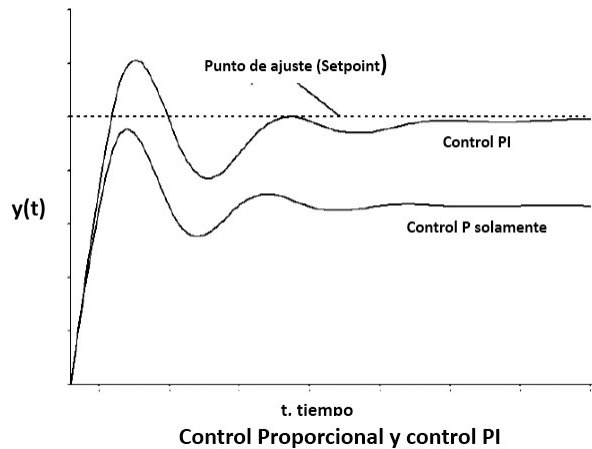


Figura 1.22: Respuesta del control proporcional y control PI

El tiempo integral, T_i , se define como la cantidad de tiempo necesario para que la salida del controlador se mueva una cantidad equivalente al error. Debido a que la relación entre el T_i y la acción de control es recíproca, aumentar el T_i da como resultado una acción menos integral, mientras que disminuir el T_i da como resultado una acción integral mayor. El tiempo integral debe reducirse (acción integral aumentada) lo suficiente para devolver la variable de proceso al punto de ajuste. Cualquier otra acción solo sirve para alargar el tiempo de respuesta.

El control PI es adecuado cuando no se pueden tolerar compensaciones. La mayoría de los controladores en las plantas de procesos químicos están bajo control de PI . Combinan precisión (sin compensación) con un tiempo de respuesta relativamente rápido. Sin embargo, la acción integral agregada actúa como una fuerza desestabilizadora que puede causar oscilaciones en el sistema y hacer que el sistema de control se vuelva inestable. Cuanto mayor sea la acción integral, más probable es que se vuelva inestable.

■ Control derivado integral proporcional (PID)

Si la respuesta de un controlador PI a una perturbación no es lo suficientemente rápida, la acción derivada en un controlador PID puede reducir aún más el período natural de oscilaciones. Al medir la tasa de cambio en el error, el controlador puede anticipar la dirección del error y, por lo tanto, responder más rápidamente que un controlador sin acción derivada. La salida del controlador proporcional + integral + derivado se define como:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{T_i} \int E(t) + K_c T_d \frac{dE(t)}{dt} \quad (1.38)$$

T_d se define como el tiempo necesario para que la acción proporcional alcance el mismo nivel que la acción derivada. Es, en efecto, un término principal en la ecuación de control. Para una entrada en rampa, la respuesta solo proporcional también se incrementa. Para la misma entrada en rampa, la única respuesta derivada es constante.

A medida que la pendiente del error medido aumenta hasta el infinito, también lo hace la acción derivada. Si bien un cambio de paso perfecto con una pendiente infinita en el punto de ajuste o en la variable de proceso medida no es físicamente posible, pueden producirse señales que tienen tiempos de subida y bajada cortos. Esto afecta adversamente la salida del término derivado en la ecuación de control, impulsando la respuesta del controlador a la saturación.

El control de la acción derivada es mejor para procesos que tienen poco o ningún tiempo

muerto y grandes capacidades. Procesos como estos que tienen grandes retrasos se benefician de la velocidad de respuesta adicional que proporciona la acción derivada.

Si bien el término integral en los esquemas de control PID reduce el error a cero, también agrega un retraso considerable a la respuesta en comparación con el control P-solamente. Es la acción derivada en el control PID la que acorta la respuesta del controlador para que sea comparable a la respuesta de un controlador solo P.

Sin embargo, si un controlador tiene una entrada ruidosa que no se puede filtrar o minimizar en el proceso, el control PID no es un esquema de control adecuado.

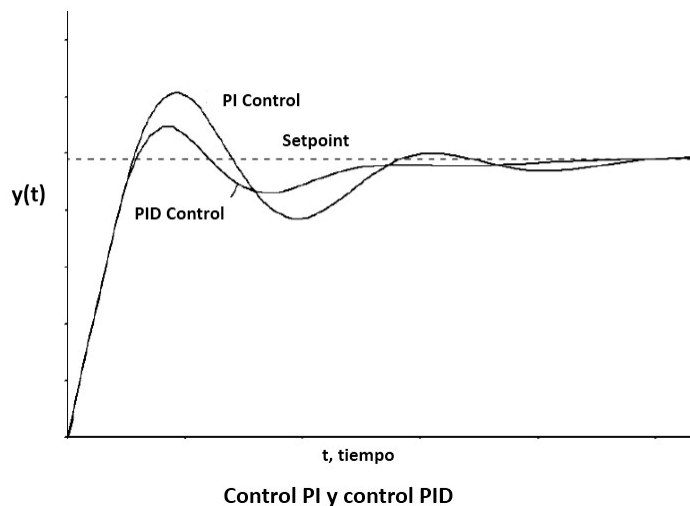
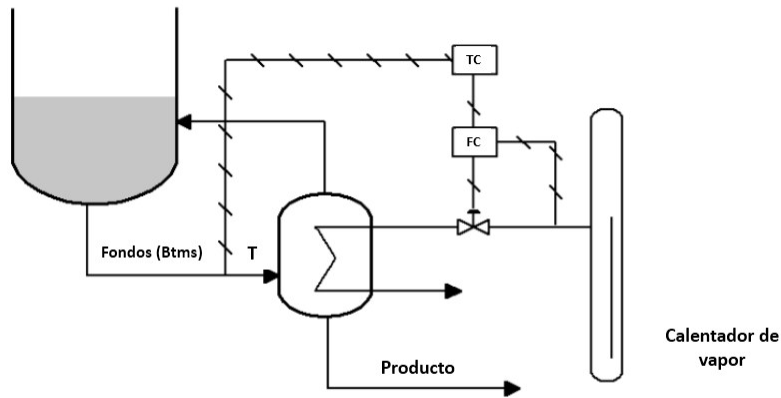


Figura 1.23: Respuesta del control control PI y control PID

■ Control en cascada

El control en cascada es una técnica que implementa un circuito de control de retroalimentación secundario dentro de un circuito de control de retroalimentación primario. El control en cascada se puede utilizar cuando hay perturbaciones significativas en la variable manipulada del bucle primario.

Se crea un bucle secundario para controlar la variable manipulada del bucle primario. El lazo primario luego manipula el punto de ajuste del controlador secundario.



Control de temperatura en cascada de los fondos de la columna

Figura 1.24: Ejemplo de control de temperatura en cascada

Considere un ejemplo en el que la variable principal del proceso podría controlarse mejor mediante un esquema de control en cascada. La corriente de *Btms* de una columna de destilación se calienta en un hervidor cuya fuente de energía es el vapor.

Como se muestra en la figura 1.24, el objetivo es regular T , la temperatura de la corriente *Btms*. Un posible esquema de control de retroalimentación es controlar la temperatura de la corriente *Btms* usando la apertura de la válvula de vapor. Esta configuración de control tradicional funciona bien si la apertura de la válvula de vapor se corresponde exactamente con el flujo de vapor al calderín.

Sin embargo, las perturbaciones que se producen en el cabezal de suministro de vapor pueden alterar el flujo de vapor de manera significativa incluso con una válvula abierta constantemente. La única forma en que el controlador puede detectar este tipo de perturbación es con un cambio en la temperatura *Btms*, T . Si hay un gran retraso asociado con el sistema de calefacción de la caldera y si las perturbaciones en el flujo del cabezal de vapor ocurren con frecuencia, existe la posibilidad de que la temperatura *Btms*, T , nunca se estabilice en el punto de ajuste deseado.

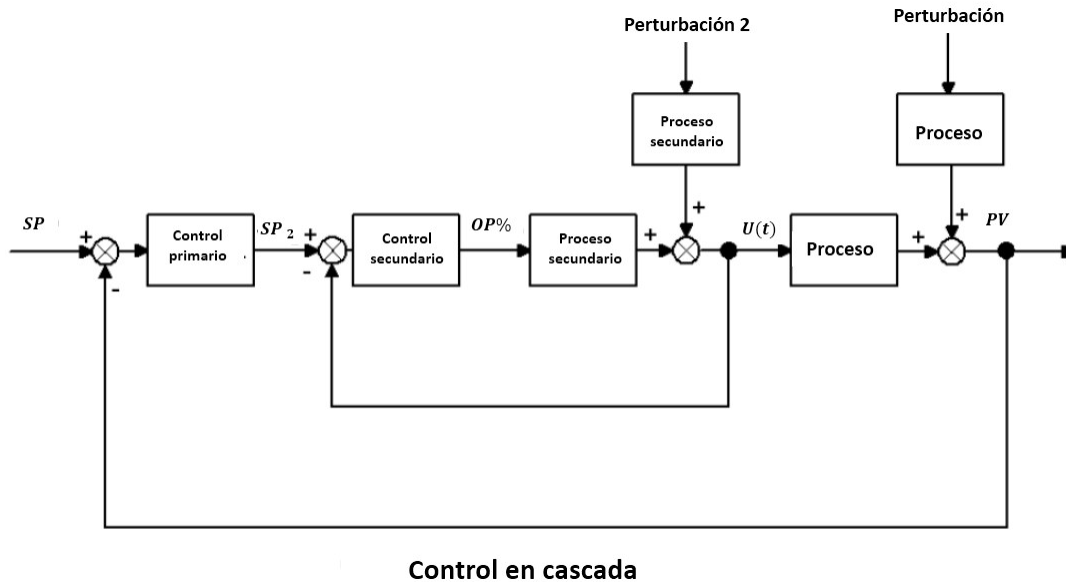


Figura 1.25: Diagrama de bloques del control cascada

El control en cascada amortigua las perturbaciones en el flujo de entrada de vapor mediante el uso de un controlador de retroalimentación dentro de un controlador de retroalimentación. El controlador primario (o maestro) mide la variable a controlar, la temperatura de salida T , y determina el requisito de flujo de vapor requerido en un circuito de retroalimentación.

El requisito de flujo de vapor se convierte en el punto de ajuste del controlador de retroalimentación secundario. El lazo de control secundario está configurado como un controlador de retroalimentación regular. Mide el caudal de vapor como fuente variable de proceso.

El Objeto de destino de salida es la abertura de la válvula de control de vapor que debe dimensionarse como de costumbre. Debido a que el Objeto de destino de salida del lazo primario es el punto de ajuste del lazo secundario, el lazo primario no tiene una válvula de control. Es el controlador secundario que interactúa físicamente con el sistema ajustando la válvula de vapor.

El control en cascada se puede implementar con éxito si ocurre lo siguiente:

- Las perturbaciones afectan la entrada al controlador de retroalimentación principal.
- Las perturbaciones se pueden medir mediante el lazo de control secundario.
- El período de respuesta del circuito primario es más de 3 veces mayor que el período de respuesta del circuito secundario.

■ Control de prealimentación (Feedforward Control)

El control de prealimentación se puede utilizar en casos en los que el control de retroalimentación no puede controlar eficazmente una variable de proceso. La principal desventaja del control de retroalimentación es que el controlador debe esperar hasta que las perturbaciones alteren el proceso antes de responder.

Con el control de prealimentación, el controlador puede compensar las perturbaciones antes de que el proceso se vea afectado. El control en cascada es útil cuando las perturbaciones medidas afectan significativamente la entrada a un proceso. Sin embargo, el control de prealimentación es útil si hay perturbaciones medidas que afectan la salida del proceso.

Con el control de retroalimentación, el controlador requiere información sobre la variable de proceso controlado, PV , y el punto de ajuste, SP , para determinar el valor de $OP\%$, el porcentaje de apertura de la válvula deseada de la entrada al proceso. Para determinar el valor de $OP\%$, el controlador previo requiere información de dos variables: el punto de ajuste de la variable de proceso, SP , y la perturbación que afecta el proceso.

La implementación actual contiene una función de transferencia de adelanto / retraso.

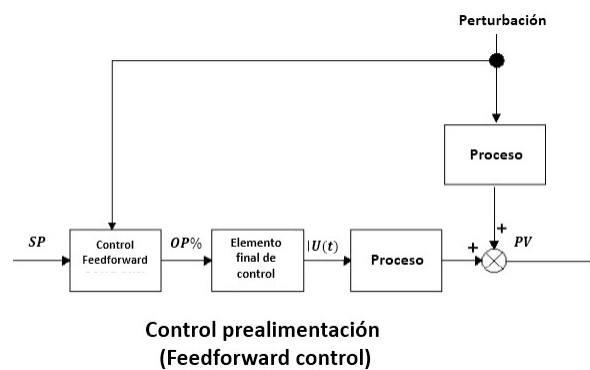


Figura 1.26: Diagrama de bloques del control de prealimentación

Considere un ejemplo de una corriente de líquido que se calienta en un intercambiador de calor de vapor.

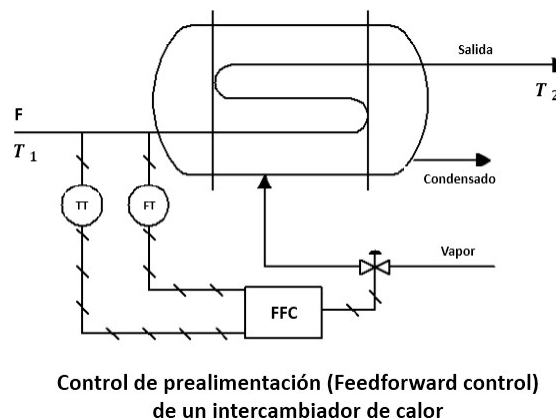


Figura 1.27: Ejemplo de control prealimentación de un intercambiador de calor

Se desea controlar la temperatura de salida de la corriente, T_2 , en un determinado punto de ajuste, SP , utilizando el flujo de vapor como variable manipulada. Sin embargo, el proceso sufre cambios frecuentes en la temperatura de alimentación, T_1 .

Para determinar el valor de $OP\%$, el controlador requiere los valores de SP y T_1 . En estado estacionario, el balance energético general relaciona el flujo de vapor con la perturbación del proceso, T_1 , y la temperatura de salida de la corriente, T_2 :

$$F_s \lambda - FC_p(T_2 - T_1) = 0 \quad (1.39)$$

Donde:

F_s : Flujo de vapor

λ : Calor de condensación del vapor

F : Flujo de corriente de salida

C_p : Calor específico de la corriente de salida

A partir de este modelo de proceso, se puede calcular el valor deseado de flujo de vapor al intercambiador de calor. El flujo de vapor debe calcularse de manera que la temperatura de salida de la corriente, T_2 , sea igual a la temperatura deseada, SP . Por tanto, la ecuación (1.39) se convierte en:

$$F_s = \frac{C_p}{\lambda} F (SP - T_1) \quad (1.40)$$

Para calcular la salida del controlador de alimentación anticipada, se supone que existe una relación lineal entre el flujo de vapor y la apertura de la válvula de vapor. Por lo tanto, la forma final de la ecuación del controlador previo (feedforward) es:

$$OP(t) = \frac{C_p}{\lambda} F (SP - T_1) \frac{\text{intervalo de la válvula de vapor}}{100\%} \quad (1.41)$$

Para implementar con éxito un sistema de control previo, considere lo siguiente:

- No se puede implementar si la perturbación no se puede medir. Si se introducen perturbaciones inesperadas en el proceso cuando se utiliza un control previo puro, no se toman medidas correctivas y los errores se acumulan en el sistema.
- Se requiere un modelo bastante preciso del sistema.
- El controlador de prealimentación (feedforward) contiene el recíproco del modelo de proceso. Incluso si el modelo de proceso es preciso, un retraso de tiempo en el modelo de proceso implica que se requiere un predictor en el controlador de avance. Desafortunadamente, es imposible predecir la naturaleza de las perturbaciones antes de que ocurran.

La variable del proceso que se va a controlar no se mide mediante el control de prealimentación. No hay forma de confirmar que la variable del proceso está atenuando las perturbaciones o manteniendo un punto de ajuste deseado.

Teniendo en cuenta que generalmente no se dispone de un modelo preciso del proceso, que el proceso o la dinámica de la válvula no se tienen en cuenta en este esquema de control, y que el porcentaje de apertura de la válvula no está relacionado linealmente con el flujo en la mayoría de las aplicaciones de simulación dinámica, es probable que exista un desplazamiento

entre la variable controlada real y su punto de ajuste deseado.

Por lo tanto, el control de retroalimentación se usa a menudo junto con el control prealimentación para eliminar el desplazamiento asociado con el control de retroalimentación solamente. El control de prealimentación (Feedforward) en UniSim Design se puede implementar utilizando la operación de hoja de cálculo. Las variables se pueden importar desde el diagrama de flujo de la simulación.

Se puede calcular un controlador de avance (Feedforward) en la hoja de cálculo y exportar la salida del controlador al diagrama de flujo principal. Si la variable de operación, OP , es una válvula en la planta, la salida del controlador deseada calculada por la hoja de cálculo debe exportarse a la Posición deseada del actuador de la válvula.

1.5.3. Efecto de los parámetros característicos del proceso en el control

Los parámetros característicos de un proceso tienen un efecto significativo sobre qué tan bien un controlador es capaz de atenuar las perturbaciones del proceso. En muchos casos, el proceso en sí mismo puede atenuar las perturbaciones y se puede utilizar junto con el controlador para lograr un mejor control. A continuación, se muestra un breve resumen del efecto de la capacidad y el tiempo muerto en la estrategia de control de una planta.

- **Capacidad** La capacidad de un sistema para atenuar las perturbaciones entrantes es una función de la capacitancia de un sistema y el período de las perturbaciones en el sistema. De la sección de Terminología, la atenuación se define como:

$$\text{Atenuación} = 1 - \frac{K}{\sqrt{(\omega\tau)^2 + 1}} \quad (1.42)$$

La constante de tiempo, τ , es directamente proporcional a la capacidad de un sistema de proceso lineal. Cuanto mayor sea la capacidad (constante de tiempo) en un sistema, más fácilmente el sistema puede atenuar las perturbaciones entrantes, ya que la relación de amplitud disminuye. La frecuencia de las perturbaciones entrantes afecta la capacidad del sistema para atenuar estas perturbaciones. Las perturbaciones de alta frecuencia se atenúan más fácilmente que las de baja frecuencia.

Con procesos dominados por la capacidad (con poco o ningún tiempo muerto), el control solo proporcional puede lograr un rechazo de perturbaciones mucho mejor. El sistema en sí mismo puede atenuar las perturbaciones en el rango de frecuencia que el controlador no puede. El sistema puede manejar las perturbaciones de alta frecuencia. Las perturbaciones de baja frecuencia se manejan mejor con el controlador.

- **Tiempo muerto** El tiempo muerto no tiene ningún efecto sobre la atenuación de las perturbaciones en los sistemas de bucle abierto. Sin embargo, tiene un efecto negativo significativo sobre la controlabilidad. El tiempo muerto en un sistema de proceso reduce la cantidad de ganancia que el controlador puede implementar antes de encontrar inestabilidad. Debido a que el controlador se ve obligado a reducir la ganancia, el proceso es menos capaz de atenuar las perturbaciones que el mismo proceso sin tiempo muerto. El control estricto solo es posible si el tiempo muerto equivalente en el bucle es pequeño en

comparación con la constante de tiempo más corta de una perturbación con una amplitud significativa. Por lo general, es más eficaz reducir el tiempo muerto de un proceso que aumentar su capacidad.

Para reducir el tiempo muerto:

- Reubique el sensor y las válvulas en ubicaciones más estratégicas.
- Minimice los retrasos de sensores y válvulas (los retrasos en el circuito de control actúan como tiempo muerto).

Para reducir el retraso en un sistema y, por lo tanto, reducir los efectos del tiempo muerto, también puede modificar el controlador para reducir los términos principales a la respuesta de circuito cerrado. Esto se puede lograr agregando acción derivada a un controlador. Otros métodos de controlador basados en modelos anticipan las perturbaciones del sistema y reducen el retraso efectivo del bucle de control.

1.5.4. Selección del controlador correcto

Debe considerar qué tipo de criterios de rendimiento se requieren para las variables de punto de ajuste y con qué límites aceptables deben operar. Generalmente, se espera que un sistema de circuito cerrado efectivo sea estable y haga que la variable del proceso alcance finalmente un valor igual al punto de ajuste. El desempeño del controlador debe ser un compromiso razonable entre desempeño y robustez.

Un controlador agresivo o muy ajustado proporciona un buen rendimiento, pero no es resistente a los cambios de proceso. Podría volverse inestable si el proceso cambia demasiado. Un controlador ajustado con mucha lentitud ofrece un rendimiento deficiente, pero es muy robusto. Es menos probable que se vuelva inestable.

El siguiente es un diagrama de flujo que describe un método para seleccionar un controlador de retroalimentación (Figura 1.28).

En general, si se puede tolerar una compensación, se debe utilizar un controlador proporcional. Si hay ruido significativo, o si hay un tiempo muerto significativo y / o una pequeña capacidad en el proceso, se debe usar el controlador *PI*.

Si no hay ruido significativo en el proceso, y la capacidad del sistema es grande y no hay tiempo muerto, un controlador *PID* es apropiado.

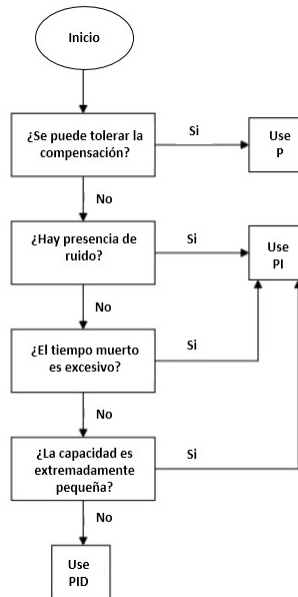


Figura 1.28: Diagrama de flujo para selección de controlador

1.5.5. Elección de los parámetros de ajuste del controlador

La siguiente es una lista de parámetros de ajuste generales apropiados para varios procesos. Los ajustes sugeridos del controlador están optimizados para un criterio de error de tasa de caída de un cuarto. No existe una única forma correcta de ajustar un controlador. El objetivo del control es proporcionar un compromiso razonable entre rendimiento y robustez en la respuesta de circuito cerrado.

Las siguientes reglas son aproximadas. Te ayudan a obtener un control estricto. Puede ajustar más los parámetros de ajuste si la respuesta de bucle cerrado no es satisfactoria. Se puede lograr un control más estricto y un mejor rendimiento aumentando la ganancia. Disminuir la ganancia del controlador da como resultado una respuesta más lenta pero más estable.

Generalmente, el control proporcional puede considerarse el componente principal de la ecuación del controlador. Se debe usar acción integral y derivada para recortar la respuesta proporcional. Por lo tanto, la ganancia del controlador debe ajustarse primero con las acciones integral y derivada configuradas al mínimo. Si ocurre inestabilidad, primero se debe ajustar la ganancia del controlador. Los ajustes a la ganancia del controlador deben realizarse gradualmente ([Honeywell, 2017a](#)).

Control de flujo

El flujo en una tubería suele ser un proceso de respuesta rápida. El tiempo muerto y la capacidad asociados con una longitud de tubería son generalmente pequeños. Por lo tanto, no es inusual que el proceso esté limitado por la dinámica del elemento de control final (válvula). Puede incorporar fácilmente la dinámica de la válvula en el modelo UniSim Design modificando los parámetros de la válvula en la página Actuador de la pestaña Dinámica.

Ajustar un bucle de flujo para el control PI es una tarea relativamente fácil. Para que la medición de flujo siga de cerca el punto de ajuste, la ganancia, K_c , debe establecerse entre 0.4 y 0.65 y el tiempo integral, T_i , debe establecerse entre 0.05 y 0.25 minutos ([Honeywell, 2017a](#)).

Dado que el control de flujo responde rápidamente, se puede utilizar eficazmente como controlador secundario en una estructura de control en cascada. La no linealidad en el lazo de control puede hacer que el lazo de control se vuelva inestable en diferentes condiciones de operación.

Por lo tanto, se debe utilizar la ganancia de proceso más alta para ajustar el controlador. Si se alcanza un límite de estabilidad, la ganancia debe reducirse, pero no la acción integral. Dado que la medición de flujo es naturalmente ruidosa, no se recomienda la acción derivada.

Control de presión de líquido

Al igual que el proceso de circuito de flujo, el circuito de presión de líquido suele ser rápido. El proceso es esencialmente idéntico al proceso de flujo de líquido excepto que la presión del líquido en lugar del flujo se controla mediante el elemento de control final.

El circuito de presión de líquido se puede ajustar para control PI y solo integral, según sus requisitos de rendimiento. Al igual que el control de flujo, se debe utilizar la ganancia de proceso más alta para ajustar el controlador. Normalmente, la ganancia del proceso para la presión es menor que la ganancia del proceso de flujo. La ganancia del controlador, K_c , debe establecerse entre 0,5 y 2 y el tiempo integral, T_i , debe establecerse entre 0,1 y 0,25 minutos (Honeywell, 2017a).

Control de nivel de líquido

El control del nivel de líquido es esencialmente una capacidad dominante única sin tiempo muerto. En algunos casos, el control de nivel se utiliza en procesos que se utilizan para atenuar perturbaciones en el proceso. En este caso, el control del nivel de líquido no es tan importante. Dichos procesos se pueden controlar con un controlador solo P sin ajustar. Si no se puede tolerar una compensación de nivel de líquido, se deben usar controladores de nivel PI .

Hay algo de ruido asociado con la medición del nivel en el control de líquidos. Si este ruido se puede minimizar prácticamente, entonces se puede aplicar una acción derivada al controlador. Se recomienda que K_c se especifique como 2 y el término de sesgo, OP_{ss} , se especifique como 50 % para el control de solo P .

Esto asegura que la válvula de control esté completamente abierta para un nivel del 75 % y completamente cerrada cuando el nivel sea del 25 % para un nivel de punto de ajuste del 50 %. Si se desea un control PI , el controlador de nivel de líquido se configura típicamente para tener una ganancia, K_c , entre 2 y 10. El tiempo integral, T_i , debe establecerse entre 1 y 5 minutos (Honeywell, 2017a).

Control de presión de gas

El control de presión de gas es similar al proceso de nivel de líquido en que se domina la capacidad sin tiempo muerto. La variación del flujo dentro o fuera de un recipiente controla la presión del recipiente. Debido a la naturaleza capacitiva de la mayoría de los recipientes, el proceso de presión de gas generalmente tiene una pequeña ganancia de proceso y una respuesta lenta. En consecuencia,

se puede implementar una alta ganancia del controlador con pocas posibilidades de inestabilidad.

El bucle de presión se puede ajustar fácilmente para el control *PI*. La ganancia del controlador, K_c , debe establecerse entre 2 y 10 y el tiempo integral, T_i , debe establecerse entre 2 y 10 minutos (Honeywell, 2017a).

Al igual que el control del nivel de líquido, es necesario determinar qué afecta más la presión. Por ejemplo, en una columna con un condensador parcial, puede determinar si la eliminación de la corriente de vapor afecta la presión más que la condensación del reflujo. Si la columna contiene no condensables, estos componentes pueden afectar la presión considerablemente. En esta situación, el flujo de ventilación, por pequeño que sea, debe usarse para controlar la presión.

El sentido común dicta que la variable manipulada para el control de nivel debe ser el flujo con el impacto más directo en el nivel. Por ejemplo, en una columna con una relación de reflujo de 100, hay 101 unidades de vapor que ingresan al condensador y 100 unidades de reflujo que salen del tambor de reflujo por cada unidad de destilado que sale.

El flujo de reflujo o la ebullición de vapor se utiliza para controlar el nivel del tambor de reflujo. Si se usa el flujo de destilado, solo se necesitaría un cambio de un poco más del 1% en el flujo de reflujo o vapor para hacer que el controlador sature la válvula de destilado.

Control de temperatura

Las respuestas dinámicas de temperatura son generalmente lentas, por lo que se utiliza el control *PID*. Normalmente, la ganancia del controlador, K_c , debe establecerse entre 2 y 10, el tiempo integral, T_i , debe establecerse entre 2 y 10 minutos, y el tiempo derivado T_d , debe establecerse entre 0 y 5 minutos (Honeywell, 2017a).

Capítulo 2

Análisis para el cálculo de flujos a relevar

Cuando una planta opera normalmente, se vuelve imprescindible mantener las variables de operación dentro de un rango que ha sido preestablecido y con las cuales se obtendrá el producto dentro de la capacidad y especificación de diseño.

Mientras se conserven las condiciones de operación en la planta, todo permanecerá bajo control para el personal; una vez que se presente alguna falla operacional, algún siniestro o cualquier otro tipo de problema dentro de la planta, como respuesta actuarán los sistemas de seguridad que han sido instalados para tal eventualidad.

Los sistemas de seguridad deben operar según el tipo de falla que se presente en el proceso; estos son la red contra incendio y/o el de los dispositivos de relevo de presión, ambos cumplen el mismo objetivo, la protección del personal y la de los equipos. En este caso los dispositivos de relevo de presión llegarán a operar cuando se tenga un incendio, fallas operativas y fallas de servicios auxiliares, los cuales provocarán una sobrepresión en los equipos y por lo tanto un desalojo de masa.

El sistema de relevo de presión (SRP) es la última capa de protección de vida al personal, medio ambiente y de la industria de proceso para relevar masa de un recipiente que se encuentra sobrepresionado; el propósito de una válvula de seguridad no es el control o la regulación de la presión en el recipiente o sistema que protege la válvula y esencialmente no debe sustituir el lugar de una válvula de control.

Los dispositivos de relevo de presión (PRD) se utilizan en una amplia variedad de condiciones de proceso, que van desde fluidos de proceso de servicio limpio a fuertemente corrosivos y tóxicos, desde temperaturas muy bajas a temperaturas muy altas; por ello los procedimientos de inspección deben aplicarse como un método para minimizar las posibilidades de mal funcionamiento, y por tanto mantener los más altos niveles de seguridad.

El funcionamiento de los PRD se considera delicado; su implementación puede parecer poco sofisticado, pero en su diseño, exactitud y función, se asemejan a un instrumento crítico durante la realización de una función esencial. Estos dispositivos deben ser autónomos y siempre responder con precisión a las condiciones del sistema y evitar una falla catastrófica cuando otros instrumentos y sistemas de control no logran mitigar adecuadamente los eventos anormales que se presentan en el proceso. Las consecuencias que se pueden desarrollar a partir de la pérdida de cualquier servicio público, ya sea en toda la planta o local, serán cuidadosamente evaluado. Se consideran casos de tanto la pérdida completa de una utilidad y la pérdida parcial de una utilidad ([Martinez and Cornejo, 2013](#)).

Nº	Condiciones	Relevo líquido	Relevo Vapor
1	Descarga bloqueada en recipientes	Total del líquido bombeado	Vapor total de entrada más el generado en el momento de la descompresión.
2	Falla de agua de enfriamiento en el condensador		Vapor total del condensador a las condiciones de relevo.
3	Falla de reflujo en la Torre		Vapor total de entrante más vapor que se genera en el momento de la descompresión menos el vapor de condensados por el reflujo de corrientes secundarias.
4	Falla de reflujo de corriente secundaria		Diferencia entre el vapor que entra y sale de la descompresión en equipo,
5	Falla de absorción de aceite		Ninguno, normalmente.
6	Acumulación de no-condensables		El mismo efecto que ocurre en las Torres que se mencionan en el punto 2, en otro tipo de recipientes puede aplicar el punto 1.
7	Entrada de material de alta volatilidad		
	Agua con hidrocarburos		Para las Torres no es predecible
	Hidrocarburos ligeros en una mezcla caliente		Para intercambiadores de calor, asumir un área dos veces la sección transversal interna del área de un tubo para considerar el vapor generado por la entrada del fluido volátil debido a la ruptura del tubo.
8	Llenado excesivo de tanques de almacenamiento	Total del líquido bombeado	
9	Falla de controles automáticos		Análisis de caso particular.
10	Vapor sobrecalentado		Generación estimada de vapor máximo incluidos los no condensables que se sobrecalienten.
11	Flujo dividido en intercambiadores de calor	Considerar dos veces el flujo que pasa por el área transversal de un tubo	Considerar dos veces el flujo que pasa por el área transversal de un tubo; también se identifican los efectos enunciados en el punto 7 para intercambiadores

12	Explosión interna		No controlado por los dispositivos de descompresión clásicos
13	Reacción química (nota: esta condición no es alcance del presente trabajo)		Estimar la generación de vapor a partir de condiciones normales y condiciones no controladas; considerar efectos de flujo a dos fases
14	Expansión hidráulica		
	Líquido frío bloqueado		
	Líneas bloqueadas fuera de proceso		
15	Fuego exterior		
16	Falla de energía (vapor, energía eléctrica, otros)		Estudio de la instalación para determinar el efecto de la falla de alimentación, dimensionar el tamaño de la válvula de relevo por la peor condición que pueda ocurrir.
	Fraccionadoras		La pérdida de todas las bombas, con el resultado de la falla de reflujo y agua de enfriamiento.
	Reactores		Considere la posibilidad de falla de agitación, apagar o retardar la corriente, el tamaño de las válvulas de relevo se determinará en función de una reacción descontrolada.
	Aeroenfriadores		Falla del ventilador, el tamaño de la válvula se determinará entre el que opere normal y el de emergencia.
	Tanques		El líquido de entrada máximo

Tabla 2.1: Guía para el relevo requerido bajo condiciones seleccionadas

Para establecer el tipo y dimensiones del DRP es necesario evaluar todas las causas posibles que se puedan presentar durante la operación de una planta; por ello es necesario conocer las diferentes causas que generan sobrepresión y su impacto en el sistema.

2.1. Causas que generan sobrepresión

El diseño de los PRD requiere de un estudio detallado en las posibles situaciones que puedan causar el relevo de las válvulas, esto para determinar la máxima carga de emergencia a desalojar en un equipo.

El diseño se basa en la máxima presión anticipada durante la operación del equipo y su temperatura correspondiente, a esta presión se le conoce como presión de diseño, y es 10 % mayor que la presión normal de operación, por lo que las válvulas de seguridad deben estar ajustadas a esa presión o debajo de la misma para poder proteger el equipo.

La capacidad de relevo de las válvulas de seguridad en un mismo equipo será diferente para cada causa que ocasione una sobrepresión.

Las causas principales que ocasionan la sobrepresión se clasifican en:

- Fallas operacionales
- Fuego en planta

Las Fallas operacionales típicas son causadas por descarga bloqueada, apertura inadvertida de válvulas, fallas de servicios y otros que se les llamara misceláneos o poco comunes.

La base para la determinación de las capacidades de relevo como resultado de las diferentes causas de la sobrepresión será presentada de una forma general, en donde se darán los datos que se deben tomar en cuenta para la especificación de las válvulas de seguridad.

El manejo adecuado de la asignación de las fallas posibles a los equipos que se quieren proteger, nos dará la pauta de que se cumplirá con el objetivo de la protección del personal y del material mecánico.

La falla por fuego en planta se da cuando se produce un incendio en una planta, cualquier recipiente que procese o maneje materiales flamables o no flamables pueden estar expuestos al fuego. Si el recipiente contiene líquido, el calor suministrado ocasionara que una parte o todo el líquido pase a la fase vapor, provocando un aumento de presión que debe ser liberado por un dispositivo de relevo.

Existe una limitación de tipo físico con respecto al tamaño de la flama. De la observación de varios incendios se determinó que la altura máxima que se puede alcanzar una flama es de 25 ft a partir de cualquier superficie capaz de sostenerla.

La tabla 2.2 nos menciona algunos servicios que normalmente se utilizan y pueden fallar; así como una lista parcial de los equipos afectados que puede causar sobrepresión.

Tabla 2.2: Posibles fallas de servicios y equipo afectado

Falla presentada	Equipo afectado
Falla de energía eléctrica	Bombas de circulación de agua de enfriamiento/medio plazo, alimentación de calderas, o reflujo.
	Intercambiadores operados por ventiladores para enfriamiento por aire, Torres de enfriamiento, o aire de combustión.
	Compresores para el vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o enfriamiento.
	Instrumentación.
	Válvulas operadas por motor.
Enfriamiento por medio de agua	Condensadores para proceso o servicios.
	Enfriadores para fluidos de proceso, lubricantes o aceites.
	Chaquetas de equipo rotativo.
Aire de instrumentos	Transmisores y controles.
	Regulación de válvulas de proceso.
	Alarmas y sistemas de paro.
Vapor	Control de bombas operadas por turbina, compresores, sopladores, ventiladores de aire de combustión y generadores eléctricos.
	Bombas reciprocantes.
	Equipo que utiliza directamente la inyección de vapor.
	Eyectores.
Vapor de media	Intercambiadores de calor (Reboilers).
Calentadores (combustible, gas, etc.)	Calderas.
	Rehervidores (reboilers).
	Controladores de motor para bombas o generadores eléctricos.
	Compresores.
	Turbina de gas.
Gas inerte	Sellos.
	Reactores catalíticos.
	Purga de instrumentos y equipo.

2.2. Fallas operacionales

Éstas se refieren a problemas por alguna mala operación que se presente en alguna parte del equipo o sistema en la que participe el operador al tratar de hacer un ajuste en las variables de operación y las más comunes son las que a continuación se describen.

2.2.1. Descarga bloqueada

El cierre inadvertido de una válvula de bloqueo a la salida de un recipiente mientras la planta está en operación, puede exponer al recipiente mientras la planta está en operación, a una presión que exceda a la máxima presión de trabajo permisible, por lo que se requerirá una válvula de seguridad para protegerlo de esta situación.

