



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**DETERMINACIÓN DE FLUJOS DE ALIVIO EN SISTEMAS
DE RELEVO DE PRESIÓN (SRP) A RÉGIMEN DINÁMICO
MEDIANTE EL USO DE UN SIMULADOR PARA UNA
TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO.**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO E INGENIERA QUÍMICA.**

PRESENTAN:

EDUARDO ALEJANDRO FLORES CARPIO.

LIZBETH IYESCAS ROSAS.

DIRECTOR: M. EN C. VÍCTOR HUGO VILLAR MARÍN.

ASESORES:

M. EN I. MARIO PÉREZ MARÍN.

M. EN I. ALEJANDRO JUVENAL GUZMÁN GÓMEZ.

SINODALES:

DR. LUIS ALBERTO VERDUZCO MORA.

DR. CRESENCIANO ECHAVARRIETA ALBITER.

CIUDAD DE MÉXICO, 2024.





Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

AGRADECIMIENTOS.

Agradezco la Universidad Nacional Autónoma de México, que desde mi paso por la ENP 4 y, principalmente, por la FES Zaragoza, me brindó los recursos necesarios para poder desarrollar mi vida académica, y permitirme conocer a muchas personas, de las cuales he obtenido amistades entrañables.

Quiero dar mi agradecimiento al M. en C. Víctor Hugo Villar Marín, director de esta tesis, por su disposición, confianza y gran apoyo otorgado en la realización de este trabajo. También agradecer a los asesores y sinodales que nos brindaron su tiempo y conocimiento en este proceso.

Especial reconocimiento a Lizbeth Iyescas Rosas, con quien tuve la fortuna de recorrer este camino.

DEDICATORIA.

A mi madre, Elizabeth Carpio Banda, y a mi padre, Alejandro Flores Ortíz, pilares de mi vida y de lo que soy, su esfuerzo del día a día y su amor por mí me impulsan a mejorar, a seguir y a avanzar. Que mi amor por ustedes los corresponda en magnitud de lo que hemos logrado, de las adversidades que hemos superado y de la alegría que hemos conseguido. Mi corazón siempre para los tres.

A mis tres abuelas y tres abuelos, me han visto crecer, me han dado su apoyo, sus conocimientos, bendiciones, consejos y su amor. Gracias por complementarme la vida.

A quienes dieron palabras de aliento, risas y compañía.

AGRADECIMIENTOS.

Agradezco a nuestros asesores y sinodales, por todo el apoyo que nos brindaron, a la universidad por ser la sede de cientos de experiencias a lo largo de mi formación como profesionista, y a nuestro director de tesis el Maestro Víctor Hugo Villar Marín, por confiar en mí, más de lo que yo, muchas veces lo he hecho.

DEDICATORIA.

A lo largo de nuestras vidas, nos rodeamos de muchas personas, que, de una u otra forman nos aportan algo; formas de ver la vida, experiencias, sonrisas, peleas, discusiones... Pero, solo nosotros decidimos el impacto que tendrán sobre nuestro ser.

Gracias a las personas que me han acompañado en esta montaña rusa llamada vida, y que me han permitido aprender a través de ellos, que una sonrisa a veces es lo único que necesitas para sentirte mejor, que siempre puedes descansar si la vida va muy rápido y que eres más de lo que a veces tú mismo puedes ver.

Quisiera ser alguien más expresiva para poder escribir todo lo que siento, sin embargo, no lo soy, así que, por ahora, lo único que puedo decir es... GRACIAS.

A mis padres, hermanos, abuelos y amigos, por ayudarme a darle forma a la persona que soy ahora.

De su hija, hermana, nieta, amiga y alumna...

ÍNDICE

	Pág.
LISTA DE FIGURAS	3
LISTA DE TABLAS.....	5
LISTA DE GRÁFICAS.....	6
GLOSARIO.	7
RESUMEN.	9
INTRODUCCIÓN.	10
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES.	11
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.	11
1.2 HIPÓTESIS.....	12
1.3 OBJETIVO GENERAL.	12
1.3.1 OBJETIVOS ESPECIFICOS.....	12
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO.	13
2.1 CAPAS DE PROTECCIÓN.....	13
2.2 DISEÑO DE PROCESO.	14
2.2.1 COLUMNA DE DESTILACIÓN.	15
2.2.1.1 PUNTO DE EBULLICIÓN, PRESIÓN DE VAPOR Y PUNTO DE ANILINA.....	16
2.2.1.2 PETRÓLEO.	19
2.2.1.3 EQUILIBRIO DE FASES.	20
2.2.2 SIMULADORES DE PROCESOS.....	21
2.2.2.1 ESTADO ESTACIONARIO.	22
2.2.2.2 ESTADO DINÁMICO.	22
2.3 CONTROL DE PROCESOS O SISTEMA BÁSICO DE CONTROL DE PROCESOS (BPCS).....	23
2.3.1 DINÁMICA Y CONTROL DE PROCESOS.	24
2.3.1.1 GANANCIA.	26
2.3.1.2 SINTONÍA.	26
2.3.1.3 LAZO DE CONTROL.	28
2.3.1.3.1 CONTROL PID.	30
2.3.1.3.1.1 CONTROL PROPORCIONAL	31

2.3.1.3.1.2 CONTROL INTEGRAL.	33
2.3.1.3.1.3 CONTROL DERIVATIVO.	34
2.3.1.3.2 ESTRATEGIA DE CONTROL: CASCADA.	36
2.3.1.4 TUNING.	37
2.4 SISTEMA DE RELEVO DE PRESIÓN (SRP).	38
2.4.1 VÁLVULA DE SEGURIDAD DE PRESIÓN (PSV).	39
2.4.2 DISTURBIOS.	41
2.4.2.1 FALLA DE EYECTORES.	41
2.4.2.2 FALLA DE ACTUADOR.	44
CAPÍTULO 3. MATERIALES Y MÉTODOS.	46
3.1 SIMULACIÓN A ESTADO ESTACIONARIO.	47
3.1.1 ACONDICIONAMIENTO RESPECTO AL CASO DE ESTUDIO.	48
3.1.2 TORRE DE DESTILACIÓN A VACÍO.	51
3.1.2.1 REFLUJOS.	56
3.1.3 PRODUCTOS.	60
3.2 SIMULACIÓN A ESTADO DINÁMICO.	62
3.2.1 LAZOS DE CONTROL.	69
3.3 INSTALACIÓN DE PSV's.	83
3.4 SIMULACIÓN DEL ESCENARIO PARA CONDICIÓN DE RELEVO.	85
CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.	93
CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES, RECOMENDACIONES Y ÁREAS DE OPORTUNIDAD.	115
5.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	115
5.2 ÁREAS DE OPORTUNIDAD.	116
BIBLIOGRAFÍA.	118
ANEXOS.	121

LISTA DE FIGURAS

	Pag
Figura 1 Capas de protección (representación gráfica)	14
Figura 2 Columna de destilación: (a) columna básica, (b) múltiples líneas de alimentación y productos.	16
Figura 3 Diagrama PT de sustancia pura.	17
Figura 4 Modelo de simulación para la columna común de destilación al vacío de petróleo crudo.	21
Figura 5 Diagrama de bloques de un lazo de control abierto.....	28
Figura 6 Diagrama de bloques de un lazo de control cerrado.	29
Figura 7 Respuestas de variables de proceso a un cambio de paso de carga con varias configuraciones derivadas.	31
Figura 8 Respuesta de la variable de proceso a un cambio de paso de carga con diferentes configuraciones de ganancia proporcional.....	32
Figura 9 Respuesta del controlador proporcional más integral a un cambio de carga en un circuito abierto.....	34
Figura 10 Respuesta del control PD a un cambio de carga en un lazo abierto.	35
Figura 11 Diagrama y partes de una Válvula de Seguridad de Presión.	39
Figura 12 Ejemplo de un disco de ruptura completamente funcional (izquierda) y a su lado, un disco ya roto tras haber liberado la presión del sistema (derecha).	40
Figura 13 Funcionamiento de un sistema de vacío.	42
Figura 14 Sistema de control comúnmente utilizado para un eyector.	43
Figura 15 Diagrama de las partes de conforman una válvula.....	44
Figura 16 Metodología experimental.....	47
Figura 17 Alimentación a la torre de vacío en HYSYS Dynamic V12 - Estado estático.	50
Figura 18 'Sub-flowsheet' de la torre de vacío DF-11106.....	52
Figura 19 Modelo matemático seleccionado para el 'Solver' de DF-11106.	56
Figura 20 Perfil de presiones de entradas y salidas de la torre DF-11106.	57
Figura 21 'Pumparound' del producto LVGO.	57
Figura 22 'Pumparound' de Residuo de Vacío (RV) [Fondos].	58
Figura 23 'Pumparound' del producto HVGO.	59
Figura 24 Productos de la torre DF-11106 en el 'sub-flowsheet'.....	60
Figura 25 Productos de la DF-11106 en el diagrama principal.	61
Figura 26 Herramienta 'Equipment Design' > 'Old Exchanger Tools' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating'.....	62
Figura 27 Adición de un intercambiador de calor a la tabla de equipos de la herramienta 'Equipment Design'.	63
Figura 28 Entorno de trabajo de la herramienta 'Equipment Design' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating'.....	63
Figura 29 Selección de un intercambiador de calor para su posterior dimensionamiento utilizando la herramienta 'Equipment Design'.....	63
Figura 30 Entorno de trabajo de la herramienta 'Equipment Design' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating' > 'Inputs' > 'Exchanger'.	64

Figura 31 Entorno de trabajo de la pestaña 'Results' para el dimensionamiento de un intercambiador de calor a partir de la herramienta 'Equipment Design'.....	64
Figura 32 Dimensionamiento de intercambiadores establecido en la pestaña 'Dynamics'	66
Figura 33 Herramienta 'Dynamic Assistant'	66
Figura 34 Obtención del diámetro sugerido para la torre de vacío por el 'Dynamic Assistant'.....	66
Figura 35 Pestaña 'Rating' de 'Column Enviroment'	67
Figura 36 Pestaña 'Rating' del entorno válvulas.	67
Figura 37 Verificación de opción 'Pressure Flow Relation' de la pestaña 'Dynamics' en el entorno de válvulas.....	68
Figura 38 Verificación de las especificaciones dinámicas 'Efficiency' y 'Power'.....	68
Figura 39 Especificaciones de Presión Flujo, para las corrientes de frontera.....	69
Figura 40 Lazo de control de nivel plato no. 15 (fondo).....	71
Figura 41 Lazo de control de nivel plato no. 7.	72
Figura 42 Lazo de control de nivel plato no. 3.	73
Figura 43 Lazo de control de temperatura de plato no. 3.	74
Figura 44 Lazo de control de temperatura plato no. 15 (fondo).....	75
Figura 45 Controlador de nivel de fondos de la DF-11106.	78
Figura 46 Controlador de flujo de residuo de vacío en control cascada con el controlador de nivel LC-100.....	79
Figura 47 'Dynamics Mode' activa en la simulación en Aspen HYSYS V12.....	79
Figura 48 Herramienta 'Strip Charts' de Aspen HYSYS V12.	80
Figura 49 Modo dinámico activado y corriendo.	81
Figura 50 Monitoreo de los Flujos PA por medio de 'Strip Charts'	81
Figura 51 Monitoreo de Flujos Productos por medio de 'Strip Charts'	82
Figura 52 Herramienta 'Safety Analysis'	83
Figura 53 Entorno de trabajo proporcionado por la herramienta 'Safety Analysis'.....	84
Figura 54 Pestaña 'Equipment' de la herramienta 'Safety Analysis'.....	84
Figura 55 Pestaña 'PRD Data' de la herramienta 'Safety Analysis'.....	85
Figura 56 Pestaña 'Scenario' de la herramienta 'Safety Analysis'	85
Figura 57 Pestaña 'Scenario Setup' del escenario creado para el dimensionamiento de la PSV.	86
Figura 58 Pestaña 'Line Sizing' de la herramienta 'Safety Analysis'	87
Figura 59 Modificación del 'Flowsheet' en modo dinámico activo.....	88
Figura 60 Parámetros suministrados a la configuración de la PSV-100.....	88
Figura 61 Parámetros y factores de corrección de capacidad para la PSV-100.	89
Figura 62 Parámetros de las boquillas de la PSV-100.....	89
Figura 63 Especificaciones dinámicas de la corriente DBP.	90
Figura 64 Pestaña 'Dynamics' del entorno de trabajo de la VLV-110.....	91
Figura 65 Herramienta 'Event Scheduler'	91
Figura 66 Configuración del Event 1 desde su pestaña 'Action List'.....	92
Figura 67 Control de secuencia de la herramienta 'Event Scheduler'	92

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1 Propiedades principales de la corriente 85A.	49
Tabla 2 Composiciones de la corriente 85A.....	49
Tabla 3 Propiedades principales de la corriente 117A.	50
Tabla 4 Propiedades de las etapas contenidas en la torre de vacío DF-11106.	53
Tabla 5 Eficiencias de las etapas de la torre DF-11106.....	54
Tabla 6 Valores asignados en la sección 'Monitor' del entorno de trabajo de DF-11106 en estado estático.	55
Tabla 7 Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de LVGO.	58
Tabla 8 Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de RV.	59
Tabla 9 Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de HVGO.	60
Tabla 10 Propiedades de los productos después de acondicionamiento.....	61
Tabla 11 Volúmenes establecidos para los intercambiadores de calor correspondientes en el proceso.....	65
Tabla 12 Volúmenes de líquido acumulado en cada etapa de la torre DF-11106 obtenidos a partir de simulación dinámica sin uso de controladores.	70
Tabla 13 Lazo de control para el nivel del plato no. 15 de la torre de vacío DF-11106.....	70
Tabla 14 Lazo de control para el nivel del plato no. 7 de la torre de vacío DF-11106.....	72
Tabla 15 Lazo de control para el nivel del plato no. 3 de la torre de vacío DF-11106.....	73
Tabla 16 Lazo de control para la temperatura del plato no. 3 de la torre de vacío DF-11106.....	74
Tabla 17 Lazo de control para la temperatura de fondos de la torre de vacío DF-11106.	75
Tabla 18 Lazo de control para el flujo de retorno de GOLV.....	76
Tabla 19 Lazo de control para el flujo del segundo retorno de GOPV.	77
Tabla 20 Lazo de control para el flujo de vapor suministrado a la torre.	77
Tabla 21 Parámetros de 'tuning' para controladores típicamente usados.....	78
Tabla 22 'Strip Charts' agregadas a la simulación.	80
Tabla 23 Resultados obtenidos para la simulación en estado estacionario en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos del BME original.....	93
Tabla 24 Resultados obtenidos para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos del BME original.....	99
Tabla 25 Resultados obtenidos para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos de la simulación en estado estacionario.	106
Tabla 26 Concentraciones obtenidas para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12 para los principales componentes de las corrientes de productos.....	108
Tabla 27 Resultados obtenidos para las corrientes principales del proceso, después de la ejecución del disturbio "Falla de eyectores".	109
Tabla 28 Concentraciones obtenidas para la simulación en estado dinámico después de la ejecución de la Falla de Eyectores en HYSYS Dynamic V12 para los principales componentes de las corrientes de productos.	111
Tabla 29 Valores correspondientes a la PSV instalada en la Torre de destilación a vacío.....	113

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág.
Gráfico 1 Perfil de temperaturas a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.	95
Gráfico 2 Perfil de presiones a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.	96
Gráfico 3 Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.	96
Gráfico 4 Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.	97
Gráfico 5 Perfil de composiciones de la fase vapor a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.	98
Gráfico 6 Perfil de temperaturas a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.	101
Gráfico 7 Perfil de presiones a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.	102
Gráfico 8 Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.	103
Gráfico 9 Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.	104
Gráfico 10 Perfil de composiciones de la fase vapor a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.	105
Gráfico 11 Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámicos después de la Falla de Eyectores.	110
Gráfico 12 Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico después de la Falla de Eyectores.	112

GLOSARIO.

EoS (Equation Of State). Expresión termodinámica que relaciona la presión (P), temperatura (T), y volumen (V).

Estado Seguro. Estado en el que el Sistema de Control de Procesos mantiene las condiciones del proceso cercanas a sus valores de diseño, evitando que se desarrollen condiciones operativas anormales.

Estrategia de control. Técnicas de control utilizadas comúnmente en el control de procesos, que en muchos casos utilizan principios del controlador PID y pueden incorporar medidas adicionales (variables controladas o manipuladas, y estructuras de diagramas de bloques alternativas).

SIF (Safety Instrumented Function). Función Instrumentada de Seguridad, es una capa de protección cuyo objetivo es lograr o mantener un estado seguro del proceso cuando ocurre un evento peligroso.

SRP (System Relief Pressure). Sistema de seguridad implementado en la industria, como última capa de protección en casos de sobrepresión en el sistema.

HVGO (High Vacuum Gas Oil). Gasóleo Pesado de Vacío, producto de cabeza utilizado como material de craqueo catalítico o, después de un tratamiento adecuado, un aceite lubricante ligero.

HIPPS (High-Integrity Pressure-Protection System). Es un sistema mecánico y eléctrico diseñado para proteger las líneas aguas abajo y a la planta de eventos de sobrepresión y reducir la posibilidad de que la presión del sistema exceda la presión tolerable permitida.

LVGO (Light Vacuum Gas Oil). Al igual que el HVGO es un producto de cabeza de la destilación de vacío y es utilizado como material de craqueo catalítico, sin embargo, se distinguen por que el LVGO presenta un punto de ebullición menor al del HVGO.

NBP (Normal Boiling Point). Es la temperatura a la que la presión de vapor es igual a la presión atmosférica estándar al nivel del mar [100°C @ 1 atm (a)].

Pseudocomponentes. Agrupamiento de varias especies químicas que se encuentran dentro de un intervalo de densidad, peso molecular o temperatura de ebullición, los cuales, una vez definidos en subconjuntos pueden ser tratados como compuestos definidos para el cálculo de otras propiedades. Son comúnmente utilizados en la petroquímica debido a la complejidad de las composiciones de las fracciones petrolíferas.

RV (Residuo de vacío). Producto de la destilación obtenido por la parte inferior de la torre, una vez realizada la destilación al Residuo Atmosférico, formado por los componentes más pesados del crudo.

Vapor de Alta Presión Reducido. Denominado así al vapor que tiene una presión manométrica de 75 psig o más [5.27302 kgf/cm² man], al cual se le reduce la presión dentro de la planta con el motivo de acondicionar a dicho vapor para su fin dentro del proceso. En este proyecto se manejó un vapor de alta presión reducido de 314.5 °C, 10.2 kgf/cm² man.

Vapor de Baja Presión. Denominado así al vapor que se encuentra entre 15 y 150 psig de presión [1.0546 y 10.546 kgf/cm² man]. En este proyecto se manejó un vapor de baja presión de 343 °C, 3.0 kgf/cm² man.

RESUMEN.

El objetivo del presente trabajo es determinar los flujos de las masas a relevar en estado estacionario y dinámico de una Torre de Destilación a Vacío mediante el uso de un software comercial de simulación dinámica, esto debido a que la determinación de las masas a relevar por métodos convencionales genera dimensionamientos de SRP significativamente altos, por lo que la simulación dinámica representaría una alternativa confiable para la reducción de flujos de relevo.

Las simulaciones se construyeron a partir de una torre de destilación a vacío que se obtuvo de información existente, cuya presión de domos y fondos fue de 10 y 31.5 mmHg respectivamente. Se partió de las condiciones de operación de la torre y de la caracterización del flujo de alimentación a la misma, para replicar (en la medida de lo posible) el diseño en estado estacionario, y posteriormente, mediante la instalación de lazos de control al sistema y agregando la información requerida para el dimensionamiento de los equipos, llevarlo a régimen dinámico. Una vez alcanzada la estabilidad del sistema en régimen dinámico, se ejecutó la falla de eyectores, disturbio que (según la información existente) proporcionaba la mayor masa a relevar al SRP.

Este estudio demostró que, una vez ejecutado el disturbio “Falla de Eyectores”, la presión en la torre de destilación al vacío aumentó a 99.2697 kPa (a) (1.0122 kgf/cm^2 (a)) en domos, sin alcanzar la presión de ajuste de la PSV instalada (6 kgf/cm^2 (g)); debido a que el punto de ebullición de las sustancias se vio desplazado a una mayor temperatura; lo que se traduce a que la fracción de vapor contenida en la alimentación se condensara y los vapores contenidos en la misma, disminuyeran. Este comportamiento del sistema, sustentado por la simulación dinámica permitió concluir que el uso de PSV's para este escenario en particular, no es requerido, manifestando así, la importancia del uso de simuladores, donde la simulación dinámica permite analizar el impacto de la acumulación, proporcionando un método alternativo viable para definir cargas de alivio, y favoreciendo así, no solo una mejor comprensión del comportamiento del proceso si no de la naturaleza de éste.

INTRODUCCIÓN.

La simulación dinámica se ha vuelto un instrumento para ingeniería, que permite, no solo acelerar el procedimiento de diseño de un proceso, sino también entenderlo a profundidad y estudiar los efectos de sus variables sobre el comportamiento de este. Es bien sabido que una parte fundamental de la ingeniería básica de un proceso son sus sistemas de protección teniendo como núcleo el Sistema de Relevos de Presión (SRP), el cual comúnmente es calculado en estado estacionario, y no considera ninguna pérdida hidráulica en el sistema, lo que resulta en una sobreestimación de la tasa de alivio requerida y, por lo tanto, proporciona un diseño aunque confiable, que puede llegar a considerarse conservador y llevar a dimensionamientos de sistemas de relevo y quemadores demasiado grandes.

A pesar de que la simulación dinámica proporciona un método alternativo para definir mejor la carga de alivio y mejorar la comprensión de lo que sucede durante el mismo, en la actualidad sigue siendo normalmente utilizado el enfoque estático para dicho fin. Aunque para la mayoría de los procesos ese enfoque es suficiente, cuando se trata de procesos con una complejidad mayor ya sea en sus condiciones de operación o en la naturaleza de sus componentes, puede llegar a no ser suficientemente preciso.

En este proyecto se busca utilizar la simulación dinámica como método de reducción de masas a relevar en un SRP, tomando como punto de partida el flujo y composición de una corriente de alimentación de una torre de destilación al vacío obtenida de información existente. Esto nos permitirá realizar un análisis a detalle, para determinar el impacto del método estudiado en el proceso.

Para lograr una comprensión completa del objetivo de este trabajo se abordarán los temas fundamentales para el entendimiento de los términos que se utilizarán más adelante en el desarrollo experimental, en el que se describirá los métodos y pasos utilizados para la simulación dinámica del objeto de estudio, y continuar con el análisis de los resultados arrojados por la simulación y obtener finalmente las conclusiones al respecto.

CAPÍTULO 1. GENERALIDADES.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

En la industria química es sabido que prevalece la posibilidad de que existan disturbios que ocasionen sobrepresiones en el sistema. Hablando de la industria petrolera, en las refinerías, en donde existen equipos de sumo cuidado como las columnas de destilación, estos disturbios pueden provocar pérdidas económicas, tanto la destrucción de los equipos hasta escalar a las vidas de los operadores, gracias a los sistemas de control, esto se ha ido disminuyendo (Yuan, Yang, Reniers, Chen, & Wu, 2022), sin embargo, las masas que se ven relevadas para poder evitar estas situaciones siguen siendo material que se pierde traduciéndose a, nuevamente, pérdidas económicas.

Esto, aunado a que la complejidad de los procesos va en aumento día con día, requiere de un método que facilite la comprensión de la naturaleza de los mismos, no solo para los diseñadores del proceso, sino también para las personas encargadas de operarlo.

En este trabajo, se abordará el caso de una torre de destilación al vacío, llevándola a una simulación a régimen estacionario y a régimen dinámico, permitiendo así la obtención de masas a relevar y el análisis del impacto para cada uno de los casos a los sistemas de relevo de presión (SRP), en comparación con los valores reportados en la información que será utilizada como referencia.

1.2 HIPÓTESIS.

La determinación de la masa a relevar por métodos convencionales genera flujos significativamente altos en una columna de destilación al vacío (ANSI/API STD 521, 2007). Si se determinan éstos a través de técnicas de simulación a régimen estacionario y régimen dinámico, se dispondrá en primera instancia de parámetros de comparación cuantitativa que permitan considerar a la simulación dinámica como una herramienta valiosa en la toma de decisiones y que permite disminuir sensiblemente el flujo de alivio hacia un Sistema de Relevo de Presión en forma segura y confiable; teniendo en consecuencia un impacto favorable en la infraestructura asociada al mismo, además de proveer al usuario de un entendimiento más claro y profundo del funcionamiento de la columna.

1.3 OBJETIVO GENERAL.

Determinar los flujos de masas a relevar en estado estático y dinámico de una columna de destilación al vacío mediante el uso de un software de simulación de ingeniería.

1.3.1 OBJETIVOS ESPECIFICOS.

- Determinar la masa a relevar de una columna de destilación a vacío con base en simulación estacionaria, para el escenario correspondiente a Falla de eyectores.
- Determinar la masa a relevar de una columna de destilación a vacío con base en simulación dinámica, mediante la ejecución del escenario correspondiente a Falla de Eyectores.
- Evaluar el impacto de la simulación dinámica en el flujo de masa a relevar y en el dimensionamiento del sistema integral de relevo de presión.

CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO.

2.1 CAPAS DE PROTECCIÓN.

En primera instancia se indicarán las bases que permiten diseñar un proceso seguro, para esto se deben comprender los requerimientos básicos de control de proceso (o también conocido como capas de protección de procesos), los cuales de acuerdo con la ANSI/ISA-84.00.01 (ANSI/ISA-84.00.01, 2004) son definidos de la siguiente forma:

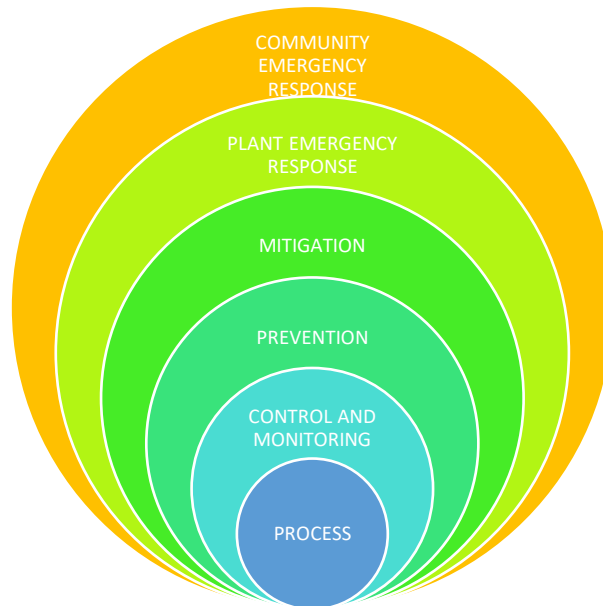
- 1) Proceso
- 2) Control y monitoreo
 - Sistemas básicos de control de procesos.
 - Sistemas de monitorización (alarmas de proceso).
 - Supervisión del operador.
- 3) Prevención
 - Sistema de protección mecánica.
 - Proceso de alarmas con acción correctiva del operador.
 - Sistemas de control instrumentados de seguridad.
 - Sistemas de prevención instrumentados de seguridad.
- 4) Mitigación:
 - Sistemas de mitigación mecánica.
 - Sistemas de mitigación instrumentados de seguridad.
 - Supervisión del operador.
- 5) Respuesta de emergencia de la planta
 - Procedimientos de evacuación.
- 6) Respuesta de emergencia comunitaria
 - Radiodifusión de emergencia.

Éstas son las encargadas de mantener al proceso en un estado seguro, evitando o mitigando los eventos peligrosos que pongan en riesgo al proceso y/o a las personas alrededor del mismo. La idea principal se fundamenta en que, si una de las capas llega a fallar, la siguiente permitirá que el proceso modifique su

operación a una condición segura, por lo que su representación gráfica muestra el orden en el que dichas capas entrarán en acción, como se observa en la Figura 1.

Figura 1

Capas de protección.



Nota. Adaptado de "Typical risk reduction methods found in process plants." por ANSI/ISA, 2004, *Functional Safety: Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector. Part 1: Framework, Definitions, System, Hardware and Software Requirements*.

2.2 DISEÑO DE PROCESO.

En la Figura 1, se puede ver que el proceso se encuentra en una primera instancia, cubierto por todas las demás capas de seguridad, siendo la parte fundamental en donde una gran cantidad de riesgos son factibles de reducir, ya que el diseño se puede realizar de tal manera que se pueda minimizar o incluso, en algunas situaciones, eliminar los peligros inclusive antes de tratar de controlarlos con las capas subsecuentes. El diseño se debe orientar a una condición de operación segura, con base en criterios normativos con la finalidad de establecer un proceso inherentemente confiable y lo más próximo a régimen estacionario.

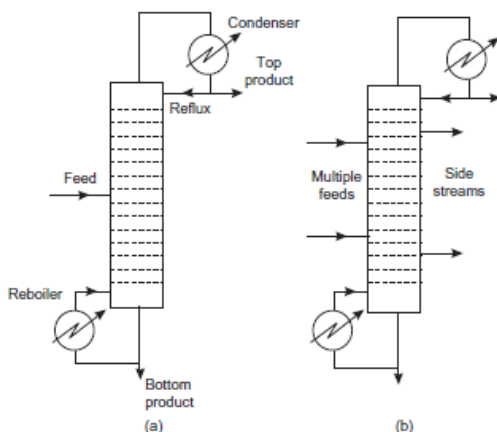
Una de las operaciones unitarias más importantes en la industria química será un excelente punto de partida para nuestro fin, dado que la misma nos permitirá analizar el comportamiento de diferentes variables de proceso, con base en ello, se obtendrá una visión integral de la complejidad intrínseca del análisis del proceso orientado a una operación segura, por lo cual, se indica brevemente la operación unitaria de destilación en donde específicamente se llevarán a cabo los análisis objeto del presente trabajo.

2.2.1 COLUMNA DE DESTILACIÓN.

De forma general se define a el proceso de destilación como un método de separación de mezclas que utiliza las fases vapor y líquido (misma temperatura y presión), cuya efectividad depende de las volatilidades entre los componentes de la mezcla (entre mayores son las volatilidades relativas, la separación será más sencilla), su objetivo principal es separar en fracciones el material de alimentación introducido a la columna de destilación por uno o más puntos en toda la trayectoria de la longitud tangente-tangente de la misma (ver Figura 2). Esto se logra con base en las propiedades físicas de los componentes: debido a la diferencia de volatilidades relativas y sus puntos normales de ebullición entre la fase vapor y la líquida, el líquido se desplaza hacia la parte inferior de la columna, fluyendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos. El líquido del fondo se vaporiza parcialmente en un rehervidor que proporciona la energía suficiente y generando el vapor que ascenderá por la columna, mientras el resto del líquido se retirará como *“producto del fondo”*; a la par el vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior, parte de este líquido regresa a la columna como *“reflujo”* y el resto de la corriente superior se retira como *“producto destilado o superior”* (Seader & Kurtyka, 1994).

Figura 2

Columna de destilación: (a) columna básica, (b) múltiples líneas de alimentación y productos.



Nota. Tomado de "Distillation column: (a) basic column; (b) multiple feeds and side streams." por Towler, G., y Sinnott, R, 2012, *Chemical Engineering Design*. Elsevier Ltd (Segunda ed.).

2.2.1.1 PUNTO DE EBULLICIÓN, PRESIÓN DE VAPOR Y PUNTO DE ANILINA.

El cambio de fase que existe de líquido a vapor se le conoce como ebullición, en donde al líquido se le aplica calor hasta alcanzar una temperatura en la que se comienzan a producir burbujas de vapor dentro del líquido, conocido también como punto de ebullición, una vez que estas burbujas van creciendo, igualan la presión a la que el líquido está sometido y a partir de ahí, comienzan a salir de este, a esta condición de las burbujas de vapor se le conoce como presión de vapor.

Para ejemplificar estos conceptos, se puede tomar el caso del agua pura a condiciones estándar de 1 atm (760 mmHg), donde para poder pasar de la fase líquida a la fase vapor, es necesario incrementar su temperatura hasta los 100°C, donde la presión de vapor de las burbujas debe igualar a la presión atmosférica para poder salir del líquido.

Otro punto importante que afecta directamente al punto de ebullición de una sustancia es la masa de sus moléculas; por ejemplo, si el peso molecular es alto, el punto de ebullición se verá desplazado a una mayor temperatura. De igual manera, el punto de ebullición se ve modificado ante las fuerzas inter e intramoleculares que

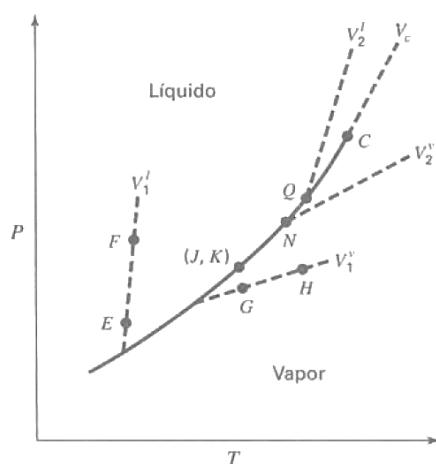
estén presentes en las sustancias o en las mezclas de varios compuestos; un ejemplo de esto es con los líquidos en los que hay presencia de puentes de hidrógeno, provocando un aumento en la temperatura del punto de ebullición.

El efecto de la presión a la que se somete el líquido influye en el punto de ebullición y en la presión de vapor para que pueda pasar a la fase vapor. La Figura 3 muestra un diagrama P vs T de una sustancia pura donde se observa una línea continua, la cual corresponde a la curva de vaporización y las líneas punteadas son trayectorias a volumen constante en las regiones de una sola fase. Si un tubo recto, sellado y de volumen constante se llena, ya sea con líquido o vapor, el proceso de calentamiento produce cambios que se sitúan a lo largo de las líneas discontinúas: E a F líquido subenfriado, G a H vapor sobrecalentado.

Para un llenado único del tubo, el proceso de calentamiento sigue la curva de presión de vapor, procediendo del punto (J, K) al punto crítico C, donde se introduce a la región fluida de una sola fase y sigue a V_c (línea de volumen molar constante igual al volumen crítico del fluido).

Figura 3

Diagrama PT de sustancia pura.



Nota. Tomado de "Diagrama PT para un fluido puro donde se muestra la curva de presión de vapor y las líneas a volumen constante en las regiones de una sola fase" por Smith, J. M., 2007, *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química* (Séptima Ed.), McGraw-Hill.

Con base en la Figura 3, se puede observar la influencia de la presión en el cambio de estado, siguiendo la curva de presión de vapor, observamos que, a una presión menor, la temperatura requerida para el cambio de fase igualmente disminuye, del lado contrario, si la presión aumenta, la temperatura requerida igualmente debe aumentar, este comportamiento característico es utilizado para poder modificar el punto de ebullición según sea el caso. En este diagrama también se puede observar dos fenómenos importantes; de lado izquierdo de la curva se presenta un tramo correspondiente a los puntos de E a F, la cual es la correspondiente a subenfriado, y en el centro del diagrama, el tramo correspondiente de G a H es la presencia de vapor sobrecalentado.

Cabe resaltar que el punto de ebullición es un valor característico a una presión determinada, pero en presencia de mezclas o de impurezas en una sustancia pura; este se verá afectado y será necesario evaluarlo con base en ello (Smith J. M., 2007).

En el caso del petróleo, además de contar con el punto de ebullición para poder separar sus componentes, existe un parámetro que se utiliza en esta industria, el cual es el punto de anilina (ASTM D611). El punto de anilina es la temperatura más baja a la que dos líquidos son completamente miscibles entre sí en todas las proporciones (inicialmente definidos entre la anilina y el propio petróleo). De hecho, este término se aplica a la temperatura exacta en la que la misma cantidad de dos líquidos son miscibles.

El punto de anilina también se utiliza en la caracterización de los productos del petróleo; como consecuencia, es uno de los primeros parámetros propuestos en el análisis grupal de productos petrolíferos con respecto al contenido de sustancias aromáticas y naftenos. A la par, se utiliza por la simplicidad de obtención para la estimación aproximada de estos componentes para requisitos funcionales, por ejemplo, en el poder solvente de la nafta y las características en la combustión del diésel y la gasolina (Heinemann, 2017).

Debido a que el crudo de petróleo es un compuesto complejo, no solo porque su composición varía dependiendo de la zona de la que sea extraído, sino también

porque es una mezcla de sus componentes en diferentes estados de agregación (líquido, gaseoso e incluso sólidos), siendo indispensable hacer una breve explicación de sus características principales, para lo cual se abordará dicho tema en el siguiente apartado.

