

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN**



**“ANÁLISIS DE ESCENARIOS DE RIESGO EN LA PLANTA  
ENDULZADORA “U-502” DE LA REFINERÍA FRANCISCO I.  
MADERO UTILIZANDO HYSYS DINAMICO”**

**TESIS**

Para obtener el grado de:  
**Maestro en Ciencias en Ingeniería Química**

Presenta:  
**I.Q. Enoch Israel Vega Aguillón**  
**G-08071407**

Director de Tesis:  
**Dr. Hugo Eduardo De Alva Salazar**

Co-Director de Tesis:  
**M.C. Eduardo Mendoza Sánchez**



"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

Cd. Madero, Tamps; a **21 de Abril de 2015**

OFICIO No.: U1.210/15  
AREA: DIVISIÓN DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN  
ASUNTO: AUTORIZACIÓN DE IMPRESIÓN DE TESIS

**ING. ENOCH ISRAEL VEGA AGUILLÓN**  
**NO. DE CONTROL G08071407**  
**PRESENTE**

Me es grato comunicarle que después de la revisión realizada por el Jurado designado para su examen de grado de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química, el cual está integrado por los siguientes catedráticos:

PRESIDENTE :	DR. HUGO EDUARDO DE ALVA SALAZAR
SECRETARIO :	M.C. EDUARDO MENDOZA SÁNCHEZ
VOCAL :	DRA. ANA BEATRIZ MORALES CEPEDA
SUPLENTE:	DR. ALFREDO CASTILLO MARES
DIRECTOR DE TESIS :	DR. HUGO EDUARDO DE ALVA SALAZAR
CO-DIRECTOR DE TESIS:	M.C. EDUARDO MENDOZA SÁNCHEZ

Se acordó autorizar la impresión de su tesis titulada:

**"ANÁLISIS DE ESCENARIOS DE RIESGO EN LA PLANTA ENDULZADORA U-502 DE LA REFINERÍA FRANCISCO I. MADERO UTILIZANDO HYSIS DINÁMICO"**

Es muy satisfactorio para la División de Estudios de Posgrado e Investigación compartir con Usted el logro de esta meta.

Espero que continúe con éxito su desarrollo profesional y dedique su experiencia e inteligencia en beneficio de México.

**ATENTAMENTE**

"Por mi patria y por mi bien" @

*M. P. María Yolanda Chávez Cinco*  
**M. P. MARÍA YOLANDA CHÁVEZ CINCO**  
**JEFA DE LA DIVISIÓN**



**S.E.P.**  
DIVISION DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO E  
INVESTIGACION  
ITCM

c.c.p.- Minuta  
Archivo  
MYCHC TLR jar

*tlr*



Av. 1º de Mayo y Sor Juana I. De la Cruz, Col. Los Mangos, C. P. 89440, Cd. Madero, Tam.,  
Tel.: (833) 3 57 48 20, Fax: (833) 3 57 48 20 Ext. 1002, Email: itcm@itcm.edu.mx,  
Web: [www.itcm.edu.mx](http://www.itcm.edu.mx)



*A mi madre Patricia y a mi padre  
Armando por su amor y su apoyo  
para culminar esta meta.*

## AGRADECIMIENTOS

A mi madre Patricia, a mi padre Armando y a mi hermana Yoselin por el apoyo y amor que siempre me dieron en todo momento. No hay palabras que expresen su importancia en mi vida.

A mi asesor interno, Dr. Hugo Eduardo de Alva Salazar por el conocimiento y apoyo que un profesor le puede brindar a un alumno.

A mi asesor externo, M. C. Eduardo Mendoza Sánchez por brindarme su apoyo para realizar mi proyecto de maestría.

A mi asesor externo, Ing. Mario Pérez Marín por permitirme conocer la importancia de la seguridad de procesos, por toda su ayuda y sus buenos consejos.

A mi asesor externo, PhD. Gregory Patience por su apoyo y la oportunidad de trabajar y culminar mi tesis en el Polytechnique de Montreal.

A mi tutora, Dra. Marisela Estefanía Ángeles San Martín por guiarme y darme buenos consejos durante mi periodo de maestría.

A mi asesora, Dra. Ana Beatriz Morales Cepeda por apoyarme en todo lo que necesitaba a lo largo de la maestría.

A mi asesor, Dr Alfredo Castillo Mares por el conocimiento que compartió conmigo así también como sus buenos consejos.

A mis amigos Diego, Cristobal, Javier, Gaby, Moisés, Samuel, Fabián, Erika, que conscientemente o no, me ayudaron desde el inicio a salir adelante en esta etapa de mi vida.

A mis colegas del Polytechnique de Montreal, Jaber, Marjan, Davidé, Mahesh, Cristian, Mohammad, Mahdi, Dária, Milad, Pablo, Zhenni, He-Li y Samira por sus enseñanzas y el constante aprendizaje que obtuve trabajando con ustedes.

A todos mis compañeros y maestros que de alguna forma contribuyeron a la realización de este trabajo.

## RESUMEN

Análisis de escenarios de riesgo en la planta endulzadora “U-502” de la Refinería Francisco I. Madero utilizando Hysys dinámico.

A lo largo del tiempo desgraciadamente han ocurrido un gran número de accidentes especialmente en plantas tratadoras de gas amargo. En muchos casos se debe a que estos procesos trabajan con propiedades críticas, atribuyéndose también a malos diseños de algunos equipos de proceso, lazos de control ineficientes e inclusive muchas veces debido al error humano.

La simulación dinámica de procesos es una técnica vanguardista que permite, entre otras cosas, llevar un seguimiento específico de la planta, con el fin de contribuir especialmente a la prevención de accidentes. Además, constituye una herramienta significativa para el diseño y operación de plantas químicas ya que permite estimar, para distintos escenarios de estudio, el comportamiento del sistema simulado de manera rápida, así también como el diseño de lazos de control apropiados sin costos ni riesgos.

Para llevar a cabo este proyecto se simuló en estado estacionario y dinámico el proceso de endulzamiento de gas amargo utilizando el programa de Aspen HYSYS con el modelo termodinámico de “amine pkg” para analizar tres escenarios de riesgos: fallo en la bomba P-03 A.B. aguas arriba de la torre absorbidora T-01, fallo en la válvula del control de nivel LV-23 de la torre T-01 y simular una condición crítica de presión en la torre regeneradora T-21. Posteriormente se aplicó la norma API-RP-14C a los diagramas de tuberías e instrumentación con el fin de realizar un estudio de análisis de riesgos mediante la “Safe Chart” y el análisis Hazop.

Este proyecto se llevó a cabo dentro de las instalaciones de la refinería Francisco I. Madero en la planta hidrodesulfuradora de gasóleo “U-502” y tuvo como finalidad la construcción de un modelo de una simulación dinámica ligado directamente con el análisis de riesgos. La metodología se aplicó exitosamente a un conjunto de datos reales obtenidos directamente de la refinería.

## ABSTRACT

Analysys of Risks Scenarios in the Sweetening Plant U-502 from Francisco I. Madero Refinery using Hysys Dynamics.

Along the time a large number of accidents have occurred especially in treatment plants of sour gas. In many cases because these processes work with critical properties, which can be attributed to poor design of some process equipment, control loops inefficient and even many times due to human errors. The dynamic process simulation is a pioneering technique that allows us to carry a specific monitoring at the plant. At the same time it is an important tool for the design and operation of chemical plants. It also estimates the behavior of the simulated system quickly, as well as the design appropriate of control loops without costs or risks.

To carry our this project it were simulated in steady and dynamic state the process of a sour gas sweetening plant using Aspen HYSYS software with “amine pkg.” as a thermodynamics model. Evidences of risks in three scenarios were include upstream pump (P-03 A.B.) failure when the process operates normally, failure of the control loop level valve (LV-23) of the absorber tower (T-01) and simulated critical pressure in the regenerator tower (T-21). Subsequently, we applied the API-RP-14C norm to piping and instrumentation diagrams of sweetening in order to conduct a study of risk analysis through the “Safe Chart” and Hazop analysis.

This project will take place within the facilities of the Francisco I. Madero refinery plant in the gasoil hydrodesulphurization plant "U-502" and its purpose is integrate a method of dynamic simulation with a risk analysis in the sweetening plant in order to be able to be applied for the risks evaluation that may occur and their possible mitigation.

# Índice General

<b>Agradecimientos.....</b>	<b>I</b>
<b>Resumen.....</b>	<b>ii</b>
<b>Abstract.....</b>	<b>iii</b>
<b>Índice de Figuras.....</b>	<b>vi</b>
<b>Índice de Tablas.....</b>	<b>viii</b>
<b>1. Introducción.....</b>	<b>11</b>
<b>2. Marco teórico.....</b>	<b>14</b>
2.1 Hidrodesulfuración.....	14
2.1.1 Definición y propósito.....	14
2.1.2 Descripción del proceso de HDS.....	14
2.2 Endulzamiento de gas amargo.....	14
2.2.1 Ácido sulfhídrico.....	14
2.2.1.1 Generalidades del ácido sulfhídrico.....	15
2.2.1.2 Toxicidad.....	15
2.2.2 Problemas que se pueden tener debido a la presencia de H <sub>2</sub> S en el gas...	16
2.3 Aminas.....	17
2.3.1 Clasificación de las alcanolaminas.....	18
2.4 Proceso de una planta de endulzamiento con recuperación de amina.....	18
2.5 Registro de accidentes en refinerías.....	19
2.6 Simuladores en régimen estacionario y dinámico.....	19
2.6.1 Diferencias entre simuladores estáticos y dinámicos.....	21
2.6.2 Importancia de la simulación dinámica.....	23
2.6.3 Control de procesos.....	23
2.6.3.1 Características del control de procesos.....	24
2.6.3.2 Lazo de control Proporcional Integral Derivativo.....	25
2.6.3.3 Funcionamiento correcto de un control PID.....	26
2.6.4 Aplicaciones de la simulación dinámica.....	26
2.7 Introducción al análisis de riesgos.....	27

2.7.1 Métodos de análisis de riesgos.....	28
2.7.2 Método de análisis de riesgo “What If” .....	29
2.7.3 Lista de verificación (Check List).....	29
2.7.4 Análisis “Hazard and Operability” (HAZOP).....	29
<b>3. Metodología</b> .....	36
3.1 Bases de diseño de proceso para la planta endulzadora de gas amargo.....	36
3.2 Características Generales de la corriente de alimentación de la planta de endulzamiento.....	36
3.3 Simulación dinámica de la planta de tratamiento de gas amargo.....	37
3.4 Aplicación del Safe Chart por API-RP-14C.....	39
3.5 Escenarios de riesgos a evaluar.....	40
3.5.1 Fallo en la bomba (P-03 A.B.) aguas arriba de la torre T-01 cuando el proceso opera normalmente.....	40
3.5.2 Fallo de la válvula (LV-23) del control de nivel de la torre T- 01.....	41
3.5.3 Simulación de flujo crítico en la torre regeneradora (T-21).....	41
3.6 Aplicación de HAZOP al proceso de endulzamiento.....	41
<b>4. Resultados y Discusión</b> .....	42
4.1 Simulación estacionaria.....	42
4.2 Safe Chart del proceso.....	46
4.3 Simulación dinámica del proceso.....	49
4.3.1 Sección de endulzamiento.....	49
4.3.2 Sección de reposición y calentamiento.....	51
4.3.3 Recuperación de amina.....	52
4.4 Análisis de escenarios de riesgo.....	57
4.4.1 Escenario de falla en la bomba (P-03 A.B.) aguas arriba de la torre T- 01.....	57
4.4.2 Escenario de fallo en el la válvula LV-23 del control de nivel en la torre T-01.....	66
4.4.3 Simulación de flujo crítico en la torre regeneradora (T-21).....	69



4.5 Análisis Hazop de los principales equipos del proceso de endulzamiento de gas amargo.....	73
<b>5. Conclusiones.....</b>	<b>77</b>
<b>6. Bibliografía.....</b>	<b>79</b>

## Índice de Figuras

Figura 2.1 Estructura molecular del ácido sulfhídrico.....	16
Figura 2.2 Estructuras Químicas del amoniaco y de las aminas primarias, secundarias y terciarias.....	18
Figura 2.3 Diagrama general de la planta de endulzamiento de gas amargo.....	20
Figura 2.4 Accidente de San Juanico, Estado de México (1984).....	21
Figura 2.5 Refinería después del accidente de San Juanico, Estado de México (1984).....	21
Figura 2.6 Diagrama de bloques de un control PID.....	27
Figura 2.7 Método cualitativo frecuentemente utilizado para evaluaciones rápidas..	31
Figura 2.8 Diagrama del método de HAZOP.....	35
Figura 3.1 Formato para el llenado de la lista de verificación.....	40
Figura 4.1. Diagrama de proceso de endulzamiento en estado estacionario.....	43
Figura 4.2. Gráfico de temperatura contra el número de platos.....	44
Figura 4.3. Gráfico de presión contra el número de platos.....	44
Figura 4.4. Simulación dinámica de la planta endulzadora de gas amargo.....	50
Figura 4.5. Sección de endulzamiento.....	51
Figura 4.6. Parámetros del lazo de control de flujo de la corriente de amina rica.....	51
Figura 4.7. Parámetros del controlador de flujo de la corriente de gas amargo.....	52
Figura 4.8. Sección de reposición y calentamiento del proceso.....	53
Figura 4.9. Parámetros del controlador de presión del tanque D-14.....	52
Figura 4.10. Parámetros del controlador de nivel del tanque D-14.....	53
Figura 4.11. Sección de recuperación de amina en el proceso de endulzamiento.....	53
Figura 4.12. Parámetros del control de presión en el condensador de la torre regeneradora T- 21.....	54

Figura 4.13. Parámetros del control de nivel en el condensador de la torre regeneradora T-21.....	54
Figura 4.14. Parámetros del control de temperatura en el re-hervidor E-22 C.D. de la torre T-21.....	55
Figura 4.15. Parámetros del control de nivel en el re-hervidor E-22 C.D. de la torre T-21.....	55
Figura 4.16. Variables estables de la torre T-01 en condiciones dinámicas.....	56
Figura 4.17. Variables estables de la torre T-21 en condiciones dinámicas.....	56
Figura 4.18. Diagrama de endulzamiento general de la torre absorbedora T-01.....	57
Figura 4.19. Diagrama de endulzamiento específico de la torre absorbedora T-01....	58
Figura 4.20. Variables de flujos molares estables en la torre absorbedora T-01.....	59
Figura 4.21. Variables de flujo y nivel del fondo de la torre absorbedora T-01.....	59
Figura 4.22. Variables de flujo de la torre absorbedora T-01.....	60
Figura 4.23. Comportamiento de las variables cuando la bomba P-03 A.B. vuelve a operar.....	61
Figura 4.24. SP, VP y OP del lazo de control de nivel del fondo de la torre absorbedora T-01.....	62
Figura 4.25. Comportamiento de VP y OP del lazo de control de nivel del fondo de la torre T-01 cuando falla la bomba P-03 A.B.....	62
Figura 4.26. Comportamiento de la VP y OP cuando la bomba P-03 A.B. vuelve a operar.....	63
Figura 4.27. Flujos de la torre T-01 cuando falla la bomba P-03 A.B. y la válvula “check” F-28.....	63
Figura 4.28. Apertura de 100% de la válvula LV-23.....	65
Figura 4.29. Diagrama general de proceso.....	66
Figura 4.30. Diagrama específico de proceso.....	66
Figura 4.31. Parámetros del lazo de control y presión del tanque F-01 estables.....	67
Figura 4.32. Comportamiento del lazo de control y la presión del tanque F-01.....	68
Figura 4.33. Comportamiento de la PV, OP y de la presión del tanque F-01 cuando el lazo de control vuelve a operar correctamente.....	68
Figura 4.34. Diagrama general de la torre regeneradora de amina T-21.....	69

Figura 4.35. Diagrama interno de la torre regeneradora de amina T-21.....	69
Figura 4.36. Comportamiento dinámico en el domo de la torre T-21.....	70
Figura 4.37. Comportamiento dinámico en el fondo de la torre T-21.....	70
Figura 4.38. Comportamiento de las variables en el domo de la torre regeneradora T-21.....	71
Figura 4.39. Comportamiento de las variables en el fondo de la torre regeneradora T-21.....	71
Figura 4.40 Comportamiento de las variables del domo de la torre cuando el flujo de alimentación se reanuda.....	72
Figura 4.41 Comportamiento de las variables del fondo de la torre cuando el flujo de alimentación se reanuda.....	72

### **Índice de Tablas**

Tabla 2.1 Comparativa del alcance de la simulación estacionaria y dinámica.....	29
Tabla 2.2 Terminología utilizada para sesiones HAZOP.....	32
Tabla 2.3 Palabras guías y significado para un análisis HAZOP.....	33
Tabla 3.1 Datos de la corriente de gas a tratar.....	36
Tabla 3.2 Datos de la corriente de amina.....	37
Tabla 3.3 Metodología del Apéndice A del API-RP-14C para cada equipo.....	39
Tabla 4.1. Perfiles de presión y temperatura a lo largo de la torre T-01.....	42
Tabla 4.2. Flujos molares arrojados del simulador contra los datos de planta en la corriente de gas dulce de la torre absorbedora T-01.....	45
Tabla 4.3. Flujos molares del simulador contra los datos de planta en el domo de la torre regeneradora T-21.....	45
Tabla 4.4. Flujos molares de la corriente del fondo de la torre regeneradora T-21...	46
Tabla 4.5. Acotaciones de la Safe Chart.....	47
Tabla 4.6. Safe Chart del proceso de endulzamiento.....	48
Tabla 4.7. Resultados de la corriente de amina (DEA1) en el domo de la torre T-01.....	64
Tabla 4.8. Resultados de la corriente a la salida de la válvula LV-23.....	65

Tabla 4.9. Clasificación de riesgos.....	73
Tabla 4.10. Análisis Hazop de la torre de absorción de amina T-01.....	74
Tabla 4.11. Análisis Hazop del tanque flash de DEA rica D-14.....	75
Tabla 4.12. Análisis Hazop del tanque flash de amina rica D-21.....	75
Tabla 4.13 Análisis Hazop de la torre regeneradora T-21.....	76

## 1. Introducción.

La hidrodesulfuración de gasóleos (HDS) es un proceso destinado a eliminar o disminuir el contenido de azufre (impureza contaminante) que se encuentra en las fracciones del petróleo (diésel y gasóleo) que se instala antes de los procesos que pueden ver afectados sus catalizadores como el reformado. Este azufre se encuentra combinado formando componentes químicos que, de ser encontrados en los combustibles dentro del motor en el momento de la combustión, éste se corroería y al mismo tiempo, al ser expulsados los gases, contaminarían el ambiente. Los componentes químicos que se encuentran en el combustible aparecen como anhídrido sulfuroso ( $\text{SO}_2$ ) y anhídrido sulfúrico ( $\text{SO}_3$ ) que luego de la combustión a más de  $100^\circ\text{C}$ , se transformarían en ácido sulfuroso ( $\text{H}_2\text{SO}_3$ ) o ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) que son gases no sólo corrosivos, sino que también son los que generan las lluvias ácidas responsables de la destrucción ambiental. Para eliminar estas impurezas, el combustible es sometido al proceso HDS, que consta en tratar el combustible en forma combinada con hidrógeno ( $\text{H}_2$ ), alta temperatura y catalizadores. De esta manera se obtiene el combustible limpio de impurezas (sin azufre) y ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ). El nivel de hidrodesulfuración depende de varios factores entre ellos la naturaleza de la fracción de petróleo a tratar (composición y tipos de compuestos de azufre presentes), de la selectividad y actividad del tipo de catalizador utilizado (concentración de sitios activos, propiedades del soporte, etc.), de las condiciones de reacción (presión, temperatura, relación hidrocarburo/hidrógeno, etc.) y del diseño del proceso. Es importante señalar que el  $\text{H}_2\text{S}$  debe ser continuamente removido porque es un inhibidor de las reacciones de HDS y envenena el catalizador <sup>[1]</sup>.

El proceso de endulzamiento se hace con el fin de remover el  $\text{H}_2\text{S}$  de la corriente de (hidrógeno de recirculación) debido a que este compuesto es un gas que puede ocasionar problemas en el manejo y desarrollo del proceso, así como también problemas de corrosión, olores perniciosos, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, entre otros. El ácido sulfhídrico, también conocido como sulfuro de hidrógeno, tiene la característica de tener un olor desagradable y ser muy tóxico. Cuando es separado de la corriente de hidrógeno mediante el proceso de endulzamiento, es enviado a plantas recuperadoras de azufre en donde es vendido en forma líquida para sus diversos usos industriales <sup>[1]</sup>.

En este proceso se produce la absorción del gas ácido en una solución acuosa de amina. La corriente de gas a endulzar y la corriente de amina se ponen en contacto en una torre absorbadora. Por el domo de esta torre se obtiene una corriente de gas dulce, y por el fondo se obtiene una corriente de amina rica. A fines de minimizar costos de operación y de mitigar la contaminación al medio ambiente se regenera la corriente de solvente. Para ello se alimenta la corriente de amina rica a una torre de destilación donde se lleva cabo la desorción del componente ácido. La corriente de amina pobre se enfría y presuriza para realimentarla a la torre absorbadora <sup>[1]</sup>.

Los simuladores de procesos son herramientas poderosas que permiten simular verdaderas instalaciones de producción. Bajo este principio se empleó el software HYSYS Dynamics para simular dinámicamente la planta de endulzamiento de gas amargo. Cabe señalar que para realizar una exitosa simulación dinámica se parte de una simulación en estado estacionario. La simulación en ambos casos se realiza con la finalidad de establecer condiciones de riesgo y de esta forma ayudar a mitigar o disminuir los riesgos o establecerlos bajo condiciones aceptables, es decir, condiciones de menor riesgo.

De acuerdo a estudios realizados sobre los riesgos más frecuentes en este tipo de planta endulzadora se han definido tres escenarios de riesgo a plantear; el primero consiste en simular condiciones de falla en la bomba P-03 A.B. aguas arriba de la torre absorbadora T-01 cuando el proceso opera normalmente. El segundo escenario de riesgo consiste en simular un fallo en la válvula del control de nivel de la torre absorbadora LV-23 de la planta endulzadora. El tercer escenario consiste en simular dinámicamente una condición crítica de flujo en la torre regeneradora T-21; de esta manera se definen los equipos más críticos dentro de la planta endulzadora y con ello establecer estrategias para la disminución de riesgos. Al procesar la información arrojada por la simulación dinámica de los escenarios se aplica el API-RP-14C (Práctica recomendada para el análisis, diseño, instalación y pruebas de los sistemas básicos de seguridad) a los diagramas de tuberías e instrumentación (DTI'S) de la endulzadora con la finalidad de realizar un estudio de análisis de riesgos mediante el gráfico de seguridad (Safe Chart), el cual ayuda al sistema de procesamiento para que cuente con los instrumentos mínimos de seguridad. Además, se incluyó el método HAZOP para reforzar el análisis de riesgos. Este proyecto se llevará a cabo dentro de las instalaciones de la refinería Francisco I. Madero en la planta hidrosulfuradora de gasóleo "U-502" y tiene como

finalidad la construcción de un modelo de una simulación dinámica ligado directamente con el análisis de riesgos con datos reales obtenidos de la sección de endulzamiento de gas amargo ubicada dentro de la planta HDS con el objetivo de plantear condiciones de riesgo, de tal manera que las operaciones efectuadas en la planta endulzadora se realicen bajo condiciones de riesgo aceptables.

## **2. Marco Teórico.**

### **2.1 Hidrodesulfuración.**

#### **2.1.1 Definición y propósito.**

La hidrodesulfuración como tal tiene distintas definiciones, se le conoce como proceso de hidrotratamiento en la industria del petróleo por su gran ocupación en diversos métodos dentro de la industria. Es un proceso de refinación que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas con hidrogeno, para eliminar los compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas presentes en el diesel. Es un tratamiento con hidrógeno que se aplica a crudos pesados, livianos y cortes de destilación en presencia de catalizadores. Los objetivos son mejorar la calidad del producto en cuanto a olor, color, estabilidad, entre otros. Durante el proceso se eliminan compuestos sulfurados en forma de sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, diolefinas y otros <sup>[1]</sup>.

El principal propósito del proceso de hidrodesulfuración es la eliminación del azufre contenido en la corriente de alimentación a la unidad correspondiente, porque lo exigen las especificaciones de los productos comerciales, también para preservar la integridad de catalizadores situados en unidades posteriores, como es el caso de las naftas tratadas en el Reformado Catalítico. Los procesos de hidrodesulfuración usan catalizadores en presencia de cantidades sustanciales de hidrógeno, bajo altas presiones y temperaturas, con el fin de promover la reacción del hidrógeno con las impurezas de la carga <sup>[1]</sup>.

#### **2.1.2 Descripción del proceso de HDS.**

El proceso de Hidrodesulfuración de cortes petroleros para eliminar la cantidad de azufre contenida en los mismos se divide básicamente en tres secciones:

- Sección de los reactores o sección de reacción.
- Sección de gas de recicló.
- Sección de recuperación del producto.



Estas secciones mayores de la unidad de HDS proveen las instalaciones para desulfurar catalíticamente los gasóleos y preparar productos para uso inmediato o para mezcla adicional. En la sección de reacción se lleva a cabo la conversión del azufre contenido en la carga en sulfuro de hidrogeno, mediante el uso de un reactor de lecho fijo, donde el contenido de azufre, nitrógeno y oxígeno son convertidos en  $H_2S$ ,  $NH_3$  y  $H_2O$ , sobre el catalizador. En la sección del gas de reciclaje se purifica el hidrógeno, que puede o no ser combinado con la alimentación fresca para servir de exceso en el reactor, dependiendo de la severidad del proceso. En la sección de separación se utilizan separadores instantáneos, que separan la mezcla en productos gaseosos y líquidos, y de ser necesario, se emplea una torre de fraccionamiento del producto <sup>[2]</sup>.

## **2.2 Endulzamiento de gas amargo.**

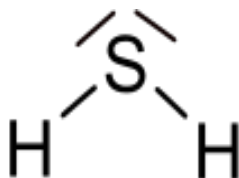
El proceso de endulzamiento consiste en lavar el gas amargo (gas de reciclaje conformado principalmente de hidrógeno,  $H_2$ ) en una columna de absorción con una solución acuosa de dietanolamina (DEA) o monoetanolamina (MEA). La más utilizada es la DEA debido a su bajo intervalo de corrosión, dichas sustancias absorben impurezas, es decir, los compuestos de azufre generalmente  $H_2S$ ; en la siguiente fase del proceso la DEA se regenera en una segunda torre con un tratamiento de vapor y se recicla, liberando el ácido sulfhídrico. <sup>[3,4]</sup>.