Sí se encuentran dos recipientes conectados en serie y están aislados por válvulas de bloqueo, se recomienda que cada recipiente este protegido en forma individual por una válvula de seguridad. Si no existiera esta válvula de bloqueo entre los recipientes, se podría tener una válvula de seguridad común para este sistema.

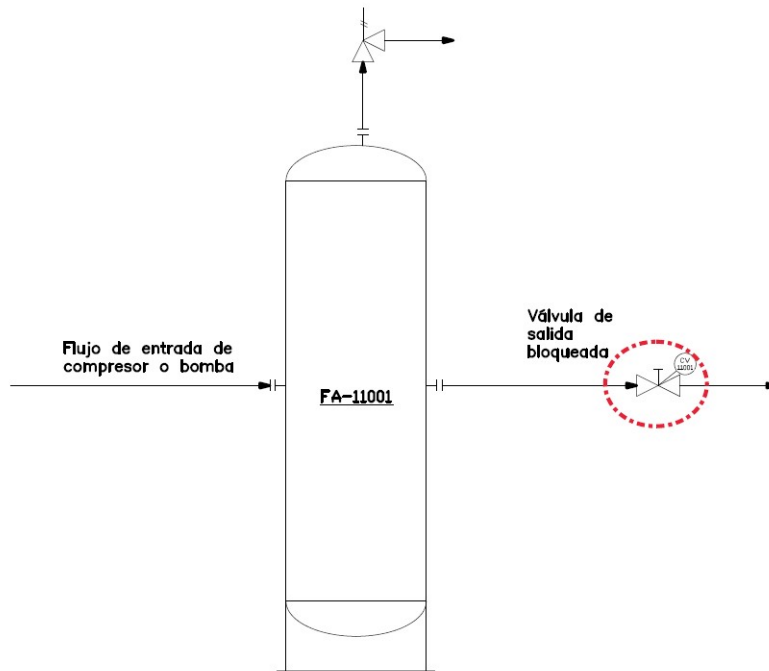


Figura 2.1: Descarga bloqueada

Cuando se presenta este tipo de falla en un equipo, la capacidad de la válvula de seguridad deberá ser por lo menos la masa de flujo que está circulando en ese momento. La presión de relevo corresponderá a la presión de ajuste más la sobrepresión considerada.

La falla por descarga bloqueada aplicara en forma general para:

- Compresores recíprocos
- Bombas centrífugas
- Bombas de engranes
- Torres fraccionadoras
- Recipientes
- Intercambiadores de calor, donde una de las corrientes es alimentada por bomba

Cada una de estas fallas se verá por separado ya que las condiciones de relevo son diferentes para cada equipo.

Ejemplo: en la descarga de una bomba lo que normalmente se protege, es el equipo que está en la corriente de bombeo, y que puede ser afectado por el aumento de la presión de descarga al cerrar una válvula, por lo cual el flujo a relevar es el que normalmente está manejando la bomba a una presión de ajuste.

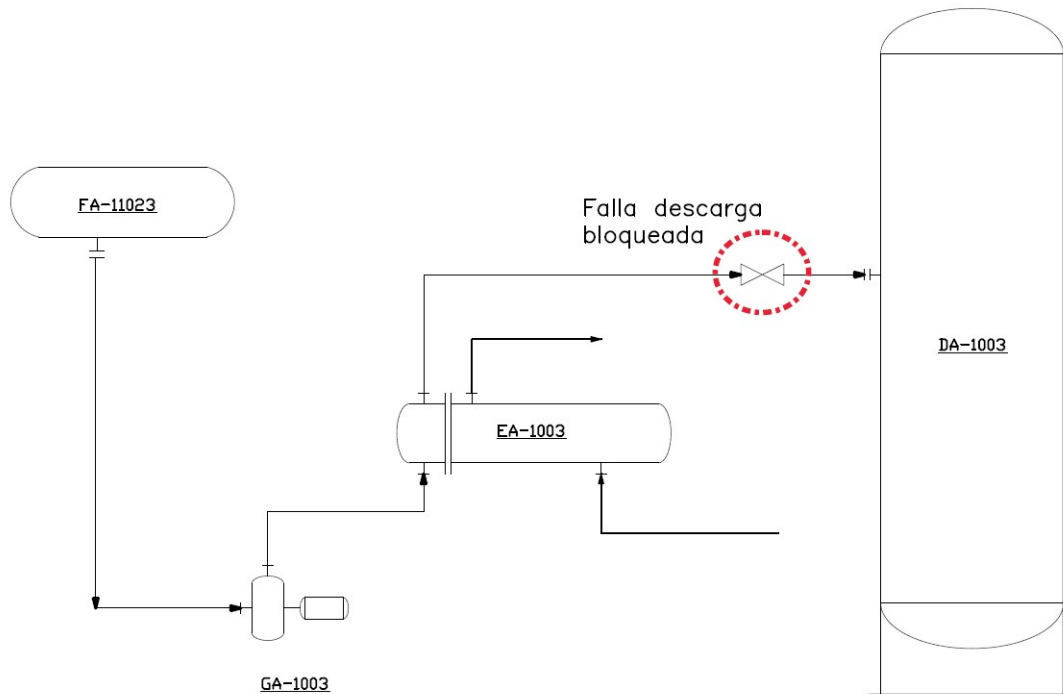


Figura 2.2: Descarga bloqueada en torre

Otra técnica empleada para la disminución de flujos a relevar es la aplicación de los Procedimientos Operativos; los cuales deben ser aceptados por el usuario, debido a que éste conlleva un riesgo inherente, el cual deberá ser minutado por todas las partes involucradas. Un ejemplo de lo anterior son los toques mecánicos aplicados a válvulas de control.

2.2.2. Apertura inadvertida de la válvula

La apertura inadvertida de una válvula de un punto de operación de mayor presión a otro que está a menos presión, causará un exceso de materia y energía que pueda exceder la máxima presión de trabajo permisible, lo cual puede originar consecuencias bastante serias sino desastrosas; en la Figura 2.3 se observa un claro ejemplo de este tipo de caso, ya que la torre opera a una presión de 128.6 kg/cm_2 , si cualquier elemento de control falla; y si se toman decisiones operativas erróneas, estas pueden ocasionar pérdida de sello de líquido en el sistema exponiendo a una depresión súbita poniendo en peligro la integridad del equipo mecánico del equipo a baja presión (6.5 kg/cm_2).

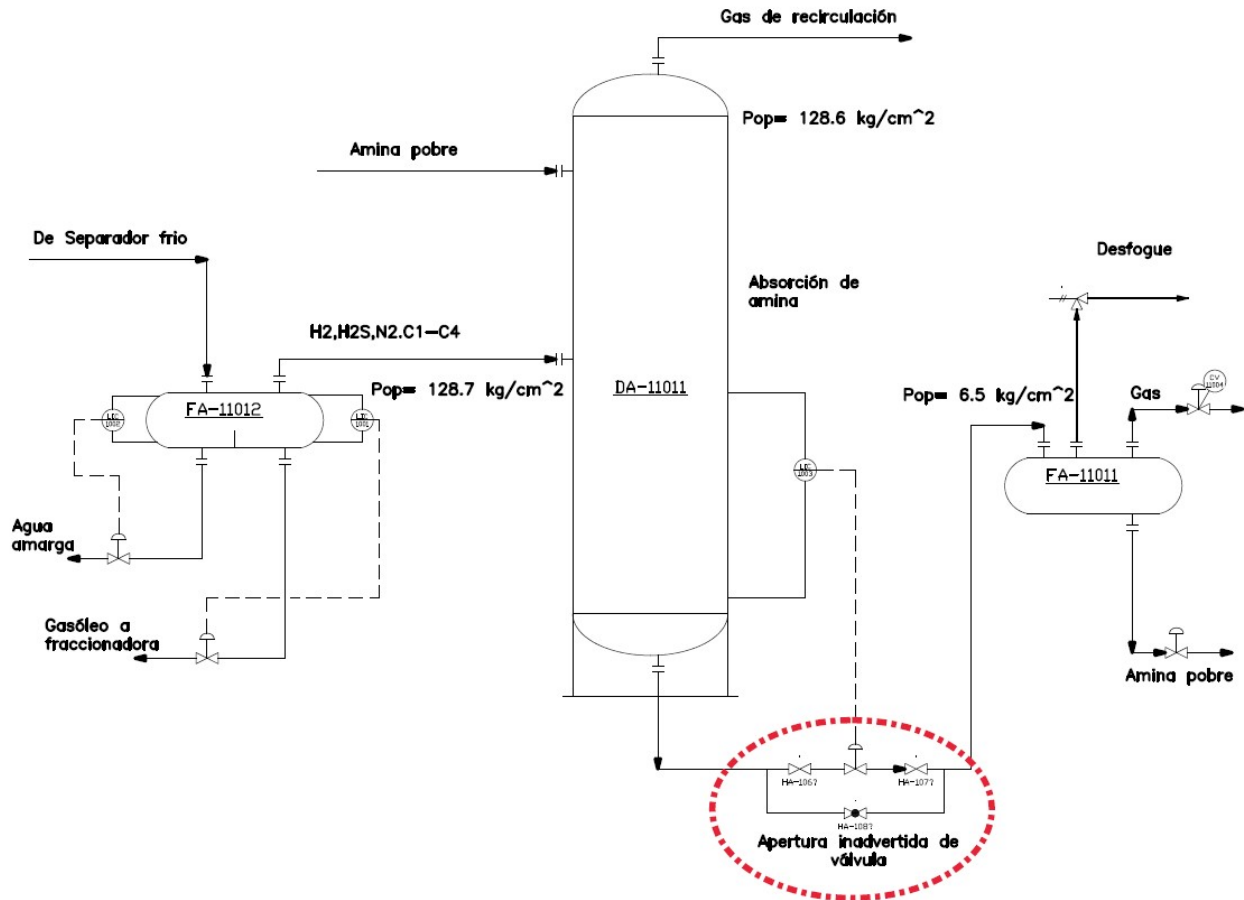


Figura 2.3: Apertura inadvertida

2.2.3. Falla de servicios

La pérdida de cualquier servicio, ya sea general o local, puede originar una sobrepresión. Este tipo de falla es bastante seria, ya que en muchos casos es la que determina la carga con la cual se diseñará la válvula de seguridad.

Una relación de servicios auxiliares que pueden fallar y por lo tanto afectar a los equipos, se enlista a continuación en la Tabla 2.3:

Servicio	Falla
Energía eléctrica	<ul style="list-style-type: none"> ■ Bombas para la recirculación de agua de enfriamiento, alimentación a calderas, apagado o reflujo. ■ Ventiladores o aeroenfriadores de las Torres de enfriamiento. ■ Compresores para los servicios de vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o refrigeración. ■ Instrumentos de control.
Agua de enfriamiento	<ul style="list-style-type: none"> ■ Transmisores y controladores. ■ Válvulas reguladoras de proceso. Alarmas y sistemas de paro. ■ Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa.
Aire de instrumentos	<ul style="list-style-type: none"> ■ Accionadores de turbina para bombas, compresores o generadores de electricidad. ■ Reboilers. ■ Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa. ■ Sistemas de vacío.
Vapor	<ul style="list-style-type: none"> ■ Accionadores de turbina para bombas, compresores o generadores de electricidad. ■ Reboilers. ■ Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa. ■ Sistemas de vacío.
Combustible	<ul style="list-style-type: none"> ■ Calderas para generación de vapor. ■ Accionadores de combustión para bombas o generadores eléctricos. ■ Calentadores de proceso. ■ Turbina de gas.

Tabla 2.3: Falla de servicios auxiliares y posibles consecuencias

2.2.4. Falla de agua de enfriamiento

Como ya se indicó, cuando se está condensando un fluido, con agua de enfriamiento en un intercambiador, y se presenta la falla de agua, los vapores ya no se condensarán y la masa a relevar en este caso, normalmente es la masa total que entra al condensador menos el vapor que normalmente se está desalojando.

Debido a la dificultad de un cálculo detallado de balances de materia y energía, se puede tomar las siguientes consideraciones, las cuales nos ayudan a la determinación de los flujos de relevo.

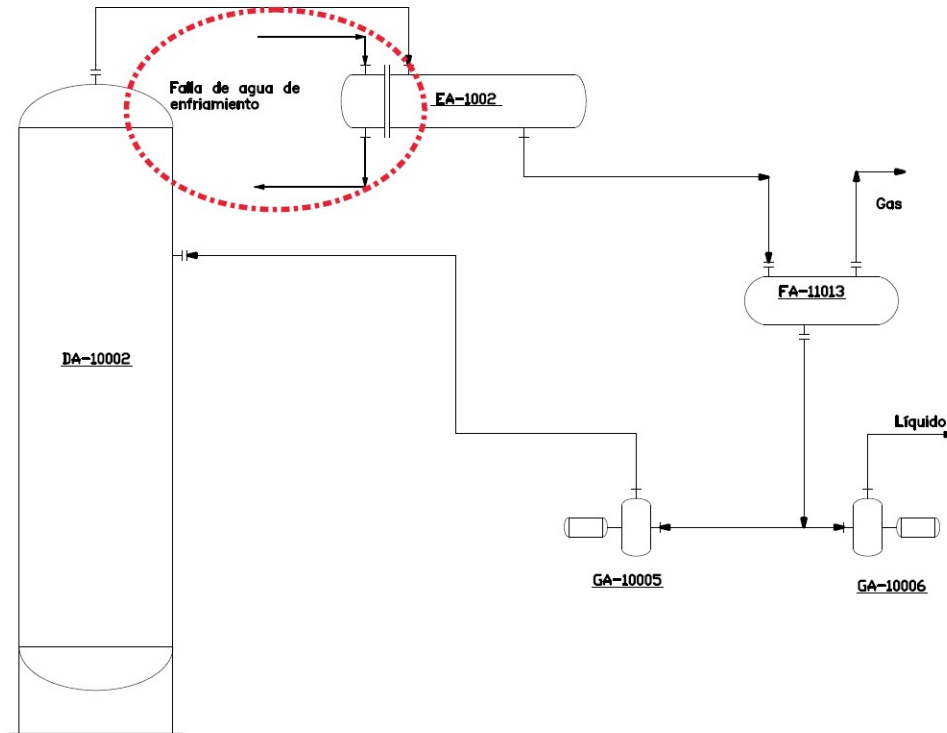


Figura 2.4: Falla de agua de enfriamiento

Con respecto a lo citado en el (API521, 2014) en su sección 5.6.2 y 5.6.3 se tiene lo siguiente:

- Condensador total: el relevo requerido es el flujo total de vapor que entra al condensador, recalculado a la nueva composición del vapor a la temperatura correspondiente a la presión de ajuste más la sobrepresión. La capacidad de desalojo del acumulador de domos al nivel normal del líquido se limita normalmente a 5 minutos. Si la falla de enfriamiento se excede de ese tiempo, se perderá el reflujo, y se tendrá cambios significativos en la composición del vapor, temperatura y flujo de vapor.
- Condensador parcial: a las condiciones de relevo, el flujo a considerar es la diferencia entre el flujo de vapor total que entra y el flujo de vapor que normalmente no se condensa.

2.2.5. Falla de corriente eléctrica

En las plantas, algunos equipos y controles son operados por corriente eléctrica y si esta llegara a fallar, dichos controles quedarán fuera de operación.

Para el caso de controles, la masa a relevar se determina de una manera similar al de falla de aire de instrumentos. En el caso de los equipos, la masa dependerá del equipo a relevar.

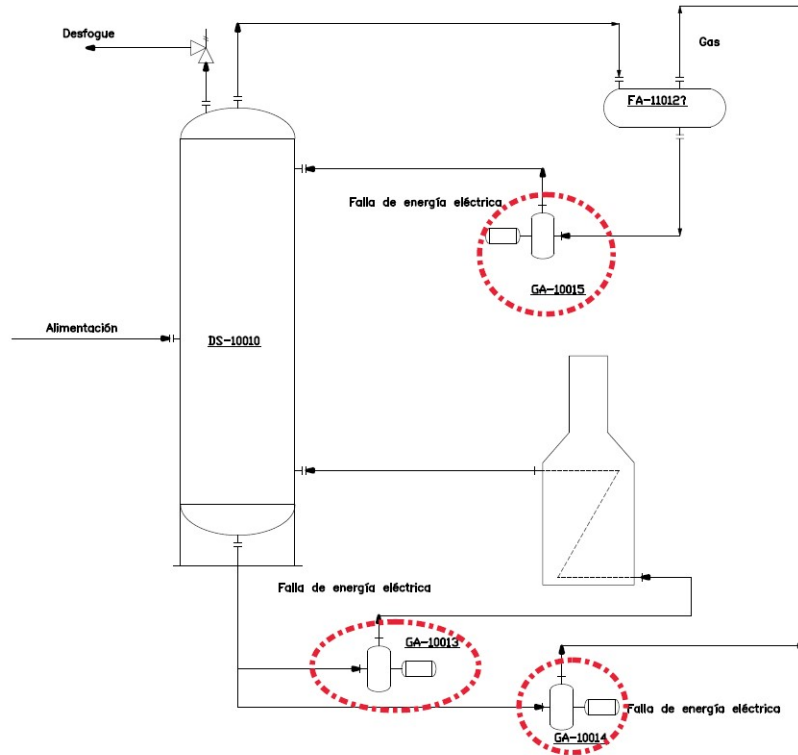


Figura 2.5: Falla de corriente eléctrica

2.2.6. Falla de aire de instrumentos

Con este tipo de falla, se puede tener diversas causas que originen el relevo en el equipo afectado. Para el caso de cierre de válvula se tendrá descarga bloqueada; si la válvula queda abierta dependerá hacia donde se tenga conectada la línea, para saber el tipo de protección que se debe estimar en esta parte del proceso; así mismo se debe considerar la posición a falla segura o falla de aire de instrumentos del sistema.

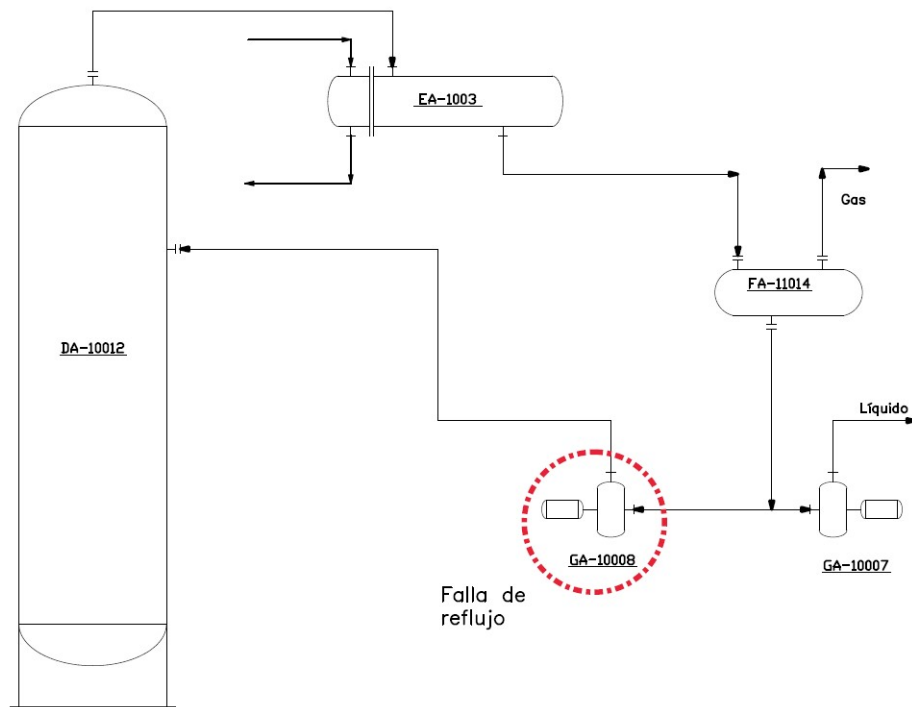


Figura 2.7: Falla de reflujo

2.2.8. Ruptura de tubo en intercambiador de calor

Cuando se tiene una presión de diseño menor que la presión de operación entre el lado coraza y el lado tubos en un intercambiador de calor o enfriador, deberá tenerse protección debido a una posible ruptura de tubo y ante esta posibilidad, se debe considerar el área seccional interna del tubo con dos boquillas, en la cual se va a estar descargando a una presión diferencial la cual es igual a la presión normal de operación del lado de alta menos la presión de diseño del lado de baja, lo anterior siguiendo los criterios mencionados en la (PEMEX, 2019).

En intercambiadores de calor de tubos y corazas se puede disminuir los flujos de relevo al considerar en el diseño la ruptura de tubos provocada por sobrepresión por el lado de baja presión; esta sección se debe diseñar por lo menos $10/13$ (77%) de la presión de diseño por el lado de alta presión; esto con el fin de eliminar la válvula de relevo de presión.

2.2.9. Expansión Térmica

Cuando en un recipiente o cambiador de calor puede de alguna manera bloquearse un líquido, y existe alguna fuente de calor que pueda calentar ese líquido, éste tenderá a expandirse en mayor o menor grado, dependiendo del líquido que se trate, por ejemplo, mediante el cierre de dos válvulas de aislamiento, el líquido en el tubo o recipiente a presión puede aumentar muy lentamente debido a la ganancia de calor por el sol o un sistema de calentamiento incontrolado. Esto dará lugar a enormes fuerzas hidráulicas en el interior del recipiente o tubo a presión, ya que el líquido es incompresible y necesita ser evacuado.

Los flujos necesarios para el relevo térmico son muy pequeños, y hay válvulas de relevo térmico especiales en el mercado que se adaptan a esta aplicación específica.

El sobredimensionamiento de una válvula de relevo térmico nunca es una buena idea y los tamaños

de orificio preferiblemente deben de estar cercanos al orificio D de acuerdo a las recomendaciones del API.

Para intercambiadores de calor que se pueden aislar por mantenimiento de la línea, no se requieren válvulas de relevo. Los procedimientos de mantenimiento se desarrollarán para asegurar que el intercambiador de calor no se quede bloqueado por períodos prolongados de tiempo. Para su mantenimiento el intercambiador deberá ser bloqueado primero por el lado caliente, seguido por el lado frío, para evitar el exceso de presión por el lado frío debido a la expansión térmica. Si el intercambiador no puede ser drenado de inmediato, las válvulas de bloqueo deberán permanecer abiertas mientras que la válvula que contiene el fluido caliente se enfría antes de su salida y / o drenaje para evitar una posible sobrepresión debido a un fuego exterior. Sin embargo, los intercambiadores de calor que no tienen un trazado abierto a una válvula de descarga durante el funcionamiento normal deben estar provistos de protección contra la sobre presión. Esto puede requerir una válvula de bloqueo abierta para el mantenimiento a la entrada y salida del intercambiador.

Otra técnica empleada para la disminución de flujos a relevar es la aplicación de los “Procedimientos Operativos”; los cuales deben ser aceptados por el usuario, debido a que éste conlleva un riesgo inherente, el cual deberá ser minutado por todas las partes involucradas.

Por (API521, 2014), sección 3.14 se puede utilizar la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{BH}{500GC} \quad (2.1)$$

Donde:

Q:Flujo (galones/min).

B: Coeficiente cubico de expansión por $^{\circ}F$.

H:Transferencia de calor total (BTU/h).

(Tasa de transferencia de calor). G:Gravedad especifica.

C:Calor especifico (BTU/lb $^{\circ}F$).

2.2.10. Falla de válvula de control

En este caso se trata de la falla de las válvulas de control ya sea por falla de aire de instrumentos, por falla de energía eléctrica, por congelamiento, etc.

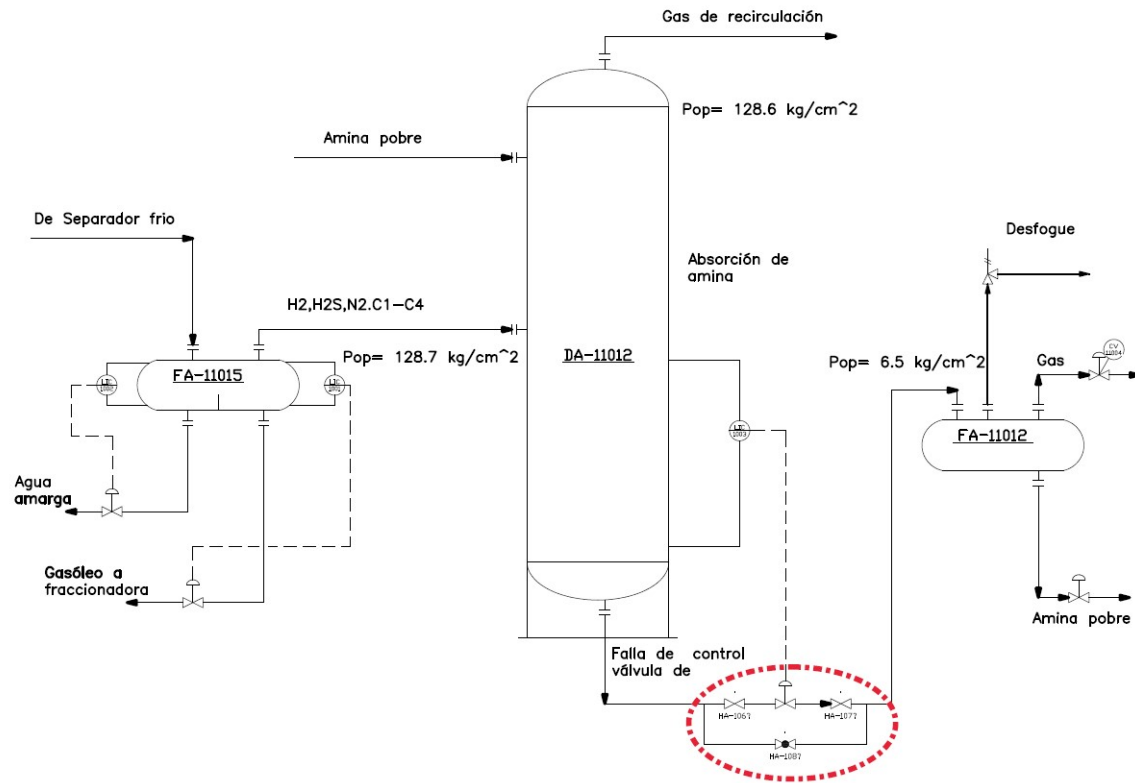


Figura 2.8: Falla de válvula de control

La masa a relevar, será el resultado de un cuidadoso análisis acerca de los flujos, presiones y temperaturas de las corrientes relacionadas en esa falla. Por ejemplo cuando se tiene una lectura errónea en los indicadores de nivel (Figura 2.8); la válvula de control tendrá un comportamiento inestable provocando con esto desviaciones en el proceso que llevarán a condiciones de relevo.

Debe prestarse atención sobre todo a las válvulas de control con gran caída de presión y que al fallar queden abiertas.

En estas fallas en particular, la posición del dispositivo de relevo influye en la masa a relevar y consecuentemente, en el tamaño y el costo del mismo.

2.2.11. Simultaneidad de fallas

En este punto se debe considerar que es poco probable que se presenten dos fallas simultáneas, ya que en la práctica es realmente difícil que suceda, cuando se da el remoto caso de dos fallas simultáneas, siempre se encuentra que una de ellas es consecuencia de la otra; sin embargo, cuando la falla subsecuente tiene lugar después de un lapso de tiempo que permita la acción correctiva de los operadores, sólo debe considerarse la falla primaria, en el caso de que definitivamente si haya posibilidad de dos causas simultáneas, el dispositivo de relevo se ha de diseñar para la causa que requiera mayor masa relevada.

Se considera que las causas de la sobrepresión no están relacionadas (es decir, son independientes) si no existen entre ellas ningún proceso o vínculos mecánicos o eléctricos o si el tiempo que transcurre entre posibles sucesos de estas causas es suficiente para que su clasificación no esté relacionada. La aparición simultánea de dos o más causas de sobrepresión no relacionadas entre sí (también conocida como peligro doble o múltiple) no es una base para el diseño. Ejemplos de

situaciones de doble peligro son la exposición al fuego simultánea con el fallo de los tubos internos del intercambiador, la exposición al fuego simultánea con el fallo de los controles administrativos para drenar y despresurizar el equipo aislado, o el error del operador que conduce a un bloqueo de la salida que coincide con un fallo de la alimentación eléctrica. Por otra parte, el fallo del aire del instrumento durante la exposición al fuego puede considerarse de riesgo único si la exposición al fuego causa fallos locales en las líneas de aire.

Perdida de aire de instrumentos o falla de energía eléctrica

La pérdida de aire para instrumentos impulsa todas las válvulas neumáticas a su posición de falla especificada. Esta acción de muchas válvulas puede resultar en sobrepresión si las posiciones de falla especificadas de las válvulas no se seleccionan para evitar la sobrepresión. Asimismo, la falla de la energía de los instrumentos eléctricos puede impulsar los sistemas de control y las válvulas operadas eléctricamente a sus posiciones de falla especificadas. Se debe tener en cuenta el efecto sobre el quemador o la carga del sistema de ventilación de las válvulas que no se abren o cierran debido a una falla de aire del instrumento o una falla de energía ([API521, 2014](#)) sección 4.4.15.4.

2.2.12. Fuego en planta

Cualquier equipo de proceso en una planta operando y donde se maneje líquidos o gases inflamables, puede estar expuesto a fuego en cualquier momento durante su operación (ASME Sección VIII, div. I), si es que llega a presentarse un fuego externo, el calor será absorbido por el recipiente u otro equipo expuesto a las flamas; esto es válido aun en equipos que contengan fluidos que no son inflamables.

Si esta absorción de calor continúa, la presión interna va aumentando por la generación de vapor dentro del recipiente o por la expansión del fluido, lo cual originará una sobrepresión y por lo tanto la necesidad de desalojar ese exceso por medio de un PRD.

Para estimar si un equipo estará sujeto a la falla por fuego, se debe tomar en cuenta que este localizado a una altura máxima de 25 pies según lo citado en el ([API521, 2014](#)) de donde se tenga la base de la flama, los equipos que normalmente se calculan por fuego son: recipientes horizontales y verticales, fondos de las torres fraccionadoras, tanques de almacenamiento, cambiadores de calor lado coraza y tuberías que tengan una trayectoria larga o diámetro grande.

El procedimiento utilizado para dimensionamiento por fuego depende a veces de los códigos y de las prácticas de ingeniería aplicadas en cada instalación y determinadas por el usuario. El siguiente procedimiento, según la norma ([API520, 2014](#)) parte 1 (véase códigos en el capítulo 4), es el más comúnmente utilizado.

Capítulo 3

Desarrollo de simulación

3.1. Objetivo de la planta hidrotratadora de nafta

La finalidad de la Planta Hidrotratadora de Naftas es mejorar la calidad de la nafta total de alimentación, mediante la eliminación azufre y nitrógeno, retención de metales y sílice, y la saturación de diolefinas y olefinas presentes en dicha corriente, para producir Nafta Ligera de alimentación a la Planta Isomerizadora de Pentanos-Hexanos y Nafta Pesada de carga a la Planta Reformadora de Naftas.

3.2. Descripción del proceso

La función principal de esta sección es separar la corriente mezcla de naftas estabilizadas en dos productos: nafta pesada y nafta ligera.

La Torre Separadora de Naftas, produce en el domo una corriente de nafta ligera, que se envía normalmente como alimentación a la Planta Isomerizadora de Pentanos- Hexanos y eventualmente a almacenamiento. Por el fondo, se obtiene una corriente de nafta pesada que se envía normalmente como alimentación a la Planta Reformadora de Naftas y eventualmente a almacenamiento.

La Torre Separadora de Naftas, DS-1002 opera a una presión de $1.6 \text{ kg/cm}^2 \text{ g.}$ y una temperatura en el domo de $85 \text{ }^\circ\text{C}$, la temperatura del Tanque de Reflujo de la Torre Separadora de Naftas, FA-1006 es de $60 \text{ }^\circ\text{C}$ y por el fondo opera a $153 \text{ }^\circ\text{C}$ y $2.0 \text{ kg/cm}^2\text{g.}$ El calor requerido para la separación es proporcionado por el Rehervidor de la Torre Separadora de Naftas, BA-1003. Esta torre se diseña con 41 platos tipo válvulas y una relación de reflujo mol de 2.0 para garantizar la separación.

La corriente que se extrae de fondos, succión de la Bomba de Fondos de la Torre Separadora de Naftas, GA-1006 A/B, se le incrementa su presión hasta $16.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ g.}$ y se divide en otras dos corrientes. La primera corriente se envía a control de flujo como alimentación al Rehervidor de la Torre Separadora de Naftas, BA-1003, donde el efluente se retorna al fondo de la torre con una vaporización del 47% peso y una temperatura de $168 \text{ }^\circ\text{C}$, la cual es regulada mediante un control en cascada temperatura-flujo de gas combustible, tomando la señal de temperatura del plato de fondos de la torre.

La segunda corriente, constituida por la nafta pesada producto, se envía a Limite de batería.

La corriente de vapor saturado que se obtiene en los domos de la Torre Separadora se condensa totalmente hasta $60 \text{ }^\circ\text{C}$ al pasar por el Condensador de la Torre Separadora de Naftas, EC-1002, para su envío al Tanque de Reflujo de la Torre Separadora de Naftas, FA-1006 que opera a $1.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ g.}$ y $60 \text{ }^\circ\text{C}$, la fase líquida, hidrocarburo total, se divide en dos corrientes: la primera se

envía a control en cascada temperatura-flujo de la línea de domos de la torre, mediante la Bomba de Reflujo de Torre Separadora de Naftas, GA-1005 A/B, como reflujo al plato 1 de la DS-1002. La segunda corriente, se envía a control de cascada nivel-flujo a L.B. La presión en el domo de la torre se controla a través de una línea de igualación mantenido una presión de 1.2 kg/cm² g. en el Tanque FA-1006 y en caso de haber un presionamiento mediante un control en rango dividido enviando el gas a desfogue de baja presión.