2.2.1.2 PETRÓLEO.

El crudo de petróleo es una mezcla de componentes identificados y de componentes no identificados denominados pseudo-componentes, los principales componentes del petróleo son los hidrocarburos, compuestos de hidrógeno y carbono que presentan una gran variación en su estructura molecular, entre los más simples se encuentran un grupo de moléculas en forma de cadena conocidas como “parafinas”, esta amplia serie se extiende desde el metano, que forma gas natural, pasando por líquidos que se refinan para obtener gasolina, hasta ceras cristalina; también contiene una serie de hidrocarburos saturados formados por un anillo (generalmente de seis miembros), conocidos como “naftenos”, los cuales corresponden a líquidos volátiles como la nafta hasta sustancias de alto peso molecular aisladas como la fracción de asfaltenos, además de otro grupo de hidrocarburos que contienen un sistema de anillo aromático simple o condensado conocidos como “aromáticos”, cuyo principal compuesto de dicha serie es el benceno, una materia prima popular para fabricar productos petroquímicos (Riazi, 2005).

El término petróleo engloba una variedad de materiales formados por mezclas de hidrocarburos y otros compuestos que contienen cantidades diferentes de azufre, nitrógeno y oxígeno, lo que les permite variar ampliamente en su gravedad API y en viscosidad. A causa de esto, sus componentes se pueden separar en una variedad de fracciones genéricas mediante destilación; sin embargo, debido a la variabilidad de sus componentes las temperaturas a las que dichas fracciones se pueden obtener varían del mismo modo en que el petróleo usado como materia prima está constituido por proporciones más altas de componentes de punto de ebullición más bajo o componentes de punto de ebullición más alto (como el denominado ‘heavy oil’ y el ‘bitumen’) (Heinemann, 2017).

En el caso de la destilación a vacío (ver 2.1.3 EQUILIBRIO DE FASES) se obtiene gasóleo de vacío (VGO Vacuum Gas Oil) con un rango de ebullición de 425 a 600 °C del cual se consigue el gasóleo de vacío pesado (HVGO Heavy Vacuum Gas Oil) (aprox. 150°C en destilación a vacío (Heinemann, 2017)) y el gasóleo de vacío ligero (LVGO – Light Vacuum Gas Oil) (aprox. 250°C – 350°C en destilación a vacío (Heinemann, 2017)). El HVGO es caracterizado por una mayor densidad y viscosidad, lo que lo hace adecuado para producir diésel y combustibles para aviones, en cambio, el LVGO con una menor densidad y viscosidad, es más adecuado para producir gasolina y combustibles más ligeros (menor peso molecular) (Market Researchly, 2023).

Además de dichos productos de la destilación a vacío está el Residuo de Vacío (RV) generalmente a 510 o 565.55 °C, conteniendo la mayoría de los heteroátomos originales del petróleo y con un peso molecular de hasta varios miles (Heinemann, 2017).

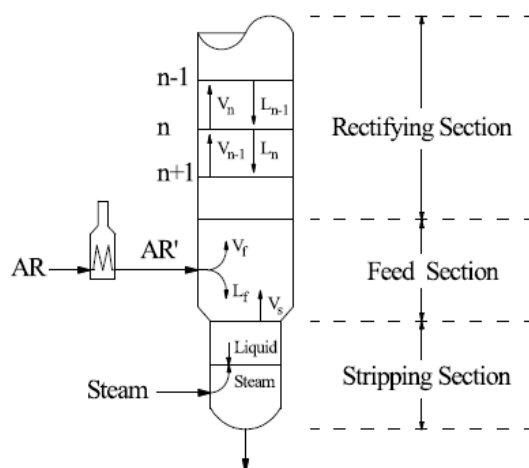
2.2.1.3 EQUILIBRIO DE FASES.

Una columna de destilación de vacío generalmente se divide en tres partes: la sección de rectificación, la sección de alimentación y la sección de extracción (ver Figura 4). En la sección rectificadora existe un equilibrio vapor-líquido y se separan diferentes fracciones del crudo, las fases vapor y líquido de la alimentación se separan en la sección de alimentación, mientras que, la sección de extracción está diseñada para extraer la fracción relativamente ligera del residuo mediante la introducción de vapor a alta temperatura en el fondo, es decir; la corriente de alimentación se convierte en una mezcla de vapor-líquido después de pasar por medio de calentamiento, por ejemplo, el vapor producto de la evaporación y el líquido de evaporación de la misma se separa, el vapor se alimenta a la sección de rectificación y se separa en varios productos secundarios, mientras que el líquido entra en contacto con el vapor de la sección de extracción antes de que caiga en la sección de extracción, pero su contacto no es suficiente debido a la limitación de tiempo y espacio. Por lo tanto, la sección de alimentación se considera un 'flash

adiabático', en la sección de extracción, existe transferencia de calor entre el líquido que cae de la alimentación y el vapor inyectado en el fondo, el vapor libera calor y el líquido con menor presión parcial se calienta para eliminar las fracciones ligeras, finalmente, el líquido remanente es el Residuo de Vacío (Gu, 2014).

Figura 4

Modelo de simulación para la columna común de destilación al vacío de petróleo crudo.



Nota. Tomado de "Simulation model for the crude oil vacuum distillation column: (a) the practical vacuum distillation column, (b) the simulation model." por Gu, W., Huang, Y., Wang, K., Zhang, B., Chen, Q., y Hui, C., 2014, *Comparative analysis and evaluation of three crude oil vacuum distillation processes for process selection*, Energy.

2.2.2 SIMULADORES DE PROCESOS.

Una de las herramientas más útiles en el diseño de procesos es la simulación de procesos, la cual es una representación con base en modelos de procesos químicos, físicos, biológicos y otros procesos técnicos y operaciones unitarias por medio de un software, la misma permite realizar el diseño, desarrollo, análisis y optimización de procesos técnicos utilizados en las industrias de procesos químicos y petroquímicos, centrales eléctricas y otras industrias de procesos similares. Su uso comprende dos vertientes principales; simulación en estado estacionario y en estado dinámico, ambas con alto grado de importancia, pero diferente sensiblemente en complejidad.

2.2.2.1 ESTADO ESTACIONARIO.

La simulación en estado estacionario implica resolver los balances de un sistema sin involucrar la variable temporal, es decir; las variables que definen su comportamiento, respecto al tiempo, permanecen invariantes. Este tipo de simulación nos permite realizar estudios de sensibilidad (influencia de variables seleccionadas, variándolas sistemáticamente), estudiar diferentes conjuntos de especificaciones, lo que facilitará el diseño de procesos, además de poder resolver problemas de optimización y de síntesis.

Desde el punto de vista de control de procesos, se le denomina estado estacionario, a la zona de la respuesta del sistema en la que, tras haber transcurrido tiempo suficiente, todas las señales del sistema se han estabilizado y permanecen a un valor constante, mientras no se introduzca una señal externa (Dunn, 2005).

2.2.2.2 ESTADO DINÁMICO.

A diferencia de la simulación en estado estático, el estado dinámico integra en un mismo entorno diseño, operación y control del proceso, sin embargo, hay que recalcar que algunos elementos generalmente opcionales para la simulación estacionaria, son necesarios para las simulaciones dinámica, como las características de tamaño de unidades y las relaciones de presión/caudal, además de que en el caso de las variables operativas claves del proceso (niveles, temperaturas o presiones) se deben mantener en los valores deseados por medio de controladores, por lo tanto, la simulación dinámica sin implementación de control de procesos tiene poco sentido práctico (Dimian, Bildea, & Kiss, 2014).

Este tipo de simulación utiliza modelos matemáticos que describen cómo cambian con el tiempo varias propiedades de un sistema determinado y se puede expresar mediante la ecuación siguiente:

$$\begin{aligned} &\{tasa\ de\ acumulación\} \\ &= \{flujos\ de\ entrada\} - \{flujos\ de\ salida\} + \{tasa\ de\ generación\} \\ &- \{tasa\ de\ consumo\} \dots Ec. 1 \end{aligned}$$

Además de las ecuaciones que reflejan las leyes de conservación de la masa, la energía y el momento, los modelos dinámicos también incluyen ecuaciones constitutivas dependientes del sistema. Las ecuaciones constitutivas definen relaciones entre variables intensivas (p. ej., ecuación de estado $P-V-T$, relaciones de equilibrio $x-y$) o la velocidad a la que se producen los fenómenos de transporte y las reacciones químicas (Dimian, Bildea, & Kiss, 2014).

2.3 CONTROL DE PROCESOS O SISTEMA BÁSICO DE CONTROL DE PROCESOS (BPCS).

Después de la instancia de diseño del proceso, la capa de protección asociada es la denominada Sistema Básico de Control de Procesos (BPCS), la cual se define con base en la ANSI/ISA-84.00.01 (ANSI/ISA-84.00.01, 2004) como “un sistema que responde a las señales de entrada del proceso, su equipo asociado, otros sistemas programables y/o un operador y genera señales de salida que hacen que el proceso y su equipo asociado funcionen de acuerdo al propósito de diseño del proceso”, sin embargo, el BPCS no puede realizar ninguna función instrumentada de seguridad clasificada con algún nivel de integridad, realizándose de forma manual o automática, con poca inversión y con estándares de calidad bajos al ser comúnmente lazos básicos de control. En esta capa se está en contacto directo con el proceso, consistiendo en sólo tres elementos:

- Sensores.
- Procesadores.
- Actuadores.

El proceso puede cumplir su objetivo gracias al BPCS que realiza dos funciones esenciales:

- Compara la variable medida con la de referencia mediante sensores e instrumentos de medición.

- Estabiliza el funcionamiento dinámico en caso de existir perturbación en la medición que afecte el proceso, mediante los actuadores o los elementos finales de control.

Para poder obtener un control de proceso óptimo, es requerido tener los fundamentos de dinámica y control, para ello resulta imprescindible conocer la teoría de control que se utiliza habitualmente, en la siguiente sección se definirá dicha teoría y los conceptos principales a tener en cuenta para su comprensión.

2.3.1 DINÁMICA Y CONTROL DE PROCESOS.

La teoría de control moderna se conceptualiza con base en el análisis del dominio temporal de los sistemas de ecuaciones diferenciales y se ha desarrollado para manejar la creciente complejidad de las plantas modernas siendo los requisitos cada vez más exigentes relacionados con la precisión, peso y coste en aplicaciones militares, espaciales e industriales. Ésta simplificó el diseño de los sistemas de control porque se desarrolla con base en un modelo del sistema real que se quiere controlar; sin embargo, la estabilidad del sistema depende del error entre el sistema real y su modelo, esto significa que cuando el controlador diseñado con base en un modelo es aplicado al sistema real, éste puede no ser estable. Para evitar esta situación, se diseña el sistema de control definiendo en primer lugar el rango de posibles errores y después diseñando el controlador de forma que, si el error del sistema está en dicho rango, el sistema de control diseñado permanezca estable (Ogata, 2010).

Para definir un proceso químico se parte del principio general de conservación expresado en la ecuación 1, y usando como ejemplo un sistema de nivel de líquido (tanque con un flujo de entrada F_i y un flujo de salida F_o , el principio de conservación se expresaría:

$$\frac{dV}{dt} = A \frac{dH}{dt} = F_i - F_o \dots Ec. 2$$

Donde:

V = Volumen de líquido en el tanque.

H = Altura del líquido en el tanque.

A = el área de sección transversal del tanque, asumida como constante.

F_i = Flujo de entrada.

F_o = Flujo de salida.

Para lograr la linealidad de la expresión, debido a que el flujo no varía considerablemente con el tiempo, el flujo de salida puede ser expresado en términos de una constante lineal, R (la resistencia de la válvula):

$$F_o = \frac{H}{R} \dots Ec. 3$$

Un sistema lineal es aquel en el cual el tiempo de respuesta a varias entradas simultáneas es la suma de sus respuestas de tiempo independientes, está representado por una ecuación diferencial lineal y tiene una función de transferencia, que es constante para cualquier valor de entrada dentro de un rango específico. Una función de transferencia está definida como una declaración matemática, gráfica o tabular de la influencia que un sistema o elemento tiene en una señal o acción comparada en las terminales de entrada y salida (Monsen, 2023).

Y, por lo tanto, la ecuación 2, puede ser expresada como:

$$RA \frac{dH}{dt} + H = RF_i \dots Ec. 4$$

Esta ecuación diferencial de primer orden puede ser expresada en términos de dos parámetros característicos: la ganancia del estado estable, K , y el tiempo constante

τ :

$$\tau \frac{dy}{dt} + y(t) = Ku(t) \dots Ec. 5$$

Donde:

$y(t)$ = Salida del sistema.

$u(t)$ = Entrada al sistema.

K = Ganancia en estado estacionario.

τ = Constante del tiempo del sistema.

2.3.1.1 GANANCIA.

Dentro de la dinámica de un proceso se encuentra el concepto *ganancia*, el cual se define como la relación entre el cambio en la salida del proceso y el cambio en la entrada del proceso, siendo estos representados por $u(t)$ e $y(t)$, respectivamente. El primer término de la ecuación 5 es transitorio y se convierte en cero en estado estacionario. Por lo tanto, para un sistema lineal, la ganancia se puede calcular como:

$$\text{Ganancia en estado estacionario} = \frac{y(t)}{u(t)} = K \quad \dots \text{Ec. 6}$$

Cuando se estimula un sistema de control estable con una entrada escalonada, la respuesta en estado estacionario alcanza un nivel constante. El término ganancia se describe como la relación de amplitud entre la respuesta del estado estable y la entrada de paso. Esta definición puede variar dependiendo de la aplicación que se requiera, sin embargo, la idea principal siempre será la relación entre la entrada y la salida.

2.3.1.2 SINTONÍA.

Debido a que todos los procesos son diferentes en su velocidad de respuesta y sensibilidad a los ajustes y perturbaciones del control, los parámetros de los controladores automáticos deben ajustarse para que coincidan con las características del proceso, a este procedimiento se conoce como sintonización o ajuste.

El objetivo de la sintonización es producir un proceso que funcione sin problemas. Un concepto erróneo común es que cada variable de proceso debe llevarse a su valor deseado lo más rápido posible y mantenerse estrechamente en ese valor, cuando un controlador se ajusta de forma "estricta" para mantener un control lo más cercano o apegado a una variable de proceso, debe realizar cambios grandes y rápidos en su salida, lo que generalmente provoca perturbaciones en otras variables del proceso.

A medida que los controladores de estas otras variables entran en acción, éstos, a su vez, provocan más perturbaciones que afectan a otras variables. En poco tiempo, todo el proceso se encuentra en un estado de cambio continuo, lo cual es indeseable y puede resultar inseguro en algunas ocasiones, la situación empeora cuando los controladores provocan respuestas de proceso oscilatorias, porque entonces las variables del proceso estarán cambiando continuamente.

Hay algunas heurísticas que pueden resultar útiles para sintonizar los procesos:

- La variabilidad de la salida del controlador no debe ser excesiva; sin embargo, mantener baja la variabilidad de la salida debe equilibrarse con la precisión con la que se controlará la variable del proceso.
- Algunas variables no tienen que mantenerse en sus valores deseados, el ejemplo más común de esto son los niveles de líquido, que generalmente solo deben mantenerse dentro de un rango seguro.
- El controlador no puede mover la variable del proceso más rápido de lo que el proceso puede responder, por lo que la velocidad del controlador debe coincidir con la velocidad de respuesta del proceso, algunos procesos responden en cuestión de minutos, mientras que otros pueden tardar cerca de una hora o más en responder, no o muchos procesos responden en cuestión de segundos.

Un elemento más para tener en cuenta es que no existe la *sintonización fina* de un controlador, particularmente un controlador de retroalimentación. En la mayoría de los casos, los parámetros de sintonización solo se necesitan ajustar a uno o, como máximo, dos dígitos significativos. Hay dos razones para esto: la primera es que los

controladores de retroalimentación no son tan sensibles a las variaciones en el tercer dígito de sus parámetros de sintonización y la segunda es que las características de la mayoría de los procesos, es decir, la velocidad de respuesta y la sensibilidad a los cambios en la salida del controlador, varían con las condiciones de operación, a veces levemente y otras no siguen ese comportamiento (Corripio, 2015).

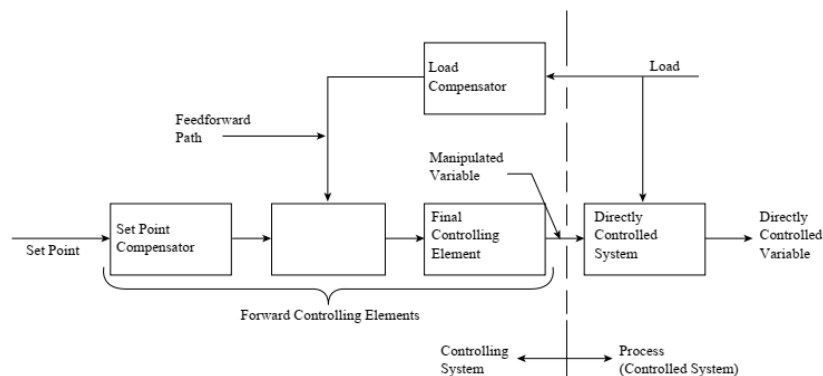
2.3.1.3 LAZO DE CONTROL.

Se pueden identificar dos tipos principales de lazos de control, el lazo de control cerrado y el abierto.

En el lazo de control abierto (ver Figura 5) 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 5

Diagrama de bloques de un lazo de control abierto.



Nota. Tomado de "Feedforward control without feedback" por Lipták, B. G., 1995, *Instrument engineers: handbook* (Cuarta ed., Vol. I).

Al lazo de control cerrado (ver Figura 6) también se le conoce como control 'feeding back', ya que el controlador hace uso de la información actual de la variable de proceso para determinar qué acción tomar para regularla, en otras palabras, la

variable salida de un proceso (PV) se monitorea continuamente, se determina el error ($E(t)$) entre el punto de ajuste (SP – Setpoint) y el parámetro de salida y luego se envía una señal de corrección ($OP(t)$) a una de las entradas del proceso para corregir los cambios en el parámetro de salida medido.

El error se define de diferente forma dependiendo de si el proceso tiene una ganancia negativa o positiva en estado estacionario, para un proceso con ganancia positiva en estado estacionario, el error puede ser definido como una *acción reversa*, es decir; si el PV aumenta por encima del SP, el OP, disminuye y si el PV cae por debajo del SP, el OP incrementa.

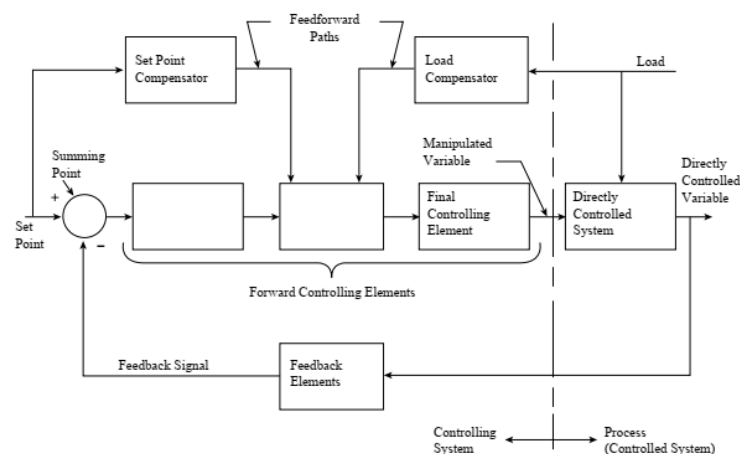
$$E(t) = SP(t) - PV(t) \dots Ec. 7$$

En cambio, para un proceso con ganancia negativa en estado estacionario, el error debe establecerse como de *acción directa*, es decir; si el PV incrementa por encima del SP, el OP, incrementa también, y viceversa.

$$E(t) = PV(t) - SP(t) \dots Ec. 8$$

Figura 6

Diagrama de bloques de un lazo de control cerrado.



Nota. Tomado de “Feedforward control with feedback” por Lipták, B. G., 1995, *Instrument engineers: handbook* (Cuarta ed., Vol. I).

En el lazo de control cerrado, el elemento de medición consta de un sensor, un transductor y un transmisor con su propia fuente de alimentación regulada; el elemento de control tiene un actuador, un circuito de control de potencia y su propia fuente de alimentación; el controlador tiene un procesador con una memoria y un circuito sumador para comparar el punto de ajuste con la señal detectada para que pueda generar una señal de error; luego, el procesador utiliza la señal de error para generar una señal de corrección para controlar el actuador y la variable de entrada (Lipták, 1995).

2.3.1.3.1 CONTROL PID.

Un controlador PID combina el control proporcional con ajusten integrales y derivativos adicionales para ayudar al controlador a compensar automáticamente los cambios del sistema (Monsen, 2023) (ver Figura 7):

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{T_i} \int E(t) dt + K_c T_d \frac{dE(t)}{dt} \dots Ec. 9$$

Donde:

OP(t) = salida del controlador al tiempo t.

E(t) = error al tiempo t.

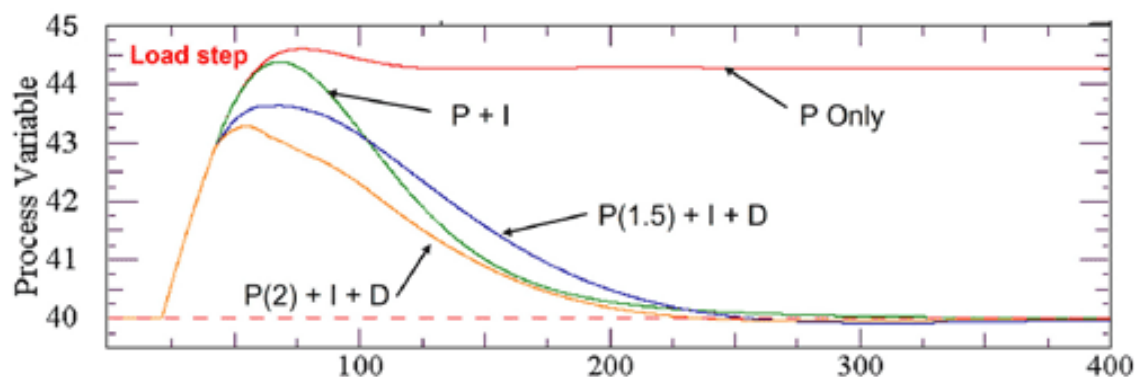
K_c = ganancia proporcional del controlador.

T_i = Tiempo integral del controlador.

T_d = Tiempo derivativo del controlador.

Figura 7

Respuestas de variables de proceso a un cambio de paso de carga con varias configuraciones derivadas.



Nota. Tomado de "Process variable responses to a load step change with various derivative settings." por Monsen, J., 2023, *Fundamentals of PID Control* (<https://www.isa.org/intech-home/2023/june-2023/features/fundamentals-pid-control>).

2.3.1.3.1.1 CONTROL PROPORCIONAL.

El modo de control básico 'Proporcional' utiliza el error para reducirlo, es decir; la amplitud de la variable de salida de un proceso se mide y se convierte en una señal eléctrica, esta señal se compara con un punto de referencia establecido, cualquier diferencia entre los dos $[E(t)]$ se amplifica y se envía a una válvula de control (actuador) como señal de corrección, la válvula de control controla una de las entradas al proceso, cambiar esta entrada dará como resultado que la amplitud de salida cambie hasta que sea igual a la referencia establecida o la señal de error sea cero.

La amplitud de la señal de corrección $[OP(t)]$ se transmite al actuador que controla variable de entrada y es proporcional al cambio porcentual en la amplitud de la variable de salida medida con respecto a la referencia establecida.

En este caso, si el sistema tiene demasiada ganancia (ver Figura 8), es decir, la amplitud de la señal de corrección es demasiado grande, hará que la variable controlada corrija excesivamente el error, lo que a su vez dará una señal de error falsa en la dirección inversa, luego, el actuador intentará corregir la señal de error

falsa, esto, a su vez, puede enviar una señal de corrección mayor al actuador, lo que hará que el sistema oscile o provoque un tiempo de estabilización o retraso excesivamente largo. En caso contrario si la ganancia en el sistema es demasiado baja, la señal de corrección es demasiado pequeña y la corrección nunca se completará por completo, o nuevamente se necesita una cantidad excesiva de tiempo para que la salida alcance el nivel de referencia establecido (Monsen, 2023).

Para la mayoría de los simuladores comerciales, el control proporcional viene dado por:

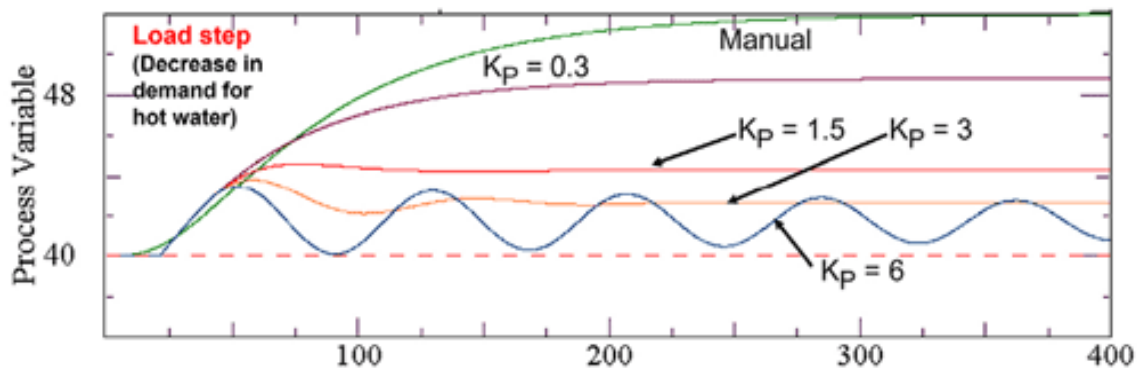
$$OP(t) = OP_{SS} + K_C E(t) \dots Ec. 10$$

Donde

OP_{SS} = valor de sesgo, es calculado cuando en controlador cambia a modo automático, el setpoint es por default igual al valor actual de PV, y en efecto, el error se vuelve cero y OP_{SS} se establece como el valor de $OP(t)$ en ese momento.

Figura 8

Respuesta de la variable de proceso a un cambio de paso de carga con diferentes configuraciones de ganancia proporcional.



Nota. Tomado de "Process variable response to a load step change with varying proportional gain settings." por Monsen, J., 2023, Fundamentals of PID Control (<https://www.isa.org/intech-home/2023/june-2023/features/fundamentals-pid-control>).

2.3.1.3.1.2 CONTROL INTEGRAL.

Si no se puede tolerar alguna compensación, se debe determinar alguna forma de complementar el modo de control proporcional, para eliminar la compensación del modo de control proporcional, se introduce el modo integral (ver Figura 9).

En el momento en que ocurre el error por primera vez, hay una acción proporcional inmediata en la salida del controlador, luego, la salida del controlador comienza a disminuir (acción integral) en proporción al área debajo del gráfico (el error multiplica el tiempo en constante aumento). El parámetro que se configura en el controlador para indicarle con qué fuerza debe actuar la acción integral sobre la salida del controlador se llama “tiempo integral” o T_i , el cual es el tiempo que tarda la acción integral en repetir la corrección producida por la acción proporcional. Un tiempo integral corto significa que el controlador aumenta su salida rápidamente para eliminar el error, y un tiempo integral largo significa que la salida aumenta lentamente para eliminar el error (o compensación).

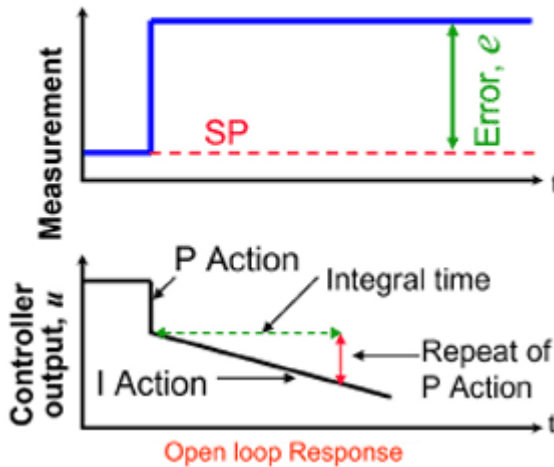
A pesar de que el control PI produce cero errores, la acción integral del controlador aumenta el período natural de las oscilaciones, es decir, el control PI tardará más en alinear (amortiguar) la variable de proceso que el control solo P (Monsen, 2023).

Figura 9.

Respuesta del controlador proporcional más integral a un cambio de carga en un circuito abierto.

Integral (Reset)

Using the *integral* of the error to eliminate offset



Tiempo integral (Ti): El tiempo que toma la acción integral en repetir la acción producida por la acción proporcional.

Minutos por repetición. (o segundos).

(Tiempo integral más corto en correcciones más agresivas)

Ganancia integral (Ki) se repite por minuto.

$$K_i = 1/T_i$$

Nota. Tomado de "Proportional plus integral controller response to a load change in an open loop." por Monsen, J., 2023, Fundamentals of PID Control (<https://www.isa.org/intech-home/2023/june-2023/features/fundamentals-pid-control>).

Para la mayoría de los simuladores comerciales, el control PI viene dado por:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{T_i} \int E(t) dt \dots Ec. 11$$

2.3.1.3.1.3 CONTROL DERIVATIVO.

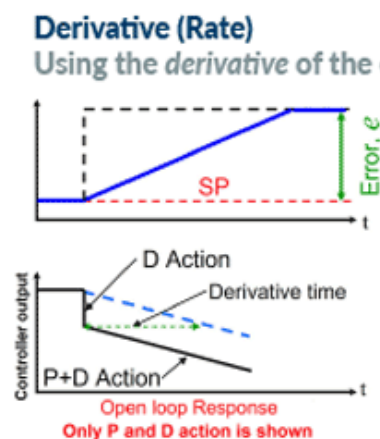
Al igual que con la ganancia proporcional, una integral es buena, pero una acción demasiado rápida desestabiliza el proceso. La acción derivada detecta la tasa de cambio de la variable medida y aplica una señal de corrección que es proporcional únicamente a la tasa de cambio (esto también se llama acción de tasa o acción anticipatoria).

En un proceso lento, la perturbación probablemente fue grande, pero debido a que el proceso responde lentamente, la perturbación grande no se detecta de inmediato, en el punto donde la medición comienza a desviarse del 'setpoint', la pendiente de la medición (su derivada) da un salto brusco de cero a un valor igual a la pendiente del gráfico de la medición, esto proporciona un salto instantáneo en la salida del controlador, en anticipación del gran error que aún no se ve pero que está por llegar. La corrección proporcional se suma a la corrección derivada, de modo que después del "impulso" inicial de la derivada, la salida del controlador continúa con una corrección proporcional al error (ver Figura 10).

El parámetro establecido en el controlador para indicarle con qué fuerza debe actuar la acción derivativa sobre la salida del controlador se llama "tiempo derivativo" o TD, este es el tiempo que habría tardado la acción proporcional en producir la corrección que se produjo inmediatamente por la acción derivativa. Un tiempo derivativo corto significa que el controlador agrega sólo una pequeña salida derivada para anticipar un error futuro; en caso contrario, un tiempo de derivación largo significa que el controlador agrega una salida derivada grande para anticipar un error futuro (Monsen, 2023).

Figura 10

Respuesta del control PD a un cambio de carga en un lazo abierto.



Tiempo derivativo (TD): El tiempo que hubiera tomado la acción proporcional para producir la corrección que era inmediatamente producida por la acción derivativa. (El tiempo ahorrado por la acción derivativa).

(Mayor tiempo derivativo resulta en correcciones más agresivas).

Minutos (o segundos).

Ganancia derivativa (KD). $KD=1/TD$

Nota. Tomado de "Proportional plus derivative controller response to a load change in an open loop." por Monsen, J., 2023, Fundamentals of PID Control (<https://www.isa.org/intech-home/2023/june-2023/features/fundamentals-pid-control>).

Para la mayoría de los simuladores comerciales, el control PD viene dado por:

$$OP(t) = K_c E(t) + K_c T_d \frac{dE(t)}{dt} \dots Ec. 12$$

2.3.1.3.2 ESTRATEGIA DE CONTROL: CASCADA.

Una desventaja del control de retroalimentación convencional es que las perturbaciones de acción correctiva no comienzan hasta que la variable controlada se desvía del punto de ajuste. Un enfoque alternativo, que puede mejorar significativamente la respuesta dinámica a las perturbaciones, emplea un punto de medición y un controlador de retroalimentación secundarios, el punto de medición secundario está ubicado de manera que reconozca la condición alterada antes que la variable controlada, pero la perturbación no necesariamente se mide, este enfoque es conocido como 'Control en cascada' y es ampliamente utilizado en las industrias de procesos y es particularmente útil cuando las perturbaciones está asociadas con la variable manipulada o cuando el elemento de control final exhibe un comportamiento no lineal.

Este lazo de control tiene dos características particulares:

1. La señal de salida o el controlador maestro provee el 'set point' al controlador esclavo.
2. Los dos lazos de control ('feedback') están anidados, con el lazo de control secundario (para el controlador esclavo) ubicado dentro del lazo de control primario (para el controlador maestro). (Dunn, 2005)

2.3.1.4 TUNING.

El 'tuning', o sintonización, es el ajuste de los parámetros del controlador de retroalimentación ('feedback'), para obtener una respuesta específica en un bucle cerrado. La dificultad de este concepto aumenta con el número de parámetros que se deben ajustar, siendo englobados en tres niveles principales de acuerdo con el tipo de control que se tenga:

- Un modo: sólo proporcional o integral.
- Dos modos: proporcional integral (PI)
- Tres modos: proporcional integral derivativo (PID).

Se debe tener en cuenta que, aunque algunos bucles de proceso tengan respuestas relativamente rápidas, para muchos otros bucles de proceso es posible que se deban esperar varios minutos o incluso horas para observar la respuesta que resulta de los ajustes de sintonización.

Esto hace que ajustar los controladores de retroalimentación mediante prueba y error no sea recomendable por la inversión en tiempo que se requiere. Sin embargo, es de los métodos más utilizados por los ingenieros de control, tras esto, han desarrollado una serie de procedimientos y fórmulas para ayudar a mejorar la efectividad del ajuste. Los valores de los parámetros de 'tuning' dependen de la respuesta del lazo cerrado deseada y de las características dinámicas de los otros elementos de control, principalmente de los de proceso.

Una vez definidos los conceptos básicos del BPCS, se puede continuar con la última capa de seguridad de un proceso, es decir; el Sistema de Relevos de Presión (SRP), en dicha capa, no intervienen planes de emergencia y permite evitar daños estructurales o humanos (ANSI/API STD 521, 2007). El siguiente apartado describirá de forma más precisa los conceptos relevantes sobre el SRP y facilitará el entendimiento de su funcionamiento para referencias futuras.

2.4 SISTEMA DE RELEVO DE PRESIÓN (SRP).

Los Sistemas de Relievo de Presión (Pressure-Relief System, SRP) están compuestos por los dispositivos de alivio de presión necesarios (válvulas de alivio de presión, discos de ruptura, tapones fusibles, etc.), válvulas (tres vías, parada), accesorios (codos, tes), tuberías (entrada y salida), y subsistemas de tratamiento (difusor atmosférico, tanque de sello, antorcha) dispuestos para dirigir el vapor/gas que causa la sobrepresión a una ubicación terminal segura (Reindl & Jekel, 2008).

El diseño de un SRP consta de dos etapas: diseño conceptual y dimensionamiento del sistema de alivio, con el tiempo se han llevado a cabo estudios sistemáticos y completos sobre el dimensionamiento de sistemas de alivio, particularmente para reactores y alivio de dos fases, sin embargo, para el diseño conceptual, solo hay algunas pautas y prácticas recomendadas, por lo que resulta particularmente recomendable la consulta de las mismas, antes de la elección de una base de diseño (API RP 520, 2000) (ANSI/API STD 521, 2007) (API STD 2000, 2014).

Uno de los componentes principales de los SRP es la Válvula de Alivio de Presión (Pressure-Relief Valve PRV), la cual según la ANSI/API STANDARD 521 (ANSI/API STD 521, 2007) se define como “válvula diseñada para abrir y aliviar el exceso de presión y para volver a cerrar y evitar el flujo adicional de fluido después de que se hayan restablecido las condiciones normales”, este término contempla tanto a las válvulas de alivio, válvulas de seguridad o válvulas de alivio de seguridad.

2.4.1 VÁLVULA DE SEGURIDAD DE PRESIÓN (PSV).

Las válvulas de seguridad de presión (o PSV por sus siglas en inglés) son válvulas a prueba de fallos utilizadas principalmente para el manejo de fluidos tales como vapores o gases, las cuales actúan de forma tal de asegurar la presión del sistema mediante una apertura completa hasta que la sobrepresión se libere por medio del relevo de masas, siendo la válvula más común la Válvula de Relevo.