En los procesos de desacidificación con aminas, la solución de amina circula continuamente en la planta, absorbe el gas ácido en una torre de absorción y se regenera en la torre de regeneración. Adicionalmente, la planta requiere de intercambiadores de calor, un separador trifásico horizontal que trabaja como tanque de venteo, las bombas que impulsan la solución y el tanque de almacenamiento. El  $H_2S$  se conoce como gas ácido y un gas que posea este contaminante se conoce como gas amargo <sup>[5,6]</sup>.

### **2.2.1 Ácido sulfhídrico**

El sulfuro de hidrógeno, denominado ácido sulfhídrico en disolución acuosa ( $H_2S_{aq}$ ), es un hidrácido de fórmula  $H_2S$ . Este gas, más pesado que el aire, es inflamable, incoloro, tóxico, odorífero: su olor es el de materia orgánica en descomposición, como

de huevos podridos. A pesar de ello, en el organismo humano desempeña funciones esenciales. La figura 2.1 muestra la estructura atómica del ácido sulfhídrico.



**Figura 2.1 Estructura molecular del ácido sulfhídrico.**

### **2.2.1.1 Generalidades del Ácido sulfhídrico.**

El ácido sulfhídrico es un gas inflamable, incoloro, de olor característico a huevos podridos, perceptible en contenidos muy bajos. Este olor proviene de H<sub>2</sub>S generado por descomposición bacteriana de proteínas que contienen azufre. Se lo conoce comúnmente como ácido hidrosulfúrico o gas de alcantarilla. Es uno de los compuestos destacados como causantes de molestias por malos olores. Por esto se han desarrollado diversos procesos de desodorización que lo eliminan de corrientes contaminadas. Ejemplos: los tratamientos de gas con aminas en la industria y la utilización de nitrato cálcico en aguas residuales.

El ácido sulfhídrico se encuentra naturalmente en petróleo crudo, gas natural, gases volcánicos y manantiales de aguas termales. También puede existir en aguas pantanosas, lagunas o aguas estancadas, desagües, estanques de harina o de aceite de pescado, barcos pesqueros y alcantarillados.

Han ocurrido muertes en lagos o lagunas estancadas cuando el ácido sulfhídrico borbotaba desde las profundidades y alcanza a personas en la superficie. Como este ácido es más denso que el aire se genera fraccionamientos por diferencias de densidad. Generalmente es por descomposición anaerobia de restos orgánicos. También puede ocurrir por degradación bacteriana de materia orgánica en condiciones anaeróbicas. Así mismo se genera en refinerías de petróleo. El ácido sulfhídrico es extremadamente nocivo para la salud. Bastan 20-50 partes por millón (ppm) en el aire para causar un malestar agudo que conlleva a la asfixia y a muerte por sobreexposición. Por su grado de toxicidad se le localiza directamente debajo del ácido cianhídrico (HCN). Es habitual que obreros del sector portuario sean afectados con resultados fatales cuando entran en bodegas que han transportado productos

derivados de la pesca. En este caso el ácido sulfhídrico proviene de proteínas sulfuradas que se degradan y liberan el ácido mencionado.

### **2.2.1.2 Toxicidad.**

La toxicidad del ácido sulfhídrico es menor que la del ácido cianhídrico, razón por la cual a pesar de existencia más masificada de aquel compuesto, causa relativamente pocos fallecimientos. Sin embargo, a partir de 50 ppm, en las células receptoras del olfato provoca un efecto narcotizante, y las personas afectadas ya no perciben el hedor.

Después de 100 ppm puede ocurrir la muerte. Como la densidad del sulfhídrico es mayor que la del aire, suele acumularse en lugares bajos: pozos, etcétera, donde causa víctimas. A menudo suceden varios siniestros consecutivos: una primera persona cae inconsciente, después resultan afectados también todos los demás que, sin el equipo de protección necesario, acuden a su rescate. El sulfhídrico parece actuar sobre todo en los centros metálicos de las enzimas: las bloquea y de este modo impide su funcionamiento. Para tratamiento se recomienda llevar al afectado lo más rápidamente posible al aire fresco y aplicar oxígeno puro. Además el ion sulfuro  $S^{2-}$  se combina con la hemoglobina del mismo modo que el oxígeno, y acelera la asfixia del organismo.

La exposición a niveles bajos de ácido sulfhídrico puede producir irritación de ojos, nariz o garganta. También es factible que provoque dificultades respiratorias a personas asmáticas. Exposiciones breves a contenidos altos (mayores de 500 ppm) de ácido sulfhídrico pueden causar pérdida del conocimiento y posiblemente la muerte. En la mayoría de los casos quienes pierden el conocimiento parecen recuperarse sin padecer otros efectos. Sin embargo algunas personas parecen sufrir efectos permanentes o a largo plazo, tales como dolor de cabeza, escasa capacidad de concentración, mala memoria y mala función motora.

No se han detectado efectos a la salud en personas expuestas al ácido sulfhídrico en los contenidos comúnmente existentes en el ambiente (0.00011-0.00033 ppm). Los científicos no tienen información por la cual se demuestren fallecimientos de personas intoxicadas por ingerir ácido sulfhídrico. Cerdos que ingirieron alimentos que contenían  $H_2S$  sufrieron diarrea durante varios días y perdieron peso aun después de 105 días. Los científicos poseen poca información acerca de qué sucede cuando la piel de una persona se expone al ácido sulfhídrico.

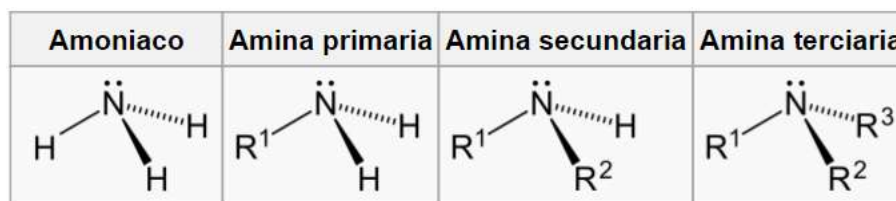
Sin embargo se sabe que es necesario ser precavidos con el ácido sulfhídrico líquido comprimido, ya que puede causar quemaduras de la piel por congelación.

### 2.2.2 Problemas que se pueden tener debido a la presencia de H<sub>2</sub>S en el gas a tratar.

- Corrosión en equipos de proceso, tanques de almacenamiento y tuberías.
- En la combustión se puede formar SO<sub>2</sub> que es también altamente tóxico y corrosivo.
- Disminución del poder calorífico del gas.
- Los compuestos sulfurados tienen olores bastante desagradables y tienden a concentrarse en los líquidos que se obtienen en las plantas de gas; estos compuestos se deben remover antes de que los compuestos se puedan usar <sup>[7,8]</sup>.

### 2.3 Aminas

Las aminas son compuestos químicos orgánicos que se consideran como derivados del amoníaco y resultan de la sustitución de uno o varios de los hidrógenos de la molécula de amoníaco por otros sustituyentes o radicales. Según se sustituyan uno, dos o tres hidrógenos, las aminas son primarias, secundarias o terciarias, respectivamente. Las aminas son simples cuando los grupos alquilo son iguales y mixtas si estos son diferentes. Son compuestos muy polares. La figura 2.2 muestra la estructura química del amoníaco y de los distintos tipos de aminas.



**Figura 2.2 Estructuras Químicas del amoníaco y de las aminas primarias, secundarias y terciarias.**

Las aminas primarias y secundarias pueden formar puentes de hidrógeno. Las aminas terciarias puras no pueden formar puentes de hidrógeno, sin embargo pueden aceptar enlaces de hidrógeno con moléculas que tengan enlaces O-H o N-H. Como el nitrógeno es menos electronegativo que el oxígeno, el enlace N-H es menos polar que el enlace O-H. Por lo tanto, las aminas forman puentes de hidrógeno más débiles que los alcoholes de pesos moleculares

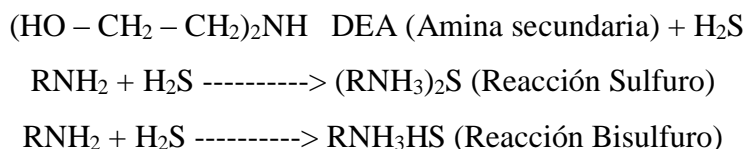
semejantes. Las aminas primarias y secundarias tienen temperaturas de ebullición menores que los de los alcoholes, pero mayores que los de los éteres de peso molecular semejante. Las aminas terciarias, sin puentes de hidrógeno, tienen temperaturas de ebullición más bajas que las aminas primarias y secundarias de pesos moleculares semejantes.

### 2.3.1 Clasificación de las alcanolaminas.

Las alcanolaminas pueden ser primarias, secundarias o terciarias de acuerdo al número de grupos orgánicos unidos al átomo central de nitrógeno.

- $\text{RNH}_2$  Amina primaria
- $\text{R}_2\text{NH}$  Amina secundaria
- $\text{R}_3\text{N}$  Amina terciaria

Las aminas primarias son bases más fuertes que las secundarias y terciarias. Cuanto mayor es la basicidad de la amina más fuerte es la unión de reacción con  $\text{H}_2\text{S}$ . Casi el 70 % del costo operativo de una planta es la generación de la energía térmica necesaria para romper la unión de reacción. Las aminas que se ligan fuerte a los gases ácidos por ejemplo la MEA tendrán un alto costo de ruptura de unión (stripping). La mezcla optimizada de aminas puede producir un solvente con excelente absorción de  $\text{H}_2\text{S}$  y con superior calidad de stripping o sea menos calor necesario en el reboiler. Las alcanolaminas no se utilizan puras en los circuitos sino en solución acuosa y en concentraciones variables entre 5% y 50%. El  $\text{H}_2\text{S}$  reacciona con las etanolaminas formando sulfuros ( $\text{S}^-$ ) y sulfuros ácidos ( $\text{SH}$ ) hasta una relación molar final teórica de 1 mol  $\text{H}_2\text{S}$ /mol amina <sup>[9,10]</sup>.

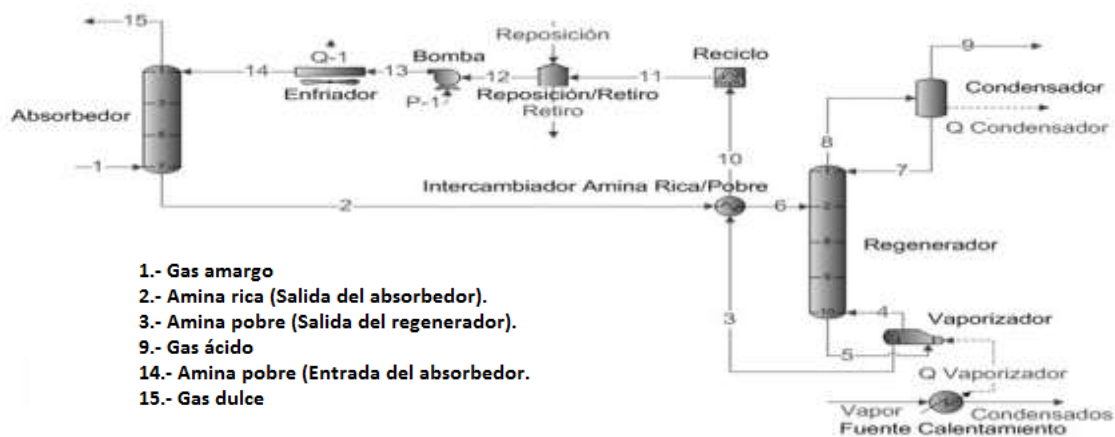


### 2.4 Proceso de una planta de endulzamiento con recuperación de amina.

El gas ácido pasa a través de un separador de entrada para remover los líquidos y/o sólidos que contenga. Desde el separador, la corriente de gas entra por el fondo del contactor donde circula en contracorriente con el flujo de la solución de amina que entra por el domo de una columna de absorción, este contacto íntimo entre los componentes ácidos del gas natural y la amina provoca una reacción química que tiene como producto una sal regenerable

en estado líquido, por lo que es arrastrada por la corriente que sale por el fondo de la torre.<sup>[6]</sup> Como el gas continúa subiendo por el absorbedor, más gases ácidos reaccionan químicamente con la amina. El gas dulce deja el tope del absorbedor pasando primero a través de una malla antineblina para retener cualquier cantidad de solución que este lleve. El gas dulce que abandona la torre de absorción está saturado con agua para deshidratación. La solución de amina rica que abandona el absorbedor fluye a través de un tanque de venteo para remover los hidrocarburos absorbidos. Desde el tanque de venteo, la solución rica pasa a través del intercambiador amina rica/pobre donde el calor es absorbido desde la solución pobre. La amina rica entra al absorbedor donde fluye hacia abajo por la columna, siendo despojada del H<sub>2</sub>S por acción térmica del gas caliente que fluye a contracorriente desde el rehervidor.<sup>[11, 12, 13]</sup>

La solución de amina deja el fondo del absorbedor como una solución pobre, es decir, baja en concentraciones de H<sub>2</sub>S. Esta solución pobre pasa a través del intercambiador amina rica/amina pobre cediendo parte del calor con el que sale del regenerador, luego pasa al tanque de abastecimiento donde se combina con agua y amina fresca para compensar las pérdidas y así mantener su concentración en los niveles adecuados. Luego una pequeña corriente de amina pobre es filtrada y el resto es bombeado directamente a un enfriador para reducir la temperatura aproximadamente a sólo 10 ° F por encima de temperatura del gas de alimentación. En este punto la solución pobre es retornada a la torre de absorción para repetir el ciclo. La figura 2.3 muestra un diagrama sencillo de la planta endulzadora con la recuperación de amina<sup>[14,15]</sup>.



**Figura 2.3 Diagrama general de la planta de endulzamiento de gas amargo.**<sup>[16]</sup>

## 2.5 Registro de accidentes en refinerías.

El análisis histórico se llevó a cabo mediante la búsqueda de información sobre accidentes relacionados con plantas que conforman una refinería del petróleo <sup>[17]</sup>.

**1984.-** El 19 de noviembre en la peor tragedia en la historia de Pemex, la explosión de un depósito de gas en San Juanico, en el Estado de México, vecino al Distrito Federal, dejó, según fuentes oficiales, medio millar de muertos, aunque de manera extraoficial se habló de más de 2 mil. Las figuras 2.4 y 2.5 muestran el suceso. Según los reportes, una fuga de gas provocó una explosión en cadena de varios de estos depósitos que generó una bola de fuego de centenares de metros en una zona muy habitada.



**Figura 2.4 Accidente de San Juanico, Estado de México (1984).**



**Figura 2.5 Refinería después del accidente de San Juanico, Estado de México (1984).**

**1992.-** Varias explosiones de combustible derramado en el sistema de drenaje, en el sector Reforma en Guadalajara dejan un saldo de más de 12 kilómetros de calles destruidas en un área de 20 manzanas. El saldo: más de 200 personas, mil 800 heridos y la desaparición de un número indeterminado de habitantes de esa zona, según cifras oficiales.

En Chiapas, el 26 de julio en la planta procesadora de gas en Reforma, Chiapas, se produjeron una serie de explosiones que arrojaron la muerte de 17 personas y decenas de heridos. En ese lugar ya se habían producido con anterioridad otros cinco accidentes de menores proporciones.

El 2 de marzo murió un obrero por quemaduras en 90 por ciento del cuerpo y cinco más resultaron lesionados, después de que explotara el cabezal en la línea que alimenta a 33 plantas de la Refinería Lázaro Cárdenas, en Minatitlán, Veracruz.

**1996.-** El 26 de julio mueren 6 personas y 39 resultaron heridas producto de una explosión en el Complejo Petroquímico "Cactus", una de las más grandes en su tipo en América Latina, ubicada en Reforma, Chiapas. De acuerdo con Pemex, después de un incendio provocado por la fuga de gases pesados, tres explosiones destruyen el mismo número de plantas de procesamiento.

El 11 de noviembre una explosión en un tanque de almacenamiento de gasolina en la planta de Pemex Terminal Satélite Norte de San Juan Ixhuatepec, ocasionó un gran incendio que consumió dos tanques que contenían más de 100 mil barriles de gasolina. Extraoficialmente se informó de la muerte de al menos cuatro personas, mientras que las autoridades reconocen sólo 11 heridos y la zona fue evacuada en dos kilómetros a la redonda. El 17 de diciembre un incendio en la refinería Lázaro Cárdenas de Minatitlán, en Veracruz, deja como resultado ocho lesionados y cuantiosos daños.

**1997.-** El 9 de septiembre, se registra una explosión en Villahermosa en la Planta Endulzadora de Gas Número 1, del Complejo Procesador de Gas ubicado en Ciudad Pemex, municipio de Macuspana.

**1999.-** En Reynosa, Tamaulipas, el 15 de julio Petróleos Mexicanos reconoció que se registró una explosión de gas dentro de la refinería de Pemex destruyendo bodegas de la planta de absorción en donde aparentemente no se registraron desgracias personales.



**1999.-** El 16 de abril tres trabajadores de la refinería "Miguel Hidalgo" en Tula, Hidalgo, resultaron heridos con quemaduras de tercer grado al registrarse una explosión en una válvula de presión de la planta hidrodesulfuradora.

**2001.-** Tula de Allende, Hidalgo, 21 de diciembre, al menos 16 personas resultaron lesionadas, al registrarse una explosión seguida de un incendio en la torre fraccionadora de la planta de alquilación de la refinería "Miguel Hidalgo".

**2012.-** En septiembre de este año se registró una explosión y un incendio en la planta de gas de Pemex Exploración y Producción (PEP) ubicada a 19 kilómetros de Reynosa, dejó un total de 30 muertos y decenas de heridos <sup>[17]</sup>.

## **2.6 Simuladores en régimen estacionario y dinámico.**

A continuación se muestran algunos de los simuladores comerciales:

- ✓ Simuladores en estado estacionario <sup>[18]</sup>:
  - Aspen Plus (Aspen Tech, USA)
  - Aspen HYSYS (Hyprotech Canadá)
  - PRO II (Invensys).
  - CHEMCAD (Chemstations Inc.)
- ✓ Simuladores en estado dinámico:
  - Dynsim (Invensys)
  - Aspen Dynamics (Aspen Tech, USA)
  - HYSYS Dynamics (Hyprotech Canadá)
  - Speedup (Aspen Tech, USA)

### **2.6.1 Diferencias entre simuladores estáticos y dinámicos.**

Los modelos estacionarios y dinámicos generalmente comparten las mismas bases de datos de propiedades físicas. Los modelos dinámicos simulan el comportamiento térmico, reactivo y de equilibrio de un sistema químicos de manera similar que el modelo en estado estacionario. Por otra parte, el modelo dinámico usa un conjunto diferente de ecuaciones de conservación los cuales toman en cuenta los cambios que ocurren en el tiempo <sup>[18]</sup>. Las ecuaciones para los balances de materia y energía incluyen el término de “acumulación” derivado respecto al tiempo como se observa en las ecuaciones 2 y 4. En la simulación

dinámica, los fenómenos naturales y químicos se expresan con ecuaciones algebraicas y diferenciales basados en principios de ingeniería. Los modelos matemáticos creados que se utilizan para analizar cómo el comportamiento del proceso varía con el tiempo. Para el caso típico de una industria de proceso, se describen o se modelan las subunidades de la planta y su control normativo. <sup>[18]</sup>. Las ecuaciones relevantes se resuelven en varias ocasiones como en el dominio del tiempo y los valores de temperatura, la presión, el flujo y la composición, así como las aberturas de la válvula y la salida del control de proceso del sistema se calculan en cada instante. Por lo tanto, las interacciones entre las subunidades del proceso pueden ser claras. Además, la reacción del proceso a los disturbios (como la variación de alimentación, la falta de instrumentos o el cambio de estrategia de la operación) puede ser investigada a fondo <sup>[18]</sup>.

### **Estado estacionario:**

Balance de Materia:

$$0 = \sum_{entrada}(F) - \sum_{salida}(F) \quad \text{Ecuación (1)}$$

Balance de Energía:

$$0 = \sum_{entrada}(F * H) - \sum_{salida}(F * H) + Q \quad \text{Ecuación (2)}$$

### **Estado dinámico:**

Balance de Materia:

$$\frac{d}{dt}m = \sum_{entrada}(F) - \sum_{salida}(F) \quad \text{Ecuación (3)}$$

Balance de Energía:

$$\frac{d}{dt}E = \sum_{entrada}(F * H) - \sum_{salida}(F * H) + Q \quad \text{Ecuación (4)}$$

## **2.6.2 Importancia de la simulación dinámica.**

El uso de "modelos" en Ingeniería Química está consolidado, pero la utilización de "modelos dinámicos" en vez de los "modelos de estado estacionario" es más reciente. Esto se refleja en la existencia en el mercado de potentes paquetes de software destinados a la simulación dinámica. Estos softwares actuales poseen herramientas matemáticas sofisticadas, las cuales pueden solucionar tanto la condición inicial de estado estacionario así como los siguientes cambios dinámicos. La simulación dinámica es una parte esencial de

estudios de operatividad y/o riesgos, que asesora sobre las consecuencias del fracaso de la planta y en la mitigación de los posibles efectos. Mejora la comprensión en las mejoras del proceso y es una herramienta poderosa para la optimización de plantas, tanto en el campo operativo como en el de diseño. Este tipo de simulación tiene igual importancia en procesos continuos, batch, semibatch y procesos cíclicos de manufactura <sup>[18,19]</sup>.

### **2.6.3 Control de Procesos.**

El objeto de todo proceso industrial será la obtención de un producto final, de unas características determinadas de forma que cumpla con las especificaciones y niveles de calidad exigidos por el mercado, cada día más restrictivos. Esta constancia en las propiedades del producto sólo será posible gracias a un control exhaustivo de las condiciones de operación, ya que tanto la alimentación al proceso como las condiciones del entorno son variables en el tiempo. La misión del sistema de control de proceso será corregir las desviaciones surgidas en las variables de proceso respecto de unos valores determinados, que se consideran óptimos para conseguir las propiedades requeridas en el producto producido.

El sistema de control nos permitirá una operación del proceso más fiable y sencilla, al encargarse de obtener unas condiciones de operación estables, y corregir toda desviación que se pudiera producir en ellas respecto a los valores de ajuste. Las principales características que se deben buscar en un sistema de control serán:

1. Mantener el sistema estable, independiente de perturbaciones y desajustes.
2. Conseguir las condiciones de operación objetivo de forma rápida y continua.
3. Trabajar correctamente bajo un amplio abanico de condiciones operativas.
4. Manejar las restricciones de equipo y proceso de forma precisa.

La implantación de un adecuado sistema de control de proceso, que se adapte a las necesidades de nuestro sistema, significará una sensible mejora de la operación.

Principalmente los beneficios obtenidos serán:

- ✓ Incremento de la productividad.
- ✓ Mejora de los rendimientos.
- ✓ Mejora de la calidad.
- ✓ Ahorro energético.
- ✓ Control medioambiental.

- ✓ Seguridad operativa.
- ✓ Optimización de la operación del proceso/ utilización del equipo.
- ✓ Fácil acceso a los datos del proceso.

### **2.6.3.1 Características del control de proceso.**

El control del proceso consistirá en la recepción de unas entradas, variables del proceso, su procesamiento y comparación con unos valores predeterminados por el usuario, y posterior corrección en caso de que se haya producido alguna desviación respecto al valor preestablecido de algún parámetro de proceso. El lazo de control típico estará formado por los siguientes elementos, a los que habrá que añadir el propio proceso.

- ✓ Elementos de medida (Sensores) Generan una señal indicativa de las condiciones de proceso.
- ✓ Elementos de control lógico (Controladores): Leen la señal de medida, comparan la variable medida con la deseada (Set-Point) para determinar el error, y estabilizan el sistema realizando el ajuste necesario para reducir o eliminar el error.
- ✓ Elementos de actuación (Válvulas y otros elementos finales de control): Reciben la señal del controlador y actúan sobre el elemento final de control, de acuerdo a la señal recibida.

Esta serie de operaciones de medida, comparación, calculo y corrección, constituyen una cadena cerrada constituyen ciclo cerrado. El conjunto de elementos que hacen posible este control reciben el nombre de lazo de control (control loop).

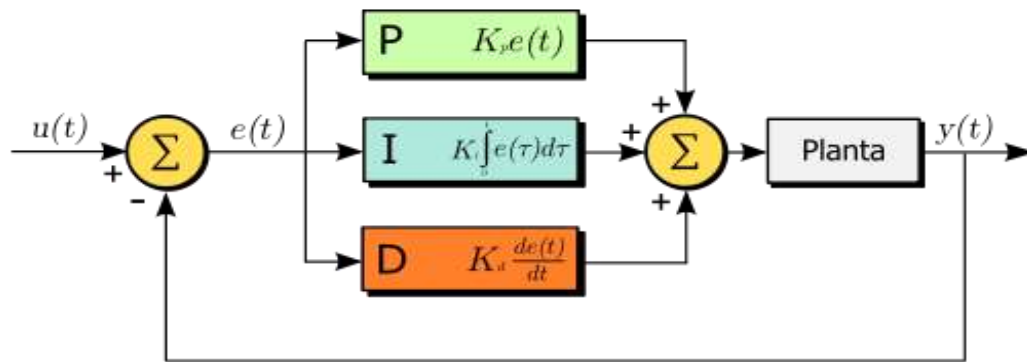
### **2.6.3.2 Lazo de control Proporcional Integral Derivativo.**

Un lazo de control Proporcional Integral Derivativo (PID) es un mecanismo de control por realimentación que calcula la desviación o error entre un valor medido y el valor que se quiere obtener, para aplicar una acción correctora que ajuste el proceso. El algoritmo de cálculo del control PID se da en tres parámetros distintos: el proporcional, el integral, y el derivativo.

El valor Proporcional determina la reacción del error actual. El Integral genera una corrección proporcional a la integral del error, esto asegura que aplicando un esfuerzo de control suficiente y el error de seguimiento se reduce a cero. El Derivativo determina la

reacción del tiempo en el que el error se produce. La suma de estas tres acciones es usada para ajustar al proceso vía un elemento de control como la posición de una válvula de control o la energía suministrada a un calentador, por ejemplo. Ajustando estas tres variables en el algoritmo de control del PID, el controlador puede proveer un control diseñado para lo que requiera el proceso a realizar.

La respuesta del controlador puede ser descrita en términos de respuesta del control ante un error, el grado el cual el controlador llega al "set point", y el grado de oscilación del sistema. Nótese que el uso del PID para control no garantiza control óptimo del sistema o la estabilidad del mismo. Algunas aplicaciones pueden solo requerir de uno o dos modos de los que provee este sistema de control. Un controlador PID es llamado también PI, PD, P o I en la ausencia de las acciones de control respectivas. Los controladores PI son particularmente comunes, ya que la acción derivativa es muy sensible al ruido, y la ausencia del proceso integral puede evitar que se alcance al valor deseado debido a la acción de control. La figura 2.6 muestra las fórmulas respectivas para cada parámetro de control (proporcional, integral y derivativo) donde  $u$  es la entrada,  $y$  es la salida,  $K$  es la ganancia del proceso,  $\tau$  es el tiempo integral,  $e$  es el error y  $t$  es el tiempo en minutos.