3.3. Especificación de la alimentación

Los componentes de la planta hidrotratadora de naftas y que para propósitos del presente trabajo se consideran típicos son los siguientes:

Componente	Masa moléculas	Densidad	Punto normal de ebullición
i-Butane	58.12	563.8	-12
n-Butane	58.12	584.3	-1
22-Dimethylpropane	72.15	596.7	9
i-pentane	72.15	625.8	28
Cyclopentane	70.13	749.4	49
n-pentane	72.15	631.1	36
Benzene	78.11	882.3	80
22-Dimethylbutane	86.18	653.2	50
23-Dimethylbutane	86.18	665.5	58
2-Methylpentane	86.18	657.1	60
3-Methylpentane	86.18	668.6	63
Methylcyclopenta	84.16	753.2	72
Cyclohexane	84.16	781.5	81
n-Hexane	86.18	664.5	69
Toluene	92.14	873.2	111
223-Trimethylbutane	100.20	694.7	81
22-Dimethylpentane	100.20	681.1	79
24-Dimethylpentane	100.20	675.7	80
33-Dimethylpentane	100.20	695.5	86
23-Dimethylpentane	100.20	698.7	90
2-Methylhexane	100.20	681.6	90
3-Methylhexane	100.20	691.6	92
3-Ethylpentane	100.20	703.6	93
11-DimethylCYpen	98.19	758.6	88
1c2-DimethylCYpe	98.19	776.3	100
1t2-DimethylCYpe	98.19	755.4	92

Tabla 3.1: Componentes para simulación1

Componente	Masa molecular	Densidad	Punto normal de ebullición
1c3-DimethylCYpe	98.19	748.8	91
1t3-DimethylCYpe	98.19	752.7	92
Ethylcyclopentan	98.19	770.5	103
Methylcyclohexan	98.19	774.0	101
n-Heptane	100.20	689.5	98
EFFL NBP 102	113.22	690.7	102
EFFL NBP 109	113.94	704.7	109
EFFL NBP 117	115.02	717.0	117
EFFL NBP 124	117.15	727.8	124
EFFL NBP 131	117.81	737.3	131
EFFL NBP 139	119.46	745.9	139
EFFL NBP 146	121.73	756.6	146
EFFL NBP 155	126.04	767.5	155
EFFL NBP 164	130.02	776.5	164
EFFL NBP 178	137.54	785.7	178

Tabla 3.2: Componentes para simulación2

3.4. Diagrama de flujo de proceso

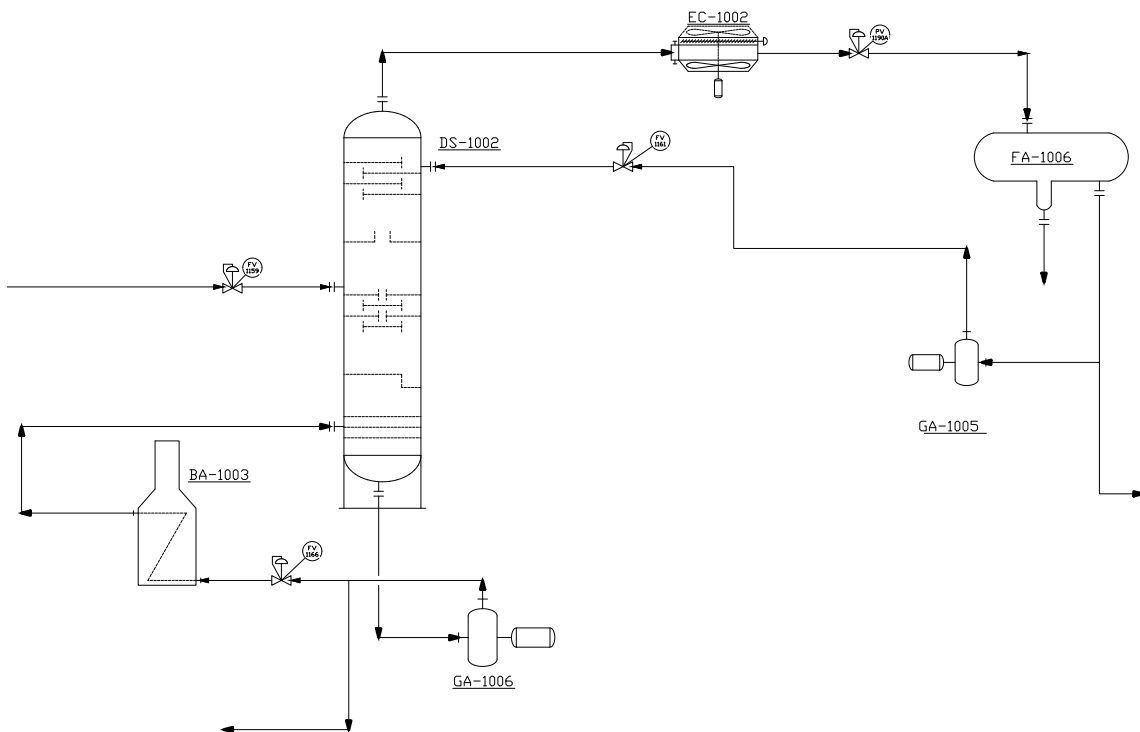


Figura 3.1: Diagrama de flujo de proceso Torre separadora de nafta

3.5. Simulación en estado estacionario

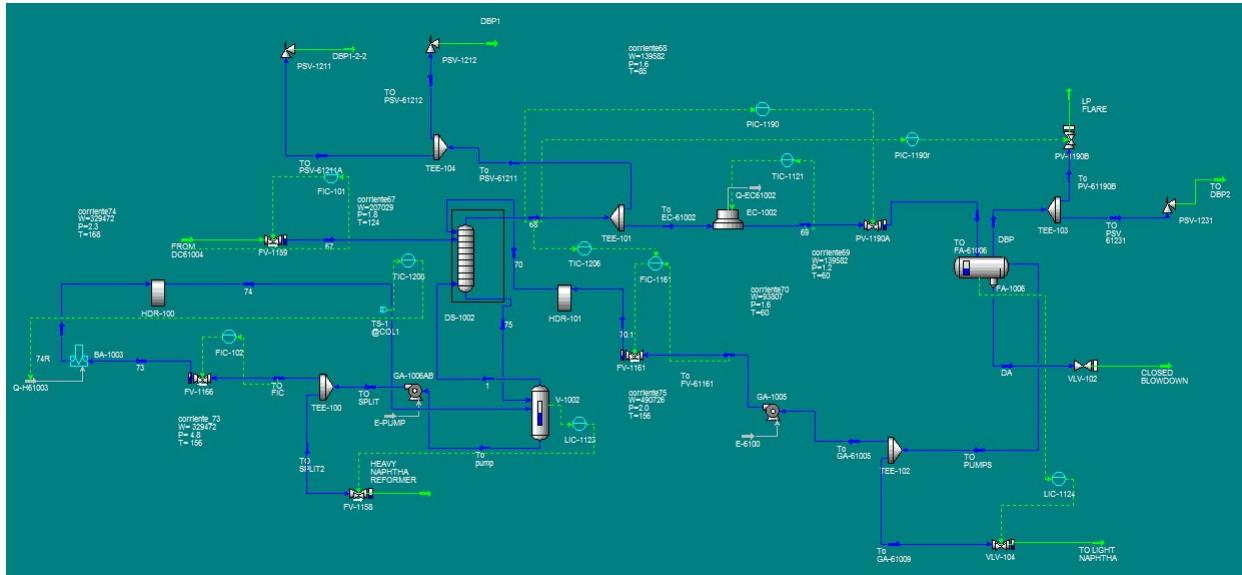


Figura 3.2: Interfaz gráfico de Simulación de columna separadora de naftas DS-1002

3.5.1. Método termodinámico

El método de termodinámico utilizado es Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV). Este modelo es ideal para el cálculo de equilibrio líquido y vapor, así como el cálculo de densidades para sistemas de hidrocarburos.

El método termodinámico Peng-Robinson-Stryjek-Vera es una modificación doble de la ecuación de estado Peng-Robinson que extiende su aplicación original para sistemas moderadamente no ideales.

Para aplicaciones de petróleo, gas y petroquímicas, la ecuación de estado de Peng-Robinson es generalmente el paquete de propiedades recomendado. Las mejoras de esta ecuación de estado permiten que sea precisa para una variedad de sistemas en una amplia gama de condiciones. Resuelve rigurosamente la mayoría de los sistemas monofásicos, bifásico y trifásicos con un alto grado de eficiencia y fiabilidad (Honeywell, 2017b).

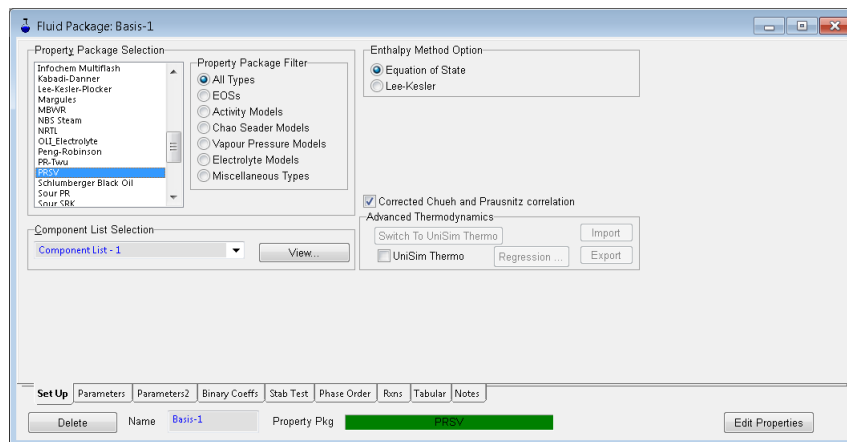


Figura 3.3: Método Termodinámico

3.5.2. Características de la alimentación a columna separadora de nafta

Para iniciar la simulación se utilizó los valores de final de corrida del balance de materia y energía, para la alimentación de la columna separadora de naftas (Tabla 3.3)

Propiedades	Corriente 67
Temperatura	124
Presión	1.8
Flujo másico	207029

Tabla 3.3: Alimentación a DS-1002

Property	Value
Stream Name	67
Vapour / Phase Fraction	0.0378
Temperature [C]	124.0
Pressure [kg/cm ² _g]	1.800
Molar Flow [kgmole/h]	1996
Mass Flow [kg/h]	2.070e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m ³ /h]	287.7
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.493e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	225.1
Heat Flow [kJ/h]	-4.975e+008
Liq Vol Flow @ Std Cond [m ³ /h]	286.2
Fluid Package	Basis-1
Phase Option	Multiphase

Figura 3.4: Propiedades de corriente de entrada

3.5.3. Simulación de columna separadora de nafta

Para simular la columna separadora de naftas se utilizó una columna de absorción, esto con la finalidad de evitar el uso de la columna de destilación que por defecto genera el simulador de procesos, el motivo es que cada equipo fue analizado de manera independiente en la simulación (tanque de reflujo, aerofriador y horno de fondos) y para evitar complicaciones en la convergencia de la simulación.

Los datos de diseño mecánico son necesarios para cambiar del estado estacionario al estado transitorio, como lo son el diámetro de la columna y el tipo de plato que corresponde a la misma (Tabla 3.4, 3.5).

Características de Columna DS-1002				
Temperatura de operación	Superior	85°C	Inferior	155 ° C
Presión de operación	Superior	1.6 kg/cm_g^2	Inferior	2 kg/cm_g^2
Temperatura de Diseño	200 °C			
Presión de Diseño	4 kg/cm_g^2			
Diámetro	3810 mm			
Altura	3810 mm			

Tabla 3.4: Descripción de columna separadora de naftas

Número	Tipo	Nº Pasos	Espaciamento (mm)
1-17	Válvula	1	610
18-41	Válvula	2	610

Tabla 3.5: Especificaciones de las etapas

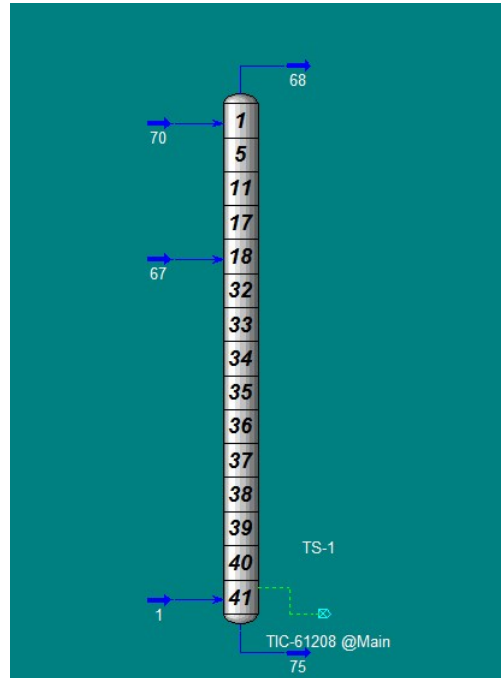


Figura 3.5: Representación de columna separadora de naftas en el simulador de proceso

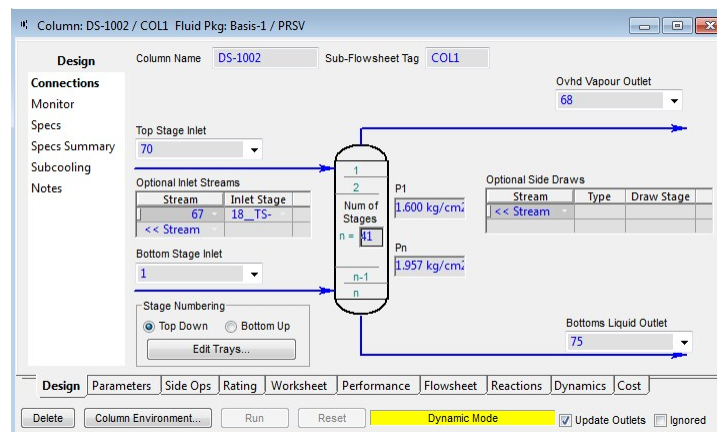


Figura 3.6: Simulación de columna DS-1002

Los gráficos referentes al comportamiento interno se muestran en las siguientes figuras 3.8, 3.7

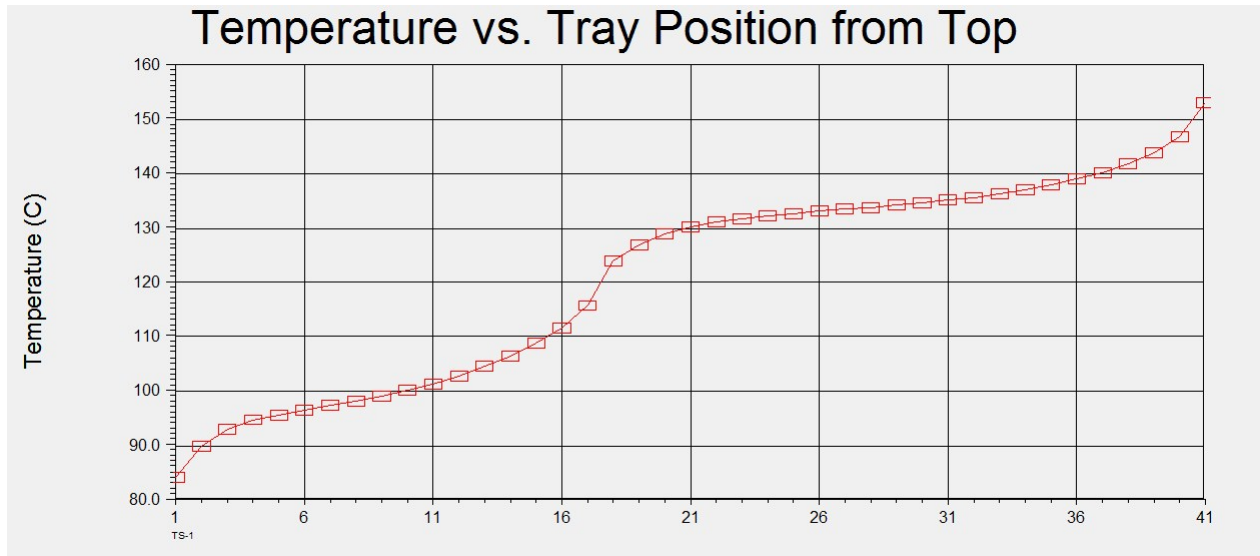


Figura 3.7: Temperatura en cada etapa de la columna DS-1002

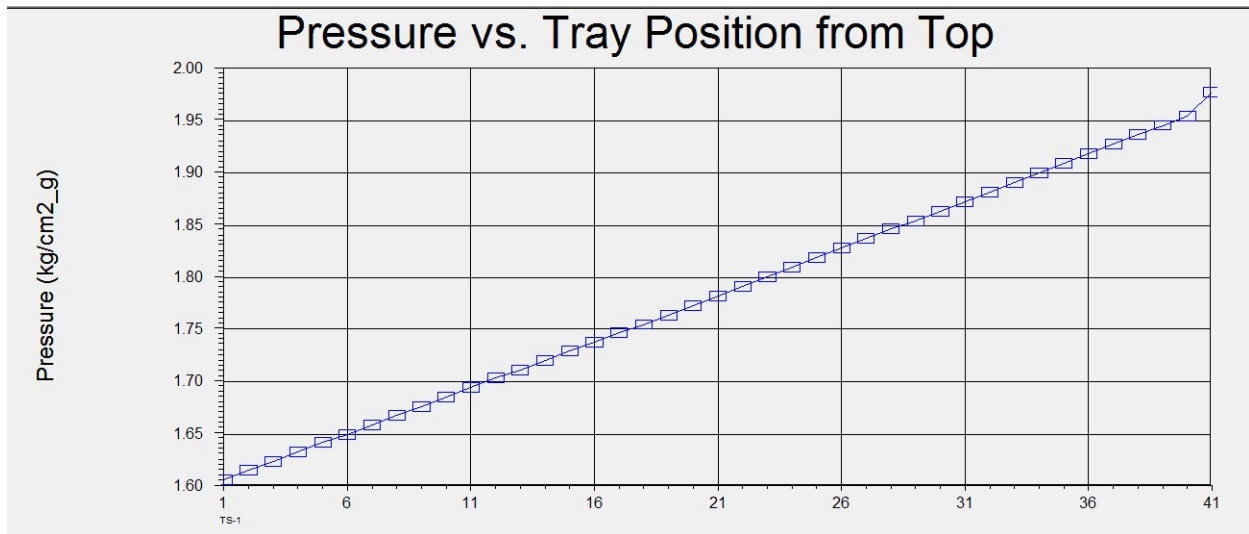


Figura 3.8: Presión en cada etapa de la columna DS-1002

3.5.4. Simulación de aroenfriador

La simulación del aroenfriador se especificó por tiro forzado y solo se consideró una turbina de ventilación a diferencia de la especificación de la ingeniería básica que considera ocho. Las consideraciones se especificaron de esta manera con el objetivo de simplificar el control de temperatura en el aroenfriador, generando un análisis más superficial y respetando la carga térmica referente al balance de materia y energía, los datos correspondientes para la simulación se muestran en la tabla 3.6

Calor intercambiado	$12,58 \times 10^6$ kcal/h
Diferencial de temperatura	15 °C
Temperatura de entrada de aire	39 °C

Tabla 3.6: Datos para simulación de aerofriador

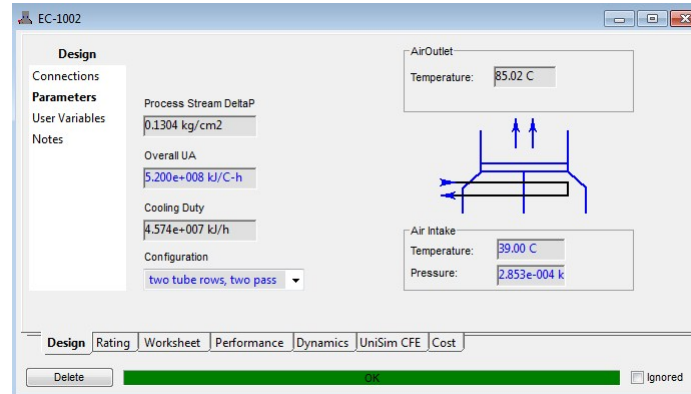


Figura 3.9: Simulación aerofriador EC-1002

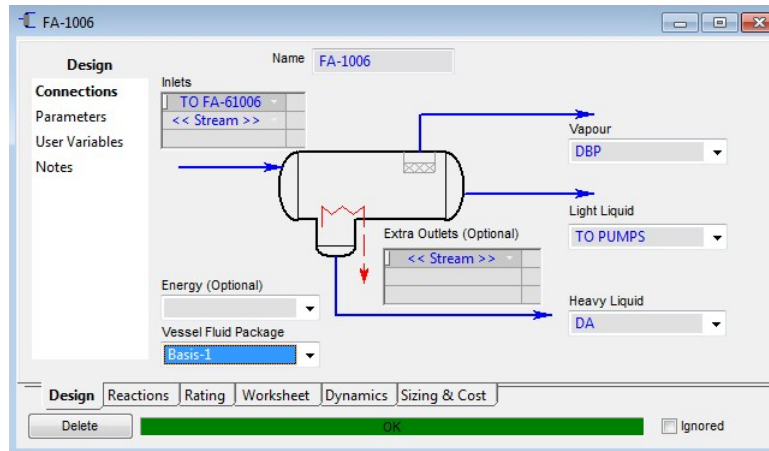
3.5.5. Simulación del tanque de reflujo de la torre separadora de naftas

Las características del tanque de condensador del destilado son las siguientes:

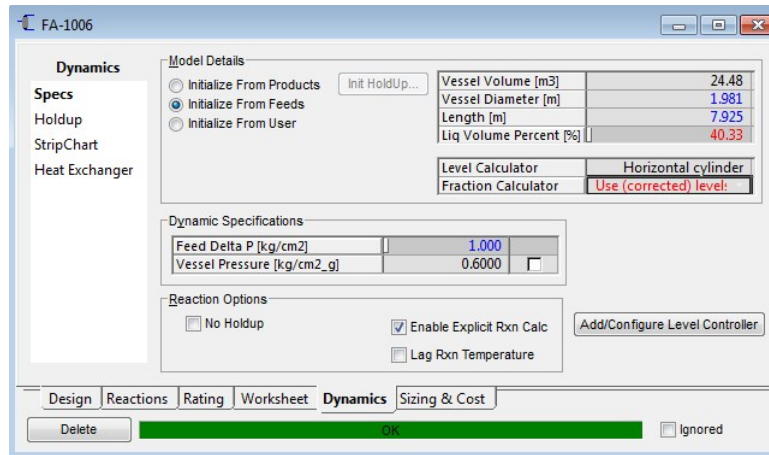
Temperatura de operación	60 °C
Presión de operación	1.2 kg/cm_g^2
Temperatura de Diseño	200 °C
Presión de Diseño	4 kg/cm_g^2
Diámetro	1981 mm
Longitud	7925 mm

Tabla 3.7: Descripción de tanque de reflujo de la torre separadora de naftas

En el simulador de proceso se especificarán los valores de la tabla 3.7, los valores relacionados con la geometría del recipiente son necesarios para el cambio del estado estacionario al estado transitorio (Figura 3.10).



(a) Esquema representativo



(b) Datos geometricos del tanque

Figura 3.10: Simulación de tanque de reflujo de torre separadora de nafta

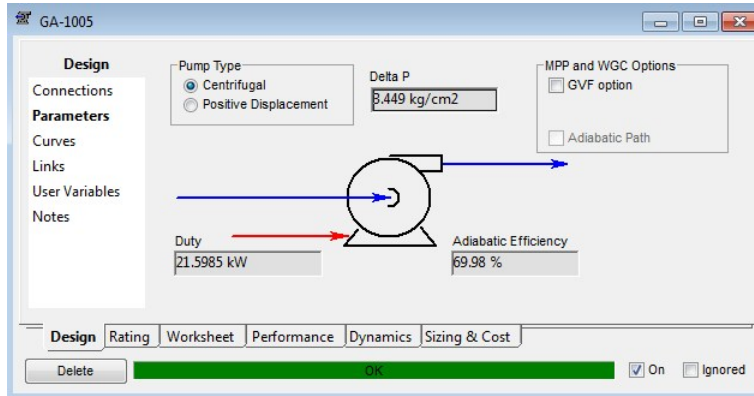
3.5.6. Descripción de bomba de reflujo de torre separadora de naftas

Los datos necesarios para la simulación de la bomba de reflujo se muestran en la tabla 3.8.

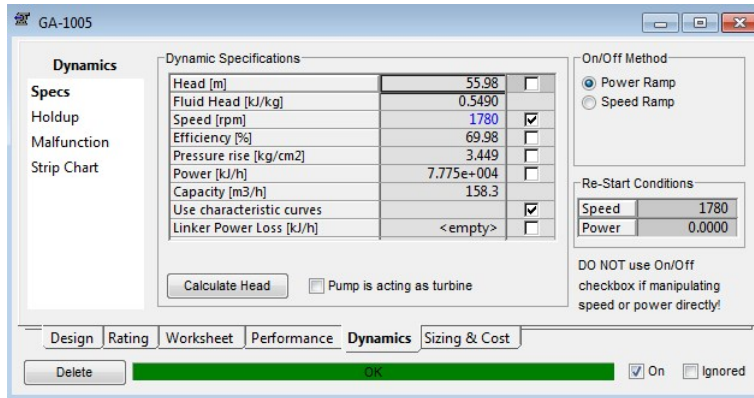
Condiciones de operación	
Temperatura de bombeo	60 °C
Capacidad normal	151.9 m ³ /h
Presión de succión	1.5 kg/cm ²
Presión de descarga	4.9 kg/cm ²
Presión diferencial	3.4 kg/cm ²
NPSH disponible	5.5 m
Potencia hidráulica	21.6 kW
Velocidad de la bomba	1780 rpm

Tabla 3.8: Datos para simulación de la bomba de reflujo

La simulación se muestra a en las figuras 3.12.



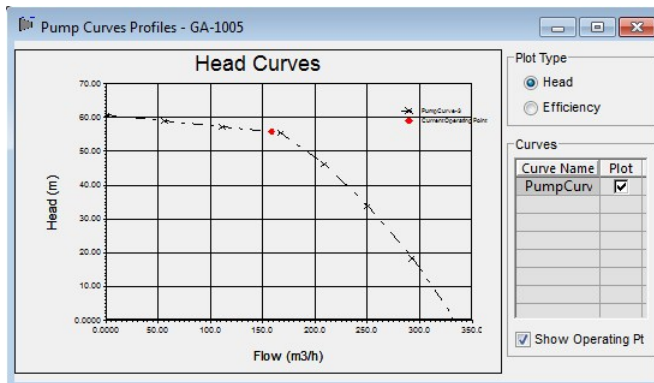
(a) Parametros principales para la simulación



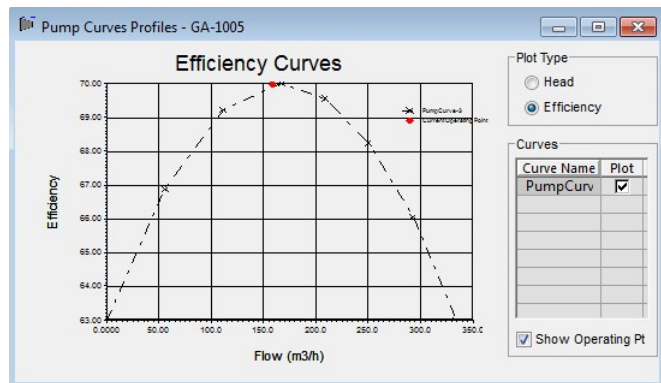
(b) Parametros en modo dinámico

Figura 3.11: Simulación de bomba de reflujo de la columna separadora de naftas

Las curvas de la bomba son necesarias para la simulación dinámica y se generan apartir de la velocidad de la bomba (Figura 3.12).



(a) Curva de carga de la bomba



(b) Curva de eficiencia de la bomba

Figura 3.12: Curvas de la bomba de reflujo de la torre separadora de naftas

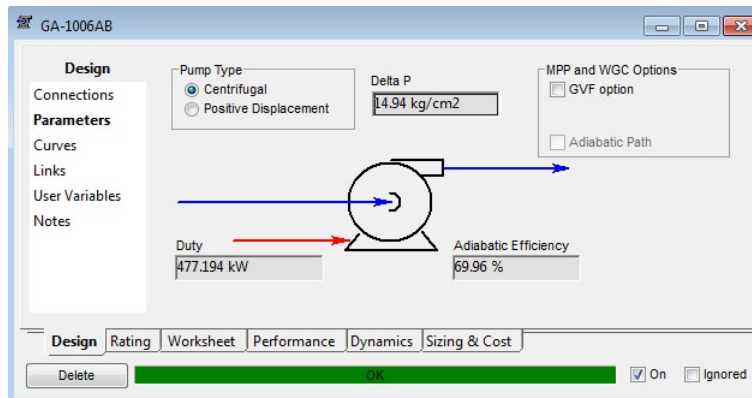
3.5.7. Simulación de la bomba de fondos de la torre separadora de nafta

Los datos necesarios para la simulación de la bomba de fondos se muestran en la tabla 3.9.

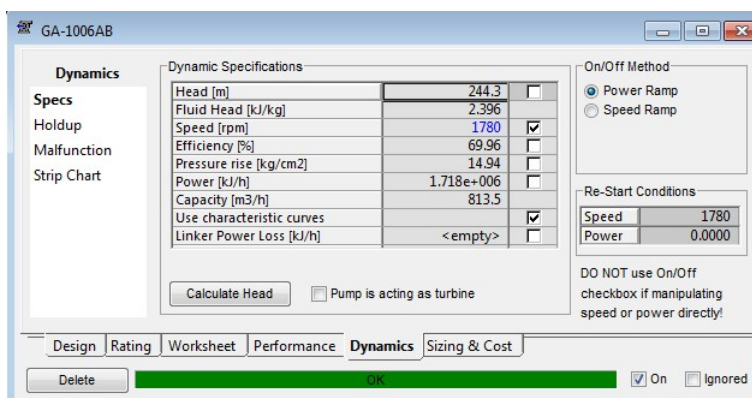
Condiciones de operación	
Temperatura de bombeo	156 °C
Capacidad normal	799 m ³ /h
Presión de succión	2.3 kg/cm ²
Presión de descarga	17.1 kg/cm ²
Presión diferencial	14.9 kg/cm ²
NPSH disponible	4.9 m
Potencia hidráulica	477 kW
Velocidad de la bomba	1780 rpm

Tabla 3.9: Datos para simulación de la bomba de fondos

La simulación de la bomba de fondos de la torre separadora de naftas se muestra en las siguientes figuras 3.14.



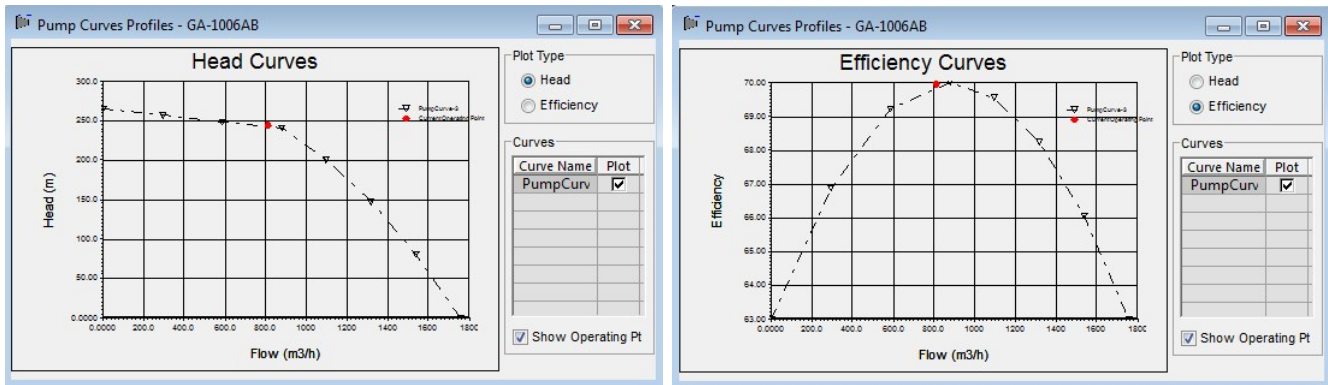
(a) Parámetros principales para la simulación



(b) Parámetros en modo dinámico

Figura 3.13: Simulación de bomba de fondos de la columna separadora de naftas

Las curvas de la bomba son necesarias para la simulación dinámica y se generan a partir de la velocidad de la bomba (Figura 3.14).



(a) Curva de carga de la bomba

(b) Curva de eficiencia de la bomba

Figura 3.14: Curvas de la bomba de fondos de la torre separadora de naftas

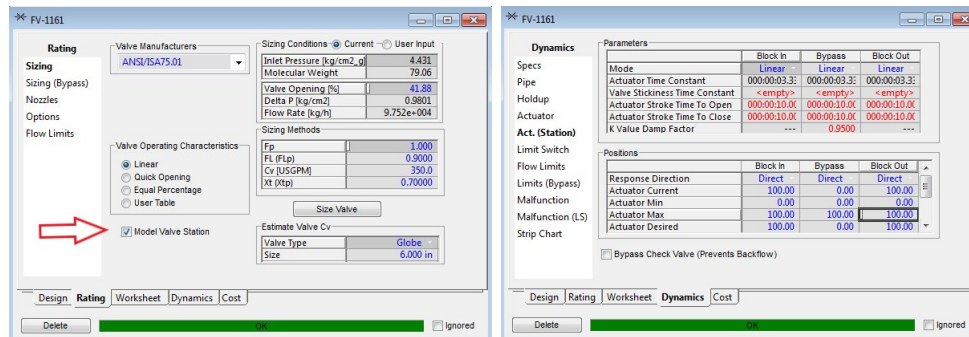
3.5.8. Válvulas de control

Para la simulación de las válvulas se utilizó el diferencial de presión mostrado en la tabla 3.10.

Válvula	$\Delta P(kg/cm^2)$
FV-1158	12
FV-1159	6.922
FV-1166	11.52
FV-1161	1.196
PV-1190A	0.345
PV-1190B	0.638

Tabla 3.10: Diferencial de presión de válvulas de control

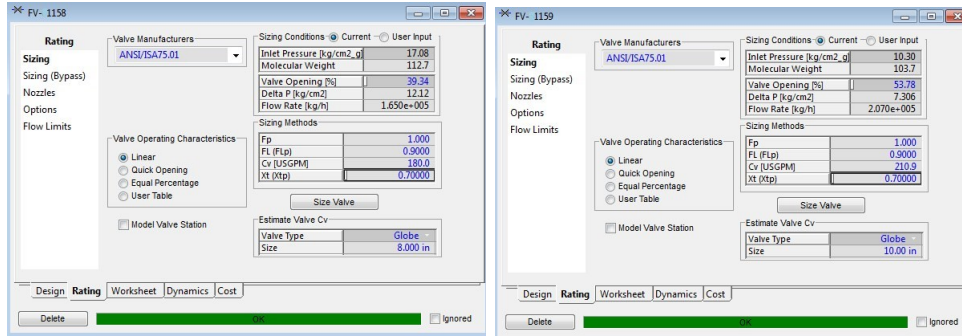
Para considerar el bypass en las válvulas de control se activa la opción Model Valve Station en la pestaña Rating (Figura 3.15). Para evitar el contraflujo se especifica la opción de válvula check en la válvula de control correspondiente a la salida de la bomba centrífuga, este tipo de configuración es necesaria en el estado transitorio para evitar valores de flujos negativos y errores de convergencia (Figura 3.17).



(a) Modo valve station

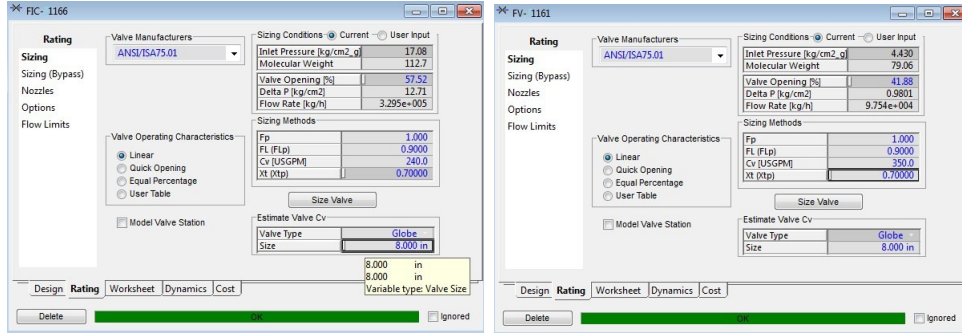
(b) Interfaz de usuario bypass

Figura 3.15: Opciones para activar bypass en válvulas de control



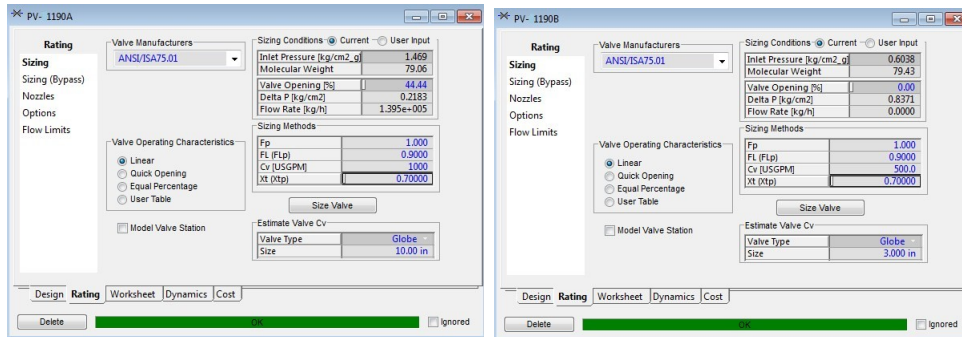
(a) Válvula de control FV-1158

(b) Válvula de control FV-1159



(c) Válvula de control FV-1166

(d) Válvula de control FV-1161



(e) Válvula de control FV-1190A

(f) Válvula de control FV-1190B

Figura 3.16: Simulación de válvulas de control

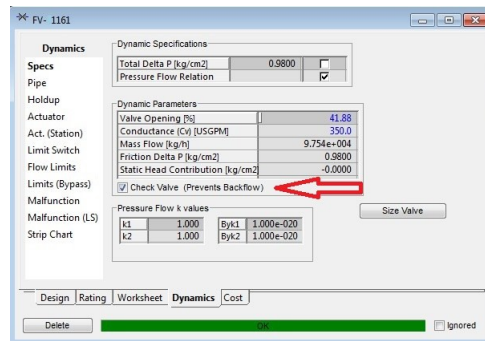


Figura 3.17: Especificación de la válvula check

3.5.9. Válvulas de seguridad

Los datos de dimensionamiento de las válvulas de seguridad fueron suministrados por los datos de la ingeniería básica.

La presión de ajuste especificada para la válvula PSV-1211 fue la presión de diseño de la columna separadora de nafta que corresponde a 4 kg/cm^2 , para la válvula de seguridad PSV-1212 se asigno un presión de 4.2 kg/cm^2 (Figura 3.20).

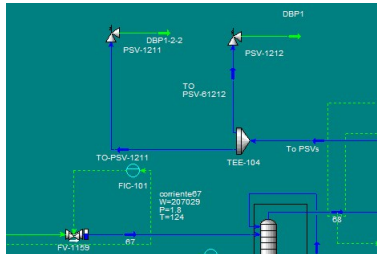
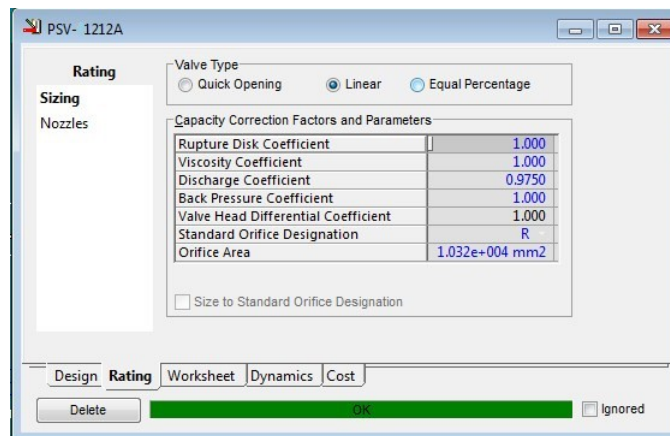
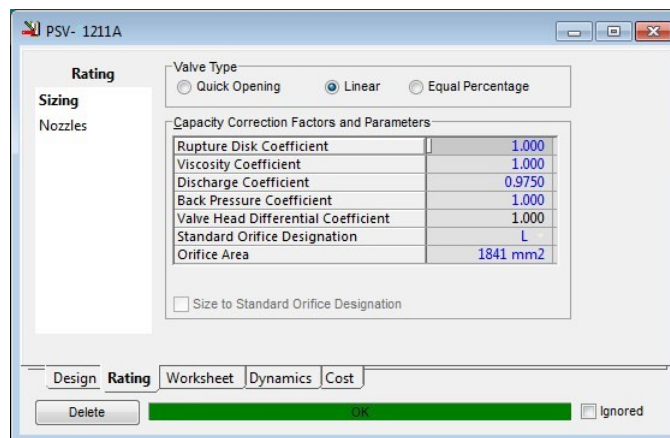


Figura 3.18: Válvulas de seguridad de columna separadora de naftas

La especificación estándar del orificio para la válvula PSV-1211 fue la letra **L**, para la válvula PSV-1212 la especificación fue la letra **R** (Figura 3.19).

