

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN



"POR MI PATRIA Y POR MI BIEN"

**“SIMULACIÓN DINÁMICA PARA APLICACIONES DE
RIESGO Y SEGURIDAD EN PROCESOS DE HIDROCARBUROS
PARA INSTALACIONES EN AGUAS PROFUNDAS”**

T E S I S

**Para obtener el Grado de:
MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**Presenta:
Ing. Claudio Guadalupe Montaña Ángeles**

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

**Co-Director de Tesis:
Dr. Miguel Ángel Rodríguez Toral**

“2013, Año de la Lealtad Institucional y Centenario del Ejército Mexicano”

Ciudad Madero, Tamps; a **04 de Septiembre de 2013.**

OFICIO No.: U1.476/13
AREA: DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN
ASUNTO: AUTORIZACIÓN DE IMPRESIÓN DE TESIS

ING. CLAUDIO GUADALUPE MONTAÑO ÁNGELES
NO. DE CONTROL G06070849
P R E S E N T E

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 :	DR. MIGUEL ÁNGEL RODRÍGUEZ TORAL
VOCAL :	DRA. ANA BEATRIZ MORALES CEPEDA
SUPLENTE:	DR. ULISES PÁRAMO GAARCÍA
DIRECTOR DE TESIS :	DR. HUGO EDUARDO DE ALVA SALAZAR

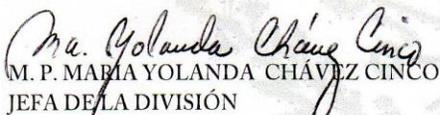
Se acordó autorizar la impresión de su tesis titulada:

“SIMULACIÓN DINÁMICA PARA APLICACIONES DE RIESGO Y SEGURIDAD EN PROCESOS DE
HIDROCARBUROS PARA INSTALACIONES EN AGUAS PROFUNDAS”

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. MARIA YOLANDA CHÁVEZ CINCO
JEFA DE LA DIVISIÓN



S. E. P.
DIVISION DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E
INVESTIGACION
I T C M

c.c.p.- Minuta
Archivo



Ave. 1° de Mayo y Sor Juana I. de la Cruz, Col. Los Mangos, CP. 89440 Cd. Madero, Tam.
Tel. (833) 357 48 20, Fax, Ext. 1002, e-mail: itcm@itcm.edu.mx

www.itcm.edu.mx



RESUMEN

El proyecto consistió en la simulación dinámica (DYNSIM) del sistema de procesamiento en cubierta de un Sistema Flotante de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO por sus siglas en el idioma Inglés) para posibles aplicaciones en aguas profundas del Golfo de México. Cabe mencionar que para realizar la simulación dinámica, previamente se realizó la simulación en estado estacionario (PRO II), en la cual se caracterizó un crudo pesado de 11.1° API.

Una vez estabilizada la simulación dinámica, se plantean escenarios de riesgo, el primero consiste en la simulación de escenarios de fuego para la generación de vapores, donde el flujo de calor se determinó en función del NPFA 921 y del área superficial del recipiente a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218, el acero al carbón pierde el 60% de su integridad mecánica. Una vez generados los vapores, se dimensionó el sistema de despresurización (válvula *blowdown*, orificio de restricción y válvula on/off), el cual se simuló dinámicamente para corroborar los tiempos de despresurización establecidos en el API RP 520. Para asegurar la integridad de los separadores, se dimensionaron las válvulas de relevo de presión por descarga bloqueada y de la misma forma se corroboraron los tiempos de despresurización establecidos en el estándar antes mencionado.

Un segundo escenario planteado en la simulación dinámica fue el de fugas que sirvió para determinar, primeramente la tasa de liberación (crudo o gas) en función del diámetro de la fuga, que van desde $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3 hasta 4 pulgadas, para posteriormente determinar cuáles diámetros de fuga causan desviaciones significativas sobre las variables de proceso. Se concluyó que dichas desviaciones son irrelevantes, detectándose una forma alternativa de deducir la presencia de las mismas, la cual fue mediante el porcentaje de apertura de la válvula de control (ubicada corriente aguas arriba de la fuga) y los disturbios en equipos corriente aguas abajo de la fuga planteada.

Por último, mediante el uso de la simulación dinámica se plantearon los escenarios de condiciones críticas (muy bajo y muy alto nivel, muy baja y muy alta presión), en cada una de las etapas de separación. De esta forma, se determinó cuales equipos en el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO llevan a un paro total, así como los tiempos en que una

condición crítica ocasiona cambios sobre las variables de proceso en equipos aguas abajo y aguas arriba, respectivamente. De esta forma se valora la utilidad de usar y consultar normas prescriptivas (como el API 14C o ISO 10418), es decir, se pudo comprobar que dicha norma “sugiere” la forma correcta del uso de válvulas check a la salida de los “risers” de producción de gas y, la simulación dinámica ayuda a detectar escenarios donde ocurre un flujo inverso.

ABSTARCT

The project involved the dynamic simulation (DYNSIM) processing system on the deck of a System Floating Production Storage and Offloading (FPSO) for possible applications in deepwaters of the Gulf of Mexico. It is noteworthy that before using the dynamic simulation, a simulation at steady state (PRO II), was previously carried out characterizing a heavy crude of 11.1°API.

Once stabilized the dynamic simulation the risk scenarios were established, the first one consisted in a fire scenario simulation for the generation of vapor, where the heat flow was determined according to the NFPA 921 and the surface area of the vessel at such temperature, where the temperature according to API 2218, carbon steel loses 60% of its mechanical integrity. Once the vapors were generated, the depressurization system was sized (blowdown valve, restriction orifice and on / off valve), which was simulated dynamically to corroborate depressurization times established in the API RP 520. To ensure the integrity of the separators were relief valves sized for discharge pressure locked and in the same way were corroborated depressurization times established in the aforementioned standard.

A second scenario presented in dynamic simulation was the leak that was used to determine, the first release rate (oil or gas) depending on the diameter of the leak, ranging from ¼, ½, ¾, 1, 1 ½, 2, 3 to 4 inches, to later determine the diameters leakage that caused significant deviations of the process variables, concluding that the deviations were irrelevant, detecting an alternative way of deducing the presence of the same, which is through the opening percentage control valve (located upstream current leakage) the disturbances in the equipment downstream of the leak proposed.

Finally, by using the dynamic simulation scenarios were set up for critical conditions (very low and very high level, very low and very high pressure) in each of the separation steps, thus it was determined that the equipment processing system of the FPSO deck lead to a complete stop and the time when a critical condition causing changes on the variables of process equipment downstream and upstream, respectively. This will assess the utility of using and consulting prescriptive standards (such as ISO 10418 or API 14C), that is, it was

found that the rule "suggests" properly the use of check valves at the outlet of the risers and gas production, helping the dynamic simulation to identify scenarios where reverse flow may occur.

ÍNDICE

	Página
DEDICATORIA.....	I
AGRADECIMIENTOS.....	II
RESUMEN.....	III
ABSTRACT.....	V
ÍNDICE.....	VII
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XI
ÍNDICE DE TABLAS.....	XIX
INTRODUCCIÓN.....	01
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO.....	05
1.1. Crudo en aguas profundas.....	05
1.1.1. Panorama actual de la producción de petróleo en México.....	05
1.1.2. Estrategias de explotación de campos en aguas profundas.....	07
1.1.3. Características de los crudos pesados.....	09
1.2. Sistemas de explotación de crudo costa afuera.....	11
1.2.1. Sistemas Flotantes de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO).....	13
1.2.1.1. Descripción general del uso de los sistemas flotantes en el mundo.....	13
1.3. Importancia del uso de los FPSO.....	16
1.4. Descripción general de la unidad de producción, FPSO.....	17
1.4.1. Plantas de procesamiento (<i>Topsides</i>).....	18
1.4.1.1. Sistemas de separación.....	21
1.4.1.2. Deshidratación electrostática y desalación.....	23
1.4.1.3. Sistemas de compresión de gas.....	25
1.4.1.3.1. Sistemas de compresión de baja presión.....	26
1.4.1.3.2. Compresión de media y alta presión.....	27
1.4.2. Sistema de <i>flare</i> o quemador elevado.....	27
1.4.3. Sistema de seguridad.....	27

1.4.3.1. Sistema de detección de gas	28
1.4.3.2. Sistema de detección de fuego.....	28
1.4.3.3. Sistema contra incendio.....	28
1.4.3.4. Sistema de paro de emergencia	29
1.5. Principales riesgos asociados a las actividades <i>Offshore</i>	29
1.5.1. Riesgos de accidentes en FPSO's.....	32
1.5.2. Registro de accidentes en FPSO por tipo de escenario	33
1.5.2.1. Incendios.....	34
1.5.2.1.1. Fuentes de ignición.....	37
1.5.2.2. Explosiones.....	38
1.5.2.3. Fugas.....	39
1.6. Sistemas de venteo.....	40
1.6.1. Válvulas de alivio de presión.....	42
1.6.2. Sistema de despresurización.....	43
1.6.3. Tiempos de despresurización.....	44
1.7. Introducción a los análisis de riesgos	45
1.7.1. Lista de verificación (<i>Analysis CheckList</i>).....	49
1.8. Introducción a la simulación de procesos.....	51
1.8.1. Simuladores en régimen estacionario y régimen dinámico	52
1.8.2. Generalidades de la simulación dinámica	53
1.8.3. Aplicaciones de la simulación dinámica	55
1.9. Revisión del estado del arte y de la práctica de la simulación de procesos aplicada al análisis de riesgo en un FPSO	56
CAPITULO 2. METODOLOGÍA	67
2.1. Bases de diseño de proceso para el sistema en cubierta del FPSO.....	67
2.2. Capacidad de producción de diseño	67
2.2.1. Aceite separado.....	67
2.2.2. Gas separado.....	67
2.2.3. Agua producida.....	67
2.3. Condiciones de llegada de los fluidos al FPSO	68

2.4. Acondicionamiento de gas amargo.....	68
2.4.1. Alimentación	68
2.4.2. Capacidad	68
2.5. Deshidratación de gas.....	68
2.6. Especificación para la exportación de aceite crudo estabilizado.....	69
2.7. <i>Swivel</i> de gas de inyección	69
2.8. Especificaciones de la disposición de agua producida	69
2.9. Caracterización del aceite a producir.....	70
2.10. Simulación dinámica del sistema de procesamiento en cubierta.....	72
2.10.1. Planteamiento del primer escenario de riesgo	74
2.10.2. Planteamiento del segundo escenario de riesgo	75
2.10.3. Planteamiento del tercer escenario de riesgo.....	76
2.11. Criterios generales de diseño.....	77
2.12. Aplicación del <i>CheckList</i> por el API RP 14C.....	81
CAPITULO 3. RESULTADOS	84
3.1. Simulación en estado estacionario.....	84
3.2. Fuego para generación de vapor para dimensionamiento de PSVs y BDVs.....	85
3.2.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)	85
3.2.2. Segunda etapa de separación (FA-102).....	101
3.2.3. Tercera etapa de separación (FA-204).....	113
3.3. Determinación de fugas y rupturas para la determinación de puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia.....	116
3.3.1. Fuga en la descarga del separador de primera etapa (lado gas).....	119
3.3.2. Fuga en la descarga del separador de segunda etapa (lado gas).....	132
3.3.3. Fuga de crudo en el separador de primera etapa FA-101A	141
3.3.4. Fuga de crudo en el separador de segunda etapa FA-201	151
3.3.5. Fuga de gas en la descarga de compresor de presión intermedia (GB-502A). 160	
3.3.6. Fuga de gas en la descarga de compresor de alta presión (GB-603A).....	163
3.4. Búsqueda o selección de equipo crítico que requiera un paro total de topsides... 166	
3.4.1. Condición de muy bajo nivel.....	166

3.4.1.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)	166
3.4.1.2. Segunda etapa de separación (FA-102)	176
3.4.1.3. Tercera etapa de separación (FA-204).....	188
3.4.2. Condición de muy alto nivel.....	198
3.4.2.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)	198
3.4.2.2. Segunda etapa de separación (FA-102).....	201
3.4.3. Condición de muy baja presión	208
3.4.3.1. Etapas de separación.....	208
3.4.4. Condición de muy alta presión	208
3.4.4.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)	208
3.4.4.2. Segunda etapa de separación (FA-102).....	211
3.4.4.2. Tercera etapa de separación (FA-204).....	213
3.5. Aplicación de la lista de verificación (Check List) por API RP 14C	217
3.6. Filosofía de operación	218
3.6.1. Control de nivel en el separador de primera etapa FA-101A.....	218
3.6.2. Control de presión en el separador de primera etapa FA-101A	219
3.6.3. Operación de las válvulas de corte	221
3.6.4. Operación de las válvulas de venteo BDV	221
3.6.5. Operación de las válvulas de paro por emergencia SDV	221
3.8. Aplicación de los datos arrojados por la lista de verificación	130
CONCLUSIONES.....	131
BIBLIOGRAFÍA	133

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
1.1	Definición de aguas someras, profundas y ultra profundas.....	6
1.2	Pronóstico de reservas de crudo (miles de barriles diarios).....	7
1.3	Pozos perforados de aguas profundas hasta el 2012.....	8
1.4	Plataformas fijas y flotantes para la producción de petróleo consta afuera.....	12
1.5	Sistema flotante de producción almacenamiento y descarga (FPSO)...	13
1.6	Distribución del uso de los FPSO en el mundo.....	14
1.7	Evolución del tipo de unidades de producción de crudo.....	15
1.8	Partes principales que conforman a una FPSO.....	18
1.9	Distribución de los modulas en el FPSO.....	19
1.10	Representación esquemática del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO.....	20
1.11	Etapas de separación y deshidratación de crudo.....	21
1.12	Separador trifásico.....	22
1.13	Deshidratador Electrostático.....	24
1.14	Sistemas de compresión y tratamiento de gas.....	26
1.15	Indicador FAR para una unidad tipo FPSO.....	31
1.16	Triangulo de fuego.....	35
1.17	Relación de radiación y temperatura.....	36
1.18	Efectos de la temperatura en la estructura del acero.....	37
1.19	Representación esquemática de una fuga.....	40
1.20	Arreglo típico de un sistema de despresurización.....	43
1.21	Métodos de análisis de riesgos.....	48
1.22	Procedimiento para realizar un análisis de riesgo.....	49
1.23	Aplicaciones de la simulación dinámica.....	55
1.24	Comportamiento de un proceso en régimen dinámico y estacionario...	55

2.1	Formato para el llenado de la lista de verificación.....	82
3.1	Esquemas de los sistemas de procesamiento en cubierta (PRO II).....	84
3.2	Valores relativos de presión para válvulas de seguridad en relación con la presión de graduación.....	89
3.3	Flujo de gas producido en la primera etapa de separación.....	90
3.4	Válvulas de relevo de presión en el separador de primera etapa.....	93
3.5	Despresurización del separador de primera etapa FA-101A.....	93
3.6	Vapores producidos de acuerdo a la condición de fuego en FA-101B..	96
3.7	Incremento de la presión en el separador de primera etapa FA-101B...	96
3.8	Despresurización de acuerdo al diámetro de 4 pulg en el separador de primera etapa FA-101B.....	98
3.9	Configuración del sistema de despresurización en la primera etapa de separación.....	100
3.10	Despresurización del separador de acuerdo al diseño y configuración del sistema.....	101
3.11	Flujo de gas generado en la segunda etapa de separación.....	104
3.12	Apertura de la válvula de alivio de presión en el separador FA-102.....	105
3.13	Tiempo de despresurización en el separador de segunda etapa FA-102.....	106
3.14	Flujo de gas producido de acuerdo a la condición de fuego en FA-102	107
3.15	Incremento de la presión en el separador de segunda etapa FA-102.....	108
3.16	Despresurización del sistema de acuerdo al diámetro calculado para la BDV.....	110
3.17	Sistema de despresurización a presencia de fugo en el separador FA-102.....	112
3.18	Tiempos de despresurización del separador de FA-102 a presencia de fuego.....	112
3.19	Flujo de gas generado en la tercera etapa de separación.....	115
3.20	Simulación de la fuga de 0.25 pulg, primera etapa de separación.....	119
3.20	Efectos de la fuga de 0.25 pulg sobre la variable de presión en el separador FA-101A.....	120
3.21		