Figura 11

Diagrama y partes de una Válvula de Seguridad de Presión.



Nota. Adaptado de “Válvula de seguridad de acción o presión directa (Imperial Chemical Industries (I.C.I.)). “ por Cejalvo, A., 1999, *NTP 342: Válvulas de seguridad*, Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo.

El funcionamiento de estas válvulas establece como principio la utilización de un “disco”, éste es un diafragma colocado dentro de la válvula el cual está diseñado para trabajar a cierta presión conocida como ‘Set Pressure’, una vez que esta presión se ve rebasada debido a condiciones anormales o a emergencias, evento conocido como Sobrepresión, ocurre la “ruptura de disco”, donde el diafragma al romperse permite el paso del fluido por la válvula, liberando la presión y dejando fluir la masa dentro de la tubería. Los discos pueden ser de diferentes materiales como metal, plástico o grafito, dependiendo el proceso al que se instalarán. Cuando el disco se ha roto, es necesario cambiarlo por uno nuevo para poder contar de nuevo con esta capa de seguridad. Para poder comprender mejor el funcionamiento del disco y de la válvula, es necesario definir los siguientes conceptos:

- ‘Set Pressure’. Es la presión de entrada, en donde el disco está diseñado para abrir.

- Sobrepresión. Ocurre cuando la presión de operación comienza a aumentar por arriba del 'Set Pressure'. Ocurre lo mismo cuando en el equipo comienza a incrementar la acumulación cuando el sistema de relevo está configurado a la Presión de Trabajo Máxima Permisible (MAWP por sus siglas en inglés)
- MAWP. Esta es la presión encontrada comúnmente en la parte superior del equipo que se mantiene operando a una temperatura definida, donde todos los elementos puedan estar a esa presión hasta el momento de relevarla en dado caso de un incremento.
- 'Back Pressure' o Contrapresión. Esta es la presión existente en la salida, es decir, es la presión que se encuentra fuera de la descarga del dispositivo de relevo. Comúnmente es la presión atmosférica, en dado caso que la descarga del fluido se realice hacia la atmósfera, o si se cuenta con un sistema de recolección, será la presión positiva para la caída de presión de la tubería y recipientes conectados a la salida de la válvula.

A continuación, en la Figura 12, se muestra un ejemplo de un disco completamente funcional y a su lado, un disco ya roto tras haber liberado la presión del sistema:

Figura 12

Ejemplo de un disco de ruptura completamente funcional (izquierda) y a su lado, un disco ya roto tras haber liberado la presión del sistema (derecha).



Nota. Tomado de "Disk of Figure 9-8b after rupture. Note: 30 angular seating in holder is standard for prebulged solid metal disk. (By permission from B.S. & B. Safety Systems, Inc.)" por Kayode, A., 2007, Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants (Cuarta Ed., Vol. I), ELSEVIER.

Como se mencionó anteriormente, el SRP actúa solo en caso de que los sistemas de control básicos del proceso, y, (en caso de que los haya) los HIPPS, no puedan

mitigar la sobrepresión provocada en el proceso por uno o más disturbios, por lo que es necesario enfatizar lo que es un disturbio.

2.4.2 DISTURBIOS.

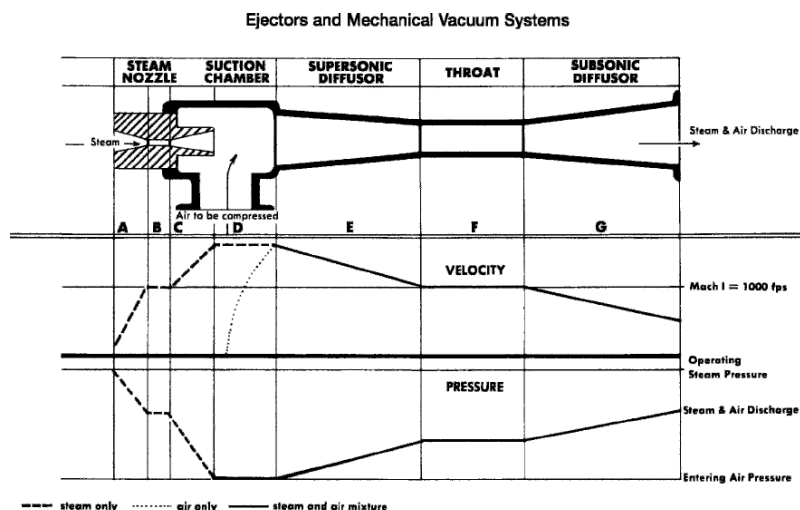
Los disturbios, o perturbaciones, son agentes, situaciones y condiciones que provocan desestabilidad repentina en el sistema, normalmente es un punto importante para tratar en los sistemas de control para conseguir que los disturbios tengan poco efecto negativo como sea posible para evitar que escalen a niveles donde puedan existir diferentes tipos de pérdidas (Lipták, 1995). Este trabajo se enfocará en dos principales tipos de disturbios: falla de eyectores y falla de actuador, debido a la naturaleza del proceso, dado que, por una parte, en caso de ocurrir una falla de eyectores sería el de mayor afectación al proceso, y en consecuencia el de mayor aporte de carga al SRP. Por otro lado, debido a las limitaciones del software (como se mencionará más adelante), la falla de actuador puede sustituir el efecto de la falla de eyectores en este sistema en particular, dado que ambos impedirían la salida de gases por la parte de los domos, por lo cual, entender ambas fallas resulta relevante para este trabajo.

2.4.2.1 FALLA DE EYECTORES.

Para poder conseguir cierto grado de vacío en un proceso fijo, es necesario conseguir ese vacío mediante la extracción de aire, vapor o gas del equipo al cual se desea trabajar en esas condiciones (ver Figura 13); sin embargo, parte importante a considerar previo a la puesta en marcha de los eyectores, es el riesgo existente de una implosión en el equipo de interés, proveniente por un diseño alejado a lo necesario para mantener esas presiones o el tener válvulas instaladas inadecuadamente.

Figura 13

Funcionamiento de un sistema de vacío.



Nota. Tomado de “Basic ejector components and diagram of energy conversion in nozzle and diffuser. (By permission from Ingersoll-Rand Co.)” por Kayode, A., 2007, Ludwig’s applied process design for chemical and petrochemical plants (Cuarta Ed., Vol. I), ELSEVIER.

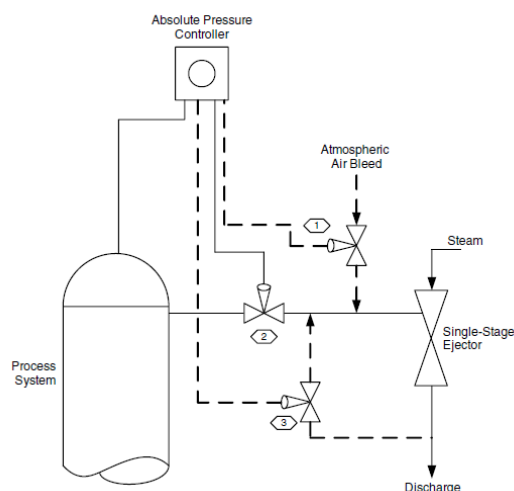
Los eyectores son equipos que, mediante el uso de vapor motriz el cual va a alta velocidad y por el principio de Bernoulli, extraen el flujo de vapor o aire de proceso permitiendo al equipo, en nuestro caso la torre de destilación, llegar a presiones menores a la atmosférica (Kayode, 2007). Como se muestra en la Figura 13, en el diagrama de un eyector, el vapor motriz entra de forma perpendicular a la línea de proceso, generando un área de baja presión en la cámara de succión y junto a los difusores se ve provocado el vacío “arrastrando” a los vapores de interés para que finalmente salga la mezcla del vapor motriz junto con el de proceso para cumplir con el requerimiento de vacío en el equipo de proceso (torre de destilación).

El flujo de vapor motriz que entra al eyector no puede disminuir por debajo del flujo crítico en el difusor ya que el equipo se diseña de tal forma que el vapor motriz mantenga el volumen y energía necesarios para producir la velocidad del difusor que permita mantener el vacío. Una disminución de la presión del vapor motriz provocará una discontinuidad en el funcionamiento y un aumento en la presión de succión. Para poder controlar este aspecto, a medida que la carga cambia a una presión de succión fija, el fluido de proceso se reemplaza por una carga artificial,

generalmente aire, la cual ayudará a mantener el funcionamiento constante del eyector (Kayode, 2007), tal como se muestra en la Figura 14 del sistema de control de un eyector.

Figura 14

Sistema de control comúnmente utilizado para un eyector.



Nota. Tomado de "Single-stage ejector control." por Kayode, A., 2007, Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants (Cuarta Ed., Vol. I), ELSEVIER.

Mediante un controlador de presión se suministrará esta carga artificial mediante las válvulas 1 y 3, la válvula 2 provocará una caída de presión artificial hasta que se puedan cumplir las especificaciones de funcionamiento.

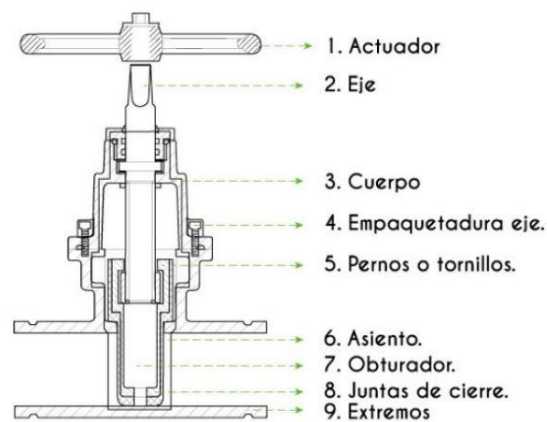
Como se ha observado, el punto crítico de un eyector es mantener un flujo y presión requeridos del vapor motriz para su funcionamiento, en el momento en el que suministro de este vapor se detenga o no cumpla con las características de diseño provocará una falla en el eyector, interrumpiendo así el flujo del fluido de proceso, deteniendo el vacío en la columna de destilación y finalmente, desencadenando un aumento de presión en esta por lo que será necesario el uso de otros sistemas de seguridad para proteger el proceso (Kayode, 2007).

2.4.2.2 FALLA DE ACTUADOR.

El funcionamiento de una válvula se establece principalmente en abrir o cerrar el paso del fluido que pasa por una tubería, esto se hace comúnmente mediante el actuador (ver Figura 15). Este elemento se puede manipular de forma remota con el uso de aire para instrumentos y la recepción de señales las cuales indican la posición del actuador para los fines necesarios.

Figura 15

Diagrama de las partes de conforman una válvula.



Nota. Tomado de “Componentes principales en una válvula de globo” por ENERGUIAS, 2023, *¿Qué son las válvulas de globo?*, (<https://www.energuias.com/valvulas-de-globo-ventajas-y-desafios/>).

El uso de capas de protección y de lazos de control permiten resguardar el proceso con las principales válvulas en el sistema que, tras alguna situación, estos darán señal dependiendo del manejo de la seguridad, siendo dos posibles escenarios; a fallo abre, o a fallo cierra, en donde ambas opciones son un 100% o un 0% de apertura. Sin embargo, existen distintas causantes que provocan un fallo del actuador, evitando así el funcionamiento óptimo de este elemento y por consiguiente, el funcionamiento general de la válvula. Algunas de estas causantes son:

- Suciedad.
- Contrapresión de flujo.
- Falla eléctrica.

- Entrada de agua.
- Falta de lubricación.
- Mal estado de empaques.

Por lo que es importante realizar pruebas y mantenimiento constante que evite el mal funcionamiento de las válvulas, de otra manera, se deberá contar con sistemas de seguridad estratégicos que cuiden la integridad del proceso (Kayode, 2007).

CAPÍTULO 3. MATERIALES Y MÉTODOS.

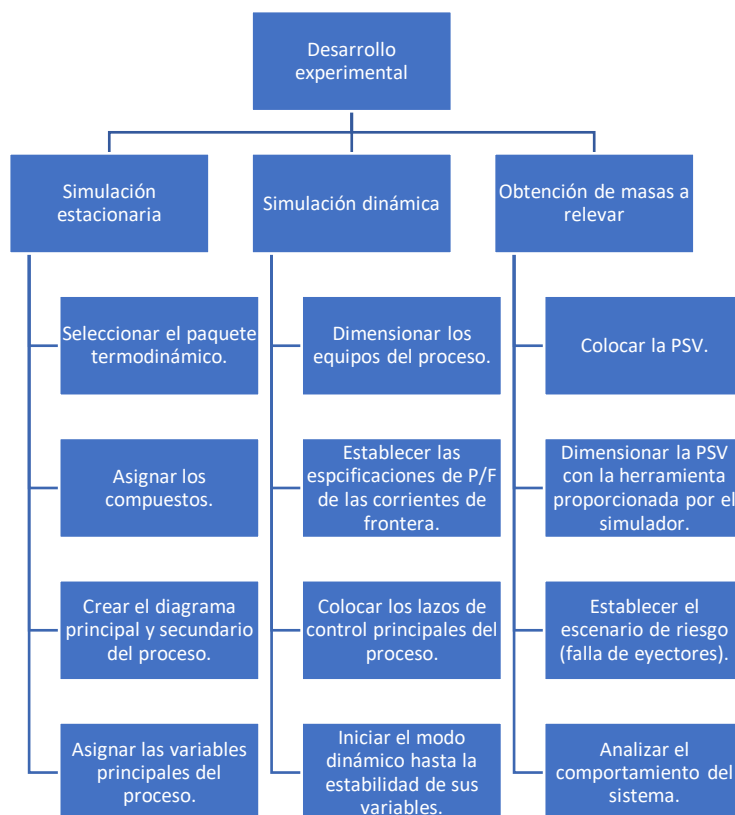
Debido a la naturaleza del proyecto no se requerirán materiales, sustancias o laboratorio donde realizar las actividades, el requerimiento esencial para su realización es la disponibilidad de un simulador de procesos (Aspen HYSYS V12)[®] con la facilidad de análisis en estado estacionario y dinámico y, por lo tanto, una computadora con las características de software adecuadas para que el rendimiento del programa no se vea comprometido.

Para comenzar con el análisis de escenarios que generen sobrepresión en una columna de destilación se deberá estructurar el caso de estudio en estado estacionario y verificar que los datos obtenidos por el simulador reflejen de manera cualitativa y cuantitativa las propiedades y condiciones de operación establecidas en la referencia del proyecto usado como caso de estudio. Una vez analizada esta etapa se implementarán estrategias de control comúnmente utilizadas en torres de destilación al vacío para su transición a régimen dinámico y obtener con ello las masas a relevar en el caso de estudio para cada régimen, con base en lo anterior se dispondrá de los elementos para comparar los datos obtenidos en ambas simulaciones, y establecer elementos de análisis comparativos y las conclusiones; así como las recomendaciones asociadas al mismo.

A continuación, se describe la metodología que se empleará para determinar las masas a relevar, estableciendo como principio de análisis, los documentos esenciales que se generen en una Ingeniería Básica, tales como Balances de masa y energía, DFP's y Descripción del proceso, partiendo de estos elementos se simulará la torre de destilación a vacío, con la finalidad de reproducir los Balances de Materia y Energía lo más próximos a los documentos de referencia la simulación a los datos base, discriminando los lazos secundarios de control (control de bombas, intercambiadores de calor, etc.), dimensiones originales de equipos y el sistema de eyectores encargado de generar el vacío en la torre, este último debido a las limitaciones del software (ver Figura 16).

Figura 16

Metodología experimental.



Nota. Elaboración propia.

3.1 SIMULACIÓN A ESTADO ESTACIONARIO.

Al momento de simular un proceso o una parte de este, es necesario limitar las operaciones unitarias que serán parte de lo que se necesita estudiar, es por ello, que en este trabajo, para poder tener un panorama certero de lo que es una torre de destilación a vacío y conocer las fuentes de los posibles eventos que provoquen un evento que amerite el relevo de masas por sobrepresión, se simuló la torre de destilación de vacío en conjunto con la sección de precalentamiento; así como los circuitos de extracción de calor denominados ‘pumparounds’ y parte del acondicionamiento de las corrientes a la salida de la torre (ver ANEXO I).

3.1.1 ACONDICIONAMIENTO RESPECTO AL CASO DE ESTUDIO.

Como se mencionó anteriormente, el propósito de la columna de destilación al vacío es el procesamiento del residuo que se obtiene de la sección de fondos de destilación atmosférica. Debido a la propia naturaleza del residuo atmosférico es necesario que el procesamiento se lleve a cabo a presiones bajas (menores a la atmosférica, en este caso, de 10 a 31.5 mmHg) para evitar alcanzar o generar temperaturas en las que los componentes comenzarían a sufrir descomposición térmica.

El primer paso para iniciar una simulación es la elección del modelo de propiedades, y en el caso de HYSYS Dynamics V12, cuenta con una variedad de modelos a seleccionar, sin embargo, debido a la naturaleza de la corriente de alimentación del proceso y las condiciones de operación necesarias de la torre de destilación, el modelo de propiedades PENG-ROB usa la ecuación de estado cúbica estándar Peng-Robinson para todas las propiedades termodinámicas excepto para el volumen molar líquido (para realizar ese cálculo el programa usa el método API para pseudocomponentes y el modelo Rackett para los componentes reales), es recomendable para procesamiento de gases, refinería, y aplicaciones petroquímicas, con él, se pueden esperar resultados razonables en todas las temperaturas y presiones, incluso es consistente en la región crítica, por lo tanto, no representa un comportamiento anómalo, a diferencia de los métodos de propiedad del coeficiente de actividad, dado que HYSYS incluye mejoras al PR original con el objetivo de ampliar el rango de aplicabilidad y mejorar la descripción del sistema no ideal, incorpora un rango más amplio de temperatura y presión, desde temperaturas criogénicas hasta altas; y desde presiones de vacío hasta sistemas de alta presión, además de ofrecer una base de datos completa para el parámetro de interacción binaria, lo que implica resultados confiables para mezclas de hidrocarburos (Aspen Technology, Inc., 2013). El mismo EoS predice la distribución de componentes pesados del petróleo, sistemas acuosos de glicol y metanol, siendo así el más adecuado para el desarrollo del proyecto.

El siguiente paso por realizar una vez elegido el modelo de propiedades es la selección de componentes que participan en el proceso, por lo cual, en nuestro caso particular se optó por usar la corriente de alimentación a la torre proporcionada por los antecedentes con los que se contaban, esta corriente es representada por la corriente 85A (ver ANEXO I), la cual tiene las siguientes propiedades presentadas en la Tabla 1 y la composición reportada en la Tabla 2.

Tabla 1

Propiedades principales de la corriente 85A.

Corriente	85A
T (°C)	367
P (kPa)	1102
Flujo vol (m ³ /h)	583.9
Flujo mol (kmol/h)	731.4

Tabla 2

Composiciones de la corriente 85A.

Compuesto	Frac Mol	Compuesto	Frac Mol	Compuesto	Frac Mol	Compuesto	Frac Mol
H2O	1.29E-02	NBP61*	0	NBP235*	9.72E-05	NBP543*	7.29E-02
CO2	0	NBP70*	0	NBP243*	1.34E-04	NBP573*	6.43E-02
H2S	0	NBP79*	0	NBP252*	1.79E-04	NBP603*	5.99E-02
Methane	0	NBP87*	0	NBP261*	2.44E-04	NBP635*	5.17E-02
Ethane	0	NBP96*	0	NBP269*	3.73E-04	NBP666*	4.44E-02
Propane	0	NBP105*	0	NBP278*	6.21E-04	NBP698*	3.80E-02
i-Butane	0	NBP113*	0	NBP287*	9.34E-04	NBP729*	3.24E-02
n-Butane	0	NBP122*	0	NBP295*	1.19E-03	NBP761*	2.75E-02
i-Pentane	0	NBP131*	0	NBP304*	1.53E-03	NBP792*	2.32E-02
n-Pentane	0	NBP139*	0	NBP313*	2.23E-03	NBP824*	1.95E-02
3-Mpentane	0	NBP148*	0	NBP321*	3.20E-03	NBP853*	1.43E-02
n-Hexane	0	NBP157*	0	NBP330*	4.20E-03	NBP881*	1.22E-02
Hydrogen	0	NBP165*	0	NBP339*	5.16E-03	NBP908*	1.02E-02
Ethylene	0	NBP174*	0	NBP347*	6.44E-03	NBP936*	8.55E-03
Propene	0	NBP183*	1.30E-05	NBP366*	3.62E-02	NBP962*	6.51E-03
Air	0	NBP191*	1.71E-05	NBP396*	5.86E-02	NBP987*	5.49E-03
1-Butene	0	NBP200*	2.34E-05	NBP425*	8.00E-02	NBP1012*	4.61E-03
1-Pentene	0	NBP209*	3.37E-05	NBP455*	9.65E-02	NBP1037*	3.86E-03
NBP17*	0	NBP217*	4.87E-05	NBP484*	9.32E-02	NBP1075*	5.88E-03
NBP48*	0	NBP226*	6.96E-05	NBP514*	8.07E-02	NBP1272*	9.80E-03

*Nota. Son pseudocomponentes (ver Glosario).

Siendo todos los compuestos NBP pseudocomponentes. Posterior a que la corriente pase por un calentador a fuego directo, la ahora corriente 117A entra a la torre con la misma composición, pero con las propiedades mostradas en la Tabla 3.

Tabla 3

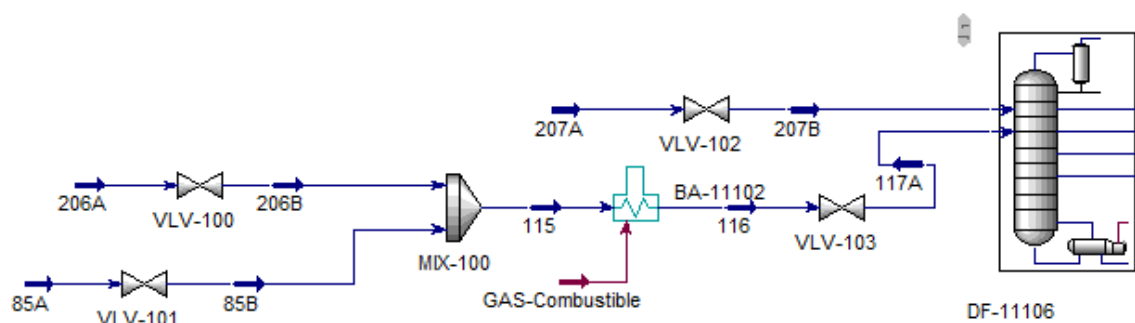
Propiedades principales de la corriente 117A.

Corriente	117A
T (°C)	401.3
P (kPa)	3.678
Flujo vol (m ³ /h)	586.9
Flujo mol (kmol/h)	898.1

Las corrientes de la simulación fueron nombradas a partir de las del caso de estudio, sin embargo, el simulador requirió que a partir de que una corriente es conectada a una válvula, la corriente que sigue la secuencia debía tener otro nombre, por lo que, en este trabajo se agregaron las letras “A”, “B”, “C” y “D” para cumplir este requisito y mantener las líneas de corrientes con la numeración correspondiente al DFP en el que se basa. Obteniendo la primera parte de la simulación como se observa en la Figura 17:

Figura 17.

Alimentación a la torre de vacío en HYSYS Dynamic V12 - Estado estático.



La corriente 206B que se muestra en la Figura 17 contiene Vapor de Alta Presión Reducido, la cual se mezcla con la línea principal mediante el equipo MIX-100 que tiene la condición activa para unificar las corrientes, esto para que el programa pueda hacer el cálculo del flujo de vapor que se agrega para ayudar a que fluya dentro de las tuberías y el calentador a fuego directo, esto para evitar que el residuo atmosférico se quede detenido por la alta viscosidad que contiene. La corriente 207A lleva en su interior Vapor de Baja Presión inyectando a la Torre de Vacío para proporcionar energía. Finalmente se agregan válvulas que limiten cada corriente para posteriormente analizar, mediante controles, su comportamiento en la parte de la Simulación Dinámica de este trabajo.

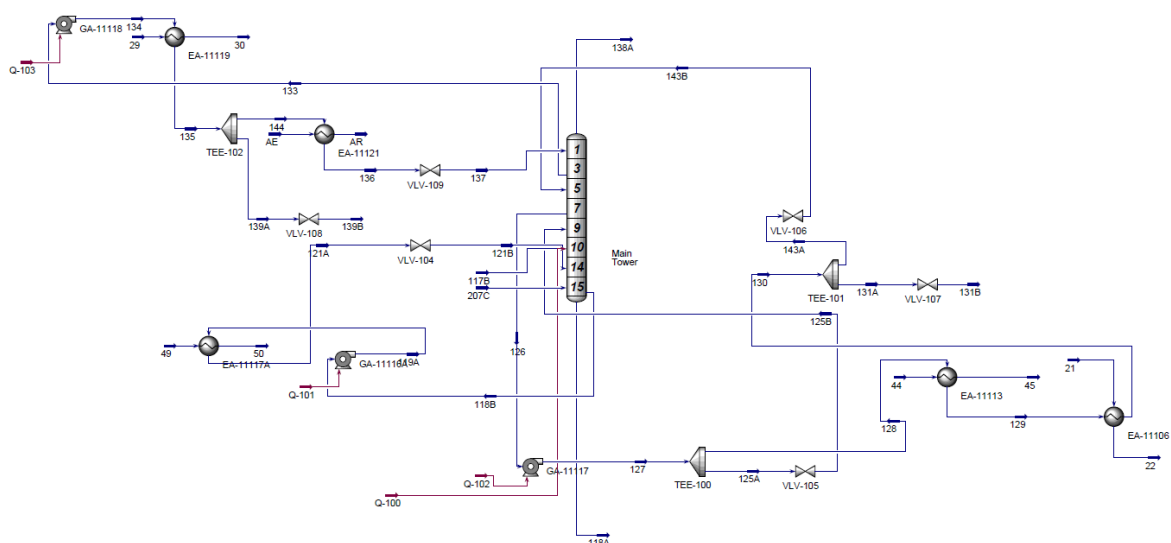
El calentador a fuego directo BA-11102 permitirá elevar la temperatura de 367.9 °C a 417.9 °C el cual contiene una corriente de energía dentro de la simulación debido a que se utilizó un 'Heater' como equipo de transferencia de calor.

3.1.2 TORRE DE DESTILACIÓN A VACÍO.

Una vez que se le ha dado el tratamiento de llevar la corriente principal a las condiciones deseadas, puede ingresar a la Torre de Vacío DF-11106, tal como se observa en la Figura 18, para mayor detalle del diagrama, se puede encontrar en el Anexo IX.

Figura 18

'Sub-flowsheet' de la torre de vacío DF-11106.



La Torre de Vacío trabaja a una condición de presión de 10 mmHg (1.333 kPa) en la parte de los domos, para la zona de los fondos la presión especificada es de 31.5 mmHg (4.2 kPa), para que la simulación pudiera llevarse a cabo, ambas presiones fueron fijadas. La torre contiene 3 'pumparounds' o circuitos de extracción de calor en donde se les sustraerá energía térmica a las corrientes para de nuevo ingresar a la torre, como se muestra en la Figura 18, las principales corrientes que entran y salen de la torre son las que se muestran y se abordarán más adelante.

La columna consta de 15 platos, iniciando numeración de la parte de domos a la de fondos (ver Anexo IX), donde la corriente de alimentación ingresa en el plato número 10. Debido a la naturaleza de la torre, la parte crítica para poder llevar a cabo la simulación adecuadamente y que esta realice las iteraciones necesarias mediante el uso de métodos numéricos, es la del perfil de presiones a lo largo de esta, además, de igual manera tener un perfil adecuado de temperaturas y la respectiva cantidad de líquido y vapor en cada plato lo cual se indica en la Tabla 4.

Tabla 4

Propiedades de las etapas contenidas en la torre de vacío DF-11106.

	Stage	P (kPa)	T (°C)	Net Liquid (kmol/h)	Net Vap (kmol/h)
1__Main Tower	0	1.333	120.034	504.155	487.863
2__Main Tower	1	1.538	158.919	629.052	541.003
3__Main Tower	2	1.743	197.587	95.428	665.900
4__Main Tower	3	1.947	244.194	82.528	748.322
5__Main Tower	4	2.152	260.884	2358.021	735.423
6__Main Tower	5	2.357	279.190	2724.830	1045.501
7__Main Tower	6	2.562	299.081	204.031	1412.310
8__Main Tower	7	2.766	334.253	146.415	1568.273
9__Main Tower	8	2.971	344.506	389.682	1510.658
10__Main Tower	9	3.176	384.171	468.259	642.957
11__Main Tower	10	3.381	380.585	417.807	430.377
12__Main Tower	11	3.585	378.370	390.265	379.925
13__Main Tower	12	3.790	375.830	364.976	352.383
14__Main Tower	13	3.995	363.516	435.888	327.093
15__Main Tower	14	4.200	362.361	338.273	16.043

Aunado al diseño, es importante trabajar con eficiencias de cada etapa que permitan a la torre realizar el proceso de separación, las eficiencias que se utilizaron en este apartado se muestran en la Tabla 5, las cuales se obtuvieron mediante prueba y error para conseguir productos con puntos de ebullición lo más cercanos a los correspondientes con los de los productos deseados y, así, tratar de duplicar el perfil de temperaturas de la torre de vacío (HVGO 271.8°C, LVGO 139.5°C, Residuo de Vacío 355°C e Incondensables 65°C).

Tabla 5

Eficiencias de las etapas de la torre DF-11106.

Etapa	Eficiencia
1	0.94
2	0.94
3	0.94
4	0.94
5	0.93
6	0.93
7	0.93
8	0.93
9	0.93
10	0.95
11	0.95
12	0.95
13	0.95
14	0.95
15	0.95

Continuando con las especificaciones necesarias para poder diseñar la torre en el simulador, se determinan las variables prioritarias que se deben cumplir para que la simulación converja, tomándolas del Balance de Masa y Energía de la torre combinada DF-11106.

Hasta el momento hemos hablado ya de las eficiencias, el perfil de temperaturas y el de presiones dentro de la torre a lo largo de los platos que la conforman, sin embargo, el software aún nos permite establecer otros parámetros como grados de libertad para que la simulación se lleve a cabo, siendo estas los flujos volumétricos de las corrientes de entrada y salida de los respectivos reflujos, así como las cargas térmicas de los intercambiadores de calor que se encuentran en cada uno de las respectivas extracciones de calor ‘pumparounds’. Las variables que se definen dependen de los grados de libertad de la torre, los cuales a su vez dependen de los equipos y líneas que participen en el funcionamiento de la torre. Para el caso de estudio que se simuló, los grados de libertad fueron de 17 (ver Tabla 6).

Tabla 6

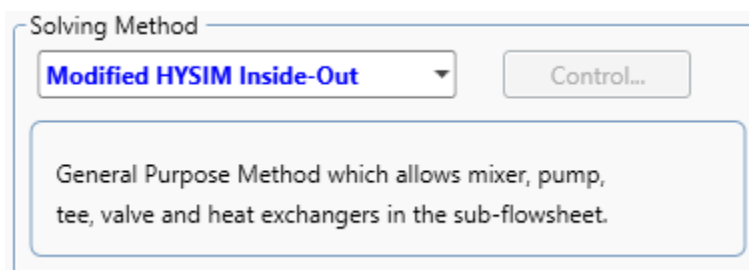
Valores asignados en la sección 'Monitor' del entorno de trabajo de DF-11106 en estado estático.

Especificación	Unidades	Valor Especificado	Valor Obtenido	Error
138A - Rate	m3/h	12.026	12.0260	-2.06E-08
133- Rate	m3/h	242.456	242.4560	-3.93E-08
126 – Rate	m3/h	1358.37	1358.3646	-3.99E-06
118B – Rate	m3/h	98.913	98.9131	1.03E-06
125A – Return	m3/h	255.776	255.7750	-3.99E-06
131A – Rate	m3/h	105.21	105.2096	-3.99E-06
139A – Rate	m3/h	64.951	64.9510	-3.93E-08
E-11119 Heat Balance	kJ/h	0	-4.4118	-1.23E-03
EA - 11121 Heat Balance	kJ/h	0	0.7287	2.02E-04
E-11119 DT	°C	25	25.0000	8.64E-06
EA - 11121 DT	°C	71.3	71.3000	-5.94E-07
EA - 11113 Heat Balance	kJ/h	0	-408.2825	-0.1134118
EA - 11113 DT	°C	34.8	34.8003	2.58E-04
EA - 11106 Heat Balance	kJ/h	0	179.2966	4.98E-02
EA - 11106 DT	°C	18.8	18.8000	-1.72E-06
EA – 11117A Heat Balance	kJ/h	0	209.2978	5.81E-02
EA – 11117A DT	°C	49.9	49.8991	-8.63E-04

Un punto importante para que se lleven a cabo los cálculos de la simulación es el tipo de solucionador, o 'Solver', que se selecciona, debido a que dentro del 'Sub-Flowsheet' se colocaron intercambiadores de tubos y coraza, el método seleccionado fue el '*Modified HYSIM Inside-Out*' (ver Figura 19).

Figura 19

Modelo matemático seleccionado para el 'Solver' de DF-11106.



3.1.2.1 REFLUJOS.

La Torre de Destilación al Vacío contiene tres reflujo principales; la recirculación del residuo de vacío enfriado permite la reducción de la tendencia de formación de vapor en la línea de succión (Heinemann, 2017), lo cual minimiza la pérdida de succión de la bomba GA-11116A, además de minimizar el craqueo (mantener una temperatura baja en el fondo) (Heinemann, 2017). Mientras que una parte de los productos LVGO y HVGO, se retornan a una etapa superior de la que fueron extraídos para causar la condensación del gasóleo pesado y ligero de vacío (ver 2.2.1.2 PETRÓLEO) producto y de lavado ('pumparound'), lo cual ayudarán a obtener una mayor calidad de los productos.

Estos reflujo se pueden observar en las Figuras 20 y 21, donde se puede notar la entrada y salida de cada uno, así como las corrientes de las que se hablaron previamente de la alimentación (117A y 207A), la etapa en la que cada uno entra y sale, junto con el perfil de presiones la cual ayuda a comparar los valores a los que se encuentran en su respectivo plato de ingreso o extracción.

Figura 20

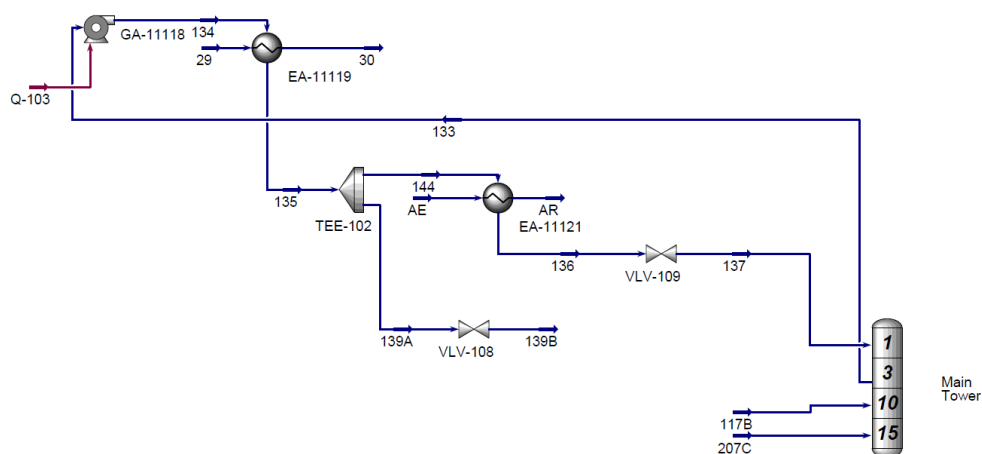
Perfil de presiones de entradas y salidas de la torre DF-11106.

	VToAbove [kPa]	LToBelow [kPa]	Feed	Feed P [kPa]	Product	Prod P [kPa]
1_Main Tower	1.333	1.333	137	1.333	138A	1.333
2_Main Tower	1.538	1.538				
3_Main Tower	1.743	1.743			133	1.743
4_Main Tower	1.947	1.947				
5_Main Tower	2.152	2.152	143B	2.152		
6_Main Tower	2.357	2.357				
7_Main Tower	2.562	2.562			126	2.562
8_Main Tower	2.766	2.766				
9_Main Tower	2.971	2.971	125B	2.971		
10_Main Tower	3.176	3.176	117B	3.678		
11_Main Tower	3.381	3.381				
12_Main Tower	3.585	3.585				
13_Main Tower	3.790	3.790				
14_Main Tower	3.995	3.995	121B	3.995		
15_Main Tower	4.200	4.200	207C	4.200	118B 118A	4.200 4.200

Para el primer reflujo, se iniciará por la sección de los domos, donde se observa que sale la corriente 133 del plato número 3 e ingresa mediante la corriente 137 al plato número 1. Este 'pumparound' contiene dos intercambiadores los cuales ayudan a ceder calor a las corrientes previas de la torre, disminuyendo la temperatura, además de contar con una división de donde sale la corriente 139 para poder obtener el producto ligero de la destilación (LVGO, ver 2.2.1.2 PETRÓLEO).