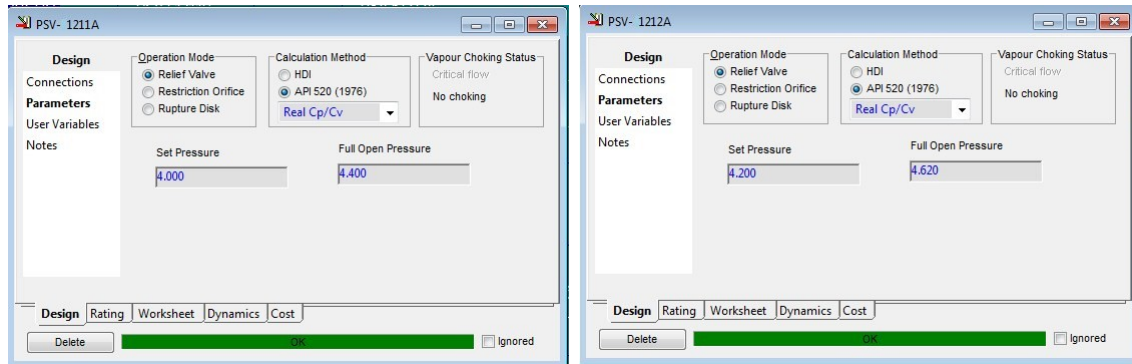


(a) Especificación de válvula PSV-1212



(b) Especificación de válvula PSV-1211

Figura 3.19: Características de válvulas de seguridad de columna separadora de naftas



(a) Presión de ajuste PSV-1211

(b) Presión de ajuste PSV-1212

Figura 3.20: Presión de ajuste y presión de relevo para las válvulas de seguridad de la columna separadora

Para el tanque de reflujo de la columna separadora, la válvula de seguridad se le asigno la especificación estándar del orificio con la letra **L** (Figura 3.22), la presión de ajuste considerada es igual a la presión de diseño del tanque de reflujo 4 kg/cm^2 (Figura 3.23).

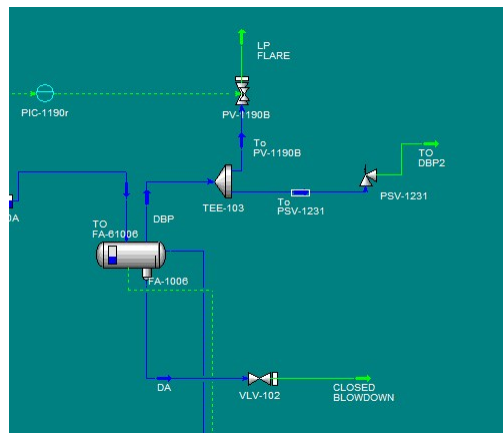


Figura 3.21: Válvula de seguridad del tanque de reflujo de la columna separadora de naftas

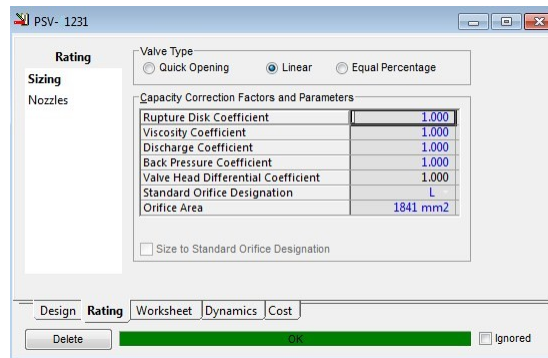


Figura 3.22: Válvula de seguridad PSV-1231

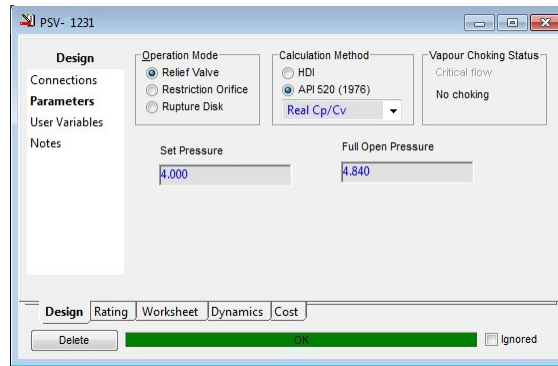


Figura 3.23: Presión de ajuste y presión de relevo de la válvula de seguridad del tanque de reflujo

3.6. Simulación en estado dinámico

La función principal de la columna de destilación es separar la corriente mezcla de naftas estabilizadas en dos productos: Nafta Pesada y Nafta Ligera.

En esta sección se especifica los diferentes controles necesarios para la simulación en estado transitorio, la configuración de los controles se realizó en función de los datos de la ingeniería básica.

3.6.1. Control de Nivel de Torre Separadora de Naftas

Los fondos de la DS-1002 se envían mediante la Bomba de Fondos de la Torre Separadora de Naftas GA-1006 A/B al Rehervidor de la Torre Separadora de Naftas BA-1003 y a limite de Batería. Para controlar el nivel se utiliza un controlador de nivel LIC-1123 en DS-1002, que toma su señal del transmisor LT-1123 instalado en DS-1002 y envía su señal al controlador de Nafta de Recirculación FV-1158.

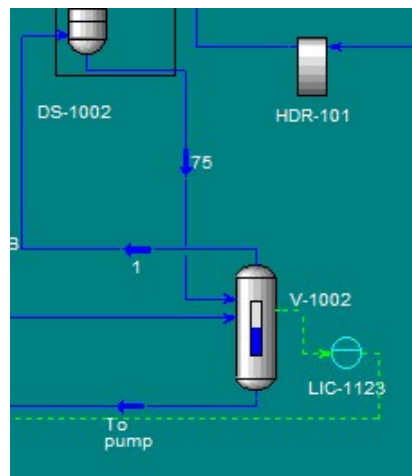


Figura 3.24: Control de nivel de columna separadora de nafta en la simulación

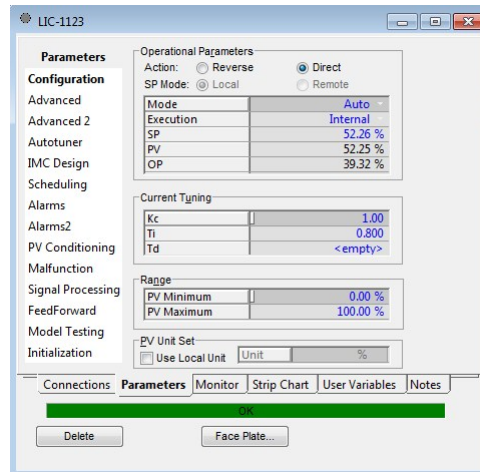


Figura 3.25: Parámetros para el control LIC-1123

Para el control de nivel se añadió un tanque adicional cerca de la sección de fondos de la columna, esto con la finalidad de obtener un control de nivel más apropiado y esquemáticamente más representativo.

La válvula FV-1158 opera 40 % de apertura regulada mediante un control proporcional (Figura 3.26).

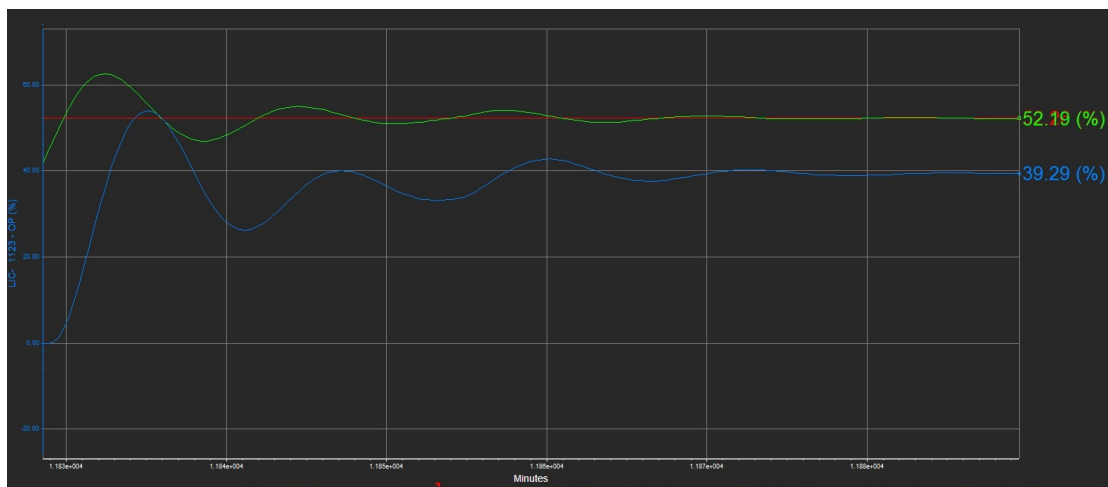


Figura 3.26: Control proporcional de nivel de columna separadora de nafta

3.6.2. Control del Reflujo a la Torre Separadora de Naftas

El reflujo a DS-1002 proviene de la bomba de Reflujo de torre separadora de Naftas GA-1005 que succiona del Tanque de Reflujo de la Torre Separadora de Naftas FA-1006. El control del Reflujo a DS-1002 se controla mediante una cascada Temperatura – Flujo, el controlador de temperatura TIC-1206 el cual toma su señal de la salida de vapores del domo de DS-1002, envía su señal para ajustar el controlador de flujo FIC-1161, el cual toma su señal del transmisor de flujo de la línea de reflujo que se conecta a la altura del plato 1, y envía su señal a la válvula FV-1161 localizada en la misma línea de Reflujo.

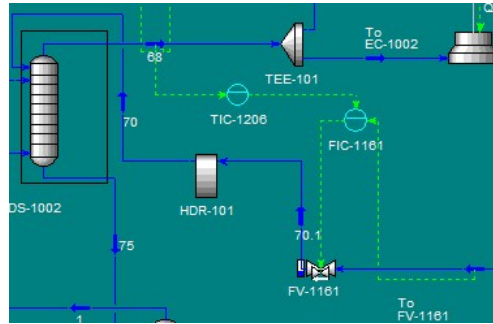
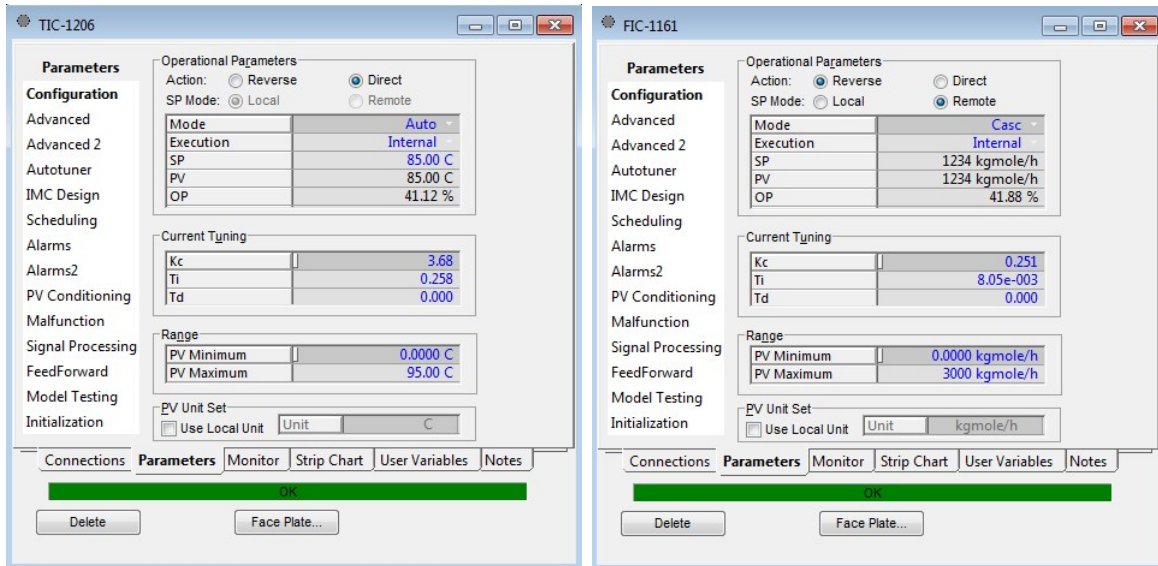


Figura 3.27: Control de refugio de la columna separadora de naftas

En el análisis del control cascada se consideró como control esclavo el control de flujo por tener un tiempo respuesta más rápido en comparación con el control de temperatura, ambos se configurarán como controles proporcionales (Figura 3.28).



(a) Parámetros del controlador TIC-1206

(b) Parámetros del controlador FIC-1161

Figura 3.28: Parámetros necesarios para el control de refugio de la torre separadora de naftas

En las figuras 3.29,3.29 se muestra la acción del control mediante una perturbación.

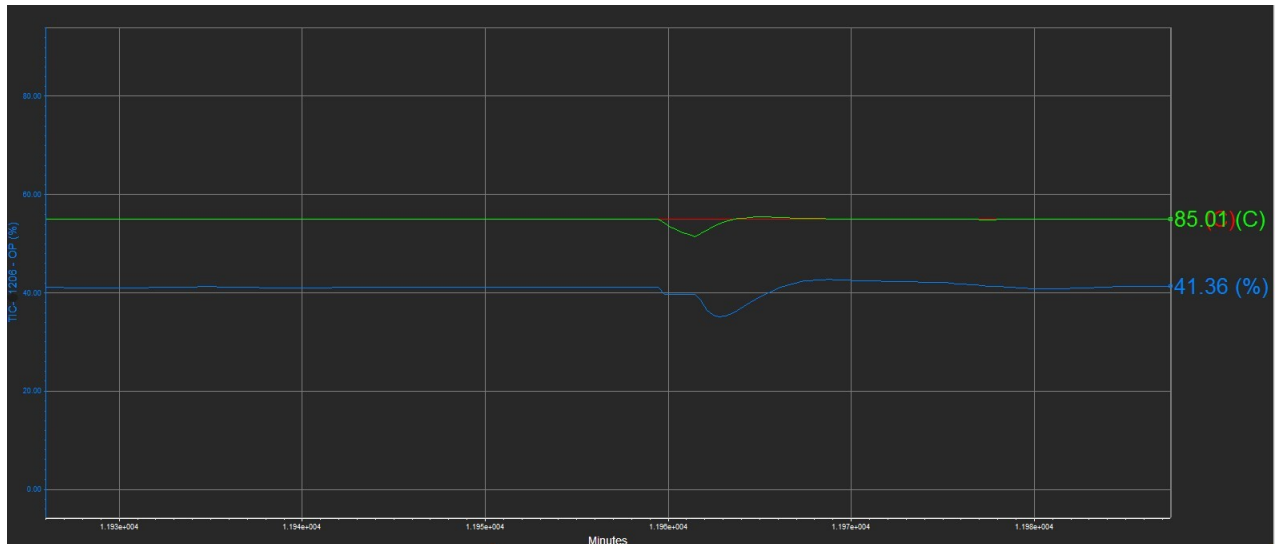


Figura 3.29: Control de cascada de temperatura en la sección de reflujo

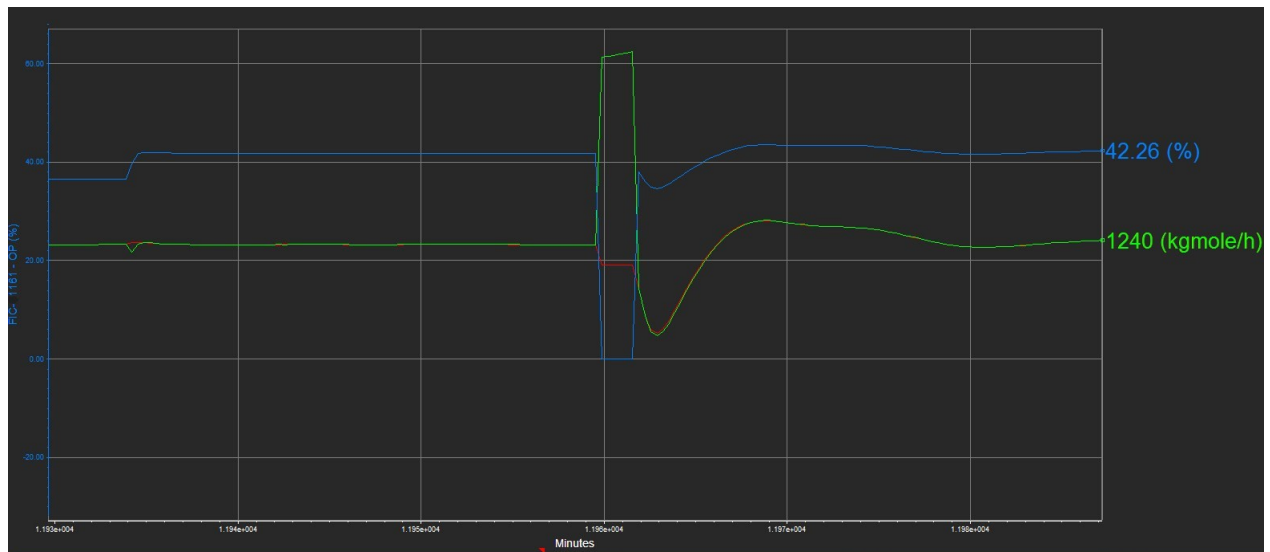


Figura 3.30: Control de cascada de flujo en la sección de reflujo

3.6.3. Control de Presión de la Torre Separadora de Naftas

El control de Presión de la DS-1002, se lleva a cabo mediante un controlador de presión PIC-1190 que toma su señal de los vapores de Nafta ligera del domo de DS-1002, y envía su señal de control en rango dividido a dos válvulas, PV-1190A localizada después del Condensador de la Torre Separadora de Naftas y cerca del tanque de reflujo FA-1006 y la otra PV-1190B a la salida de la línea de desfogue al quemador. Cuando el PIC-1190 opere en su punto de ajuste la válvula que envía a desfogue debe permanecer cerrada y sólo controlará con al PV-1190A, cuando la presión aumente y no pueda regularse con el condensador y el desvío del condensador entonces PV-1190B debe abrir para ajustar la presión.

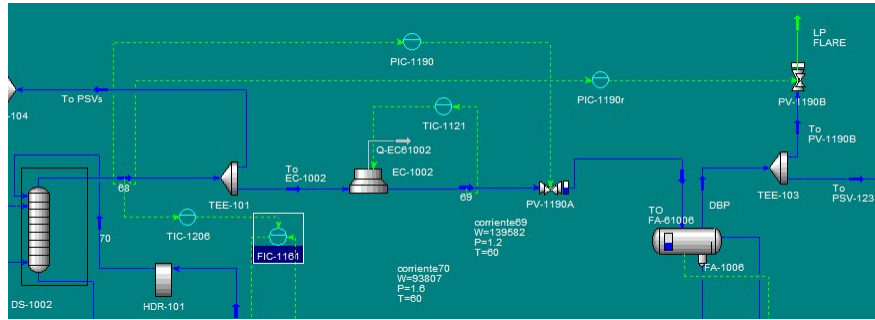
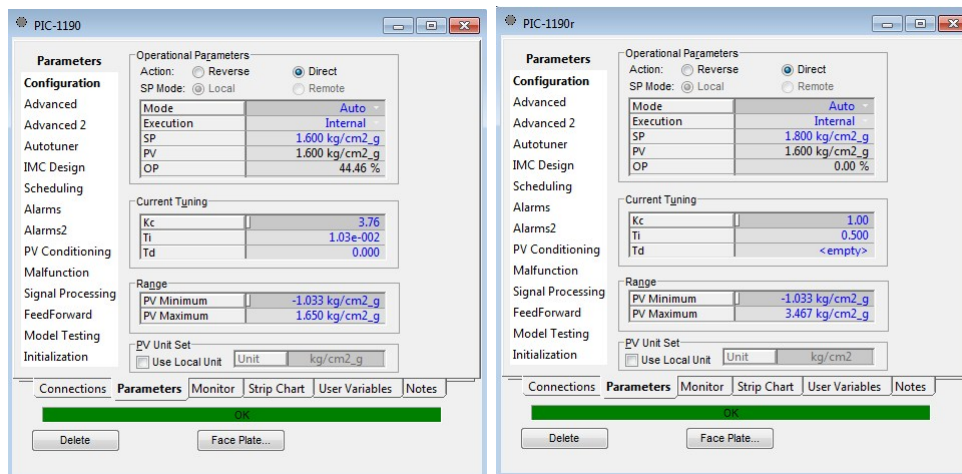


Figura 3.31: Control de presión en los domos de la columna separadora de naftas mediante un control de rango dividido

En la simulación se utilizarán dos controladores individuales de presión el PIC-1190 que regula la válvula PV-1190A con un valor de ajuste 1.6 kg/cm^2 y el PIC-1190r que regula la válvula de PV-1190B con un valor de ajuste 1.8 kg/cm^2 en esta última el valor de ajuste es diferente por que solo regula en caso de sobrepresionamiento (Figura 3.32).



(a) Control de presión rango dividido PIC-1190A (b) Control de presión rango dividido PIC-1190B

Figura 3.32: Parámetros de control de presión de rango dividido de domos de la columna separadora de naftas

A continuación se muestra como el control actúa sobre una perturbación debido a un aumento en la carga térmica en los fondos (Figuras 3.33,3.34).

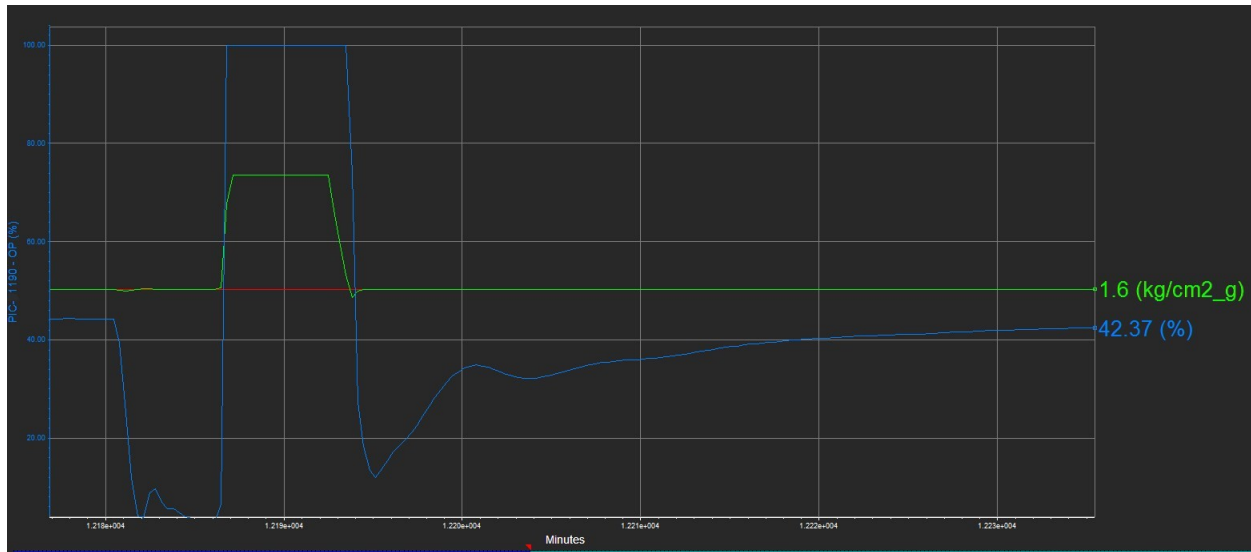


Figura 3.33: Control de presión rango dividido PV-1190A en acción sobre una perturbación

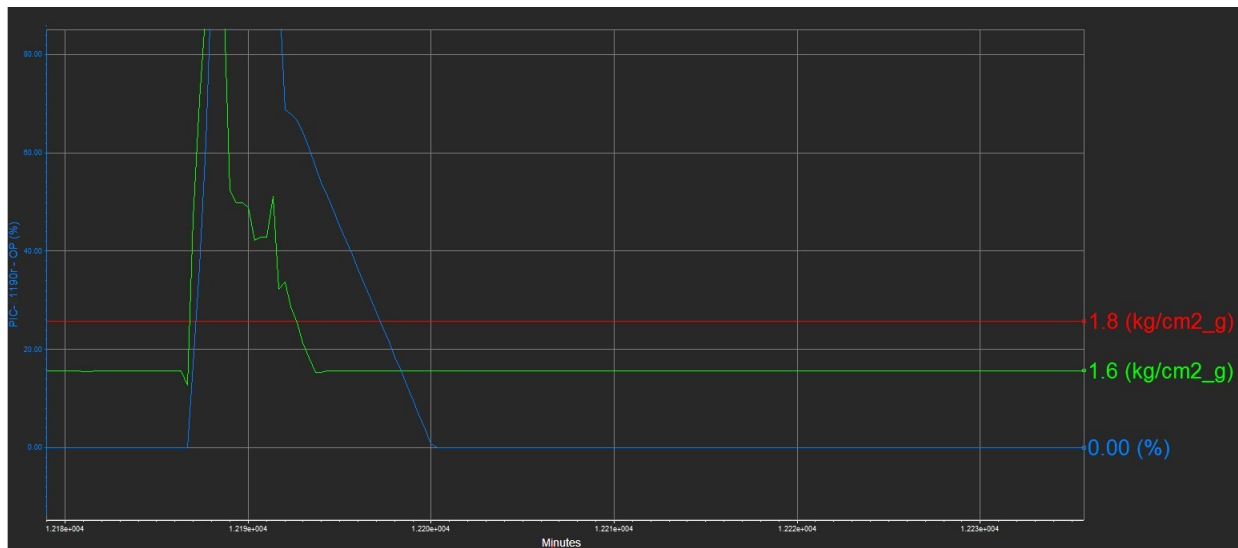


Figura 3.34: Control de presión rango dividido PV-1190r en acción sobre una perturbación

3.6.4. Control de Temperatura del condensador

El control de temperatura del aerofriador EC-1002, se configuró mediante un control-indicador de temperatura TIC-1121 que registra la señal de la salida del Efluente del EC-1002 y envía su señal al sistema de control de velocidad de los ventiladores del aerofriador EC-1002, para regular la temperatura de enfriamiento del condensado.

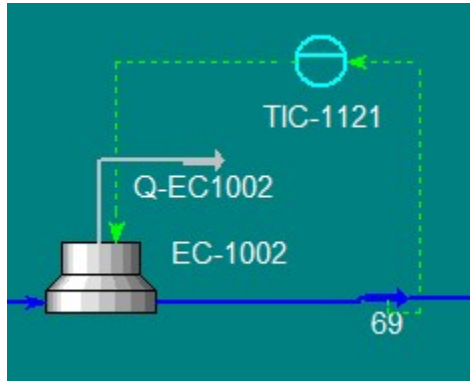


Figura 3.35: Control de temperatura del aerofriador EC-1002

En secciones anteriores se comentó que el aerofriador es más conservador con respecto a su simulación, el control establecido es referente al único ventilador del aerofriador EC-1002 (Figuras 3.36, 3.37).

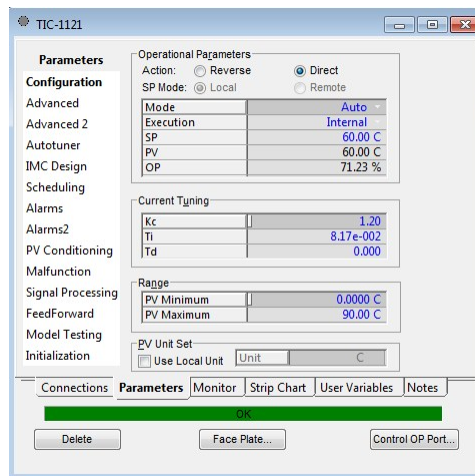


Figura 3.36: Páremetros de control de temperatura del aerofriador EC-1002

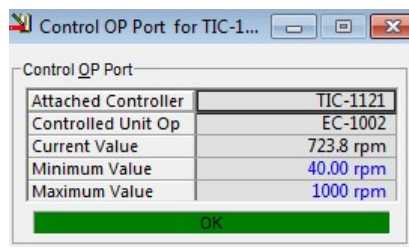


Figura 3.37: Control de velocidad de ventilador del aerofriador EC-1002

El control de temperatura se especificó como proporcional-integral en el simulador de procesos para el aerofriador EC-1002 (Figura 3.38).

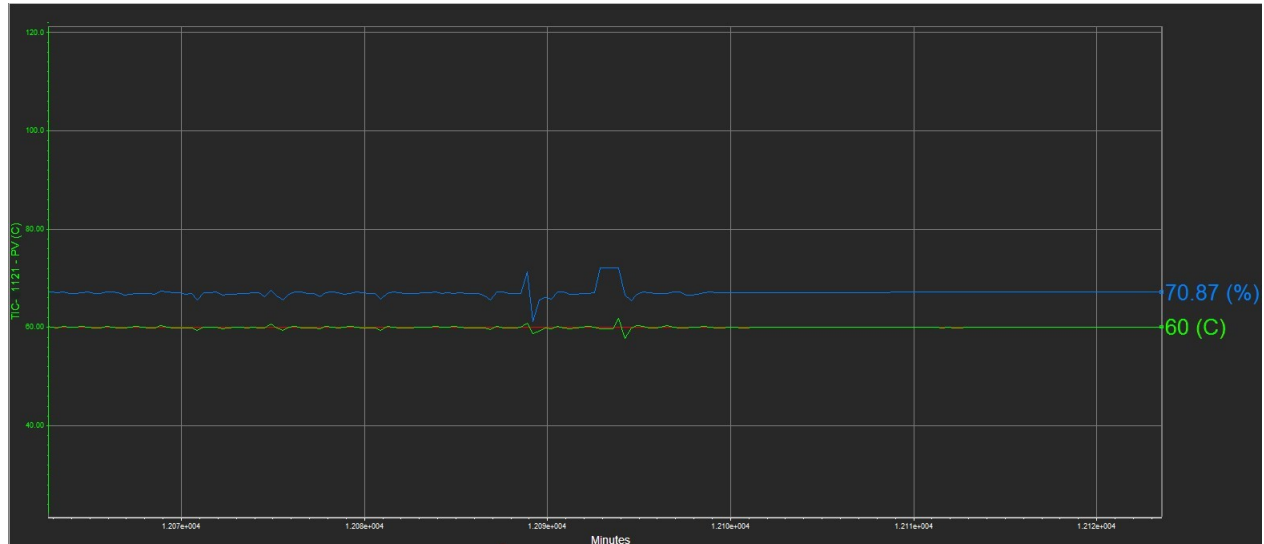


Figura 3.38: Respuesta de control de temperatura TIC-1121 con respecto a una perturbación

3.6.5. Calentamiento de fondos la Torre Separadora de Naftas DS-61002

Los fondos de DS-1002 son calentados con el Rehervidor de la Torre Separadora de Naftas BA-1003. La corriente que se extrae del fondo de DS-1002 es la succión de la bomba de fondos de la torre separadora de Naftas GA-1006 A/B, una parte se envía a L.B y la otra es la carga del Rehervidor BA-1003, donde el efluente se retorna al fondo de la torre parcialmente vaporizado y la temperatura es controlada mediante un control de Temperatura – Flujo de gas combustible, el controlador TIC-1208 que toma la temperatura del plato de fondos de la torre DS-1002, envía su señal al controlador de combustible del calentador BA-1003.

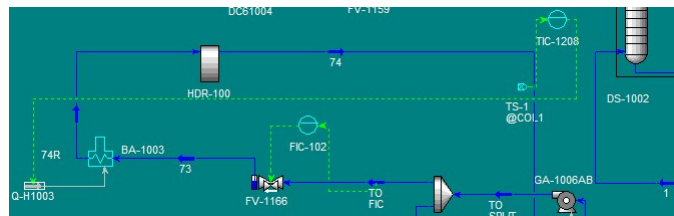


Figura 3.39: Control de temperatura del horno BA-1003

EL control se basa en la variación de la carga térmica suministrada al horno BA-1003 en función de la temperatura del plato número uno, la configuración del control realizado en este trabajo es simple en comparación con el control especificado en la filosofía de control, la complejidad de una simulación dinámica de un horno es alta y se requiere de mayor experiencia en este ámbito. La simulación se configuró respetando la carga térmica y temperatura correspondiente necesaria para la separación de la nafta pesada de la nafta ligera (Figuras 3.40,3.41).

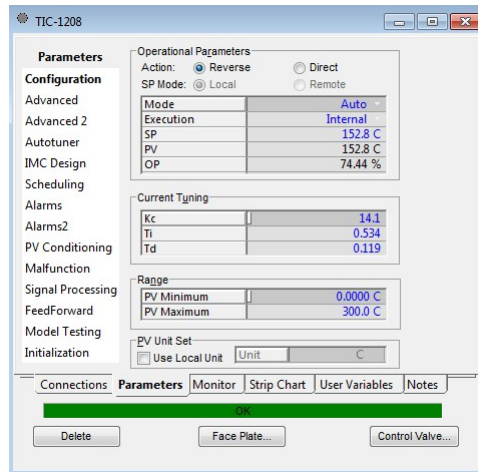


Figura 3.40: Parámetros para el control de temperatura TIC-1208

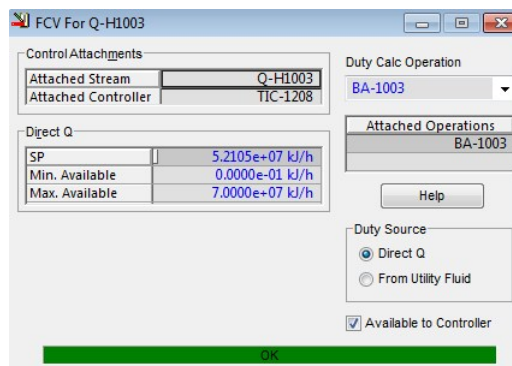


Figura 3.41: Carga térmica para el control de temperatura TIC-1208

La configuración del control se estableció como proporcional-integral-derivativo por la sensibilidad y la relevancia que tiene la variación de temperatura en los fondos de la columna separadora de nafta, con este tipo de control las perturbación son controladas de manera más rapida, sin generar excesos de oscilaciones en el control (Figura 3.42).

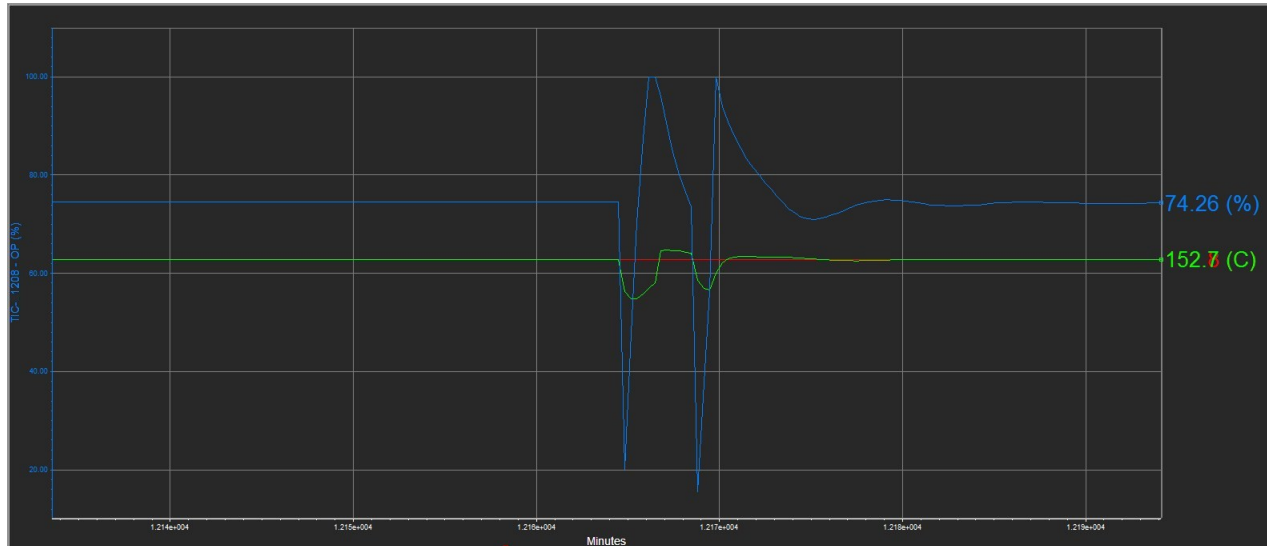


Figura 3.42: Respuesta de control de temperatura TIC-61208

3.6.6. Control de nivel del tanque de Reflujo de la Torre Separadora de Naftas

El tanque de Reflujo FA-1006 recibe la corriente condensada del vapor saturado que proviene de la torre separadora DS-1002.

Para mantener el nivel en FA-1006 se utiliza un controlador indicador de nivel LIC-1124, el cual toma su señal del transmisor instalado en FA-1006 y envía la señal a la válvula VLV-104 que es la encargada de regular el flujo hacia el límite de batería.

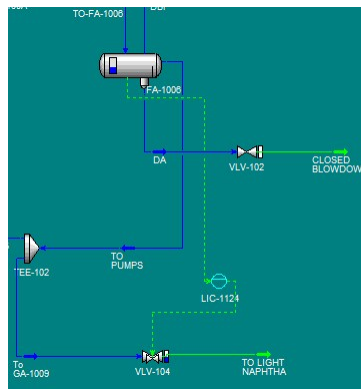


Figura 3.43: Control de nivel del tanque condensador FA-1006

El control del tanque condensador de reflujo es proporcional integral, los parámetros se muestran en la figura 3.44.