**Figura 2.6 Diagrama de bloques de un control PID.**

### 2.6.3.3 Funcionamiento correcto de un control PID.

Para el correcto funcionamiento de un controlador PID que regule un proceso o sistema se necesita, al menos:

- Un sensor, que determine el estado del sistema.
- Un controlador, que genere la señal que gobierna al actuador.

- Un actuador, que modifique al sistema de manera controlada (resistencia eléctrica, motor, válvula, bomba, etc.).

El sensor proporciona una señal analógica o digital al controlador, la cual representa el punto actual en el que se encuentra el proceso o sistema. La señal puede representar ese valor en tensión eléctrica, intensidad de corriente eléctrica o frecuencia. En este último caso la señal es de corriente alterna, a diferencia de los dos anteriores, que son de corriente continua.

El controlador lee una señal externa que representa el valor que se desea alcanzar. Esta señal recibe el nombre de punto de consigna (o punto de referencia), la cual es de la misma naturaleza y tiene el mismo rango de valores que la señal que proporciona el sensor. Para hacer posible esta compatibilidad y que, a su vez, la señal pueda ser entendida por un humano, habrá que establecer algún tipo de interfase (HMI-Human Machine Interface), son pantallas de gran valor visual y fácil manejo que se usan para hacer más intuitivo el control de un proceso. El controlador resta la señal de punto actual a la señal de punto de consigna, obteniendo así la señal de error, que determina en cada instante la diferencia que hay entre el valor deseado (consigna) y el valor medido. La señal de error es utilizada por cada uno de los 3 componentes del controlador PID. Las 3 señales sumadas, componen la señal de salida que el controlador va a utilizar para gobernar al actuador. La señal resultante de la suma de estas tres se llama variable manipulada y no se aplica directamente sobre el actuador, sino que debe ser transformada para ser compatible con el actuador utilizado. Los tres componentes de un controlador PID son: parte Proporcional, acción Integral y acción Derivativa. El peso de la influencia que cada una de estas partes tiene en la suma final, viene dado por la constante proporcional, el tiempo integral y el tiempo derivativo, respectivamente.

#### **2.6.4 Aplicaciones de la simulación dinámica.**

Algunas de las principales aplicaciones de la simulación dinámica como herramienta de análisis son las siguientes <sup>[20]</sup>:

- Mejoras a la planta.
- Monitoreo y revisión del sistema de control de la planta.
- Selección de una buena estrategia de control.

- Análisis de Seguridad.
- Diseño de procesos.

La tabla 2.1 muestra una comparación entre los tipos de simulación vista desde un enfoque de operatividad y control.

**Tabla 2.1 Comparativa del alcance de la simulación estacionaria y dinámica.**

<b>Simulación en estado estacionario</b>	<b>Simulación en estado dinámico</b>
Se ocupa del estado estable del punto de operación.	Se ocupa de la operatividad de la planta.
Proporciona parámetros de diseño de equipos.	Implementa, verifica y valida los diseños de equipos.
Proporciona diseño de control preliminar.	Implementa, verifica y valida los lazos de control.
No se ocupa del entrenamiento de operadores.	Proporciona entrenamiento a operadores.
Usa modelos simplificados.	Cálculos termodinámicos muy detallados.
No es necesario usar lazos de control reales en la simulación.	Puede usar y configurar lazos de control reales distribuidos en cada equipo.
Nunca sintoniza un lazo de control.	Mantiene y sintoniza lazos de control.

## 2.7 Introducción al análisis de riesgos.

El análisis de riesgo (también conocido como evaluación de riesgo o PHA por sus siglas en inglés: Process Hazards Analysis) es el estudio de las causas de las posibles amenazas, daños y consecuencias que éstas puedan producir. Este tipo de análisis es ampliamente utilizado como herramienta de gestión en estudios financieros y de seguridad para identificar riesgos (métodos cualitativos) y otras para evaluar riesgos (generalmente de naturaleza cuantitativa) <sup>[20,21]</sup>. El primer paso del análisis es identificar los activos a proteger o evaluar. La evaluación de riesgos involucra comparar el nivel de riesgo detectado durante el proceso de análisis con criterios de riesgo establecidos previamente.

La función de la evaluación consiste en ayudar a alcanzar un nivel razonable de consenso en torno a los objetivos en cuestión, y asegurar un nivel mínimo que permita desarrollar indicadores operacionales a partir de los cuales medir y evaluar. Los resultados

obtenidos del análisis, van a permitir aplicar alguno de los métodos para el tratamiento de los riesgos, que involucra identificar el conjunto de opciones que existen para tratar los riesgos, evaluarlas, preparar planes para este tratamiento y ejecutarlos.

### **2.7.1 Métodos de análisis de riesgos.**

Existen dos tipologías de métodos utilizados para determinar el nivel de riesgos. Los métodos pueden ser <sup>[20,21]</sup>:

- Métodos Cualitativos. Identifica riesgos.
- Métodos Cuantitativos. Evalúa riesgos.

#### **Método cualitativo**

- Listas de verificación
- ¿Qué pasaría si?
- Análisis de modo de falla y efecto FMEA

#### **Método cuantitativo**

- Método de árbol de fallas.
- Método de riesgo y operatividad HAZOP.

### **2.7.2 Método de análisis de riesgos “What If...?”**

El objetivo de dicho método es el de considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Utiliza la pregunta ¿Qué pasaría si...?, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operaciones de instalación industrial. Su metodología es muy sencilla de aplicar y consiste en tres pasos principalmente o se pueden seguir los pasos que se describen en la figura 2.7 <sup>[20,21]</sup>:

#### **1º - Se Identifican los Riesgos.**

Para ello se realizan una serie de preguntas a las cuales hay que responder. Por ejemplo: ¿Qué ocurriría si la bomba se para?, ¿Qué ocurriría si la presión aumenta? ¿Qué pasaría si la temperatura disminuye?, etc...

#### **2º - Evaluación y valoración.**

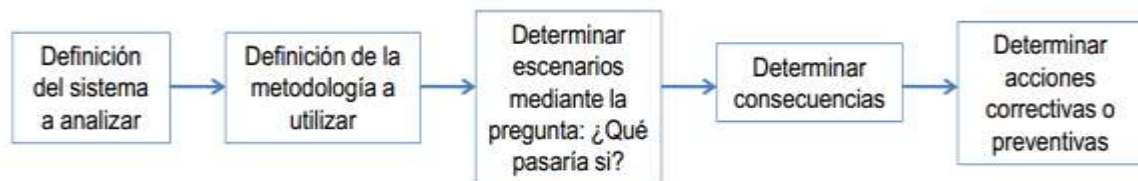


Tras hacerse las preguntas se analizan los errores. En este punto entra la simulación estacionaria y dinámica como herramienta para la evaluación y valoración de resultados, para posteriormente analizar los errores.

### 3º - Control

Finalmente identificados los riesgos, evaluados y analizados, solo nos queda tomar decisiones para un control y/o eliminación de los riesgos.

#### WHAT IF ?



**Figura 2.7 Método cualitativo frecuentemente utilizado para evaluaciones rápidas.**

#### 2.7.3 Lista de verificación (Check list).

Las inspecciones sistemáticas (ordenadas) es el instrumento básico para el mantenimiento de unas condiciones satisfactorias de seguridad y para el control de las prácticas inseguras. Cada empresa o departamento debe elaborar sus propias listas de chequeo o de verificación. Es una ampliación del Método What If?, sin embargo se utiliza para Plantas Industriales con Procesos más complejos <sup>[21]</sup>.

La elaboración de listas de chequeo de seguridad, tienen como objetivo fundamental identificar las condiciones inseguras y cuantificar las mismas, y así, determinar si el lugar es o no peligroso. Una vez que se hayan identificado y cuantificado los lugares peligrosos, se deberán tomar las medidas correctivas necesarias para evitar o disminuir el número de accidentes en ese lugar y en sus alrededores. Es por eso que las listas de chequeo o de verificación, resultan una herramienta indispensable para el departamento de seguridad e higiene del trabajo, ya que a más, de identificar y cuantificar los posibles accidentes, sirven como un instrumento de seguimiento, para verificar si se ha evolucionado favorablemente o

no en los lugares determinados como peligrosos. Estas listas de verificación sirven también como una herramienta estadística, ya que, las inspecciones se deberán realizar periódicamente, por lo que, deberán almacenarse los datos obtenidos, de tal forma que, sirvan para compararse en el futuro con las mediciones realizadas. De una manera rápida se podría decir que se trata de listas de comprobación de peligros.

#### **2.7.4 Análisis Hazard and Operability (HAZOP).**

El HAZOP es una técnica de identificación de riesgos inductiva basada en la premisa de que los riesgos, los accidentes o los problemas de operatividad, se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto a los parámetros normales de operación en un sistema dado y en una etapa determinada. Por tanto, ya se aplique en la etapa de diseño, como en la etapa de operación, la sistemática consiste en evaluar, en todas las líneas y en todos los sistemas las consecuencias de posibles desviaciones en todas las unidades de proceso, tanto si es continuo como discontinuo <sup>[22]</sup>. La técnica consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias de unas desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas "palabras guía". El método surgió en 1963 en la compañía Imperial Chemical Industries, ICI, que utilizaba técnicas de análisis crítico en otras áreas. Posteriormente, se generalizó y formalizó, y actualmente es una de las herramientas más utilizadas internacionalmente en la identificación de riesgos en una instalación industrial. La realización de un análisis HAZOP consta de las etapas que se denotan a continuación. La tabla 2.2 menciona la terminología utilizada en las sesiones HAZOP.

**Tabla 2.2 Terminología utilizada en sesiones HAZOP.**

<b>Intención del Diseño</b>	<b>Propósito y función de la sección analizada</b>
Desviación	Alejamiento de la intención de diseño
Consecuencia	Resultado de la desviación
Causas	Modos en que la desviación puede ocurrir

Salvaguadas	Medios o mecanismos existentes por los cuales las consecuencias pueden mitigarse o las causas pudieran evitarse
Recomendaciones	Sugerencias para añadir o mejorar salvaguadas

### 1.- Definición del área de estudio.

Consiste en delimitar las áreas a las cuales se aplica la técnica. En una determinada instalación de proceso, considerada como el área objeto de estudio, se definirán para mayor comodidad una serie de subsistemas o líneas de proceso que corresponden a entidades funcionales propias: línea de carga a un depósito, separación de disolventes, reactores, etc.

### 2.- Definición de los nodos.

En cada uno de estos subsistemas o líneas se deberán identificar una serie de nodos o puntos claramente localizados en el proceso. Por ejemplo, tubería de alimentación de una materia prima a un reactor, impulsión de una bomba, depósito de almacenamiento, etc. Cada nudo deberá ser identificado y numerado correlativamente dentro de cada subsistema y en el sentido del proceso para mejor comprensión y comodidad. La técnica HAZOP se aplica a cada uno de estos puntos <sup>[22]</sup>.

### 3.- Aplicación de las palabras guía.

Las "palabras guía" se utilizan para indicar el concepto que representan a cada uno de los nudos definidos anteriormente que entran o salen de un elemento determinado. Se aplican tanto a acciones (reacciones, transferencias, etc.) como a parámetros específicos (presión, caudal, temperatura, etc.). La tabla 2.3 presenta algunas palabras guía y su significado <sup>[22]</sup>.

**Tabla 2.3 Palabras guías y significado para un análisis HAZOP.**

Palabra guía	Significado	Ejemplo de desviación
NO	Ausencia de la variable a la cual se aplica.	No hay flujo en una línea.
MÁS	Aumento cuantitativo de una variable.	Más flujo (más caudal). Más temperatura.

MENOS	Disminución cuantitativa de una variable.	Menos caudal.
		Menos temperatura.
INVERSO	Analiza la inversión en el sentido de la variable. Se obtiene el efecto contrario al que se pretende.	Flujo inverso.
ADEMÁS DE	Aumento cualitativo. Se obtiene algo más que las intenciones del diseño.	Impurezas o una fase extraordinaria.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Parte de lo que debería ocurrir sucede según lo previsto.	Disminución de la composición en una mezcla.
DIFERENTE DE	Actividades distintas respecto a la operación normal.	Cualquier actividad.

#### **4.- Definición de las desviaciones a estudiar.**

Para cada nudo se plantea de forma sistemática todas las desviaciones que implican la aplicación de cada palabra guía a una determinada variable o actividad. Para realizar un análisis exhaustivo, se deben aplicar todas las combinaciones posibles entre palabra guía y variable de proceso, descartándose durante la sesión las desviaciones que no tengan sentido para un nudo determinado. Paralelamente a las desviaciones se deben indicar las causas posibles de estas desviaciones y posteriormente las consecuencias de estas desviaciones <sup>[22]</sup>.

#### **5.- Sesiones HAZOP.**

Las sesiones HAZOP tienen como objetivo la realización sistemática del proceso descrito anteriormente, analizando las desviaciones en todas las líneas o nudos seleccionados a partir de las palabras guía aplicadas a determinadas variables o procesos. Se determinan las posibles causas, las posibles consecuencias, las respuestas que se proponen, así como las acciones a tomar <sup>[22]</sup>.

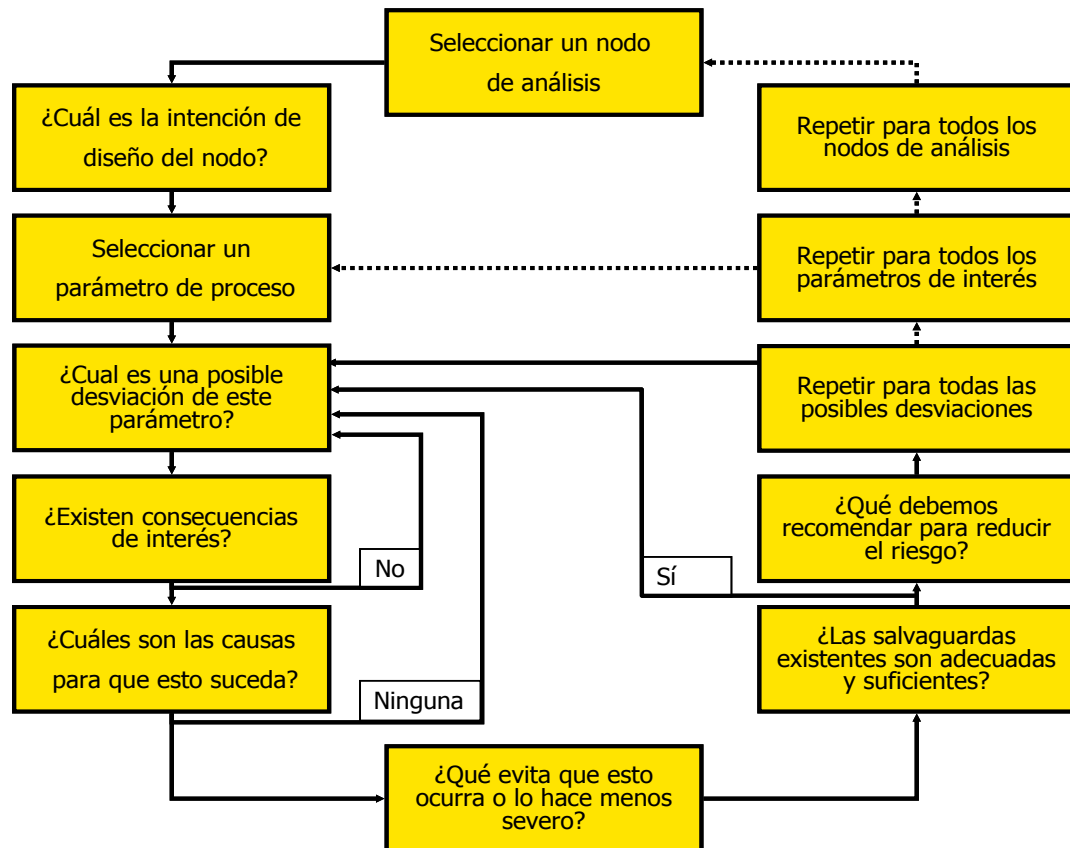
#### **6.- Informe final.**

El informe final consta de los siguientes documentos:

1. Esquemas simplificados con la situación y numeración de los nudos de cada subsistema.

2. Formatos de recogida de las sesiones con indicación de las fechas de realización y composición del equipo de trabajo.
3. Análisis de los resultados obtenidos. Se lleva a cabo una clasificación cualitativa de las consecuencias identificadas.
4. Listado de las medidas a tomar. Constituye una lista preliminar que debería ser debidamente estudiada en función de otros criterios (coste, otras soluciones técnicas, consecuencias en la instalación, etc.) y cuando se disponga de más elementos de decisión.
5. Lista de los sucesos iniciadores identificados.

En plantas nuevas o en fase de diseño, ayuda en gran medida a resolver problemas no detectados inicialmente. Además, las modificaciones que surjan como consecuencia del estudio facilitan la incorporación al diseño. Por otra parte, también aplica en la fase de operación y en particular ante posibles modificaciones<sup>[22]</sup>. La figura 2.8 representa el diagrama de flujo del método de análisis HAZOP.



**Figura 2.8 Diagrama del método de HAZOP.**

### 3. Metodología.

#### 3.1 Bases de diseño de proceso para la planta endulzadora de gas amargo.

En este capítulo se establecen las bases de diseño de proceso para la planta endulzadora, dicha información constituye la base para la simulación dinámica del proceso partiendo de la simulación en estado estacionario del mismo. El simulador comercial que se aplicó es el Aspen HYSYS versión 8 de la compañía Aspen Tech para ambas simulaciones.

Las condiciones de diseño establecidas en este proyecto así también como la información de balances de materia y energía son acordes a los datos de operación en la planta HDS “U-502” que opera actualmente.

#### 3.2 Características Generales de la corriente de alimentación de la planta de endulzamiento.

La corriente de alimentación a la planta endulzadora consiste en una mezcla principalmente de Hidrógeno en mayor proporción, hidrocarburos olefínicos, agua y ácido sulfhídrico provenientes de la etapa de reacción. La tabla 3.1 muestra los datos de la corriente de gas amargo y la tabla 3.2 muestra los datos de la corriente de amina.

**Tabla 3.1 Datos de la corriente de gas a tratar.**

<b>Componente</b>	<b>Flujo molar (kgmol h<sup>-1</sup>)</b>
<b>H<sub>2</sub>S</b>	257
<b>Metano</b>	158
<b>Etano</b>	34
<b>n-Butano</b>	3
<b>i-Butano</b>	3
<b>Propano</b>	11
<b>H<sub>2</sub>O</b>	11
<b>DEA</b>	0
<b>Hidrogeno</b>	11246
<b>n-Pentano</b>	9
<b>Total</b>	11723
<b>Temperatura (°C)</b>	49
<b>Presión (kg cm<sup>-2</sup> g)</b>	129.5

**Tabla 3.2 Datos de la corriente de amina.**

Componente	Flujo molar (kgmol h <sup>-1</sup> )
H <sub>2</sub> S	2.136
Metano	0
Etano	0
n-Butano	0
i-Butano	0
Propano	0
H <sub>2</sub> O	6285.9775
DEA	580.9999
Hidrogeno	0
n-Pentano	0
Total	6869.1134
Temperatura (°C)	55
Presión (kg cm <sup>-2</sup> g)	129.2

### 3.3 Simulación dinámica de la planta de endulzamiento de gas amargo.

A continuación se presenta el procedimiento empleado para simular dinámicamente la planta endulzadora mediante el uso del simulador comercial HYSYS dinámico. Cabe mencionar que para cambiar a modo dinámico se debe realizar previamente la simulación en estado estacionario.

- a) Definir las unidades de medición.- Seleccionar las unidades de medición a utilizar.
- b) Seleccionar los componentes y sus conjuntos.- En este punto se ingresan los componentes de las corrientes del proceso ingresando los datos de entrada como flujos, presiones, temperaturas, componentes y composiciones.
- c) Seleccionar el modelo termodinámico.- En este caso es un proceso particular debido al uso de una solución de amina (DEA con 35% en peso), por tanto el modelo termodinámico a emplearse es el de *Amine Pkg* recomendado por el simulador.
- d) Definir los equipos a utilizar.- En esta sección se debe definir la geometría de cada equipo a simular, es decir la altura, el diámetro, volúmenes, etc. Los equipos que integran la sección de endulzamiento son <sup>[15]</sup>:

- Torre absorbedora T-01: Es uno de los equipos principales de la planta junto con la torre regeneradora T-21. Es una torre de 15 platos de intercambio gas-líquido. El gas ácido entra por la parte inferior de la torre y la amina por la parte superior de la misma. La amina pobre al salir de la torre es denominada “amina rica” debido a que ha aumentado su concentración en componentes ácidos, cabe señalar que esta torre opera a altas presiones ( $128 \text{ kg cm}^{-2}$ ). El diámetro de la torre es de 1.676 metros y tiene una altura de aproximadamente 23.6 metros.

- Tanque de venteo D-14: Se utiliza para recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que provocan la generación de espuma en el equipo siguiente (torre T-21). Este equipo trabaja a bajas presiones ( $8 \text{ kg cm}^{-2}$ ), esta disminución de presión hace que los hidrocarburos disueltos se vaporicen.

- Intercambiador Amina-Amina E-21: Se calienta la amina rica para facilitar la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la amina pobre regenerada, disminuyendo así el requerimiento energético del rehervidor (E-22 C.D.) del sistema de regeneración. El intercambiador trabaja a una presión menor que la del tanque flash D-14, esto produce que a medida que se calienta la amina rica libere gases ácidos, tal situación se debe evitar ya que el sistema se vuelve muy corrosivo. Para disminuir este efecto se coloca una válvula de control que regule el flujo de salida del intercambiador para que este opere a la misma presión que el tanque flash D-14.

- Torre regeneradora T-21: Esta torre al igual que la torre absorbedora T-01 trabaja en contracorriente. Está constituida por 24 platos de contacto gas-líquido, un condensador de productos de cabeza y un reboiler. La solución ácida ingresa por el cuarto plato, (los platos están numerados de arriba hacia abajo), ésta entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el rehervidor de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución de amina rica. La altura aproximada de la torre es de 22 metros y un diámetro de 3.048 metros. El condensador actúa como un separador gas líquido, el vapor se condensa y se utiliza como reflujo de la torre mientras que el gas removido es incinerado<sup>[15]</sup>.

- Válvulas: Las válvulas se deben colocar en cada corriente para una correcta simulación dinámica con su caída de presión definida.



e) Diseñar o agregar los lazos de control de flujo, presiones, temperaturas y nivel con los cuales se establezca el proceso.

f) Correr la simulación y monitorear el comportamiento dinámico del proceso. Una vez que la simulación este bien especificada, se comienza a correr la simulación con la finalidad de examinar el comportamiento dinámico del sistema, es decir, que el sistema se encuentre completamente estable. Una vez estable se prosigue con el planteamiento de los escenarios de riesgos.

### 3.4 Aplicación de la Safe Chart por API-RP-14C.

Una vez identificados los DTI's de la planta endulzadora se prosigue con la aplicación de las Listas de Verificación del API-RP-14C con la finalidad de obtener los DTI's con los dispositivos mínimos de seguridad requeridos. El propósito de un análisis de seguridad es identificar eventos no deseados que pudieran representar una amenaza para la seguridad y definir las medidas de protección que eviten o mitiguen este tipo de eventos y sus efectos en caso de ocurrir. La aplicación del API-RP-14C (Recommended Practica for Analysis, Design, Installation and Testing of Basic Surface Safety Systems) se realiza mediante la siguiente metodología:

- a) Identificar los equipos presentes en los diagrama de tuberías e instrumentación.
- b) Una vez identificados se debe aplicar la metodología del Apéndice A del API-RP\_14C a cada uno de los equipos como lo menciona la tabla 3.3.

**Tabla 3.3 Metodología del Apéndice A del API-RP-14C para cada equipo.**

Tabla A-4.1 Safety Analysis Table.	Equipos sometidos a presión
Tabla A-4.2 Safety Analysis Checklist.	
Tabla A-5.1 Safety Analysis Table.	Equipos a presión atmosférica
Tabla A-5.2 Safety Analysis Checklist.	
Tabla A-7.1 Safety Analysis Table.	Bombas
Tabla A-7.2 Safety Analysis Checklist.	
Tabla A-10.1 Safety Analysis Table.	Intercambiadores de calor
Tabla A-10.2 Safety Analysis Checklist.	

c) Llenar el formato del análisis de la evaluación funcional de la seguridad (Safety Analysis Function Evaluation Chart (SAFE)). La figura 3.1 muestra el formato que debe ser llenado para realizar el Check List.

PROCESS COMPONENT IDENTIFICATION		DEVICE I.D.	ALTERNATE PROTECTION SAC REF NUMBER		ALTERNATE DEVICE IF APPLICABLE	SHUTDOWN OR CONTROL DEVICE I.D.	FUNCTION PERFORMED
	SERVICE						

**Figura 3.1 Formato para el llenado de la lista de verificación.**

d) Aplicar las recomendaciones evaluadas por la lista de verificación a los diagramas de tuberías e instrumentación. De esta manera los DTI's contarán con la instrumentación mínima requerida de seguridad por normas internacionales.

### 3.5 Escenarios de riesgos a evaluar.

#### 3.5.1 Fallo en la bomba (P-03 A.B.) aguas arriba de la torre T-01 cuando el proceso opera normalmente.

Este escenario es uno de los más importantes a evaluar debido a que el proceso opera a altas presiones y se considera de vital importancia que la bomba P-03 A.B. encargada de suministrar la alta presión a la entrada de la torre absorbadora T-01 y la válvula “check” aguas debajo de la bomba operen con seguridad ya que un posible fallo en alguno de estos equipos desencadenaría un problema de sobrepresión en equipos aguas arriba afectando con

severidad el proceso y provocando un posible accidente. Además la eliminación del ácido sulfhídrico no sería la adecuada provocando inconsistencias en el proceso.