Figura 21

'Pumparound' del producto LVGO.



La comparativa de las propiedades de las corrientes de entrada y salida de este reflujo se reporta en la Tabla 7.

Tabla 7

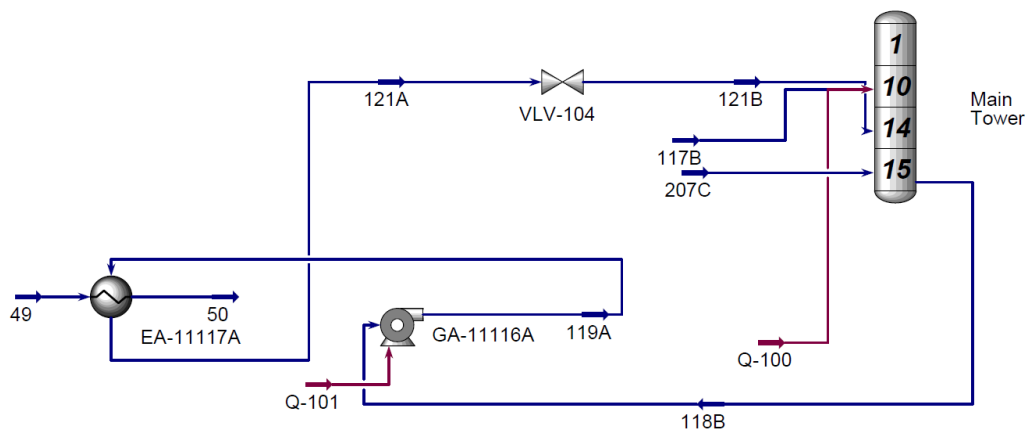
Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de LVGO.

Corriente	133	137
T (°C)	197.6	102.5
P (kPa)	1.743	1.333
Flujo vol (m ³ /h)	242.5	177.5
Flujo mol (kmol/h)	616	451

En el segundo reflujo, la corriente de salida es la 118B proveniente del último plato, el número 15, y el retorno es, la corriente número 121B, la cual llega al plato 14 (ver Figura 22).

Figura 22

'Pumparound' de Residuo de Vacío (RV) [Fondos].



De igual manera el propósito de este reflujo es de disminuir la temperatura de la corriente que debe ingresar a la torre, teniendo las propiedades observadas en la Tabla 8.

Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de RV.

Finalmente, para el reflujo 3, se partió de la corriente 126 saliente del plato 7, donde sale la mayor parte de flujo, sin embargo, posteriormente se divide la corriente en dos, la corriente 125 que entra en la etapa 9 de la torre, y en la 128 que esta última tras pasar por intercambiadores de calor, sale la línea 131 de productos y el restante regresa como la corriente 143 al plato 5 (ver Figura 23).

'Pumparound' del producto HVGO.

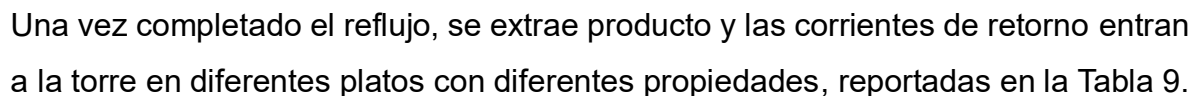


Tabla 9

Propiedades principales de entrada y salida del 'pumparound' de HVGO.

Corriente	126	125B	143B
T (°C)	299.1	300.2	246.5
P (kPa)	2.562	2.971	2.152
Flujo vol (m3/h)	1358	255.8	997.4
Flujo mol (kmol/h)	2677	504	1965

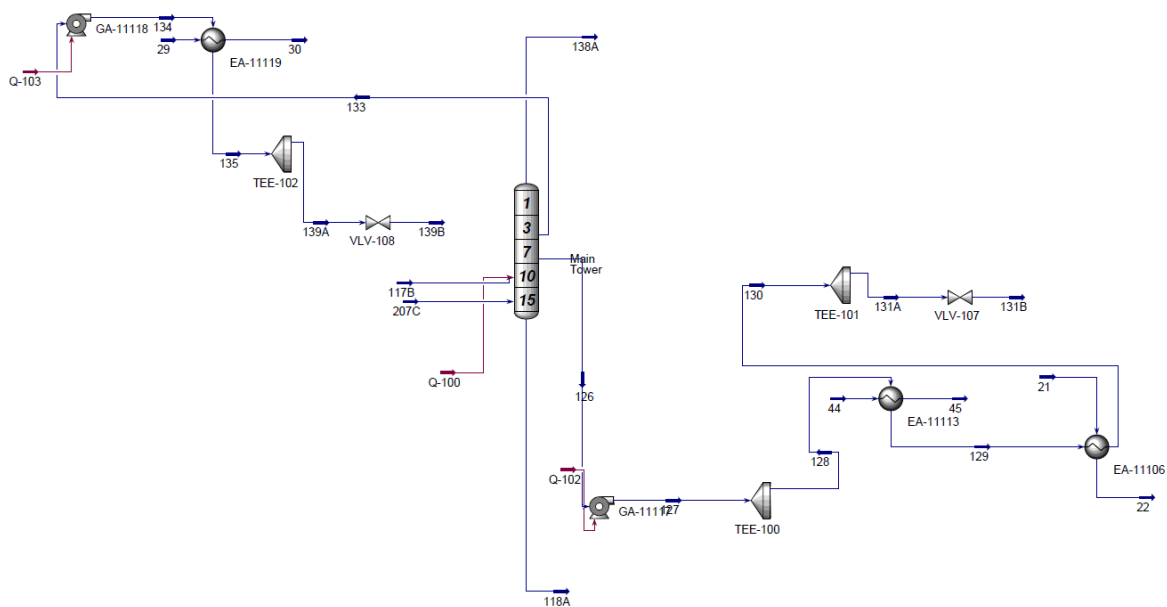
Al completarse los reflujos, se obtienen todas las salidas de los productos de la torre de vacío: vapor de agua, LVGO, HVGO y el RA (Residuo Atmosférico).

3.1.3 PRODUCTOS.

En el 'sub-flowsheet' (ver Figura 24), los productos obtenidos de la destilación a vacío salen por las corrientes 138A, 139B, 131B y 118A.

Figura 24

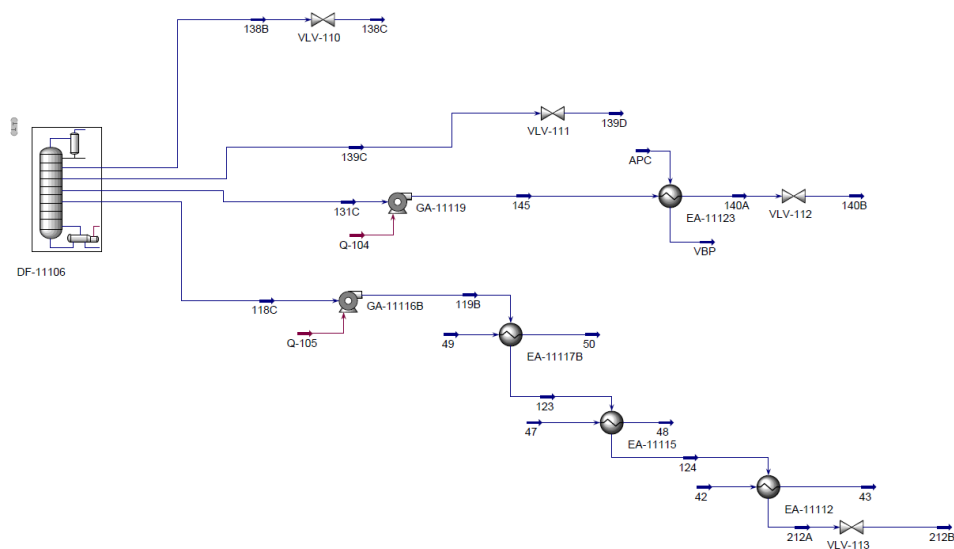
Productos de la torre DF-11106 en el 'sub-flowsheet'.



Estas mismas corrientes, una vez que nos trasladamos al diagrama principal (ver Figura 25), se convierten en las corrientes 138C, 139D, 140B y 212B, respectivamente.

Figura 25

Productos de la DF-11106 en el diagrama principal.



Posteriormente, las corrientes al pasar por distintos equipos para su acondicionamiento previo a las etapas siguientes de la destilación al vacío, las cuales no se abordaron dado que el proceso a simular se delimita en este punto, con base en ello, las líneas de los productos finalizan con las propiedades mostradas en la Tabla 10 tras haber pasado por el acondicionamiento.

Tabla 10

Propiedades de los productos después de acondicionamiento.

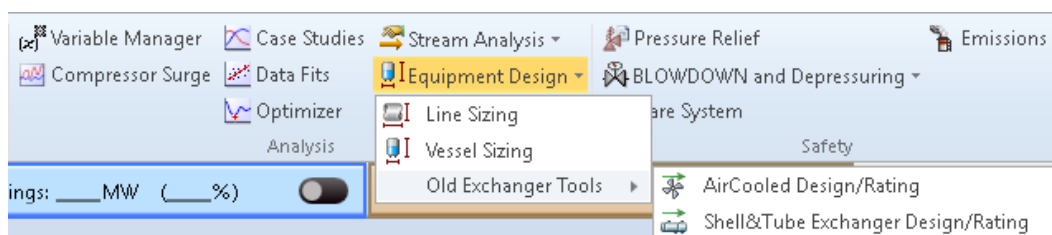
Corriente	138C	139D	140B	212B
Fase	V	L	L	L
T (°C)	120	173.1	177.6	236.5
P (kPa)	1.333	1338	1719	1729
Flujo vol (m3/h)	12.03	64.95	105.2	410.2
Flujo mol (kmol/h)	487.9	165	203.7	338.3

3.2 SIMULACIÓN A ESTADO DINÁMICO.

Para transferir el modelo ya establecido como estático a dinámico, hay una serie de requerimientos que se debían cumplir. Primero, como es bien sabido, lo que distingue el estado estático del dinámico es el término de acumulación, la cual involucra el dimensionamiento de los equipos que forman parte del proceso, por lo tanto, se debían establecer las dimensiones de éstos. Con dicho fin, se prosiguió a utilizar la herramienta 'Equipment Design' que proporciona el entorno de Aspen HYSYS V12 (ver Figura 26), esto con el fin de obtener los volúmenes requeridos para los intercambiadores de calor involucrados.

Figura 26

Herramienta 'Equipment Design' > 'Old Exchanger Tools' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating'.



Para realizar el dimensionamiento, es necesario agregar el número de intercambiadores que se requieren al menú que proporciona la herramienta, una vez agregado, se debe seleccionar el 'Heat Exchanger' al que corresponde cada dimensionamiento (ver Figuras 27, 28 y 29).

Figura 27

Adición de un intercambiador de calor a la tabla de equipos de la herramienta 'Equipment Design'.

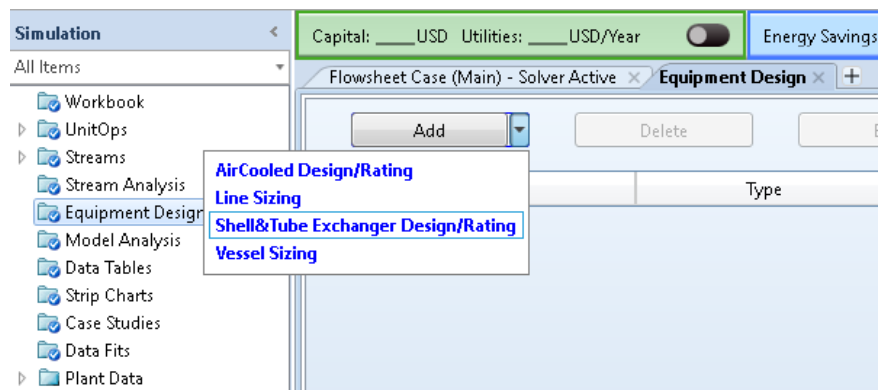


Figura 28

Entorno de trabajo de la herramienta 'Equipment Design' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating'.

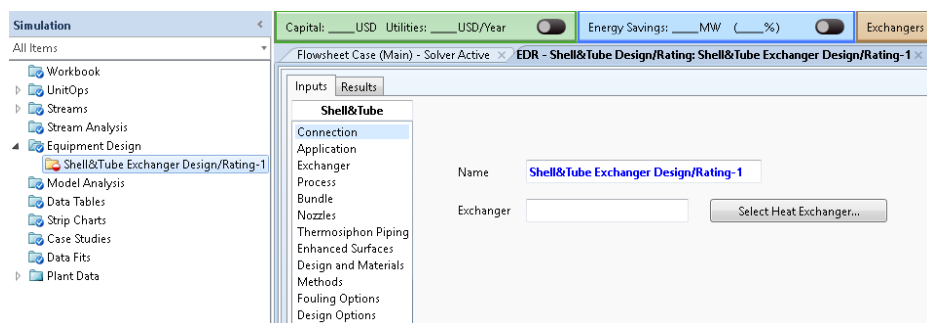
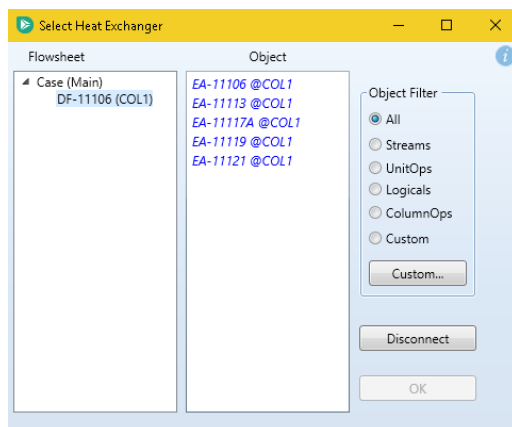


Figura 29

Selección de un intercambiador de calor para su posterior dimensionamiento utilizando la herramienta 'Equipment Design'.



Después de haber seleccionado el intercambiador, desde la pestaña 'Inputs' en la opción 'Exchanger' se presionó el botón 'Run' para obtener los resultados del dimensionamiento para el intercambiador seleccionado (ver Figura 30). Dichos resultados, así como los que se obtendrían en el proceso se pueden consultar desde la pestaña 'Results' (ver Figura 31).

Figura 30

Entorno de trabajo de la herramienta 'Equipment Design' > 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating' > 'Inputs' > 'Exchanger'.

The screenshot shows the 'Inputs' tab of the 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating' software. The 'Exchanger' section is active, displaying various input fields for design parameters. The 'Calculation Mode' is set to 'Design'. The 'Exchanger Data' section includes 'Basics' and 'Details' tabs, with 'Basics' selected. The 'TEMA Type' section includes 'Front End Head Type', 'Shell Type', and 'Rear End Head Type', all set to 'Set default'. The 'Shell Internal Diameter [mm]', 'Tube Outside Diameter [mm]', 'Tube Length (Straight) [mm]', and 'Effective Tube Count' are all set to '<empty>'. The 'Orientation' section includes 'Flow Direction', 'No. Exchangers in Parallel', 'No. Exchangers in Series', and 'No. of Tubeside Passes', all set to 'Set default'. The 'Run' button is visible at the top right.

Figura 31

Entorno de trabajo de la pestaña 'Results' para el dimensionamiento de un intercambiador de calor a partir de la herramienta 'Equipment Design'.

The screenshot shows the 'Results' tab of the 'Shell&Tube Exchanger Design/Rating' software. The 'Performance' section is active, displaying various output fields for design results. The 'Performance Data' section includes 'Process', 'Geometry', and 'Heat Transfer' tabs, with 'Geometry' selected. The 'TEMA' section includes 'Front End Head Type', 'Shell Type', and 'Rear End Head Type', all set to 'Set default'. The 'Baffle' section includes 'Type', 'Cut as % Shell ID', 'Spacing (center-center) [mm]', and 'Number', all set to 'Set default'. The 'Exchangers' section includes 'Orientation', 'Shell ID [mm]', 'Tube pass number', 'Shell in series', 'Shell in parallel', and 'Total cost', all set to 'Set default'. The 'Tube' section includes 'Length [mm]', 'Type', 'Number', 'OD [mm]', 'Wall thickness [mm]', 'Pattern', and 'Pitch [mm]', all set to 'Set default'. The 'Run' button is visible at the top right.

Este procedimiento se replicó para cada uno de los intercambiadores contenidos en la simulación, se tomaron los datos requeridos de las pestañas 'Results' de cada dimensionamiento y se realizó una tabla resumen en la que contuviera los volúmenes requeridos por cada intercambiador (ver Tabla 11).

Tabla 11

Volúmenes establecidos para los intercambiadores de calor correspondientes en el proceso.

	Shell ID [mm]	Tube pass number	Shell in series	Shell in parallel	Length [mm]	Number	OD [mm]	V Tubos [m ³]	V Shell [m ³]
E-11121	600	1	1	1	5550	473	19.05	0.453691	0.820997
E-11113	2200	1	1	4	5850	7356	19.05	29.74842	39.88993
E-11106	750	1	1	1	4200	587	19.05	0.426082	1.152807
E-11117A	600	1	1	1	4950	488	19.05	0.417475	0.711078
E-11119	438	2	1	1	2700	212	19.05	0.098924	0.243672
E-11117B	650	2	2	2	5700	534	19.05	2.104178	4.095529
E-11115	625	2	2	2	5550	495	19.05	1.899173	3.678757
E-11112	2475	1	1	1	6000	9370	19.05	9.716218	12.84233
E-11123	600	4	1	1	4350	438	19.05	0.329283	0.686879
BA-11102	1300	1	1	2	2850	2363	19.05	2.327796	3.726737

Una vez que se han establecido los volúmenes de los intercambiadores en la pestaña 'Dynamics' del intercambiador correspondiente (ver Figura 32), se prosiguió a determinar el dimensionamiento de la torre de vacío, para ello se utilizó otra herramienta proporcionada por Aspen HYSYS V12[®], llamada 'Dynamic Assistant' (ver Figura 33), de esta se obtuvo un diámetro sugerido (ver Figura 34), que posteriormente se estableció en las propiedades de la torre, dentro de la pestaña 'Rating' del 'Column Environment' (ver Figura 35).

Figura 32

Dimensionamiento de intercambiadores establecido en la pestaña 'Dynamics'.

Heat Exchanger: EA-11117B

Design Rating Worksheet Performance **Dynamics** Rigorous Shell&Tube

Dynamics

Model

☒ Basic ☐ Intermediate ☐ Detailed

Model Parameters

Tube volume [m3]	2.104
Shell volume [m3]	4.096
Elevation (Base) [m]	0.0000
Overall UA [kJ/C-h]	2.281e+006
Shell UA reference flow [kg/h]	<none>
Tube UA reference flow [kg/h]	<none>
Minimum flow scale factor	0.000

Summary

Shell Duty	<empty>
Tube Duty	<empty>

Figura 33

Herramienta 'Dynamic Assistant'.

File Home Economics **Dynamics**

Dynamics Mode Dynamics Assistant Integrator Real Time Run Stop

Figura 34

Obtención del diámetro sugerido para la torre de vacío por el 'Dynamic Assistant'.

Dynamics Assistant

General Streams Pressure Flow Specs Unknown Sizes Tray sections Other User Items

Tray Section

SS Pressures
Dry hole losses
Stream connections

The steady state pressure profile of these tray sections may not be consistent with the rating data used in dynamics mode:

Name	Main Tower @CO
Number	0
Steady state DP	2.866
Rating (dynamics) DP	72.35
Dry hole DP	63.72
Max dry hole DP	14.02
Suggested diameter	24.95
Suggested DP	10.04

Quick size selected sections

Create Sizing Analysis for selected sections... Tell me why...

Analyze Again Make Changes Cancel

Figura 35

Pestaña 'Rating' de 'Column Enviroment'.

Column: DF-11106 / COL1 Fluid Pkg: Basis-3 / Peng-Robinson	
Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance	
Tower	Main Tower
Uniform Section	☒
Internal Type	Valve
Diameter [m]	24.95
Tray/Packed Space [m]	0.6096
Tray/Packed Volume [m3]	298.0
Disable Heat Loss Calcs	☐
Heat Model	None
Rating Calculations	☐
Hold Up [m3]	24.84
Weeping Factor	1.000
Tray Sizing Analysis for Costing	Internals-1@Main

Una vez concluido el dimensionamiento de los intercambiadores y columna de vacío, se prosiguió con el dimensionamiento de las válvulas involucradas en el sistema, para esto, desde la pestaña 'Rating' del 'Valve Enviroment' (ver Figura 36), se utilizó el botón 'Sizing Valve' y se verificó que en la pestaña 'Dynamics' la opción 'Pressure Flow Relation' estuviera verificada (ver Figura 37), este procedimiento se repitió para cada una de las válvulas.

Figura 36

Pestaña 'Rating' del entorno válvulas.

Valve: VLV-103	
Design Rating Worksheet Dynamics	
Rating Valve Operating Characteristics ☒ Linear ☐ Quick Opening ☐ Equal Percentage ☐ User Table ☐ Enable Xt Curve View...	
Sizing Conditions ☒ Current ☐ User Input Inlet Pressure [kPa] 1200 Molecular Weight 18.02 Valve Opening [%] 50.00 Delta P [kPa] 98.07 Flow Rate [kg/h] 3003	
Sizing Methods ☐ Cv ☒ Cg ☒ ANSI/ISA method ☐ Manufacturer specific methods ☐ Simple resistance equation FI 0.9000 Cv [USGPM(60F,1psi)] 113.4 Cg 3796.7 Fp 1.0000 Max Xt 0.70000 ☒ Rigorous Cp/Cv ☐ Semi-Ideal Cp/Cv	
Size Valve	

Figura 37

Verificación de opción 'Pressure Flow Relation' de la pestaña 'Dynamics' en el entorno de válvulas.

Valve: VLV-103

Design Rating Worksheet **Dynamics**

Dynamics

Specs
Pipe
Holdup
Actuator
Flow Limits
Stripchart
Malfunction

Dynamic Specifications

Total Delta P [kPa]	98.07	☐
Pressure Flow Relation		☒
Use Modified Pressure-Flow Eq.		☐

Dynamic Parameters

Valve Opening [%]	50.00
Conductance (Cv) [USGPM(60F,1psi)]	113.4
Mass Flow [kg/h]	3003
Friction Delta P [kPa]	98.07
K Value Damp Factor	0.9500

☐ Check Valve (Prevents Backflow)

Para el caso de las bombas, únicamente se verificó que las opciones 'Efficiency' y 'Power' (de la pestaña 'Dynamics' del 'Environment Pump') estuviesen verificadas (ver Figura 38).

Figura 38

Verificación de las especificaciones dinámicas 'Efficiency' y 'Power'.

Pump: GA-111168

Design Rating Worksheet **Performance** Dynamics

Dynamics

Specs
Holdup
Stripchart
Malfunction

Dynamic Specifications

Head [m]	<empty>	☐
Fluid Head [kJ/kg]	<empty>	☐
Speed [rpm]	<empty>	☐
Efficiency [%]	75.00	☒
Pressure rise [kPa]	2362	☒
Power [kJ/h]	1.542e+006	☒
Capacity [m3/h]	489.57	☐
Use characteristic curves		☐
Pump is acting as turbine		☐
Linker Power Loss [kJ/h]	<empty>	☐

☐ Electric Motor

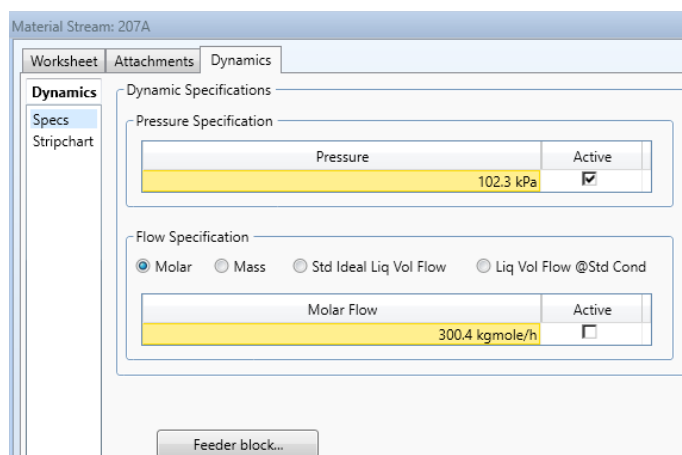
Calculate Head

Antes de colocar controladores y elementos final de control a la simulación se debieron haber verificado que las especificaciones de Presión Flujo de todas las

corrientes estén desactivadas, excepto, para las corrientes de frontera, en su caso la especificación de 'Pressure' en la pestaña 'Dynamics' debe estar verificada (ver Figura 39).

Figura 39

Especificaciones de Presión Flujo, para las corrientes de frontera.



3.2.1 LAZOS DE CONTROL.

Las estrategias de control que se ejecutaron se pueden dividir en dos grupos principales: control de nivel y control de temperatura.

Para el control de nivel, se tomaron como punto de partida los platos a partir de los cuales se realizaron las extracciones de flujos para productos y 'pumparounds', es decir, los platos, 3, 7 y 15. Para determinar el nivel que debería mantenerse, primero se ejecutó la simulación en Modo Dinámico, sin uso de controladores. A partir de los volúmenes de 'Holdup' obtenidos de la ejecución (ver Tabla 12), se estableció la relación entre el nivel del líquido dentro de los platos de la columna, y la extracción de productos de esta, por lo cual se optó por una estrategia de control de tipo 'Cascada' (ver 3.1.3.2), con la variable 'Flujo de producto GOLV, GOPV y Residuo de Vacío' como esclava del 'Control de nivel de los platos 3, 7 y 15' respectivamente, como maestro (ver Tablas 13, 14 y 15).

Tabla 12

Volúmenes de líquido acumulado en cada etapa de la torre DF-11106 obtenidos a partir de simulación dinámica sin uso de controladores.

Etapa	Holdup [=] m ³
1__Main Tower	31.0540
2__Main Tower	31.4275
3__Main Tower	24.4454
4__Main Tower	19.8737
5__Main Tower	46.9629
6__Main Tower	49.1074
7__Main Tower	26.8521
8__Main Tower	26.2151
9__Main Tower	33.0295
10__Main Tower	34.4661
11__Main Tower	32.9429
12__Main Tower	32.0718
13__Main Tower	31.2081
14__Main Tower	32.5296
15__Main Tower	29.9500

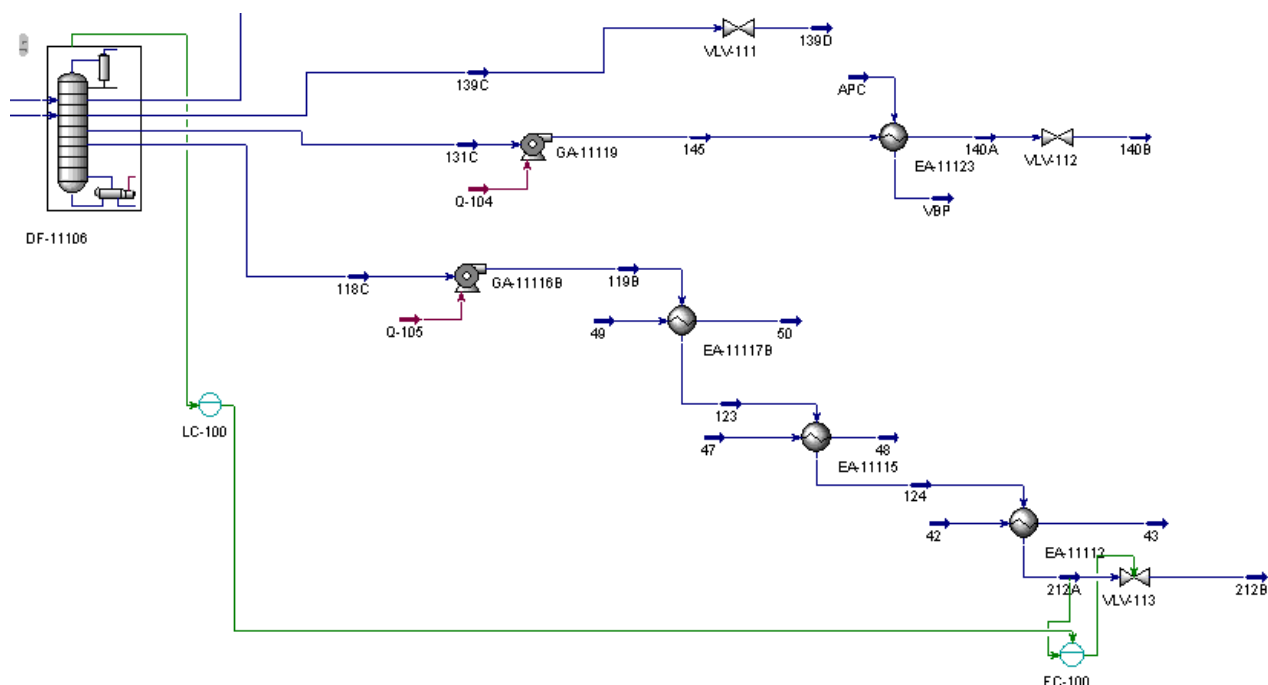
Tabla 13

Lazo de control para el nivel del plato no. 15 de la torre de vacío DF-11106.

Instrumentación del lazo	LC-100, FC-100	
Variable controlada	Nivel/Volumen	
Variable manipulada	Flujo de residuo de vacío	
Configuración de control	Cascada	
PV _{min}	10 m ³	0 m ³ /h
PV _{max}	40 m ³	739 m ³ /h
Punto de ajuste	28 m ³	

Figura 40

Lazo de control de nivel plato no. 15 (fondo).



En la Figura 40 se puede observar la representación dentro del entorno principal del simulador, del lazo utilizado para controlar el nivel en el plato 15 (fondos), en esta se muestra que los controladores se ven representados por un círculo de color azul con una línea central, mientras que las líneas verdes, representan la conexión de dichos controladores con los equipos de la simulación de los que obtiene la información de control (ver Tabla 13). Es importante recalcar que, dado que la configuración de control utilizada fue un Control en cascada, el controlador de nivel LC-100 suministra al controlador de flujo FC-100 el 'set point' correspondiente.

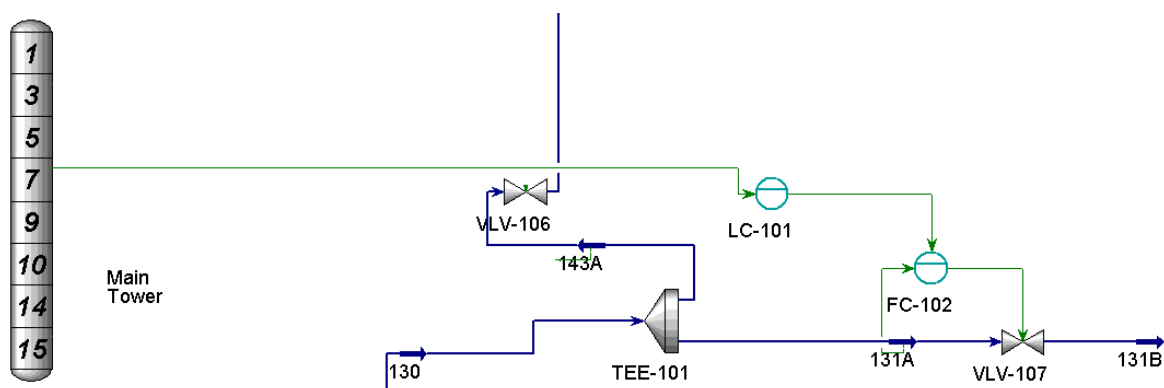
Tabla 14

Lazo de control para el nivel del plato no. 7 de la torre de vacío DF-11106.

Instrumentación del lazo	LC-101, FC-102	
Variable controlada	Nivel/Volumen	
Variable manipulada	Flujo de residuo de vacío	
Configuración de control	Cascada	
PV _{min}	10 m ³	0 m ³ /h
PV _{max}	30 m ³	190 m ³ /h
Punto de ajuste	27 m ³	

Figura 41

Lazo de control de nivel plato no. 7.



La Figura 41 representa el lazo de control encargado de regular el nivel en el plato no. 7 en el 'sub-flowsheet', este; al igual que el control del plato no. 15, utiliza un lazo de control en cascada, por lo que; el control de nivel LC-101 suministra el 'set point' al control de flujo FC-102, y este, a su vez realiza la acción correctiva sobre la VLV-107. De la misma forma que en la Figura 40 las líneas verdes representan las conexiones de los controladores con los equipos de simulación (ver Tabla 14).

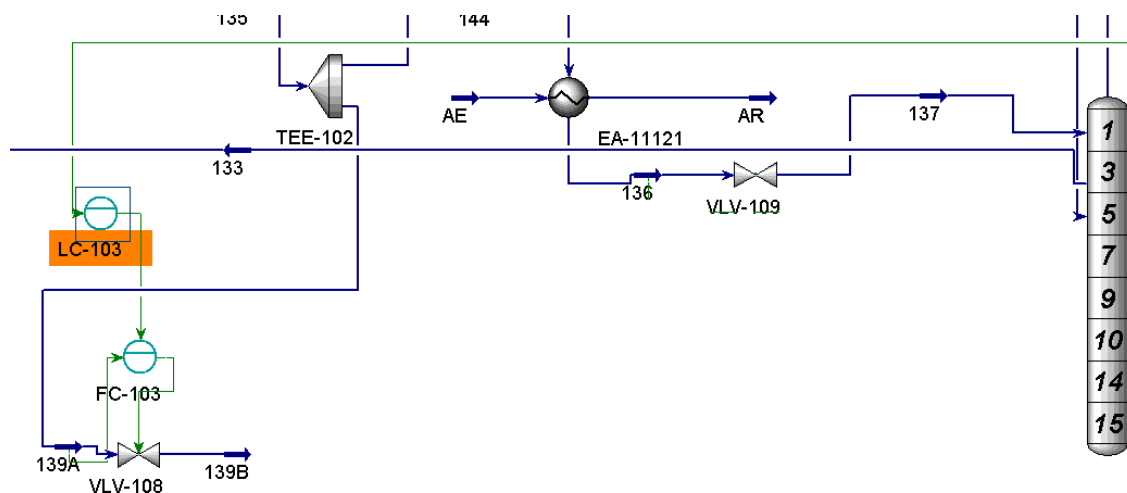
Tabla 15

Lazo de control para el nivel del plato no. 3 de la torre de vacío DF-11106.

Instrumentación del lazo	LC-102, FC-103	
Variable controlada	Nivel/Volumen	
Variable manipulada	Flujo de residuo de vacío	
Configuración de control	Cascada	
PV _{min}	10 m ³	0 m ³ /h
PV _{max}	30 m ³	117 m ³ /h
Punto de ajuste	22 m ³	

Figura 42

Lazo de control de nivel plato no. 3.



En la Figura 42 se observa el lazo de control encargado de regular el nivel en el plato no. 3 en el 'sub-flowsheet', el control de nivel LC-103 suministra el 'set point' correspondiente al control de flujo FC-103, que a su vez mide el flujo de la corriente 139 A, compara con el valor proporcionado como 'set point' y realiza la acción correctiva sobre la VLV-108. Los datos resumidos de dicho lazo de control se muestran en la Tabla 15.

En el caso del control de temperatura, al igual que en control de nivel, se optó por una estrategia de control de cascada, que relacionara la temperatura en el plato no. 3 y en el fondo de la torre, con los flujos que retornan a la torre ('pumparounds') de HVGO y Residuo de vacío respectivamente.