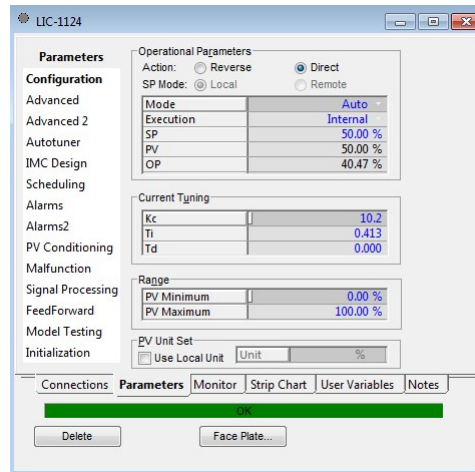


Figura 3.44: Parámetro del control de nivel LIC-1124

El control de nivel del tanque de reflujo de la torre separadora (Figura 3.45).

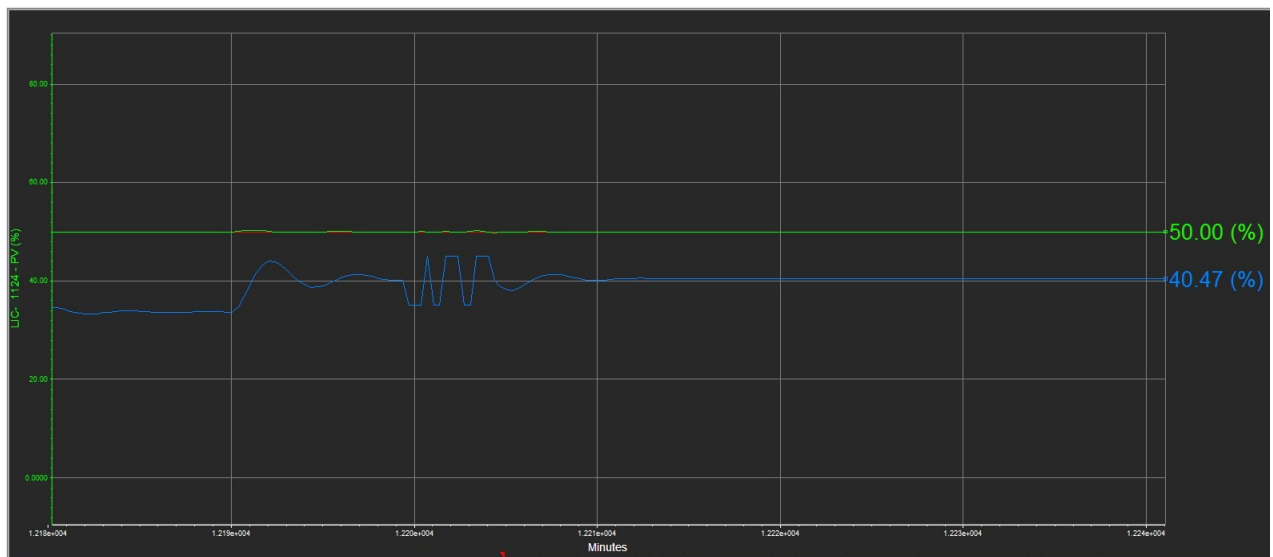


Figura 3.45: Estabilización del control de nivel del FA-1006

Capítulo 4

Caso de estudio

4.1. Masa a relevar a régimen dinámico

En este capítulo se generaron diferentes escenarios de relevo de presión en la sección de la columna separadora de naftas y se analizó el comportamiento en función de la capa de protección del control básico del sistema y sin la interacción del mismo. Los principales casos de estudio son los referidos en la tabla 4.1.

Casos de estudio de relevo de presión en columna separadora de naftas
Descarga bloqueada en la sección de domos de la columna separadora
Falla de reflujo en la sección del destilado de la columna separadora
Falla de aerofriador en la sección de domos de la columna separadora
Falla de parcial de energía eléctrica

Tabla 4.1: Casos de estudio de relevo de presión en columna separadora de naftas

4.1.1. Descarga bloqueada en los domos de la columna separadora sin control básico

El escenario de descarga bloqueada se produce cuando por error se bloquea la válvula PV-1190A que su función principal es el control de presión en la sección de los domos de la columna, la falla puede ser provocada por falla operativa, falla en el control y negligencia por parte del operador, en la figura 4.1 se muestra la válvula afectada.

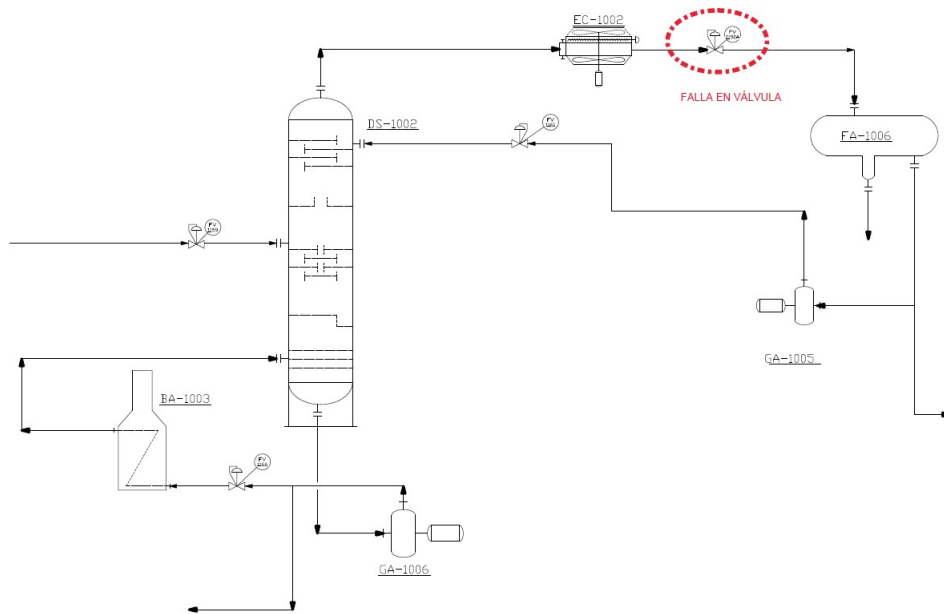


Figura 4.1: Escenario de descarga bloqueada

Para generar la falla se utilizó la opción malfunction del simulador de procesos y se activó la falla en el actuador a falla cierra lo que provoca el bloqueo en la línea de proceso (Figura 4.2) el escenario se generó por 30 min. Los controles se modificarán a modo manual, para evitar que el control básico intente mitigar la falla, en este primer análisis la última capa de protección (SRP) regulará la falla por descarga bloqueada.

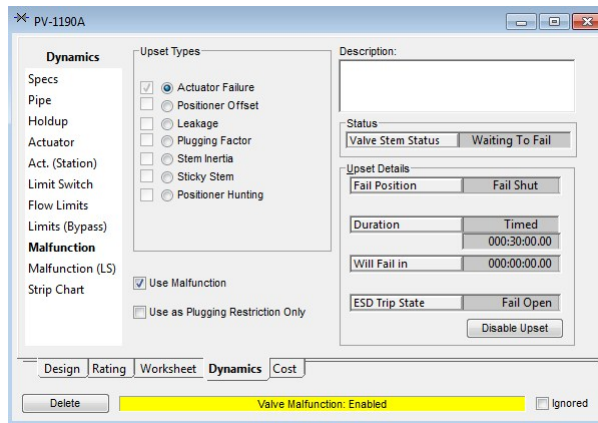


Figura 4.2: Falla en el actuador utilizando la opción de Malfunction

Una vez iniciado el escenario de descarga bloqueada se observa que la falla está activa, iluminando de color amarillo el equipo afectado en la interfaz del simulador de procesos (Figura 4.3).

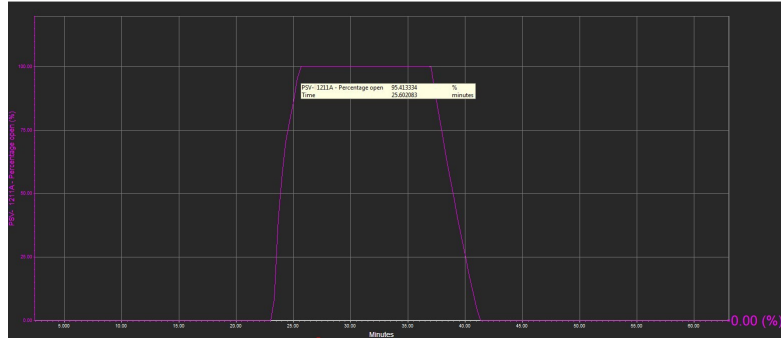


Figura 4.5: Apertura de válvulas de seguridad PSV-1211 a falla de descarga bloqueada sin control básico

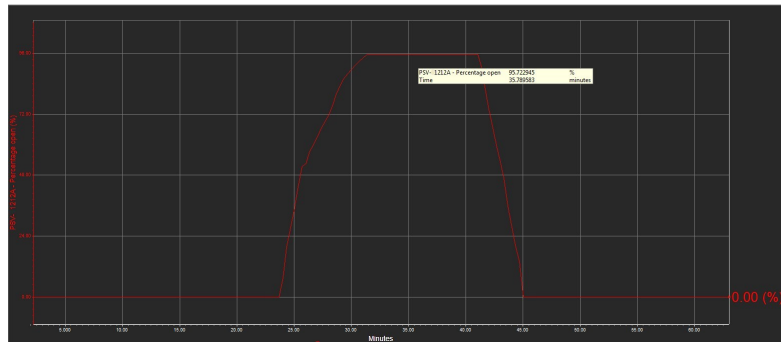
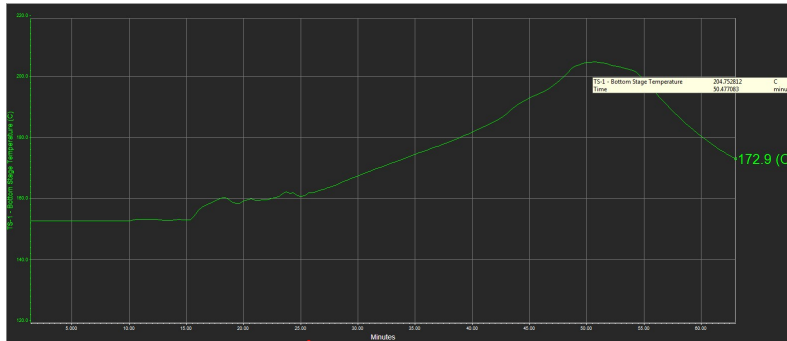


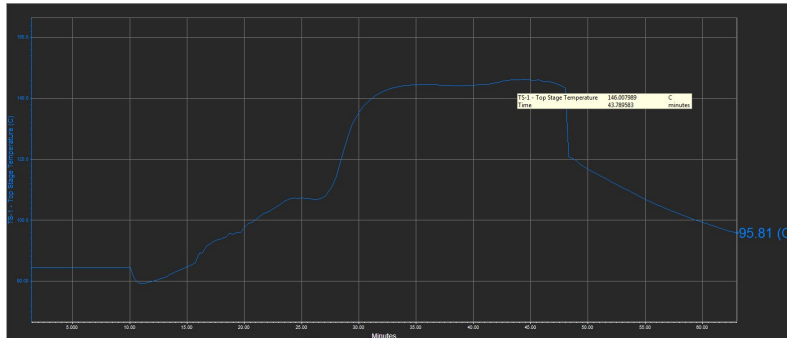
Figura 4.6: Apertura de válvulas de seguridad PSV-1212 a falla de descarga bloqueada sin control básico

La apertura máxima de la válvula PSV-1212 fue de **95.7 %**, mientras que la apertura máxima de la válvula PSV-1211 fue **100 %** con estos porcentajes de apertura se controló el aumento de presión hasta la reapertura de la válvula bloqueada (Figura 4.5,4.6).

La temperatura máxima alcanzada en el relevo de presión en la sección de los domos de la columna separadora fue **146°C** y en la sección de fondos de la columna separadora fue **204.7°C** (Figura 4.7).



(a) Temperatura en fondos de la columna separadora



(b) Temperatura de domos de la columna separadora

Figura 4.7: Temperatura de columna separadora de naftas en falla por descarga bloqueada sin control básico

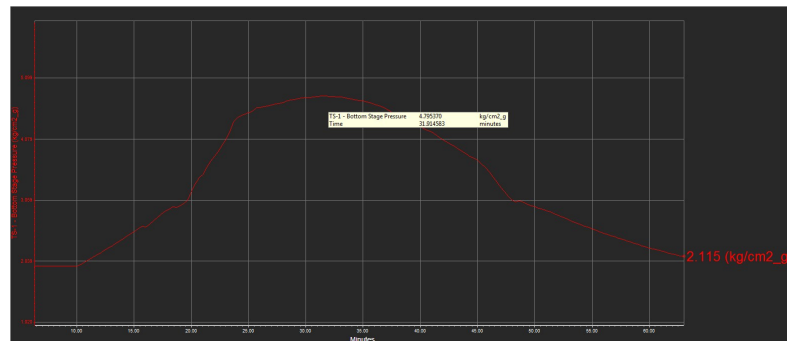


Figura 4.8: Presión de fondos de columna separadora en falla de descarga bloqueada sin control básico

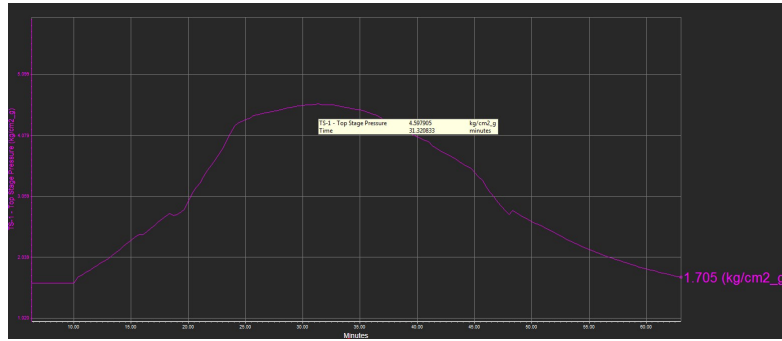
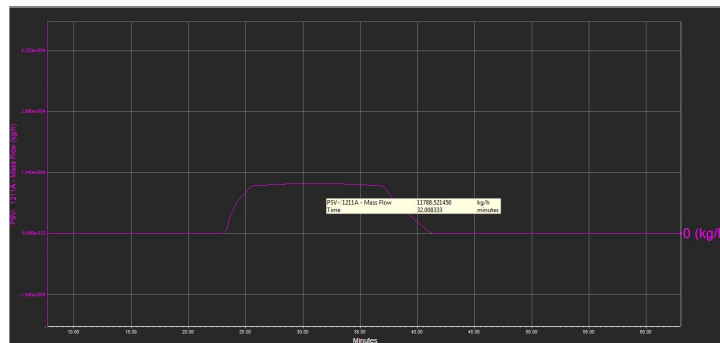
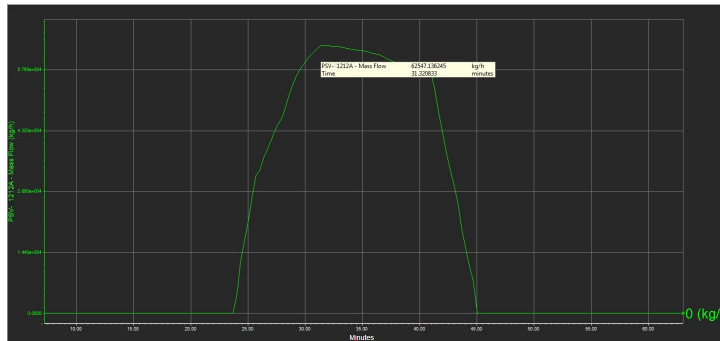


Figura 4.9: Presión de domos de columna separadora en falla de descarga bloqueada sin control básico

La presión máxima alcanzada en el relevo de presión en la sección de los domos de la columna separadora fue 4.59 kg/cm^2 y en los fondos de la columna separadora fue de 4.79 kg/cm^2 (Figura 4.8,4.9).



(a) Masa a relevar PSV-1211



(b) Masa a relevar PSV-1212

Figura 4.10: Masa a relevar en falla de descarga bloqueada en columna separadora de naftas sin control básico

La masa a relevar de la válvula PSV-1211 fue de 11788.5 kg/h , la masa a relevar de la válvula PSV-1212 fue 62547.14 kg/h ambas válvulas operaron en un estado aproximado a su máxima capacidad (Figura 4.10), el valor de diseño establecido para la válvula PSV-1211 es 10789.45 kg/h y para la válvula PSV-1212 es un valor 49172.16 kg/h los valores anteriores fueron establecidos en estado estacionario en la etapa de ingeniería básica.

4.1.2. Descarga bloqueada en los domos de la columna separadora con control básico

En el análisis correspondiente se consideró la interacción del control básico en la falla por descarga bloqueada. En la simulación de la columna separadora de naftas los controles permanecieron en modo automático. Se utilizó la opción malfunction para la falla en el actuador a falla cierra lo que provoca el bloqueo en la línea de proceso (Figura 4.2).

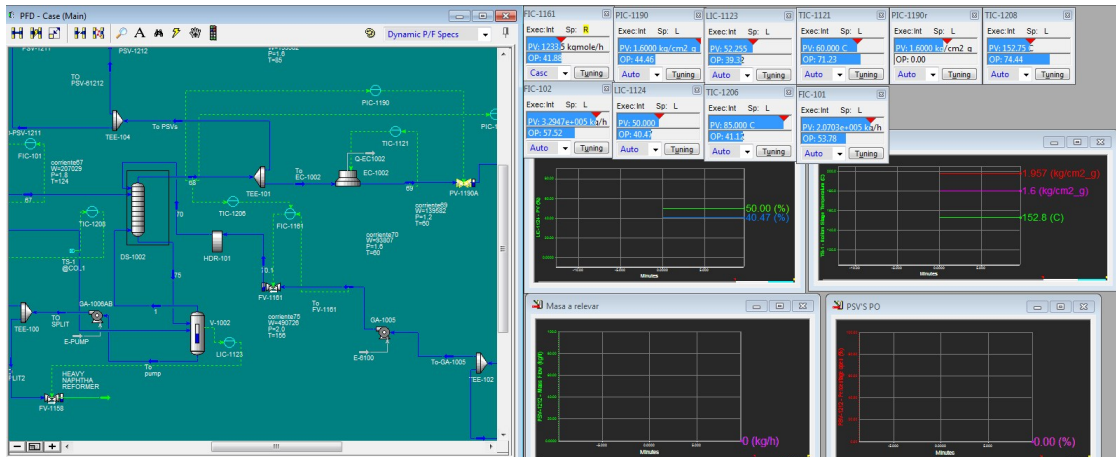


Figura 4.11: Inicio de escenario de descarga bloqueada en los domos de columna separadora con interacción del control automático

Una vez iniciado la falla por descarga bloqueada y transcurrido un tiempo aproximado de 27 minutos el sistema se igualó a la presión de ajuste 4 kg/cm^2 de la válvula PSV-1211 provocando la apertura de la válvula de relevo (Figuras 4.12,4.13).

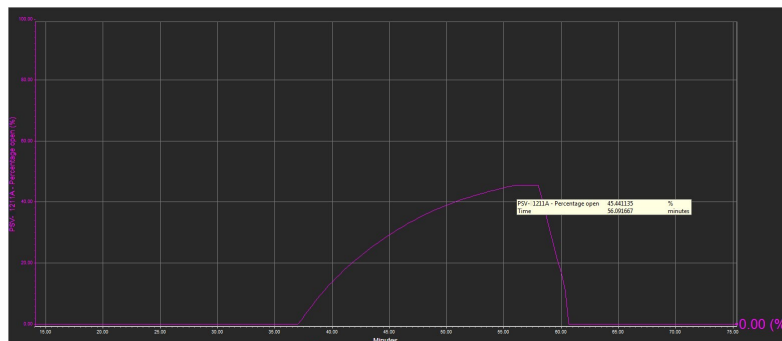


Figura 4.12: Apertura de válvulas de seguridad PSV-1211 a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico

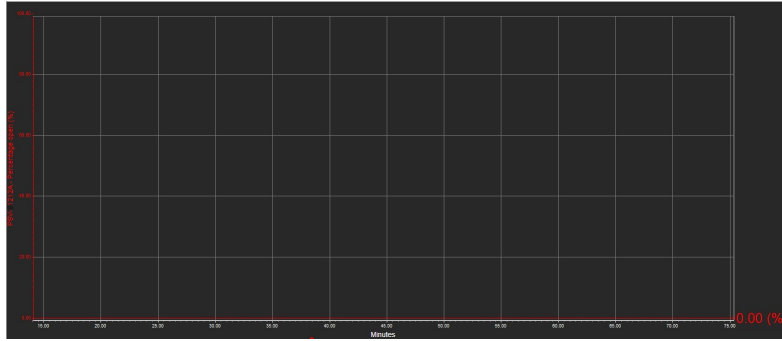
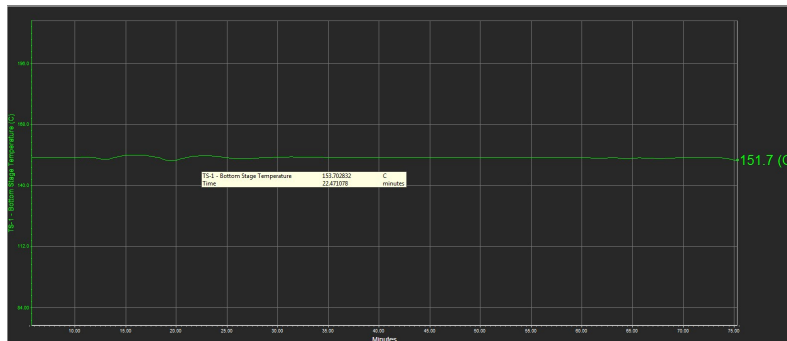
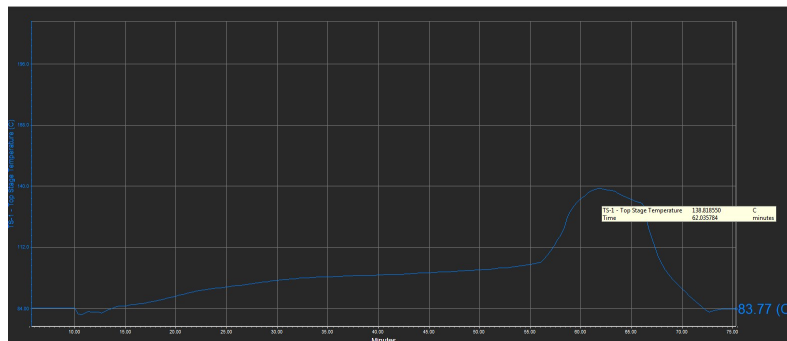


Figura 4.13: Apertura de válvulas de seguridad PSV-1212 a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico

La apertura de la válvula PSV-1211 para regular la presión en el escenario de descarga bloqueada fue aproximadamente **45.5 %** (Figura 4.12), suficiente para controlar el aumento de presión en los domos de la columna, la válvula PSV-1212 no inicio su apertura, la presión del sistema no alcanzo la presión de ajuste de la válvula PSV-1212 (Figura 4.13).



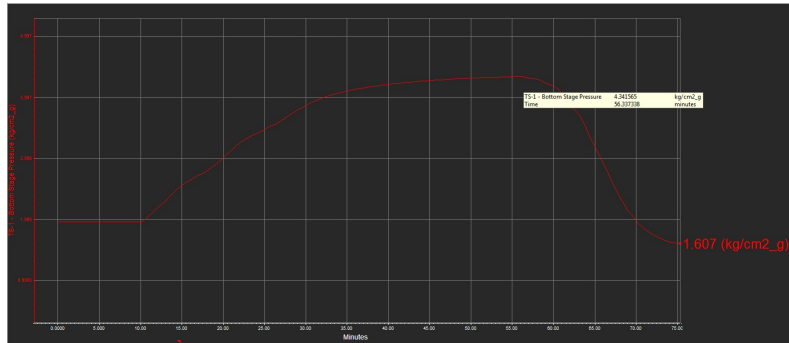
(a) Temperatura de fondos en columna separadora de naftas



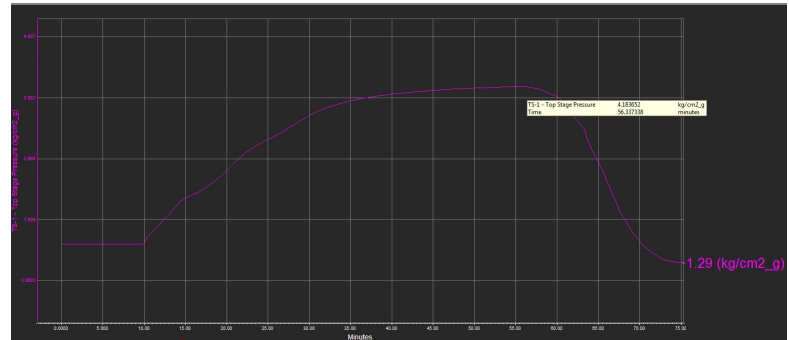
(b) Temperatura de domos en columna separadora de naftas

Figura 4.14: Temperatura de columna en condición de relevo por falla de descarga bloqueada con interacción del control básico

La temperatura máxima alcanzada en los domos de la columna fue **138°C** en la sección de fondos la temperatura oscilo brevemente y permaneció en **151°C** (Figura 4.14).



(a) Presión de fondos en columna separadora de naftas



(b) Presión de domos en columna separadora de naftas

Figura 4.15: Presión de columna en condiciones de relevo a falla de descarga bloqueada con interacción del control básico

La presión máxima en los fondos de la columna separadora de naftas fue 4.33 kg/cm^2 y la presión máxima en los domos de la columna 4.18 kg/cm^2 (Figura 4.15).

El máximo flujo de relevo de la válvula de seguridad PSV-1211, fue en el minuto 46 después de iniciar la falla y la válvula PSV-1212 no se generó la apertura (Figura 4.16)

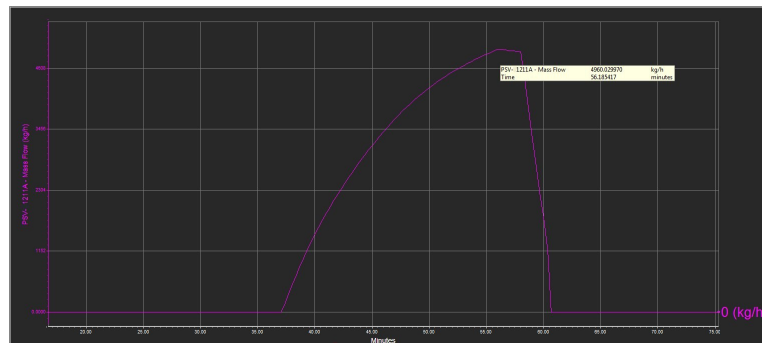


Figura 4.16: Masa a relevar de válvula PSV-1211 a descarga bloqueada con interacción del control básico

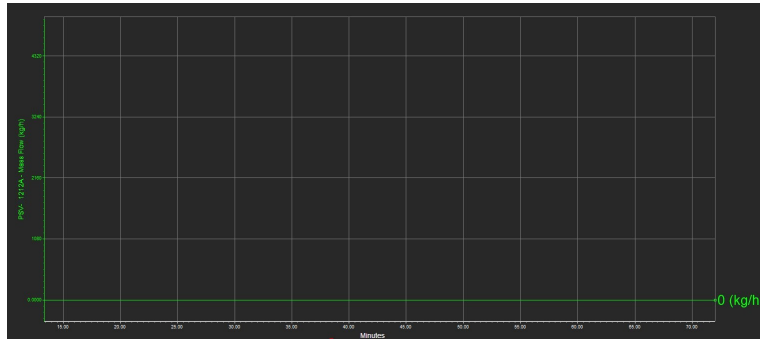


Figura 4.17: Masa a relevar de válvula PSV-1212 a descarga bloqueada con interacción del control básico

La masa a relevar de la válvula PSV-1211 fue **4960.03 kg/h**, la válvula PSV-1212 no inicio su apertura y por lo tanto, no se generó masa a relevar.

4.1.3. Falla en reflujo de la columna separadora de naftas sin control básico

Para el escenario de falla de reflujo la válvula FV-1161 se encuentra fuera de operación, esto ocasiona sobrepresionamiento en los domos de la columna separadora.

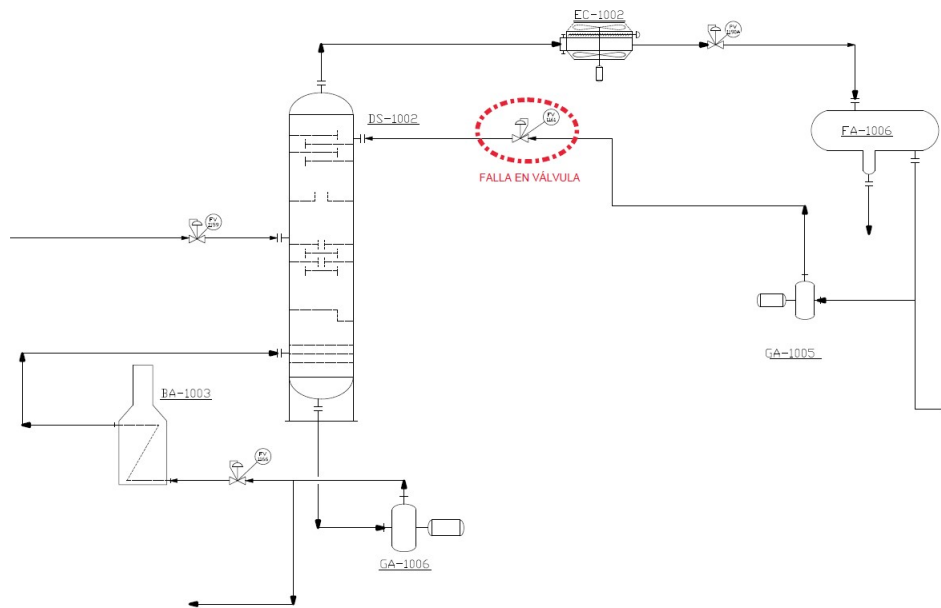


Figura 4.18: Falla de reflujo en columna separadora de naftas

Para iniciar el escenario se consideró el bloqueo de la válvula FV-1161, para generar el bloqueo se utilizó la opción malfunction y se activó la falla del actuador a falla cierra (Figura 4.19).

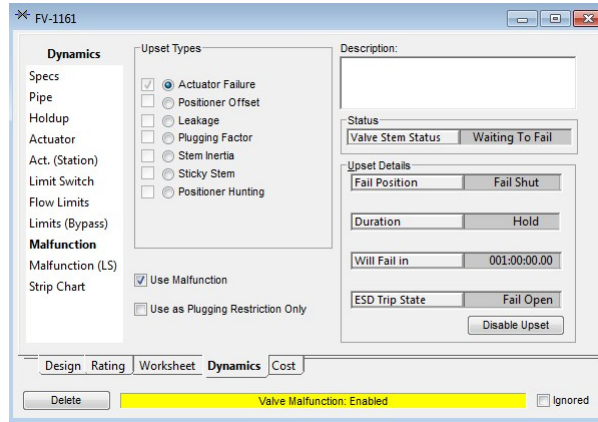


Figura 4.19: Falla en actuador de válvula de reflujo de columna separadora

Se colocó el control básico en modo manual para evitar la interacción con el escenario de falla de reflujo (figura 4.20).

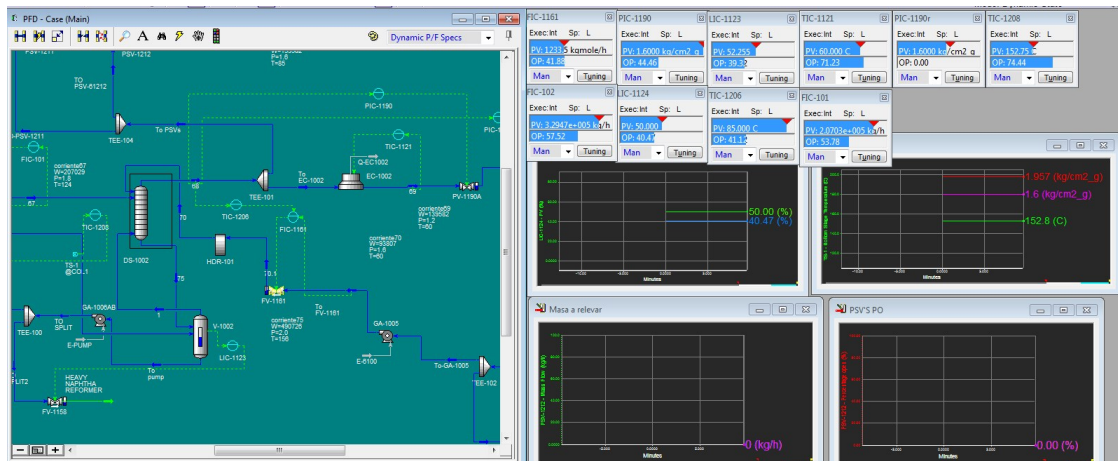


Figura 4.20: Inicio de escenario de falla en reflujo control en manual

Transcurridos 20 minutos después de que se inicio el escenario de falla de reflujo en los domos de la columna, la bomba de fondos comenzó a cavitarse (Figura 4.21).

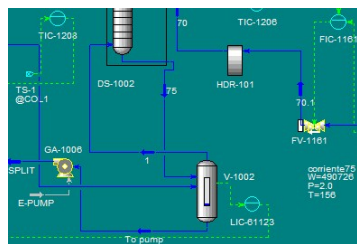


Figura 4.21: Vapor en bomba de fondos a causa de falla de reflujo

El tiempo de duración del escenario de falla de reflujo fue de aproximadamente 120 minutos, en el minuto 70 la presión del sistema se igualó a la presión de ajuste de la válvula PSV-1211 y comenzó su apertura (Figura 4.22).

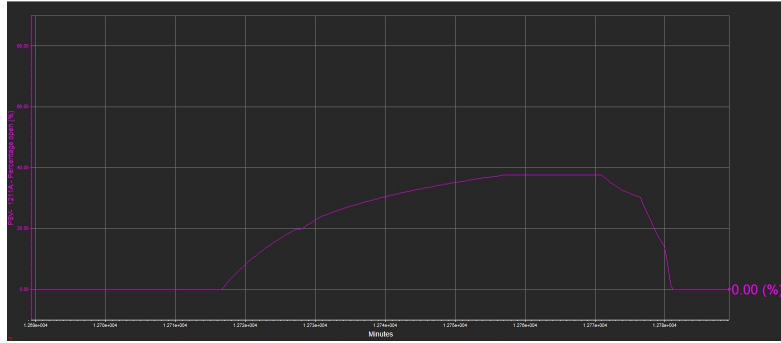


Figura 4.22: Apertura de válvula PSV-1211 falla de reflujo sin control básico

Para regular la presión del sistema la válvula de seguridad PSV-1211 tuvo una apertura de 37.7% y la válvula de seguridad PSV-1212 no se generó apertura. La masa a relevar en la válvula PSV-1211 fue aproximadamente **4625.5 kg/h** (Figura 4.23), el flujo de diseño de la válvula PSV-1211 es **10789.45 kg/h** fue establecido en estado estacionario.