### **3.5.2 Fallo de la válvula (LV-23) del control de nivel de la torre T-01.**

La importancia de este escenario es debido a la existencia de antecedentes drásticos sobre este caso en particular. Sabiendo que la torre T-01 opera a una presión de aproximadamente  $129 \text{ kg cm}^{-2}$ , el elemento final de control, es decir la válvula LV-23, debe ser lo suficientemente seguro para poder cambiar la presión de 129 a solo  $8 \text{ kg cm}^{-2}$ . Para ello se simulará un fallo en dicha válvula con la finalidad de observar el tiempo estimado que tendríamos para poder contrarrestar este problema y analizar qué pasaría si esto ocurre. Cabe mencionar que para simular el fallo de la válvula se manipulará principalmente el flujo molar de amina acuosa a la entrada de la torre absorbidora T-01 (DEA) con el fin de observar cómo responde el controlador de nivel LIC-23 y a su vez observar el comportamiento de las variables del proceso y simular un “gas blowby”. El “gas blowby” es un escenario de operación indeseable para recipientes a presión. En caso de presentarse, el líquido es completamente drenado, así el flujo de gas puede fluir libremente a los equipos aguas abajo que están diseñados para operar con líquidos. Como resultado se esperaría un exceso de presión en los equipos aguas abajo.

### **3.5.3 Simulación de flujo crítico en la torre regeneradora T-21.**

En este escenario se simulará una perturbación de flujo, es decir, el flujo a la entrada de la torre regeneradora T-21 de amina se reducirá a cero para observar el comportamiento dinámico de la torre y de los lazos de control, además visualizar el tiempo estimado para buscar una solución a tal perturbación.

### **3.6 Aplicación de HAZOP al proceso de endulzamiento.**

Con la ayuda de la simulación dinámica y los diagramas de tuberías e instrumentación del proceso de endulzamiento de gas amargo se elaborará un análisis Hazop a los principales equipos de proceso con el fin de tener una visión amplia sobre las posibles causas de inseguridad que pueda presentar.

## 4. Resultados y Discusión.

En este capítulo se redactan los resultados obtenidos a lo largo del proyecto, es decir, desde la simulación estacionaria del proceso, la simulación dinámica con sus respectivos lazos de control, la “Safe Chart” que se elaboró para la identificación de riesgos y por último los resultados de los escenarios evaluados así también como las discusiones y conclusiones de los mismos.

### 4.1 Simulación estacionaria.

La simulación estacionaria se desarrolló con los datos de operación descritos en la tabla 3.1 y 3.2 del capítulo anterior y con la ayuda de los diagramas de tuberías e instrumentación del proceso. La figura 4.1 representa el diagrama de proceso elaborado en el simulador comercial Aspen HYSYS.

La tabla 4.1 muestra los perfiles de presión y temperatura en cada plato de la torre T-01 mientras que las figuras 4.2 y 4.3 representan los gráficos de los perfiles de temperatura y presión correspondientes. Los resultados obtenidos del simulador en la corriente de “gas dulce” contra los datos reales obtenidos de los balances de materia de la planta endulzadora (ver tabla 4.2) son similares mientras que la tabla 4.3 proporciona los resultados obtenidos en el domo de la torre regeneradora de amina T-21 “H<sub>2</sub>S” donde se separa la solución de DEA del sulfuro de hidrógeno. En los resultados del fondo de la torre T-21 se aprecia la recuperación de amina y la disminución considerable de ácido sulfhídrico (ver tabla 4.4).

**Tabla 4.1. Perfiles de presión y temperatura a lo largo de la torre T-01.**

	Stage	Pressure [kg/cm <sup>2</sup> _g]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
1_TS-1	0	129.2	59.42	6882	1.147e+004
2_TS-1	1	129.2	59.42	6882	1.148e+004
3_TS-1	2	129.2	59.44	6882	1.148e+004
4_TS-1	3	129.3	59.46	6882	1.148e+004
5_TS-1	4	129.3	59.50	6882	1.148e+004
6_TS-1	5	129.3	59.57	6882	1.148e+004
7_TS-1	6	129.3	59.68	6882	1.148e+004
8_TS-1	7	129.3	59.88	6882	1.148e+004
9_TS-1	8	129.4	60.20	6883	1.149e+004
10_TS-1	9	129.4	60.73	6884	1.149e+004
11_TS-1	10	129.4	61.56	6887	1.149e+004
12_TS-1	11	129.4	62.83	6892	1.149e+004
13_TS-1	12	129.5	64.69	6901	1.149e+004
14_TS-1	13	129.5	67.10	6917	1.150e+004
15_TS-1	14	129.5	69.62	6946	1.152e+004
V-100	15	129.5	70.69	7129	1.155e+004

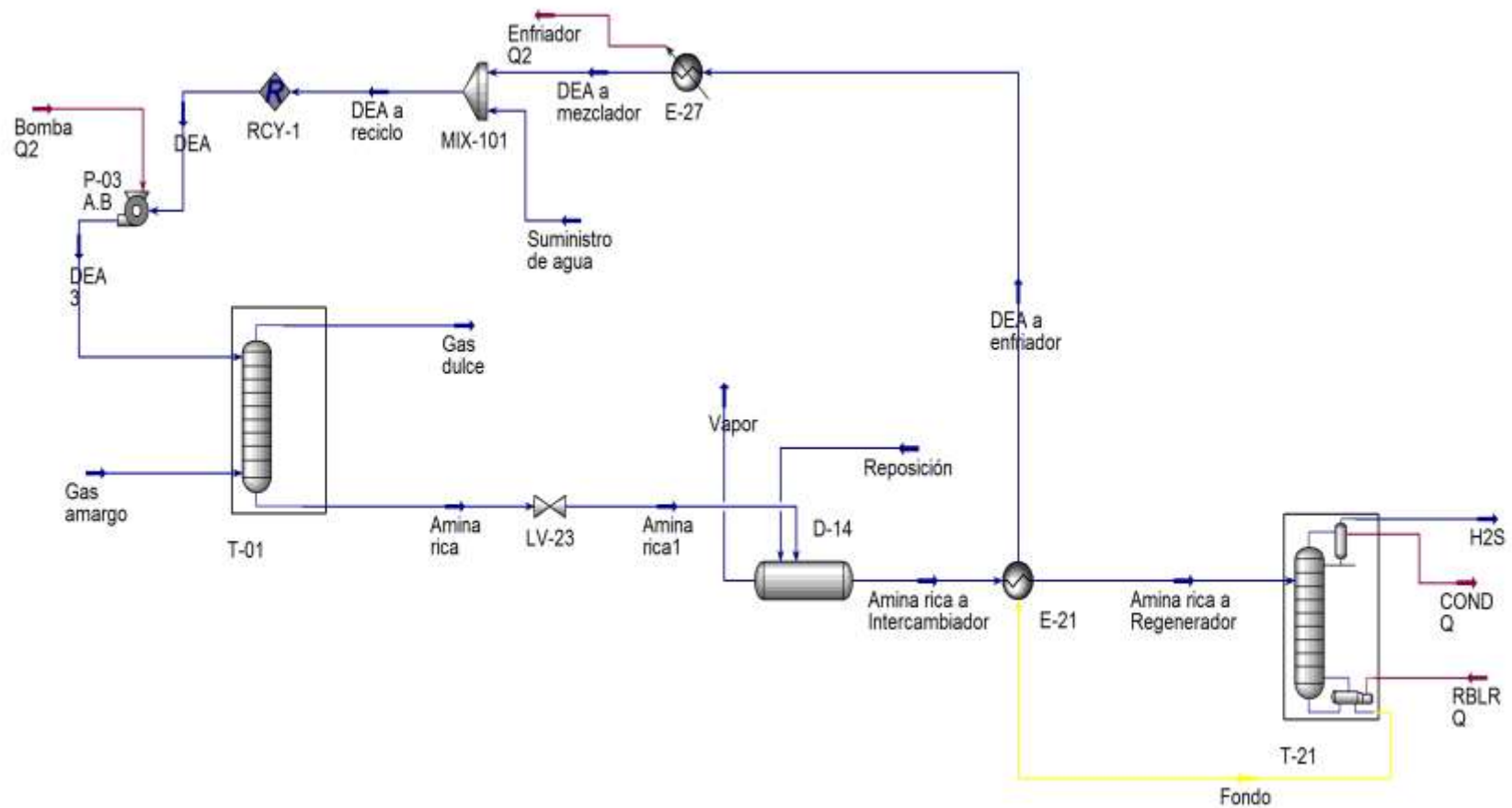


Figura 4.1. Diagrama de proceso de endulzamiento en estado estacionario.

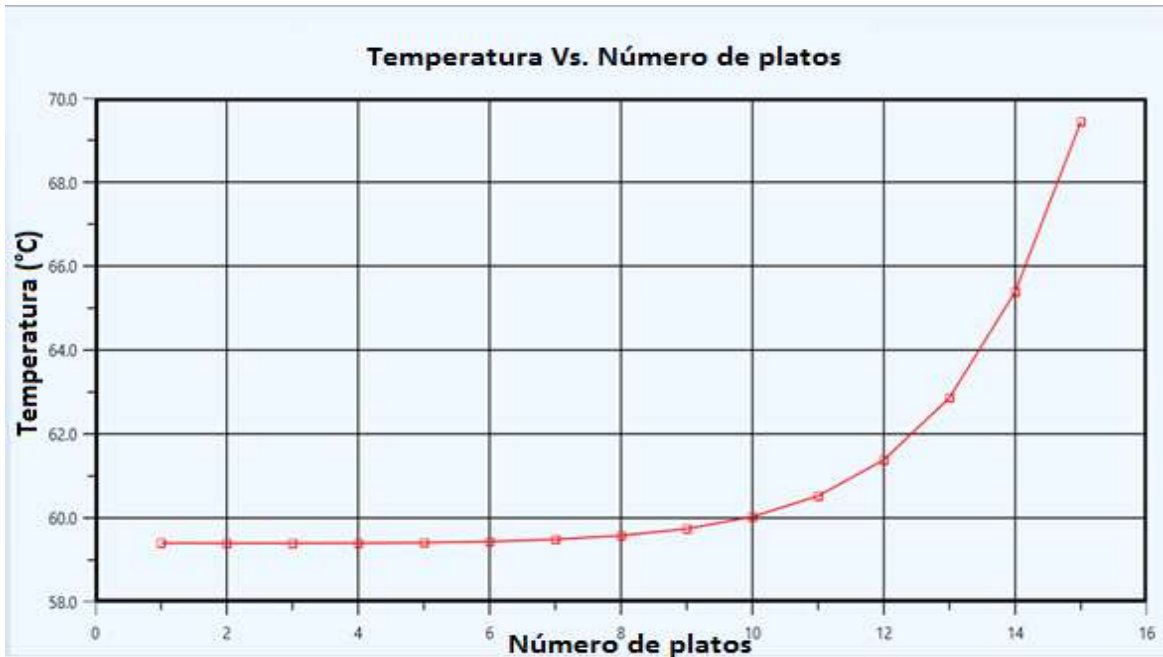


Figura 4.2. Gráfico de temperatura contra el número de platos de la torre T-01.

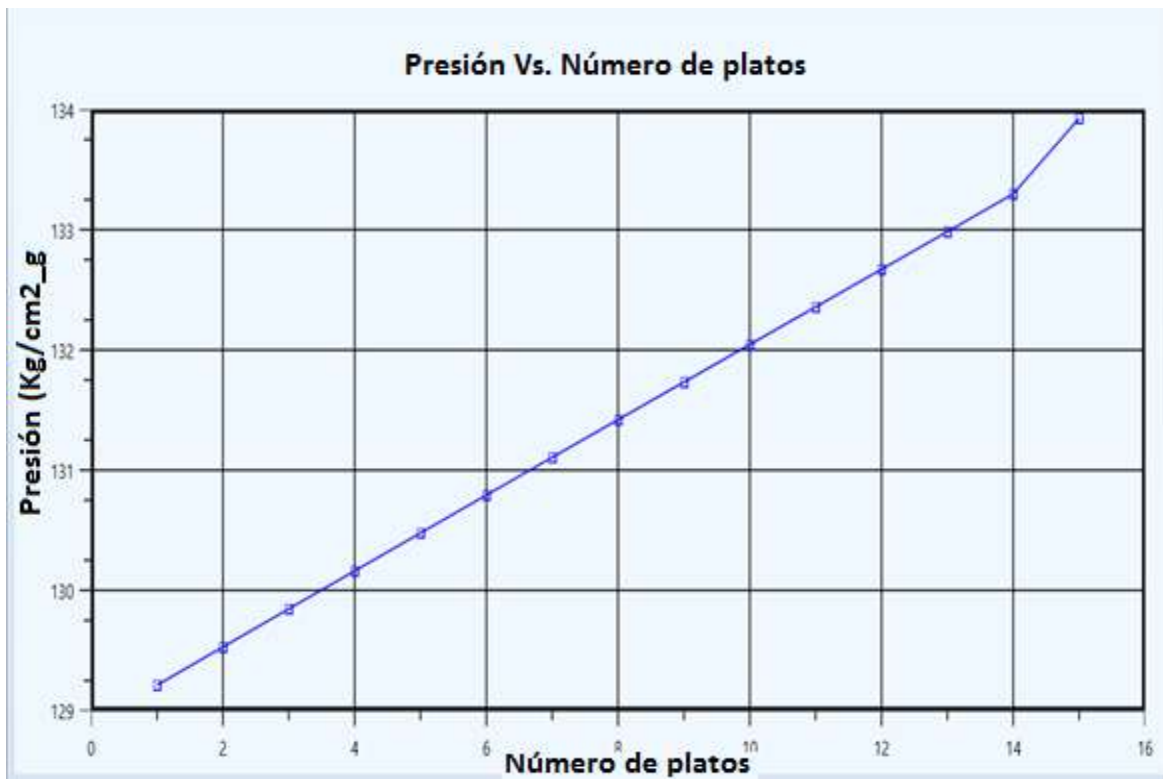


Figura 4.3. Gráfico de presión contra el número de platos de la torre T-01.

El flujo de ácido sulfhídrico que entra al proceso es de 257 kgmol h<sup>-1</sup> mientras que a la salida del proceso es de 0.0039 kgmol h<sup>-1</sup>. Esto se debe a la presencia de amina en la torre T-01 la cual debido a sus propiedades fisicoquímicas absorbe los componentes ácidos a presiones altas, además se comprueba que los resultados obtenidos del simulador son confiables debido a la cercanía que existe entre los resultados de planta.

En la recuperación de azufre (ver tabla 4.3) a lo largo del proceso endulzador se comprueba la separación de azufre de la corriente de gas amargo (H<sub>2</sub> de recirculación), además de verificar la similitud de los valores de planta contra los de simulación. Cabe mencionar que el proceso de recuperación de azufre se llevó a cabo en la torre regeneradora T-21. En los resultados de la corriente del fondo de dicha torre (ver tabla 4.4) se muestra la recuperación de la solución de amina y también el decremento significativo del ácido sulfhídrico cumpliéndose la separación en primer lugar del H<sub>2</sub>S respecto a la corriente de gas y en segundo lugar a la separación del H<sub>2</sub>S de la solución de amina.

**Tabla 4.2. Flujos molares arrojados del simulador contra los datos de planta en la corriente de gas dulce de la torre absorbidora T-01.**

Datos	Flujo molar del simulador (kgmol h <sup>-1</sup> )	Flujo molar de la planta (kgmol h <sup>-1</sup> )
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0.0039	0.004
<b>Metano</b>	157.7949	158
<b>Etano</b>	33.9568	34
<b>n-Butano</b>	2.9997	3
<b>i-Butano</b>	2.9997	3
<b>Propano</b>	10.9881	11
<b>H<sub>2</sub>O</b>	11.8158	11
<b>DEA</b>	0.0001	0
<b>Hidrógeno</b>	11245.0126	11246
<b>n-Pentano</b>	8.9985	9
<b>Total</b>	11474.998	11475
<b>Temperatura (°C)</b>	59.43	59
<b>Presión (kg cm<sup>-2</sup>g)</b>	129.2	129.2

**Tabla 4.3. Flujos molares del simulador contra los datos de planta en el domo de la torre T-21.**

Datos	Flujo molar del simulador (kgmol h <sup>-1</sup> )	Flujo molar de la planta (kgmol h <sup>-1</sup> )
<b>H<sub>2</sub>S</b>	253.9137	254
<b>Metano</b>	0.0121	0
<b>Etano</b>	0.0024	0
<b>n-Butano</b>	0	0
<b>i-Butano</b>	0	0
<b>Propano</b>	0.0006	0
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1413.7708	1410
<b>DEA</b>	0	0
<b>Hidrógeno</b>	0.8366	1
<b>n-Pentano</b>	0	0
<b>Total</b>	1697.5059	1696
<b>Temperatura °C</b>	121.2	119 – 131
<b>Presión (kg cm<sup>-2</sup>g)</b>	1.5	1.3 - 1.7

**Tabla 4.4. Flujos molares de la corriente del fondo de la torre regeneradora T-21.**

Datos	Flujo molar del simulador (kgmol h <sup>-1</sup> )	Flujo molar de la planta (kgmol h <sup>-1</sup> )
<b>H<sub>2</sub>S</b>	1.9052	2
<b>Metano</b>	0	0
<b>Etano</b>	0	0
<b>n-Butano</b>	0	0
<b>i-Butano</b>	0	0
<b>Propano</b>	0	0
<b>H<sub>2</sub>O</b>	6135.2247	6136
<b>DEA</b>	580.9998	581
<b>Hidrógeno</b>	0	0
<b>n-Pentano</b>	0	0
<b>Total</b>	6714.4380	6716
<b>Temperatura °C</b>	139.9	132.3 – 146.8
<b>Presión (kg cm<sup>-2</sup>g)</b>	2.4	1.7 – 3.5



## 4.2 Safe Chart del proceso.

Para la elaboración de la Safe Chart se siguió el procedimiento establecido en el capítulo 3 sección 3.4 donde se mencionan los pasos a seguir y también la metodología para cada equipo de proceso, es decir, la metodología específica de los instrumentos necesarios que deben contar cada equipo de proceso (bombas, tanques, columnas, reactores, válvulas, intercambiadores de calor, tuberías, compresores, etc.) para considerarse en los estándares mínimos de seguridad. Además cabe mencionar que para el desarrollo de la Safe Chart se utilizaron los diagramas de tuberías e instrumentación del proceso de endulzamiento proporcionados por personal de Pemex. Las anotaciones en la Safe Chart son códigos de la norma API-RP-14C aplicados directamente a los DTI's del proceso. Cada equipo cuenta con un apartado especial en el API-RP-14C donde se menciona según sea el caso de riesgo, los dispositivos que deben ser añadidos al proceso para que sea lo más seguro posible.

También se mencionan las posibles causas de diversos problemas como fugas, explosiones, sobrepresión, con su posible solución. La Safe Chart completa de todo el proceso de endulzamiento (ver tabla 4.6) corresponde a cada equipo involucrado en el proceso con sus correspondientes códigos señalados en el API-RP-14C, además de contar con el apartado en la parte superior izquierda donde se añaden dispositivos faltantes “válvulas de cierre, SDV” que pueden ser incluidos en los DTI's del proceso, con el fin de tener un proceso más seguro. Por otra parte cabe mencionar que las acotaciones señaladas como “x” y “y” en la tabla 4.5 representan los dispositivos existentes y los dispositivos por añadir en los DTI's con la finalidad de que el proceso cuente con los dispositivos mínimos requeridos en cuanto a seguridad en base a la norma API-RP-14C.

**Tabla 4.5. Acotaciones de la Safe Chart.**

X	DISPOSTIVO EXISTENTE
Y	DISPOSITIVO POR AÑADIR

La Safe Chart proporciona información rápida y concisa sobre algún equipo en específico que se quiera analizar en el ámbito de la seguridad. La columna de absorción T-01 es uno de los equipos más críticos junto al tanque flash D-14 dado a que operan a altas

presiones, además en caso de baja presión la torre T-01 no cuenta con el sensor de baja presión (PSL) correspondiente para identificar rápidamente la baja presión. En el caso del tanque D-14 es necesario colocar un sensor de alta presión (PSH) y un sensor de alto nivel (LSH) para observar cuando haya acumulación de líquido en el tanque. Para el intercambiador de calor E-21 se recomienda instalar dos sensores de bajo nivel PSL (coraza y tubos) para evitar riesgos de pérdida de nivel. En el caso de la torre regeneradora es necesario también que cuente con un PSL en caso de presentar baja presión y poder ser identificada rápidamente. Para las bombas P-22, P-24 A/B, P-26 A/B y P-03 A/B se requiere instalar para cada una de ellas un PSL en caso de que presenten baja presión y poder monitorear las variables del proceso.

Tabla 4.6. Safe Chart del proceso de endulzamiento.

FIGURE _____ SAFETY ANALYSIS FUNCTION EVALUATION CHART (SAFE)										FUNCTION PERFORMED											
PLATAFORM IDENTIFICATION										1 SHUTDOWN LIQUID OUTLET OFF T-01	2 SHUTDOWN INPUT AMINE LEAK	3 SHUTDOWN RECYCLE GAS	4 SHUTDOWN LIQUID OUTLET OFF T-01	5 LOW PRESSURE WITH LESS CHANGES	6 SHUTDOWN GAS OUTLET OF D-14	7 LOW PRESSURE WITH LESS CHANGES	8 SHUTDOWN ACID GAS TO SULFUR UNIT	9 SHUTDOWN REBOLLING FLUID	10 HIGH PRESSURE WITH LESS CHANGES	11 PRESSURE RELIEF	12 MINIMIZE BACKFLOW
DATE: _____	BY: _____	PROCESS COMPONENT	DEVICE	ALTERNATE PROTECTION	REVISIONS	SDV	SDV	SDV	SDV	SDV	SDV	SDV	PV								
IDENTIFICATION	SERVICE	ID	SAC. REF. NUMBER	ALTERNATE DEVICE IF APPLICABLE																	
U-502	T-01	HIGH PRESSURE AMINE ABSORBER	PSH	A.4.2.A.2																	
			PSL	A.4.2.B.1	PSL 1	U-502	T-01		Y	Y											
			PSV	A.4.2.C.5																X	
			LSH	A.4.2.D.3																	
			LSSL	A.4.2.E.3					Y												
			FSV	A.4.2.F.2																X	
U-502	D-14	HIGH PRESSURE AMINE FLASH DRUM	PSH	A.4.2.A.1	PSH 1	U-502	D-14			Y											
			PSL	A.4.2.B.3							X										
			PSV	A.4.2.C.5																X	
			LSH	A.4.2.D.1	LSH 1	U-502	D-14					Y									
			LSL	A.4.2.E.3																	
			FSV	A.4.2.F.1	FSV 2	U-502	D-14													X	
U-502	D-21	RICH DEA FLASH DRUM	PSH	A.4.2.A.1	PSH 1	U-502	D-21														
			PSL	A.4.2.B.3										X							
			PSV	A.4.2.C.5																X	
			LSH	A.4.2.D.1	LSH 1	U-502	D-21					Y									
			LSL	A.4.2.E.3																	
			FSV	A.4.2.F.1	FSV 2	U-502	D-21													X	
U-502	E-21	HEAT EXCHANGER (HEATER TREATER) SHELL	PSH	A.10.2.A.2																	
		TUBE	PSL	A.10.2.B.1	PSL 2	U-502	E-21														
			PSV	A.10.2.C.6																X	
U-502	T-21	DEA REGENERATOR	PSHH	A.4.2.A.2																	
			PSL	A.4.2.B.1	PSL 1	U-502	T-21							X							
			PSV	A.4.2.C.3																X	
			LSH	A.4.2.D.3																	
			LSSL	A.4.2.E.3																	
			FSV	A.4.2.F.2																X	
U-502	TA-21	LEAN DEA SURGE TANK	VENT	A.5.2.A.1																	
			PSV	A.5.2.B.3																X	
			LSH	A.5.2.C.2																	
			LSSL	A.5.2.D.4																	
			TSH	A.5.2.E.3																	
U-502	P-22	SLOP OIL PUMP	PSH	A.7.2.B.2																	
			PSL	A.7.2.D.1	PSL 1	U-502	P-22														
			PSV	A.7.2.F.2																X	
			FSV	INSTALLED	A.7.2.G.1															X	
U-502	P-24 A/B	LEAN DEA LP PUMP	PSH	A.7.2.B.2																	
			PSL	A.7.2.D.1	PSL 1	U-502	P-24														
			PSV	A.7.2.F.3																X	
			FSV	INSTALLED	A.7.2.G.1															X	
U-502	P-26 A/B	DEA REGENERATOR BOTTOMS PUMP	PSH	A.7.2.B.2																	
			PSL	A.7.2.D.1	PSL 1	U-502	P-26														
			PSV	A.7.2.F.3																X	
			FSV	INSTALLED	A.7.2.G.1															X	
U-502	D-13	LEAN AMINE SURGE DRUM	PSH	A.4.2.A.2																	
			PSL	A.4.2.B.1	PSL 1	U-502	D-13														
			PSV	A.4.2.C.5																X	
			LSHH	A.4.2.D.3																	
			LSL	A.4.2.E.3																	
			FSV	A.4.2.F.1	FSV 2	U-502	D-13													X	
U-502	P-03 A/B	LEAN AMINE PUMP	PSH	A.7.2.B.2																	
			PSL	A.7.2.D.1	PSL 1	U-502	P-03														
			PSV	A.7.2.F.3																X	
			FSV	INSTALLED	A.7.2.G.1															X	

### **4.3 Simulación dinámica del proceso.**

Partiendo de la simulación estacionaria se colocaron las válvulas y los respectivos lazos de control al proceso. La figura 4.4 muestra el diagrama de procesos de la simulación dinámica de la planta endulzadora. Cabe señalar que para el caso dinámico es recomendable utilizar una herramienta del simulador denominada “Dynamic P/F Specs” que permite identificar las corrientes por su color, en este caso, las corrientes en color verde significan que se especifica la presión y en las corrientes de color amarillo se especifica el flujo molar. Además, estas corrientes se deben añadir obligatoriamente a la entrada y salida del proceso en general para que el simulador pueda correr de manera satisfactoria sin errores. Para fines prácticos se dividió el diagrama de flujo en tres partes: la primera parte representa la sección de endulzamiento que comprende principalmente la torre absorbidora T-01 a altas presiones. La segunda parte corresponde a la sección de reposición y de calentamiento en la que se añade agua y amina perdidos durante el proceso además de suministrar la temperatura requerida a la corriente de amina. La tercera parte representa la sección de recuperación de amina que consta principalmente de la columna regeneradora de amina T-21.

#### **4.3.1 Sección de endulzamiento.**

En la sección de endulzamiento (ver figura 4.5) se incluyen los lazos de control de flujos para cada entrada, es decir, el lazo de control para el flujo de amina acuosa, y el lazo de control para el flujo de gas amargo, respectivamente. También se observa la bomba P-03 A.B. aguas arriba de la torre T-01 que se encarga de suministrar la alta presión a la corriente de amina (DEA).

La figura 4.6 representa los parámetros de control de flujo (FIC-28), es decir, el tiempo integral ( $T_i$ ) y la ganancia ( $K_c$ ) del controlador con su respectivo set-point (SP), variable de proceso (VP) y el porcentaje de apertura de la válvula LV-28 (OP) de la corriente de amina aguas arriba de la columna de absorción. También se debe incluir un intervalo de máximo y mínimo en el cual el controlador pueda operar y oscilar. Cabe señalar que todos los lazos de control desarrollados en la simulación son lazos de control proporcional integral derivativo (PID) ya que son los más utilizados en procesos de este tipo.