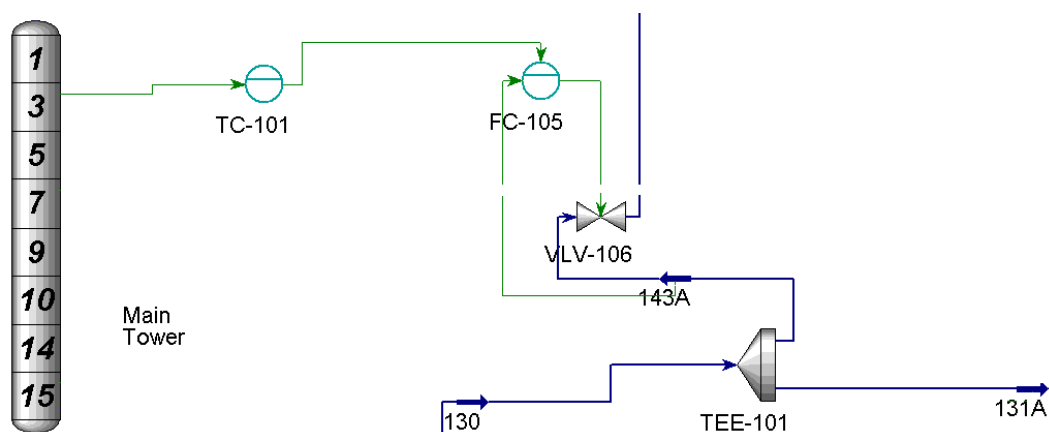
Tabla 16

Lazo de control para la temperatura del plato no. 3 de la torre de vacío DF-11106.

Instrumentación del lazo	TC-100, FC-104	
Variable controlada	Temperatura	
Variable manipulada	Flujo de retorno de HVGO	
Configuración de control	Cascada	
PV _{min}	130°C	0 m ³ /h
PV _{max}	170°C	1796 m ³ /h
Punto de ajuste	140 °C	

Figura 43

Lazo de control de temperatura de plato no. 3.



En el mismo 'sub-flowsheet' se muestra el lazo de control de temperatura en el plato no. 3 (ver Figura 43), siendo el control TC-101 el maestro y FC-105 el esclavo, en

la estrategia de control cascada implementada. En este caso, las líneas verdes representan la conexión de dichos controladores con los equipos de la simulación de los que obtiene la información de control (ver Tabla 16).

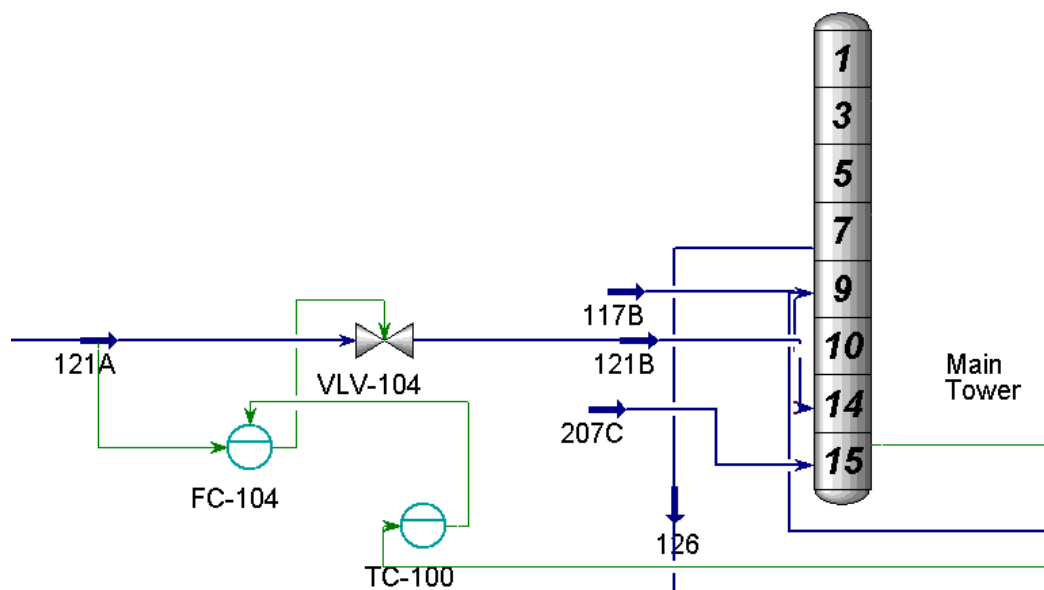
Tabla 17

Lazo de control para la temperatura de fondos de la torre de vacío DF-11106.

Instrumentación del lazo	TC-101, FC-105	
Variable controlada	Temperatura	
Variable manipulada	Flujo de retorno de HVGO	
Configuración de control	Cascada	
PV _{min}	350°C	0 m ³ /h
PV _{max}	380°C	179 m ³ /h
Punto de ajuste	350 °C	

Figura 44

Lazo de control de temperatura plato no. 15 (fondo).



Para el control de temperatura de fondos, la Figura 44 muestra el lazo de control conformado por el controlador TC-100 que funge el papel de maestro del control FC-104 (esclavo), el cual; recibe el 'set point', lo compara con los datos obtenidos de la corriente 121A y realiza la acción correctiva sobre la VLV-104, la cual regula el flujo de retorno de LVGO a la torre (ver Tabla 17).

Al final se establecieron dos lazos de control de flujo para el segundo retorno de HVGO que retorna a la torre, el flujo de retorno de LVGO y para el flujo de vapor de agotamiento que se suministra en el fondo de la torre (ver Tablas 18,19 y 20).

Tabla 18

Lazo de control para el flujo de retorno de LVGO.

Instrumentación del lazo	FC-106
Variable controlada	Flujo 136
Variable manipulada	Posición del actuador de la válvula VLV-109
Configuración de control	PID
PV _{min}	0 m ³ /h
PV _{max}	319.5 m ³ /h
Punto de ajuste	177.5 m ³ /h

El control de flujo de retorno de LVGO FC-106, se lleva a cabo mediante un control PID, mediante la acción correctiva de la válvula de control VLV-109 sobre la corriente 136 (ver Tabla 18).

Tabla 19

Lazo de control para el flujo del segundo retorno de HVGO.

Instrumentación del lazo	FC-107
Variable controlada	Flujo 143A
Variable manipulada	Posición del actuador de la válvula VLV-100
Configuración de control	PID
PV _{min}	0 m ³ /h
PV _{max}	460.44 m ³ /h
Punto de ajuste	255.8 m ³ /h

De la misma forma que para el retorno del 'pumparound' de LVGO, el retorno de HVGO implementa un control PID en el controlador FC-107, mediante la acción de la válvula de control VLV-100 sobre la corriente 143A (ver Tabla 19).

Tabla 20

Lazo de control para el flujo de vapor suministrado a la torre.

Instrumentación del lazo	FC-101
Variable controlada	Flujo 207A
Variable manipulada	Posición del actuador de la válvula VLV-102
Configuración de control	PID
PV _{min}	0 m ³ /h
PV _{max}	9.8 m ³ /h
Punto de ajuste	5.422 m ³ /h

En la Tabla 20 se muestran la información utilizada para el control de la alimentación de vapor de agotamiento en la torre de destilación a vacío, mediante el control de flujo FC-101, por la acción de la válvula de control VLV-102 sobre la corriente 207A (ver Tabla 20).

En el caso de los parámetros de ‘tuning’ para los distintos controladores instalados en la simulación se establecieron los valores típicos usados (ver Tabla 21 y Figuras 45 y 46).

Tabla 21

Parámetros de ‘tuning’ para controladores típicamente usados.

Sistema	Kc	Ti (minutos)
Flujo	0.1	0.2
Nivel	2	10
Temperatura	1	20

Figura 45

Controlador de nivel de fondos de la DF-11106.

The screenshot shows the 'Parameters' tab for a control loop named 'LC-100'. The left sidebar lists various configuration options, with 'Parameters' selected. The main area is divided into several sections:

- Operational Parameters:** Includes 'Action' (Direct selected), 'SP Mode' (Local selected), and a table for 'Mode', 'Execution', 'SP', 'PV', and 'OP'.
- PV Range:** Includes 'PV Minimum' and 'PV Maximum' values.
- Tuning Parameters:** Includes 'Kc', 'Ti', 'Td', 'Tt', 'b', and 'c' values.
- Algorithm Type:** Set to 'HYSYS'.
- Algorithm Subtype:** Set to 'PID Velocity Form'.

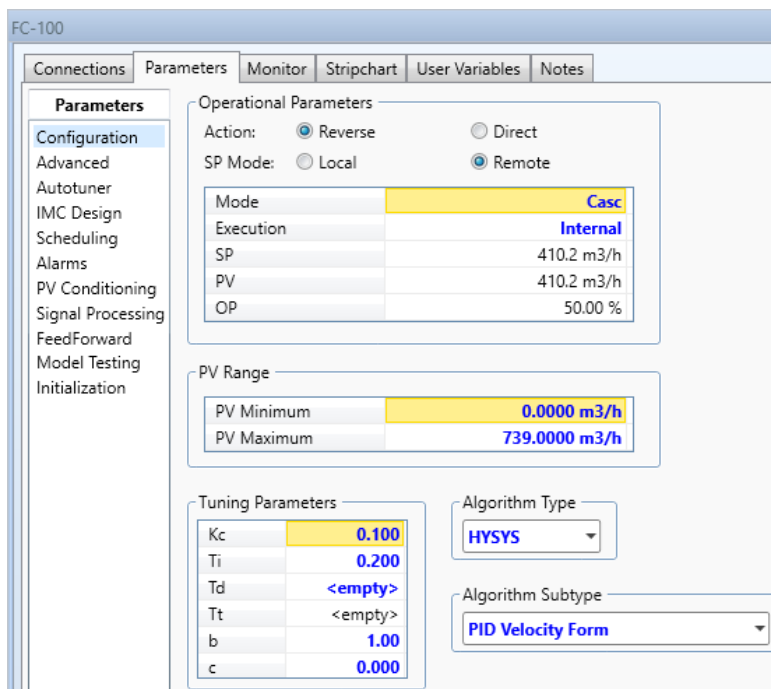
Operational Parameters	Value
Action	Direct
SP Mode	Local
Mode	Auto
Execution	Internal
SP	22.00 m3
PV	8.600 m3
OP	55.50 %

PV Range	Value
PV Minimum	10.0000 m3
PV Maximum	30.0000 m3

Tuning Parameters	Value
Kc	2.00
Ti	10.0
Td	<empty>
Tt	<empty>
b	1.00
c	0.000

Figura 46

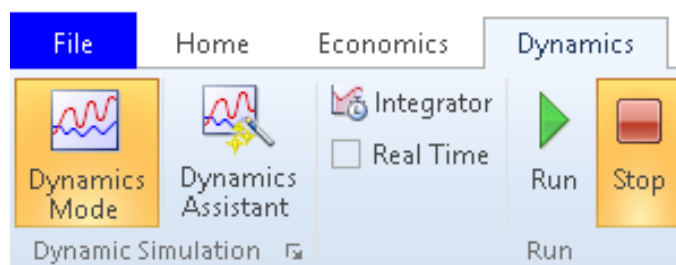
Controlador de flujo de residuo de vacío en control cascada con el controlador de nivel LC-100.



Una vez establecidas las condiciones antes mencionadas, se activó el modo dinámico (ver Figura 47), para posteriormente agregar los 'strip charts' necesarios para monitorear la estabilidad de la simulación y obtener así los valores de las variables importantes del proceso obtenidas por el 'Dynamic Mode'.

Figura 47

'Dynamics Mode' activa en la simulación en Aspen HYSYS V12.



Para agregar 'strip charts' existe un acceso directamente de la pestaña 'Dynamics', una vez seleccionando la opción, se agregaron los 'strip charts' como se muestran en la Tabla 22.

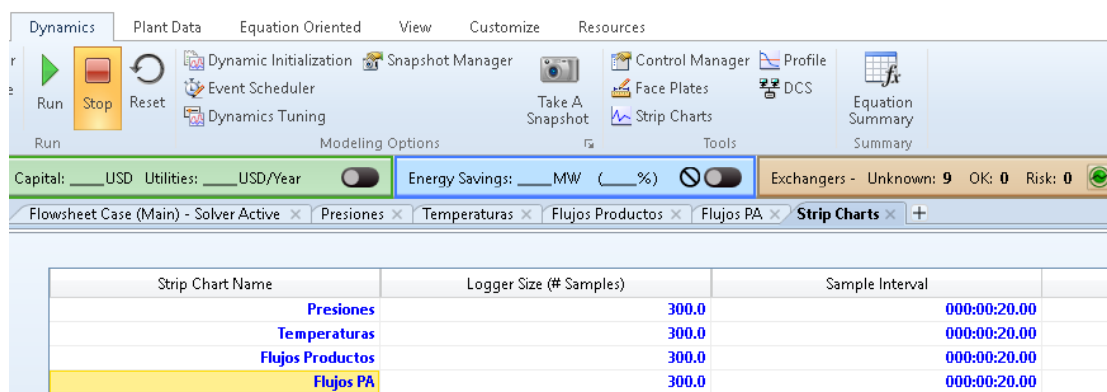
Tabla 22

'Strip Charts' agregadas a la simulación.

Nombre del 'Strip charts'	Corrientes	Variable monitoreada
Presiones	1-Main Tower 3-Main Tower 7-Main Tower 15-Main Tower	'Stage Pressure'
Temperaturas	1-Main Tower 3-Main Tower 7-Main Tower 15-Main Tower	'Stage Temperature'
Flujos Productos	138 A 139 A 131 A 118 A	'Std Ideal Liq Vol Flow'
Flujos PA	121 B 143 B 137 125 B	'Std Ideal Liq Vol Flow'

Figura 48

Herramienta 'Strip Charts' de Aspen HYSYS V12.



Para monitorear los valores reportados se corrió el modo dinámico (ver Figura 49), se accedió a las gráficas de ‘Strip Charts’ (ver Figura 48), dando doble clic al ‘Strip Charts’ que se requiera, en este caso se utilizó Flujos Productos y Flujos PA, debido a las limitaciones de la pantalla, para visualizar los 4 ‘Strip Charts’ simultáneamente.

Figura 49

Modo dinámico activado y corriendo.

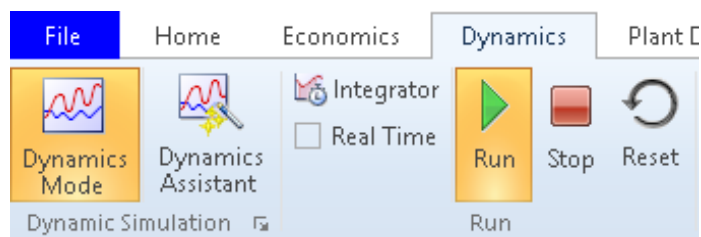
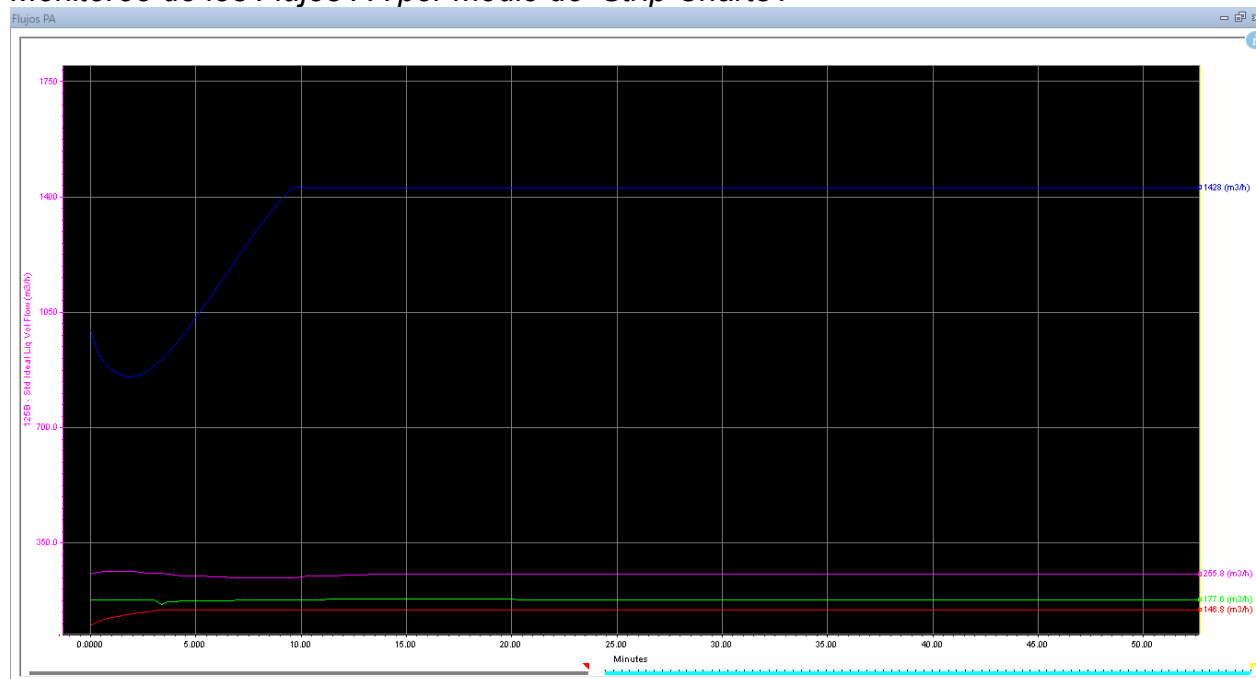


Figura 50

Monitoreo de los Flujos PA por medio de ‘Strip Charts’.



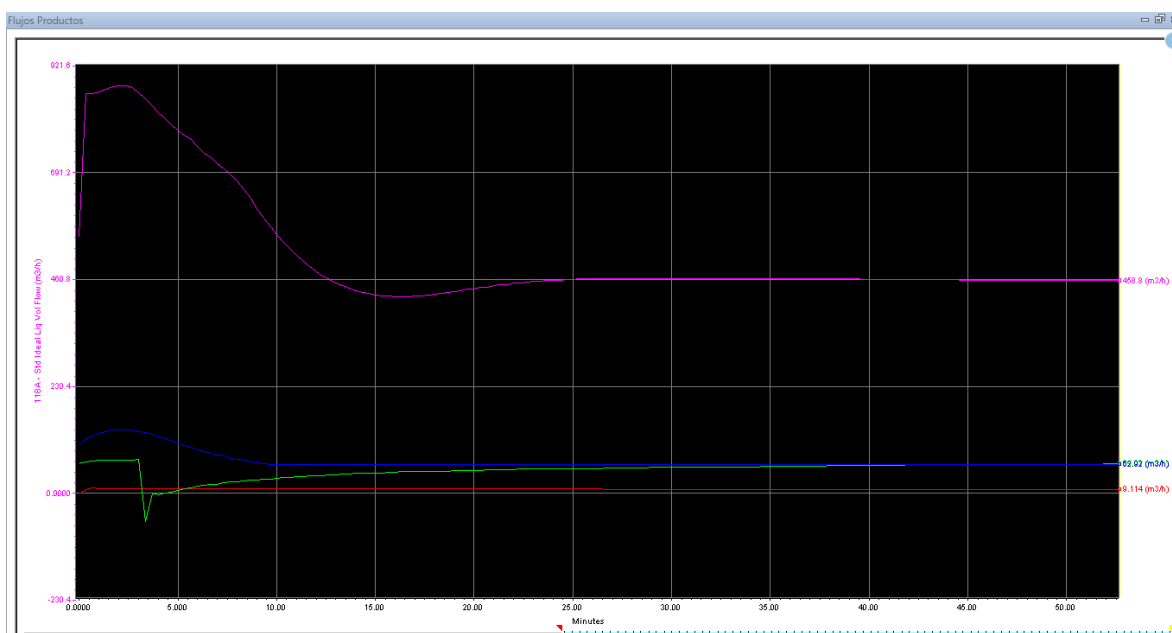
En la Figura 50 se observa el comportamiento de los flujos de ‘pumparound’ una vez que se corre el modo dinámico, siendo; la curva azul el flujo ‘Std Ideal Liq Flow’ de la corriente 143B (HVGO), la curva morada el de la corriente 125B (HVGO), la curva verde la corriente 137 (LVGO) y la roja la corriente 121B (RV). La estabilidad

de sus flujos se observa que se alcanza a los aproximadamente 10 minutos de iniciada la corrida del modo dinámico, con los flujos 1428 m³/h, 255.8 m³/h, 177.6 m³/h y 146.8 m³/h respectivamente.

La Figura 51, a diferencia de la Figura 50, muestra el comportamiento de los flujos 'Std Ideal Liq Flow' de los productos de la destilación a vacío una vez que se corre el modo dinámico, siendo la curva morada la corriente 118A (RV), la azul la corriente 131A (HVGO), la curva verde la corriente 139A (LVGO) y la roja la corriente 138A (Incondensables), con los flujos 358.62 m³/h, 62.80 m³/h, 74.71 m³/h y 9.11 m³/h respectivamente.

Figura 51

Monitoreo de Flujos Productos por medio de 'Strip Charts'.



Una vez instalados los 'Strip' necesarios para el monitoreo del proceso y habiendo verificado que el sistema se encuentra en un estado estable, lo único que queda por instalar es la PSV que será utilizada para el desfogue de gases en el evento de fallo.

3.3 INSTALACIÓN DE PSV's.

Para poder instalar una PSV en la simulación se inició por su dimensionamiento a partir de la herramienta 'Safety Analysis' en modo estático (ver Figura 52), al presionar este botón HYSYS te proporciona un nuevo entorno de trabajo (ver Figura 53), en el que te permite instalar una PSV provisional en la línea que se requiera, para nuestro caso se colocó sobre la corriente 138 A, dado que esta es la salida de los componentes incondensables (domos). Una vez instalada se prosiguió a suministrar los datos proporcionados por el diseño original [Presión de ajuste 6 kg/cm² (g), temperatura de diseño 202 °C], en la pestaña 'Equipment' que surge de dar doble clic sobre la PSV instalada (ver Figura 54).

En el diseño original de la PSV se toma esa presión de ajuste dado que es la presión de diseño correspondiente a la Torre de vacío, misma que está basada en la presión de operación máxima, más la diferencia de presión entre la presión máxima de operación y la presión fijada en el SRP. Esta diferencia de presión es requerida para prevenir la apertura prematura de una válvula de alivio de seguridad o la falla prematura de un disco de ruptura

Figura 52

Herramienta 'Safety Analysis'.

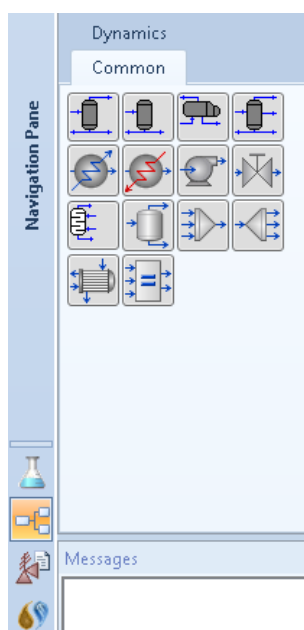


Figura 53

Entorno de trabajo proporcionado por la herramienta 'Safety Analysis'.

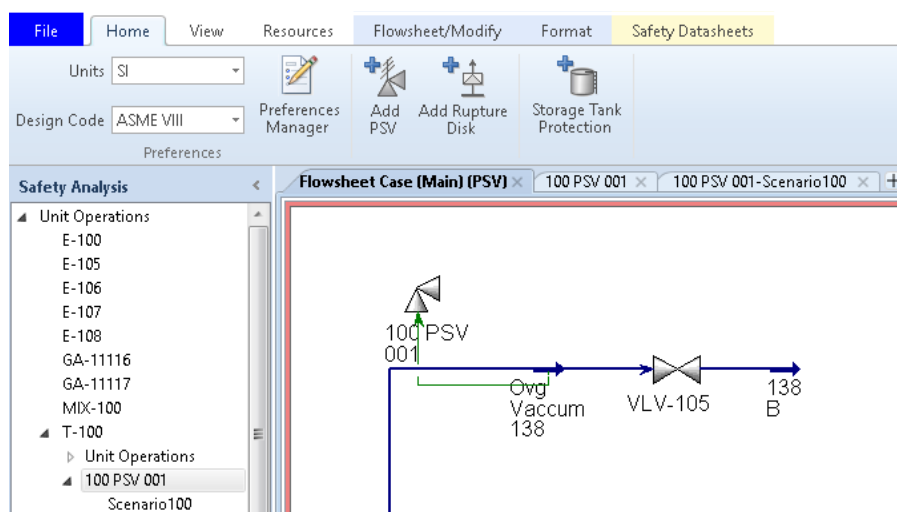


Figura 54

Pestaña 'Equipment' de la herramienta 'Safety Analysis'.

The screenshot shows the 'Equipment' tab for unit 'T-100'. The parameters are as follows:

Parameter	Value	Mode
Unit Op Protected	T-100	
Operating Temperature	120.0 °C	Reference
Design Temperature	202.0 °C	Manual
Operating Pressure	-1.000 barG	Reference
Design Pressure	5.884 barG	Manual

Desde la pestaña 'PRD Data', se estableció la descarga a Quemador y como Presión de ajuste la presión de diseño (ver Figura 55).

Figura 55

Pestaña 'PRD Data' de la herramienta 'Safety Analysis'.

The screenshot shows the 'PRD Data' tab in the 'Safety Analysis' tool. The top window title is 'Flowsheet Case (Main) (PSV) x 100 PSV 001 x 100 PSV 001-Scenario100 x +'. The main tab is 'PRD Data', with other tabs being 'Equipment', 'Scenarios', 'Rating', and 'Line Sizing - 100 PSV 001'. Below the tabs are buttons: 'Add PRD', 'Add Spare', 'Delete Last PRD', and 'Delete Last Spare'.

PRD Name	Orifice Area [cm ²]		Flange Size and Rating				Status	
	Calculated	Selected						
100 PSV 001	29.252	41.161(P)	4	150	P	6	150	Orifice Calculation Completed

Below the table are two main configuration panels:

General Parameters:

- PRD Type: Relief Valve
- PRD Name: 100 PSV 001 (with Edit button)
- PRD Service: <empty>
- Design Code: ASME VIII
- Discharge to: Flare
- Constant Superimposed BP: 1.013 barA

Pressure Relief Device (PRD) Selection:

- Relief Valve Type: Conventional
- Body Material: Carbon Steel
- RD Combination (Kc): 1.000 (with checkbox for PSV + Rupture Disk)
- Restricted Lift Valve: 1.000 (with checkbox for frac. lift / full lift)

PRD Specifics:

- PRD Suffix: <empty>
- Set Pressure: 5.884 barG (with checkbox for Design P.)
- PRD Notes:

Sizing Scenario Parameters:

- Scenario Name: Scenario100
- Scenario Type: Accumulation of Non-Condensa
- Relieving Temperature: 269.0 °C
- Relieving Pressure: 6.472 barG (with Edit button)
- Total Backpressure: 0.5884 barG (with Edit button)

3.4 SIMULACIÓN DEL ESCENARIO PARA CONDICIÓN DE RELEVO.

Para finalizar, se creó un escenario desde la pestaña 'Scenario' (ver Figura 56), a partir de este HYSYS dimensionará la válvula, por lo que debía coincidir con el escenario utilizado por el caso de estudio, el cual fue 'Falla de eyectores', el tipo de caso proporcionado por HYSYS que se asemejó más a este, fue el 'Accumulation of Non-Condensables', por lo que este fue el seleccionado.

Figura 56

Pestaña 'Scenario' de la herramienta 'Safety Analysis'.

The screenshot shows the 'Scenario' tab in the 'Safety Analysis' tool. The top window title is 'Flowsheet Case (Main) (PSV) x 100 PSV 001 x 100 PSV 001-Scenario100 x +'. The main tab is 'Scenarios', with other tabs being 'Equipment', 'PRD Data', 'Rating', and 'Line Sizing - 100 PSV 001'. Below the tabs are buttons: 'Create Scenario', 'Open Scenario', 'Duplicate & Rename', and 'Del'.

Sizing Case	Scenario		Stream	
	Name	Type	Name	MW
☒	Scenario100	Accumulation of Nor	Ovg Vaccum 15	23.76

Se eligió la línea para el escenario de referencia (138 A), y basado en la presión de relevo, se estableció la temperatura de relevo como 269 °C, dado que es en dicha temperatura en la que la fase de relevo es totalmente vapor (ver Figura 57). Automáticamente la herramienta se encarga de calcular el área de orificio para la PSV, por lo cual, se seleccionó el área de orificio superior a la calculada (buenas prácticas).

Figura 57

Pestaña ‘Scenario Setup’ del escenario creado para el dimensionamiento de la PSV.

The screenshot shows the 'Scenario Setup' tab of a software interface. The 'Scenario Name' is 'Scenario100' and the 'Scenario Type' is 'Accumulation of Non-C...'. The 'Scenario Reference Stream' is 'Ovg Vacuum 138 @COL1'. The 'Relieving Temperature' is set to '269.0 °C' with a 'Manual' dropdown. The 'Relieving Pressure' is '6.472 barG' and the 'Total Backpressure' is '0.5884 barG', both with 'Edit' links. The 'Relieving Phase - Method' is 'Vapor' with a 'Vapor' dropdown. The 'Required Relieving Flow' is '1.159E+004 kg/h'. The 'Relieving Flow Method' has radio buttons for 'Manual', 'Reference' (selected), and 'Calculated'.

On the right, the 'Sizing Case' table is displayed:

PSV Results	Value
Calculated Orifice [cm ²]	29.25
Selected Orifice [cm ²]	41.161 (P)
Fraction of Full Lift	1.000
Rated Capacity [kg/h]	1.631E+004
Capacity Used [%]	71.07
Orifice Designation	4 P 6
In/Out Flanges	150 x 150
Noise Level [dBA]	110.9
Noise Height [m]	30.00
Discharge Coefficient (Kd)	0.9750

Como paso final para el dimensionamiento de la PSV, en la pestaña ‘Line Sizing’ (ver Figura 58), se seleccionaron los diámetros nominales correspondientes a la tubería de entrada y salida de la válvula, comprobando que las caídas de presión sean menores que las máximas permisibles.

Figura 58

Pestaña 'Line Sizing' de la herramienta 'Safety Analysis'.

Flowsheet Case (Main) (PSV) x 100 PSV 001 x 100 PSV 001-Scenario100 x +

Equipment Scenarios PRD Data Rating Line Sizing - 100 PSV 001

Design Rating

State/Phase - Method Vapor

Flow Rate Method Required

Sizing Method Rigorous Line Sizing Using Aspen Hydraulics

Current Scenario Scenario 100 ☒ Calculated

Run Line Sizing Run For All Scenarios Configure

Line Sizing Inputs	In Line	Out Line
PSV Flange Size [in]	4.000	6.000
Schedule	STD	STD
N.D. [in]	8.000	8.000
I.D. [in]	7.981	7.981
Material	User Specified	User Specified
Roughness [mm]	4.572E-002	4.572E-002
Specified Equivalent Length [m]	50.00	50.00
Elevation [m]	0.0000	0.0000
Flow Rate [kg/h]	1.159E+004	1.159E+004

Line Sizing Results	In Line	Out Line
Calculated DP [bar]	0.1165	0.2157
Maximum DP [bar]	0.1765	0.5884
Average $\rho \cdot v^2$ [kg/m ² ·s ²]	3.946E+004	4.409E+004
Outlet Velocity [m/s]	<empty>	181.5
Critical Velocity [m/s]	<empty>	470.2
Critical Pressure [barA]	<empty>	0.3918
Reaction Forces [N]	<empty>	1466

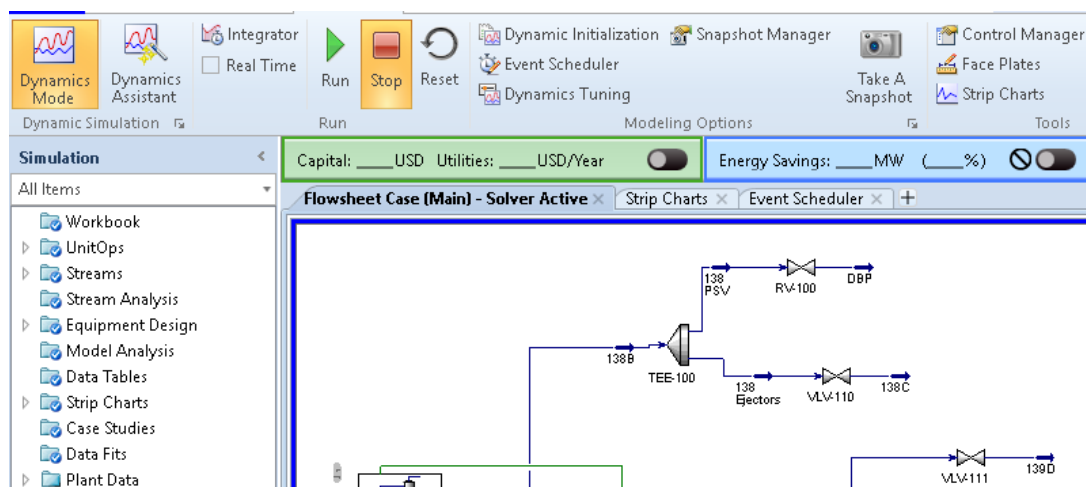
INLET Line Pressure Drop check ... OK
 OUTLET Line Velocity @ Exit check ... OK
 Outlet Line: Pressure Drop check ... OK

INLET Line Pressure Drop check ... OK

Una vez con los datos requeridos del dimensionamiento de la PSV, se prosigue a su instalación en la simulación, partiendo del estado dinámico de la misma (ver Figura 59). Debido a que la corriente de incondensables (138) únicamente está delimitada por una válvula a su salida, se “cortó” la conexión entre la corriente y la entrada a la válvula, para poder instalar un ‘Tee’ del que salgan dos corrientes nuevas, una con objeto de ser la entrada a la PSV, y la otra fungirá como la corriente de salida normal de la línea 138.

Figura 59

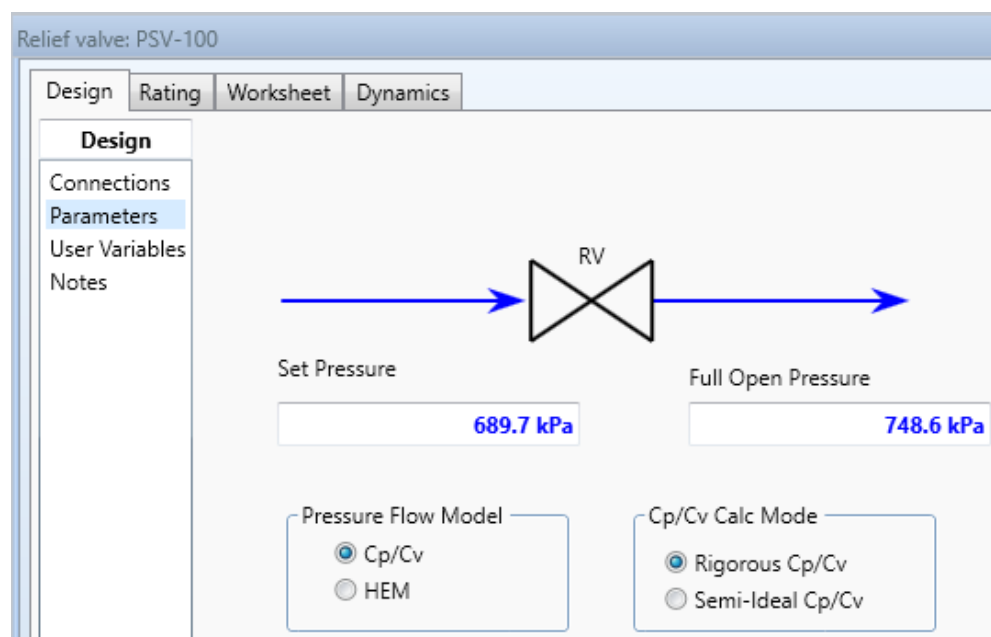
Modificación del 'Flowsheet' en modo dinámico activo.



Dentro de los datos que se suministraron al cuadro de diálogo que surge de dar doble clic a la PSV-100, es la presión de ajuste ($6 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$) y la presión de apertura total, la cual se obtiene agregando un 10% de sobrepresión permisible a la presión de ajuste (ver Figura 60).