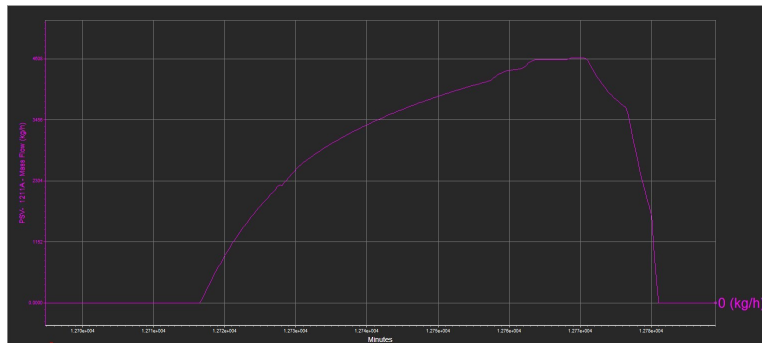


Figura 4.23: Masa a relevar de PSV-1211 en falla de reflujo sin control básico

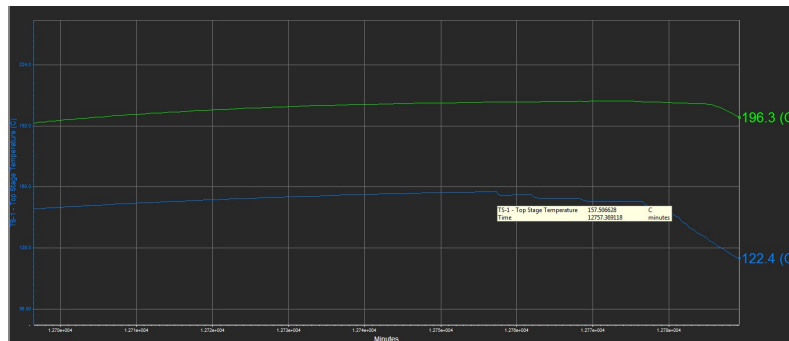


Figura 4.24: Temperatura de domos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico

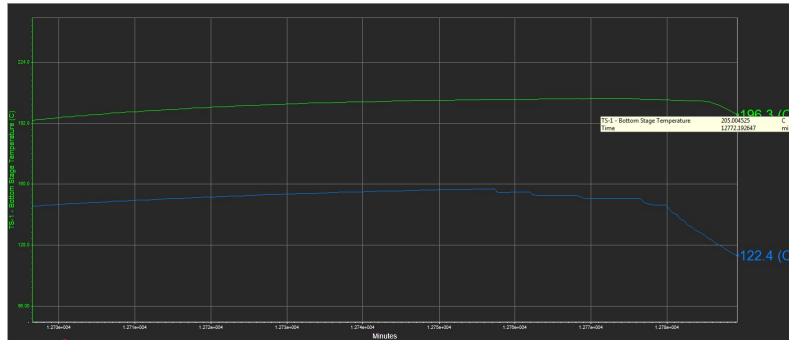


Figura 4.25: Temperatura de fondos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico

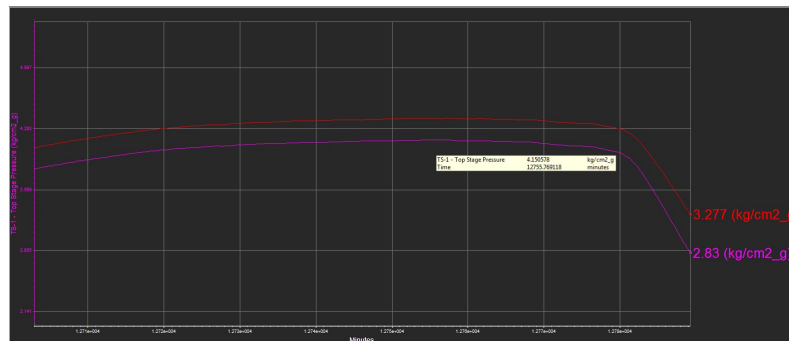


Figura 4.26: Presión de domos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico

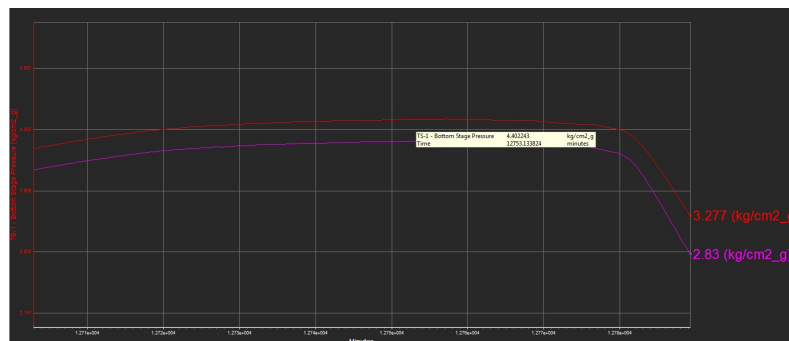


Figura 4.27: Presión de fondos de la columna separadora de nafta a falla de reflujo sin control básico

La temperatura máxima en los domos y fondos de la columna separadora fue de 157.5°C y 205°C , la presión máxima en la columna separadora en los domos y fondos fue 4.15 kg/cm^2 y 4.4 kg/cm^2 respectivamente.

4.1.4. Falla en reflujo de la columna separadora de naftas con control básico

Para el análisis correspondiente se utilizó la opción Malfunction (figura 4.19) y el control básico se conservó en modo automático.

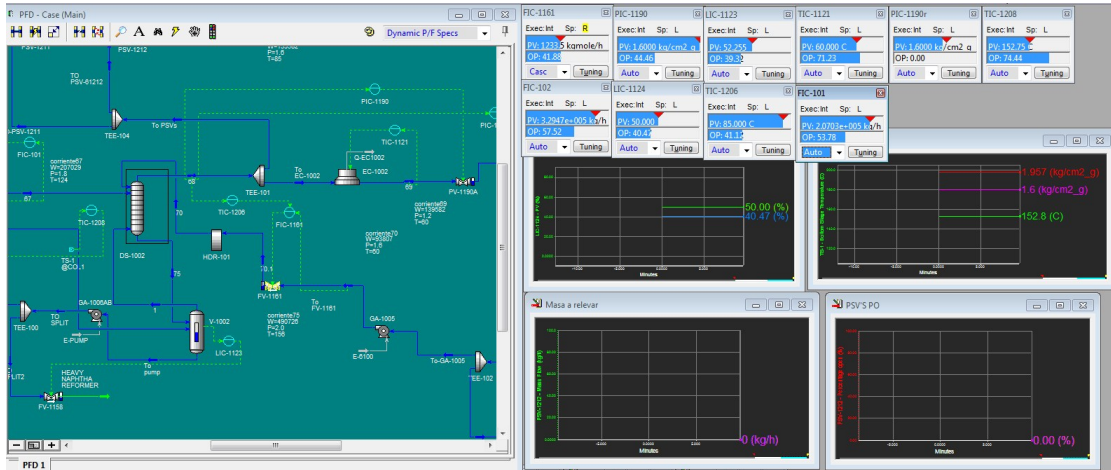


Figura 4.28: Inicio de escenario de falla en reflujo de columna separadora con interacción del control automático

Después de aproximadamente 60 minutos de iniciar el escenario de falla de reflujo, el sistema no alcanzó la presión de relevo, el control básico fue suficiente para controlar la presión en la columna separadora.

El control de temperatura TIC-1208 del horno de carga BA-1003 disminuyó el porcentaje de apertura de la válvula y esto provoca la disminución de carga térmica en la sección de fondos de la columna separadora de naftas, con el propósito de regular la temperatura de la sección de fondos de la columna (Figura 4.30).

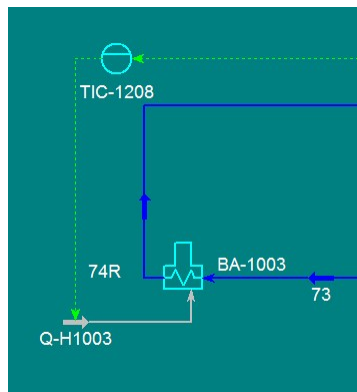


Figura 4.29: Control de temperatura de horno de carga

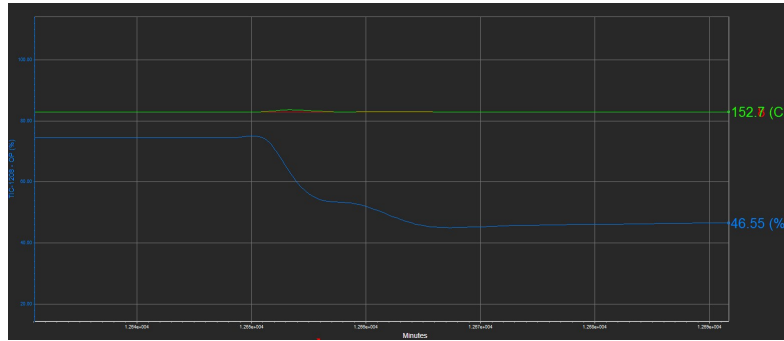


Figura 4.30: Acción del control de temperatura del horno BA-1003 en falla de reflujo de columna separadora

El control de nivel del tanque de reflujo LIC-1214 envió una señal para la apertura de la válvula VLV-104 a un porcentaje del 100 % , con la finalidad de desviar el flujo a la sección del límite de batería y evitar la acumulación de flujo en la sección del tanque de condensado (Figura 4.32).

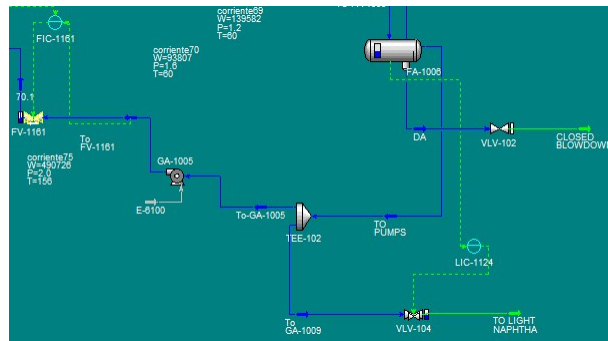


Figura 4.31: Control de nivel de tanque de reflujo

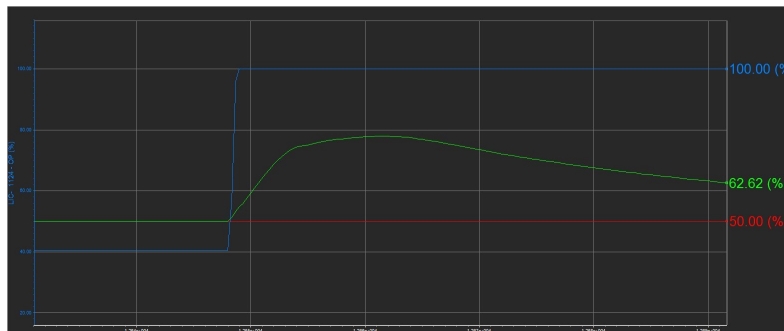


Figura 4.32: Acción del control de nivel del tanque FA-1006 en falla de reflujo de columna separadora

Por lo tanto, la sobrepresión generada no fue suficiente para llegar a la presión de relevo de la columna separadora de naftas, y no fue necesaria la apertura de las válvulas de seguridad (Figura 4.25).

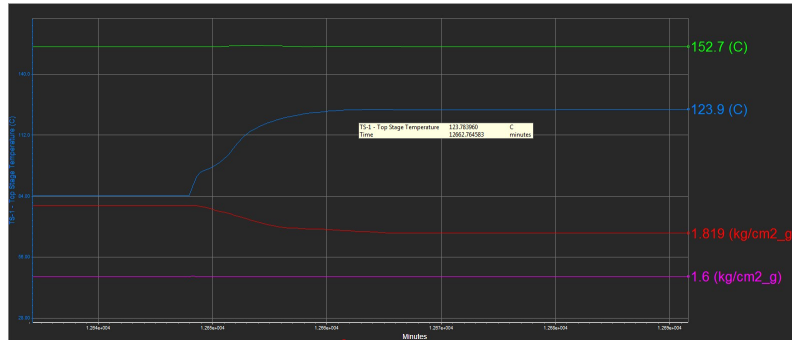


Figura 4.33: Temperatura y presión de la columna separadora a falla de reflujo con interacción del control básico

4.1.5. Falla de aerofriador de la columna separadora de naftas sin control básico

La falla del aerofriador puede ocurrir a causa de falla de energía eléctrica o falla mecánica del ventilador. Para este análisis se consideró falla mecánica para el aerofriador EC-1002 en la cual el ventilador deja de operar. Para realizar el escenario de falla del aerofriador se desactiva el ventilador principal y los controles en modo manual, esto con la finalidad observar el comportamiento de las válvulas de seguridad al incrementar la presión en la columna separadora de naftas hasta la presión de relevo (Figura 4.35). Se utilizó la herramienta del simulador Malfunction para provocar la falla en el ventilador del aerofriador EC-1002 (Figura 4.36).

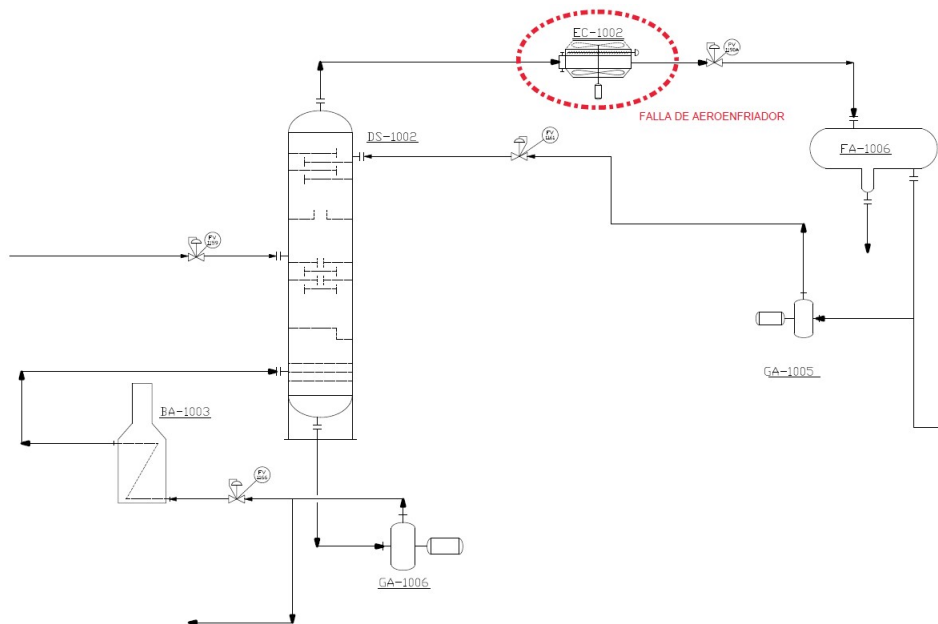


Figura 4.34: Falla de aerofriador EC-1002

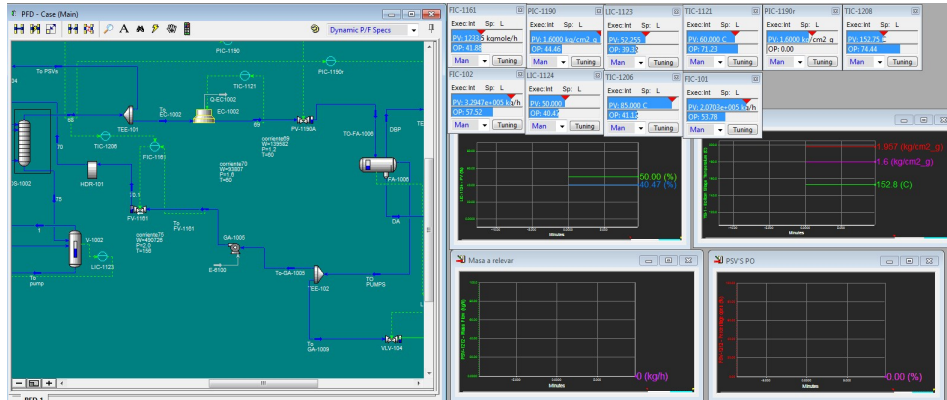


Figura 4.35: Falla del aerofriador y control en modo manual

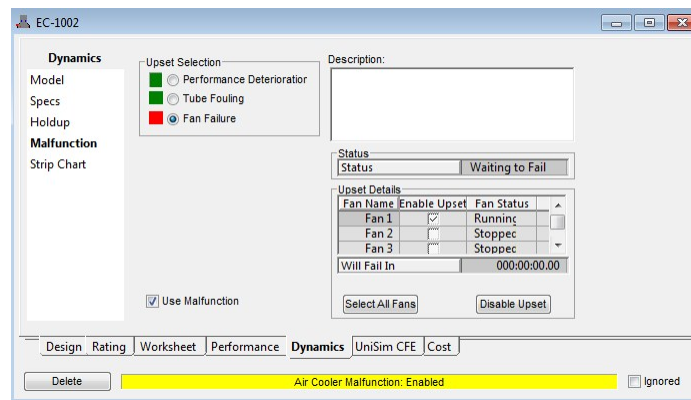


Figura 4.36: Falla de operación del aerofriador utilizando la opción Malfunction

El escenario se realizó en un tiempo de simulación de 60 minutos, una vez iniciado el escenario de falla del aerofriador, transcurridos 15 minutos en tiempo de simulación, se inicio la apertura de la válvula PSV-1211 (Figura 4.37), a los 18 minutos inicio la apertura de la válvula PSV-1212 (Figura 4.38).

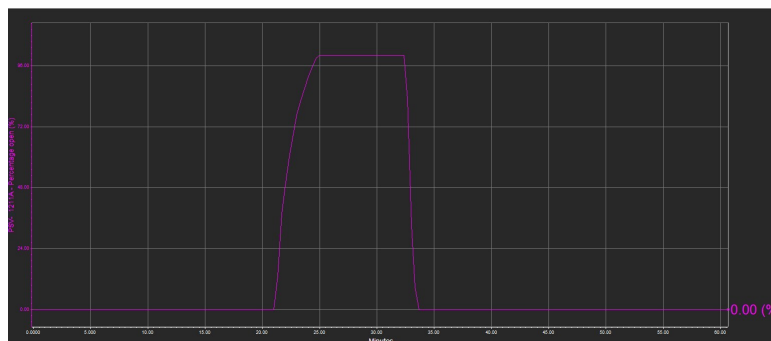


Figura 4.37: Porcentaje de apertura de válvula PSV-1211 po falla de aerofriador sin control básico

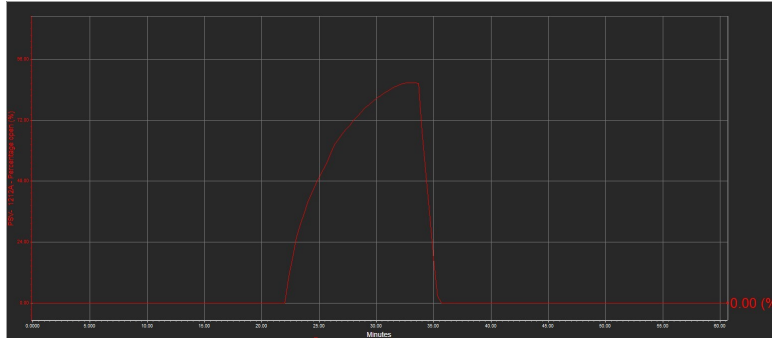


Figura 4.38: Porcentaje de apertura de válvula PSV-1212 por falla de aerofriador sin control básico

La válvula PSV-1211 abrió al 100 % de su capacidad, mientras que la válvula PSV-1212 tuvo una apertura del 86.8 %.

La temperatura en los fondos y domos de la columna separadora se observa a continuación (Figura 4.39, 4.40).

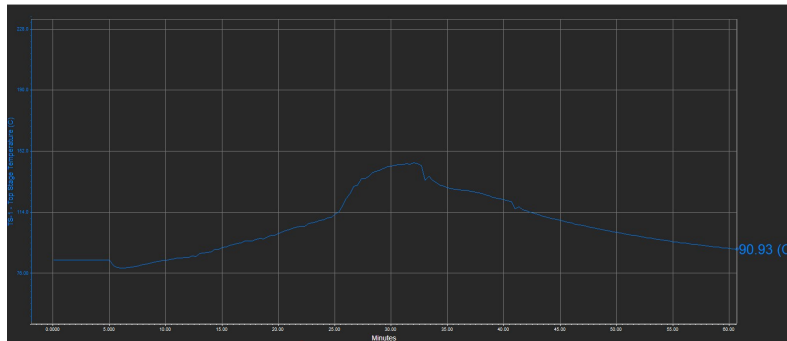


Figura 4.39: Temperatura en domos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico

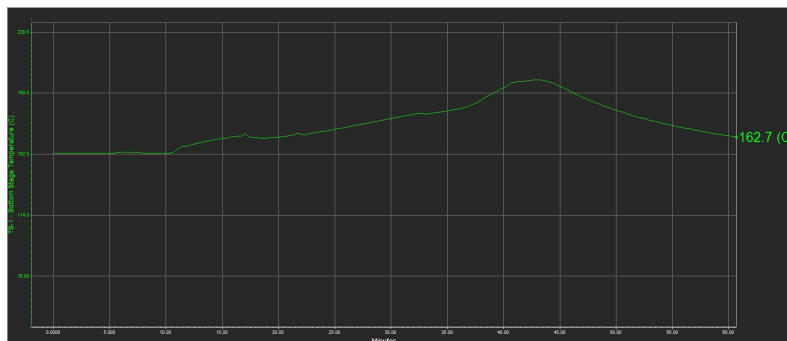


Figura 4.40: Temperatura en fondos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico

La temperatura máxima alcanzada en los domos de la columna separadora 144.7 °C, y el fondos de la columna fue 198 °C.

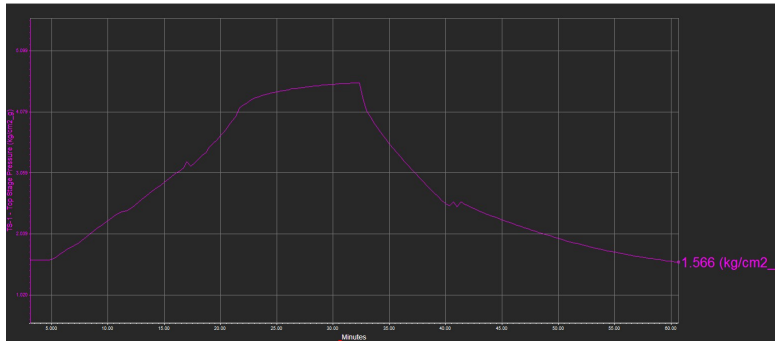


Figura 4.41: Presión en domos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico

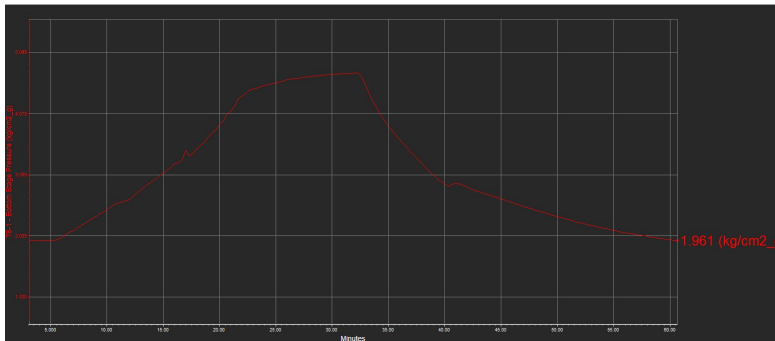


Figura 4.42: Presión en fondos de la columna separadora de nafta en falla de aerofriador sin control básico

La presión máxima en el domo de la columna separadora fue 4.56 kg/cm^2 y la presión en la sección de los fondos de la columna fue 4.76 kg/cm^2 (Figura 4.41, 4.42)

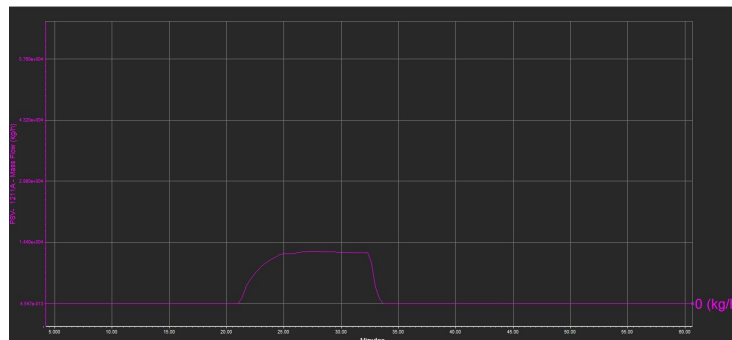


Figura 4.43: Masa a relevar de PSV-1211 en falla de aerofriador sin control básico

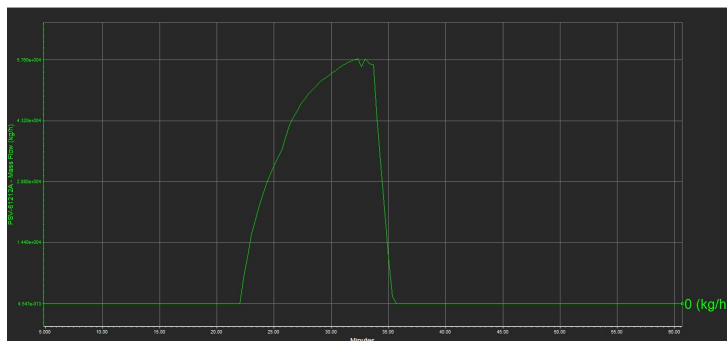


Figura 4.44: Masa a relevar de PSV-1212 en falla de aerofriador sin control básico

La cantidad de materia relevada para regular la presión en la columna separadora por parte de la válvula PSV-1211 fue aproximadamente **12200 kg/h**, la válvula PSV-1212 relevo una cantidad de **55957.8 kg/h** (Figura 4.43, 4.44), el valor de diseño establecido para la válvula PSV-1211 es **10789.45 kg/h** y para la válvula PSV-1212 es un valor **49172.16 kg/h** los valores anteriores fueron establecidos en estado estacionario en la etapa de ingeniería básica..

4.1.6. Falla de aerofriador de la columna separadora de naftas con control básico

La falla del aerofriador provoca que la temperatura de la corriente de recirculación aumente su temperatura y como consecuencia se produce más flujo de vapor en columna separadora de naftas, provocando un aumento significativo en la presión en los domos de la columna separadora. Para el estudio correspondiente se consideró el control básico en el escenario de relevo de presión de falla del aerofriador, esto se refleja en la simulación considerando el control en modo automático. El escenario se inició utilizando la opción Malfunction para deshabilitar el aerofriador EC-61002 en el simulador de procesos (Figura 4.36).

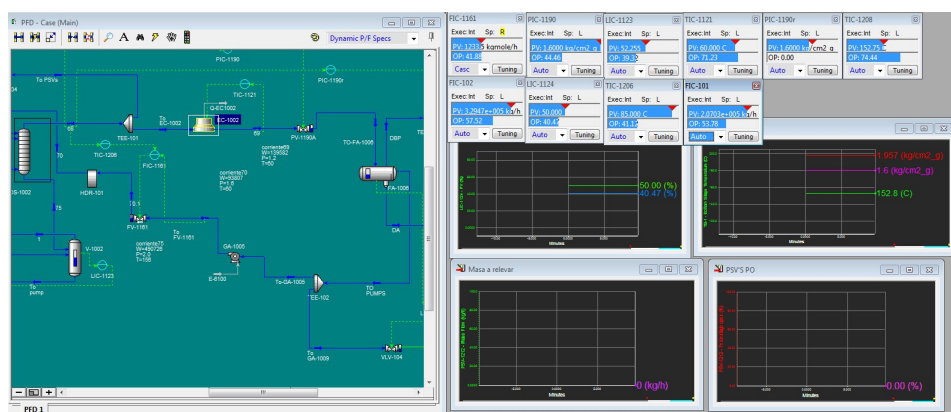


Figura 4.45: Falla del aerofriador y control en modo automático

La falla del EC-1002 tuvo un tiempo de 70 minutos en la simulación. En el escenario propuesto no se generó la situación de desfogue, el aumento de temperatura y presión fue considerable, pero el tiempo estimado para generar esas condiciones es alto.

La bomba de reflujo GA-1005 cavitó en el minuto 15 una vez iniciado el escenario, a causa del aumento de vaporización ocasionado por el aumento de temperatura en la línea de destilado en la columna separadora.(Figura 4.46).

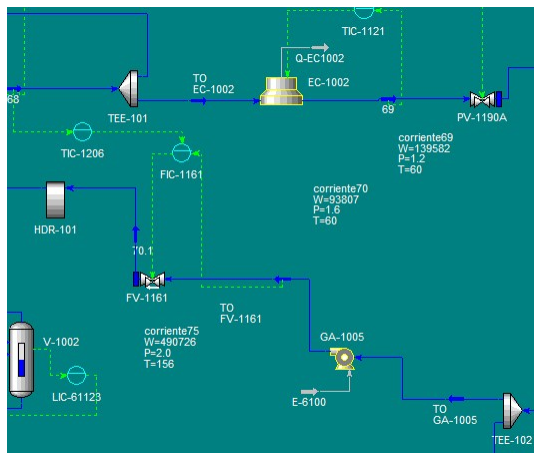


Figura 4.46: Falla de bomba de reflujo cavitación

La temperatura máxima alcanzada en los domos de la columna separadora fue 127.7°C y en los fondos de la columna se generaron oscilaciones cerca del punto de ajuste y la temperatura fue 152.8°C (Figura 4.47,4.48).

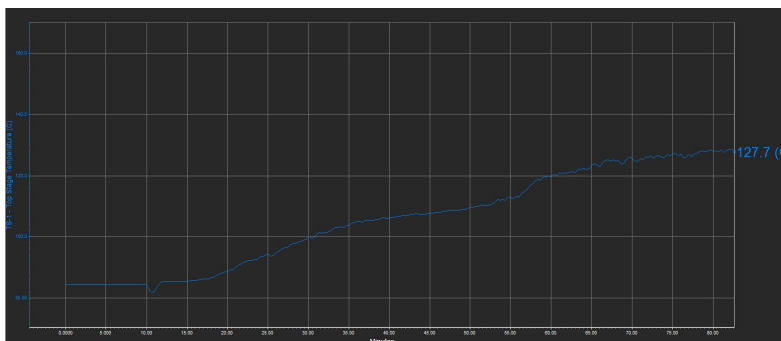


Figura 4.47: Temperatura de sección de domos de la columna a falla del EC-1002 con control básico

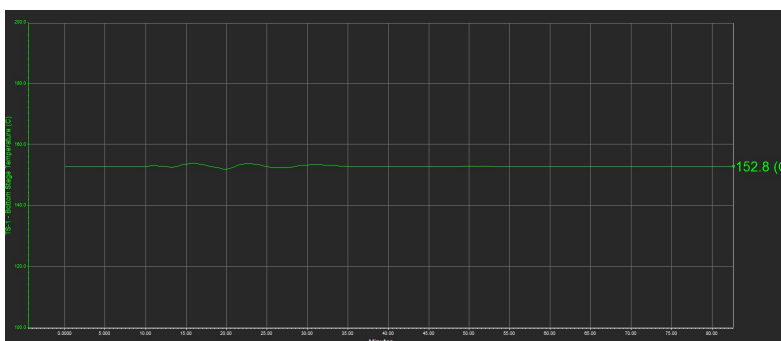


Figura 4.48: Temperatura de sección de fondos de la columna a falla del EC-61002 con control básico

La presión máxima en los domos de la columna separadora fue de $3.838\text{kg}/\text{cm}^2$ y la sección de los fondos de la columna separadora fue de $4.007\text{kg}/\text{cm}^2$ (4.49,4.49).

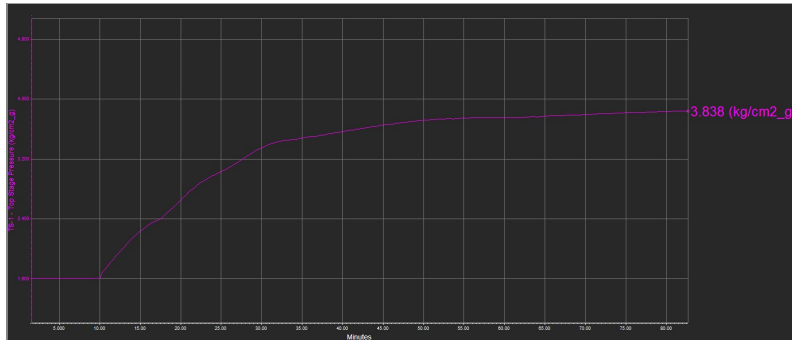


Figura 4.49: Presión de domos de columna separadora a falla del EC-1002 con control básico

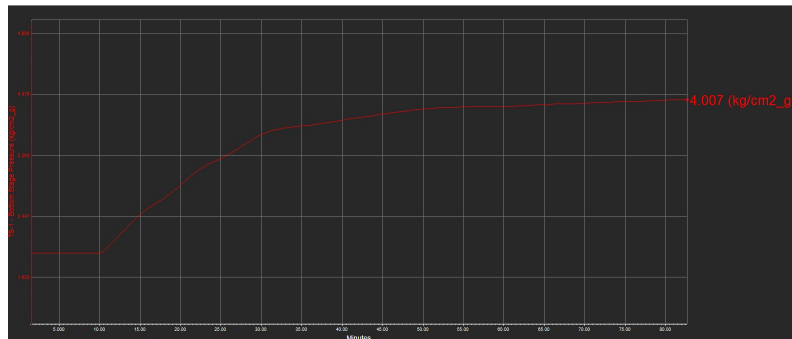


Figura 4.50: Presión de fondos de columna separadora a falla del EC-1002 con control básico

4.1.7. Falla de energía eléctrica sin control básico

En el escenario de falla de energía eléctrica los equipos que cambian de estado de operación a paro se muestran en la figura 4.51, esto se debe a que ambos equipos se encuentran en la misma subestación de energía eléctrica y en la tabla 4.2 se especifica el estado de cada uno de los equipos.

En ingeniería básica se especificó que la bomba GA-1006 se encuentra en una subestación de energía eléctrica diferente y que la bomba de respaldo opera mediante una turbina de vapor, por tal motivo no se considera fuera de operación.

Falla parcial de energía eléctrica	
Equipo	Estado
GA-1005	Paro
GA-1006	Operación
EC-1002	Paro

Tabla 4.2: Equipos en paro por falla parcial de energía eléctrica

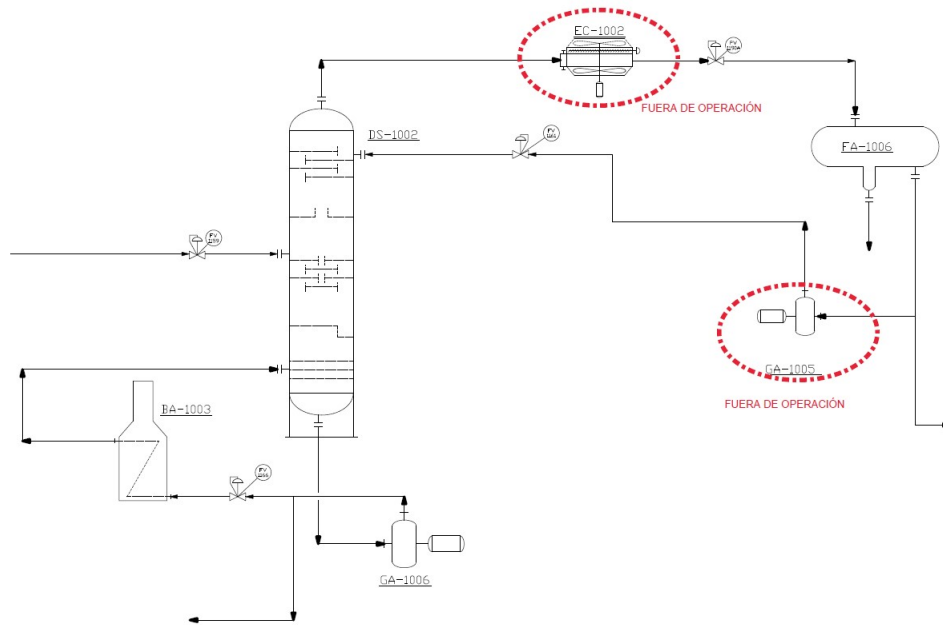


Figura 4.51: Equipos afectados por la falla de energía eléctrica

Para iniciar el escenario se configuró el error con la opción Malfunction del simulador de procesos para cada equipo mencionado en la tabla 4.2, para la bomba la velocidad del impulsor es igual a cero, mientras que en el aerorefrigerador las revoluciones por minuto del ventilador de igual manera se igualarán a cero(4.52,4.53).

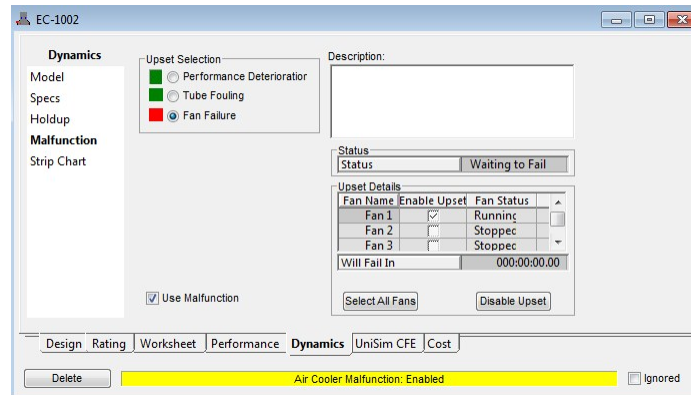


Figura 4.52: Falla de energía eléctrica en aerorefrigerador de domos de columna separadora de naftas

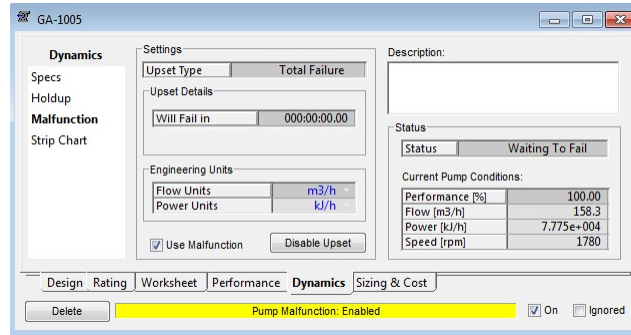


Figura 4.53: Falla de energía eléctrica en bomba de recirculación de domos de columna separadora de naftas

El control se modificó a modo manual, para evitar la interacción en el escenario de relevo de presión (Figura 4.54).