3.22	Fuga de 0.5 pulgadas de diámetro en la descarga de gas del separador de primera etapa.....	121
3.23	Efectos de la fuga de 0.5 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.....	122
3.24	Simulación de la fuga de 0.75 pulg, primera etapa de separación.....	123
3.25	Efectos de la fuga de 0.75 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.....	123
3.26	Simulación de la fuga de 1 pulg, primera etapa de separación.....	124
3.27	Efectos de la fuga de 1 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.	125
3.28	Simulación de la fuga de 1.5 pulg, primera etapa de separación.....	126
3.29	Efectos de la fuga de 1.5 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.....	126
3.30	Simulación de la fuga de 2 pulg, primera etapa de separación.....	127
3.31	Efectos de la fuga de 2 pulg sobre la variable de presión en el separador FA-101A.....	128
3.32	Simulación de la fuga de 3 pulg, primera etapa de separación.....	129
3.33	Efectos de la fuga de 3 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.	129
3.34	Simulación de la fuga de 4 pulg, en la primera etapa de separación.....	130
3.35	Efectos de la fuga de 4 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.	131
3.36	Simulación de la fuga de 0.75 pulg, segunda etapa de separación.....	133
3.37	Efectos de la fuga de 0.75 pulg sobre la variable de proceso.....	134
3.38	Simulación de la fuga de 1 pulg, segunda etapa de separación.....	135
3.39	Efectos de la fuga de 1 pulg sobre la variable de proceso.....	135
3.40	Simulación de la fuga de 1.5 pulg, segunda etapa de separación.....	136
3.41	Efectos de la fuga de 1.5 pulg sobre la variable de proceso.....	137
3.42	Simulación de la fuga de 2 pulg, segunda etapa de separación.....	138
3.43	Efectos de la fuga de 2 pulg sobre la variable de proceso.....	138
3.44	Simulación de la fuga de 3 pulg, segunda etapa de separación.....	139
3.45	Efectos de la fuga de 3 pulg sobre la variable de proceso.....	140

3.46	Taza de fuga acreditada al diámetro de 2 pulg en FA-101A.....	142
3.47	Efectos de la fuga de 2 pulg sobre las variables de proceso.....	142
3.48	Volumen de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 3 pulgadas.....	143
3.49	Volumen de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 3 pulgadas.....	144
3.50	Respuesta del sistema de control de presión debido a la fuga de 3 pulgadas.....	145
3.51	Efectos en el nivel del separador FA-102 por fuga en primera etapa....	145
3.52	Efectos en la presión del FA-102 por fuga en la primera etapa.....	146
3.53	Flujo de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 4 pulgadas de diámetro.....	147
3.54	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel.....	147
3.55	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión.....	148
3.56	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-102.....	149
3.57	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-102.....	149
3.58	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-201.....	150
3.59	Fuga de 3 pulg de diámetro en el lado crudo del separador de segunda etapa.....	152
3.60	Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable nivel.....	153
3.61	Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable presión.....	153
3.62	Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable nivel del FA-101A.....	154
3.63	Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable presión del FA-101A..	155
3.64	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-102.....	156
3.65	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del FA-102.....	156
3.66	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-201.....	157
3.67	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-201.....	157

3.68	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel en el separador de primera etapa.....	158
3.69	Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión en el separador de primera etapa.....	159
3.70	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 1.5 pulgadas.	161
3.71	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 2 pulgadas....	161
3.72	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 3 pulgadas....	162
3.73	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 1.5 pulgadas.	163
3.74	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 2 pulgadas....	164
3.75	Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 3 pulgadas....	164
3.76	Separadores FA-101A/B en la simulación dinámica.....	167
3.77	Condición de muy bajo nivel del separador de primera etapa FA-101A.....	168
3.78	Condición de muy baja presión atribuida al muy bajo nivel en FA-101A.....	169
3.79	Condición de muy baja presión atribuida al muy bajo nivel en FA-101B.....	169
3.80	Colocación de las válvulas check a la descarga de gas evitando el flujo inverso.....	170
3.81	Activacion del control antisurge en el compresor GB-601AB.....	171
3.82	Activacion del control antisurge en el compresor GB-602AB.....	171
3.83	Activacion del control antisurge en el compresor GB-603AB.....	172
3.84	Respuesta del separador FA-102 a condicion de muy bajo nivel en FA-101A.....	173
3.85	Comportamiento de la presión en la segunda etapa de separación debido a la condición de muy bajo nivel en FA-101A.....	173
3.86	Apertura del sistema antisurge del compresor GB-502AB.....	174
3.87	Respuesta del separador FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-101A.....	175
3.88	Condiciones de bajo flujo a la bomba GA-100.....	175
3.89	Bajo flujo y baja presión en el deshidratador electrostático FA-801.....	176

3.90	Condiciones de estabilidad en la variable nivel del separador FA-102.	177
3.91	Condiciones de estabilidad en la variable presión del separador FA-102.....	177
3.92	Bloqueo en la alimentación al separador asumida a una falla en el sistema de control.....	178
3.93	Condicion de muy bajo nivel en el separador de segunda etapa.....	179
3.94	Condicion de muy baja presión en el separador de segunda etapa.....	180
3.95	Activacion del sistema antisurge debido al muy bajo nivel en FA-102.	180
3.96	Respuesta de la primera etapa de separacion a la condicion de muy bajo nivel en FA-102.....	181
3.97	Comportamiento de la presión en el separador FA-101A a casusa del muy bajo nivel en FA-102.....	182
3.98	Flujo inverso debido a la disminución de la presión en la primera etapa.....	183
3.99	Activación del sistema antisurge en compresores debido al bajo flujo de gas de la primera etapa de separación.....	183
3.100	Efectos en FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-102.....	184
3.101	Efectos en la presión de FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-102.....	185
3.102	Activación del sistema antisurge en GB-401A.....	186
3.103	Activación del sistema antisurge en GB-403A.....	186
3.104	Bajo flujo de crudo hacia GA-100 asumido a la condición de muy bajo nivel en el separador FA-201.....	187
3.105	Bajo flujo y baja presión hacia FA-801.....	188
3.106	En “a” se muestra el control de nivel y “b” muestra el control de presión en FA-204.....	189
3.107	Condición crítica de muy bajo nivel en la tercera etapa de separación.	189
3.108	Efectos del muy bajo nivel en la variable presión.....	190
3.109	Bajo flujo hacia GA-100 asumido al bajo nivel en FA-201.....	191
3.110	Bajo flujo hacia FA-801 asumido al muy bajo nivel en FA-201.....	191

3.111	Activación del sistema de antisurge en el compresor GB-401A.....	192
3.112	Activación del sistema de antisurge en el compresor GB-403A.....	193
3.113	Efectos del separador FA-102 a la condición de alto nivel en FA-201.	193
3.114	Efectos del separador FA-101A a la condición de alto nivel en FA-201.....	194
3.115	Efectos en el separador FA-101A sobre la variable nivel lado agua a la condición de alto nivel en FA-201.....	195
3.116	Condición crítica de muy alto nivel en FA-101A.....	198
3.117	Efectos de la variable presión a causa de la condición de muy alto nivel en FA-101A.....	199
3.118	Efectos de la variable nivel en el separador de segunda etapa.....	200
3.119	Efectos de la variable presión en el separador de segunda etapa.....	200
3.120	Condición crítica de muy alto nivel en FA-102.....	201
3.121	Efectos de la variable presión a causa de la condición de muy alto nivel en FA-102.....	202
3.122	Efectos en FA-101A a condición de muy alto nivel en FA-102.....	203
3.123	Figura 3.122. Efectos en la presión de FA-101A a condición de muy alto nivel en FA-102.....	203
3.124	Efectos de la variable nivel en FA-201 a condición de muy alto nivel en FA-102.....	204
3.125	Efectos de la variable presión en FA-201 a condición de muy alto nivel en FA-102.....	205
3.126	Descarga bloqueada en el separador de primera etapa.....	209
3.127	Despresurización del separador de primera etapa FA-101A por descarga bloqueada.....	210
3.128	Inestabilidad en compresores debido a la descarga bloqueada en FA-101A.....	211
3.129	Descarga bloqueada en el separador de segunda etapa FA-102.....	212
3.130	Despresurización de FA-102 a descarga bloqueada.....	212
3.131	Activación del sistema antisurge en GB-502A.....	213
3.132	Activación de la PSV en el separador de segunda etapa FA-204.....	214

3.133	Activación del sistema antisurge en GB-401A.....	214
-------	--	-----

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
1.1	Principales productores de petróleo a nivel mundial al cierre de 2011.	5
1.2	Recursos prospectivos al 1 de enero del 2012.....	8
1.3	Clasificación de los crudos de acuerdo a sus características.....	9
1.4	Clasificación de los crudos en México.....	10
1.5	Número de eventos ocurridos con su respectiva frecuencia en las actividades de petróleo y gas en las unidades del tipo FPSO.....	35
1.6	Diferencias en los entre los simuladores estáticos y dinámicos.....	53
1.7	Comparativa del alcance de la simulación estacionaria y dinámica.....	56
2.1	Características generales del crudo 11.1° API.....	71
2.2	Datos de temperatura y porcentaje de destilados para crudo 11.1 °API	72
2.3	Componentes de la corriente de gas ingresados al simulador.....	72
2.4	Normas y códigos utilizados en los DTIs, DFP y simulaciones.....	80
2.5	Equipos y su correspondiente tabla para aplicación del <i>Check List</i> por API RP 14C.....	82
3.1	Combinaciones disponibles de cuerpo y orificios para PSV por API y ASME.....	91
3.2	Datos introducidos al FLO, separador FA-101B.....	97
3.3	Diámetro seleccionado, separador FA-101B.....	97
3.4	Datos introducidos al FLO, separador FA-102.....	109
3.5	Diámetro óptimo para el sistema de despresurización, separador FA-102.....	109
3.6	Propiedades de las corrientes donde se presentan las distintas fugas....	118
3.7	Características de las válvulas usadas en la simulación dinámica de fugas.....	132
3.8	Características de las válvulas usadas en la simulación dinámica de fugas.....	141
3.9	Taza de fuga atribuida a cada diámetro de fuga y la respuesta en las	151

	variables de proceso.....	
3.10	Taza de fuga atribuida a cada diámetro de fuga y respuesta en las variables de proceso.....	159
3.11	Taza de liberación de gas en función del diámetro de orificio de la fuga.....	162
3.12	Taza de gas liberado en función del diámetro de la fuga.....	165
3.13	Resumen de la condición crítica de muy bajo nivel en las etapas de separación.....	196
3.14	Resumen de la condición de muy alto nivel en las etapas de separación.....	206
3.15	Resumen de la condición de muy alta presión en las etapas de separación.....	215

INTRODUCCIÓN

El incremento en la demanda de energía y el lento desarrollo de fuentes alternativas han mantenido hasta la actualidad a los combustibles fósiles como la principal fuente de energía en el mundo. La producción global de aceite y gas dentro de los continentes, incluyendo a México, ha comenzado a disminuir considerablemente, esto básicamente, reflejado en la disminución de producción de sus principales pozos petroleros, en tierra como en aguas someras (tirantes menores de 500 m). Debido a este panorama se han establecido una serie de programas en los cuales se busca aumentar las reservas y por ende la producción, una de las estrategias de mayor relevancia es la exploración y explotación de campos en aguas profundas (tirantes mayores a 500 m), ya que de acuerdo a estudios realizados de los recursos prospectivos, alrededor del 53.6% se encuentran en aguas profundas del Golfo de México (Secretaría de Energía. 2013), los cuales serán determinantes para mantener la producción de aceite crudo.

En aguas profundas se utilizan sistemas flotantes de producción para la explotación de recursos petroleros, dado que no es técnica ni económicamente factible utilizar plataformas de acero soportadas en el lecho marino, tal como se usa en aguas someras, entre estos sistemas se tiene a los Sistemas Flotantes de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO, por sus siglas en idioma inglés). Los FPSOs son los sistemas flotantes más complejos desde el punto de vista de los sistemas de procesamiento, dado que en el mismo sistema, agrupan las operaciones de separación, estabilización, deshidratación y almacenamiento de grandes cantidades de petróleo crudo; tienen la capacidad de manejo del gas producido, ya sea para inyección a pozos o para su envío a tierra; además de que son autosuficientes en el suministro de gas combustible y corriente eléctrica. De acuerdo a estudios realizados, indican que por cada 100 pies de profundidad agregada, aumenta la probabilidad de un incidente en un 8.5% (Muehlenbachs, Cohen y Gerarden, 2013), por tal razón es necesario avanzar hacia estudios de factibilidad técnica y en cuestiones de riesgo asociados a los sistemas de procesamiento del tipo FPSO, con fin de que su operación sea acorde a las prácticas y estándares establecidos por Petróleos Mexicanos y organismos internacionales.

Hoy en día, los simuladores de procesos son herramientas poderosas que permiten simular verdaderas instalaciones de producción, bajo este principio se emplea software Dynsim para simular dinámicamente, el sistema de procesamiento en cubierta de un FPSO, cabe señalar que para realizar la simulación dinámica se parte de la simulación en régimen estacionario mediante el software de procesos PRO II. Una vez simulado dinámicamente y estabilizado el proceso, se prosigue con el planteamiento de escenarios de riesgo y condiciones críticas.

El primer escenario planteado en la simulación dinámica fue el de fuego para generación de vapores que permiten determinar el dimensionamiento óptimo de las válvulas de despresurización en cada etapa de separación. El flujo de calor utilizado fue obtenido del NFPA 921 en función del área superficial de cada equipo y a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218, el acero al carbón (material de fabricación de los separadores), pierde el 60% de su integridad mecánica. El flujo de vapor se hace pasar mediante el uso de un serpentín interno colocado en los separadores, de esta forma hay un incremento progresivo en la temperatura interna y por ende la generación de vapores, dicho vapores son liberados mediante la apertura de la válvula *blowdown* (abre a presencia de fuego confirmado). Se toma el dato de vapores generados con el cual se dimensiona el sistema de despresurización (BDV, orificio de restricción y válvula on/off). Una vez dimensionado el sistema se transporta a la simulación dinámica, en la cual se corroboran los tiempos de despresurización indicados en el API RP 520, concluyendo el óptimo diseño del sistema de despresurización, ya que se verificó la necesidad y utilidad de un sistema de despresurización en caso de fuego, el cual consiste de una válvula BDV, un orificio de restricción y válvula manual de bloqueo. Resaltando el desempeño del orificio de restricción y su impacto en los tiempos de despresurización y en las velocidades subsónicas de relevo.

Mediante el uso del software, se realizó el dimensionamiento de las válvulas de alivio de presión (PSVs), de cada uno de los equipos involucrados en las etapas de separación, dichas válvulas fueron dimensionadas por la condición más crítica (descarga bloqueada) y de acuerdo a lo establecido en el API RP 520 y la NFR-031-PEMEX-2007. Una vez dimensionadas fueron transportadas a la simulación dinámica donde se simuló un posible escenario de descarga bloqueada, corroborando de esta forma el diseño y los tiempos de

despresurización indicados en el API RP 520. De esta manera se cuenta con un sistema de despresurización capaz de reducir la tensión interna, extendiendo así la vida útil del recipiente a una temperatura dada; reducir el riesgo de falla por descarga bloqueada y por la presencia de fuego.

En un segundo escenario se estudió un conjunto hipotético de fugas en líneas de proceso, mediante el uso de la simulación dinámica. Las fugas se establecieron de forma estratégica sobre líneas del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, tal que fueran representativas en el sistema. Se simularon fugas en fase líquida (crudo) y gas, que van desde $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3 hasta 4 pulgadas de diámetro, la simulación permitió determinar la tasa de liberación en función del diámetro de la fuga, de esta forma se pudo definir qué diámetro tendría efectos sobre la variable de proceso, sin embargo se determinó que las afectaciones sobre las variables de proceso son mínimas debido a que el sistema de control corrige estas desviaciones, por lo que resulta imperceptible la detección de fugas mediante las desviaciones en las variables de proceso, sin embargo dichas fugas pueden ser detectadas por el sistema de control, básicamente en los porcentaje de apertura de la válvula de control. En dicho escenario se concluye que es factible proponer una forma alternativa de deducir la presencia de fugas, la cual es mediante el porcentaje de apertura de la válvula de control (ubicada corriente arriba de la fuga) y los disturbios en equipos corriente debajo de la fuga planteada. Estos datos ayudan a detectar más rápido y con mayor certidumbre las fugas estudiadas, que cuando se espera a que sean detectadas por instrumentos que monitorean, por ejemplo, caídas de presión o flujo, de esta forma ayudar a minimizar los riesgos de ocurrencia de incidentes industriales (explosiones e incendios), como incendios que tienen su origen en fugas de hidrocarburos líquidos o gaseosos y que ponen en riesgo la integridad del personal, infraestructura y medio ambiente.