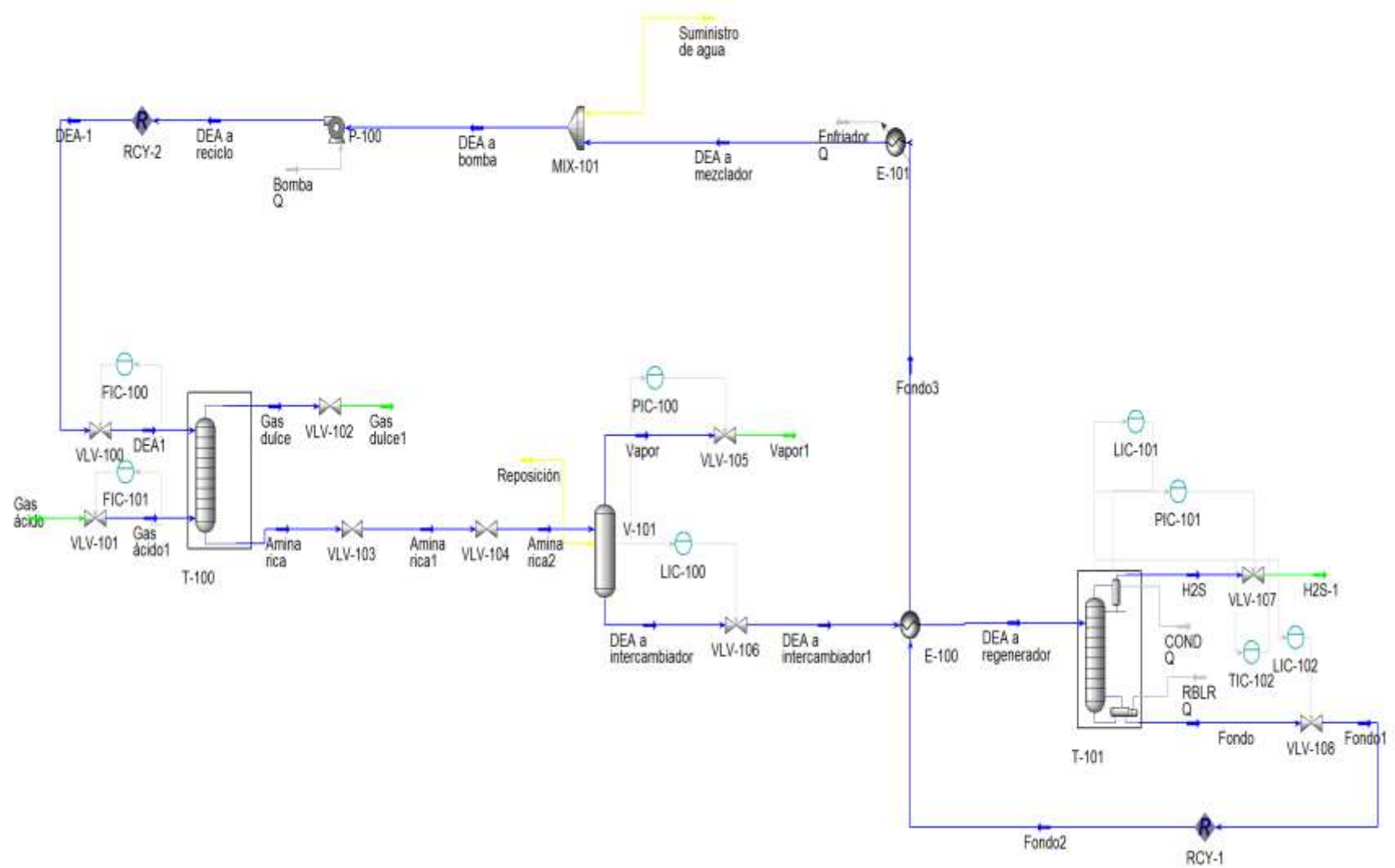


Figura 4.4. Simulación dinámica de la planta endulzadora de gas amargo.

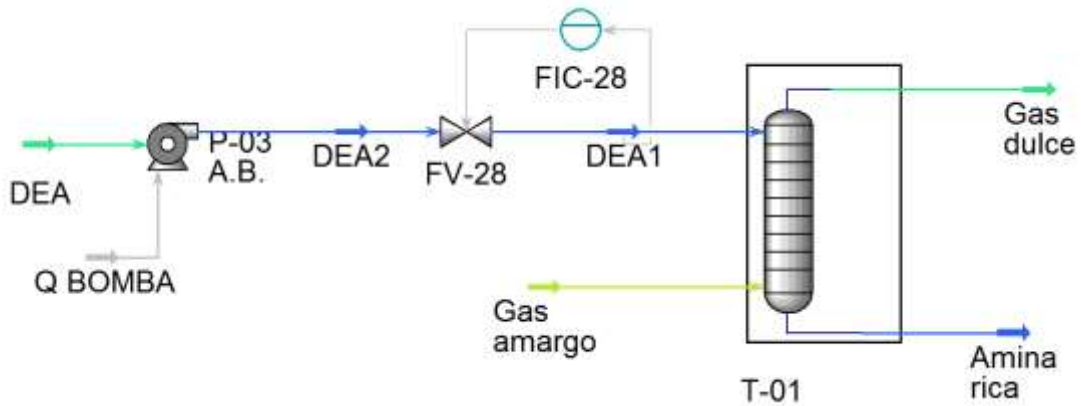


Figura 4.5. Sección de endulzamiento.

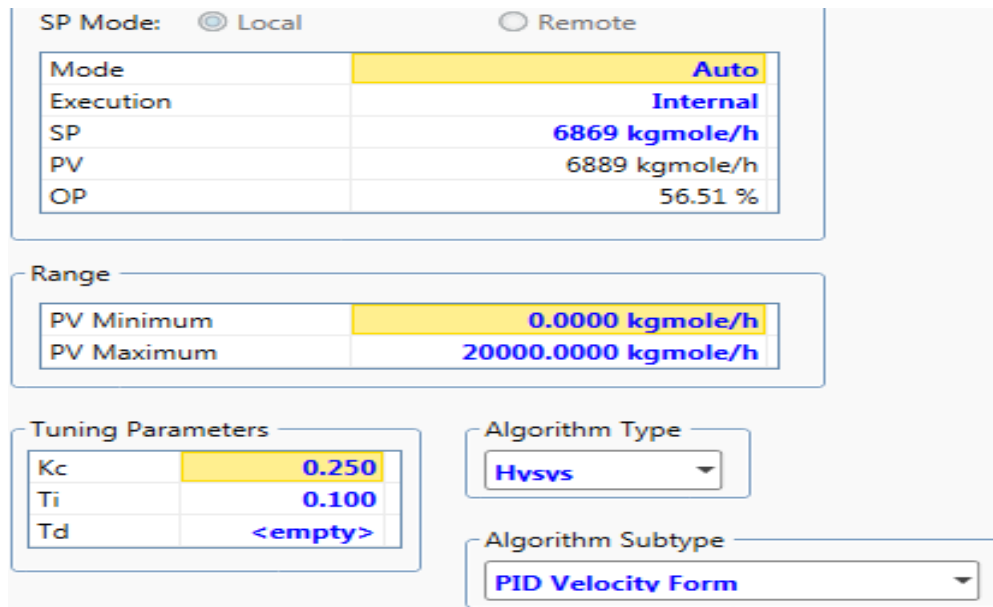
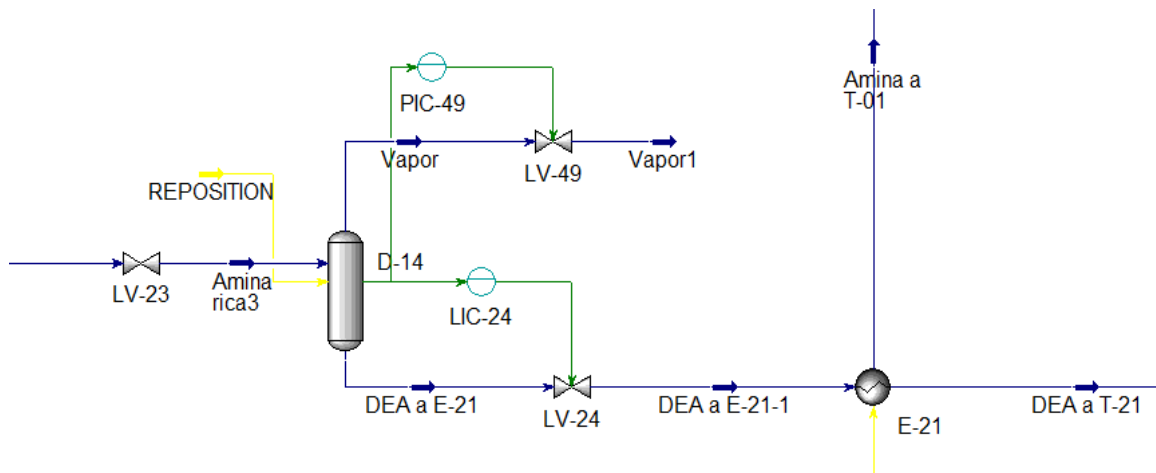


Figura 4.6. Parámetros del lazo de control de flujo de la corriente de amina rica.

#### 4.3.2 Sección de reposición y calentamiento.

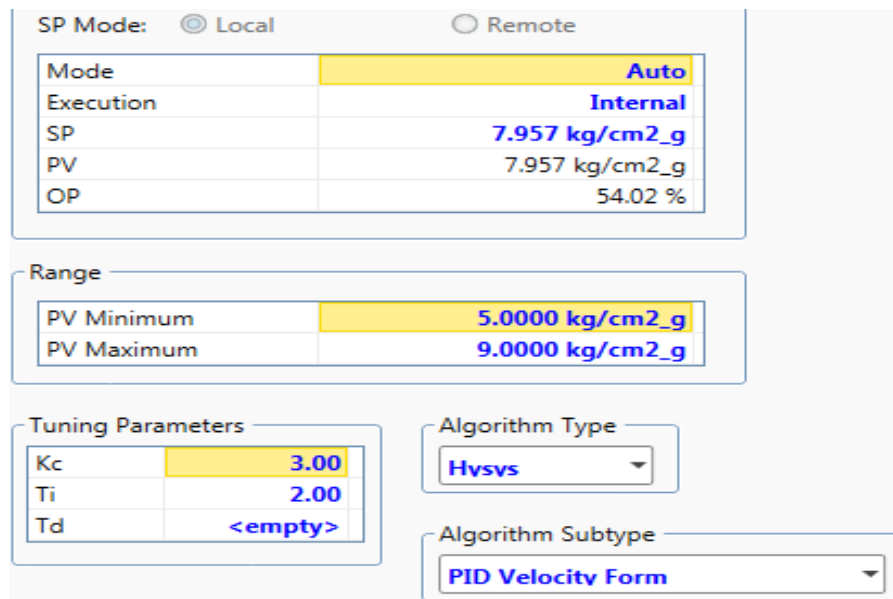
En esta sección se representa principalmente la corriente de reposición de amina acuosa en color amarillo debido a que a lo largo del proceso, normalmente se pierde una cantidad significativa de agua y de amina por lo cual es necesario reponer esa pérdida para

que el proceso cumpla con su balance de materia respectivo. Además se añaden los lazos de control de presión y nivel en el tanque flash D-14. El intercambiador de calor E-21 aprovecha el flujo de calor de la corriente del fondo de la torre T-21 para suministrar el calor necesario a la corriente de solución de amina (DEA a regenerador) y elevar la temperatura hasta 100 °C tal y como se observa en la figura 4.8.

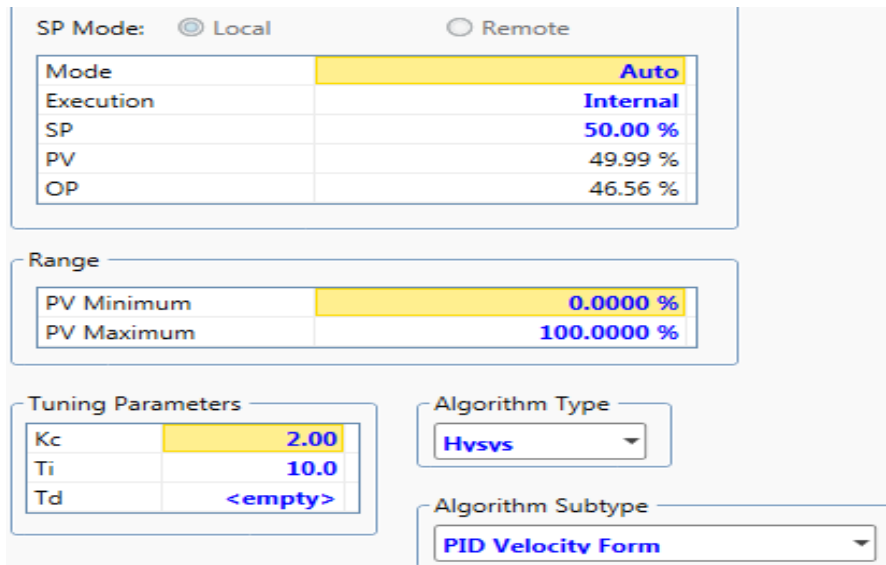


**Figura 4.8. Sección de reposición y calentamiento del proceso.**

Los parámetros y las variables estables de los controladores PIC-49 y LIC-24 se muestran en las figuras 4.9 y 4.10 dando como resultado un correcto manejo en el control de las variables.



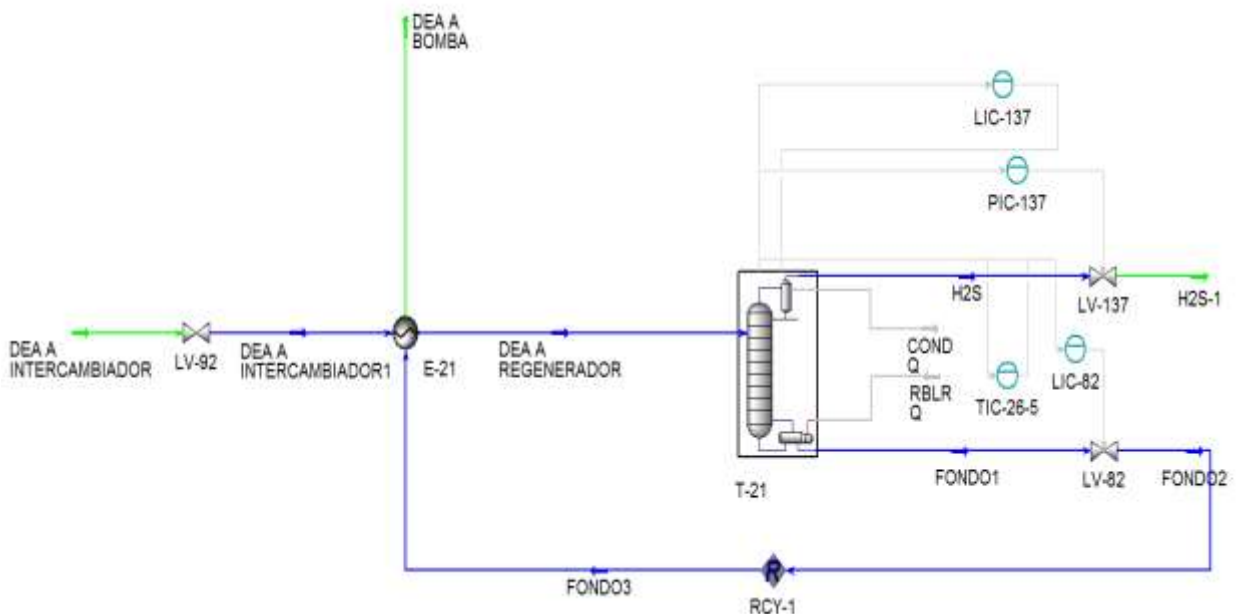
**Figura 4.9. Parámetros del controlador de presión del tanque D-14.**



**Figura 4.10. Parámetros del controlador de nivel del tanque D-14.**

### 4.3.3 Sección de recuperación de amina.

Esta es una de las partes más importantes del proceso de endulzamiento ya que en esta sección se lleva a cabo la recuperación de amina mediante una columna de destilación también llamada torre regeneradora T-21 en la cual se separan las impurezas (ácido sulfhídrico H<sub>2</sub>S) por el domo de la torre mientras que por el fondo se recupera la solución de amina, recirculándola hacia la torre T-01 (ver figuras 4.1 y 4.11).



**Figura 4.11. Sección de recuperación de amina en el proceso de endulzamiento.**



Los parámetros de los controladores PIC-137 y LIC-137 ubicados en el condensador de la columna de destilación representados en las figuras 4.12 y 4.13 se encuentran estables así como las variables a controlar.

SP Mode:  Local  Remote

Mode	Auto
Execution	Internal
SP	0.9400 kg/cm2_g
PV	0.9401 kg/cm2_g
OP	48.25 %

Range

PV Minimum	0.1000 kg/cm2_g
PV Maximum	3.0000 kg/cm2_g

Tuning Parameters

Kc	2.00
Ti	2.00
Td	<empty>

Algorithm Type: Hvsys

Algorithm Subtype: PID Velocity Form

**Figura 4.12. Parámetros del control de presión en el condensador de la torre regeneradora.**

SP Mode:  Local  Remote

Mode	Auto
Execution	Internal
SP	50.00 %
PV	50.00 %
OP	3.63 %

Range

PV Minimum	0.0000 %
PV Maximum	100.0000 %

Tuning Parameters

Kc	2.00
Ti	10.0
Td	<empty>

Algorithm Type: Hvsys

Algorithm Subtype: PID Velocity Form

**Figura 4.13. Parámetros del control de nivel en el condensador de la torre regeneradora.**

Por otra parte los parámetros de control de temperatura y de nivel en la parte inferior de la columna T-21 (ver figuras 4.14 y 4.15) así como el SP y la VP se encuentran estables dinámicamente con los parámetros de control proporcionados.

SP Mode:  Local  Remote

Mode	Auto
Execution	Internal
SP	134.5 C
PV	134.5 C
OP	20.93 %

Range

PV Minimum	100.0000 C
PV Maximum	200.0000 C

Tuning Parameters

Kc	2.00
Ti	10.0
Td	<empty>

Algorithm Type: Hysys

Algorithm Subtype: PID Velocity Form

Figura 4.14. Parámetros de control de temperatura del rehervidor E-22 C.D. de la torre T-21.

SP Mode:  Local  Remote

Mode	Auto
Execution	Internal
SP	50.00 %
PV	50.26 %
OP	10.08 %

Range

PV Minimum	0.0000 %
PV Maximum	100.0000 %

Tuning Parameters

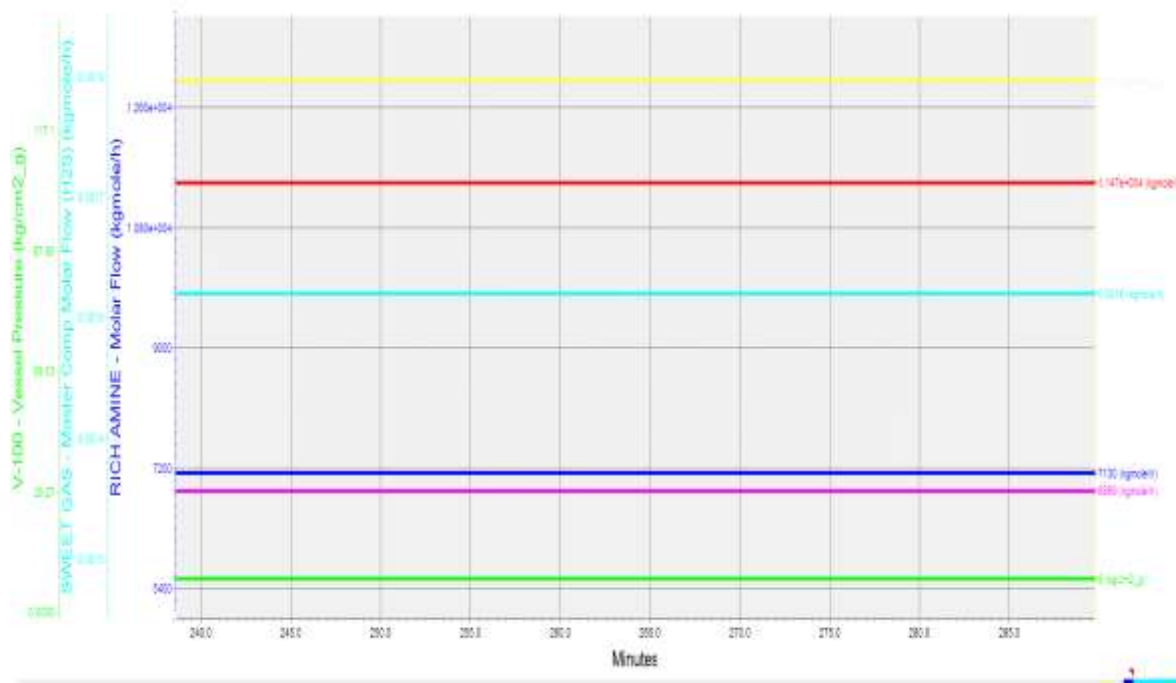
Kc	2.00
Ti	10.0
Td	<empty>

Algorithm Type: Hysys

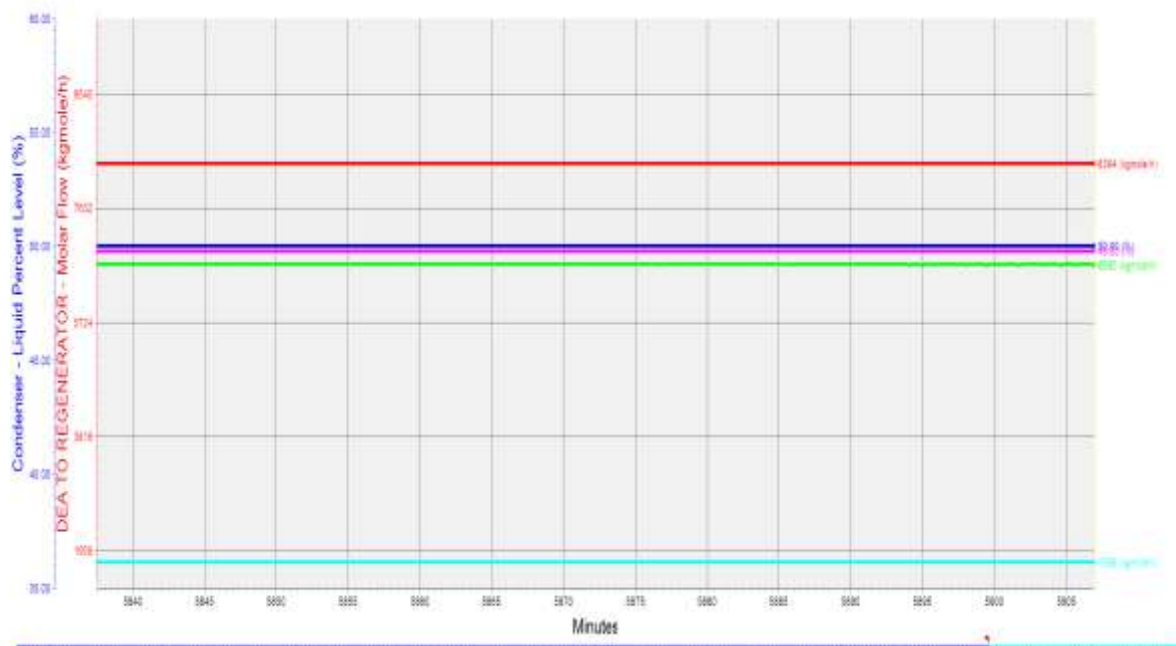
Algorithm Subtype: PID Velocity Form

Figura 4.15. Parámetros de control de nivel del rehervidor E-22 C.D. de la torre T-21.

El control estable de las principales variables del proceso, es decir, sin cambios en las variables respecto al tiempo en las torres absorbidora T-01 y regeneradora T-21 en condiciones dinámicas está representado por las siguientes figuras (Ver figuras 4.16 y 4.17).



**Figura 4.16. Variables estables de la torre T-01 en condiciones dinámicas.**



**Figura 4.17. Variables estables de la torre T-21 en condiciones dinámicas.**

Manteniendo el control del proceso se pueden manipular ciertas variables como flujos y niveles para observar la respuesta de los controladores, a su vez nos ayudan a monitorear directamente el equipo o corriente de estudio y comprobar mediante gráficos las irregularidades que puedan presentar.

#### 4.4 Análisis de escenarios de riesgo.

A continuación se describen y se explican cada uno de los resultados obtenidos a lo largo de la simulación de los tres escenarios de riesgos: 1) escenario de falla en la bomba (P-100) aguas arriba de la torre absorbidora. 2) escenario de fallo de la válvula (VLV-100) del control de nivel de la torre absorbidora. 3) escenario de variables críticas.

##### 4.4.1 Escenario de falla en la bomba (P-03 A.B.) aguas arriba de la torre T-01.

El diagrama de proceso general a la sección de endulzamiento denotado por la figura 4.18, incluye la bomba (P-03 A.B.) que se encarga de suministrar la alta presión (129 kg/cm<sup>2</sup>) a la corriente de amina (DEA1) además del lazo de control de flujo de amina (FIC-28) que se encarga de suministrar los 6869 kgmol/h de amina a la torre de absorción (T-01). Además de visualizar la válvula (FV-28) que también se desempeña como válvula “check”, es decir previene el flujo inverso o “backflow”.