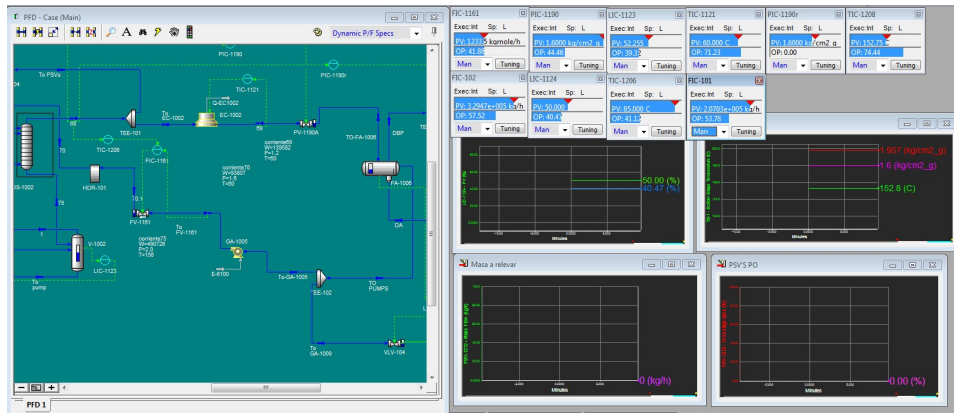


Figura 4.54: Control manual en falla de energía eléctrica de columna separadora

El escenario de falla por energía eléctrica fue generado en un tiempo de 50 minutos en tiempo de la simulación, al minuto 19 después de iniciar el escenario, la presión en el domo de la columna separadora alcanzó la presión de ajuste de la válvula de seguridad PSV-1211 de 4 kg/cm^2 e inicio su apertura, la capacidad de la válvula de seguridad PSV-1211 no fue suficiente para estabilizar la presión, por ese motivo después de 2 minutos comenzó la apertura la válvula PSV-1212 a una presión 4.2 kg/cm^2 (Figura 4.57, 4.58).

El porcentaje de apertura de la válvula de seguridad PSV-1211 fue del 100 % y permaneció abierta por 8 minutos, mientras que la apertura de la válvula PSV-1212 fue aproximadamente del 62.7 % y permaneció abierta 8 minutos (Figura 4.55, 4.56).

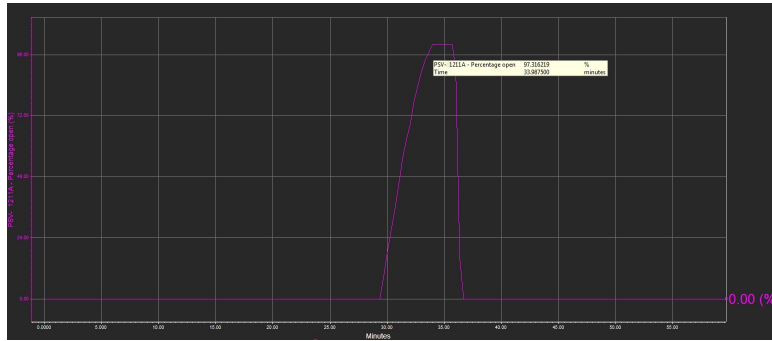


Figura 4.55: Apertura de válvula de seguridad PSV-1211 a falla de energía eléctrica

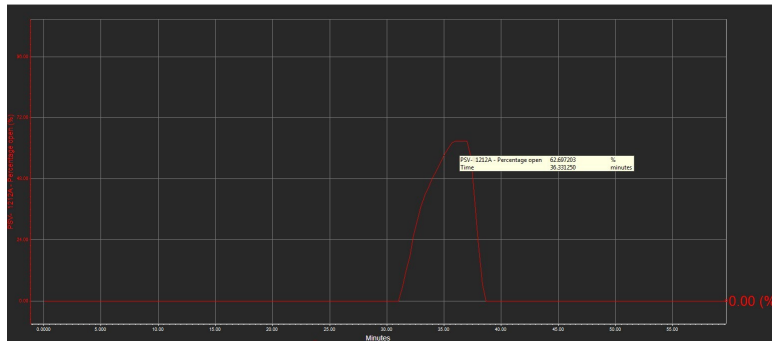


Figura 4.56: Apertura de válvula de seguridad PSV-1212 a falla de energía eléctrica

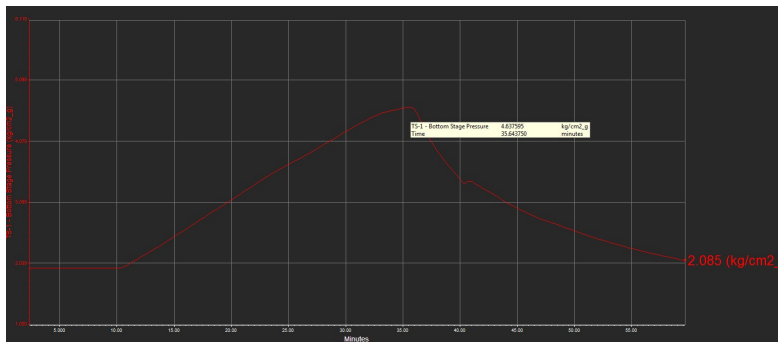


Figura 4.57: Presión en fondos de columna separadora a falla de energía eléctrica sin control básico

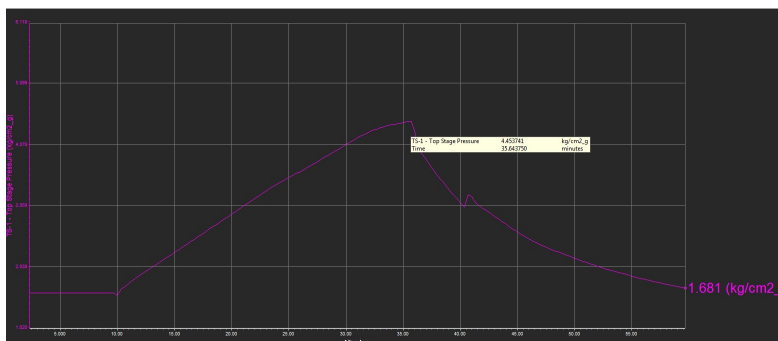


Figura 4.58: Presión en domos de columna separadora a falla de energía eléctrica sin control básico

La presión máxima alcanzada fue 4.64 kg/cm^2 en la sección de fondos de la columna separadora, en la sección de domos la presión máxima alcanzada fue 4.45 kg/cm^2 .

La temperatura máxima en los fondos fue 179.83°C , mientras en la sección de domos la temperatura máxima fue 143.95°C (Figura 4.59,4.60).

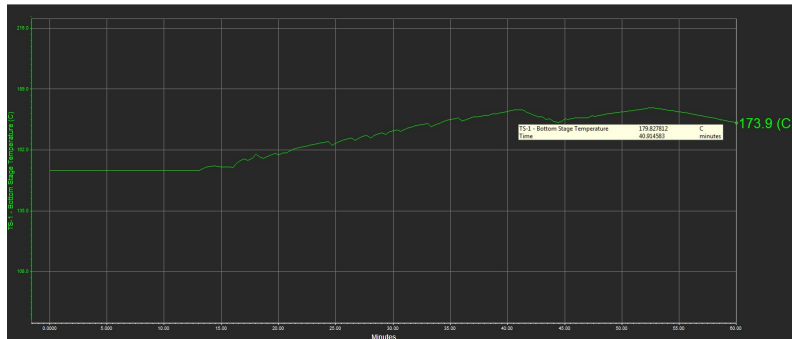


Figura 4.59: Temperatura en fondos de columna separadora en falla de energía eléctrica sin control básico

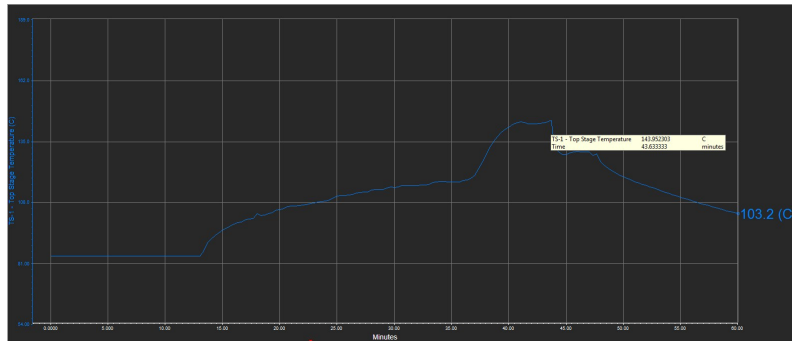


Figura 4.60: Temperatura en domos de columna separadora en falla de energía eléctrica sin control básico

La masa relevada de la válvula PSV-1211 fue **11529.05 kg/h**, para la válvula PSV-1212 la masa relevada fue **40350.31 kg/h** (Figura 4.61,4.62), el valor de diseño establecido para la válvula PSV-1211 es **10789.45 kg/h** y para la válvula PSV-1212 es un valor **49172.16** los valores anteriores fueron establecidos en estado estacionario en la etapa de ingeniería básica..

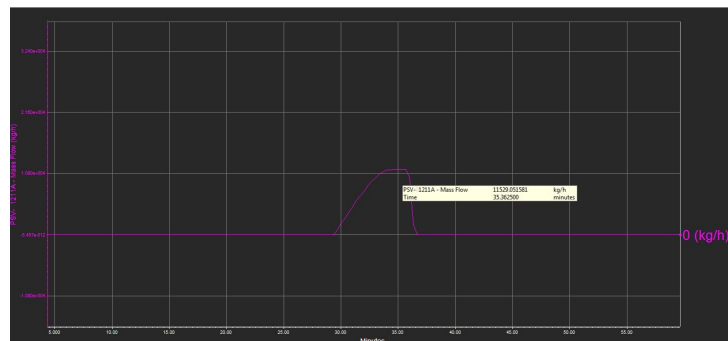


Figura 4.61: Masa a relevar de válvula PSV-1211 a falla de energía eléctrica sin control básico

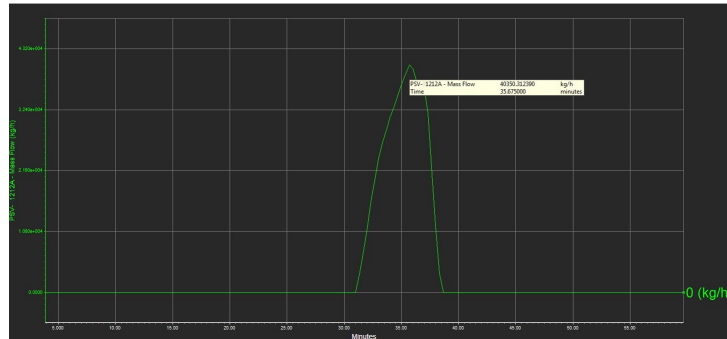


Figura 4.62: Masa a relevar de válvula PSV-1212 a falla de energía eléctrica sin control básico

4.1.8. Falla de energía eléctrica con control básico

El escenario de energía eléctrica interactuó el sistema de control básico y los equipos que cambiaron su estado de operación corresponde a los de la tabla 4.2.

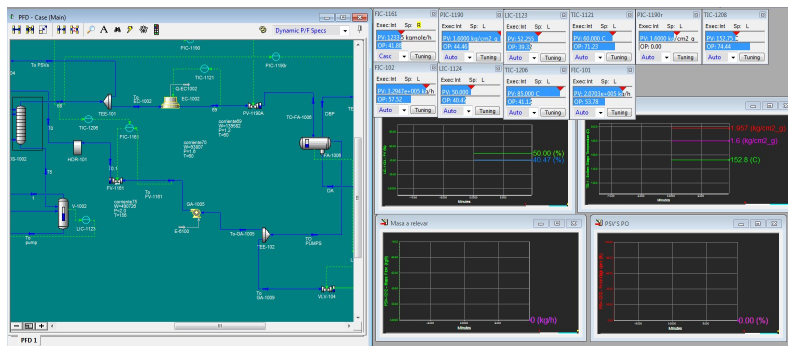


Figura 4.63: Control automático en falla de energía eléctrica de columna separadora

El tiempo del escenario de falla por energía eléctrica fue 50 minutos, en tiempo de simulación. La situación de relevo no se presentó, por que el sistema no alcanzó la presión de ajuste de las válvula de seguridad. El sistema de control básico evitó que la presión del sistema aumentará súbitamente y no fue necesario la apertura de las válvulas del sistema de seguridad. Para reactivar los equipos fuera de operación, en primera instancia se activó el aerofriador EC-1002 y cinco minutos después se activo la bomba de reflujo GA-1005, el orden se estableció en el manual de operación de la planta de proceso, establecido en la ingeniería básica.

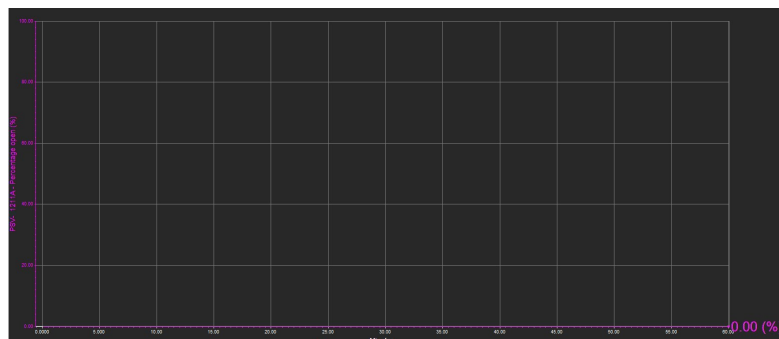


Figura 4.64: Acción de válvulas PSVs en falla de energía eléctrica con control básico

La presión máxima de la sección de domos de la columna separadora fue 3.62 kg/cm^2 (Figura 4.65) y en la sección de fondos de la columna separadora fue de 3.78 kg/cm^2 (Figura 4.66).

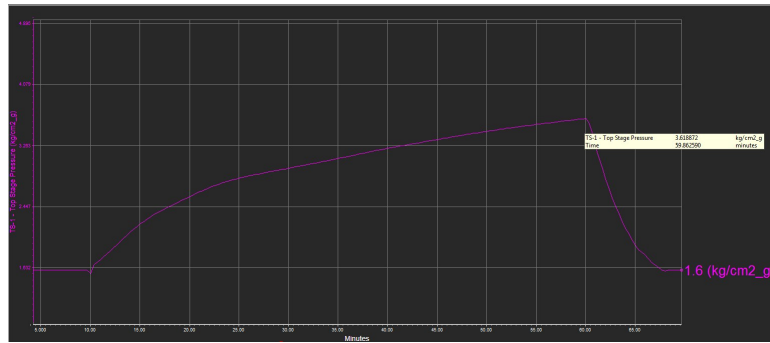


Figura 4.65: Presión de domos de la columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico

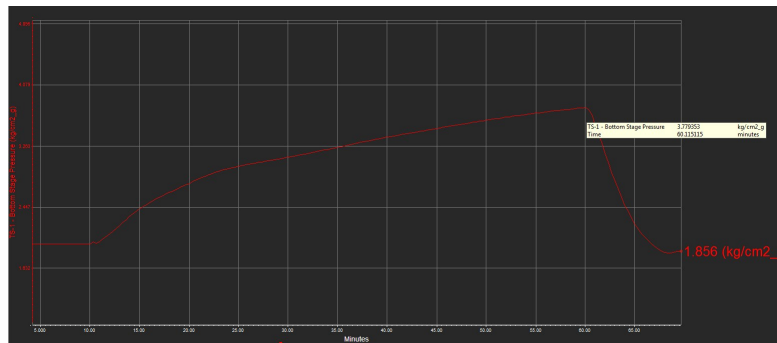


Figura 4.66: Presión de fondos de la columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico

La temperatura máxima de la sección de domos de la columna separadora fue $136.7 \text{ }^\circ\text{C}$ (Figura 4.67), la temperatura máxima en la sección de fondos fue $153.56 \text{ }^\circ\text{C}$ (Figura 4.68).

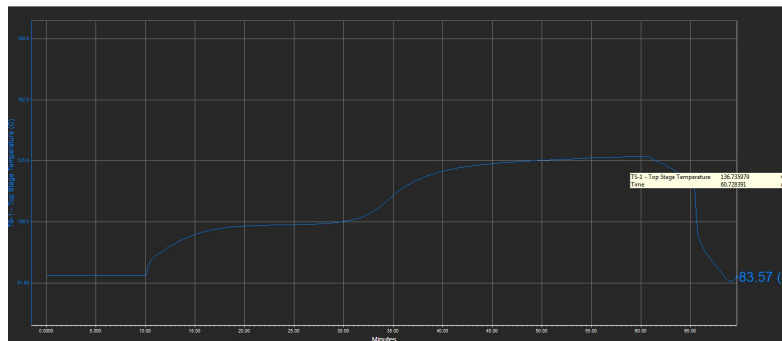


Figura 4.67: Temperatura de la sección de domos de columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico

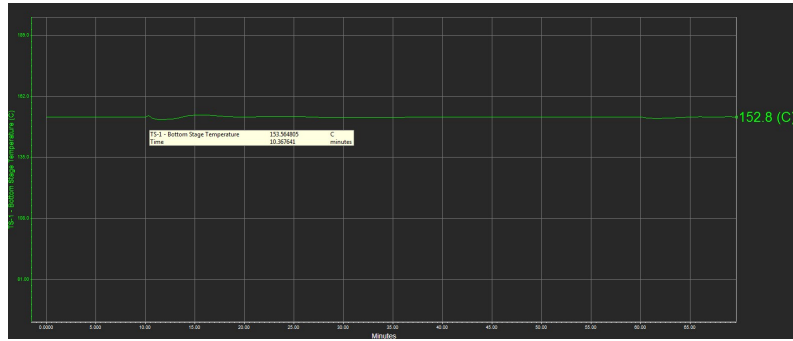


Figura 4.68: Temperatura de la sección de fondos de columna separadora en falla de energía eléctrica con control básico

Capítulo 5

Análisis de resultados

5.1. Descarga bloqueada en domos de columna separadora de nafta

Los datos de las simulación se muestran en la tabla 5.1.

Variables	Falla sin control básico	Falla con control básico
Apertura PSV-1211 (%)	100	45.5
Apertura PSV-1212 (%)	95.7	0
Temperatura domos ($^{\circ}C$)	146	138
Temperatura fondos ($^{\circ}C$)	204.7	151
Presión domos (kg/cm^2)	4.59	4.18
Presión fondos (kg/cm^2)	4.79	4.33
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	11788.5	4960.03
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	62547.14	0

Tabla 5.1: Valores de la simulación a falla por descarga bloqueada en la sección de domos

El tiempo de simulación para que la presión del sistema se igualara a la presión de ajuste de las válvulas y comenzará la apertura de la válvula de seguridad, es diferente para cada caso. El escenario de falla por descarga bloqueada sin interacción del control básico, el tiempo de sobrepresionamiento fue de 15 minutos. En el escenario de falla por descarga bloqueada con interacción del control básico, el tiempo de sobrepresionamiento fue de 27 minutos.

El escenario falla por descarga bloqueada sin interacción del control básico, los controles permanecieron en modo manual a un porcentaje de apertura de operación de las válvulas de control en un rango del 40 %-75 % de apertura (Figura 5.1).

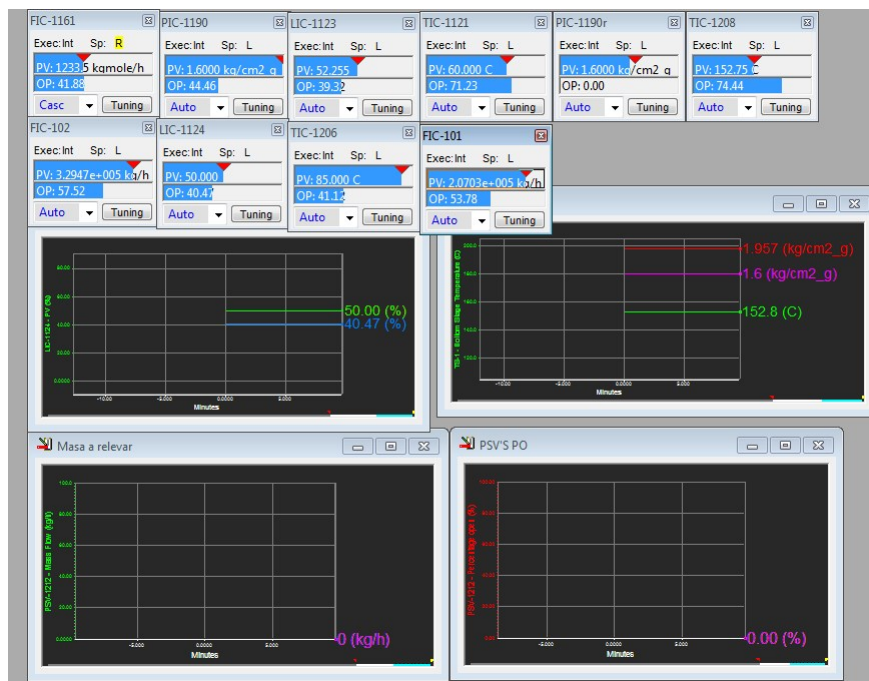


Figura 5.1: Rango de operación de control manual en falla por descarga bloqueada

La diferencia del tiempo reacción del sistema de válvulas de seguridad, una vez iniciada la falla en ambos escenarios fue de 12 minutos. La causa fue la interacción de los diferentes controles básicos del sistema, los controles con una perturbación más significativa fueron:

- El control de temperatura en la sección de fondos de la columna separadora
- El control de nivel de la columna separadora
- El control de temperatura del aerofriador

Las perturbaciones significativas se analizaron de manera individual.

Control de temperatura de la sección de fondos de columna separadora

El control de temperatura TIC-1208 del horno de carga BA-1003 implementó acciones para regular la temperatura en el plato número 1 de la columna separadora, mediante la situación de descarga bloqueada en los domos de la columna (Figura 5.2)

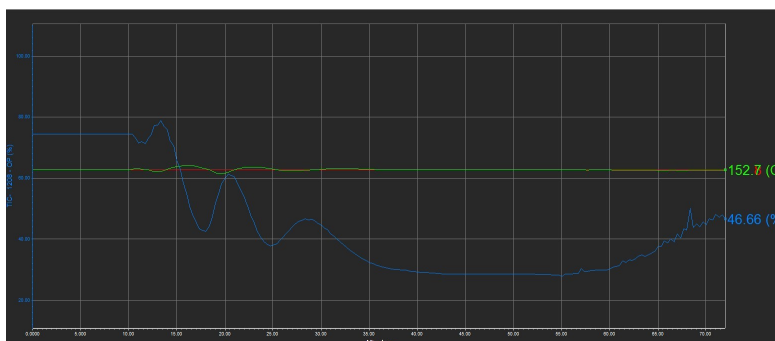


Figura 5.2: Perturbación del control de temperatura del horno BA-1003 a causa de descarga bloqueada en la sección de domos

El control de temperatura disminuyó la carga térmica en relación al aumento de temperatura en los domos, evitando el aumento de temperatura en la sección de fondos de la columna. La carga térmica comienza a restablecerse al solucionar la falla por descarga bloqueada (Figura 5.3)

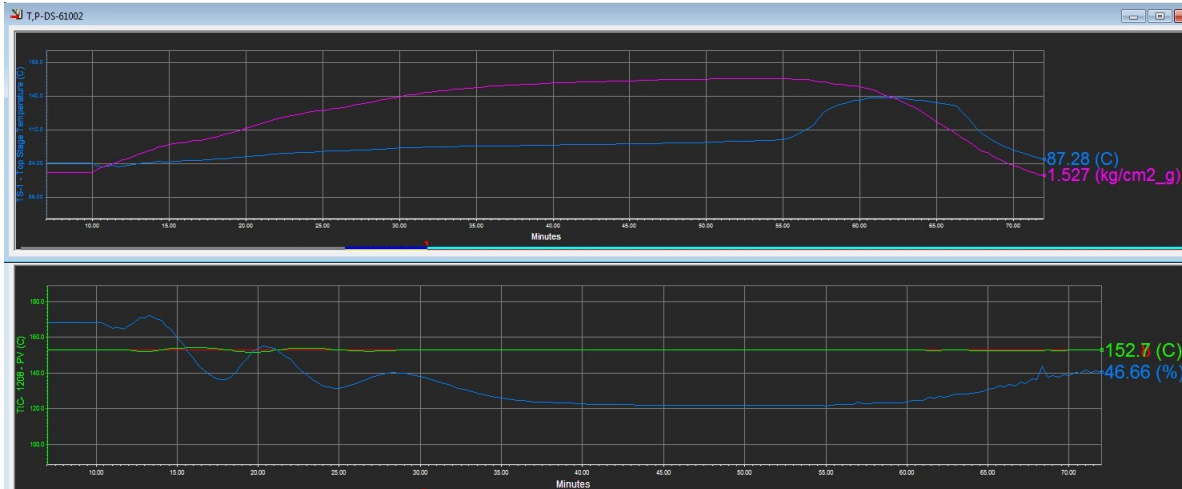


Figura 5.3: Actividad del control TIC-1208 en relación a la temperatura de domos de la columna

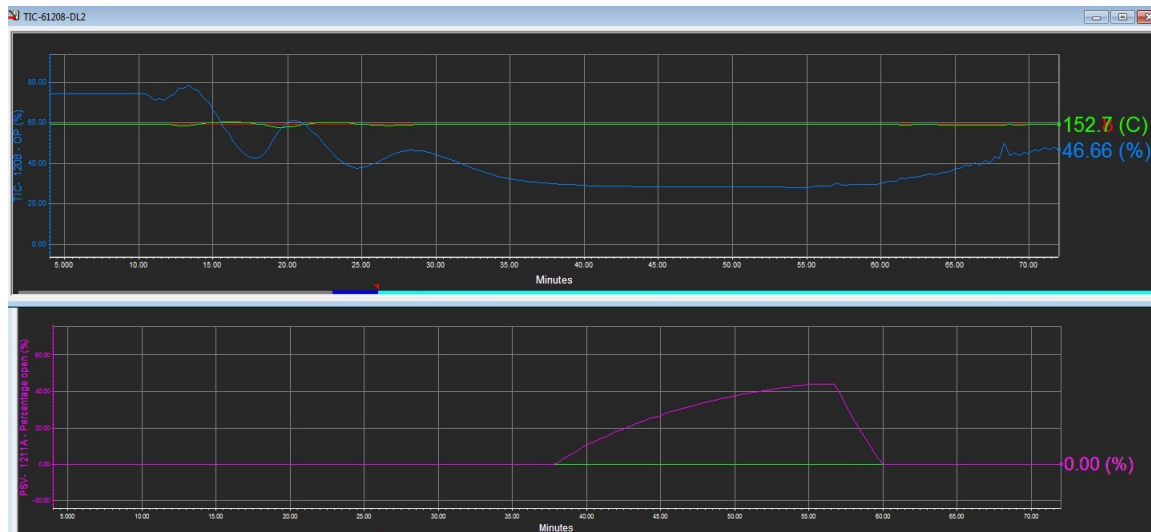


Figura 5.4: Actividad del control TIC-1208 en relación a el porcentaje de apertura de la válvula PSV-1211

El efecto de la apertura de la válvula PSV-1211 generó estabilidad en el control TIC-1208 del horno de carga de la columna separadora, al permanecer constante la variable de operación y una vez solucionada la falla por bloqueo, la válvula de seguridad PSV-1211 terminó su operación y la variable de operación del TIC-1208 se restablece al punto de ajuste (Figura 5.4)

Control de nivel de la sección de fondos de la columna separadora

El control de nivel LIC-1123 de la columna separadora implementó acciones para evitar el inundamiento en la columna separadora de naftas, en la situación de falla por descarga bloqueada. El nivel en la columna aumentó y el control LIC-1123 generó la señal de apertura de la válvula FV-61158 a un porcentaje del 100 %. Después de transcurrir varios minutos de la falla por descarga bloqueada el control TIC-1123 generó la señal para cambiar el porcentaje de apertura a 0.08 %, la causa del porcentaje es ocasionada por la alta vaporización en el sistema (Figura 5.5)

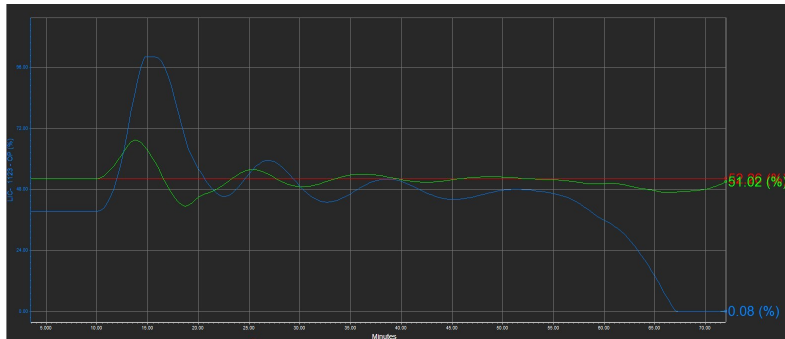


Figura 5.5: Acciones implementada por el control de nivel LIC-1123 a falla de descarga bloqueada

Control de temperatura del aerofriador

El control TIC-1121 detuvo la operación del aerofriador al iniciar la falla por descarga bloqueada, debido a la ausencia de flujo en esa sección. Después de solucionar la falla por descarga bloqueada el aerofriador restableció su operación y la temperatura se restableció a su punto de ajuste de la sección de condesado (Figura 5.6).

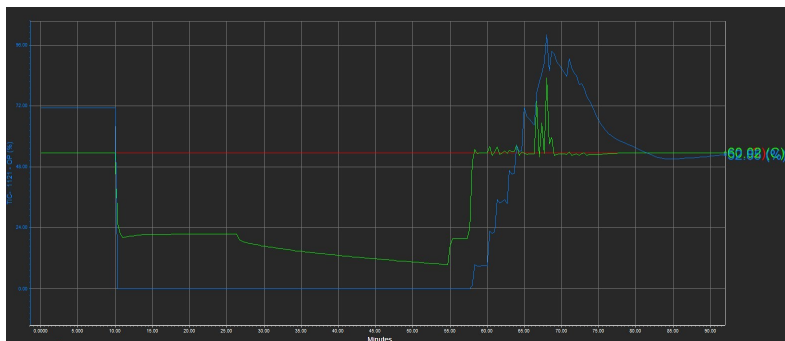


Figura 5.6: Acción del control de temperatura TIC-1121 a falla de descarga bloqueada

5.2. Falla de reflujo en la columna separadora de naftas

Los datos respectivos de cada simulación se muestran en la tabla 5.2.

Variables	Falla sin control básico	Falla con control básico
Apertura PSV-1211 (%)	37.7	0
Apertura PSV-1212 (%)	0	0
Temperatura domos ($^{\circ}C$)	157.5	123.9
Temperatura fondos ($^{\circ}C$)	205	152.7
Presión domos (kg/cm^2)	4.15	1.6
Presión fondos (kg/cm^2)	4.4	1.819
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	4625.5	0
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	0	0

Tabla 5.2: Valores de la simulación a falla por reflujo en la sección de domos

El escenario de falla por reflujo tuvo un tiempo considerable para alcanzar la situación de relevo de presión, esto sin considerar la operación del control básico. El escenario con la capa de protección del control básico se simuló por un tiempo de 120 minutos y no se estableció la condición relevo de presión.

El motivo por el alto tiempo para el inicio de la situación de relevo fue que la carga térmica del horno BA-1002, se encuentra en un rango de operación bajo, en comparación al requerido para alcanzar al valor de volatilidad de los elementos pesados y aumentar los niveles de presión en la sección de los domos de la columna separadora de naftas.

En un escenario real de esta índole, el tiempo transcurrido en la simulación es lo suficiente para detectar la falla y de manera inmediata solucionar el error, esto para evitar que el escenario alcance el punto de interacción con el sistema de relevo de presión. De igual manera transcurridas las dos horas todo el sistema se convierte en vapor y se pierde el flujo del líquido.

5.3. Falla de aerofriador

Los datos obtenidos de la simulación se muestran en la tabla 5.3.

Variables	Falla sin control básico	Falla con control básico
Apertura PSV-1211 (%)	100	0
Apertura PSV-1212 (%)	86.8	0
Temperatura domos ($^{\circ}C$)	144.7	127.7
Temperatura fondos ($^{\circ}C$)	198	152.8
Presión domos (kg/cm^2)	4.56	3.838
Presión fondos (kg/cm^2)	4.76	4.007
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	12200	0
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	55957.8	0

Tabla 5.3: Valores de la simulación de falla de aerofriador en la sección de domos

La capa de protección del control básico tuvo la capacidad para evitar que la falla del aerofriador, provocará un escenario de relevo de presión, en la tabla 5.3 se muestra el impacto que tiene la capa del control básico en dicha situación de falla, cuando el control básico no interactúa el sistema de relevo de presión implementa acciones correctivas, generando la apertura de las válvulas de seguridad PSV-1211 y PSV-1212, obteniendo valores de flujos a relevar. En caso contrario cuando

el control se encuentra en operación, el sistema de relevo de presión no implementa acciones correctivas.

Los controles con perturbaciones mas significativas son los siguientes:

- Control de rango dividido en la sección de domos de la columna separadora
- Control del horno de carga de la columna separadora
- Control de nivel del tanque condensador de destilados
- Control cascada de la sección de reflujo de la columna separadora

Control de rango dividido de la sección de domos de la columna

El control PIC-1190 y PIC-1190r ambos referenciados como el control de rango dividido tuvieron perturbación considerables mediante la falla del aroenfriador EC-1002, ambos controles generaron señales para la apertura de las válvulas PV-1190A y PV-1190B a un porcentaje del 100 %, esto con la finalidad de disminuir el aumento de presión ocasionado por la falta de enfriamiento en la sección de domos (Figura 5.7,5.8).

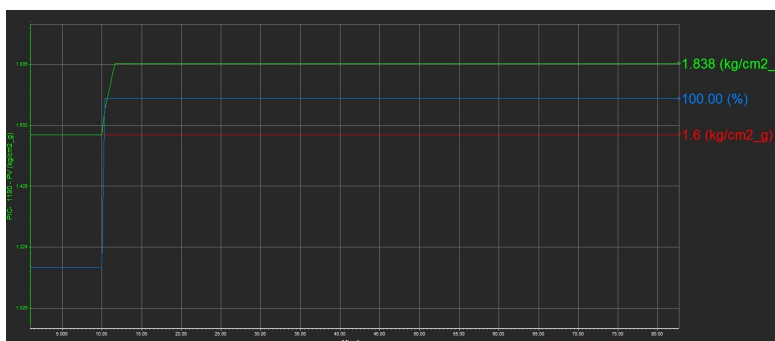


Figura 5.7: Perturbación de control de presión de columna separadora a falla de aroenfriador

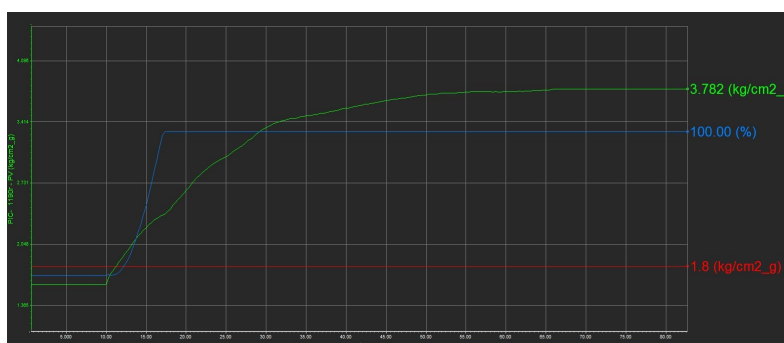


Figura 5.8: Perturbación de control de presión de rango dividido de columna separadora a falla de aroenfriador

Control del horno de carga de la columna separadora

El control del horno de carga de la columna separadora TIC-1208 disminuyó la carga térmica en función del aumento de temperatura, para estabilizar el punto de ajuste del controlador de temperatura en la sección de fondos de la columna separadora (Figura 5.9).

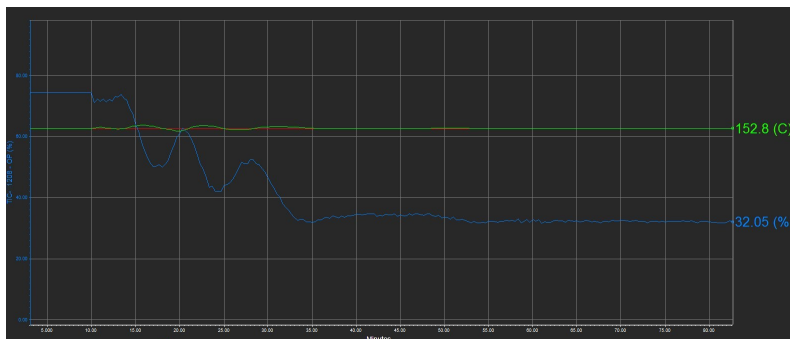


Figura 5.9: Perturbación de control de temperatura del horno de carga a falla del aerofriador

Control de nivel del tanque condensador de destilado

El control de nivel del tanque condensador generó una señal para cerrar la válvula VLV-104, debido a la falta de condensación del vapor del destilado de la columna separadora, la ausencia del líquido fue el motivo principal para el bloqueo de la válvula VLV-104 (Figure 5.10).