Figura 60

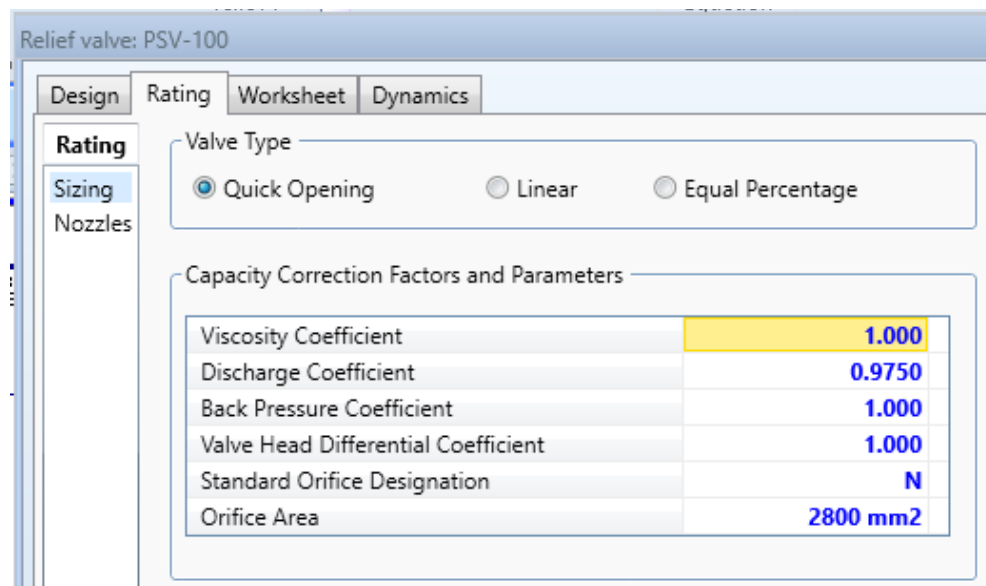
Parámetros suministrados a la configuración de la PSV-100.



Además de lo anterior, se proporcionaron el Coeficiente de descarga, el área de orificio, la denominación estándar del orificio (ver Figura 61) y los diámetros de las boquillas de entrada y salida obtenidos en la fase de dimensionamiento en modo estático (ver Figura 62).

Figura 61

Parámetros y factores de corrección de capacidad para la PSV-100.



Relief valve: PSV-100

Design Rating Worksheet Dynamics

Rating

Sizing
Nozzles

Valve Type

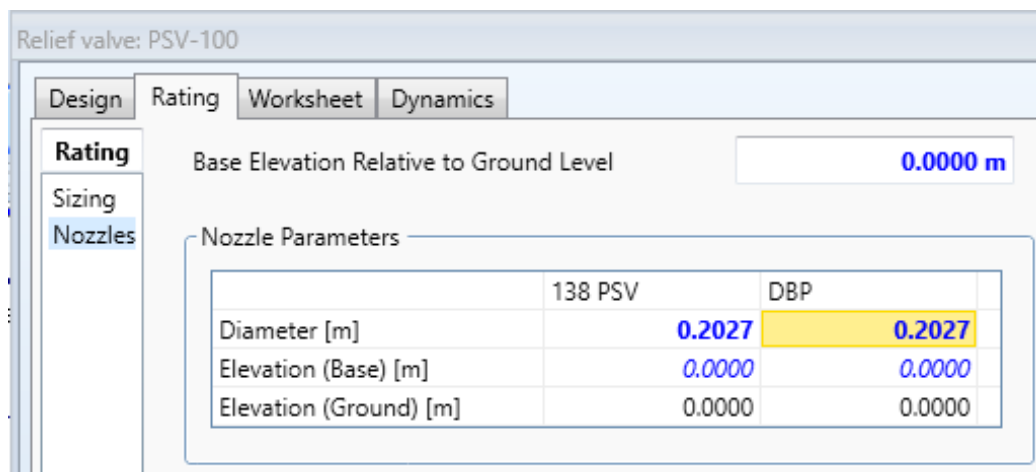
☒ Quick Opening ☐ Linear ☐ Equal Percentage

Capacity Correction Factors and Parameters

Viscosity Coefficient	1.000
Discharge Coefficient	0.9750
Back Pressure Coefficient	1.000
Valve Head Differential Coefficient	1.000
Standard Orifice Designation	N
Orifice Area	2800 mm2

Figura 62

Parámetros de las boquillas de la PSV-100.



Relief valve: PSV-100

Design Rating Worksheet Dynamics

Rating

Sizing
Nozzles

Base Elevation Relative to Ground Level

0.0000 m

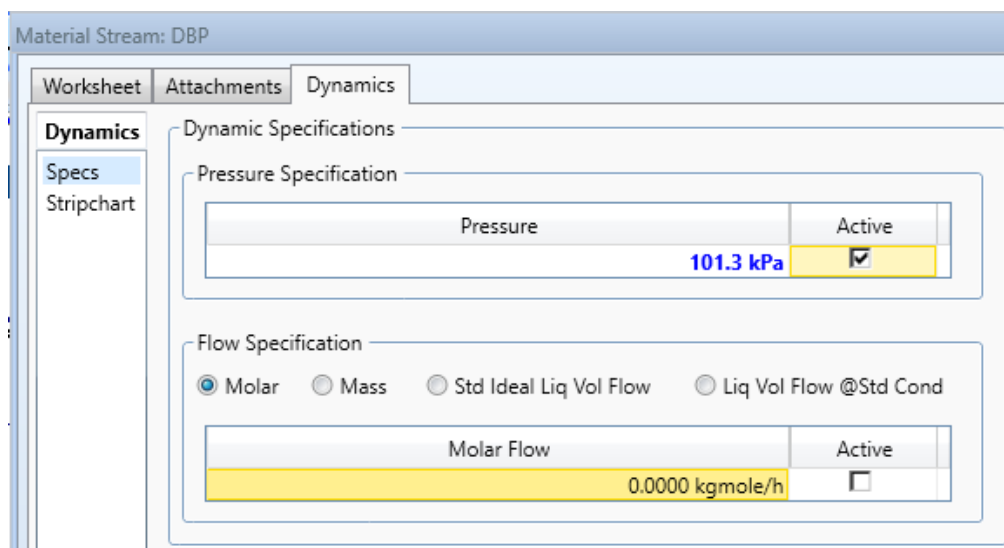
Nozzle Parameters

	138 PSV	DBP
Diameter [m]	0.2027	0.2027
Elevation (Base) [m]	0.0000	0.0000
Elevation (Ground) [m]	0.0000	0.0000

Antes de correr la simulación (modo Dinámico), se verificó que la especificación de presión de la corriente DBP (Desfogue de Baja Presión) estuviera activa, dado que era un corriente de frontera nueva (ver Figura 63).

Figura 63

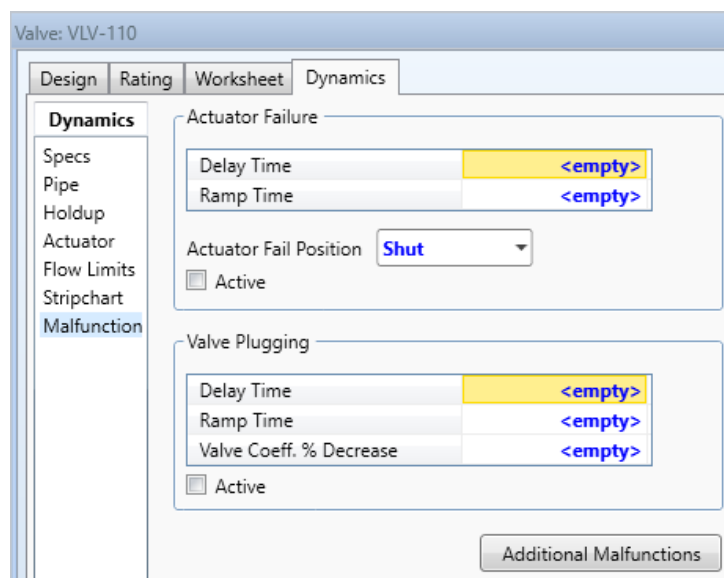
Especificaciones dinámicas de la corriente DBP.



Para simular la Falla de eyectores en el modelo de estudio, se optó por el cierre de la VLV-110, dado que esto asimilaría los efectos de una falla de eyectores en el sistema, para lograr este fin, como primera instancia se estableció la posición del actuador a falla como 'Cierre/Shut', desde la pestaña 'Dynamics' del cuadro de diálogo de la válvula, en el submenú 'Malfuntion' (ver Figura 64).

Figura 64

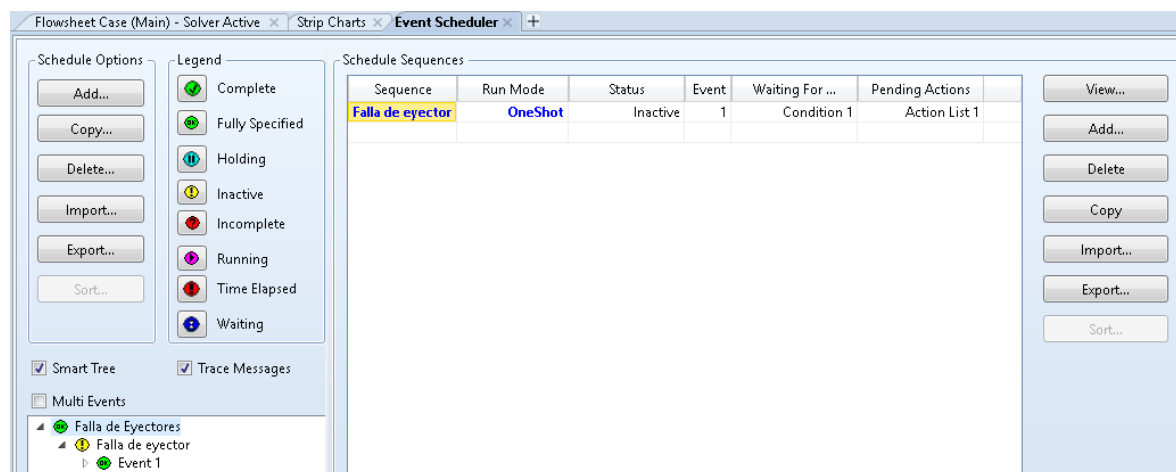
Pestaña 'Dynamics' del entorno de trabajo de la VLV-110.



Posteriormente, haciendo uso de la herramienta 'Event Scheduler', se programó el evento Falla de actuador de la VLV-110, agregando un "Schedule Options" denominado Falla de eyectores, con una secuencia llamada Falla de eyector y un único evento dentro del mismo (ver Figura 65).

Figura 65

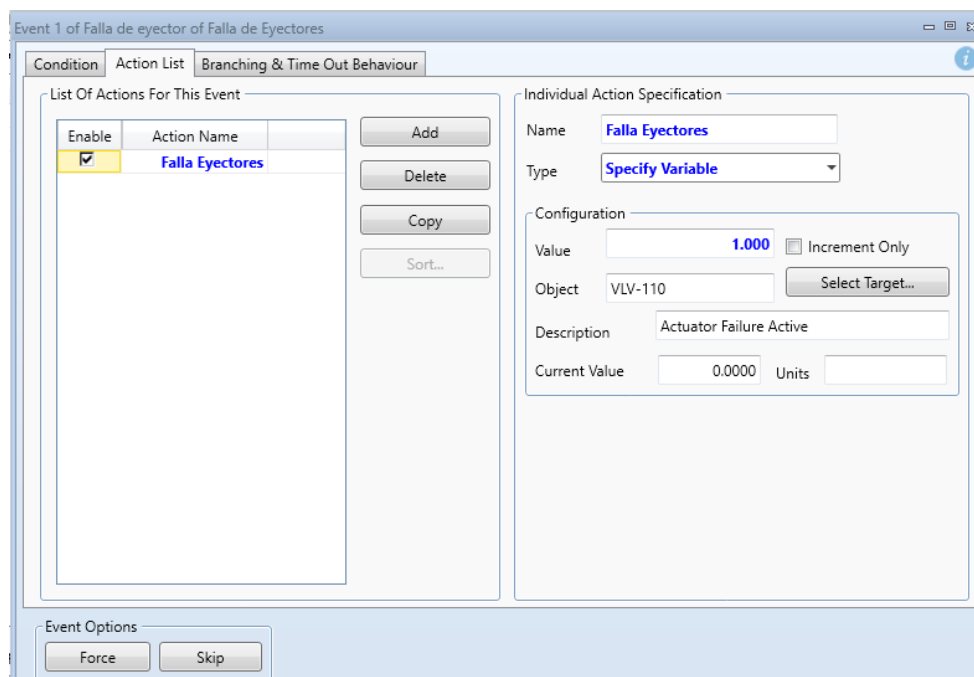
Herramienta 'Event Scheduler'.



Dentro del evento se estableció a la VLV- 110 como el Objetivo seleccionado y como descripción a la Falla de actuador activa con un valor de 1.0 (ver Figura 66).

Figura 66

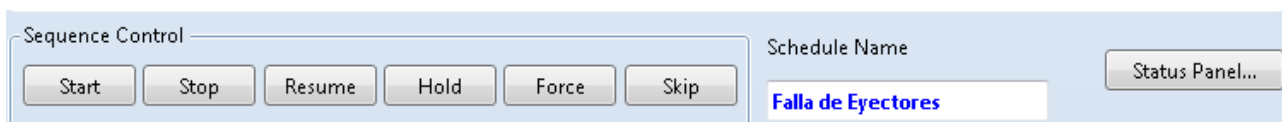
Configuración del Event 1 desde su pestaña 'Action List'.



Una vez diseñado el evento, se prosiguió a correr la simulación en estado dinámico para verificar la estabilidad de sus variables a partir de los 'Strip Charts' instalados anteriormente, para proseguir con la activación del evento por medio del botón 'Start' que se encuentra en los controles que se encuentra en la parte inferior de la herramienta 'Event Scheduler' (ver Figura 67), para poder así analizar el efecto de este sobre la simulación.

Figura 67

Control de secuencia de la herramienta 'Event Scheduler'.



CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

De primera instancia se presentan los resultados obtenidos en la Tabla 23 para el BME del proyecto que se estableció como referencia a la par de los obtenidos por el simulador en estado estacionario y para el estado dinámico se presentan en la Tabla 24. A partir de estos, es importante recalcar la diferencia de valores obtenidos con base en la simulación con HYSYS Dynamic V12, respecto a las del proyecto original, ya que a pesar de que se buscó acercar en su mayoría los mismos, para el objetivo de la presente tesis, se obtuvieron aun así discrepancias (de moderadas a leves) en estos, como lo son las temperaturas de salida de los productos, el perfil de presiones a través de la columna, las composiciones de las corrientes y por tanto, el peso molecular de las mismas. A continuación, en la Tabla 23, se describen cada una de las corrientes principales que intervienen en el proceso.

Tabla 23

Resultados obtenidos para la simulación en estado estacionario en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos del BME original.

Corriente		117A (alimentación)	118A (producto)	118B (PA-out)	121B (PA-in)	126 (PA-out)	125B (PA-in)
Propiedad							
Presión [=] kPa (a)	BME OE	5.412889	4.199655		2098.623(g)	2.493129	1598.484(g)
	ESTÁTICO	3.678486	4.199655	4.199655	3.9949105	2.561694	2.9711849
	%E	32.0421	0.0000		99.8096	2.7502	99.8141
Temperatura [=] °C	BME OE	401.3	355		308.1	271.8	273.6
	ESTÁTICO	401.3	362.36144	362.36144	313.68814	299.08147	300.15243
	%E	0.0000	2.0736		1.8137	10.0373	9.7048
Std Ideal Liq Flow [=] m ³ /h	BME OE	586.921	512.028		98.913	1358.37	255.776
	ESTÁTICO	586.94434	410.18025	98.913102	98.913102	1358.3646	255.77498
	%E	0.0040	0.5731		0.0001	0.0004	0.0004
Flujo molar [=] kmol/h	BME OE	898.1	425.1		82.1	2741.5	516.2
	ESTÁTICO	898.1	338.27273	81.572931	81.572931	2676.7622	504.02433
	%E	0.0000	1.2360		0.6420	2.3614	2.3587
Fracción de vapor (base molar)	BME OE	0.6255356	0		0	0	0
	ESTÁTICO	0.6758074	0	0	0	0	0
	%E	8.036594	0		0	0	0

(...Continuación de Tabla 23)

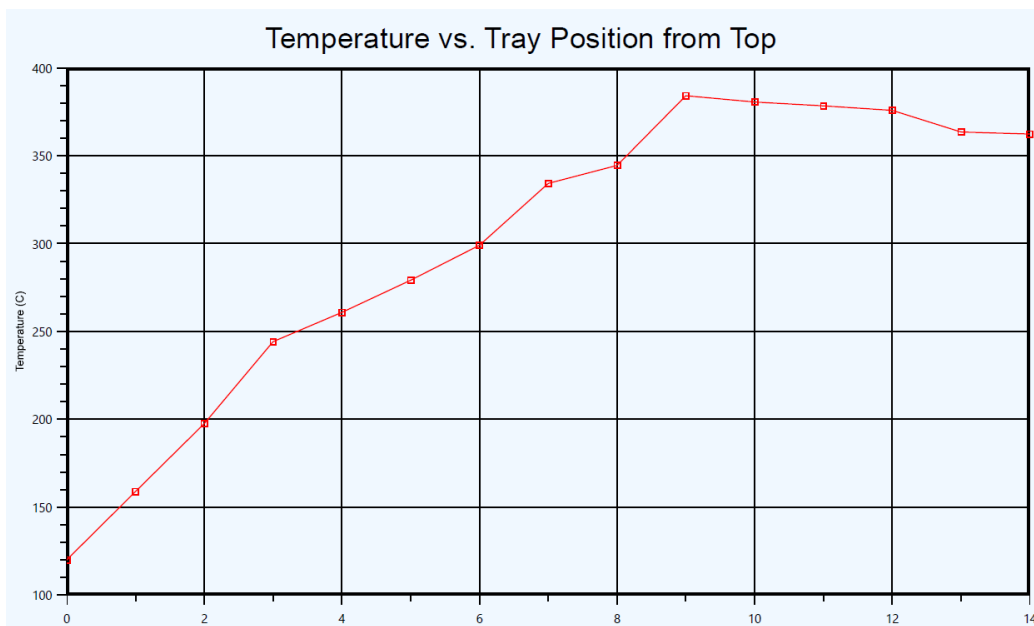
Corriente Propiedad		131B (producto)	143B (PA-in)	133 (PA-out)	137 (PA-in)	139B (producto)	138A (producto)
Presión [=] kPa (a)	BME OE	1245.445(g)	951.245(g)	1.346556	774.725(g)	1323.898(g)	1.33322
	ESTÁTICO	1249.364	2.1522045	1.742714	1.33322401	1435.69038	1.33322
	%ε	0.3147	99.7737	29.4201	99.8279	8.4442	0.0003
Temperatura [=] °C	BME OE	223	220	139.5	45	116.2	65
	ESTÁTICO	245.98475	246.50714	197.5872	102.461147	173.014539	120.03382
	%ε	10.3071	12.0487	41.6396	127.6914	48.8938	84.6674
Std Ideal Liq Flow [=] m³/h	BME OE	105.21	997.384	242.456	177.505	64.951	12.026
	ESTÁTICO	105.20958	997.38002	242.4559	177.504993	64.9509974	12.025999
	%ε	0.0004	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo molar [=] kmol/h	BME OE	212.3	2013	616	450.9	165	642.2
	ESTÁTICO	207.32359	1965.4143	616.0459	451.014781	165.031188	487.86311
	%ε	2.3440	2.3639	0.0075	0.0255	0.0189	24.0325
Fracción de vapor (base molar)	BME OE	0	0	0	0	0	1
	ESTÁTICO	0	0	0	0	0	0.9984204
	%ε	0	0	0	0	0	0.1579517

Nota. El símbolo en la tabla %ε hace referencia al porcentaje de desviación entre el BME OE y ESTÁTICO de cada propiedad.

Como se puede observar en la Tabla 23 (color Azul), las desviaciones de la simulación en estado estacionario a excepción de los perfiles de presión y temperatura (los cuales presentan una variación mucho mayor debido a que, como ya se mencionó anteriormente este proyecto únicamente representa un acercamiento a los datos proporcionados por el proyecto original, y dichos datos dependen completamente del diseño de la torre) tiene una desviación menor al 15% por lo cual, para los objetivos de este estudio se tomaron como aceptables.

Gráfico 1

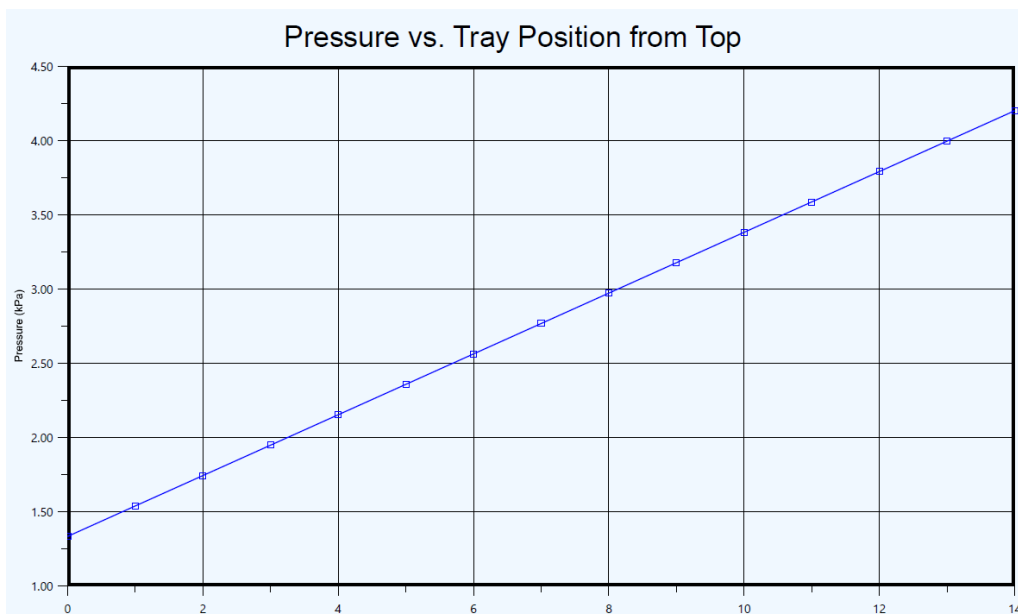
Perfil de temperaturas a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.



El Gráfico 1 muestra el perfil de temperaturas (promedio líquido-vapor) por etapa, la cual, como se mencionó anteriormente, tiene como principal objetivo que las temperaturas de las etapas de las que se sustraen los productos sean lo más cercanas posible a las temperaturas de productos del caso de estudio, es decir; etapa 1 incondensables (en su mayoría compuesto por agua), etapa 3 correspondiente al producto LVGO, etapa 7 al producto HVGO y etapa 15 al residuo de vacío, se debe toma en cuenta que la numeración de etapas en el gráfico se recorre un número atrás.

Gráfico 2

Perfil de presiones a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.



En el Gráfico 2 se observa el perfil de presiones a lo largo de la torre, con una caída de presión constante de 0.204 kPa por etapa, desde los fondos hacia los domos. Dicha caída de presión es establecida por el simulador una vez fijadas las presiones de fondo y domos en la etapa de diseño en estado estático.

Gráfico 3

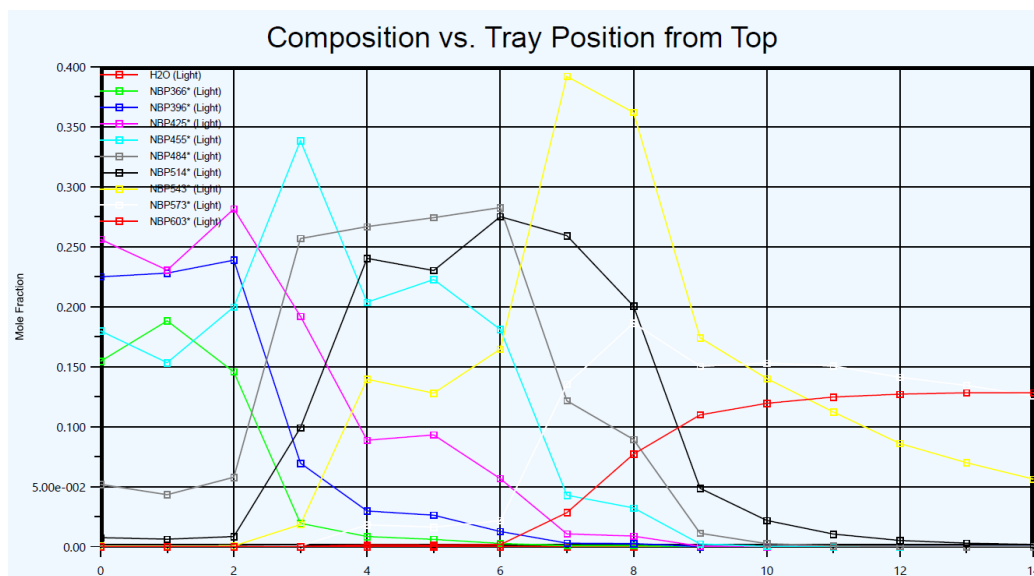
Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.



El Gráfico 3 muestra los flujos molares netos (incluyendo las alimentaciones y extracciones de flujo en cada etapa) y de líquido y vapor contenidos en cada etapa, estos resultados fueron obtenidos a partir del solucionador de la torre, una vez establecidos los valores de referencia (ver Tabla 6). Se puede observar un aumento notable en el flujo de líquido (línea Roja) en la etapa 5 y 6 (4 y 5 en la gráfica), esto debido a que la alimentación del ‘pumparound’ de HVGO se realiza en la etapa 5 y dicho flujo es mucho mayor en comparación con los ‘pumparounds’ de LVGO y Residuo de vacío (ver Tablas 7, 8 y 9). De la misma forma se puede observar una tendencia a la reducción de flujo de vapor de la etapa 3 (2 en el gráfico) a la etapa 1 (0 en la gráfica-Domos), reacción esperada por el efecto del ‘pumparound’ de LVGO, el cual se encarga de disminuir la carga de vapor al sistema de eyectores.

Gráfico 4

Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.



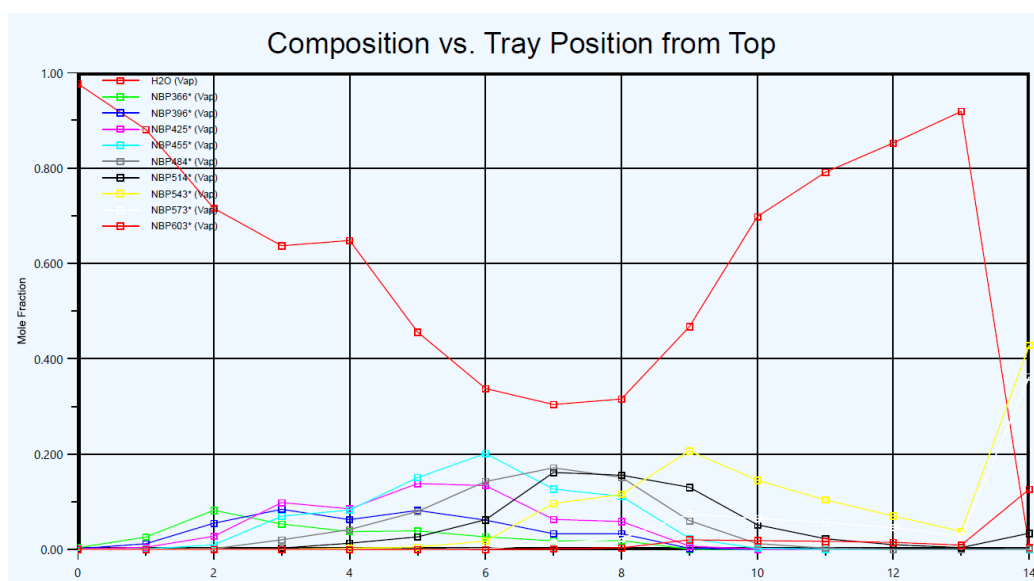
En el Gráfico 4, se puede observar la distribución de los componentes principales de la fase líquida a lo largo de la torre, mostrando principalmente que en la etapa 3 (2 en el gráfico) las composiciones más elevadas se presentan en los pseudocomponentes NBP 396, NBP 425 y NBP 455, en la etapa 7 (6 en el gráfico) los pseudocomponentes NBP 455, NBP 484, NBP 514 y NBP 543, los cuales (para

ambos casos) representan los componentes principales de los productos LVGO y HVGO respectivamente, siendo categorizados en ligeros (para el caso de LVGO) y pesados (HVGO) por su NBP.

Aunado a esto, se puede observar que la composición del RV está formado principalmente por los pseudocomponentes NBP 543, NBP 573 y NBP 603, es decir; los componentes más pesados que conforman al Residuo Atmosférico.

Gráfico 5

Perfil de composiciones de la fase vapor a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado estático.



En el caso de la fase vapor, se puede observar en el Gráfico 5, que su composición mayormente a lo largo de la torre es Agua, exceptuando la etapa 15 (fondos), ya que; como muestra el Gráfico 3, el flujo de Vapor disminuye en esa etapa, y aumentan las concentraciones de NBP 543, NBP 573 y NBP 603, por lo tanto; la concentración de Agua en el vapor disminuye en comparación con las etapas posteriores.

El vapor de la etapa 1 (0 en la gráfica) se compone casi en su totalidad de Agua, mientras que en las etapas que anteceden a las etapas de extracción de productos (de fondos hacia domos), es decir; etapa 4 (3 en la gráfica) el vapor se compone de

los pseudocomponentes NBP 396, NBP 425 y NBP 455, y en la etapa 8 (7 en la gráfica) de NBP 455, NBP 484, NBP 514 y NBP 543, lo cual corresponde a los componentes principales del líquido de las etapas de extracción de productos LVGO y HVGO respectivamente.

Tabla 24

Resultados obtenidos para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos del BME original.

Corriente Propiedad		117A (alimentación)	118A (producto)	118B (PA-out)	121B (PA-in)	126 (PA-out)	125B (PA-in)
Presión [=] kPa (a)	BME OE	5.412889	4.199655		2098.623(g)	2.493129	1598.484(g)
	DINÁMICO	6.428	301.8314	9.8388	8.7663	5.3164	5.863
	%E	18.7536	7087.0523	134.2764	99.5823	113.2421	99.6332
Temperatura [=] °C	BME OE	401.3	355		308.1	271.8	273.6
	DINÁMICO	403.7	358.5218	358.5218	321.945	292.1072	292.955
	%E	0.5981	0.9921		4.4937	7.4714	7.0742
Std Ideal Liq Flow [=] m ³ /h	BME OE	586.921	512.028		98.913	1358.37	255.776
	DINÁMICO	586.8236	450.8127	147.0217	147.0154	1745.4912	255.7641
	%E	0.0166	16.7581		48.6310	28.4990	0.0047
Flujo molar [=] kmol/h	BME OE	898.1	425.1		82.1	2741.5	516.2
	DINÁMICO	897.9181	410.4668	133.8638	133.8635	3701.8926	542.4323
	%E	0.0203	28.0477		63.0493	35.0316	5.0818
Fracción de vapor (base molar)	BME OE	0.6255356	0		0	0	0
	DINÁMICO	0.6306	0	0	0	0	0
	%E	0.80961	0		0	0	0

(...Continuación de Tabla 24)

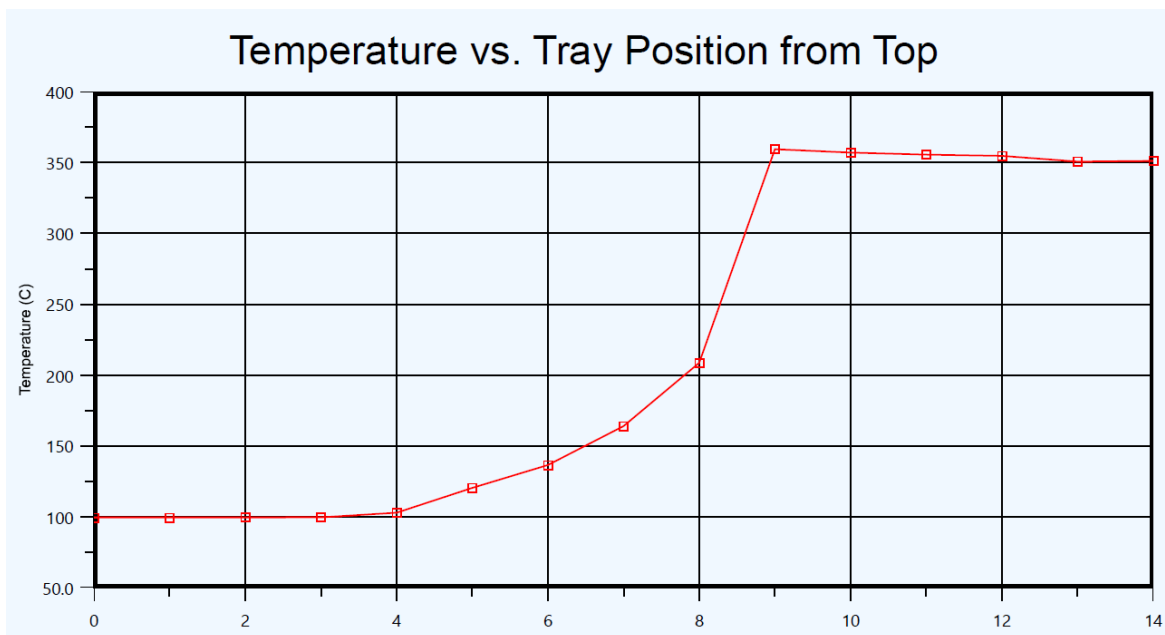
Corriente Propiedad		131B (producto)	143B (PA-in)	133 (PA-out)	137 (PA-in)	139B (producto)	138A (producto)
Presión [=] kPa (a)	BME OE	1245.445(g)	951.245(g)	1.346556	774.725(g)	1323.898(g)	1.33322
	DINÁMICO	681.1786	3.1698	2.8073	1.3331	1465.2203	1.33318358
	%ε	45.3064	99.6668	108.4800	99.8279	10.6747	0.0027
Temperatura [=] °C	BME OE	223	220	139.5	45	116.2	65
	DINÁMICO	252.704	252.9802	172.2621	91.6263	153.3787	93.6713044
	%ε	13.3202	14.9910	23.4854	103.6140	31.9954	44.1097
Std Ideal Liq Flow [=] m ³ /h	BME OE	105.21	997.384	242.456	177.505	64.951	12.026
	DINÁMICO	62.8032	1426.9057	252.3788	177.6795	74.7182	9.11337649
	%ε	40.3068	43.0648	4.0926	0.0983	15.0378	24.2194
Flujo molar [=] kmol/h	BME OE	212.3	2013	616	450.9	165	642.2
	DINÁMICO	133.1986	3026.3061	645.6577	454.5224	191.1467	478.223302
	%ε	37.2593	50.3381	4.8146	0.8034	15.8465	25.5336
Fracción de vapor (base molar)	BME OE	0	0	0	0	0	1
	DINÁMICO	0	0	0	0	0	1
	%ε	0	0	0	0	0	0

Nota. El símbolo en la tabla %ε hace referencia al porcentaje de desviación entre el BME OE y DINÁMICO de cada propiedad.

Para la simulación en estado dinámico se puede observar en la Tabla 24 un aumento en el porcentaje de desviación, esto debido a la integración del factor de acumulación y tomando a consideración que el diseño de la torre de vacío fue obtenido, a partir de las herramientas que proporciona el software, por lo que difiere en su perfil de presiones, número de etapas y dimensionamiento en general. Sin embargo, los resultados obtenidos ya cuentan con la aplicación de los lazos de control requeridos para su estabilización, lo que permitió la ejecución del disturbio considerado como principal fuente de masa a relevar dentro del proyecto original (Falla de eyectores).

Gráfico 6

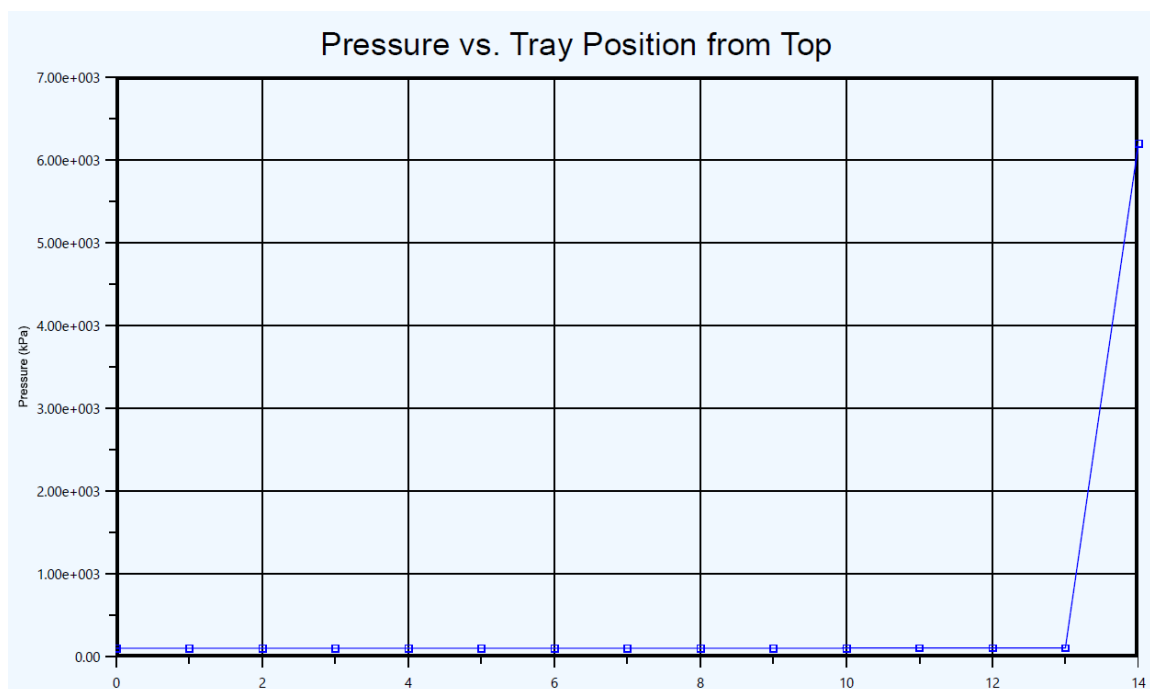
Perfil de temperaturas a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.