El tercero y último escenario planteado en la simulación dinámica fue el de búsqueda o selección de equipo crítico que requiera un paro total de *topsides*, en el cual se llevó a los separadores a sus condiciones críticas de: muy bajo nivel; muy alto nivel; muy baja presión y muy alta presión, de esta forma se determinaron los efectos en equipos ubicados aguas abajo y aguas arriba, según sea el caso, así como los tiempos en que dichos equipos comienzan a reflejar cambios en sus variables de operación. Se logró determinar qué

equipo, de presentar alguna de las condiciones críticas arriba mencionadas, llevarían a un paro total del sistema de procesamiento en cubierta. La importancia de este escenario radica en que ayuda a construir una mejor filosofía para el paro y arranque de nuestro sistema de procesamiento así como a establecer la mejor estrategia para el sistema de paro por emergencia, así como la valoración de la utilidad de usar y consultar normas prescriptivas (como el API 14C o el ISO 10418), es decir, se pudo comprobar que dicha norma “sugiere” de forma correcta el uso de válvulas de retención (*check*) a la salida de los risers de producción de gas ya que la simulación dinámica ayuda a detectar escenarios donde el flujo inverso ocurre.

Una vez simulados los escenarios de riesgos se construyeron los DTIs del sistema de procesamiento los cuales se apegaron a normas establecidas por Petróleos Mexicanos y normas internacionales. Una vez desarrollados se les aplicó la lista de verificación (*Check List*) establecido en el API RP 14C (Práctica recomendada para el análisis, diseño, instalación y pruebas de los sistemas básicos de seguridad de la superficie de las plataformas de producción costa afuera), para cada uno de los equipos y líneas del proceso. Posteriormente se aplicaron las recomendaciones arrojadas por la lista de verificación a los diagramas de tubería e instrumentación, y de esta forma se cuenta con los requisitos mínimos de seguridad con los que una instalación de operación costa afuera debe operar, permitiendo obtener un primero y un segundo nivel de protección ante eventos inseguros, salvaguardado la integridad de los equipos, el personal y el medio ambiente.

La finalidad de realizar éste proyecto es construir un modelo de simulación dinámica de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos para un FPSO, que puede manejar flujos y condiciones de operación del orden de magnitud de una instalación industrial real, con el objetivo de plantear condiciones de riesgo, lo que permite aportar al desarrollo de la infraestructura humana con habilidades en las tecnologías del ámbito de aguas profundas, esto es una aportación importante para contar con herramientas de análisis y diseño que estarán listas para la práctica industrial en nuestro país y con ello que las operaciones realizadas en las instalaciones de aguas profundas se realicen bajo condiciones de riesgo aceptables, permitiendo mantener dentro de estándares de seguridad dichas instalaciones, así como la inserción de ingenieros químicos de proceso con conocimientos de diseño

inherentemente seguros y con perspectiva del análisis de riesgos mediante el uso de la simulación dinámica a aspectos básicos del análisis de riesgos en procesos de sistemas flotantes.

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO

1.1. Crudo en aguas profundas

1.1.1. Panorama actual de la producción de petróleo en México

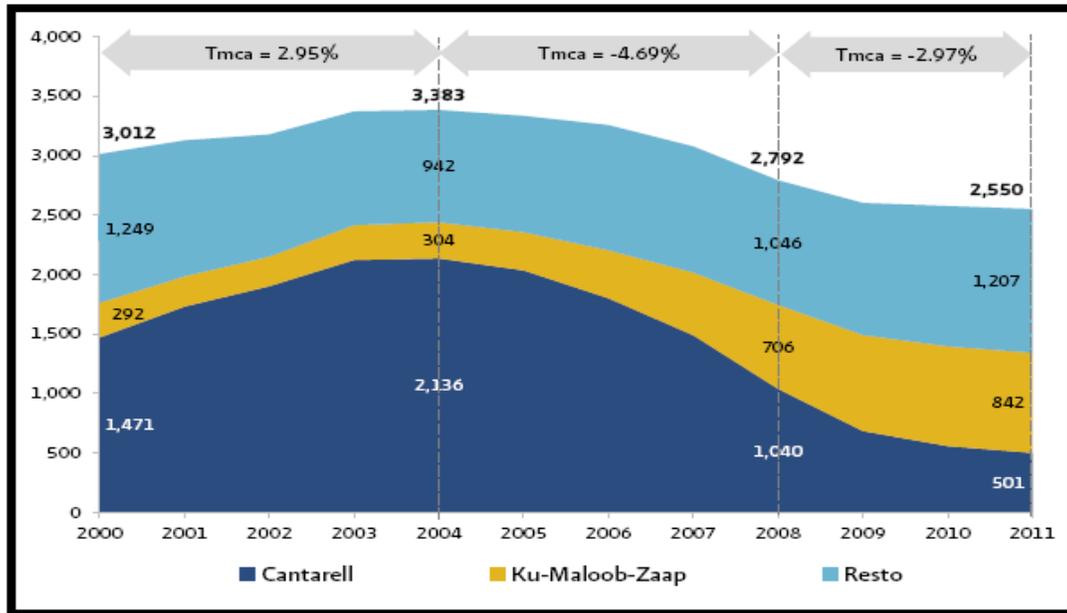
El petróleo es sin duda la principal fuente de energía en el mundo y México es uno de los principales productores de petróleo a nivel mundial (tabla 1.1), sin embargo de acuerdo a esta nueva clasificación México desciende de la 7° a la 8° posición.

Tabla 1.1. Principales productores de petróleo a nivel mundial, al cierre del 2011.
(Miles de barriles diarios)

Posición	País	2010	2011	Variación % 2010-2011
1	Arabia Saudita	9,955	11,161	12.1%
2	Federación Rusa	10,150	10,280	1.3%
3	Estados Unidos	7,555	7,841	3.8%
4	Irán	4,338	4,321	-0.4%
5	China	4,077	4,090	0.3%
6	Canadá	3,367	3,522	4.6%
7	Emiratos Árabes Unidos	2,867	3,322	15.9%
8	México	2,958	2,938	-0.7%
9	Kuwait	2,518	2,865	13.8%
10	Iraq	2,480	2,798	12.8%
11	Venezuela	2,775	2,720	-2.0%
12	Nigeria	2,453	2,457	0.2%
13	Brasil	2,137	2,193	2.6%
14	Noruega	2,137	2,039	-4.6%
15	Kazajstán	1,818	1,841	1.2%
Total primeros 15 países		61,585	64,388	4.6%
Total resto del mundo		20,895	19,187	-8.2%

Fuente: *BP Statistical Review of World Energy, June 2012.*

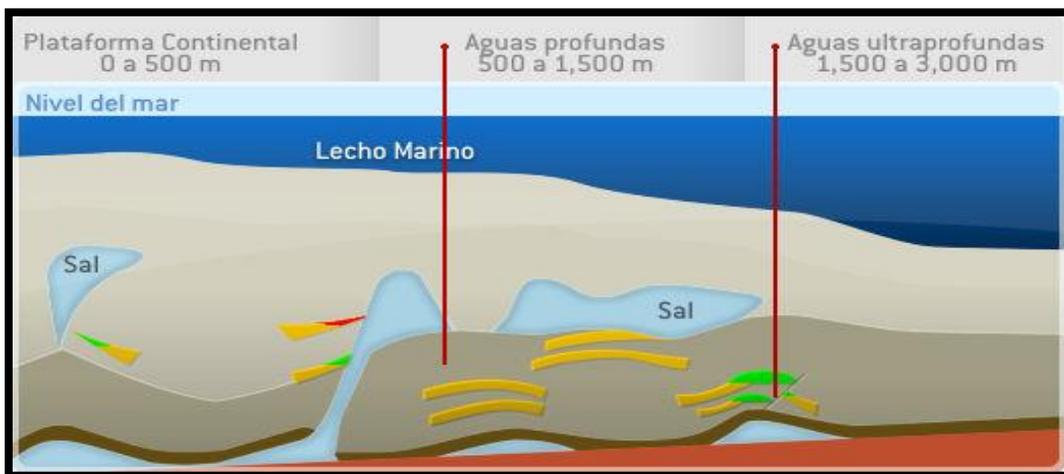
El descenso de México como productor de petróleo a nivel mundial, se debe principalmente a la declinación en la producción de crudo de sus principales cuencas petroleras como es el caso de Cantarell y Ku-Maloob-Zaap, como se observa en la gráfica 1.1, la producción de estos grandes campos ha comenzado a decaer, principalmente a partir de los últimos tres años, donde se observa la declinación en la producción de crudo.



Fuente: *Prospectiva de petróleo 2012-2026. SENER*

Grafica 1.1. Evolución de la producción nacional de crudo, 2000-2011.
(Miles de barriles diarios)

Debido a este panorama se han establecido una serie de programas en los cuales se busca aumentar las reservas y por ende la producción, una de las estrategias de mayor relevancia es la exploración y explotación de campos en aguas profundas. Cuando se habla de aguas profundas se refiere a tirantes de agua mayores a 500 m tal y como se muestra en la figura 1.1.

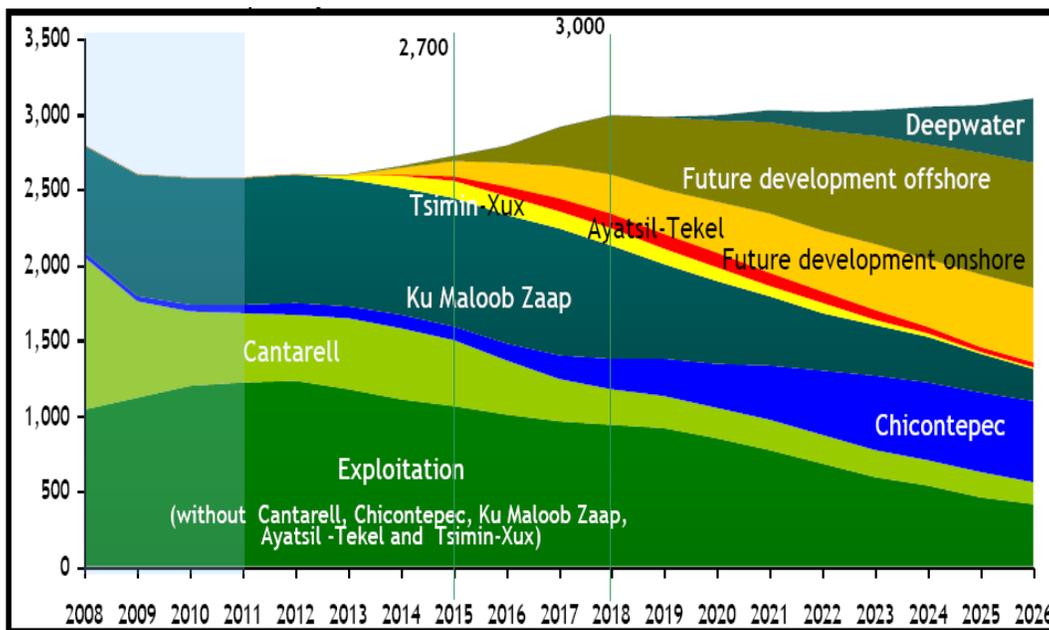


Fuente: *www.pemex.com-Aguas profunda.*

Figura 1.1. Definición de aguas someras, profundas y ultra profundas.

1.1.2. Estrategias de explotación de campos en aguas profundas

Sin duda alguna México cuenta con un gran potencial de recursos de hidrocarburos aún sin cuantificar, por tal razón es de vital importancia establecer estrategias de crecimiento en la producción, con el fin de enfrentar la inevitable declinación de los yacimientos en explotación más importantes e incrementar las reservas. De acuerdo a estudios (geológicos y geofísicos) realizados a la fecha, se estima que México cuenta con 54.6 miles de millones de barriles de petróleo equivalente (MMMbpce) de recursos prospectivos al primero de enero de 2012. De acuerdo a estos estudios, de los recursos prospectivos, alrededor del 53.6% se encuentran en agua profundas del Golfo de México, los cuales serán determinantes para mantener la producción de aceite crudo, tal como se muestra en la figura 1.2.



Fuente: www.pemex.com

Figura 1.2. Pronóstico de reservas de crudo (miles de barriles diarios).

Se estima que el 53.5% se encuentran establecidos en las Cuencas del Sureste (Macuspana, Litoral de Tabasco, Salinas del Istmo, Reforma-Comalcalco y la Sonda de Campeche) y el 9.9% se encuentra distribuido en Sabinas, las Cuencas de Burgos, Tampico-Masantla, Veracruz y Plataforma de Yucatán. En la tabla 1.2, se muestra la distribución de los recursos prospectivos al 1 de enero de 2012.

Tabla 1.2. Recursos prospectivos al 1 de enero del 2012.

Cuenca	Recursos Documentados			Recursos Adicionales MMbpce	Total MMbpce
	Aceite MMb	Gas MMMpc	Total MMbpce		
Burgos	327	10,070	2,341	591	2,932
Cuenca del Sureste	12,094	5,250	13,146	6,937	20,083
Golfo de México profundo	10,429	29,700	16,369	10,178	26,547
Sabinas		1,563	313	82	395
Tampico-Misantla	931	4,257	1,783	742	2,525
Veracruz	139	5,335	1,206	382	1,589
Plataforma de Yucatán	447		447	94	541
TOTAL	24,367	56,175	35,605	19,007	54,612

Fuente: www.pemex.com

En lo que respecta a aguas profundas del Golfo de México, en el largo plazo, serán determinantes pues concentra más del 50% de los recursos prospectivos, de estos se tienen identificadas diez áreas importantes: Cinturón Subsalino, Oreos, Nancan, Jaca Patini, Lipax, Yoca, Han, Cinturón Plegado Perdido, Holok y NoxHux. De estas diez áreas, sólo las tres últimas están documentadas y cuentan con estudios de estimaciones económicas, tamaño prospectivo, tipo de hidrocarburo, proximidad de instalaciones, geología y otros elementos técnicos. La figura 1.3 muestra los pozos que se han perforado o están en proceso de perforación en profundidades mayores a 500 m hasta el 2012.

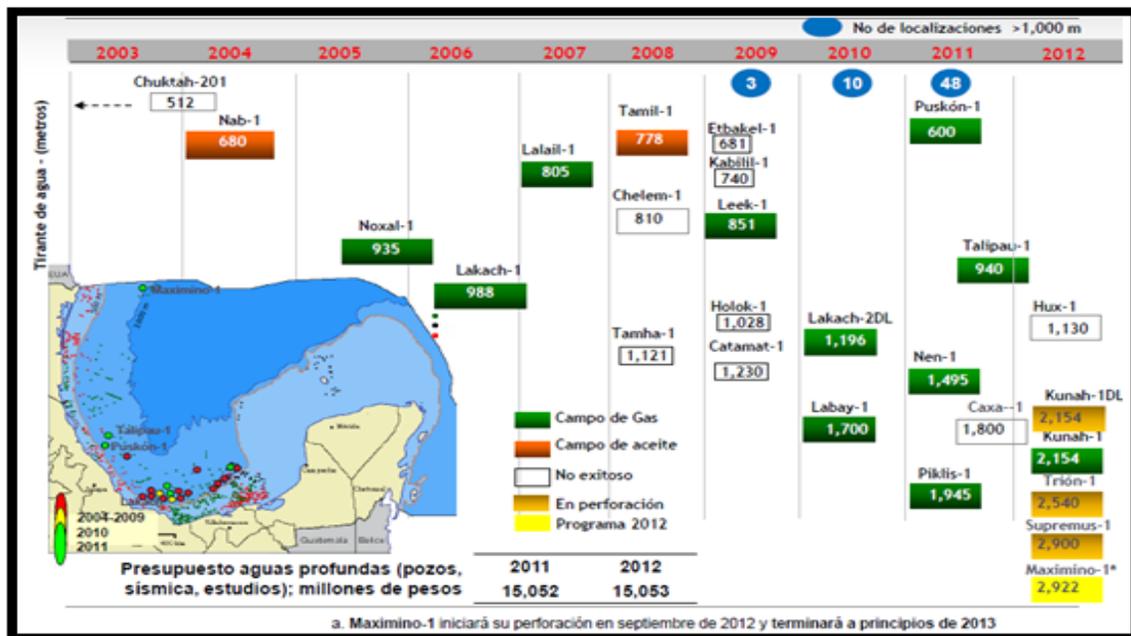


Figura 1.3. Pozos perforados de aguas profundas hasta el 2012.