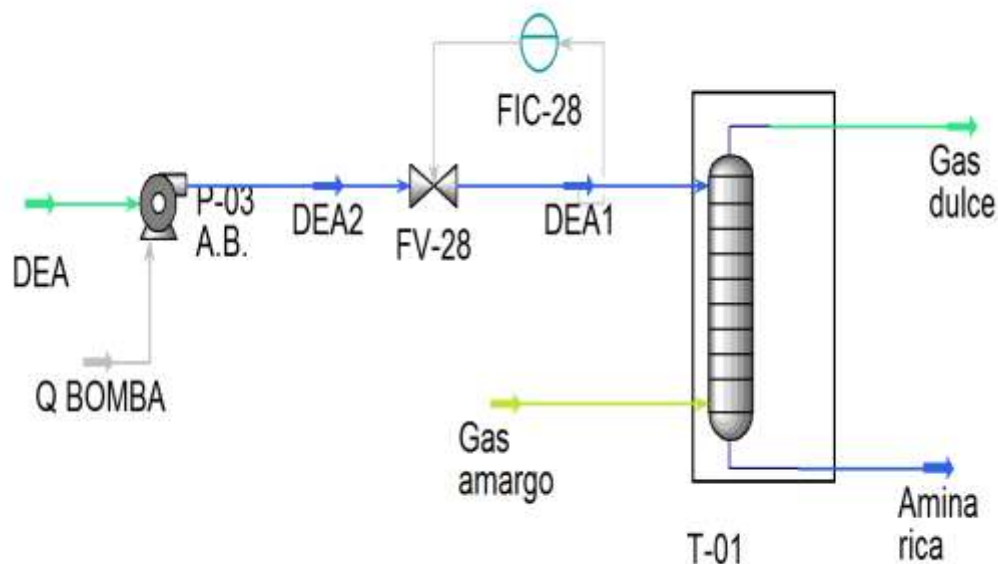
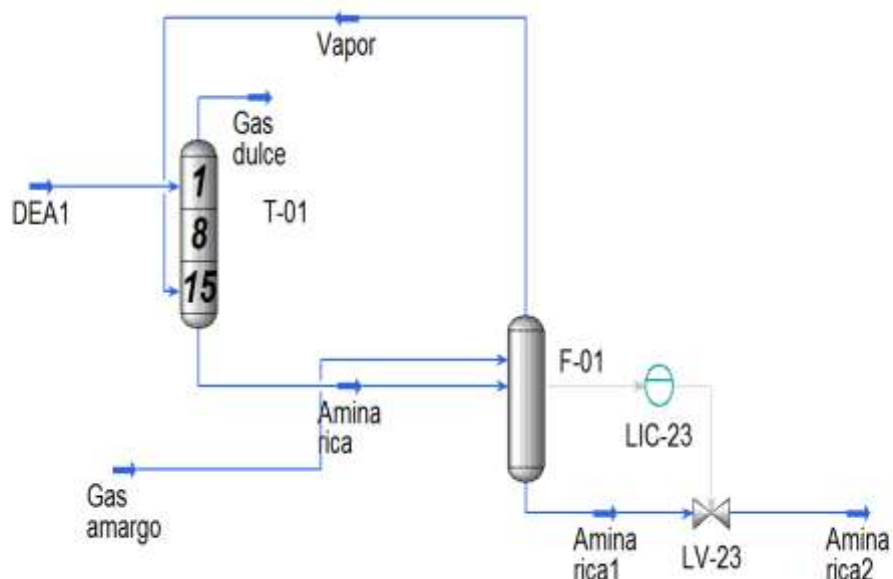


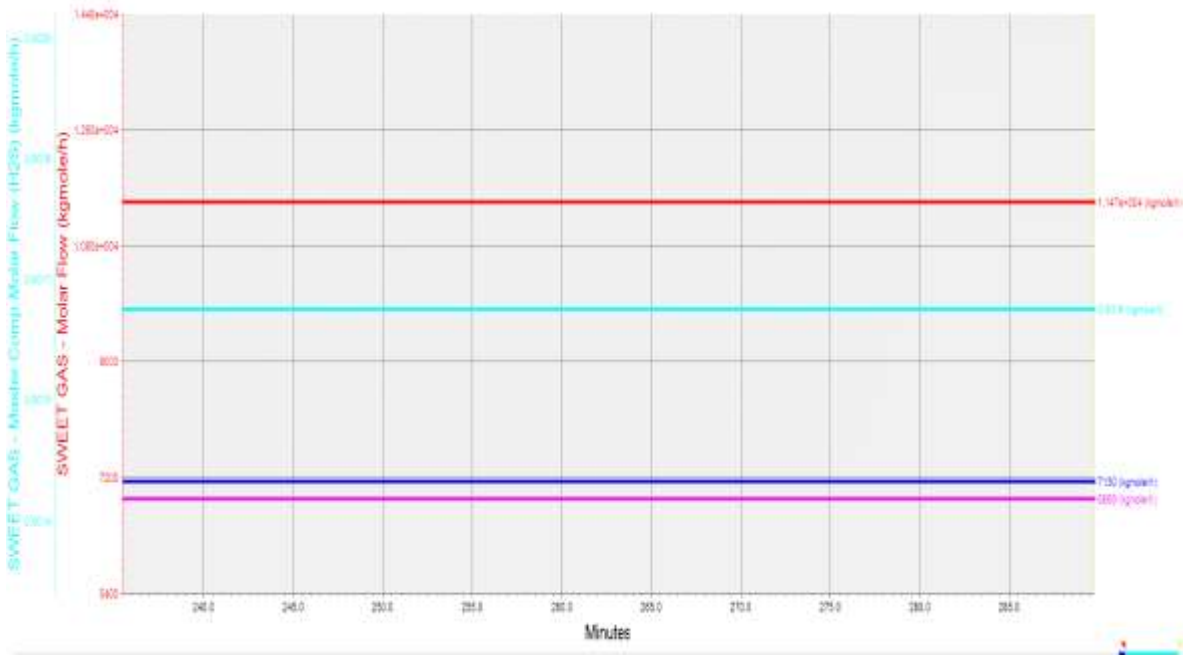
Figura 4.18. Diagrama de endulzamiento general de la torre absorbidora T-01.

Por otra parte en el diagrama de proceso de endulzamiento específico (ver figura 4.19), se añade un tanque flash (F-01) con el objetivo de poder controlar el nivel de la torre T-01 (LIC-23), este flash representa el fondo de la torre absorbadora T-01 con el mismo diámetro pero con una altura de aproximadamente 7.66 m. Cabe señalar que la altura de la torre T-01 es de 16.2 metros más los 7.66 metros del tanque flash tenemos una altura total de aproximadamente 23.86 metros, valor cercano a la altura real de la torre que es de 23.6 metros obtenida de los diagramas de tuberías e instrumentación.

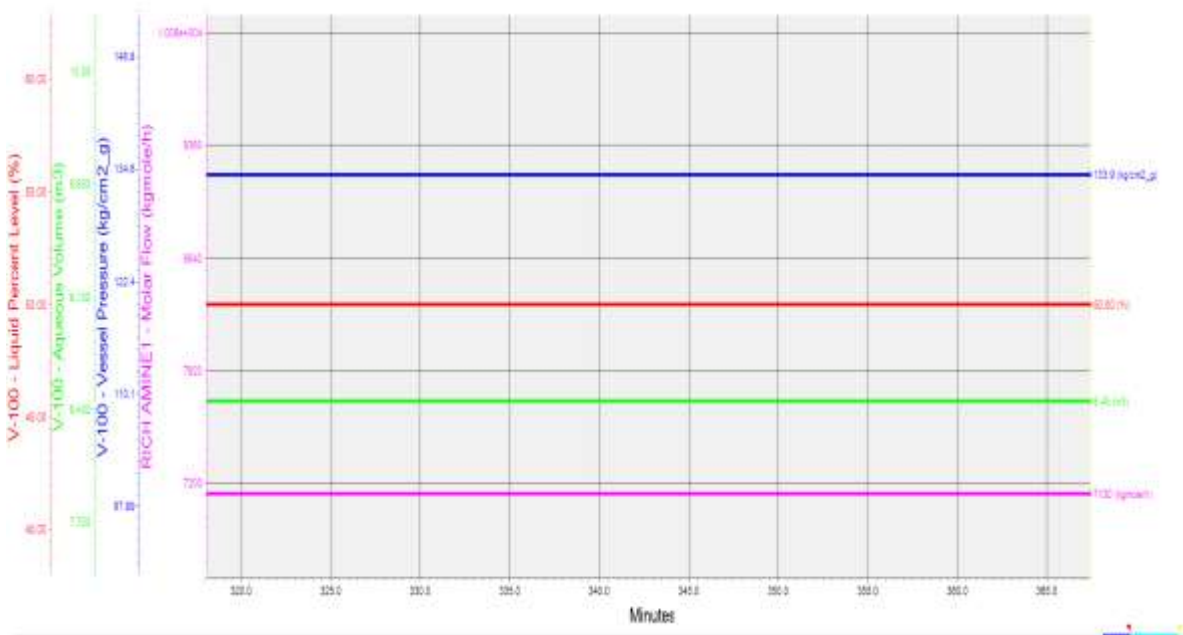


**Figura 4.19. Diagrama de endulzamiento específico de la torre absorbadora T-01.**

La figura 4.20 muestra las variables de proceso de absorción, es decir, el flujo de amina de la corriente de entrada en color rosa (DEA1, 6869kgmol/h), el flujo de amina en la corriente de salida en color azul (AMINA RICA, 7130 kgmol/h), el flujo de gas dulce en color rojo (GAS DULCE, 11470 kgmol/h) y el flujo específico de ácido sulfhídrico en color turquesa a la salida de la torre absorbadora (0.0016 kgmol/h). Las variables de flujo, presión y de nivel del tanque flash F-01 (ver figura 4.21) representan el fondo de la torre absorbadora T-01 donde se ve claramente que el proceso se encuentra estable en condiciones dinámicas y que el nivel está perfectamente controlado en un 50% de volumen total del tanque F-01.



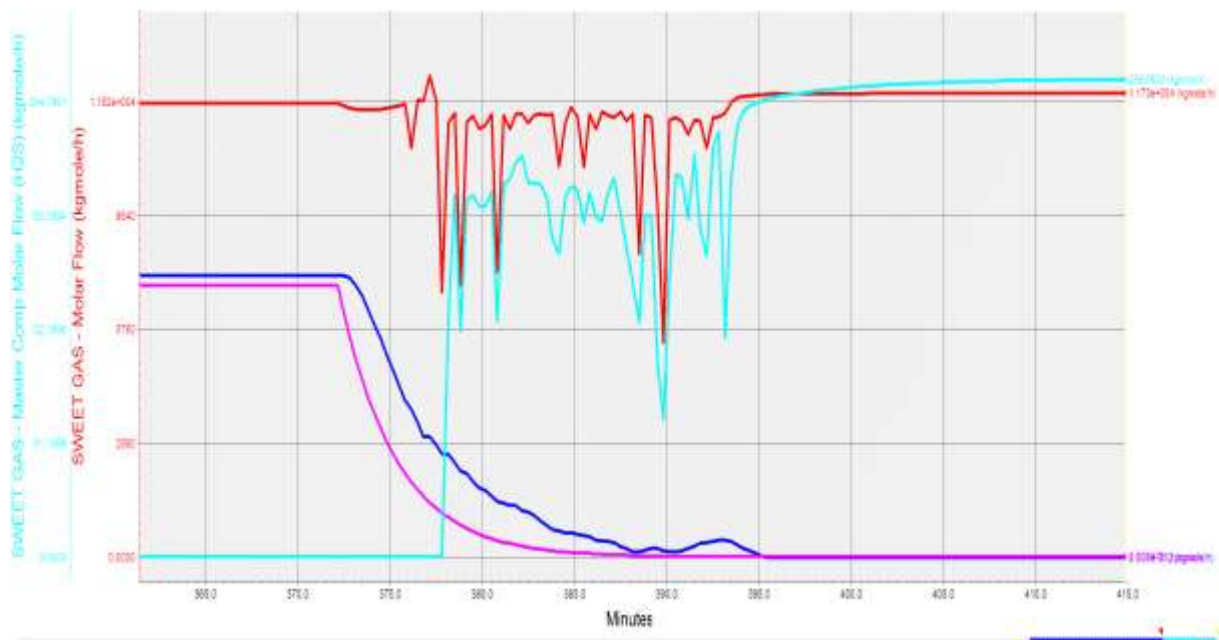
**Figura 4.20. Variables de flujos molares en la torre absorbedora T-01.**



**Figura 4.21. Variables de flujo y nivel del fondo de la torre absorbedora T-01.**

El comportamiento de las variables en la torre T-01 cambia cuando ocurre un fallo en la bomba P-03 A.B. (ver figura 4.22). Suponiendo que la bomba no pueda suministrar la

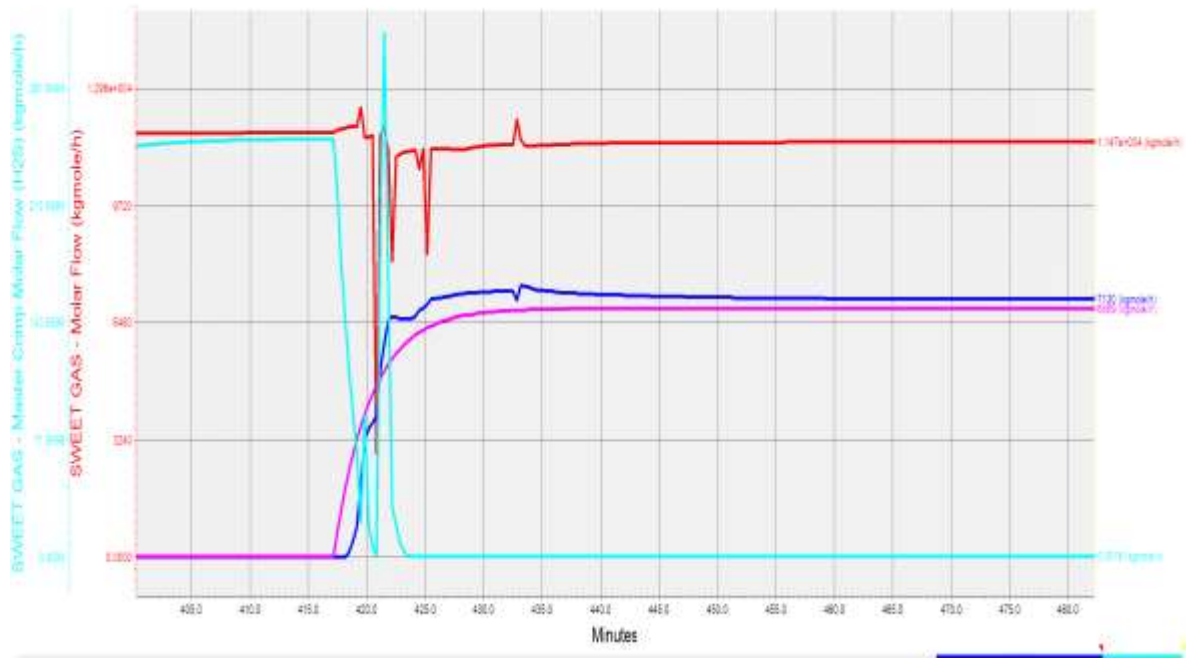
suficiente presión (es decir, por debajo de  $129 \text{ kg/cm}^2$ ) el flujo de amina DEA1 en color rosa se reduce a cero en 21 minutos el flujo de amina a la salida de la torre denotado en color azul alcanza ese valor en 26 minutos, esto es debido al lazo de control de nivel dentro de la torre LIC-23, en donde la válvula LV-23 cierra completamente para evitar la pérdida de líquido en el fondo de la columna. Por otra parte la cantidad de ácido sulfhídrico en la corriente de gas dulce en color turquesa aumenta considerablemente, es decir de  $0.0016 \text{ kgmol/h}$  aumenta hasta  $256 \text{ kgmol/h}$  en 36 minutos debido a la falta de amina en el proceso de absorción. Además existe un cambio en el flujo de la corriente de gas dulce en color rojo de  $11470 \text{ kgmol/h}$  a  $11730 \text{ kgmol/h}$  en 31 minutos debido a que no hay solución de amina en el proceso de tal manera que el ácido sulfhídrico no es eliminado de la corriente de gas amargo obteniéndose el mismo flujo de entrada de gas amargo.



**Figura 4.22. Variables de flujo de la torre absorbidora T-01.**

El comportamiento de las variables de la torre T-01 cuando la bomba vuelve a funcionar correctamente (ver figura 4.23) es el adecuado por lo cual el lazo de control es correcto. Se comprueba que al operar la bomba P-03 A.B. correctamente el flujo de amina DEA1 vuelve a incrementarse de cero hasta  $6869 \text{ kgmol/h}$  en un tiempo aproximado de 41 minutos mientras que el ácido sulfhídrico disminuye en la corriente de gas dulce de  $257$

kgmol/h hasta 0.0016 kgmol/h en tan solo 5 minutos, esto es debido a la incorporación de amina a la torre T-01.



**Figura 4.23. Comportamiento de las variables cuando la bomba P-03 A.B. vuelve a operar.**

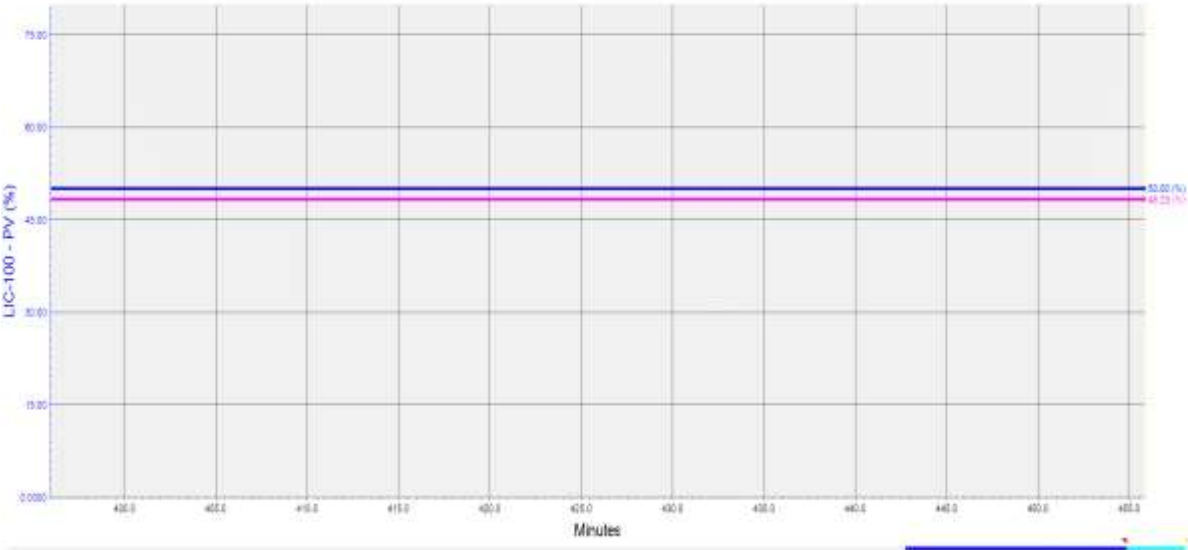
En la figura 4.24 se observa el set-point (SP) en color verde, la variable de proceso (VP) en color azul, en este caso el nivel del fondo de la torre y el porcentaje de apertura de la válvula LV-23 (OP) denotada en color rosa.

Por otra parte la respuesta del lazo de control LIC-28 cuando se produce un perturbación en el flujo de amina DEA de la torre absorbadora T-01 a cero (ver figura 4.25) corresponde al cierre de válvula FV-28 que actúa como elemento final de control (0 % de apertura) en un periodo de 17 minutos, esto es para evitar que la variable del proceso (nivel) siga disminuyendo, manteniéndolo estable en un valor de 41.69%, es decir, 8.31 % por debajo del SP (50 %).

Las acciones del controlador, es decir, los cambios en la VP y el OP para poder controlar nuevamente el nivel del fondo de la torre T-01 y mantenerlo en el SP se ven reflejadas en la figura 4.26. Además la variable del proceso, es decir el nivel, tarda 46 minutos



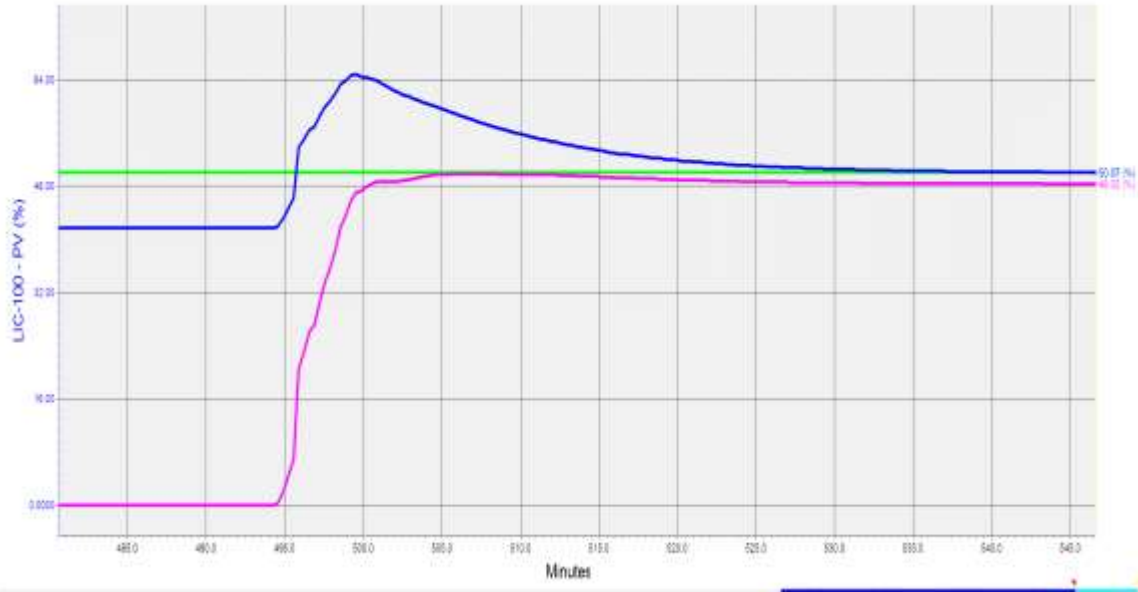
en estabilizarse en el SP al momento que la bomba P-03 A.B. vuelve a funcionar, a su vez la válvula LV-23 se abre hasta un 48 % y se mantiene estable. Esto verifica que el lazo de control de nivel es el adecuado ya que trabaja perfectamente en casos inesperados y que la válvula LV-23 opera sin inconvenientes.



**Figura 4.24. SP, VP y OP del lazo de control de nivel del fondo de la torre T-01.**

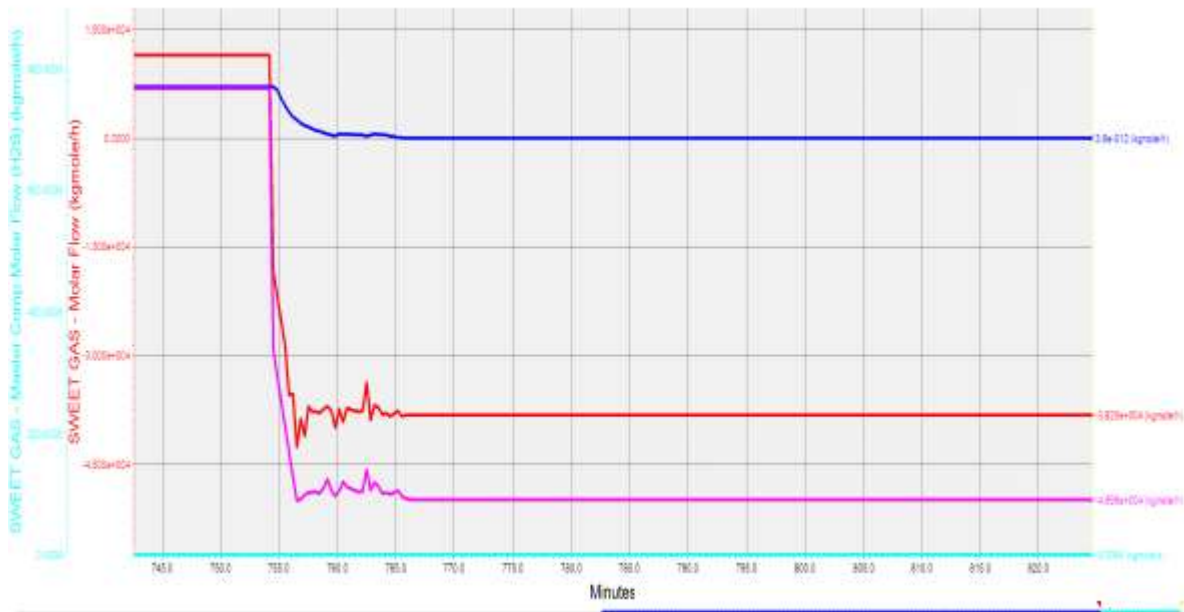


**Figura 4.25. Comportamiento de VP y OP del lazo de control de nivel del fondo de la torre cuando falla la bomba P-03 A.B.**



**Figura 4.26. Comportamiento de la VP y OP cuando la bomba P-03 A.B. vuelve a operar.**

Suponiendo que la válvula LV-23 “check” no cumpla su función de prevenir el “backflow” el comportamiento de las variables de la torre absorbidora en caso de fallar la bomba y la válvula “check” está representado por la figura 4.27.



**Figura 4.27. Flujos de la torre T-01 cuando falla la bomba P-03 A.B. y la válvula “check” FV-28.**

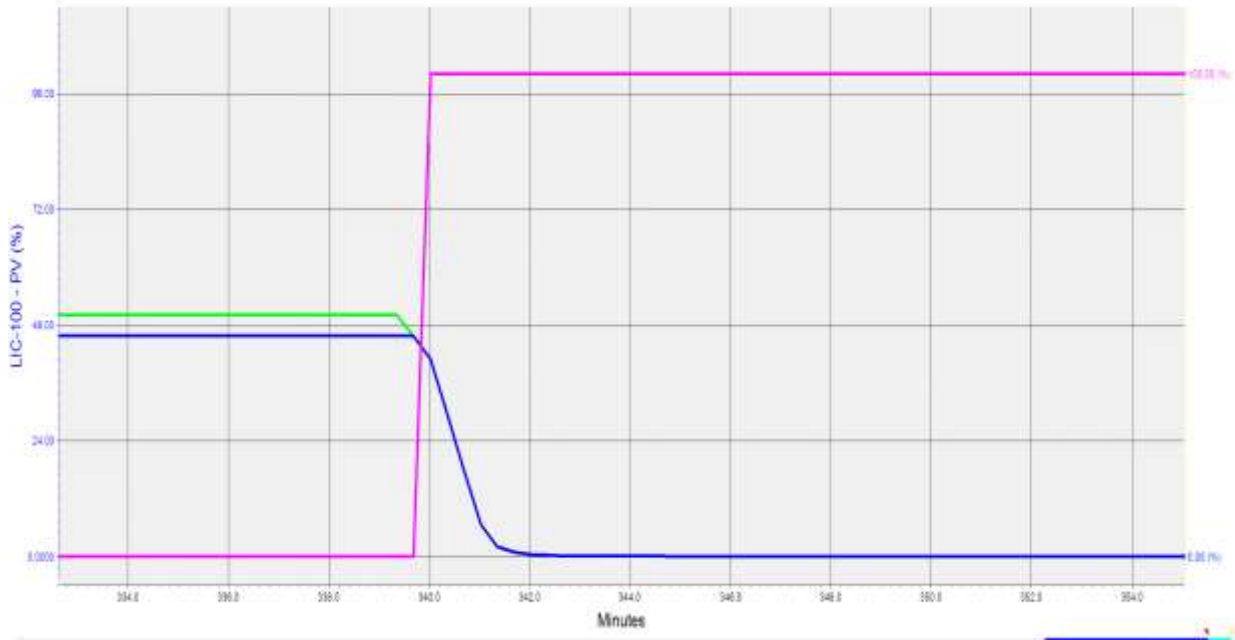
La corriente de amina en color azul que sale de la torre se reduce a cero debido a que no la bomba no puede suministrar el flujo de amina necesario debido a la falta de presión. Además, se comprueba la presencia del fenómeno de “backflow” en las corrientes de entrada de amina a la torre (DEA1) en color rosa, y en la corriente de salida de gas dulce (GAS DULCE) en color rojo. El flujo molar de H<sub>2</sub>S en color turquesa indica también un flujo inverso en la corriente de salida de gas dulce de la torre T-01.