En el Gráfico 6 se muestra el perfil de temperaturas de la torre en estado dinámico, en el que, a partir de la etapa 10 (9 en la gráfica) se observa una disminución de la temperatura en las etapas posteriores debido al número de etapas entre esta y los fondos, esto como consecuencia de buscar el acercamiento en medida de lo posible, de las condiciones de operación del caso de estudio.

Gráfico 7

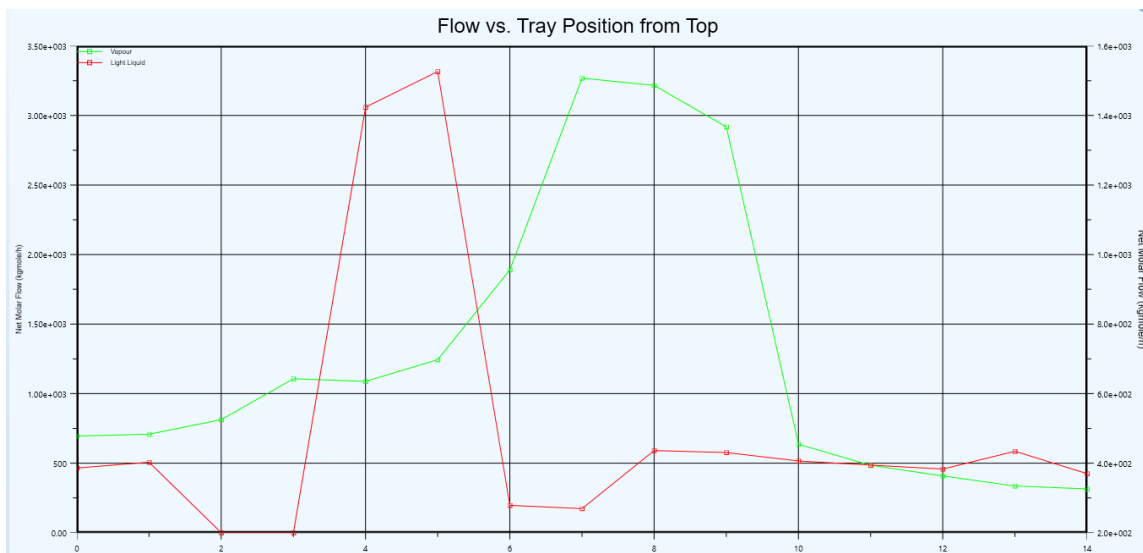
Perfil de presiones a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.



Una de las cosas más notables del cambio del estado estático al dinámico en la simulación, es el efecto de la acumulación en la torre, la cual se muestra en el perfil de presiones plasmado en el Gráfico 7, en el paso de la etapa 14 (13 en la gráfica) a la 15 (14 en la gráfica), ya que; dicha acumulación tiene un efecto inmediato en la presión de fondos de la torre, representada por un aumento en la misma.

Gráfico 8

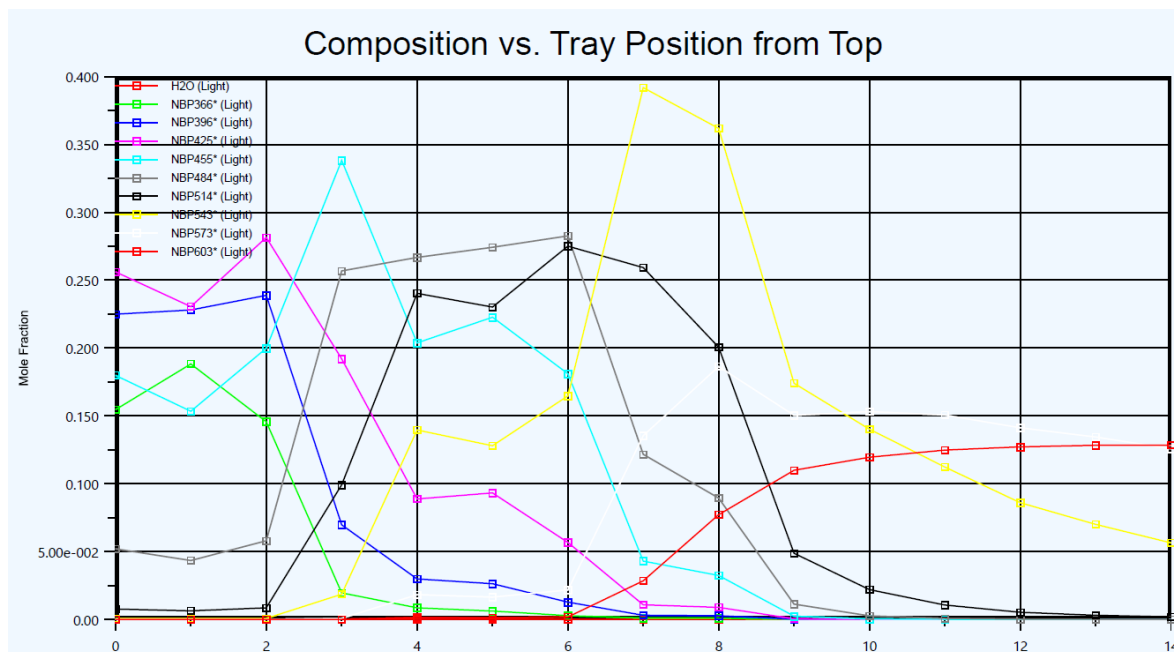
Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.



El comportamiento del perfil de flujos de líquido y vapor netos en estado dinámico se muestra en el Gráfico 8, este representa formas muy similares al obtenido en estado estático, es decir; un aumento de líquido en las etapas 5 y 6 (4 y 5 en la gráfica) provocado por el pumparound de HVGO, y un aumento de vapor en la etapa 8 y 9 (7 y 8 en la gráfica) debido a la alimentación de Residuo Atmosférico en condiciones de saturación.

Gráfico 9

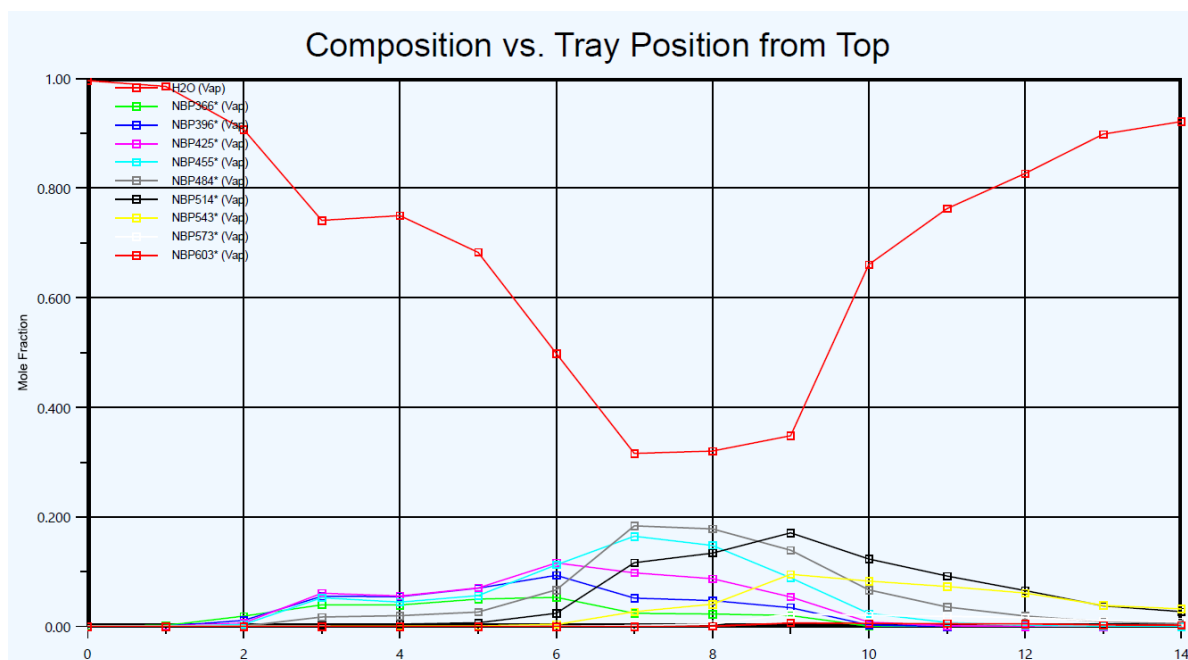
Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.



El Gráfico 9 muestra las composiciones de los componentes principales en la fase líquida a lo largo de las etapas de la torre de destilación. En este se muestra que una alta concentración de NBP 366, NBP 396, NBP 425 y NBP 455 en la etapa 3 (2 en la gráfica), NBP 455, NBP 484, NBP 514 y NBP 543 en la etapa 7 (6 en la gráfica) y NBP 543, NBP 573 y NBP 603 en la etapa 15 (14 en la gráfica), obteniendo así una distribución semejante a la mostrada en el Gráfico 4 para la simulación en estado estático.

Gráfico 10

Perfil de composiciones de la fase vapor a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico.



A diferencia del Gráfico 5, en el Gráfico 10 se muestran las fracciones molares de los componentes más relevantes en el vapor a lo largo de la columna de vacío en estado dinámico, es decir; considerando la acumulación en el equipo, por lo que se puede observar un desplazamiento de las composiciones. Debido al 'pumparound' que retorna HVGO a la etapa 9 (8 en el gráfico) se ve favorecida la concentración de los pseudocomponentes NBP 484, NBP 455 y NBP 514, a los vapores de dicha etapa, dado que dicho 'pumparound' no se somete a enfriamiento antes de retornar a la torre a diferencia de los otros 'pumparounds' y por lo tanto favorece la concentración de los mismos en el líquido de la etapa 7 (6 en el gráfico) (ver Gráfico 9). Del mismo modo, debido a la acumulación, no se presenta una disminución en la concentración del Agua en el vapor de la etapa 15 (14 en la gráfica).

Tabla 25

Resultados obtenidos para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12, comparados con los datos de la simulación en estado estacionario.

Corriente Propiedad		117A (alimentación)	118A (producto)	118B (PA-out)	121B (PA-in)	126 (PA-out)	125B (PA-in)
Presión [=] kPa (a)	ESTÁTICO	3.6784862	4.1996556	4.1996556	3.9949105	2.5616947	2.9711849
	DINÁMICO	6.428	301.8314	9.8388	8.7663	5.3164	5.863
	%E	74.7458	7087.0512	134.2764	119.4367	107.5345	97.3287
Temperatura [=] °C	ESTÁTICO	401.3	362.36144	362.36144	313.68814	299.08147	300.15243
	DINÁMICO	403.7	358.5218	358.5218	321.945	292.1072	292.955
	%E	0.5981	1.0596	1.0596	2.6322	2.3319	2.3979
Std Ideal Liq Flow [=] m³/h	ESTÁTICO	586.94434	410.18025	98.913102	98.913102	1358.3646	255.77498
	DINÁMICO	586.8236	450.8127	147.0217	147.0154	1745.4912	255.7641
	%E	0.0206	9.9060	48.6372	48.6309	28.4995	0.0043
Flujo molar [=] kmol/h	ESTÁTICO	898.1	338.27273	81.572931	81.572931	2676.7622	504.02433
	DINÁMICO	897.9181	410.4668	133.8638	133.8635	3701.8926	542.4323
	%E	0.0203	21.3420	64.1032	64.1028	38.2974	7.6203
Fracción de vapor (base molar)	ESTÁTICO	0.6758074	0	0	0	0	0
	DINÁMICO	0.6306	0	0	0	0	0
	%E	6.6893853	0	0	0	0	0
Flujo de calor [=] kJ/h	ESTÁTICO	-6.54E+08	-5.1E+08	-1.23E+08	-1.37E+08	-1.9E+09	-3.57E+08
	DINÁMICO	-6.54E+08	-5.73E+08	-1.83E+08	-2E+08	-2.46E+09	-3.6E+08
	%E	0.0242094	12.353226	49.088319	45.437149	29.717057	0.9679824

(...Continuación de Tabla 25)

Corriente Propiedad		131B (producto)	143B (PA-in)	133 (PA-out)	137 (PA-in)	139B (producto)	138A (producto)
Presión [=] kPa (a)	ESTÁTICO	1249.364	2.1522045	1.7427142	1.33322401	1435.69038	1.33322401
	DINÁMICO	681.1786	3.1698	2.8073	1.3331	1465.2203	1.33318358
	%E	45.4780	47.2815	61.0878	0.0093	2.0568	0.0030
Temperatura [=] °C	ESTÁTICO	245.98475	246.50714	197.58725	102.461147	173.014539	120.033822
	DINÁMICO	252.704	252.9802	172.2621	91.6263	153.3787	93.6713044
	%E	2.7316	2.6259	12.8172	10.5746	11.3492	21.9626
Std Ideal Liq Flow [=] m ³ /h	ESTÁTICO	105.20958	997.38002	242.45599	177.504993	64.9509974	12.0259998
	DINÁMICO	62.8032	1426.9057	252.3788	177.6795	74.7182	9.11337649
	%E	40.3066	43.0654	4.0926	0.0983	15.0378	24.2194
Flujo molar [=] kmol/h	ESTÁTICO	207.32359	1965.4143	616.04597	451.014781	165.031188	487.86311
	DINÁMICO	133.1986	3026.3061	645.6577	454.5224	191.1467	478.223302
	%E	35.7533	53.9780	4.8067	0.7777	15.8246	1.9759
Fracción de vapor (base molar)	ESTÁTICO	0	0	0	0	0	0.99842048
	DINÁMICO	0	0	0	0	0	1
	%E	0	0	0	0	0	0.15820161
Flujo de calor [=] kJ/h	ESTÁTICO	-1.61E+08	-1.53E+09	-3.88E+08	-319488488	-107415865	-118764211
	DINÁMICO	-94910343	-2.15E+09	-4E+08	-323057600	-107057573	-114863258
	%E	41.159097	40.864986	3.0056089	1.1171333	0.33355547	3.28461947

Debido al efecto de la acumulación y el dimensionamiento de los equipos sobre la simulación, y a la acción de los lazos de control implementados en la torre de vacío, la Tabla 25 muestra porcentajes de desviación mayores entre la simulación en estado estático y el dinámico. Este es el caso de los valores resaltados en color Azul, dado que el perfil de presión a lo largo de la torre se vio afectada por el dimensionamiento de la misma, las presiones de succión de productos y retorno de 'pumparounds' variaron en gran medida comparadas con las obtenidas en estado estático.

Del mismo modo, los flujos volumétricos de los productos (color Verde) se vieron disminuidos por la implementación del control de nivel en las etapas 3, 7 y 15

(fondos), mientras que el flujo volumétrico de ‘pumparounds’ aumentó como efecto de los lazos de control de temperatura en las mismas etapas.

Tabla 26

Concentraciones obtenidas para la simulación en estado dinámico en HYSYS Dynamic V12 para los principales componentes de las corrientes de productos.

FRACCIONES MOLARES DE LOS COMPONENTES CLAVE DE LAS CORRIENTES DE PRODUCTOS DE LA TORRE DE VACÍO				
	138A	139A	131A	118A
Vapour Fraction	1	0	0	0
Molar Flow [=] kgmole/h	478.223302	162.770924	132.158763	424.5813058
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP366*)	*	0.16424521	0.01406569	3.68438E-09
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP396*)	*	0.22878463	0.04864795	1.34218E-07
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP425*)	*	0.25188638	0.1222529	4.84429E-06
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP455*)	*	0.18273079	0.24442842	0.000182978
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP484*)	*	0.05340839	0.29413887	0.005068897
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP514*)	*	0.00734569	0.2021746	0.055996689
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP543*)	*	0.00050432	0.06423961	0.16372244
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP573*)	*	1.0662E-05	0.00584582	0.125289272
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP603*)	*	2.134E-07	0.00043659	0.105073027
Phase Comp Mole Frac (Vapour Phase) (H2O)	0.99621746	*	*	*

La Tabla 26 presenta las fracciones molares principales de los productos de la torre de vacío, dichos productos son, en su mayoría líquidos, a excepción de los incondensables que se extraen por la zona superior de la torre, por medio de los eyectores. En el caso de los productos líquidos se puede observar una alta concentración en los pseudocomponentes NBP 366, NBP 396, NBP 425 y NBP 455 para LVGO (corriente 139 A); NBP 425, NBP 455, NBP 484 y NBP 514 para HVGO y de NBP 543, NBP 573 y NBP 603 en el Residuo de Vacío.

En la Tabla 27 donde se resumen los resultados obtenidos para las principales corrientes de proceso después de la ejecución del evento “Falla de eyectores”.

Tabla 27

Resultados obtenidos para las corrientes principales del proceso, después de la ejecución del disturbio “Falla de eyectores”.

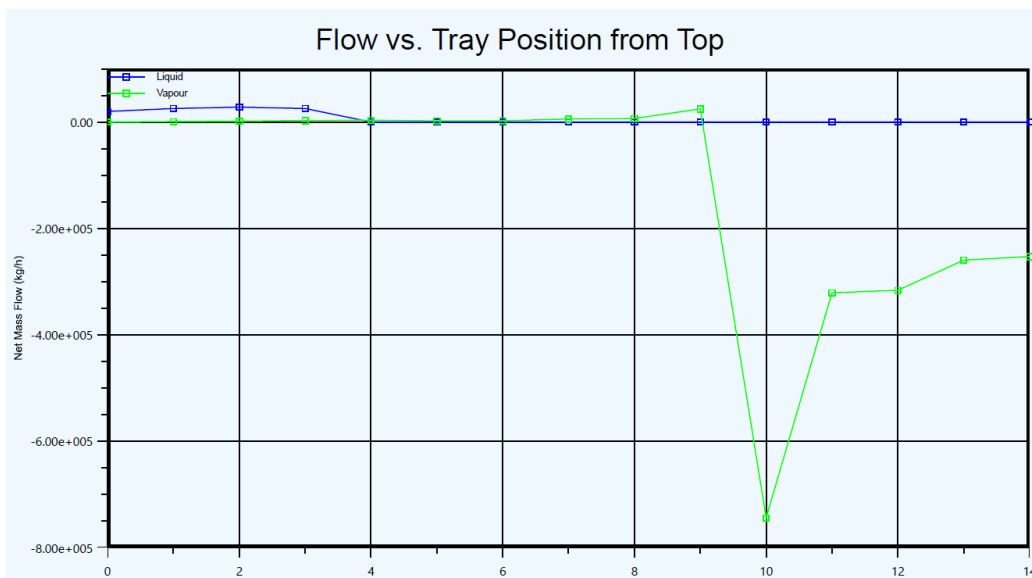
Corriente	Presión [=] kPa (a)	Temperatura [=] °C	Std Ideal Liq Flow [=] m³/h	Flujo molar [=] kgmol/h	Fracción de vapor (base molar)	Flujo de calor [=] kJ/h
117A (alimentación)	101.308626	417.811786	578.5006272	885.38339	0.302841011	-23307583.5
118A (producto)	6197.30181	351.200473	1134.260472	1913.35037	0	-643600499.4
118B (PA-out)	104.405739	351.200473	138.989828	234.457821	0	-188271510.9
121B (PA-in)	102.981967	316.141865	139.0636312	234.440754	0	-146115403.1
126 (PA-out)	100.762829	136.665728	65.86459839	330.633392	0.521282587	-2011585.853
125B (PA-in)	100.989649	164.837461	65.44925489	328.225003	0.522154985	-1998041.325
131A (producto)	594.77086	125.986948	0.407230288	1.46617916	0	-885019.2172
143B (PA-in)	100.108278	99.5905561	0.942038382	3.37964417	0.379763923	-174371348.9
133 (PA-out)	99.8958126	99.4890909	9.010022272	54.7970176	0.523703848	-308874465.3
137 (PA-in)	99.2705837	97.0536724	166.3928548	453.099696	0	-149972159.5
139B (producto)	761.886472	173.062386	-157.3600275	-399.829307	0	-1228934977
138A (producto)	99.2697129	99.3797668	6.50438E-14	3.6E-12	1	171400372.4

Como primera instancia, en la Tabla 27 y Tabla 25 se puede observar un aumento súbito de presión en la columna y por lo tanto en sus corrientes de productos, llevando al sistema de un estado de vacío de 10 mmHg (a) (sección de domos) y 77.79 mmHg (a) (sección de fondos) a una presión de 744.58 mmHg (a) (domos) y 783.1070 mmHg (a) (fondos), resultado esperado por la acumulación de gases dentro de la columna, al haber sido impedida su salida por medio del sistema de eyectores, sumado a un incremento en la temperatura en domos partiendo de 97.262 °C hasta 99.373 °C (ver ANEXOS II y III).

A causa de la búsqueda de estabilidad por parte de los lazos de control de la torre, en la Tabla 27 se reporta un flujo negativo (color Rojo) para la corriente 139B (LVGO Producto), acción que surge como consecuencia del control de nivel de la etapa 3.

Gráfico 11

Perfil de flujos a lo largo de la torre de vacío obtenido mediante HYSYS Dynamic 12 en estado dinámicos después de la Falla de Eyectores.



A causa del cambio de presión dentro la columna, el punto de ebullición del Residuo Atmosférico alimentado a la misma, se ve desplazado, por lo que la producción de vapor disminuye drásticamente en las etapas superiores a los fondos, a la par, el flujo de líquido en los fondos aumenta, dando como consecuencia que el lazo de control encargado de mantener el nivel en fondos aumente la salida de producto (Residuo de vacío - 118A), provocando una disminución de temperatura en la parte inferior de la torre (ver ANEXOS III y VIII). Siendo acorde a la existencia de la falla del sistema de eyectores y al no ser posible extraer adecuadamente los gases y vapores saturados, se produce un aumento en la presión operativa de la columna de destilación, lo que aumenta la cantidad de residuo y a su vez, reduce el rendimiento de LVGO y HVGO. (Lines, 2016)

Como se puede observar en el Gráfico 11 en la etapa número 11 (10 en la gráfica - Alimentación del Residuo Atmosférico – 117 A) ocurre una disminución en el flujo neto de vapor, esto debido al aumento de presión al sistema y por lo tanto al desplazamiento de su punto de ebullición, lo que provoca a su vez que la fracción evaporada de la alimentación (fracción de vapor de la corriente 117 A = 0.3028), se

condense y así el software lo reporte como un flujo negativo de vapor (pérdida de vapor).

Tabla 28

Concentraciones obtenidas para la simulación en estado dinámico después de la ejecución de la Falla de Eyectores en HYSYS Dynamic V12 para los principales componentes de las corrientes de productos.

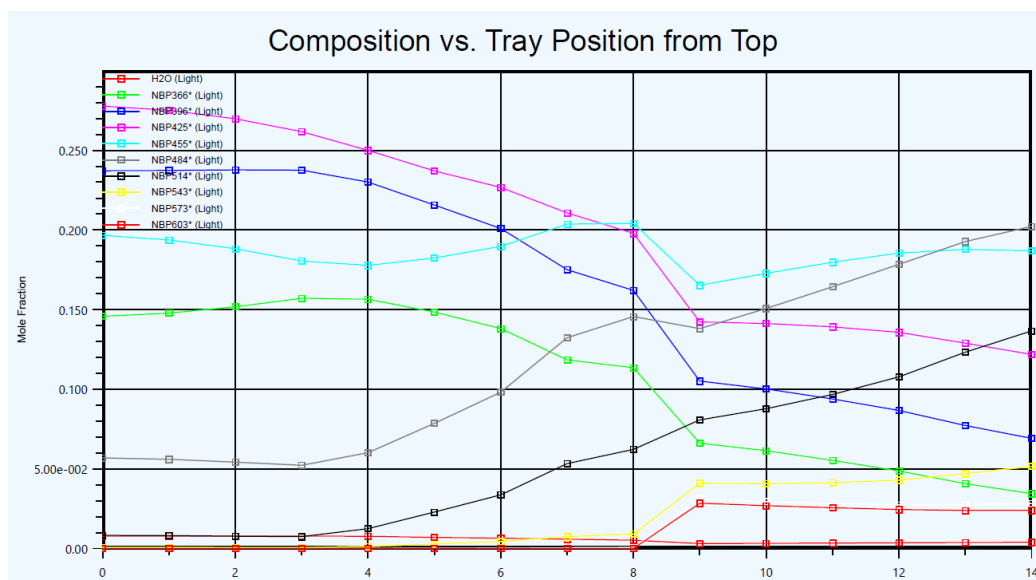
FRACCIONES MOLARES DE LOS COMPONENTES CLAVE DE LAS CORRIENTES DE PRODUCTOS DE LA TORRE DE VACÍO				
	138A	139A	131A	118A
Vapour Fraction	1	0	0	0
Molar Flow [=] kgmole/h	3.6E-12	-399.829307	1.46617916	1913.35037
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP366*)	*	0.14571068	0.04696477	0.03445011
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP396*)	*	0.23887439	0.09266713	0.06914483
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP425*)	*	0.28155334	0.16784118	0.12184719
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP455*)	*	0.19984531	0.25701582	0.18687485
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP484*)	*	0.05789738	0.24975918	0.20224586
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP514*)	*	0.0084736	0.12034463	0.13662019
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP543*)	*	0.00068369	0.01730805	0.05157032
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP573*)	*	1.7147E-05	0.00104972	0.02819949
Phase Comp Mole Frac (Liquid Phase) (NBP603*)	*	3.7555E-07	8.4826E-05	0.02395323
Phase Comp Mole Frac (Vapour Phase) (H2O)	0.99992802	*	*	*

* Las composiciones correspondientes a la corriente indicada resultan irrelevantes o con valor de cero para el análisis posterior.

Como consecuencia de lo anterior, se observa en la Tabla 28 las concentraciones de los componentes claves en cada etapa se vieron afectadas. Haciendo una comparación entre el Gráfico 9 y el Gráfico 12 se puede observar que las concentraciones de los componentes se vieron desplazadas al fondo de la columna, es decir, en el estado estable de la simulación dinámica los componentes con mayor concentración en los fondos eran NBP 543, 573 y 603, tras el disturbio tomaron mayor presencia los componentes NBP 484, 455, 514 y 425, como consecuencia del desplazamiento del punto de ebullición por el aumento de presión.

Gráfico 12

Perfil de composiciones de la fase líquida a lo largo de la torre de vacío obtenido a partir de HYSYS Dynamic 12 en estado dinámico después de la Falla de Eyectores.



Otro punto que se detectó en la simulación tras el disturbio fue la disminución de nivel en las etapas 1, 3 y 7, y un aumento en el nivel de los fondos (etapa 15), en el caso de los fondos (ver ANEXO VIII) pasó de un volumen de 26.29 m³ a 49.63 m³ de líquido, dado que, como se mencionó anteriormente la alimentación sufre una condensación súbita por el aumento de presión en el sistema, esto provoca que casi en su totalidad, el flujo de la alimentación caiga a los fondos y, por consiguiente, el nivel en los mismos aumente progresivamente. Para amortiguar este efecto, el lazo de control del nivel de fondos aumenta la salida de producto de la línea 118 A de 448.572 a 1178.01 m³/h, lo que provoca una leve disminución de temperatura de aprox. 11.1609 °C (ver ANEXOS III y IV).

En la etapa 1, se registró una disminución de nivel de 31.11 m³ a 11.93 m³, particularmente debido al decremento líquido en dicha etapa, provocado por la casi nula producción de vapor en las etapas inferiores.

En el caso de la etapa 3, se observó una cuestión particular, el nivel, a pesar de verse disminuido, no tendió a ser nulo (de 24.874 m³ a 11.6013 m³), a causa de que el software reportó un flujo negativo en la línea del producto LVGO (139 A) de -

157.36 m³/h para compensar mantener, hasta cierto punto el nivel en la misma, esto gracias al lazo de control de nivel instalado previamente.

Para la etapa 7, se detectó una reducción de nivel de 30.44 m³ a 12.092 m³, que el lazo de control de nivel de dicha etapa trató de amortiguar con una disminución de salida de producto en la línea 131 A, pasando de 105.2095 m³/h a 0.4072 m³/h y a la par el descenso del flujo del ‘pumparound’ correspondiente al producto HVGO (143 B) de 997.3800 m³/h a 0.9420 m³/h.

En contraste con las etapas anteriores, el nivel de la etapa 15 sufrió un aumento que lo hizo pasar de 26.29 m³ a 49.63 m³, ya que como se mencionó en párrafos previos, el cambio de presión provocó la condensación mayoritaria de la corriente de alimentación a la torre (117 A – Residuo Atmosférico).

Para esta altura del análisis se han abordado los temas relacionados a las simulaciones estática y dinámica, y los lazos de control principales que buscaron ajustarse al disturbio ejecutado (Falla de eyectores), lo que da camino a visualizar el comportamiento de la PSV instalada en la torre de vacío. Por lo cual es importante recalcar que la presión de ajuste de dicha válvula fue de 6 kgf/cm² (g) más el 10% de sobrepresión permisible.

Tabla 29

Valores correspondientes a la PSV instalada en la Torre de destilación a vacío.

	Datos de base documental.	Datos obtenidos por HYSYS Dynamic V12 en estado estático.	Datos obtenidos por HYSYS Dynamic V12 en estado dinámico, una vez ejecutada la falla de eyectores.
Capacidad req. Por la válvula [=] kg/h	8,339*	11,590**	6.49x10 ⁻¹¹
Peso Molecular, PM	24.380	23.76	18.03
Presión de ajuste [=] kgf/cm ² (g)	6.0	6.0	6.0
Temperatura de relevo [=] °C	196.6	269	202
Sobrepresión permisible [=] %	10.0	10	10
Área calculada de orificio [=] cm ²	16.5584	29.25	1.716x10 ⁻¹³

*En el diseño original, se dividió el flujo total a relevar por Falla de eyectores, debido a que fueron instaladas y seleccionadas 3 PSV's con presiones de ajuste de 6, 6.15 y 6.30 kg/cm² (g) diferentes para la Torre de vacío.

** Flujo obtenido considerando únicamente la instalación de una PSV para la Torre de vacío.

Ante esta situación, la presión de domos alcanzada tras la ejecución de la falla sobre el sistema y tomando como paro de la simulación la advertencia de contraflujo que arrojó el software, se tiene que, la presión máxima alcanzada por la torre en la parte de domos fue de 1.0196 kg_f/cm² (a), con un flujo molar de vapor neto para la etapa 1 de 3.60×10^{-12} kgmol/h, lo que lo hace prácticamente 0 (ver ANEXOS VI), es a causa de esto, que la presión de ajuste en comparación con la presión alcanzada por el sistema y el flujo de vapor contenido en los domos, que la PSV no se accionó en la simulación durante la ejecución de la falla.

En la Tabla 29 se puede observar la comparación de los resultados obtenidos para el dimensionamiento del Área de orificio para la PSV instalada en los domos de la torre, reportados en el caso de estudio, los obtenidos por la simulación en estado estático y los que se obtienen con los valores finales tras la ejecución de la "Falla de Eyectores".

CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES, RECOMENDACIONES Y ÁREAS DE OPORTUNIDAD.

5.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Con base en el caso de estudio establecido como referencia para la presente investigación, se confirma la premisa de que la selección de una torre de vacío tiene la finalidad operativa de permitir el desplazamiento del punto de ebullición del residuo atmosférico, y así evitar con ello su descomposición térmica, permitiendo así la separación de los componentes. En el análisis de resultados se expuso el comportamiento de la simulación en cada etapa, sus diferencias y causas, sin embargo; el enfoque principal de este estudio está dirigido a los resultados producto de la sobrepresión bajo el caso tras la Falla de eyectores, en la cual, una vez interrumpida la salida de vapores por domos, debido a la falla de eyectores, la presión en la torre se incrementa; sin embargo no alcanzó la condición de la presión de ajuste de la PSV debido a que se desplaza el punto de ebullición (a una temperatura mayor 565.6°C), por lo tanto, la fracción de vapor contenida en la alimentación a la torre se condensó y los vapores contenidos en la misma disminuyeron.

Para fines de prueba se cambió la presión de ajuste por una menor a la establecida por el objeto de estudio, sin embargo, los resultados mostraron que, aunque el sistema eventualmente alcance la presión de ajuste, los vapores liberados por la PSV para fines prácticos son nulos, y su efecto sobre el sistema era mínimo. Gracias a la flexibilidad que ofrece la simulación dinámica se pudo determinar que, debido a la naturaleza del sistema, el objeto de estudio no requiere del uso de PSV's como sistema de seguridad. Ello en sí mismo es una conclusión de impacto bastante sensible ya que implica el prescindir de mucha de la infraestructura que se dispone actualmente asociado al Sistema de Relevos de Presión, tales como válvulas de seguridad, tuberías, soportes de las mismas, materiales especiales como aleaciones de acero al carbono, entre otros.

Resulta importante subrayar que debido a las limitaciones de información acerca del objeto de estudio (dimensionamiento de equipos, número de etapas de la torre, etc.) y del software (falta de equipos para la simulación del sistema de eyectores), los resultados obtenidos a partir de la simulación implican únicamente un acercamiento a los conseguidos originalmente por el proyecto, sin embargo, las simulaciones realizadas lograron representar la naturaleza del sistema, tal y como fue mostrado en el análisis de sensibilidad que se desarrolló con este objetivo.

Con el trabajo elaborado se manifiesta en forma clara y cuantificable la importancia del uso de simuladores de procesos que permitan visualizar de forma práctica lo obtenido mediante la ingeniería básica de los proyectos de ingeniería, siendo la simulación dinámica la que nos permite analizar el impacto de la acumulación en un proyecto particular, y nos proporciona un método alternativo para definir cargas de alivio y mejorar la comprensión de la naturaleza y comportamiento de este.

5.2 ÁREAS DE OPORTUNIDAD.

Se puede analizar el comportamiento del sistema bajo la inclusión de los diámetros de tuberías para determinar la posibilidad de inundación y contraflujo, debido al continuo suministro de RA (Residuo Atmosférico) a la torre, para obtener tiempos de reacción y determinar posibles medidas de prevención o mitigación del evento, además de facilitar un posible análisis de riesgo o HAZOP, e implementación de HIPPS por medio de la simulación dinámica.

Debido a que actualmente la industria se actualiza con mayor velocidad, el diseño de procesos y de sistemas de control presentan mayor complejidad al momento de ser calculados con métodos tradicionales, por lo que la simulación dinámica se convierte en un complemento necesario que ayuda a demostrar, confirmar y reevaluar los datos obtenidos en estado estacionario, incrementando la posibilidad de implementar diferentes estrategias de control, ahorrando recursos como lo son tiempo, materiales y equipos.

Las simulaciones en estado dinámico pueden ser utilizadas para obtener un mejor entendimiento de los procesos, para comparar metodologías en sistemas de control o para entrenamiento de operadores (OTS). Permite analizar los sistemas de relevo, no sólo en cuestiones de dimensionamiento y funcionamiento, si no para conocer el impacto ambiental que puedan generar las sustancias liberadas, junto a esto, la simulación dinámica permite evaluar sistemas de seguridad e investigar escenarios donde exista la posibilidad de un accidente.

Los resultados obtenidos con métodos convencionales pueden no mostrar la información necesaria para determinar la aplicación y efectividad de sistemas de seguridad en los que se puedan mitigar problemas mediante el paro en específico de un equipo o el cierre de una válvula. Hay que tener en cuenta que es necesario invertir tiempo para poder realizar un modelo simplificado del proceso que permita replicar el comportamiento del sistema en la simulación dinámica, lo cual debe realizarse por ingenieros con conocimiento del proceso y software a utilizar.

BIBLIOGRAFÍA.