Hay que destacar que estos recursos prospectivos se caracterizan por ser de alto riesgo y de gran volumen, con costos de desarrollo que demandan inversiones entre 2,000 y 4,000 millones de dólares (Secretaría de Energía, 2012).

1.1.3. Características de los crudos pesados

Se estima que los primeros desarrollos de campos en aguas profundas de PEP (Pemex Exploración y Producción) no serán para crudos pesados. Sin embargo, por las características del petróleo en México, es posible que eventualmente se requiera la explotación de campos con crudos pesados, que en aguas profundas trae requerimientos especiales relacionados con: la complejidad del procesamiento; el aseguramiento de flujo y la rentabilidad de los proyectos (R. Toral, 2008). La tabla 1.3 muestra las características de los diferentes tipos de crudos.

Tabla 1.3. Clasificación de los crudos de acuerdo a sus características.

CARACTERÍSTICAS DEL ACEITE CRUDO	SUPER LIGERO	LIGERO	MEDIO	PESADO	EXTRA PESADO
PESO ESPECÍFICO 60/60°F.	< 0.830	0.830-0.870	0.870-0.920	0.920-1.00	> 1.00
GRAVEDAD API.	> 39.0	39.0<31.1	31.1<22.3	22.3<10.0	10.0<
VISCOSIDAD A 100°F, CST.	1	1-2	2-100	100	
ASFALTENOS, % PESO.	0.1	0.1-1	1.8	8	
CARBÓN CONRADSON, % PESO	0.1	0.1-3	3-13	13	
METALES Ni + V, PPM.	-	10	10-90	300	
AZUFRE, % PESO.	0.1	0.1-1.5	1.5-4.0	4.0	
NITRÓGENO, PPM.	150	15-2250	2250-6000	8000	
PRESIÓN DE VAPOR REID, PSI.	-	8	4.8	4	
ÁCIDO SULFHÍDRICO, PPM.	5	5	5	5	
RECUPERADO HASTA 350°C, % VOL.	100-95	95-70	70-55	25	

Fuente: *Principios Básicos de Refinación, IMP.*

Entre las principales características de los crudos pesados destacan:

- Viscosidades altas (mayores de 300 SSU, a 37.8°C).
- Bajas relaciones de H/C.

- Altos contenidos de contaminantes: Azufre mayor de 2.5% en peso, Vanadio mayor a 150 ppm, Níquel mayor a 40 ppm, Carbón Ramsbotton mayor de 8% en peso e Insolubles en nC5 mayor de 10% en peso.
- Altas producciones de combustóleo (mayor de 50% en volumen del crudo).

Una de las principales características de los crudos es la fluidez o la viscosidad, la cual en crudos pesados y extrapesados es bastante alta, de 500 a 1500 SUS (Segundos Universales de Saybolt). En la escala de viscosidad en centipoise, estos crudos tienen una viscosidad entre 1200 y 95000 centipoise (cP). Se considera que el agua tiene aproximadamente 1 cP de viscosidad, de esta manera se apreciará la poca fluidez de estos crudos. La viscosidad es muy importante en el tratamiento y manejo del crudo pesado y extrapesado, desde el yacimiento hasta el pozo, y desde allí a la superficie, por lo que para garantizar su fluidez es necesario calentarlo, que la presión y la temperatura del yacimiento sean lo suficientemente altas o bien, o adicionarle diluyentes (Campos Álvarez, 2012).

La siguiente tabla 1.4, muestra la clasificación de acuerdo a su gravedad °API de los principales crudos en México.

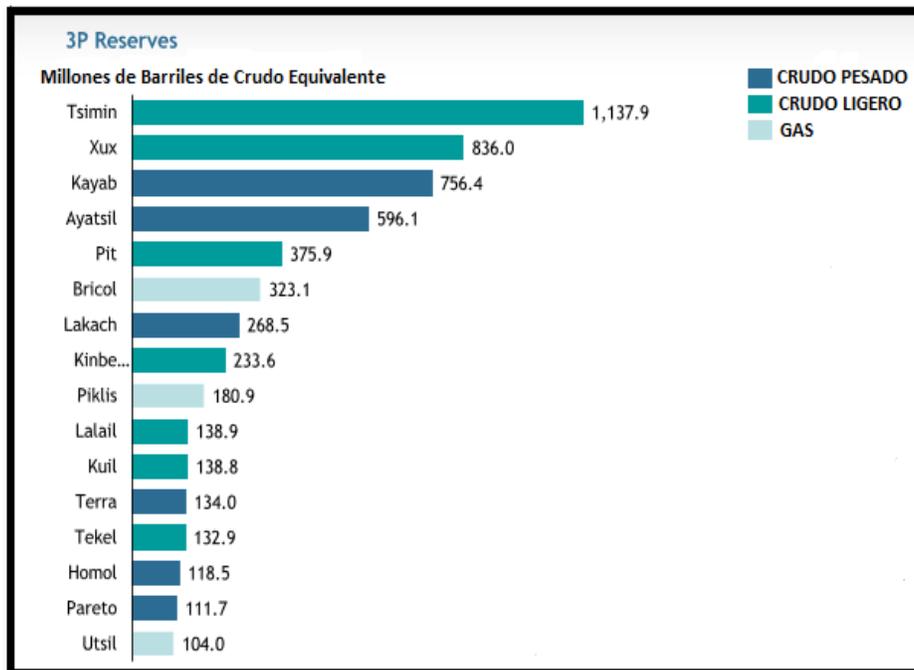
Tabla 1.4. Clasificación de los crudos en México.

	GRAVEDAD °API	Tipo de Crudo
Superligero	>39.0	Olmeca
Ligeros	39.0-31.1	Istmo
Medios	31.1-22.3	-----
Pesados	22.3-10.0	Maya
Extrapesados	10.0	-----

Fuente: *Principios Básicos de Refinación, IMP. Modificada por el autor.*

Los petróleos pesados presentan desafíos en el análisis de fluidos y obstáculos para su recuperación, por lo que la tecnología para la producción de este tipo de crudo tiene que contemplar estos aspectos. El uso en el mundo de los sistemas flotantes para la producción de crudos con densidades menores a 21 °API ha sido más bien marginal. Dado que en aguas profundas en la parte Mexicana del Golfo de México, es muy probable que se tenga

que explotar crudos pesados, es necesario avanzar hacia los estudios de factibilidad técnica del procesamiento de crudos pesados en estos sistemas para posibles aplicaciones en México (Rodríguez Toral, 2009). Una de las tareas desarrolladas en esta tesis fue caracterización de un crudo pesado para evaluar las correlaciones usadas en los simuladores de procesos comerciales con el fin de comparar los valores de viscosidad arrojados con datos que se tienen de este tipo de crudos. Como se puede observar en la gráfica 1.2, una gran cantidad de reservas probadas para Petróleos Mexicanos corresponde a crudos pesados.



Fuente: www.pemex.com

Gráfica 1.2. Características de las reservas probadas.

1.2. Sistemas de explotación de crudo costa afuera

Para la exploración de crudo costa afuera se emplean diversas tecnologías, una manera de realizar una clasificación de este tipo de equipos, es la forma de cómo estas se fijan en su respectivo lugar de trabajo, ya que algunas se fijan firmemente en el lecho marino, como la mayor parte de las plataformas usadas en agua someras (profundidades menores de 500 m), otras flotan y se fijan mediante anclas. Entre las más comunes están:

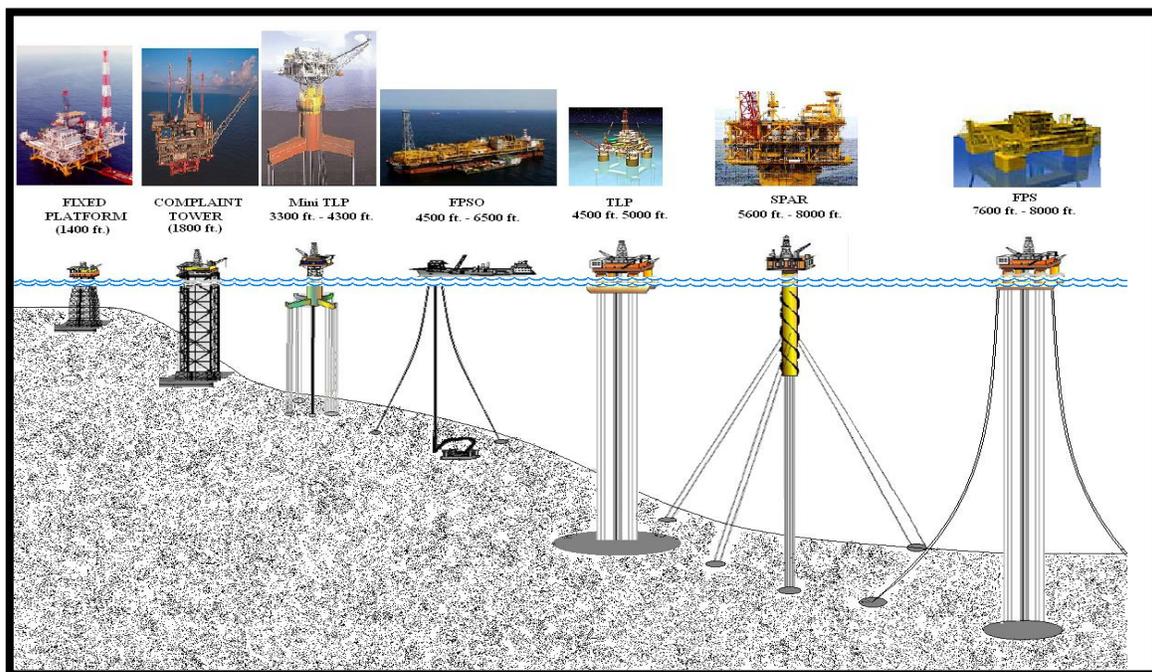
- Torre flexible (“Compliant Tower”).

- Plataformas fijas.
- Plataformas sumergibles
- Plataformas auto-elevables.
- Plataformas flotantes semi-sumergibles.

En lo que corresponde a la explotación de hidrocarburos en aguas profundas y ultra-profundas los equipos de explotación comúnmente usados son:

- Sistema Flotante de Almacenamiento, FSU (Floating Storage Unit).
- Sistema Flotante de Producción, FPS (Floating Production System).
- Sistema Flotante de Producción, Almacenamiento y Descarga, FPSO (Floating, Production, Storage and Offloading system).

De la anterior clasificación, la más completa es el Sistema Flotante de Producción, Almacenamiento y Descarga, FPSO por sus características, ya que este, es capaz de procesar y estabilizar el crudo, así como almacenarlo y posteriormente abastecer otros barcos o plataformas. La figura 1.4, representa las diferentes tipos de tecnologías aplicadas costa afuera, tanto en aguas someras como las que corresponden a aguas profundas.



Fuente: *Pacific Standard*

Figura 1.4. Plataformas fijas y flotantes para la producción de petróleo costa afuera.

1.2.1. Sistemas Flotantes de Producción Almacenamiento y Descarga (FPSO)

Los FPSO consisten en un gran buque tipo tanque, el cual está anclado al lecho marino, es diseñado para procesar y almacenar la producción de distintos pozos cercanos. Esa plataforma es utilizada para profundidades de hasta 3048 metros. Los FPSO son sistemas flotantes que reciben la producción petrolera en sus cubiertas (*topsides*), dan procesamiento a la corriente de petróleo producido y poseen sistemas de proceso en sus cubiertas para lograr la especificación de los productos. El petróleo crudo es separado de la corriente de producción que posee agua, gas y arena, luego de su separación, crudo es estabilizado y deshidratado. Los sistemas de producción, almacenamiento y descarga, no tienen capacidad para efectuar operaciones de perforación ni de reparación de pozos. Debido a su gran área de contacto con la superficie del agua, se obtiene una elevada capacidad de carga en cubierta. Las mayores plataformas del tipo de FPSO tienen capacidad de procesar alrededor de 200 mil barriles de petróleo por día, con una producción asociada de gas de aproximadamente 2 millones de metros cúbicos diarios. Ver figura 1.5.



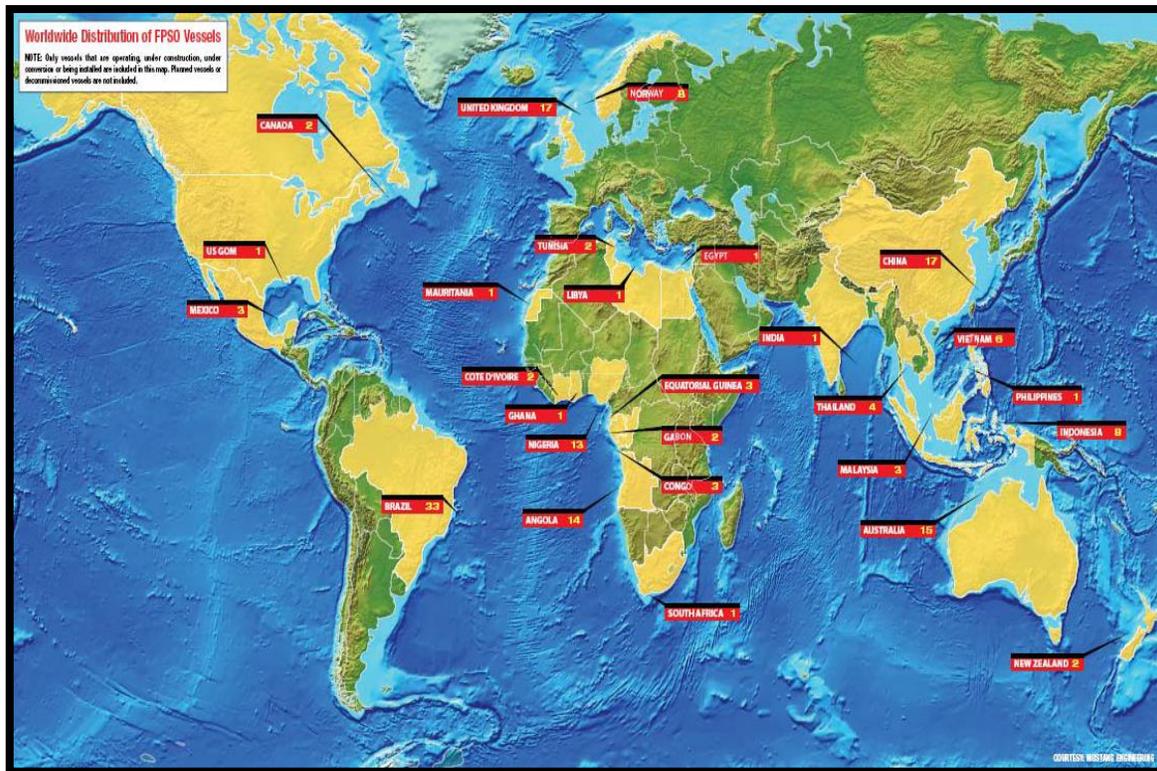
Fuente: www.pemex.com

Figura 1.5. Sistema flotante de producción almacenamiento y descarga (FPSO).

1.2.1.1. Descripción general del usos de los sistemas flotantes en el mundo

El FPSO es un sistema para la explotación de crudos en aguas someras como en aguas profundas, el primer sistema de este tipo fue utilizado en 1993 en Gyphon, Maclure, Tullich en Reino Unido. Para finales de 1950 Brasil empleo su primera unidad de este tipo, su gran

versatilidad ha permitido que su uso sea aplicado en diversas partes del mundo, la figura 1.6 representa la distribución de ese tipo de unidades en el mundo.



Fuente: Mustang Engineering

Figura 1.6. Distribución del uso de los FPSO en el mundo.

Aproximadamente, 260 unidades flotantes de producción de petróleo están operando en el mundo, de estos tipos de unidades, 166 (64%) son del tipo FPSO, siendo Brasil el país que concentra el mayor número de ellas. Del total de sistemas del tipo FPSO, el 63% son construidos a partir de navíos convertidos, siendo el 37% restante construidos especialmente para este fin (Offshore Magazine, 2009).

La figura 1.7 ilustra el crecimiento y el tipo de unidades flotantes de producción de crudo, en la cual se puede observar la amplia preferencia en el uso del tipo FPSO. Por esto, el FPSO se convierte en un sistema viable para realizar las mismas funciones de extracción de crudo en aguas profundas de la parte mexicana del Golfo de México.