También se comprueba la presencia de gas en la corriente de amina a la entrada de la torre T-01 (DEA1), es decir, el gas tiende a fluir en forma inversa debido a la alta presión que posee, venciendo la baja presión de la corriente de amina en el domo de la torre T-01. Por otra parte, en caso de que la bomba P-03 A.B. y la válvula “check” FV-28 fallen se tiene menos de 5 minutos para poder encontrar una solución al problema. La tabla 4.7 obtenida de HYSYS muestra la presencia de gas en la corriente de amina y también el flujo molar negativo indicando la presencia de “backflow”.

**Tabla 4.7. Resultados de la corriente de amina (DEA1) en el domo de la torre absorbedora T-01.**

Stream Name	DEA1	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	56.89	56.89	56.89	56.89
Pressure [kg/cm <sup>2</sup> _g]	129.2	129.2	129.2	129.2
Molar Flow [kgmole/h]	-5.000e+004	-5.000e+004	-0.0000	-0.0000
Mass Flow [kg/h]	-1.303e+005	-1.303e+005	-0.0000	-0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow [m <sup>3</sup> /h]	-1479	-1479	-0.0000	-0.0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	9592	9592	-2.203e+004	-2.648e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	127.0	127.0	85.09	85.09
Heat Flow [kJ/h]	-4.796e+008	-4.796e+008	-0.0000	-0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond [m <sup>3</sup> /h]	<empty>	<empty>	-0.0000	-0.0000
Fluid Package	Basis-1			

El comportamiento de la VP y el OP de la válvula LV-23 (ver figura 4.28) cuando se presenta un caso en el cual la bomba P-03 A.B. y la válvula de control LV-23 fallen abriendo ésta completamente ocurre el fenómeno conocido como “Gas blowby”.



**Figura 4.28. Apertura de 100% de la válvula LV-23.**

El nivel baja considerablemente hasta cero en tan solo 3 minutos desde que se abre totalmente la válvula LV-23. Además en la tabla 4.8 se comprueba que el fenómeno de “gas blowby” está presente en el proceso identificando que a la salida de la válvula LV-23 hay presencia de gas a alta presión.

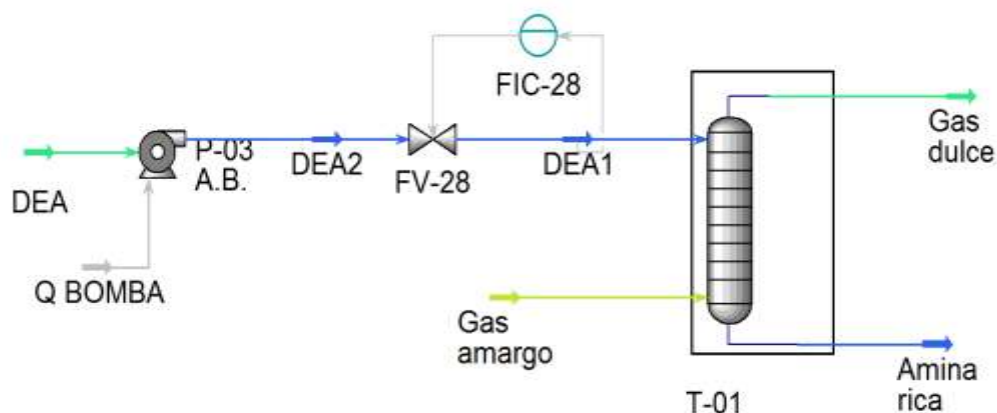
**Tabla 4.8. Resultados de la corriente a la salida de la válvula LV-23.**

Worksheet	Stream Name	AMINA RICA2	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	49.00	49.00	49.00	49.00
Composition	Pressure [kg/cm2_g]	130.4	130.4	130.4	130.4
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	5933	5933	0.0000	4.698e-028
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1.854e+004	1.854e+004	0.0000	1.551e-026
Estimates	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	176.9	176.9	0.0000	1.551e-029
K Value	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	9381	9381	4364	-1.254e+004
User Variables	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	127.8	127.8	99.87	99.87
Notes	Heat Flow [kJ/h]	5.565e+007	5.565e+007	0.0000	-5.889e-024
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>	0.0000	1.383e-029
Normalized Yields	Fluid Package	Basis-1			
	Utility Type				

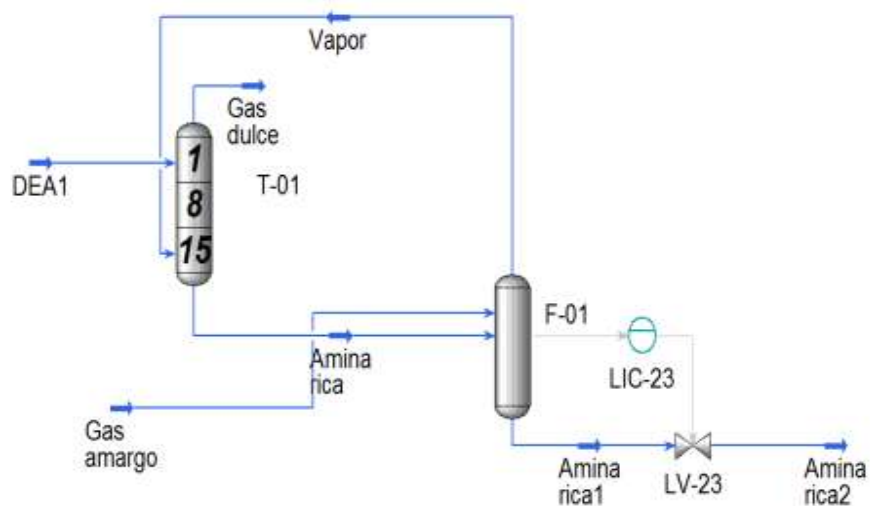
Estos resultados indican que debemos tener extrema precaución en la correcta operación de la bomba P-03 A.B. y la válvula “check” FV-28 visualizando las fatales consecuencias que traerían estos eventos en caso del fallo de alguno o de ambos equipos. Por tal razón estos componentes deben contar con los dispositivos mínimos de seguridad vistos en el apéndice API-RP-14C para poder ayudar a mitigar o disminuir el riesgo en tales escenarios.

#### 4.4.2 Escenario de fallo en el la válvula LV-23 del control de nivel en la torre T-01.

El diagrama de proceso a evaluar en caso de una falla en la válvula del control de nivel y el diagrama específico donde se observa el lazo de control LIC-23 de la torre T-01 y la válvula LV-23 son representados por las figuras 4.29 y 4.30 respectivamente.

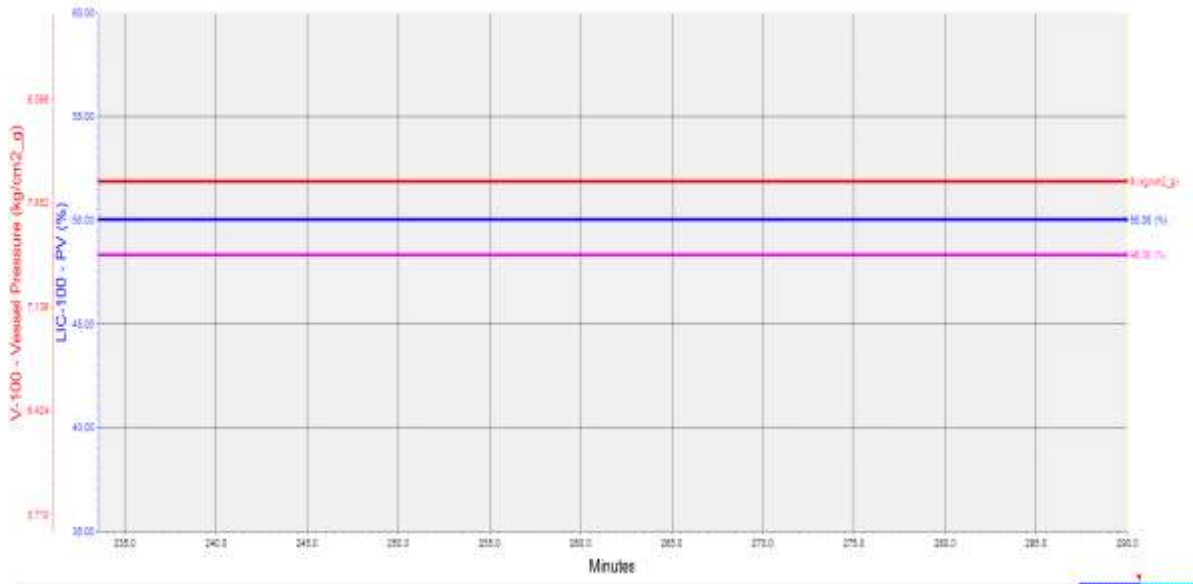


**Figura 4.29. Diagrama general de proceso.**



**Figura 4.30. Diagrama específico de proceso.**

La PV, el SP, el OP del lazo de control de nivel y la presión del tanque flash F-01 cuya presión es de  $8 \text{ kg/cm}^2$  se encuentran estables en el diagrama (ver figura 4.31).

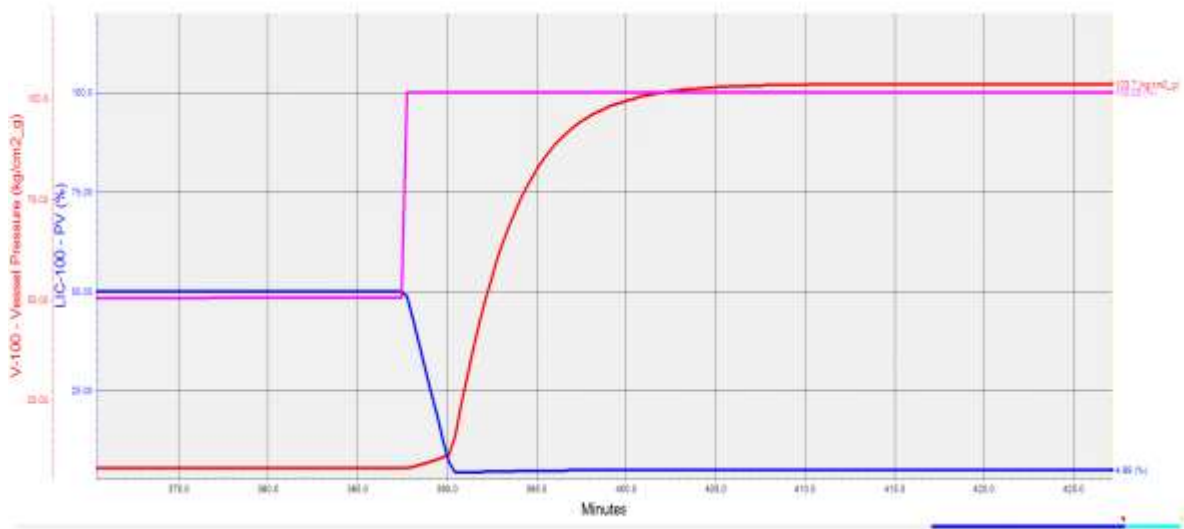


**Figura 4.31. Parámetros del lazo de control y presión del tanque F-01 estables.**

Suponiendo el caso de espumamiento en el cual se estén tomando lecturas erróneas del nivel dentro de la torre y que la válvula del lazo de control abra en su totalidad. El comportamiento del lazo de control de nivel y el comportamiento de la presión del tanque F-01 aguas abajo de la torre absorbidora T-01 corresponden a la figura 4.32.

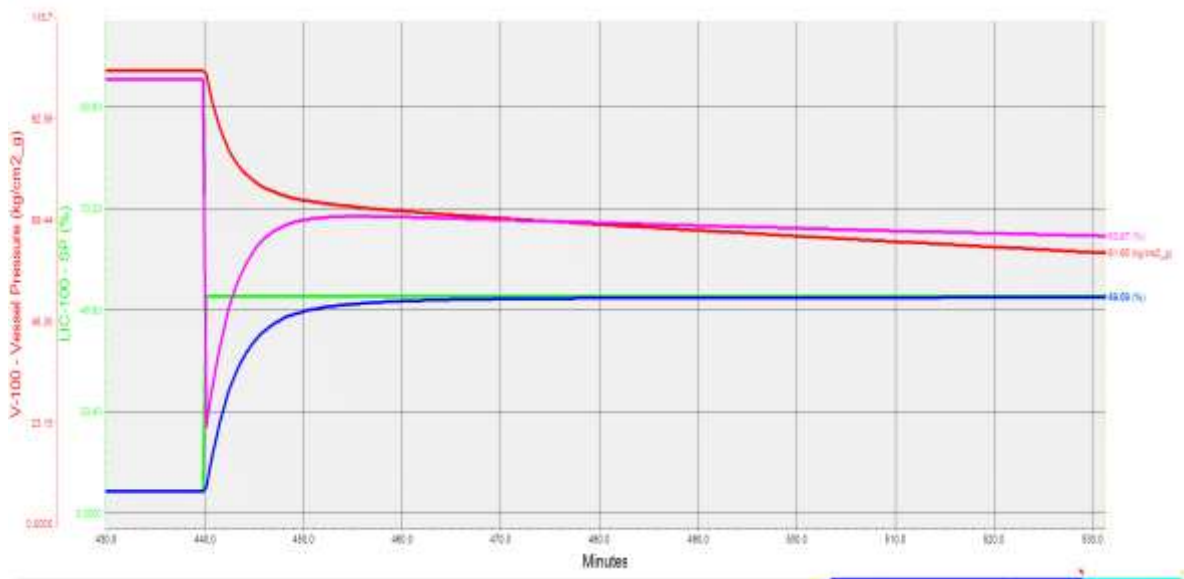
Estos resultados señalan que en caso de un fenómeno de espumamiento y la válvula de control de nivel de líquido en la salida de la torre falle (se abre), el flujo de líquido de alta presión tiene libre acceso a los equipos aguas abajo sin ningún control de presión en la línea de salida del fondo de la torre T-01. Además indicar que la presión sube de  $8$  a  $103 \text{ kg/cm}^2$  en un periodo de tiempo de 22 minutos aproximadamente. Es decir en caso de ocurrir tal escenario tenemos menos de 22 minutos para encontrar una solución al problema.

El flujo de líquido sin control puede conducir a exceso de presión y otros posibles daños a los equipos aguas abajo que están diseñados para manejar el flujo de líquido a bajas presiones. En este caso el equipo aguas debajo de la válvula LV-23 es el tanque flash D-14 cuya presión máxima de diseño es de  $8.6 \text{ kg/cm}^2$ , en caso de ocurrir este escenario el tanque D-14 no podrá resistir la alta presión del líquido provocando daños catastróficos.



**Figura 4.32. Comportamiento del lazo de control y la presión del tanque F-01.**

El comportamiento de las variables se corrige cuando el lazo de control de nivel y el proceso vuelve a operar correctamente (ver figura 4.33), además la presión del tanque aguas debajo de la torre absorbidora baja debido al cierre de la válvula para mantener el control de nivel del fondo de la torre T-01. Cabe señalar que el tiempo estimado para que la presión baje a 8 kg/cm<sup>2</sup> es de aproximadamente 22 horas. En este caso es de vital importancia que se cuente con la válvula PSV-015 para que ayude a aliviar la presión del tanque.



**Figura 4.33. Comportamiento de la PV, OP y de la presión del tanque F-01 cuando el lazo de control vuelve a operar correctamente.**

#### 4.4.3 Simulación de flujo crítico en la torre regeneradora T-21.

La figura 4.34 corresponde al diagrama de proceso general de la torre regeneradora de amina a evaluar con sus configuraciones de control correspondientes. Por otra parte la figura 4.35 representa el diagrama específico de la columna regeneradora T-21 donde se aprecian los equipos como el condensador y el re-hervidor.

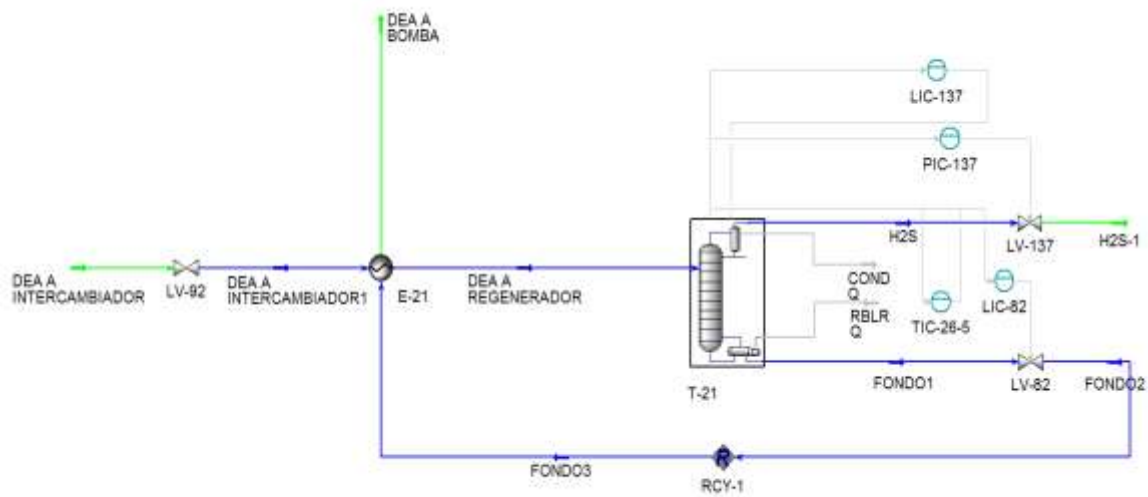


Figura 4.34. Diagrama general de la torre regeneradora de amina T-21.

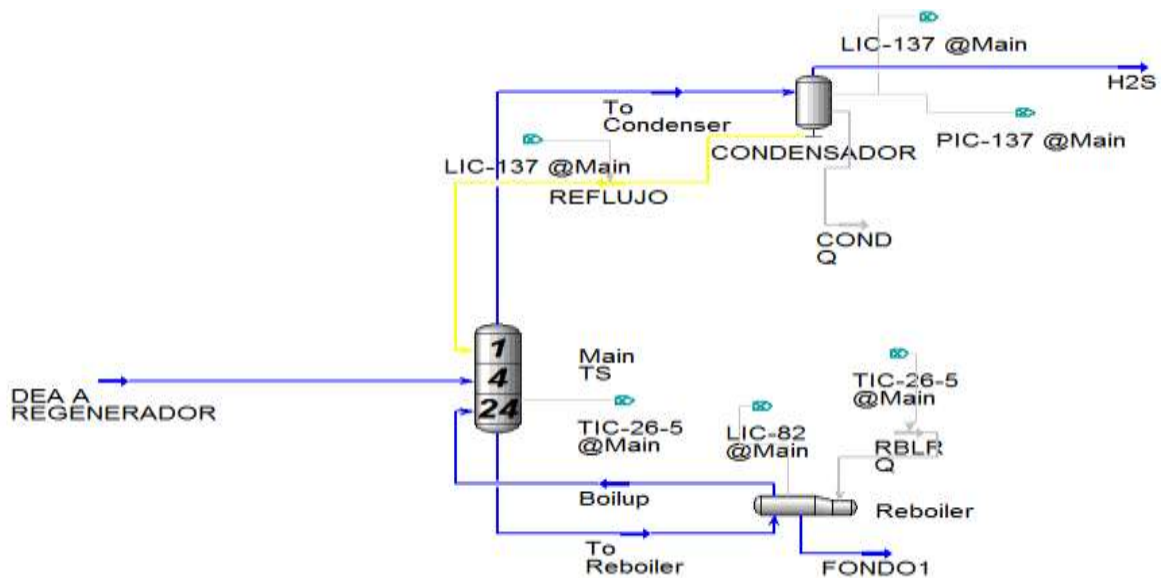
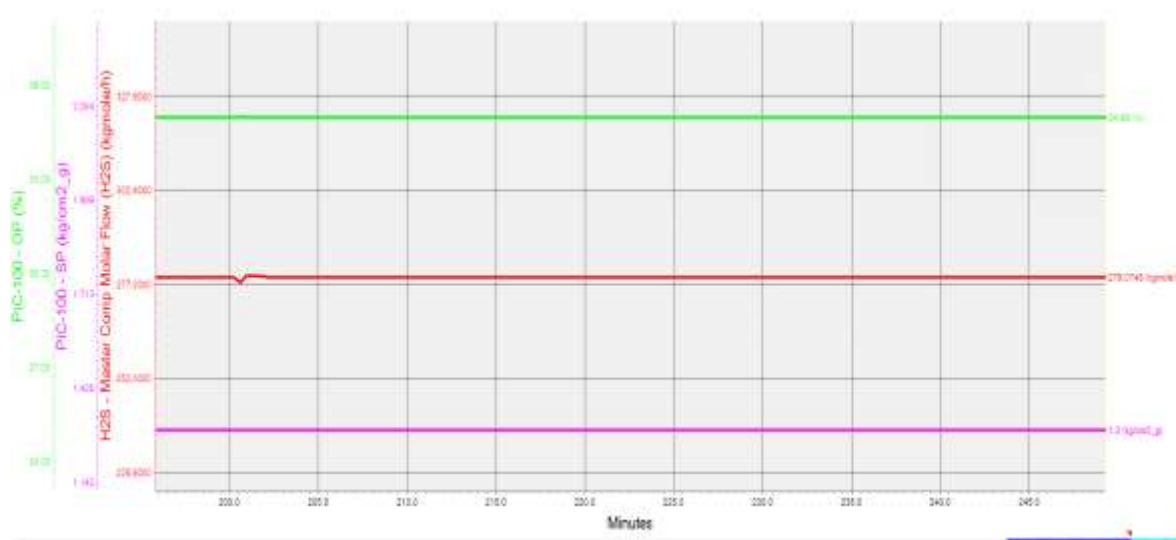


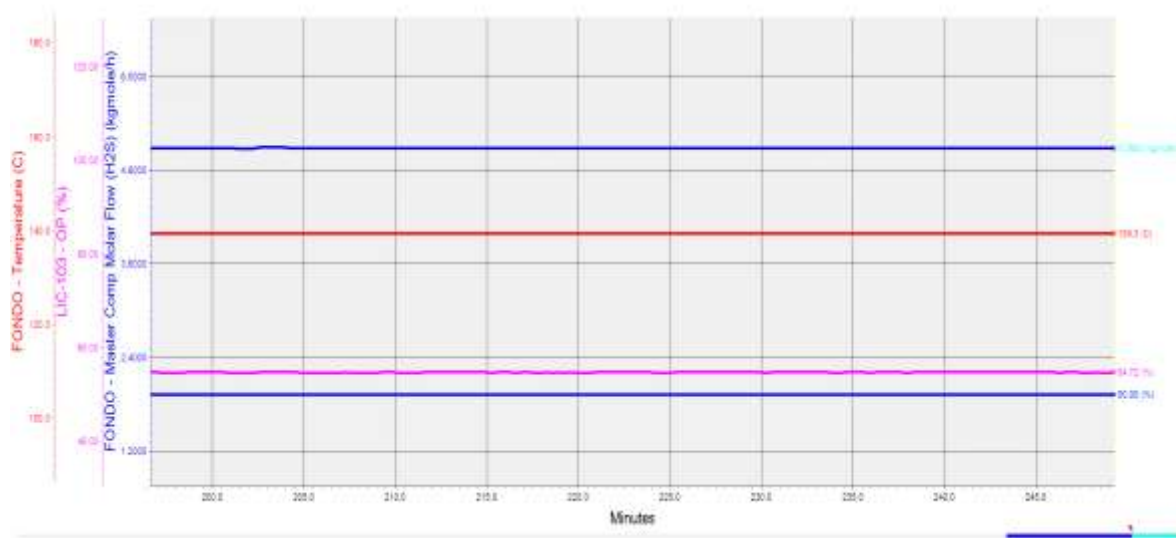
Figura 4.35. Diagrama interno de la torre regeneradora de amina T-21.



El comportamiento de los lazos de control del domo y del fondo respectivamente (ver figuras 4.33 y 4.34) se mantiene estable comparando especialmente el flujo de ácido sulfhídrico en ambos casos. En la figura 4.35 se denota el flujo de H<sub>2</sub>S en color rojo, el OP de la válvula VLV-100 en color verde y la VP (presión) se denota en color rosa, mientras tanto en la figura 4.36 el flujo de H<sub>2</sub>S se denota en color azul marino, la temperatura del fondo en color rojo, en color azul se muestra la VP (nivel del re-hervidor) y el OP de la válvula en color rosa.