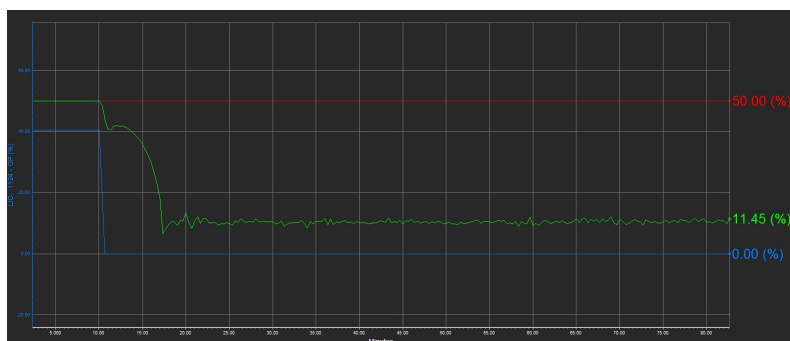


Figura 5.10: Perturbación del control de nivel del tanque condensador a falla del aerofriador

Control cascada de la sección de reflujo de la columna separadora

La ausencia de enfriamiento en la sección del destilado, generó perturbaciones importantes en el control cascada de la sección del reflujo, al comenzar la situación de falla el controlador TIC-1208 y FIC-1161 desplazan su punto de operación aproximadamente al 11 %, esto se debe a la influencia de la disminución de carga térmica por parte del controlador de temperatura del horno de carga, al seguir aumentando la temperatura el control cascada implementa acciones y desplaza su punto de operación por parte del FIC-1161 al 100 % de operación, mientras que el control TIC-1206 su punto de operación alcanza el 52 % aproximadamente, el aumento de temperatura provoca aumento en la vaporización del destilado y por tanto la disminución significativa del flujo del líquido para la sección de reflujo de la columna, provocando en el control cascada un amplio rango de oscilaciones en el control de flujo FIC-1161 y alejarse del punto de ajuste del control correspondiente (Figuras 5.11, 5.11).

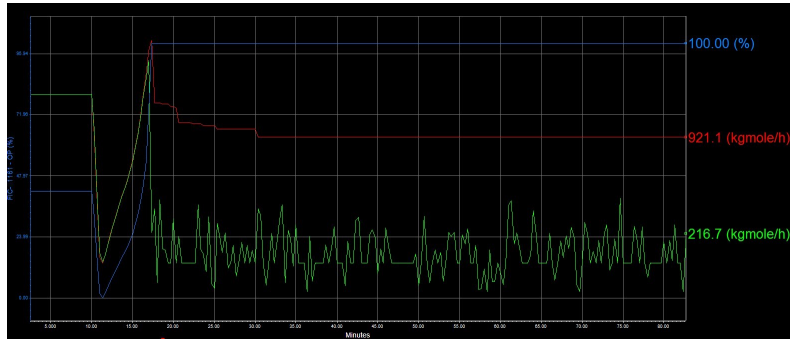


Figura 5.11: Perturbación del control de flujo en cascada a falla del aerofriador

El control de temperatura se estabilizó de forma inapropiada, estableciéndose lejos del punto de ajuste, pero gracias a la acción del control de flujo con un punto de operación al 100 % se logró la estabilización de la temperatura a 101.7 °C (Figura 5.12).

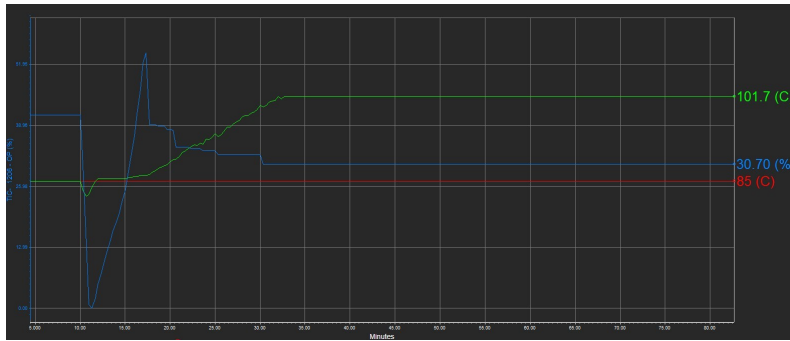


Figura 5.12: Perturbación del control de temperatura en cascada a falla del aerofriador

5.4. Falla de energía eléctrica

Los datos se muestran en la tabla 5.4.

Variables	Falla sin control básico	Falla con control básico
Apertura PSV-1211 (%)	100	0
Apertura PSV-1212 (%)	62.7	0
Temperatura domos (°C)	143.95	136.7
Temperatura fondos (°C)	179.83	153.56
Presión domos (kg/cm ²)	4.45	3.62
Presión fondos (kg/cm ²)	4.64	3.78
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	11529.05	0
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	40350.31	0

Tabla 5.4: Valores de la simulación de falla de energía eléctrica

En la situación de falla por energía eléctrica, el escenario con la capa de protección del control básico estabilizó la presión sin la intervención del sistema de relevo de presión. El escenario donde la capa de protección del control básico no interactúa, la presión del sistema se igualó a la presión de relevo en 19 minutos y esto produjo la apertura de las válvulas de seguridad de la columna

separadora.

Los controles con una perturbación más significativa y los que evitaron que el sistema alcanzara la presión de relevo son los siguientes:

- Control de temperatura del horno de carga de la columna separadora
- Control de nivel de la columna separadora
- Control de rango dividido de la sección de domos de la columna
- Control de nivel del tanque de condensado

Control de temperatura del horno de carga

El control TIC-1208 referente al control de temperatura del horno de carga, disminuyó el porcentaje de operación al inicio del incidente de falla de energía eléctrica, después de 3 minutos intento establecer el punto de ajuste, pero gracias a los controles de nivel de la columna y del tanque condensador de destilado que implementaron acciones al aumentar o disminuir el nivel de cada uno respectivamente, después el control de temperatura disminuyó su punto de ajuste progresivamente hasta alcanzar un mínimo 30 % aproximadamente con el fin de disminuir la temperatura en la columna separadora (Figuras 5.13,5.14).

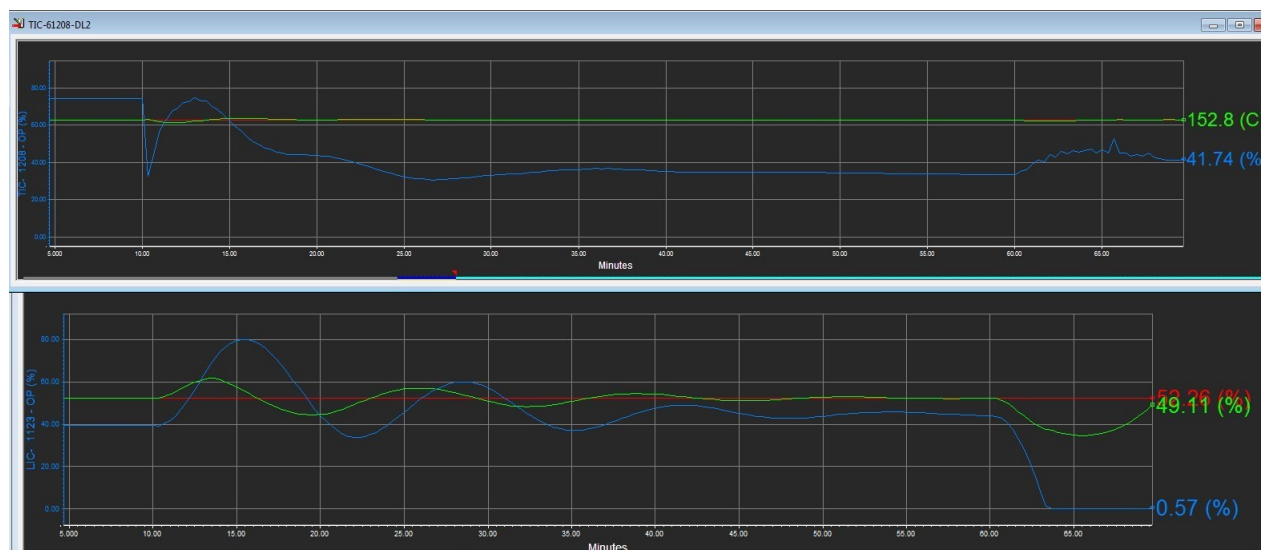


Figura 5.13: Control de temperatura horno de carga e influencia del control de nivel de columna

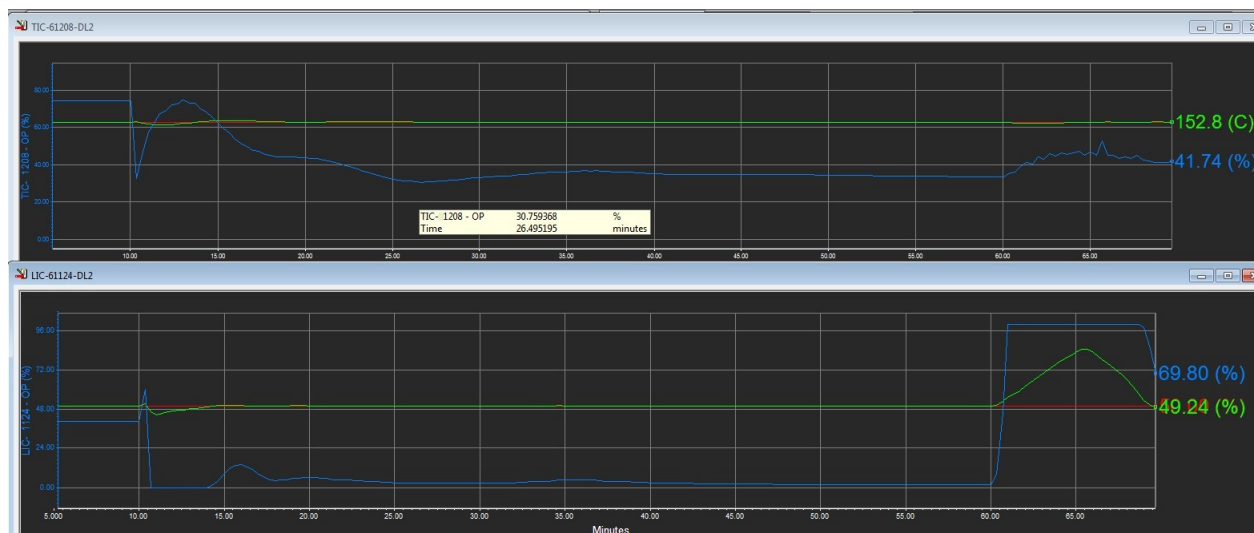


Figura 5.14: Control de temperatura horno de carga e influencia del control de nivel del tanque de condensado

Control de nivel de la columna separadora

Como se menciona con anterioridad el control de nivel de la columna separadora LIC-1123 generó acciones importantes para evitar el escenario de relevo de presión, la variación en el porcentaje de operación al inicio de la falla de energía eléctrica fue de 40 % iniciado el escenario de falla, después de 50 minutos el control modifica el porcentaje de operación a 0.57 %, debido a el aumento de temperatura en el sistema y provocando la ausencia de líquido en el mismo. La razón por la que el control reduce significativamente su porcentaje de operación una vez solucionado el incidente, es para recuperar el nivel apropiado de operación en la columna y restablecer el proceso de destilación (Figura 5.15).

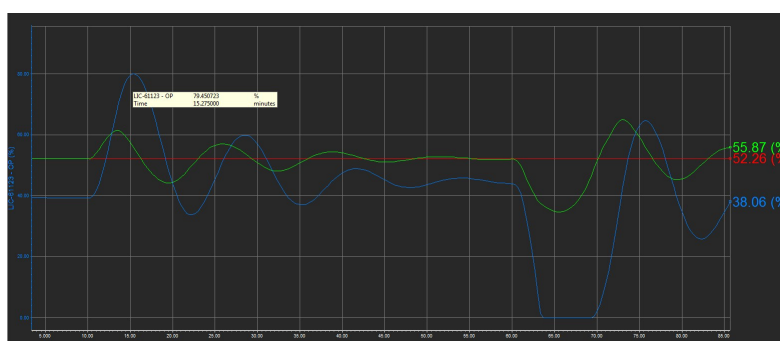


Figura 5.15: Control de nivel de columna separadora a falla de energía eléctrica

Control de nivel del tanque de condensado

El control de nivel del tanque condensador LIC-1124 cambio su porcentaje de operación de 40 % a 2 % aproximadamente, esto fue ocasionado por la ausencia de líquido condensado provocado por la perdida del aroenfriador al perder la energía eléctrica. Después de restablecer la operación de los equipos afectados por la falla de energía el controlador de nivel LIC-1124 comenzó acciones para establecer la variable de proceso a su punto de ajuste (Figura 5.10).

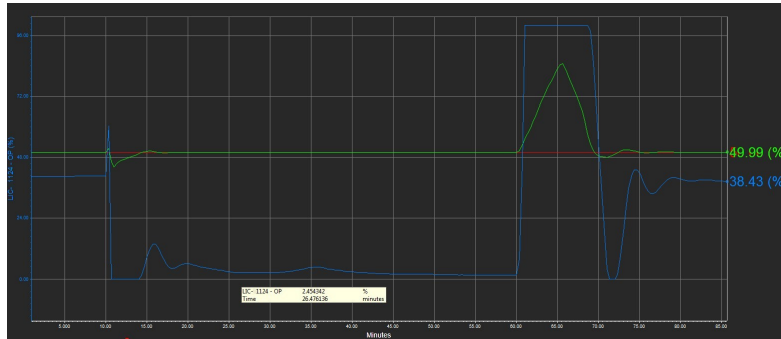


Figura 5.16: Control de nivel de tanque de condensado a falla de energía eléctrica

Control de presión de columna separadora

El control de presión PIC-1190 y PIC-1190r evitarán que la presión de domos de la columna separadora se igualará a la presión de ajuste de las válvulas de seguridad, evitando un escenario de relevo de presión, el control PIC-1190 cambió su porcentaje de operación de 45 % a 100 % aproximadamente, está con el fin de reducir la presión en el sistema (Figura 5.17). El controlador PIC-1190r se activó una vez alcanzada la presión 1.8 kg/cm^2 evitando que el tanque de condensado se sobrepresione a causa del aumento de vapor en el sistema (Figura 5.18).

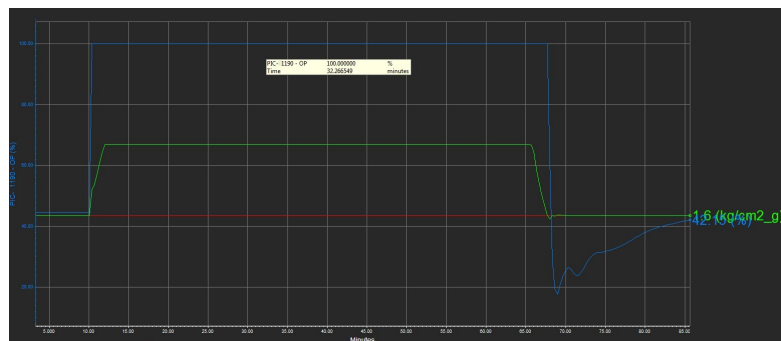


Figura 5.17: Control de presión de columna separadora a falla de energía eléctrica

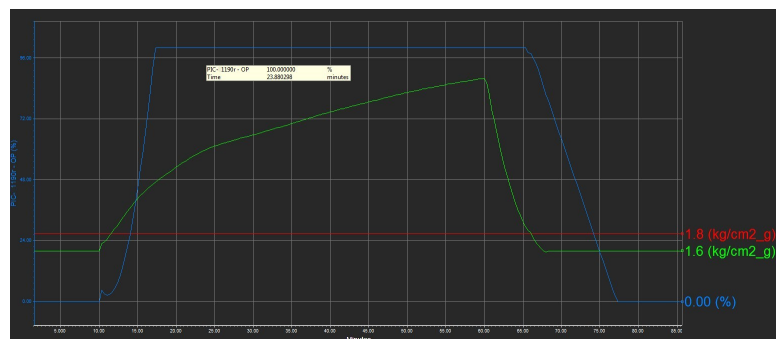


Figura 5.18: Control de presión de tanque de reflujo a falla de energía eléctrica

Capítulo 6

Conclusiones y recomendaciones

Debido a que el diseño de sistemas de relevo de presión es a régimen permanente fue necesario realizar el análisis correspondiente enfocado en la masa a relevar de los dispositivos de relevo de presión (PRD) a régimen transitorio.

El resumen de los datos obtenidos de los diferentes escenarios de falla propuestos se encuentran en las tablas 6.1, 6.2.

Variables	Descarga bloqueada	Falla de reflujo	Falla de aerofriador	Falla de energía eléctrica
Apertura PSV-1211 (%)	100	37.7	100	100
Apertura PSV-1212 (%)	95.7	0	86.8	62.7
Temperatura domos ($^{\circ}C$)	146	157.5	144.7	143.95
Temperatura fondos ($^{\circ}C$)	204.7	205	198	179.83
Presión domos (kg/cm^2)	4.59	4.15	4.56	4.45
Presión fondos (kg/cm^2)	4.79	4.4	4.76	4.64
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	11788.5	4625.5	12200	11529.05
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	62547.14	0	55957.8	40350.31

Tabla 6.1: Resultados de la simulación solo con la capa de protección del sistema de relevo de presión

Variables	Descarga bloqueada	Falla de reflujo	Falla de aerofriador	Falla de energía eléctrica
Apertura PSV-1211 (%)	45.5	0	0	0
Apertura PSV-1212 (%)	0	0	0	0
Temperatura domos ($^{\circ}C$)	138	123.9	127.7	136.7
Temperatura fondos ($^{\circ}C$)	151	152.7	152.8	153.56
Presión domos (kg/cm^2)	4.18	1.6	3.838	3.62
Presión fondos (kg/cm^2)	4.33	1.819	4.007	3.78
Flujo relevar PSV-1211 (kg/h)	4960.03	0	0	0
Flujo relevar PSV-1212 (kg/h)	0	0	0	0

Tabla 6.2: Resultados de la simulación con ambas capas de protección, control básico y el sistema de relevo de presión

La diferencia entre los dos escenarios propuestos se muestra en las siguiente figuras 6.7, 6.8.

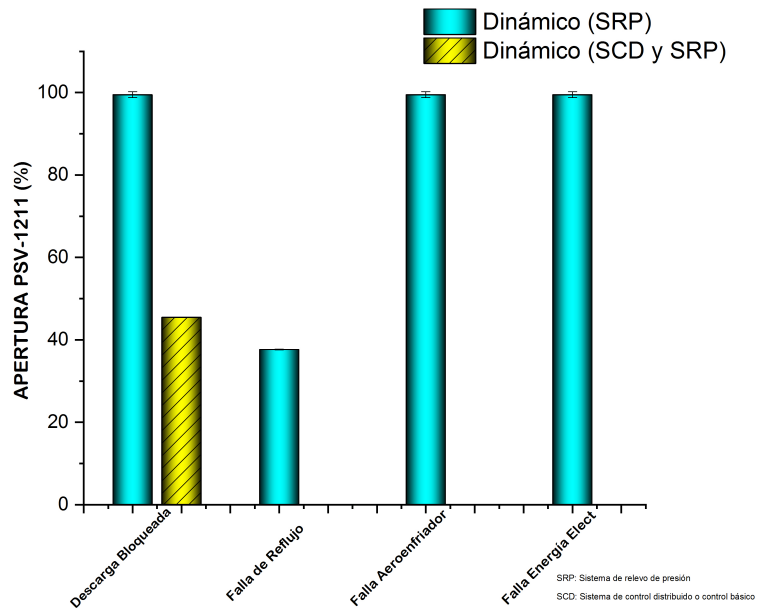


Figura 6.1: Resumen de porcentaje de apertura de PSV-1211

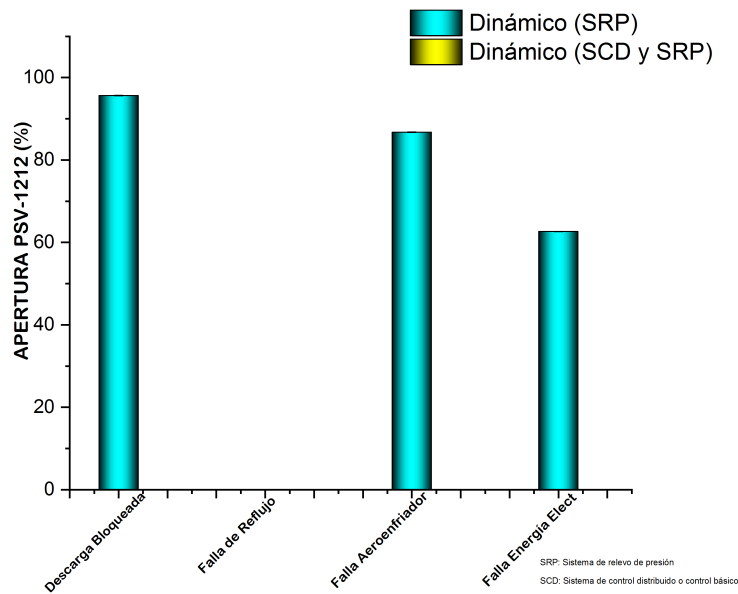


Figura 6.2: Resumen de porcentaje de apertura de PSV-1212

Los resultados correspondientes referentes al porcentaje de apertura, muestran que solo en el escenario por descarga bloqueada es necesaria solo una válvula de seguridad, específicamente la válvula PSV-1211. El motivo es que en dicho escenario la capa de protección por control básico no es suficiente para controlar el aumento de presión.

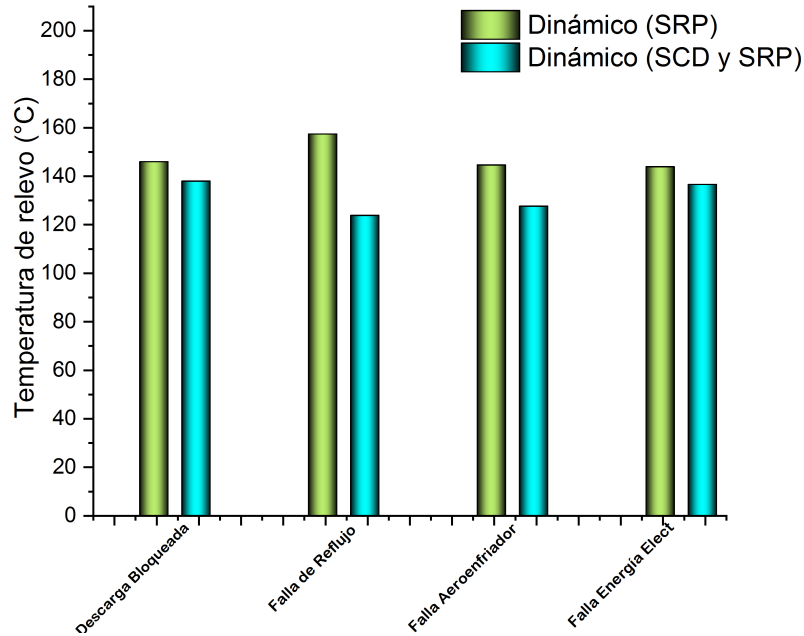


Figura 6.3: Resumen de temperatura máxima en PSV-1211

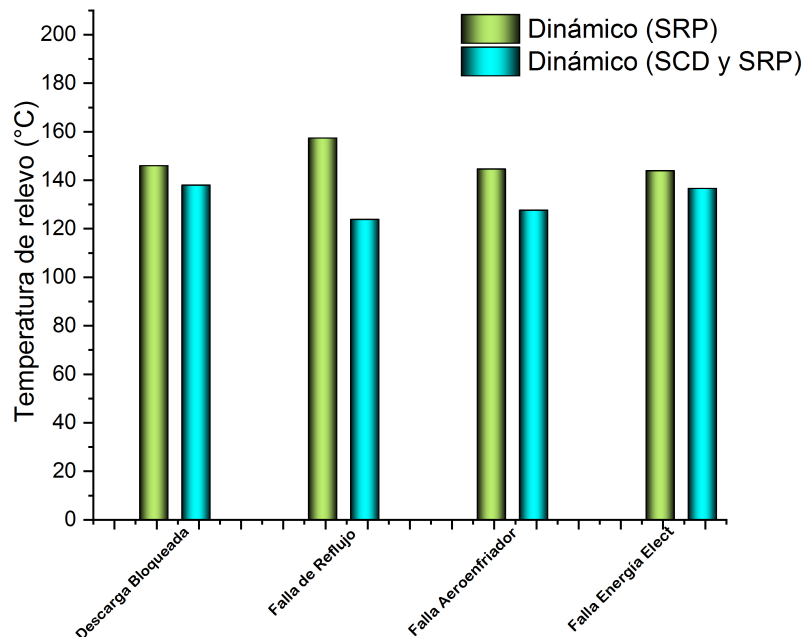


Figura 6.4: Resumen de temperatura máxima en PSV-1212

En las figuras 6.3,6.4 se muestra la diferencia entre la temperatura de relevo a régimen transitorio con solo una capa de protección (SRP) y con dos capas de protección (SCD y SRP), en todos los escenarios donde interactuó el control básico la temperatura es menor, esto se debe a las acciones implementadas por el control básico para estabilizar el sistema a sus condiciones normales de operación. El escenario con mayor impacto es el escenario por descarga bloqueada.

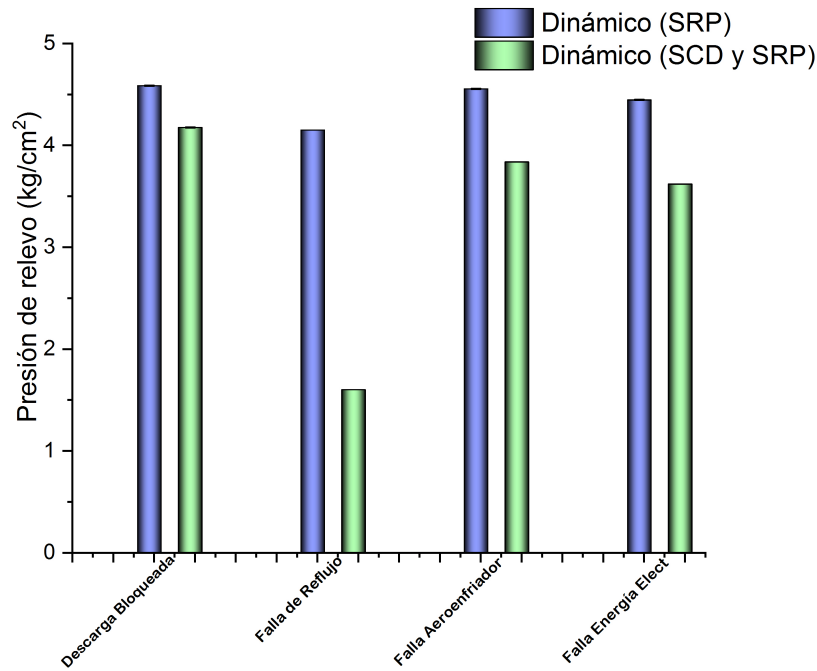


Figura 6.5: Resumen de máxima presión en PSV-1211

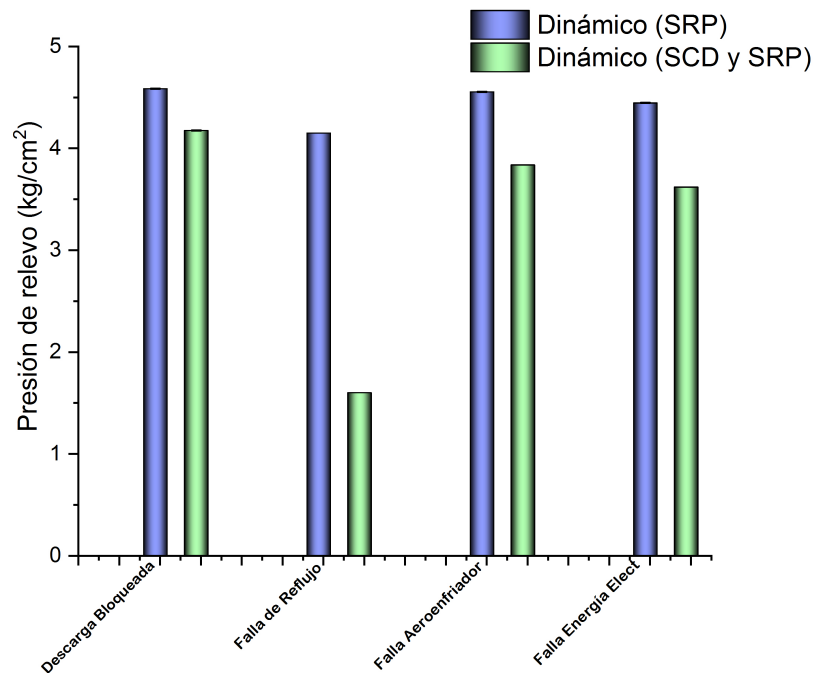


Figura 6.6: Resumen de máxima presión en PSV-1212

La presión en las válvula de seguridad del sistema de igual manera que la temperatura es menor cuando interactura el control básico en conjunto con el sistema de relevo de presión, y por tal motivo el escenario de descarga bloqueada es el de mayor riesgo para la columna separadora de naftas (Figuras 6.5,6.6).

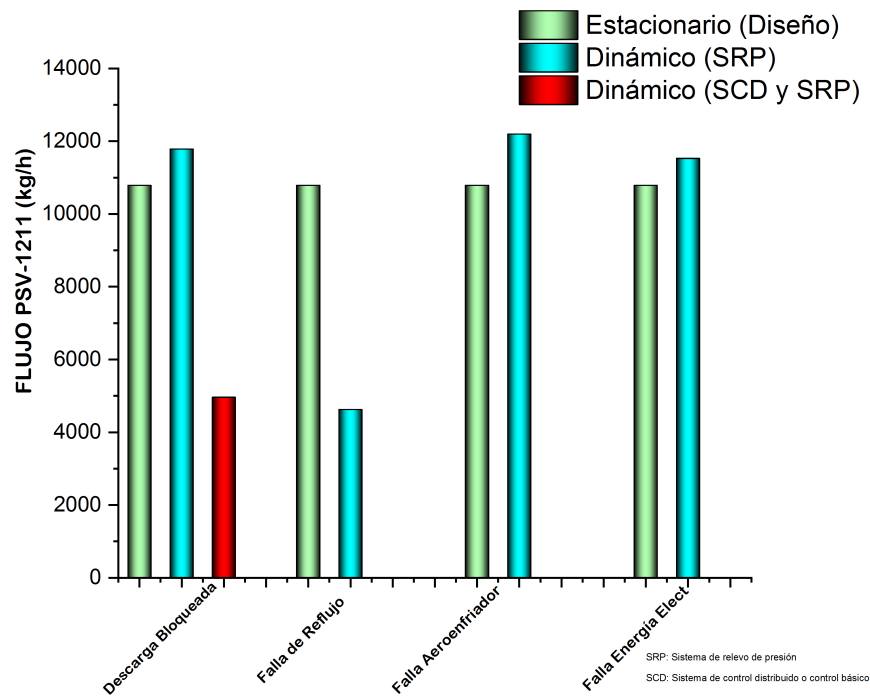


Figura 6.7: Resumen de masa a relevar de PSV-1211

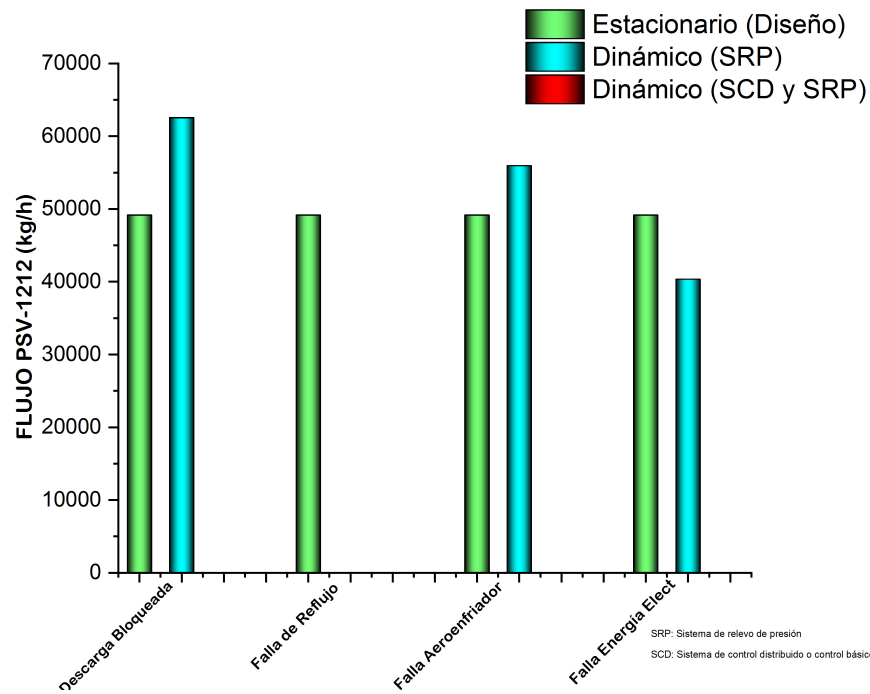


Figura 6.8: Resumen de masa a relevar de PSV-1212

En las figuras 6.7, 6.8 se muestra la actividad de las válvulas de seguridad en diferentes escenarios, claramente se observa que el control básico puede contener diversas contingencias, solo en el escenario por descarga bloqueada el sistema de relevo de presión fue auxiliar al control básico para disminuir la presión del sistema, en los escenarios restantes el control básico logró controlar

la presión y evitar que la presión alcance la presión de ajuste de las válvulas de seguridad. Las figuras 6.7, 6.8 nos muestran los flujos relevados en cada escenario y de igual manera un solo escenario donde las dos capas de protección interactuarán para controlar la presión en el sistema. Después del análisis correspondiente se concluye que la válvula de seguridad PSV-1212 no es imprescindible y se recomienda solo conservar la válvula PSV-1211. En tanto a la válvula PSV-1211 la apertura de la misma fue aproximadamente del 50 % es aceptable el rendimiento de esta válvula de seguridad.

Los datos obtenidos del análisis transitorio para sistema de relevo de presión, nos muestran que la capacidad de las válvulas de seguridad es grande en comparación a lo que el sistema requiere, por tal motivo se concluye que el análisis transitorio es necesario para evitar sobrediseño en los dispositivos de relevo de presión (PRD) e infraestructura correspondiente, y esto debe ser considerado para disminuir costos de diseño en la infraestructura. Los simuladores de procesos han demostrado ser una herramienta poderosa para realizar los análisis a régimen transitorio en los sistemas de relevo de presión, disminuyendo considerablemente los tamaños de los dispositivos de relevo de presión (PRD).

Recomendaciones

- Para una simulación con un escenario más aproximado al sistema real se recomienda incluir en la simulación el sistema de seguridad (ESD)
 - Se recomienda el uso de simuladores de proceso para el análisis operativo de las plantas de procesos
 - Se recomienda realizar el dimensionamiento preliminar en estado estacionario de los DRP y ajustar el dimensionamiento con los valores en estado transitorio
 - El uso de simuladores comerciales en las universidades para que el alumno se familiarice con el manejo de este tipo de programas, ya que las industrias utilizan este tipo de herramientas para el diseño y optimización de sus procesos.
-

Bibliografía

- API520, A. P. I. (2014). Recommended practice 520 *Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems*. In *Recommended Practice 520*.
- API520, A. P. I. (2015). Recommended practice 520 *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices, Part II-Installation*. In *Recommended Practice 520*.
- API521 (2014). *Recommended Practice 521 Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems*.
- API526, A. P. I. (2009). Recommended practice 521 flanged steel pressure relief valves. In *Recommended Practice 526*.
- ASME (2014). *PTC 25 Pressure relief devices*. ASME International.
- ASME (2017). *Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII, Rules for the construction of pressure vessels*. ASME International.
- Chaves, I. D. G., López, J. R. G., Zapata, J. L. G., Robayo, A. L., and Niño, G. R. (2016). *Dynamic Process Analysis*, pages 371–424. Springer International Publishing, Cham.
- Crowl, D. A. and Louvar, J. F. (2011). *Chemical Process Safety Fundamentals with Applications*. Pearson Education.
- Fisher, H., Forrest, H., Grossel, S. S., Huff, J., Muller, A., Noronha, J., Shaw, D., and Tilley, B. (2010). *Emergency relief system design using DIERS technology: The Design Institute for Emergency Relief Systems (DIERS) project manual*. John Wiley and Sons.
- Hellemans, M. (2010). Chapter 1 - history. In Hellemans, M., editor, *The Safety Relief Valve Handbook*, pages 1 – 5. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Honeywell (2017a). Unisim design *Dynamic Modeling*. In *Dynamic Modeling*.
- Honeywell (2017b). Unisim design *Simulation Basis Guide*. In *Simulation Basis Guide*.
- ISO, B. E. (2013a). Safety devices for protection against excessive pressure. part 1: Part 2: Bursting disc safety devices.
- ISO, B. E. (2013b). Safety devices for protection against excessive pressure. part 3: Safety valves and bursting disc safety device in combination.
- ISO, B. E. (2013c). Safety devices for protection against excessive pressure. part 4: Pilot operated safety valves.
- ISO, B. E. (2013 + A1, 2016.). Safety devices for protection against excessive pressure. part 1: Safety valves.
- ISO, B. E. (2014). Safety devices for protection against excessive pressure. part 6: application, selection and installation of bursting disc safety devices.

-
- Martinez, A. A. and Cornejo, R. M. L. (2013). *Técnica de reducción de flujos a relevar en sistemas de relevo de presión en plantas de procesos de refinación*. PhD thesis. Tesis para título de Ingeniero Químico, UNAM México D,F , 2013.
- Mathews, T. (1983). Bursting discs for over-pressure protection. *Chemical engineer*, (395):21–23.
- Morley, P. (1989a). Sizing pressure safety valves for flashing liquid duty. *Chemical Engineer*, pages 47–50.
- Morley, P. (1989b). Sizing pressure safety valves for gas duty. *Chemical Engineer*, page 21.
- PEMEX (2019). *Especificación Técnica Sistemas de tuberías en plantas industriales- Diseño y Especificaciones de materiales ET-032-PEMEX-2019*.
- ROSPA (1971). Liquid flammable gases: Storage and handling.
- Safety, C. F. C. P. (2017). *Guidelines for pressure relief and effluent handling systems*. John Wiley and Sons.