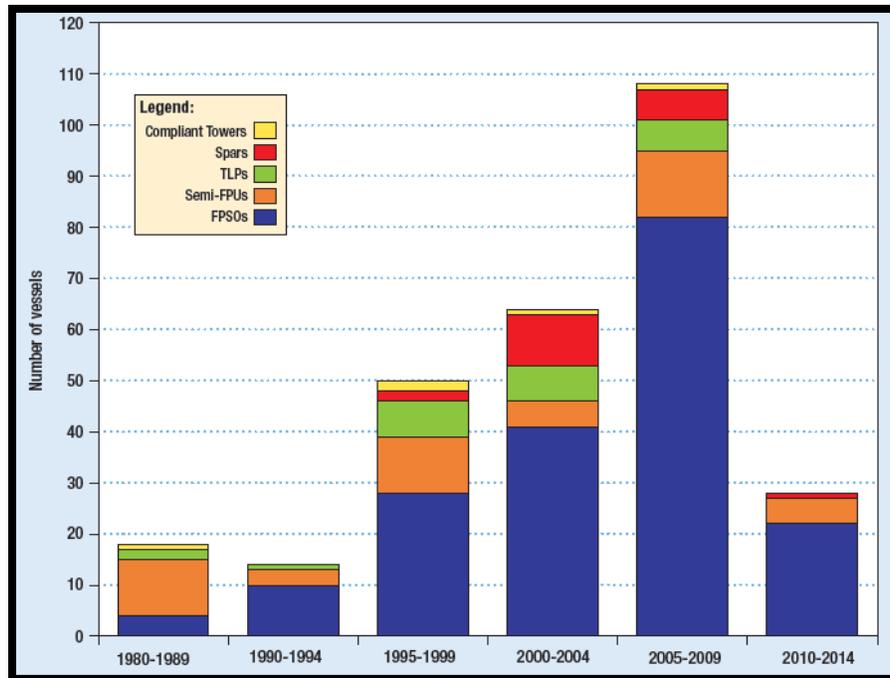


Figura 1.7. Evolución del tipo de unidades de producción de crudo.

Con respecto a México, PEMEX cuenta con este tipo de tecnología, el cual lleva por nombre “Yum Kaknáab”, que significa “Señor del Mar”, está siendo operado por la empresa Noruega *Berguesen Worlwide Offshore* desde el 2007. Se encuentra operando mar adentro a unos 105 kilómetros de la costa de Ciudad del Carmen, con un tirante de agua de 100 metros al norte de Ku-Maloob-Zaap. La unidad tiene la capacidad de almacenar hasta 2.2 millones de barriles de crudo en su cubierta, tiene la capacidad de realizar una mezcla de 600 mil barriles de los distintos crudos y realizar una descarga a buques tanque a un ritmo máximo de 1.2 millones de barriles diarios, por lo que lo ubican entre la unidades más grandes del mundo de este tipo.

Entre los múltiples beneficios que el FPSO le ofrece a PEMEX se encuentran:

- Obtener mayor valor económico de la producción de crudos pesados en la Sonda de Campeche.
- Dota de mayor flexibilidad operativa a las instalaciones de producción de la Región Marina Noreste.
- Permite mezclar crudos de diferente calidad para obtener una mezcla enfocada al mercado de exportación.

1.3. Importancia del uso de los FPSO

PEMEX ha dividido el golfo de México en dos grandes áreas, una denominada plataforma continental que incluye profundidades de tirantes de agua cero hasta 500 m, en las cuales ha reportado la existencia de 817 oportunidades de aceite y la segunda área denominada océano profundo que se extiende hasta límites de aguas internacionales, en esta área se han reportado 172 oportunidades de explotación de aceite.

Pemex Exploración y Producción requiere desarrollar una infraestructura para cumplir con las metas de su plan de negocios, considerando la identificación de oportunidades de explotación de aceite en cada una de las áreas mencionadas anteriormente, donde una de la estrategias establecidas por Petróleos Mexicanos para mantener la producción de crudo, es el empleo de nuevas tecnologías para la exploración y explotación de campos en aguas profundas, siendo estos potencialmente de crudos con gravedad API menores a 21°, por lo que resulta el empleo del FPSO como una de las principales tecnologías que se pudiesen utilizar para este fin. Sencillamente, porque de nada servirá producir crudo si no es distribuido el mismo. Para ello, es preciso su transporte hasta terminales en tierra. En aguas someras, la posibilidad de disponer de oleoducto soluciona este punto. Pero cuando se trata de yacimientos lejanos, como los que se tendrían en aguas profundas, los elevados costos asociados al tendido de oleoductos submarinos hace preciso buscar otras soluciones.

La alternativa de transferir el crudo obtenido y producido a una embarcación petrolera del tipo Shuttle (lanzadera) soluciona la inexistencia de un oleoducto. Sin embargo, si se desea continuidad en la producción de crudo es preciso la utilización de varios buques de este tipo en permanente operación de transferencia, o alternativamente, tener disponible capacidad de almacenaje. La segunda opción es claramente más efectiva, si se considera una plataforma semisumergible, la opción pasaría para disponer de un FSU (unidad flotante de almacenamiento) para cubrir este aspecto. Para disponer de la integración de todas estas funciones es la construcción del FPSO, ahí radica la importancia del mismo (N. Martínez, 2008).

Las tres consideraciones anteriores están interrelacionadas en el mismo sistema, la configuración del FPSO es el resultado de la integración de estos aspectos. Desde un punto

de vista constitutivo, un FPSO está formado por un casco (en el que se incluyen espacios de acomodación) y unas topsides. En el casco se integran todas las funciones de flotador y almacenaje, mientras que en la segunda se integran la planta de proceso.

De acuerdo con la Prospectiva de Petróleo Crudo 2013-2026, realizada por la Secretaría de Energía, la producción en aguas profundas iniciará a partir de 2015 con la producción de gas del proyecto Lakach, en tanto la de aceite iniciará en 2021 con los proyectos Área Perdido y Holok. Por otro lado el Programa Estratégico Tecnológico de Petróleos Mexicanos y sus organismos subsidiarios 2013-2027, en lo que corresponde a la exploración y explotación de campos en aguas profundas, salen a relucir los siguientes puntos, cabe mencionar que solo se mencionan aquellos cuyo principio está ligado a los objetivos de la tesis:

1. Acelerar el potencial del Golfo de México.
2. Desarrollar campos de crudo pesado.
3. Diseño y construcción de infraestructura de producción en tirantes de agua mayores a 500 m.
 - Sistemas submarinos de producción con instalaciones de procesamiento.
 - Sistemas flotantes de producción con instalaciones de procesamiento.
4. Caracterizar de los peligros naturales, de los hidrocarburos y del comportamiento de equipos y sistemas en aguas profundas.
5. Administrar el riesgo y confiabilidad en aguas profundas.

1.4. Descripción general de la unidad de producción, FPSO

Los Sistemas Flotantes de Producción, Almacenamiento y Descarga, FPSO's reciben la producción petrolera en sus cubiertas (*topsides*), dan procesamiento a la corriente de petróleo producido y poseen sistemas de proceso en sus cubiertas para lograr la especificación de los productos (R. Toral, 2008).

En la imagen 1.8, se muestran las principales partes que conforman a un sistema flotante de producción almacenamiento y descarga.



Fuente: SBM Atlantia-Modificada por el autor.

Figura 1.8. Partes principales que conforman a una FPSO.

A continuación se describen cada uno de los sistemas que componen a la unidad, dando un mayor énfasis a los sistemas de procesamiento en cubierta, los culés están directamente relacionados con los objetivos de la tesis.

1.4.1. Plantas de procesamiento (*Topsides*)

El principio general de la planta de procesamiento en un FPSO consiste en recibir el fluido procedente de los pozos y llevarlo a las etapas de separación con el objetivo de separar el agua y gas asociado de la corriente de crudo. El proceso se lleva a cabo mediante el aumento de la temperatura y disminuyendo la presión del fluido procesado a través de las diversas etapas de separación con el fin de obtener el contenido de agua de menos de 0.5% en la corriente de aceite y de gas separado de una manera apropiada.

La figura 1.9 representa la distribución de los distintos módulos en la cubierta del FPSO.

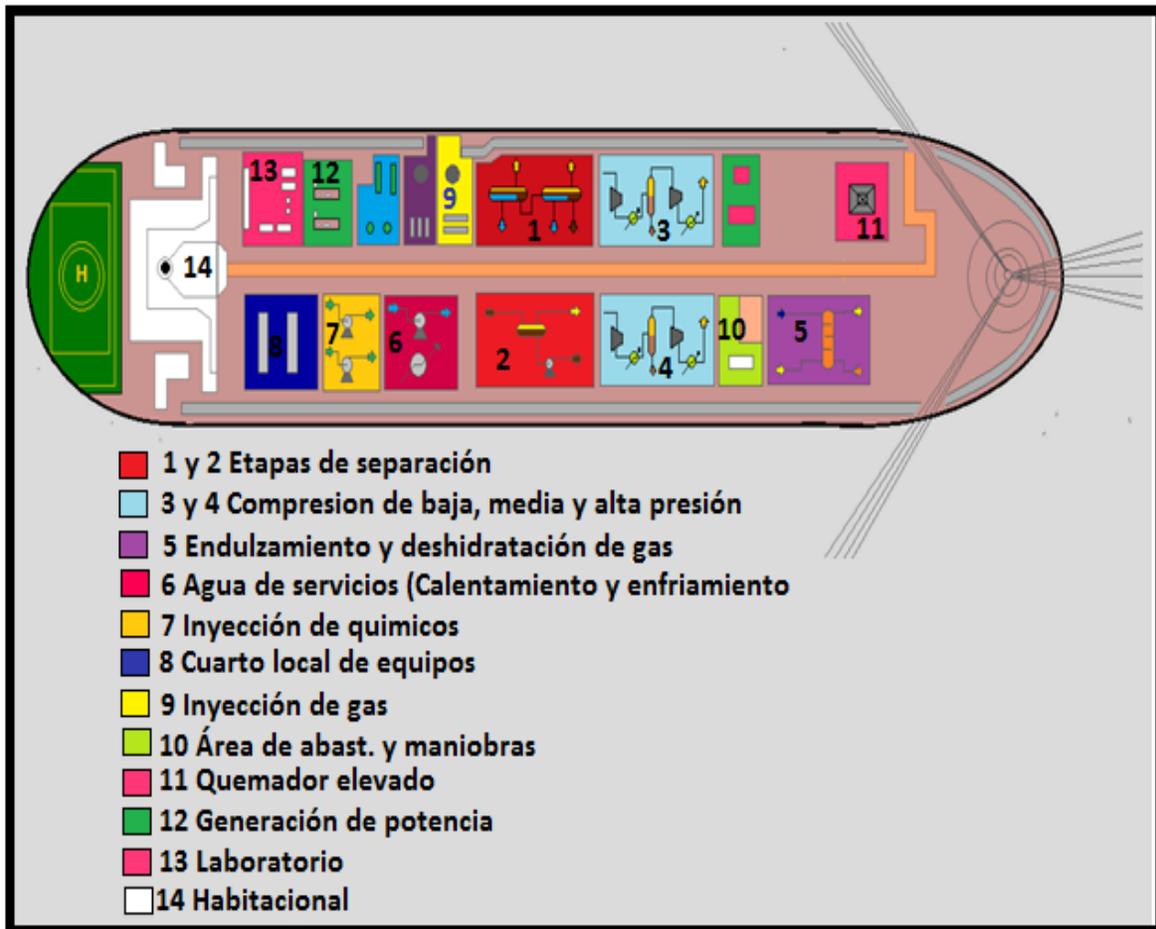


Figura 1.9. Distribución de los modulas en el FPSO.

A partir de las características del yacimiento se dimensiona la planta de producción o procesamiento en la cual se busca estabilizar el crudo. El esquema de la planta de producción responde a una misma representación de bloques propia del proceso de tratamiento de petróleo. De este modo se tiene una primera aproximación a los sistemas principales los cuales operaran de acuerdo a especificación. En la figura 1.10 se puede observar los principales componentes de un sistema de producción en cubierta correspondientes al tratamiento de la mezcla aceite-agua-gas en un FPSO. Cabe señalar que los módulos que están directamente asociados a los objetivos de esta tesis son los correspondientes a las etapas de separación y compresión de gas, los módulos de endulzamiento y deshidratación de gas quedan fuera de tales alcances.

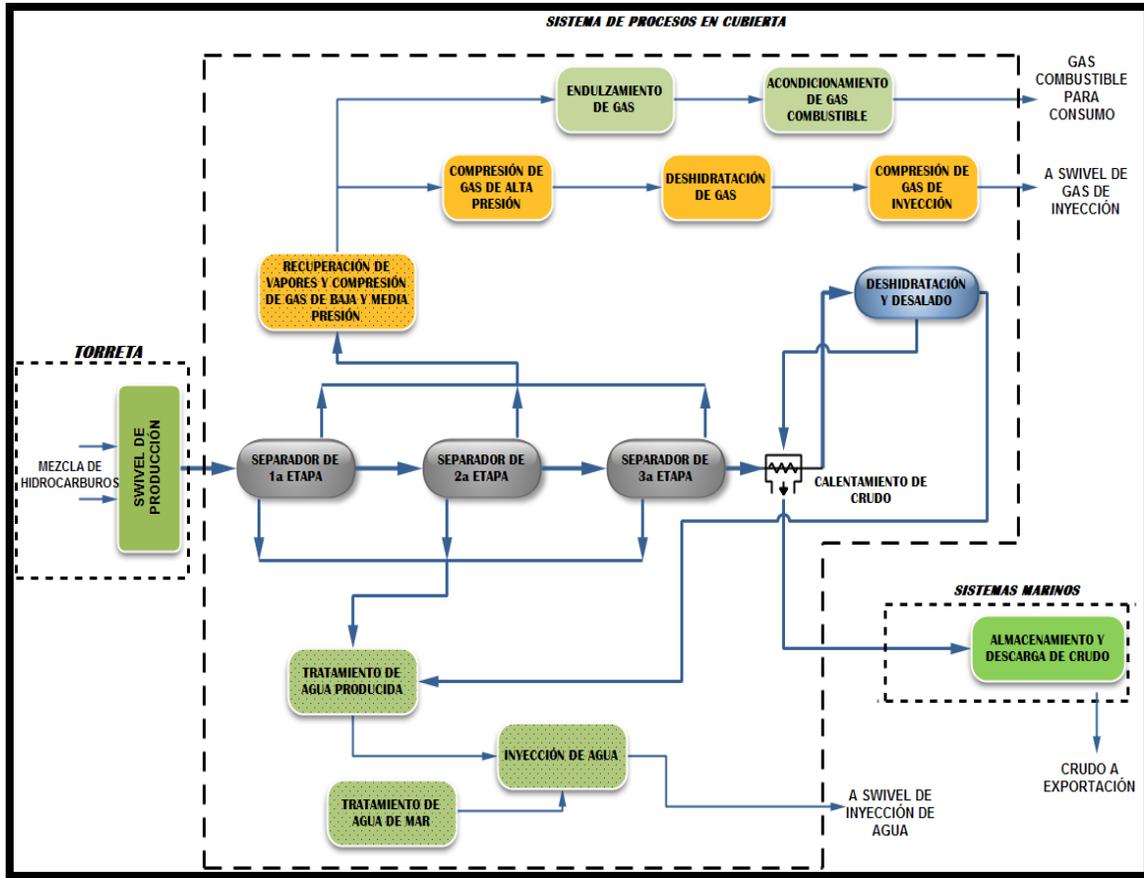


Figura 1.10. Representación esquemática del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO.

El *swivel* de producción se interconecta con los *risers* que conducen los fluidos a los sistemas de procesos en cubierta en el cual se tiene tres etapas de separación, una vez reducido el contenido de agua y gas en el crudo este es enviado al deshidratador electrostático. Se cuenta con diferentes etapas de compresión de gas con la finalidad de obtener gas con calidad de exportación o de inyección a pozo. Dentro de los distintos módulos se cuenta con una planta de endulzamiento de gas y deshidratación de gas, la función primordial del módulo de endulzamiento es obtener un gas dulce bajo especificación que pueda ser utilizado como gas combustible para los diferentes requerimientos del FPSO, básicamente eliminando el contenido de H₂O y CO₂ en una columna absorbidora empacada utilizando aminas. Mientras que el módulo de deshidratación tiene la finalidad de evitar la formación de hidratos en la tuberías, retardar la corrosión y prevenir su condensación, se emplea el sistema de deshidratación de gas donde

se elimina la humedad hasta un 1% del contenido de agua en la corriente de gas amargo, por lo general utilizando trietilenglicol (TEG) como liquido absorbente (O. Pérez, 2006).