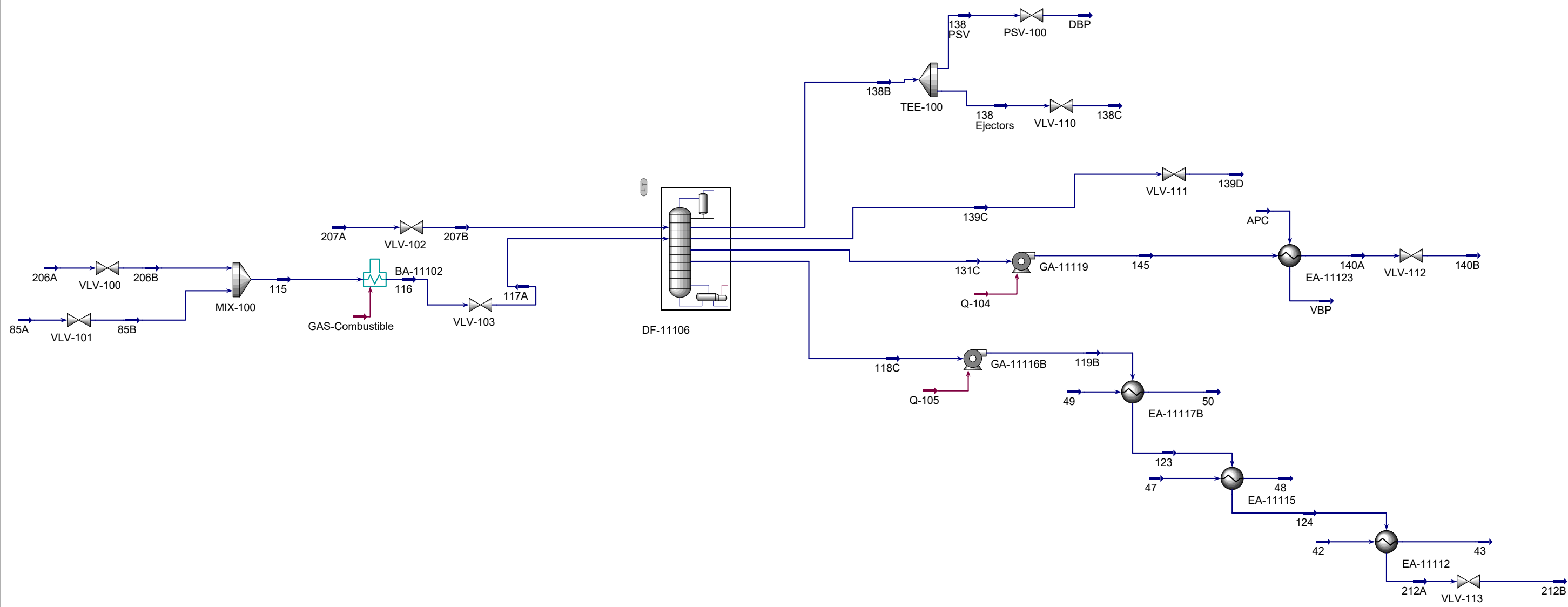
1. Alexandre, C. D., B., C. S., & K., A. A. (2014). *Computer Aided Chemical Engineering: Chapter 4 - Dynamic Simulation* (Vol. XXXV). Elsevier. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-444-62700-1.00004-8>.
2. Anozie, A. N. (2009). *Thermodynamic analysis of a crude oil distillation unit*. IFE Journal of Technology. <https://ijt.oauife.edu.ng/>
3. ANSI/API STD 521. (2007). *Pressure-relieving and Depressuring Systems*. American National Standards Institute/American Petroleum Institute.
4. ANSI/ISA - 99.00.01. (2007). *Security for industrial automation and control systems. Part 1: terminology, concepts, and models*. American National Standards Institute/International Society of Automation.
5. ANSI/ISA-84.00.01. (2004). *Functional Safety: Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector. Part 1: Framework, Definitions, System, Hardware and Software Requirements*. American National Standards Institute/International Society of Automation.
6. API RP 520. (2000). *Sizing, selection and installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries*. American Petroleum Institute.
7. API STD 2000. (2014). *Venting atmospheric and low-pressure storage tanks*. American Petroleum Institute.
8. Aspen Technology, Inc. (2013). *Aspen Physical Property System*. Aspen Technology, Inc.
9. AspenTech Customer Education. (2008). *Dynamic Modeling Using Aspen HYSYS Dynamics*. AspenTech.
10. Azad, A. K., Rasul, M., Khan, M. M., Mondal, S., & Islam, R. (2016). *Modeling and simulation of heat and mass flow by ASPEN HYSYS for Petroleum Refining Process in field Application Thermofluid Modeling for Energy Efficiency Applications*. Academic Press. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-802397-6.00010-5>.
11. Cejalvo, A. (1999). *NTP 342: Válvulas de seguridad*. Madrid: Instituto Nacional de Seguridad e Higiene.
12. Cole, J. &. (1994). Applications of dynamic simulation to industrial control problems. *ELSEVIER*, 8.
13. Corripio, A. B. (2015). *Tuning of industrial control systems* (Tercera ed.). International Society of Automation (ISA).

14. Criado-Sancho, M. (2011). *Termodinámica Química*. Madrid, España: Universidad Nacional de Educación a Distancia.
15. Darío, I., & J., G. (2016). *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering*. Bogotá: Springer.
16. Dimian, A., Bildea, C., & Kiss, A. (2014). *Dynamic Simulation. Computer-aided chemical engineering*. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/b978-0-444-62700-1.00004-8>
17. Dunn, W. C. (2005). *Fundamentals of Industrial Instrumentation and Process Control*. McGraw-Hill.
18. ENERGUIAS. (27 de Septiembre de 2023). *¿Qué son las válvulas de globo?* ENERGUIAS: <https://www.energuias.com/valvulas-de-globo-ventajas-y-desafios/>
19. European Commission. (13 de octubre de 2020). *CIC-Pressure Relief System*. European Commission: [https://minerva.jrc.ec.europa.eu/en/shorturl/technical_working_group_2_sev eso_inspections/cic_pressure_relief_systems#:~:text=Safety%20Board%2C%202018\)-,THE%20PURPOSE%20OF%20PRESSURE%20RELIEF%20SYSTEMS,the%20plant%20and%20affected%20equipment](https://minerva.jrc.ec.europa.eu/en/shorturl/technical_working_group_2_sev eso_inspections/cic_pressure_relief_systems#:~:text=Safety%20Board%2C%202018)-,THE%20PURPOSE%20OF%20PRESSURE%20RELIEF%20SYSTEMS,the%20plant%20and%20affected%20equipment)
20. Fahim, M. A., Al-Sahhaf, T. A., & Elkilani, A. (2010). Crude distillation . *Elsevier eBooks*, 69-93. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/b978-0-444-52785-1.00004-8>
21. Gu, W. H. (2014). *Comparative analysis and evaluation of three crudeoil vacuum distillation processes for process selection*. Energy. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.08.053>
22. Heinemann, H. &. (2017). *Handbook of Petroleum Refining*. Francis Group, LLC.
23. Kayode, A. (2007). *Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants* (Cuarta ed., Vol. I). Oxford: ELSEVIER.
24. Koretsky, M. D. (2013). *Engineering and Chemical Thermodynamic* (Segunda ed.). John Wiley & Sons, Inc.
25. Lines, J. (2016). Operating vacuum distillation ejector systems. *Graham Corporation*, 1-10.
26. Lipták, B. G. (1995). *Instrument engineers: handbook* (Cuarta ed., Vol. I). EDITOR-IN-CHIEF.

27. Market Researchly. (30 de Septiembre de 2023). *Linkedin*. Market Financial Status, Market Size, and Market Revenue upto 2030: <https://www.linkedin.com/pulse/vacuum-gas-oil-vgo-market-research-report-unlocks-analysis/>
28. Monsen, J. (26 de Junio de 2023). *Fundamentals of PID Control*. isa.org: <https://www.isa.org/intech-home/2023/june-2023/features/fundamentals-pid-control>
29. Ogata, K. (2010). *Ingeniería de control moderno* (Quinta ed.). Pearson HispanoAmerica. <https://bookshelf-ref.vitalsource.com/books/9788483226605>
30. Reindl, D. T., & Jekel, T. B. (2008). Fundamentals of Safety Relief Systems. *ASHRAE Journal*, 50. <https://irc.wisc.edu/export.php?ID=185>
31. Riazi, M. R. (2005). *Characterization and Properties of Petroleum Fractions* (Primera ed.). ASTM.
32. Seader, J. D., & Kurtyka, Z. M. (1994). *Perry's Chemical Engineeris' Handbook* (Sexta ed., Vol. IV). McGraw-Hill Education.
33. Seborg, D. E., Edgar, T. F., & Mellichamp, D. A. (2004). *Process Dynamics and Control* (Segunda ed.). John Wiley & Sons, Inc.
34. Smith, C., & Corripio, A. (2015). *Principles and Practice of Automatic Process Control*. New York: John Wiley and Sons Inc.
35. Smith, J. M. (2007). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química* (Séptima ed.). McGraw-Hill.
36. ThePD. (2 de mayo de 2022). *Process Safety System (PSS)*. The project definition: <https://www.theprojectdefinition.com/process-safety-system-pss/>
37. Towler, G., & Sinnott, R. (2012). *Chemical Engineering Design* (Segunda ed.). Elsevier Ltd.
38. Yuan, S., Yang, M., Reniers, G., Chen, C., & Wu, J. (2022). Safety barriers in the chemical process industries: A state-of-the-art review on their classification, assessment, and management. *Safety Science*, CXLVIII. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ssci.2021.105647>

ANEXOS

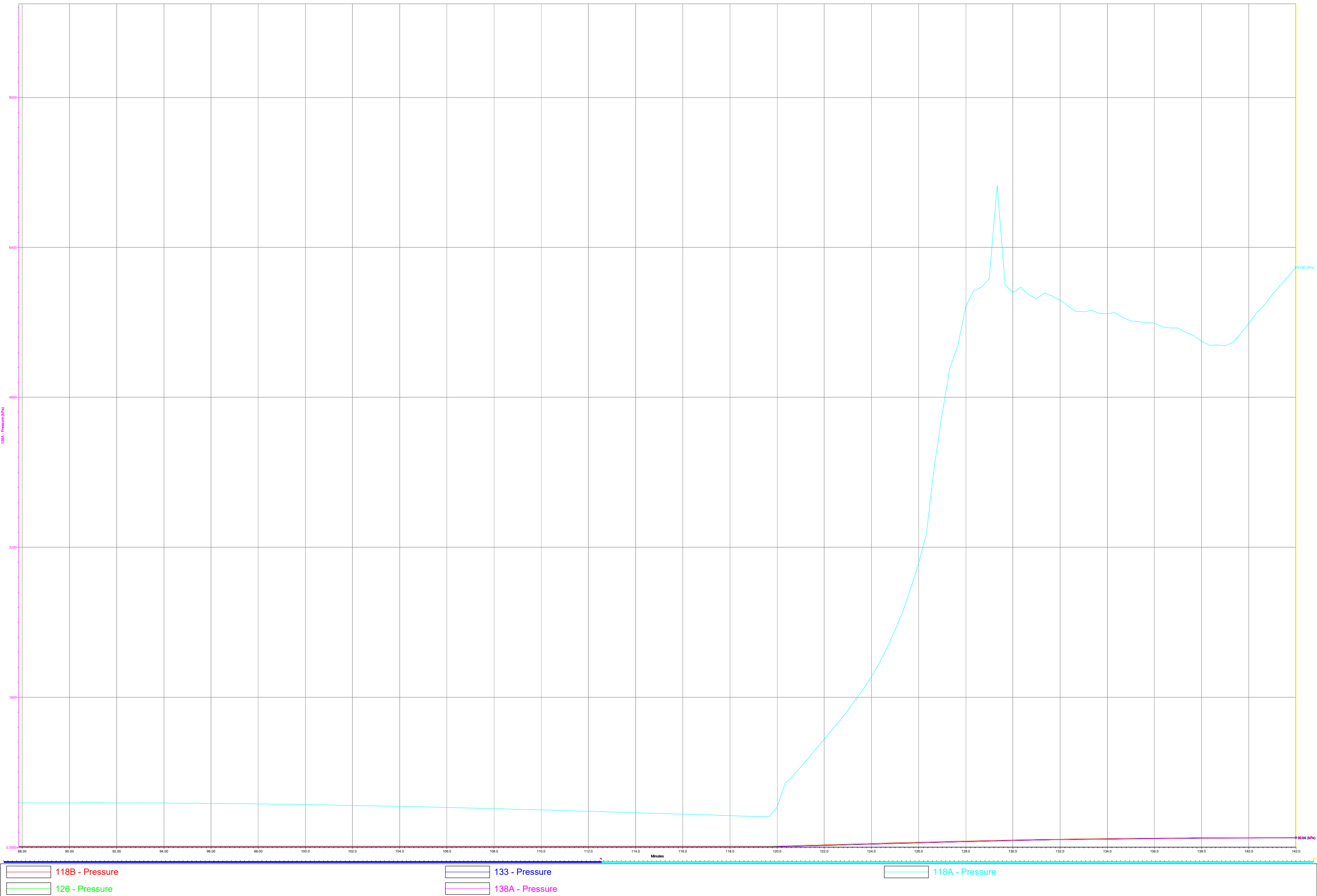
ANEXO I



ANEXO II

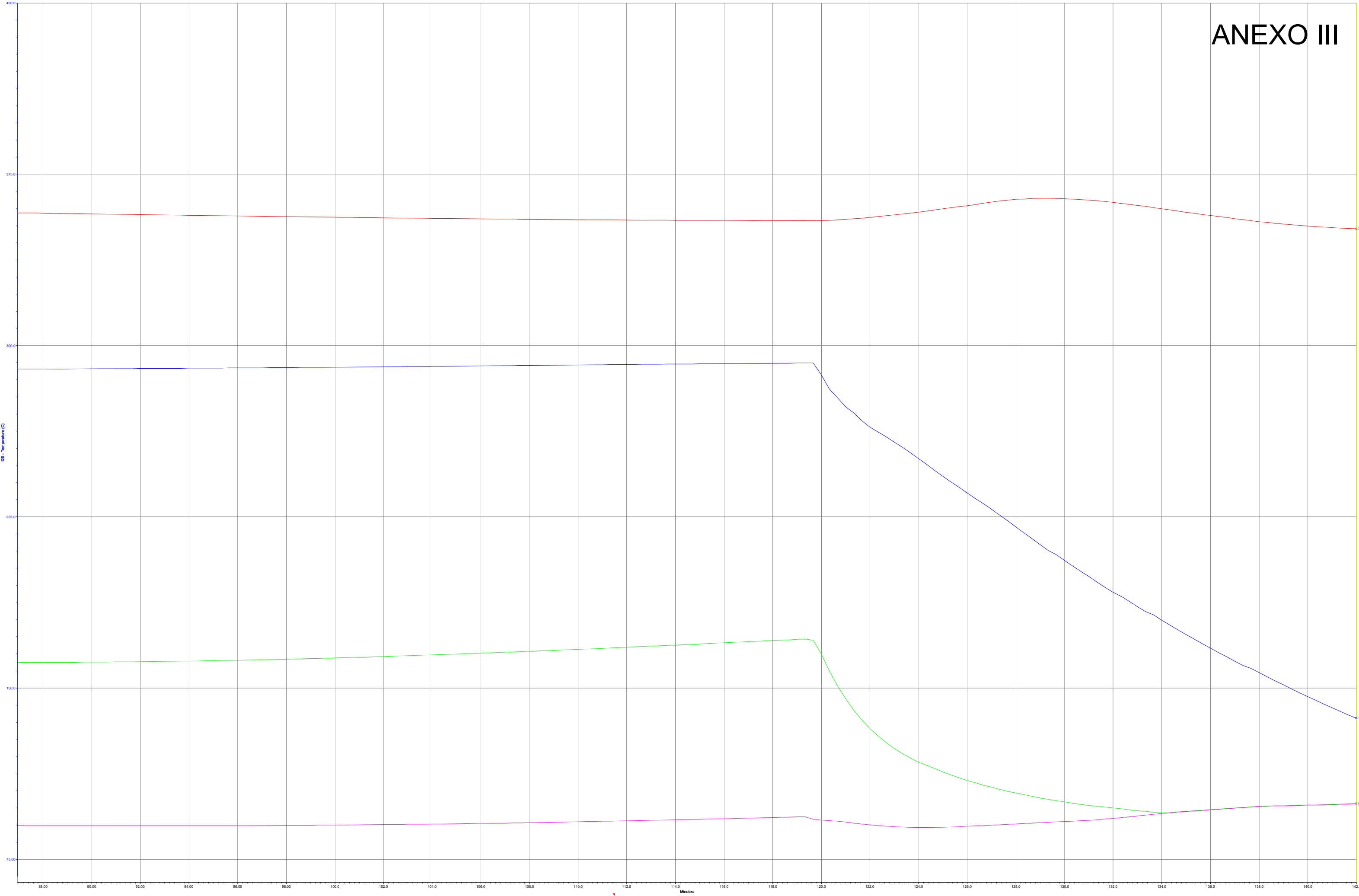


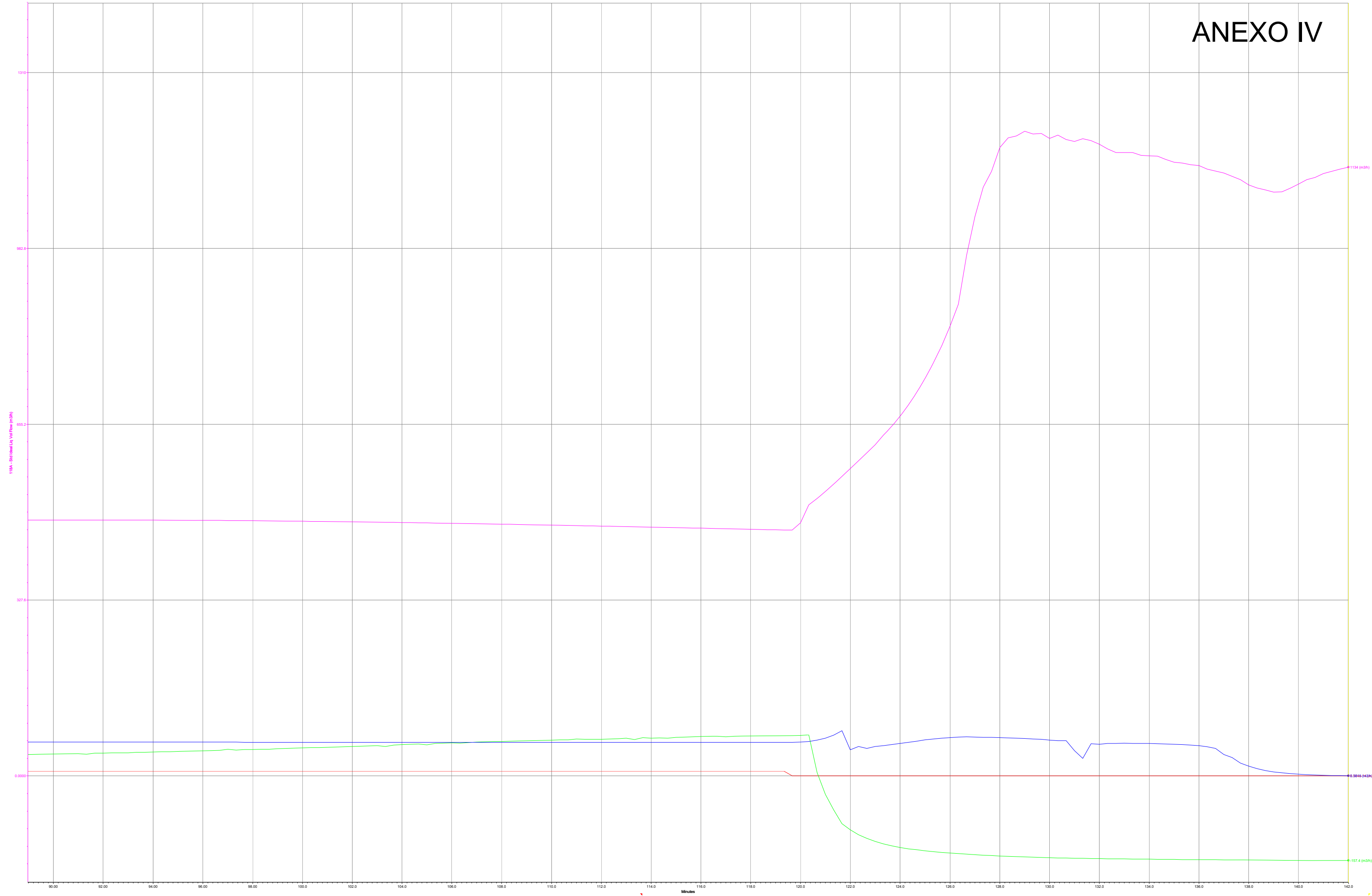
Presiones

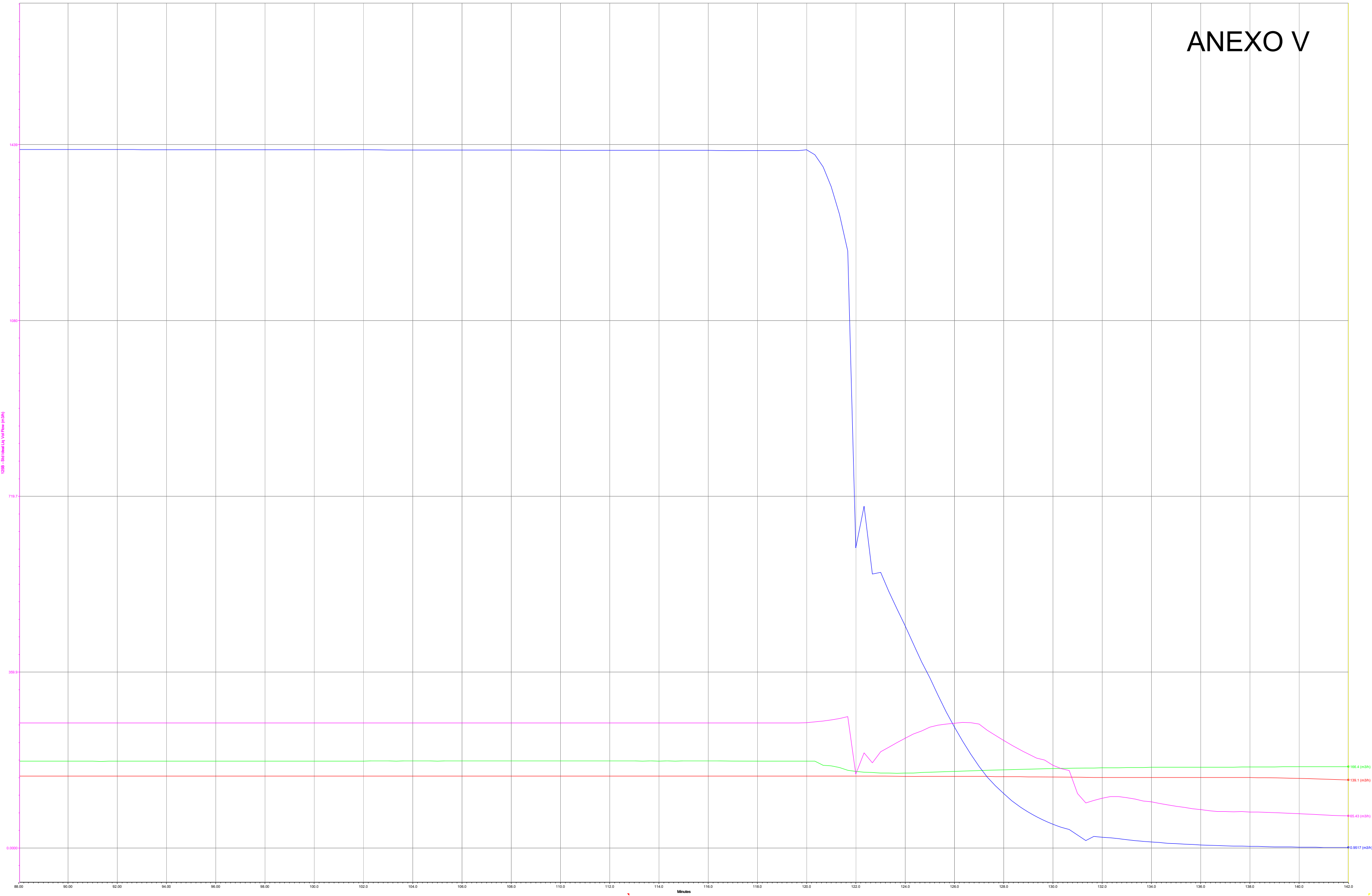


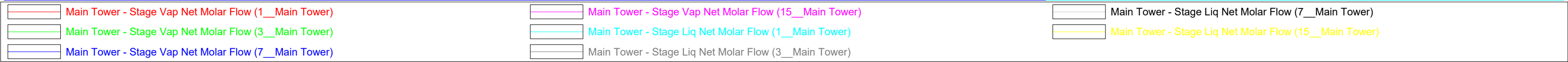
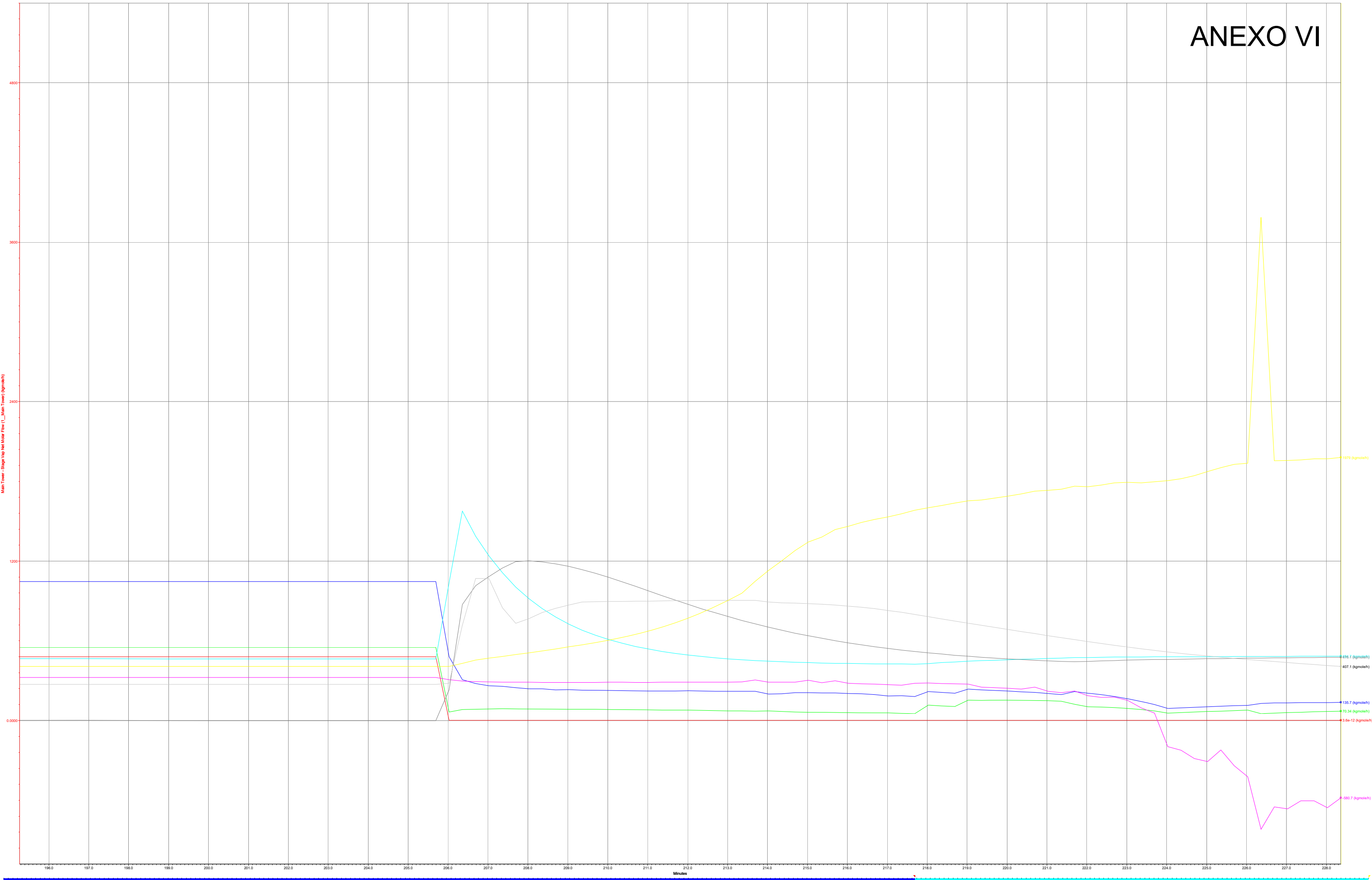
Temperaturas

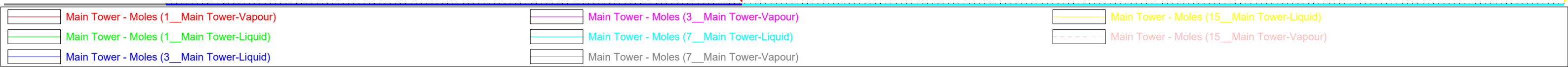
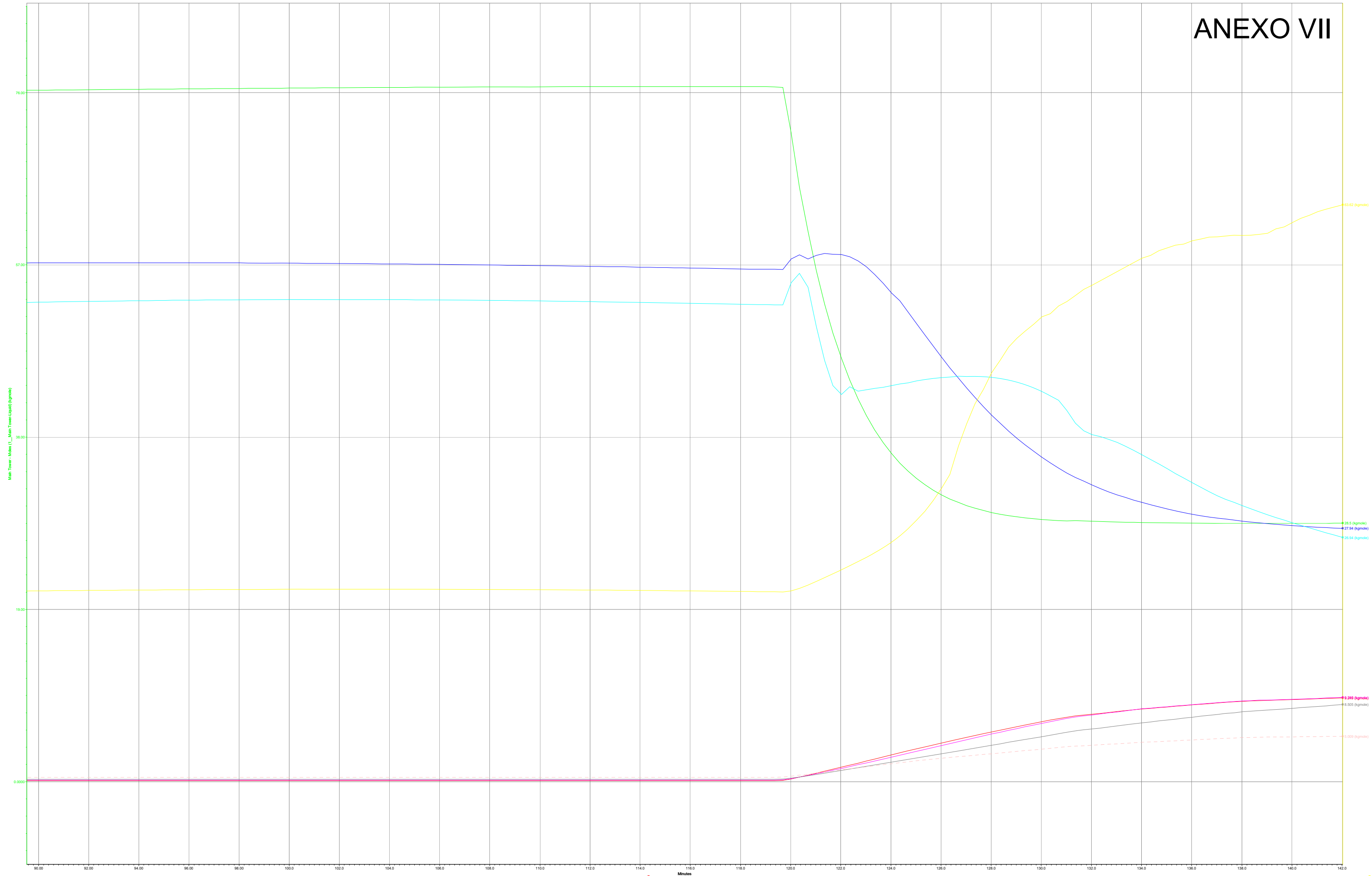
ANEXO III

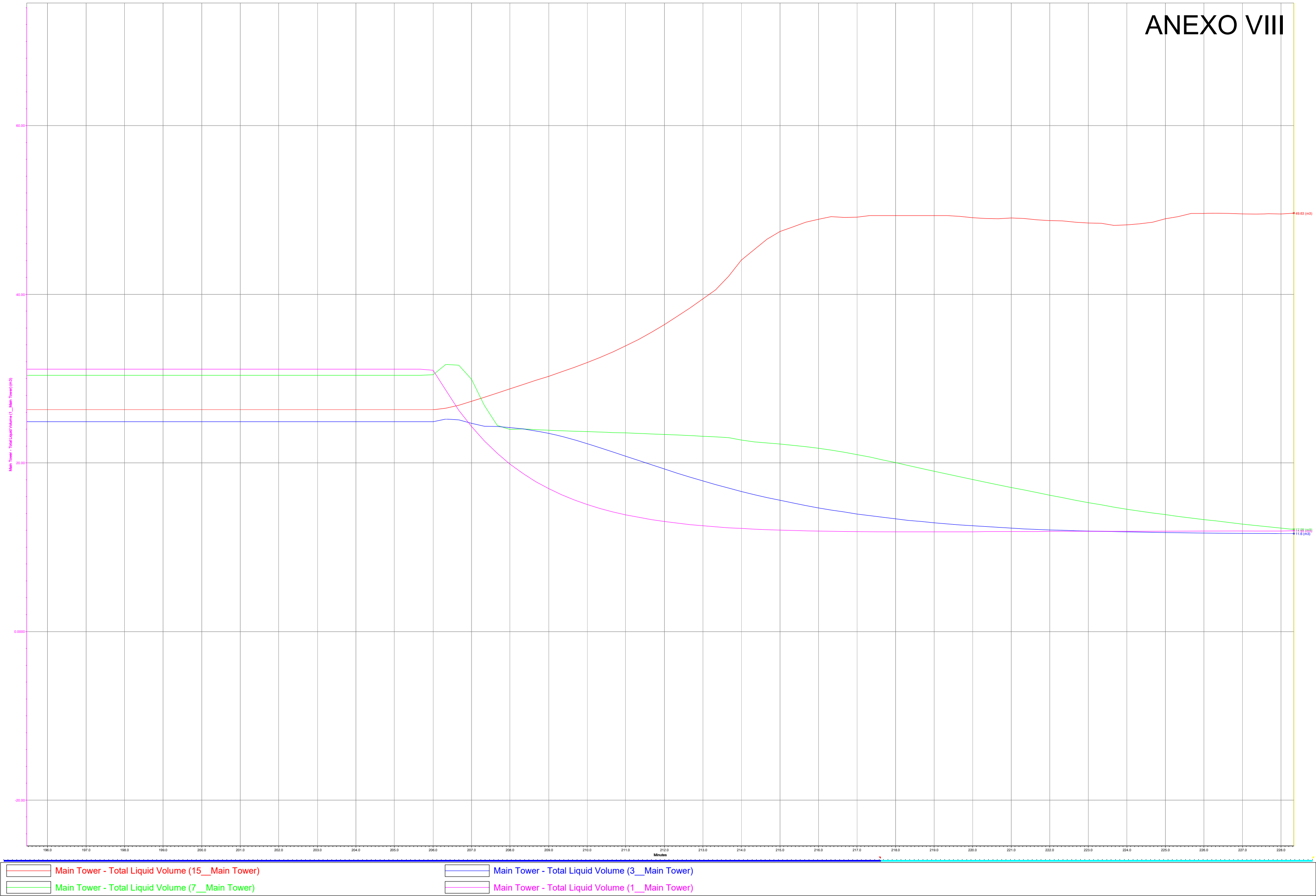












ANEXO IX