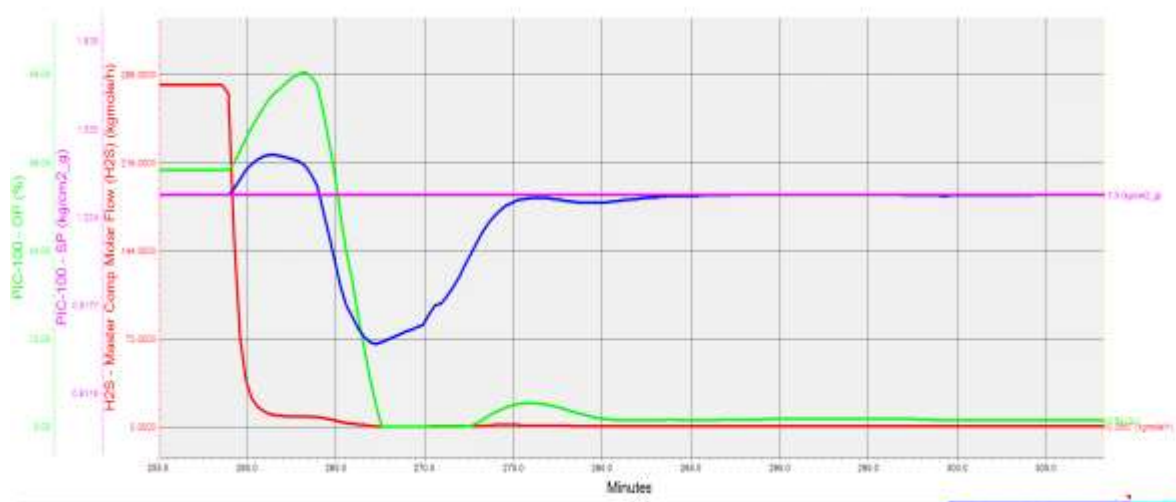


**Figura 4.36. Comportamiento dinámico en el domo de la torre T-21.**

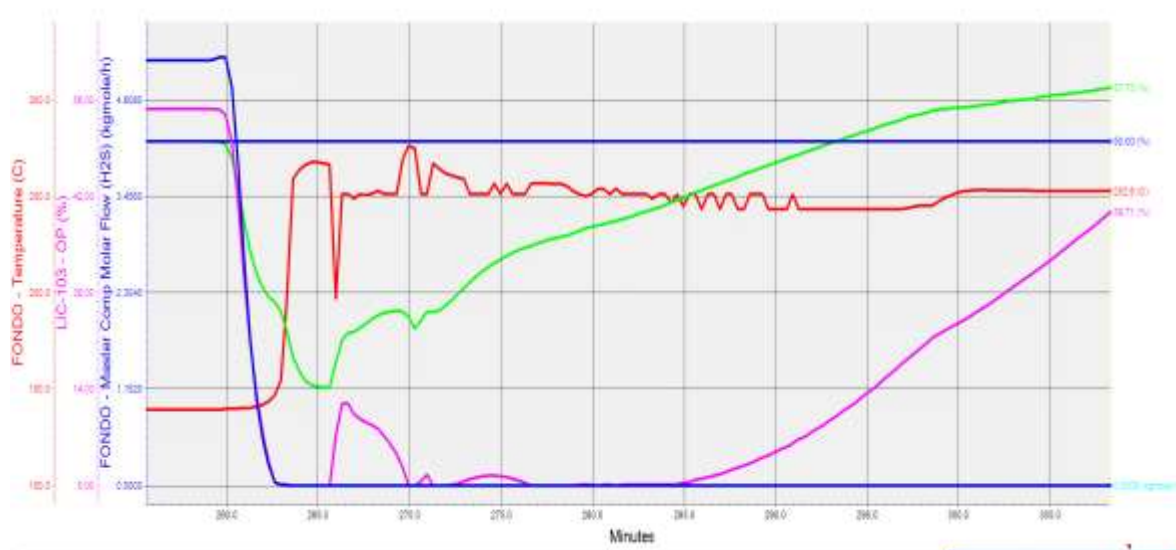


**Figura 4.37. Comportamiento dinámico en el fondo de la torre T-21.**

Suponiendo que el flujo de entrada a la torre regeneradora se reduzca a cero debido a alguna falla aguas arriba, el comportamiento de las variables en el domo y en el fondo de la torre respectivamente tiende a cambiar (ver figuras 4.38 y 4.39). En la figura 4.38 las variables tienden a estabilizarse a pesar de que no hay flujo de alimentación en la torre además se reduce el OP de la válvula y existe un decremento de flujo de ácido sulfhídrico. Por otra parte en la figura 4.39 las variables no se estabilizan, además la temperatura del fondo de la torre alcanza un máximo de aproximadamente 253 °C por lo que provocaría un daño crucial debido a que la temperatura de diseño del re-hervidor está entre 150-165 °C.

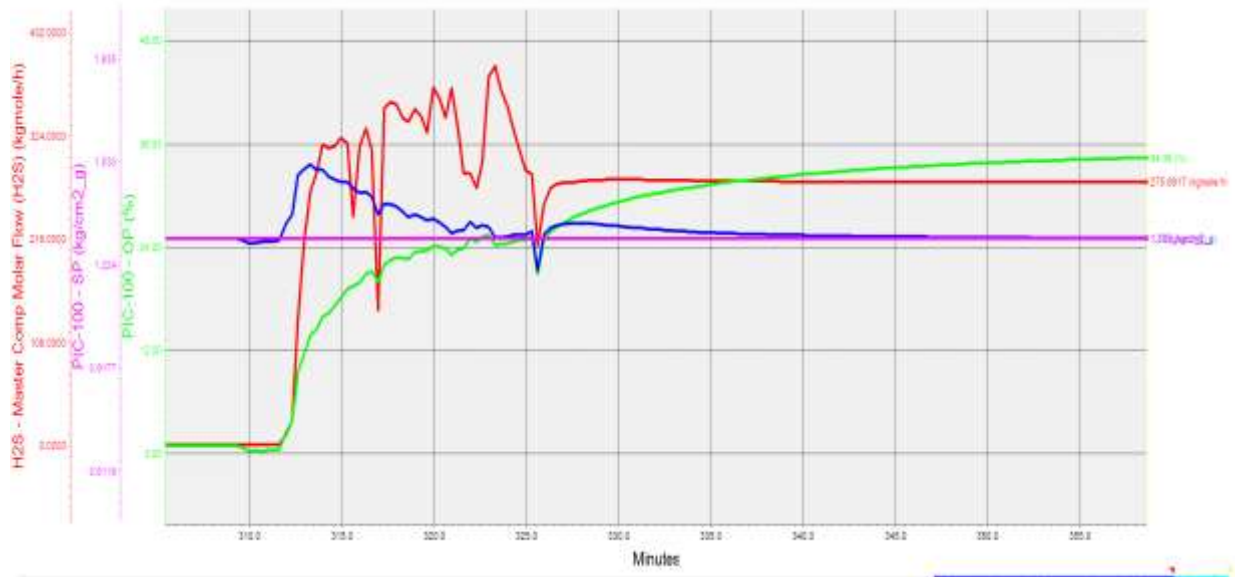


**Figura 4.38. Comportamiento de las variables en el domo de la torre T-21.**

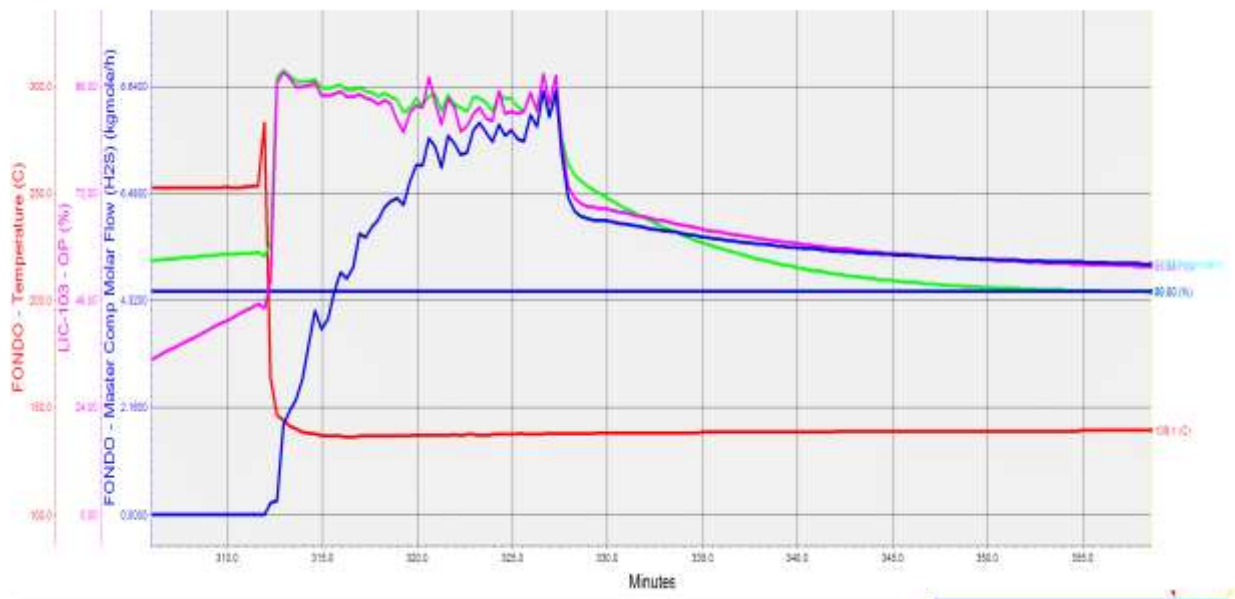


**Figura 4.39. Comportamiento de las variables en el fondo de la torre T-21.**

Las figuras 4.40 y 4.41 muestran el comportamiento de las variables de los lazos de control cuando el flujo de alimentación vuelve a reanudarse. Las variables en el domo y en el fondo de la torre tardan aproximadamente 45 minutos en operar correctamente.



**Figura 4.40 Comportamiento de las variables del domo de la torre T-21 cuando el flujo de alimentación se reanuda.**



**Figura 4.41 Comportamiento de las variables del fondo de la torre T-21 cuando el flujo de alimentación se reanuda.**

#### 4.5 Análisis Hazop de los principales equipos del proceso de endulzamiento de gas amargo.

Los análisis Hazop fueron elaborados en base a los resultados obtenidos de la simulación dinámica y de los diagramas de tuberías e instrumentación, son el resultado de ambas partes para que el operador o el ingeniero puedan consultar en todo momento las principales desviaciones que pueden ocurrir, las causas que provocan estas desviaciones, las consecuencias de las mismas, los salvaguardas que deben ayudar a mitigar el riesgo, algunas recomendaciones y se ilustra la matriz de riesgo en la cual identificamos la severidad del riesgo (1, insignificante; 2, marginal; 3, crítico; 4, catastrófico) hacia operación, el medio ambiente, instalaciones y seguridad a la vida. La tabla 4.9 representa la clasificación de riesgos en cuanto a su color.

En el análisis Hazop para la torre de absorción T-01 y la bomba P-03 A.B. “nodo 1” (ver tabla 4.10) se recomienda monitorear constantemente el funcionamiento de la bomba P-03 A.B., revisar que las válvulas “check” operen correctamente. El análisis Hazop para el tanque flash de amina a alta presión D-14 “nodo 2” (ver tabla 4.11) se incluye el escenario de alta presión sobrepasando la presión de diseño del tanque y se menciona los dispositivos mínimos de seguridad, es decir, los salvaguardas como la válvula de alivio PSV-015 que actúa en caso de sobrepresión en el tanque, entre otros. El análisis Hazop del tanque de balance de amina rica D-21 “nodo 3” (ver tabla 4.12) indica las salvaguardas (PSV-101) que debe haber en caso de sobrepresión en el tanque. Por último, el análisis Hazop de la torre regeneradora T-21 “nodo4” (ver tabla 4.13) se indica las posibles causas y consecuencias de los principales escenarios que pueden ocurrir, por ejemplo el incremento de nivel en la torre debido a la falla en la válvula LV-82 provocaría un daño severo en los platos de la torre y se incluye las salvaguardas del análisis, en este caso, la salvaguarda sería mantener el control de nivel en la torre.

**Tabla 4.9 Clasificación de riesgos.**

INDICE DE RIESGO	CLASIFICACIÓN
A	Región de Riesgo No Tolerable
B	Región de Riesgo ALARP (As Low As Reasonably Practicable)
C	Región de Riesgo Tolerable

**Tabla 4.10 Análisis Hazop de la torre de absorción de amina T-01.**

<b>Nodo:</b> 1 Absorbedor de amina de alta presión T-01. <b>Circuito:</b> Reacción. <b>Intención de diseño:</b> Eliminar el H <sub>2</sub> S producido por la reacción de desulfuración. <b>Condiciones y parámetros de operación:</b> T = 55/69 °C P = 129/127 kg/cm <sup>2</sup>											<b>Documentos:</b> 05099-030-12-112 <b>ID (Tag del Equipo):</b> T-01 <b>Fecha:</b> 15 de Octubre de 2014.		
Escenario	Desviación	Causas	Consecuencias	Matriz de Riesgo						Salvaguadas	Recomendaciones	Responsabilidad	
				F	S	I	M	O	R				
1.1	Bajo nivel de líquido (amina).	1. fallo en la bomba P-03 A.B	1. No hay eliminación de H <sub>2</sub> S en el proceso.	2	1	2	3	3	A	1. Controles de flujo de la alimentación de amina FIC-28 a la T-01.  2. Controles de nivel LIC-23 en el fondo de la torre T-01.  3. PSV-015 (calibrada a 8,33 kg/cm <sup>2</sup> ).	1. Monitorear constantemente el funcionamiento de la bomba P-03 A.B.  2. Realizar programas de limpieza del circuito completo de amina.  3. Monitorear constantemente la presión en el tanque D-14.  4. Revisar que las válvulas "check" funcionen adecuadamente.		
			2. Arrastre de gas amargo hacia la bomba P-03 A.B	3	1	2	1	3	B				
2.1	Presencia de "gas blowby"	1. Fallo en la bomba P-03 A.B  2. Fallo en la válvula LV-23	1. Sobrepresión en el tanque D-14 por encima de la presión de diseño que es de 8.5 kg/cm <sup>2</sup> .	4	1	4	3	4	A				
3.1	Flujo inverso	1. Fallo en la bomba P-03 A.B	1. Inconsistencias en la torre T-01.	2	1	2	1	4	A				
		2. Fallo en la válvula check	2. Arrastre de gas hacia la bomba P-03 A.B	2	1	2	1	3	A				

**Tabla 4.11 Análisis Hazop del tanque flash de DEA rica D-14.**

<p><b>Nodo:</b> 2 Tambor de flash de DEA rica de alta presión D-14.  <b>Circuito:</b> Amina.  <b>Intención de diseño:</b> Separar los hidrocarburos del H<sub>2</sub>S.  <b>Condiciones y parámetros de operación:</b> T = 69 °C P = 6,80 kg/cm<sup>2</sup></p>	<p><b>Documentos:</b> 05099-030-12-112  <b>ID (Tag del Equipo):</b> D-14, T-01.  <b>Fecha:</b> 15 de Octubre de 2014.</p>
---	---

Escenario	Desviación	Causas	Consecuencias	Matriz de Riesgo						Salvaguardas	Recomendaciones	Responsabilidad
				F	S	I	M	O	R			
2.1	Alta presión	1. Aportación de gases de alta presión provenientes de la torre T-01 y D-04, por pérdida de sellos de estos equipos.	1. Incremento de la presión por encima del diseño que es 8,50 kg/cm <sup>2</sup> .	3	1	4	3	4	A	1. PSV-015 (calibrada a 8,33 kg/cm <sup>2</sup> ).  2. Control indicador de presión PIC-49.  3. Retiro de BY-PASS para que actúe el control de la LV-23.	1. Realizar estudio para la instalación de una válvula de control del nivel en la salida del D-04 hacia el D-14.	

**Tabla 4.12 Análisis Hazop del tanque flash de amina rica D-21.**

<p><b>Nodo:</b> 3 Tambor de flash de amina rica D-21.  <b>Circuito:</b> Amina.  <b>Intención de diseño:</b> Separar los hidrocarburos líquidos de la solución de amina rica.  <b>Condiciones y parámetros de operación:</b> T = 69 °C P = 5 kg/cm<sup>2</sup></p>	<p><b>Documentos:</b> 05099-030-12-145  <b>ID (Tag del Equipo):</b> D-21, E-21.  <b>Fecha:</b> 15 de Octubre de 2014.</p>
---	---

Escenario	Desviación	Causas	Consecuencias	Matriz de Riesgo						Salvaguardas	Recomendaciones	Responsabilidad
				F	S	I	M	O	R			
3.1	Alta presión	1. Aportación de gases de alta presión provenientes de la torre T-04 y D-14, por pérdida de sellos de estos equipos.	1. Incremento de la presión por encima del diseño que es 11 kg/cm <sup>2</sup> .	1	1	2	1	2	C	1. PSV-101 (calibrada a 11 kg/cm <sup>2</sup> ).  2. Control de presión y lazo de control de la PV-127.	1. No hay recomendaciones.	

**Tabla 4.13 Análisis Hazop de la torre regeneradora T-21.**

<b>Nodo:</b> 4 Torre regeneradora de amina T-21. <b>Circuito:</b> Amina. <b>Intención de diseño:</b> Separar la amina rica de gas ácido H <sub>2</sub> S. <b>Condiciones y parámetros de operación:</b> T =119/131 °C P=1,30/1,70 kg/cm <sup>2</sup>				<b>Documentos:</b> 05099-030-12-146 <b>ID (Tag del Equipo):</b> T-21, PA-23, D-23, E-22 A/D. <b>Fecha:</b> 15 de Octubre de 2014.								
Escenario	Desviación	Causas	Consecuencias	Matriz de Riesgo						Salvaguadas	Recomendaciones	Responsabilidad
				F	S	I	M	O	R			
4.1	Alto nivel	1. Falla de la bomba P-26 A/B.  2. Falla de la válvula de salida LV-82.	1. Incremento de nivel que pueda causar daño estructural en los platos.	2	1	3	1	3	C	1. Mantenimiento al control de nivel de la torre de la LV-82.  2. Mantenimiento a la bomba P-26 A/B.	1. Instalar transmisor de nivel redundante en el fondo de la torre regeneradora de amina T-21.	
21.3	Bajo nivel	1. Taponamiento de lado tubos del E-21.  2. Falla de la válvula FV-93.  3. Depresionamiento del D-21.	1. Mal funcionamiento de la torre T-21.	3	1	3	1	3	B	1. Mantenimiento de la FV-93.  2. Inyección de inhibidor de corrosión en el E-21.  3. BY-PASS en el E-21 lado tubos.  4. LSSL-83 que hace actuación sobre el interlock I-2507.	1. No hay recomendaciones.	

## 5. Conclusiones.

Una vez estudiados los diferentes métodos de análisis de riesgo, se determinó que la metodología Hazop, al ser la más veraz y completa es óptima para su aplicación en la planta endulzadora de gas amargo “U-502”. La información requerida para la realización de los análisis debe ser siempre actualizada, y cualquier cambio realizado en la planta debe ser registrado en los respectivos diagramas de proceso e instrumentación (DTI’s). La Safe Chart que se llevó a cabo ayudó a identificar los equipos que pueden presentar mayores riesgos de una manera rápida y específica para después ser evaluados por un análisis de riesgo más riguroso como un análisis Hazop, el cual ligado con la simulación dinámica, representó de mejor manera los comportamientos de las variables importantes y lazos de control dentro del proceso.

Se realizó una revisión bibliográfica donde se investigaron antecedentes de accidentes de la planta endulzadora “U-502”. Se simuló el proceso en estado estacionario y dinámico encontrando que los equipos que presentan mayor riesgo dentro del proceso de endulzamiento de gas amargo son la columna de absorción T-01, la válvula LV-23, la bomba P-03 A.B y el tanque D-14. Esto es debido a que operan a altas presiones y cualquier fallo en alguno de ellos causaría un daño catastrófico, además de involucrar equipos aguas abajo y aguas arriba en caso de presentarse una contingencia afectando directamente la operación, personal que pueda estar laborando y el medio ambiente como se reporta en las tablas 4.9 y 4.10. Otro equipo que no opera a altas presiones pero presenta riesgos potenciales es la columna regeneradora de amina T-21 debido a que un fallo en el control de nivel de la torre traería como consecuencias daños en los platos internos y mal funcionamiento, es decir, variables de presión y flujos inestables que provocarían una recuperación de amina ineficiente.

Con la ayuda de los resultados de la simulación dinámica el personal de ingeniería de la planta puede reducir el tiempo de respuesta que les tomaría normalmente en caso de ocurrir alguno de los escenarios descritos. El operador puede tomar acciones propias o puede manipular los mecanismos de control acorde a la situación. Sin la simulación dinámica, en caso de ocurrir alguno de los escenarios no queda más que recurrir a la experiencia y/o juicio del operador o del ingeniero de planta. La simulación dinámica ahorra esfuerzo, tiempo y costos al personal de ingeniería de procesos y de seguridad. Además se cumple el principal



objetivo de este proyecto el cual es enlazar directamente el análisis de riesgos a la simulación dinámica para observar, operar y manipular en todo momento cualquier parte dentro del proceso, desde corrientes de entrada y de salida, así también como equipos principales y lazos de control visualizando los cambios importantes que puedan presentarse de una manera precisa, confiable, rápida y sin riesgos potenciales.

## 6. Bibliografía

- 1 James H. G., Handwerk G. E., 2001, Petroleum Refining Technology and Economics, Cuarta Edición, Pág. 137-148.
- 2 Raymond Chang., 2003, Química, McGraw-Hill, Pág. 122-160.
- 3 [http://www.edutecne.utn.edu.ar/procesos\\_fisicoquimicos/Proceso\\_Azufre\\_liquido.pdf](http://www.edutecne.utn.edu.ar/procesos_fisicoquimicos/Proceso_Azufre_liquido.pdf), 2010
- 4 H. Younger, 2004, Natural Gas Processing Principles and Technology–Part II. University of Calgary. Pág. 165-202.
- 5 Endulzamiento del Gas Natural. Escuela de Ingeniería del Petróleo. Maturín/ Monogas/ Venezuela.
- 6 Cavenati, S., Grande, C., Rodríguez, A., 2006, Removal of Carbon Dioxide from Natural Gas by Vacuum Pressure Swing Adsorption. Energy & Fuels, 20, Pág. 2648-2659.
- 7 Kohl, A., y Nielsen, R., 1997, Gas Purification Houston: Gulf Publishing Company.
- 8 Arnold, K and Stewart, M., 1988, “Surface Production Operations” (Vol. 2, Design of Gas – Handling Systems and Facilities), Pág. 151-190.
- 9 Maddox, R.N., 1982, Gas Conditioning and Processing. Volume 4: Gas and Liquid Sweetening. Campbell Petroleum Series. Oklahoma, USA, Pág. 59-128.
- 10 Martínez, M., 2000, Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Endulzamiento del Gas Natural. Ingenieros Consultores SRL. Maracaibo, Venezuela, Pág. 220-281.
- 11 Bucklin, R. W., and Schendel, R. L., 1985, “Comparison of Physical Solvents Used for Gas Processing,” in Acid and Sour Gas Treating Processes, S.A. Newman, editor, Gulf Publishing Co., Houston, TX, Pág. 42-72.
- 12 [http://www.oni.escuelas.edu.ar/2002/buenos\\_aires/pertoleo-y-gas/html/hidro.html](http://www.oni.escuelas.edu.ar/2002/buenos_aires/pertoleo-y-gas/html/hidro.html)
- 13 Kidnay and Parrish, 2006, Fundamentals of natural Gas Processing, Pág. 91-128.
- 14 R. Olmedo, P. Trovarelli, “Puesta en Marcha y Optimización de una planta de Endulzamiento de Gas”, 2002.
- 15 <http://www.geocities.ws/helidd/dospagendul.pdf>
- 16 <http://profesores.fib.unam.mx/13prof/Carpeta%20energ%EDa%20y%20ambiente/Gas%20Natural.pdf>, 2009.

- 17 <http://www.gas.pemex.com/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOS..>
- 18 <http://www.excelsior.com.mx/2013/02/01/882272>
- 19 Montaña Ángeles, C., 2013, “Simulación dinámica para aplicaciones de riesgo y seguridad en procesos de hidrocarburos para instalaciones en aguas profundas”, Pág. 1-60.
- 20 Sarath B. A., Praveen K. B., Artículo, Dynamic Analysis of a CSTR using Aspen Dynamics, 2012.
- 21 [http://pastranamoreno.files.wordpress.com/2011/03/control\\_procesos-valvulas.pdf](http://pastranamoreno.files.wordpress.com/2011/03/control_procesos-valvulas.pdf)
- 22 [http://www.madrid.org/cs/StaticFiles/Emprendedores/Analisis\\_Riesgos/pages/pdf/metodologia/4AnalisisycuantificaciondelRiesgo\(AR\)\\_es.pdf](http://www.madrid.org/cs/StaticFiles/Emprendedores/Analisis_Riesgos/pages/pdf/metodologia/4AnalisisycuantificaciondelRiesgo(AR)_es.pdf), 2012.
- 23 <http://www.incendiosyseguridad.com/seccion-2.0.0/AR-2.2.5.3.html>, 2008.
- 24 <http://www.implementacionsig.com/index.php/identificacion-de-riesgos/53-metodo-hazop>, 2010.
- 25 <http://www.enggcyclopedia.com/2012/03/gas-blowby/>
- 26 Hardick W., 2004, Dynamic Simulation, a powerful tool for flare minimization in CPI during plant start-up and process upset, Tesis de la Universidad de Lamar.
- 27 Mohammad H. O., 2009, Computer Aided Simulation and Process Design of a Hydrogenation Plant Using Aspen HYSYS 2006, Tesis de la Universidad de Waterloo.
- 28 Wilbert G. S., Juan P. C., 2006, Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural, *Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ)* 21(1): 34-43
- 29 Bullin, J, et al., 2004, Optimization of New and Existing Amine Gas Sweetening Plants Using Computer Simulation. Bryan Research & Engineering, Inc. Texas.
- 30 Lunsford, K. & Bullin, J. (1996). Optimization of amine sweetening units. *Proceedings of the 1996 AIChE Spring National Meeting*. New York, NY: American Institute of Chemical Engineers.
- 31 Rutherford, P, et al. (2003, October). Consider dynamic simulation tools when planning new plant startup. *Hydrocarbon Processing*. Pág. 75-78.
- 32 Singh, Amamath, et al. (2004, April). Flare Minimization for Olefin Plant Startup/Shutdown via Dynamic Simulation.

- 33 API-RP-14C, 2001, Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms, Seven Edition.
- 34 Alsop, Nicholas & Jose', Maria. (2004, April). What dynamic simulation brings to a process control engineer; A case study to a propylene/propane.
- 35 Hyprotech Ltd., Manual Dynamic Hysys Update 2.4, 2001.
- 36 Ward R., 2002, Amine Sweetening Process, Petroleum Learning Programs.
- 37 Fernando P. M., 2004, Endulzamiento de gas natural, Escuela de Ingeniería del Petróleo., Tesis de Caracas, Venezuela.
- 38 Campbell J.M, 1979, Gas Conditioning and Processing, 3a Edición., Pág. 222-227.
- 39 Talavera, P., 1990, Selecting Gas/Liquid Separators. Hydrocarbon Processing, Division Marathon Petroleum Co. Garyville, L.A.
- 40 Martínez P., 1998, Introducción al análisis de Riesgos, Editorial Megabyte 4ta edición.
- 41 Mosquera G., 2000, Análisis de riesgo industrial, Editorial Universidad Central de Venezuela, 1ra edición, Venezuela.
- 42 Casal J., Montiel H., Planas E., Vilchez J., 1999, Análisis de Riesgo en Instalaciones Industriales, Barcelona, Editorial UPC.
- 43 Crowl D., Louvar J., 2002, Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications. Second Edition, New Jersey: Prentice Hall PTR.
- 44 H. Loh., 1987., Simulation of Alkanolamine Sweetening Process., Tesis de la Universidad de Oklahoma.