Una vez estabilizado el aceite bajo especificación de contenido de agua, de sales y de volátiles, pasa a los sistemas marinos para su almacenamiento y posterior descarga a buque tanque para su transporte a la costa. El agua producida en los separados durante el proceso es manejada para asegurar que el contenido de aceite en la misma se encuentre dentro de parámetros establecidos por la resolución NOM-143-SEMARNAT-2003 antes de ser descargada al mar.

1.4.1.1. Sistemas de separación

Como se describio anteriormente el FPSO cuenta en su cubierta con tres etapas de separacion que consiste en separadores trfasicos (primera y segunda etapa) y sepador bifasico (tecerera etapa). Para lograra la especificacion en la corriente de crudo cuenta con un deshidratadro/desalador, tal y como se muestra en la figura 1.11.

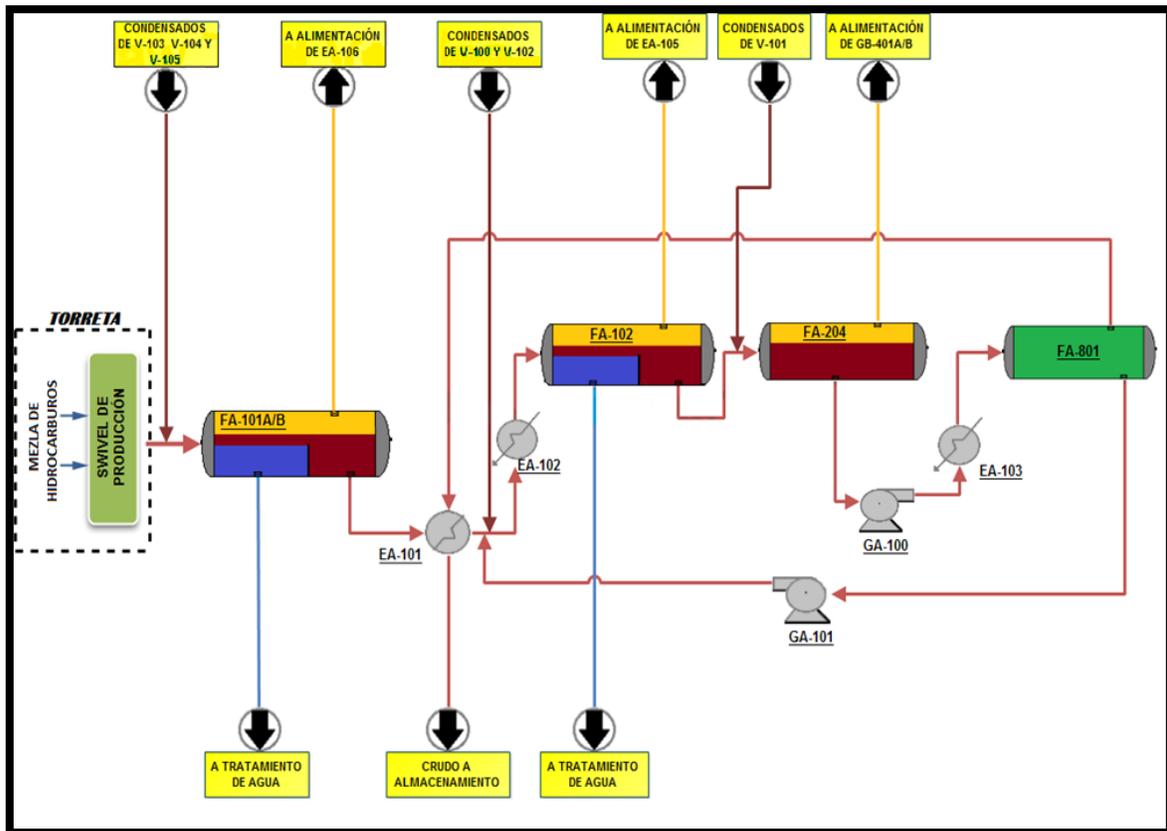
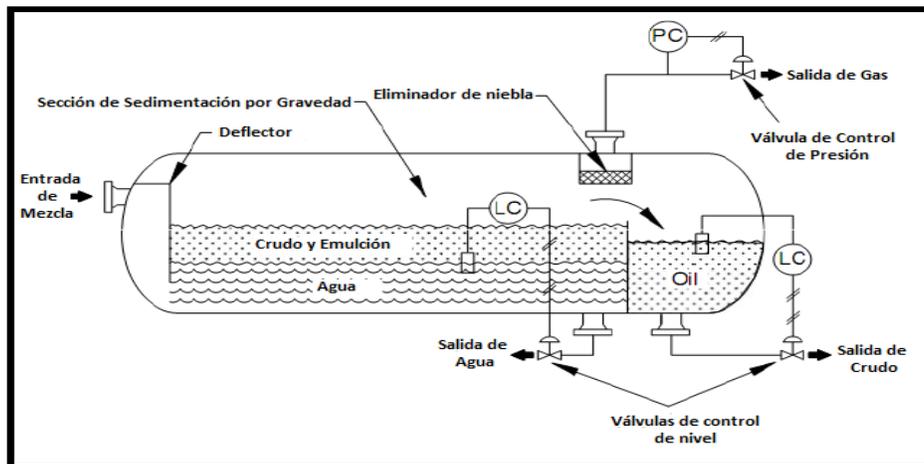


Figura 1.11. Etapas de separación y deshidratación de crudo.

El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado. Los separadores de producción se pueden clasificar en:

- Los **separadores bifásicos** de gas-líquido, en terminología de campo, designa a un recipiente presurizado utilizado para separar los fluidos provenientes de un pozo productor de petróleo y gas, en componentes gaseosos y líquidos a una determinada presión y temperatura.
- Los **separadores trifásicos** se usan en la separación de gas, petróleo y agua en un solo separador, todos los separadores básicos (vertical y horizontal) pueden ser usados para la separación trifásica, independientemente de la forma. En este caso el agua es la impureza que prevalece en la mezcla y debe ser retirada antes de liberar los productos finales. Los separadores trifásicos se usan generalmente cuando hay una gran cantidad de gas a ser separada del líquido.

La figura 1.12, muestra las partes que conforman a un separador trifásico.



Fuente: UIS-Modificada por el autor.

Figura 1.12. Separador trifásico.

Los factores que afectan la eficiencia de la separación:

- Viscosidad del gas.
- Temperatura.
- Densidad del líquido y gas.
- Tamaño de partículas del líquido.

- Velocidad del gas.
- Presión de separación.

Mientras que los factores que intervienen en el diseño de los separadores son los siguientes:

- Composición del fluido que se va a separar.
- Flujo normal de vapor.
- Presión y temperatura de operación.
- Factor de compresibilidad del gas (Z) en condiciones de trabajo.
- Densidad de los fluidos en condiciones de operación.
- Velocidad crítica.
- Constante de K (Souders & Brown).
- Tiempos de retención.
- Relación longitud/diámetro.

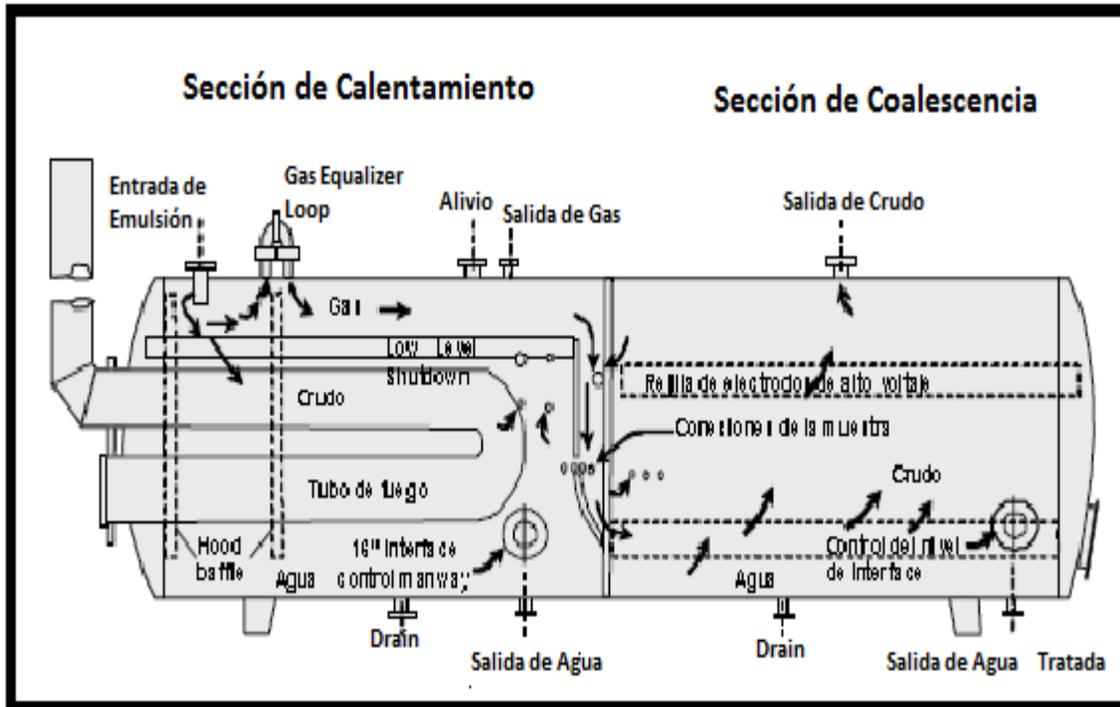
1.4.1.2. Deshidratación electrostática y desalación

La deshidratación de crudos es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado. Generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua.

Una parte del agua producida por el pozo petrolero, llamada agua libre, se separa fácilmente del crudo por acción de la gravedad, tan pronto como la velocidad de los fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite (W/O).

Los **procesos de deshidratación electrostática** consisten en someter la emulsión a un campo eléctrico intenso, generado por la aplicación de un alto voltaje entre dos electrodos. Este dispositivo, generalmente tiene características similares a los de los equipos de separación mecánica presurizados, añadiendo a éstos el sistema de electrodos y de generación de alto voltaje. La aplicación del campo eléctrico sobre la emulsión induce a la formación de dipolos eléctricos en las gotas de agua, lo que origina una atracción entre

ellas, incrementando su contacto y su posterior coalescencia. Como efecto final se obtiene un aumento del tamaño de las gotas, lo que permite la sedimentación por gravedad. Un deshidratador electrostático está dividido en 3 secciones, figura 1.13.



Fuente: Marsifi y Salager.

Figura 1.13. Deshidratador Electrostático.

Entre las ventajas que posee los deshidratadores electrostáticos en comparación con los sistemas de tanques de lavado es que son menos afectados en su operación por las características de los crudos (densidad, viscosidad), agua o agentes emulsionantes, ofrecen mayor flexibilidad, el tiempo de residencia asociado es relativamente corto y por otra parte, son de menor dimensión. Además, con el tratamiento electrostático se obtiene una mejor calidad del agua separada y una mayor flexibilidad en cuanto a las fluctuaciones o variaciones en los volúmenes de producción (Guzmán et al., 1996).

Las ventajas del tratamiento electrostáticos son:

- La emulsión se inhibe a temperaturas muy por abajo que la que requieren los tratadores calentadores.

- Debido a que sus recipientes son mucho más pequeños que los calentadores, eliminadores de agua libre y gun-barrels, son ideales para plataformas petroleras marinas.
- Pueden remover mayor cantidad de agua que otros tratadores.
- Las bajas temperaturas de tratamiento provocan menores problemas de corrosión e incrustación.

El **proceso de desalación** consiste en la remoción de las pequeñas cantidades de sales inorgánicas, que generalmente quedan disueltas en el agua remanente, mediante la adición de una corriente de agua fresca (con bajo contenido de sales) a la corriente de crudo deshidratado. Posteriormente, se efectúa la separación de las fases agua y crudo, hasta alcanzar las especificaciones requeridas de contenido de agua y sales en el crudo.

Las sales minerales están presentes en el crudo en diversas formas: como cristales solubilizados en el agua emulsionada, productos de corrosión o incrustación insolubles en agua y compuestos organometálicos. La salinidad de la fase acuosa varía desde 100 ppm hasta la saturación, que es de 300,000 ppm (30 % peso); sin embargo lo usual es encontrar salmueras en el rango de 20,000-150,000 ppm (2 a 15 % peso). El desalado en campo reduce la corrosión corriente aguas abajo (bombeo, ductos, tanques de almacenamiento).

El desalado se realiza después del proceso de rompimiento de la emulsión en deshidratadores electrostáticos y consiste de los siguientes pasos:

- a) Adición de agua de dilución al crudo.
- b) Mezclado del agua de dilución con el crudo.
- c) Deshidratación (tratamiento de la emulsión) para separar el crudo y la salmuera diluida.

1.4.1.3. Sistemas de compresión de gas

El gas proveniente de las distintas etapas de separación es enviado a compresión. El sistema cuenta con tres etapas de compresión (baja, media y alta presión), es obtener el gas bajo especificación, tal que las etapa de compresión se ajustan a los parámetros del gas a niveles tales que permiten la exportación, su uso como gas combustible para los motores de la

unidad, generación de energía o en calderas. La figura 1.14 muestra el sistema de compresión.

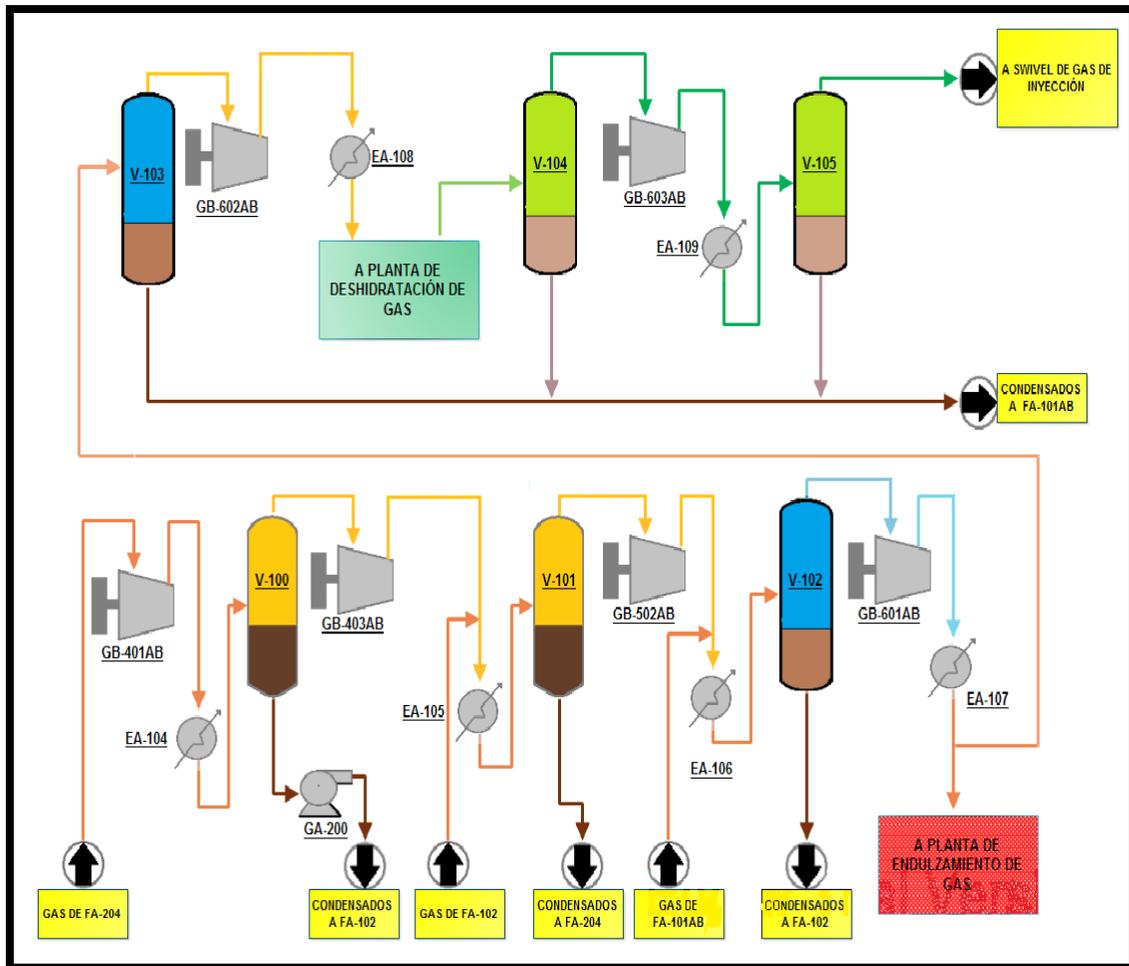


Figura 1.14. Sistemas de compresión y tratamiento de gas.

1.4.1.3.1. Sistemas de compresión de baja presión.

El propósito principal del sistema de compresión de baja presión es comprimir todo el gas separado en el separador de segunda o tercera etapa, según sea el caso. Este sistema consta de enfriadores, condensadores y compresores.

El gas proveniente del separador de producción de baja presión es enviado al enfriador y posteriormente al compresor para comenzar a elevar progresivamente la presión bajo los principios adecuados de relaciones de compresión. El gas es encaminado entonces a la compresión de media y alta presión.

1.4.1.3.2. Compresión de media y alta presión

El objetivo principal de estos sistemas es comprimir la corriente de gas proveniente de la primera y segunda etapa de separación, según sea el caso. Básicamente este sistema consta de trenes de compresión conformados por enfriadores, decantadores y compresores que operan regularmente en paralelo con el 50% de la carga. A estas etapas de compresión se les une el gas proveniente de compresión de baja presión. Cada enfriador tiene una temperatura de descarga de 40°C y usan agua de mar o desmineralizada para tal fin, mientras que los decantadores envían los condensados a las distintas etapas de separación.

Dependiendo el caso, antes de llegar a las etapas de alta presión el gas es deshidratado en una planta con glicol donde alcanza el punto de rocío de 14°C y 70 bar de presión. Antes de enviar el gas para la segunda etapa de compresión, una parte se dirige a suministrar gas combustible, mientras que el resto sigue en el proceso de enfriamiento, la condensación y la compresión. Después de elevar el gas a su estado de alta presión, el gas puede entonces ser enviado a exportación por tuberías o utilizarse para inyección a pozo.

1.4.2. Sistema del *flare* o quemador elevado

Los FPSO's presentan uno o dos sistemas independientes de *flare* uno que opera a alta presión y otro a baja presión. La finalidad de estos sistemas es recolectar y quemar todos los gases y líquidos descargados por las válvulas de seguridad (SDV), válvulas de control de presión, válvulas de alivio (PSVs) y válvulas de despresurización (BDV). La liberación de gases y líquidos está orientada a enviar las liberaciones mayores de 6 bar al quemador de alta presión y a las menores de 6 bar al quemador de baja.

1.4.3. Sistemas de seguridad

Los sistemas de seguridad incluyen a los sistemas de evacuación, abandono y rescate de la unidad, sistemas de detección y combate a incendios, protección activa y pasiva contra fuego y explosiones, además de los sistemas instrumentados de seguridad (ESD).

El comienzo de la estrategia de protección contra incendio y explosión de un FPSO debe inicialmente con el desarrollo de un análisis de riesgos. Mediante estos método, todos los posibles riesgos de explosión e incendio se plantearan y se establecerán criterios de

tolerancia con el fin de reducirlos. Los resultados del análisis de riesgos permiten establecer prioridades en el desarrollo de los sistemas de protección, los cuales se mencionan a continuación.

1.4.3.1. Sistema de detección de Gas

El FPSO está provisto de detectores para supervisar todas las áreas en las que la concentración prolongada de gas se encuentre con riesgo de explosión. El sistema mide continuamente la concentración de gas en la atmósfera y los paneles que se encuentran en el cuarto de control indican el grado de concentración de gas. Cuando la concentración alcanza el 20% de LIL (Límite Inferior de Explosividad), se activa la alarma (acústica y visual) de gas en la zona. Los valores por encima del 60% de LIL causan la activación del estado de paro de emergencia.

1.4.3.2. Sistemas de detección de fuego

El sistema de detección de incendios proporciona la identificación de las etapas tempranas de la presencia de un fuego, activando el sistema de paro de emergencia de la unidad. Usa una variedad de sensores, cada uno colocado en partes específicas, y realizando trabajos específicos. El tipo y cantidad de detectores de fuego con sensores de energía radiante y con sensores ópticos, se deben determinar en base a las características de diseño del detector y a la identificación de peligros y evaluación de riesgos, incluyendo las características de combustión, velocidad de crecimiento del incendio, aumento del rango del fuego, condición de infraestructura, condiciones ambientales, posibles fuentes de falsas alarmas y la capacidad de los equipos de extinción (NRF-210-PEMES-2011).

1.4.3.3. Sistema contra incendio

El FPSO está equipado con un sistema de extinción de incendios por inundación en la cubierta principal y en sistema de procesamiento, consta de bombas que succionan agua de mar, las cuales la descargan a la línea de agua contra incendio del buque. El sistema de operación de las bombas es automático cuando se establece la presencia de un fuego confirmado, así como puede ser activado por botones localizados en campo o por el cuarto de control. El sistema de contra incendio cuenta con extinción de fuego con espuma.

1.4.3.4. Sistema de paro de emergencia

El sistema de paro de emergencia debe permitir que la planta de proceso y otros equipos salgan de operación de forma segura y eficaz, con el fin de limitar los riesgos causados por los efectos no deseados. Es conducido por una lógica que inicia una serie de eventos con el fin de aislar el equipo de proceso y eliminar cualquier fuente potencial de ignición en la planta. La serie de eventos consiste en el cierre o apertura de válvulas de emergencia (SDV), las cuales se encuentran colocadas en las entradas o salidas de equipos con el fin de aislar uno a más sistemas de proceso. El sistema de parada de emergencia consta de cuatro niveles de la actividad, de la siguiente manera:

- Nivel 1: Parada parcial del proceso o equipos. Representa el nivel de seguridad de los equipos de forma individual;
- Nivel 2: Paro total del sistema de procesamiento, manteniendo en operación algunos equipos. Se puede activar manual o automáticamente. Puede presentarse por diferentes eventos, como una muy baja o muy alta presión.
- Nivel 3P: Paro total del sistema de procesamiento y servicios auxiliares no esenciales. Se puede activar manualmente o de forma automática en el caso de un muy alto nivel equipos de procesamiento de crudo, muy baja presión en los equipos de separación, o por la detección de gas o fuego confirmados, sin necesidad de cortar el principal de distribución de energía eléctrica.
- Nivel 3T: Paro total del sistema de procesamiento y servicios auxiliares. Se puede activar manual o automáticamente. Puede ser activado por un incendio o detección de gas o en la sala de máquinas, en la cuarto de control, en la sala de bombas contra incendio. En este nivel si necesario se puede cortar la distribución principal de energía eléctrica.
- Nivel 4: Abandono del FPSO. Este nivel se activa sólo por la operación manual mediante botones situados en la sala de control.

1.5. Principales riesgos asociados a las actividades *Offshore*

El 23 de octubre de 2007 dos plataformas marinas colisionaron en el Golfo de México, con un saldo de 18 personas muertas y dos desaparecidas, y hubo una de las mayores fugas de

crudo de un pozo petrolero. El 17 de octubre del 2006 la explosión e incendio del buque tanque Quetzalcóatl, anclado en la Terminal Marítima de Pajaritos, dejó ocho muertos, un desaparecido y 14 lesionados. Estos los principales registros de accidentes en instalaciones costa afuera de petróleos mexicanos.

Mientras que los diseños de plantas flotantes son a menudo influenciados por las limitaciones de la configuración de la instalación (optimización del espacio y el volumen), estas limitaciones pueden también contribuir a los riesgos de seguridad al personal que se encuentra a bordo exponiéndolos a un mayor riesgo ocasionado por los hidrocarburos (fugas, riesgos de incendio/explosión, etc.) y los riesgos asociados a otros aspectos (helicóptero para el transporte marítimo de personal, colisiones con embarcaciones, etc.).

Los peligros asociados con las actividades en alta mar se pueden clasificar de diferentes maneras, es muy común la clasificación por tipo de operación, a fin de facilitar su gestión por parte de las diversas actividades desarrolladas.

Todos estos peligros son potenciales generadores de eventos indeseables que en la situación grave puede conducir a:

- Lesiones personales.
- Pérdidas de vidas.
- Accidentes ambientales.
- Pérdidas de producción.
- Pérdida de equipos e instalaciones.
- Impacto en la imagen de la empresa.
- Impacto en los accionistas.

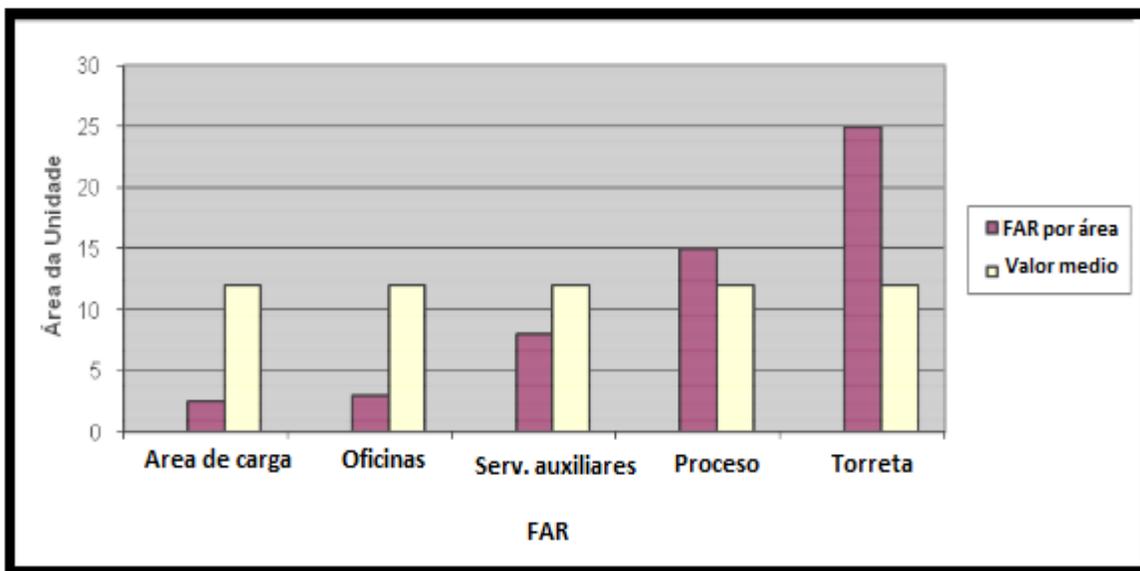
Los riesgo individuales de cada trabajador se expresan generalmente por la FAR, que es el número de fatalidades por 100 millones de horas de exposición al riesgo, típicamente la FAR presenta valores de entre 1 y 30 (Vinnenm J. Erik).

$$FAR\ Offshore = Nun.\ de\ fatalidades\ offshore \times \frac{108}{Horas\ de\ exposición}$$

Las horas de exposición en el caso de las instalaciones costa afuera dependen de la actividad y del tipo de accidente. Para grandes accidentes se considera que el 100% del tiempo el trabajador está expuesto a la condición de riesgo por lo tanto las horas de exposición para trabajadores *offshore* se pueden definir como:

$$\text{Hrs de exposición} = \text{POB medio} \times 8760$$

En la figura 1.15 se observa la aplicación de la FAR aplicada a una FPSO. La figura muestra que los lugares en los que se presenta una mayor FAR son lo que corresponde al área de la torreta seguido del correspondiente a las operaciones realizadas en los módulos de procesamiento.



Fuente: *Offshore Risk Assessment Principle-Modificada por el autor.*

Figura 1.15. Indicador FAR para una unidad tipo FPSO.

Los principales fenómenos relacionados en accidentes en una planta de procesamiento (V. Erik, 2006) son los siguientes:

- Golpes mecánicos y caída de objetos.
- Quemaduras por agentes corrosivos.
- Fugas de sustancias tóxicas.
- Incendios.
- Explosiones.

Como se ha visto anteriormente, el principal centro de producción en un FPSO es su planta de procesamiento, por lo que todos estos efectos pueden ocurrir dentro de la unidad, aumentando de manera significativa ya que la unidad presenta movimientos.

1.5.1. Registro de accidentes en FPSO's

El análisis histórico se llevó a cabo la búsqueda de información sobre accidentes relacionados con los sistemas flotantes de producción, almacenamiento y descarga (FPSO), basado en las principales bases de datos de accidentes en el mundo constituido por instituciones especializadas en esta información:

- OGP - Evaluación de Riesgos del Directorio de Datos;
- HSE - Health and Safety Executive 2007;
- Woad - Worldwide Offshore de Accidentes banco de datos;
- Oreda - offshore datos Fiabilidad - 2^a edición, 1992;
- Informe de Accidentes FPSO;
- MMS 2001 - Análisis de frecuencia de escapes accidentales de operaciones FPSO del petróleo en el Golfo de México - Ecology and Environment, Inc. - DNV Texas.

El WOAD recoge datos de accidentes en sistemas costa afuera desde 1970 hasta 1996. La clasificación presenta 4 accidentes considerables en los FPSO.

1. FPSO Petrojarl 1 (21/11/1986).- El accidente en esta unidad se presentó debido a la falla en el motor principal quedando el navío a la deriva, a esta acción se activó el sistema de paro de emergencia para evitar daños considerables.
2. FPSO Petrojarl 1 (27/10/1994).-El accidente e presento cuando una tormenta impacto a la unidad provocando el desamarre, pero gracias al sistema de posicionamiento la unidad pudo mantenerse sobre el sitio de trabajo para posteriormente reanudar su producción.
3. FPSO Griffin Venture (03/01/1996).- La falla de una de sus válvulas provocó una gran liberación de gas argumentándose que se debió a una falla técnica por no seguir los procedimientos establecidos. No hay información adicional disponible.

4. FPSO Nanhai Li Sheng (10/1996).- La unidad se encontraba operando en las costas de China cuando un tifón lo impacto provocando daños menores básicamente en algunas antenas y sobre el aislamiento de las tuberías de proceso.

1.5.2. Registro de accidentes en FPSO por tipo de escenario

La EIA (*Environmental Impact Statement*) realizó un estudio de análisis de riesgos con el fin de comparar los riesgos relativos de un sistema FPSO con otros tres sistemas de aguas profundas de desarrollo: TLP, Spar, y una plataforma tipo Jacket. Todos los sistemas de producción, excepto el FPSO están actualmente en uso para proyectos de desarrollo en aguas profundas del Golfo de México. Se concluyó que existen diferencias significativas en los riesgos de derrames de petróleo entre los cuatro sistemas estudiados (FPSO, TLP, Spar, y la Plataforma Jacket). Esto básicamente a los riesgos asociados a las altas presiones que se manejan en estos sistemas y a la gran acumulación de crudo estabilizado en sus cubiertas (E.J. Kolodziej, C.H. Chiu, Chevron E. T. Company, 2011).

A continuación se presenta una recopilación de bancos de datos existentes y disponibles de los principales accidentes registrados en sistemas flotantes de producción, almacenamiento y descarga, registrados desde 1980 hasta el 2005 donde “N” es el número de accidente y “F” es la frecuencia de ocurrencia (Tabla 1.5). Los eventos marcados están de alguna forma ligados a los objetivos del presente trabajo y de acuerdo a la experiencia de expertos se seleccionaran los escenarios para llevarlos a la simulación dinámica del sistema de procesamiento.

Los incendios y las explosiones han sido identificados como los principales riesgos potenciales en los sistemas flotantes de producción, almacenamiento y descarga (FPSO) y representan un riesgo para el personal, los bienes y el medio ambiente (Jaffee A. S., Jeff McPhate, Anthony S., Matt C., 2009).

Dentro de los procesos que se encuentran en las instalaciones costa afuera, las unidades compresoras presentan el máximo riesgo debido a su mayor probabilidad de fracaso. Sin embargo, después de la aplicación de medidas de seguridad, la probabilidad de ocurrencia

se redujo drásticamente, causando una reducción del riesgo sustancial (Khan, Sadiq y Husain, 2002).

Tabla 1.5. Número de eventos ocurridos con su respectiva frecuencia en las actividades de petróleo y gas en las unidades del tipo FPSO.

Tipo de Evento	1980-1989		1990-2005		1980-2005	
	N	F	N	F	N	F
Colisión	64	0.110	146	0.117	210	0.115
Accidentes con grúas	285	0.483	1159	0.930	1441	0.787
Explosiones	13	0.022	14	0.011	27	0.015
Caída de objetos	290	0.497	1436	1.152	1726	0.943
Incendio	48	0.082	221	0.177	269	0.147
Naufragio	1	1.7×10^{-3}	1	8.0×10^{-4}	2	1.1×10^{-3}
Accidentes con helicópteros	4	6.9×10^{-3}	5	4.0×10^{-3}	9	4.9×10^{-3}
Falla de motores	0	0	5	4.0×10^{-3}	5	2.7×10^{-3}
Perdida de posicionamiento	16	0.027	25	0.020	41	0.022
Fugas	58	0.099	709	0.569	767	0.419
Daño estructural	33	0.057	39	0.031	72	0.039
Otros	10	0.017	65	0.052	75	0.041

A continuación, se describen los principales eventos de riesgo que se presentan en las plataformas de tipo FPSO, mostrados en la tabla 1.5.

1.5.2.1. Incendios

Se llama fuego al proceso de oxidación violenta de una materia combustible, con desprendimiento de llamas, calor y gases. Los incendios son los principales responsables de pérdidas materiales y humanas, así como los causantes de mayores daños en las plantas de proceso.

El inicio de la combustión es cuando una fuente de calor entra en contacto con un material combustible. Los combustibles sólidos o líquidos cuando se calientan emiten vapores. Si la

concentración de vapor es lo suficientemente alta habrá formación de una mezcla explosiva (vapor de combustibles más oxígeno en el aire). En la presencia de una fuente con capacidad de calor suficiente para calentar la mezcla por encima de su punto de ignición, comienza la combustión. Los elementos necesarios para que se produzca un incendio se esquematizan en el llamado “triángulo del fuego”, que se presenta en la figura 1.16. Si falta cualquiera de los elementos, el incendio no puede producirse.

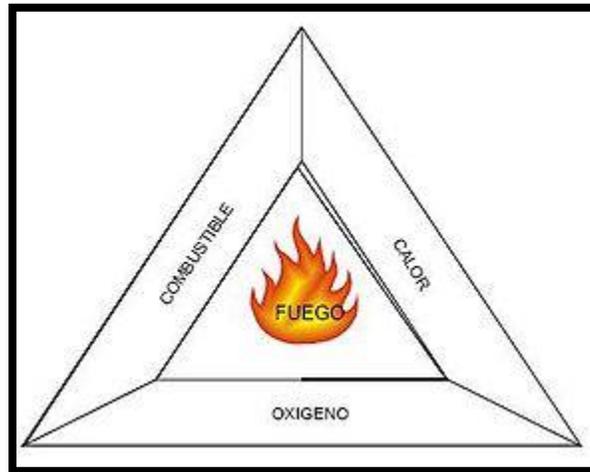


Figura 1.16. Triangulo de fuego.

Los incendios y explosiones presentan muchas características similares, siendo su principal diferencia la velocidad a la que se producen la liberación de energía durante la combustión del material, que es mucho menor en los fuegos que en las explosiones, ya sean estas deflagraciones o detonaciones. Existe, además, una relación práctica de causa efecto, y es frecuente que un incendio de origen a explosiones y viceversa (Santamaría Ramiro J. M.).

La planta de procesamiento de una instalación que maneje algún tipo de hidrocarburo inflamable y suelen utilizar en sus bombas de proceso, válvulas de control, válvulas manuales, puntos de muestreo, tuberías con bridas, recipientes a presión, drenajes, y una serie de equipos que potencialmente puede generar una fuga al exterior de la hidrocarburos (petróleo o gas), así como productos químicos inflamables normalmente utilizados. Por tal razón, el diseño de la instalación debe considerar los aspectos de seguridad en los equipos colocándolos de manera que se encuentren los más alejados de equipos en los que se

encuentre puntos de ignición y/o superficies muy calientes (J.E. Johnstone, SPE, J.V. Cufew).

Estas fugas ocurren según Taylor por fallas debidas a:

- A la corrosión.
- Vibración y tensión excesiva en las tuberías debido a problemas de montaje.
- Errores de mantenimiento.
- Sobrepresiones inesperadas.
- Errores operacionales con la liberación accidental de gases inflamables.

Normalmente estas fugas encuentran una fuente de ignición que provoca los incendios, entre los que se distinguen: las nubes de vapor, bolas de fuego y fuegos de piscina.

De acuerdo a NFPA 921 (*Guide for Fire and Explosion Investigations*) la tasa de transferencia de calor de un material radiante es proporcional a la temperatura absoluta del material elevado a la cuarta potencia. Figura 1.17 ilustra esta relación.

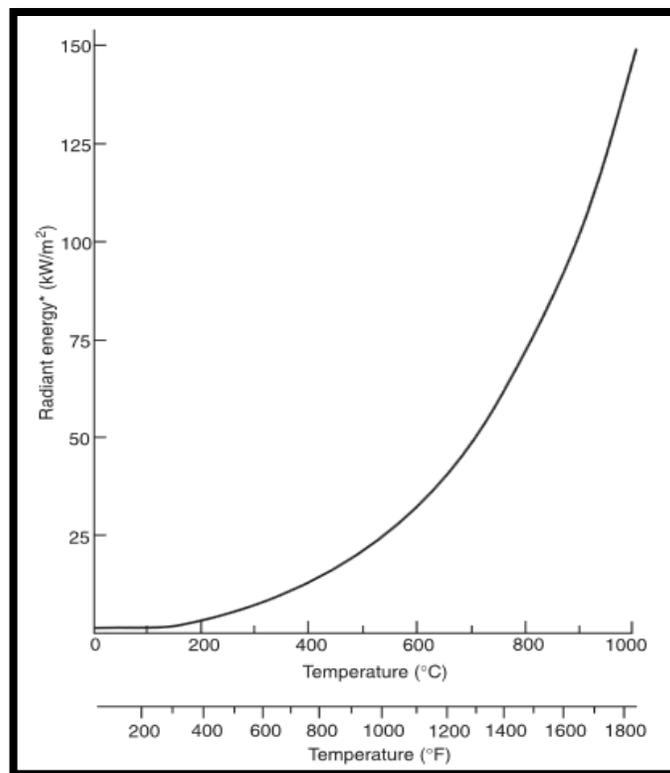


Figura 1.17. Relación de radiación y temperatura.

El API 2218 (*Fireproofing Practices in Petroleum and Petrochemical Processing Plants*) describe que el efecto de la exposición al calor en acero estructural es de preocupación durante y después del incendio. El acero pierde integridad mecánica si se expone a temperaturas elevadas. Durante un incendio, si el acero estructural es lo suficientemente calentado durante un período de tiempo adecuado, puede debilitarse y perder su capacidad para soportar su carga. La figura 1.18 muestra la fuerza de un acero estructural a medida que se calienta, se observa que el acero pierde alrededor de la mitad de su integridad mecánica a 1000 ° F (538 ° C).

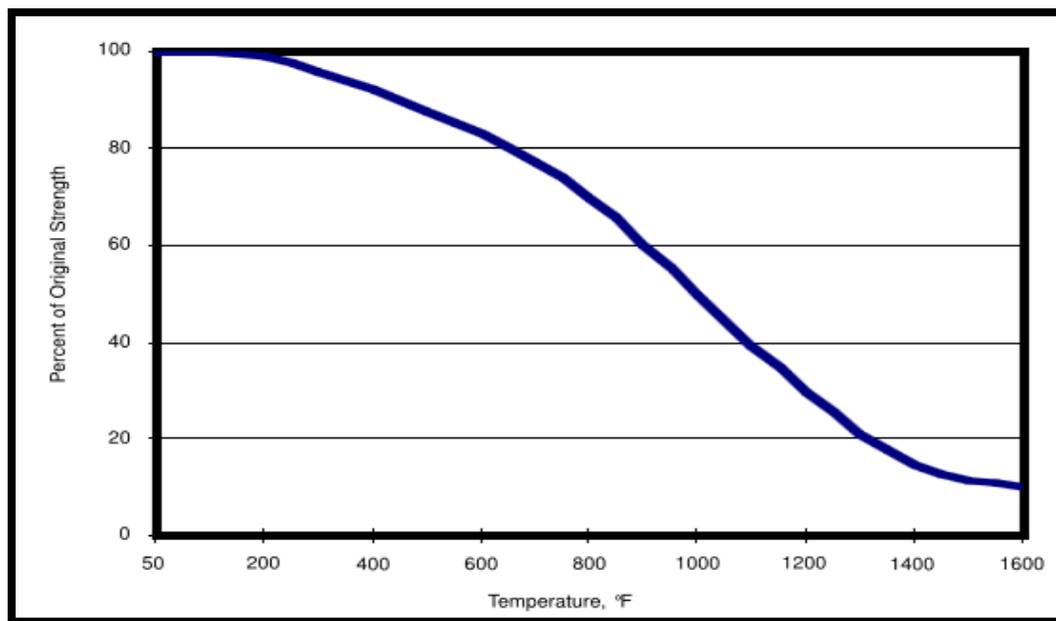


Figura 1.18. Efectos de la temperatura en la estructura del acero.

Cabe mencionar que uno de los objetivos de este trabajo es la simulación dinámica de un escenario de fuego sobre los equipos de separación, la cantidad emitida de radiación a considerar es de 37.5 KW/m^2 , sometiendo a los equipos a aproximadamente 550°C lo cual resulta muy significativa ya que a esta temperatura el acero (material de construcción de los separadores) pierde aproximadamente el 60% de su integridad mecánica.

1.5.2.1.1. Fuentes de ignición

Como se ha indicado anteriormente la fuente de ignición es uno de los elementos para que se lleve a cabo un fuego. Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía

mínima de ignición, suficiente para iniciar la inflamación de la mezcla. Todos los materiales poseen su característica energía mínima de ignición, que varía con las condiciones ambientales como presión y composición de la mezcla combustible. Las energías mínimas de ignición en hidrocarburos están en torno a 0.25 mJ.

La distribución de las principales fuentes de ignición causantes de incendio en la industria química y petroquímica son: superficies calientes, llamas de quemadores, equipo eléctrico, ignición espontánea, chispas y calor debido a la fricción, llamas de oxicortes, fósforos, ignición intencionada, electricidad estática y causas de ignición desconocidas.

1.5.2.2. Explosiones

El proceso de explosión consiste en una liberación súbita y violenta de energía. En una instalación de producción de petróleo las explosiones pueden ocurrir debido a la presión a la que son sometidos los líquidos en los tanques, recipientes a presión o tuberías. También pueden ocurrir debido a las reacciones químicas provocadas por el aumento anormal de la temperatura y/o presión. (Ravichandra P., Faisal I. K., Brian V., 2005).

Podemos mencionar de acuerdo al API 521 como a las principales causas de explosiones:

- Sobrepresión en recipientes a presión, tanques y equipos.
- Vacío en recipientes, tanques y equipos.
- Temperatura excesiva de un sistema de presión.
- Temperaturas muy baja que conducen presiones de vacío en recipientes.
- Bloqueo en un sistema de presión.

Las sobrepresiones en los recipientes, tanques y otros equipos de proceso pueden ocurrir debido a la pérdida de control de la planta de proceso, por ejemplo, una falla en una válvula de control de presión o por una maniobra incorrecta la operación (cierre de la válvula).

Un sistema bastante crítico en un FPSO es el sistema de bombeo para transferir el aceite a los buques tanque, esto debido a la rapidez con la que se lleva a cabo la operación y la velocidad de los fluidos durante el proceso. Una falla en el sistema de gas inerte, que tiene dispositivos de protección contra el exceso de presión, puede causar el colapso de gran parte de la estructura de la cubierta de estas embarcaciones.

En unidades marítimas de tipo FPSO la congestión de equipos y tuberías en áreas de proceso proporciona una elevada probabilidad de casos de fugas de gas, y con ello, la aparición del fenómeno de la explosión por nube de vapor, principalmente en áreas confinadas o semiconfinadas. En algunos FPSO se utiliza un dispositivo conocido como una *torreta*. Este tipo de equipo permite que el buque gire alrededor de sí mismo, haciendo que se puede colocar en función de las fuerzas resultantes del viento y las corrientes marinas, además, permite la transferencia de fluidos de pozo al buque y viceversa. Debido a su forma característica, si existe una fuga de gas natural y la posterior generación de una nube de mezcla explosiva en el interior de la estructura, habrá una alta posibilidad de ignición de la nube de vapor, ocasionando una explosión con efectos catastróficos para el buque por lo que resulta vital diseñar estos sistema desde el enfoque de ocurrencia de explosiones y sobre presiones (R. Jan, 1995).

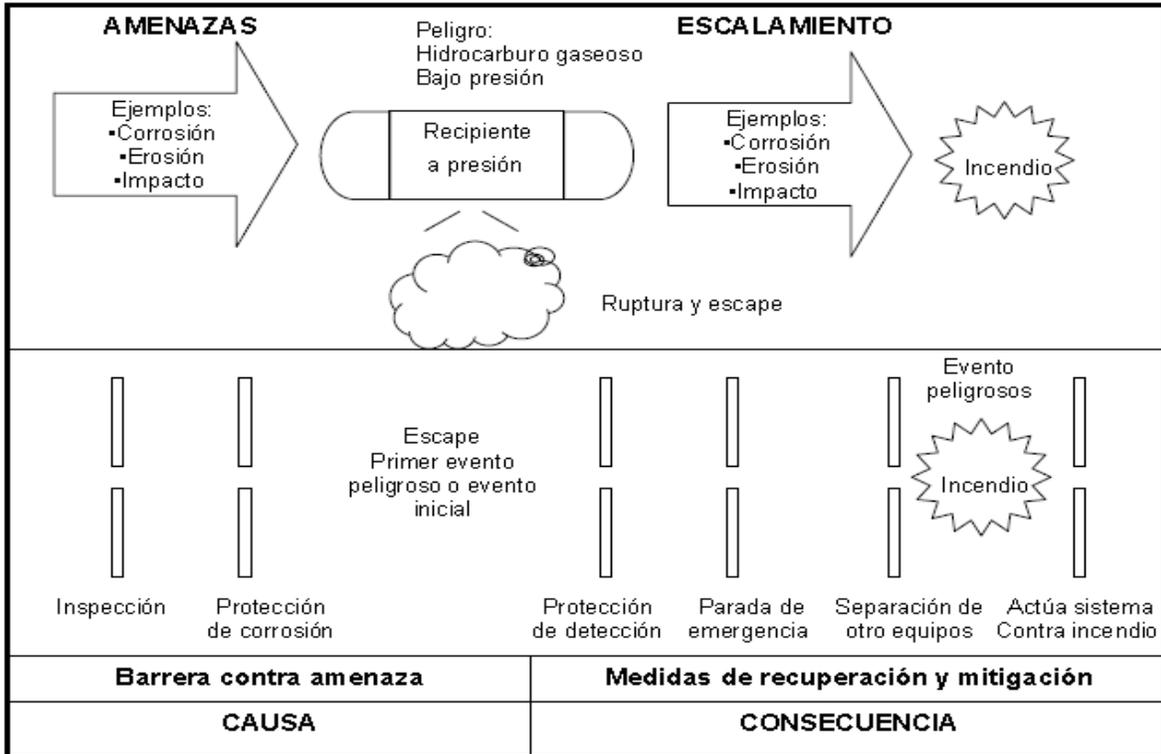
1.5.2.3. Fugas

Las fugas de gases presentan distintos comportamiento a las fugas de líquidos. En un principio, los gases o vapores que forma una pequeña nube la cual dependerá de las condiciones de viento. En caso del que el gas sea más ligero que el aire la nube del gas se dispersara con el tiempo. Para gases más pesados, como el gas licuado de petróleo (GLP) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S), hay una tendencia a acumularse a nivel del suelo o en sus partes inferiores, tales como canales, pozos o drenajes.

Gases inflamables dispersos en forma de nube pueden iniciar su ignición de dos maneras: cerca de la fuente de la fuga o sobre uno de los lados de la nube. El punto de ignición más común es el que se presenta cerca del punto de la fuga.

En un FPSO debe estar alerta a la presencia de fugas de sulfuro de hidrógeno (H_2S), que es más pesado que el aire y tiende a acumularse en los puntos bajos de la planta formando de esta manera una nube de altamente tóxicos que pueden estar cerca de los alojamiento o de las tomas de aire para los mismos.. El sulfuro de hidrógeno (H_2S) se encuentra debido a su presencia natural en el fluido de producción (petróleo) o por bacterias reductoras de sulfatos que se instalan en los tanques del buque.

Las fugas de líquidos, provienen de tuberías o conductos, en plantas de proceso, o durante el transporte. Más allá de la amenaza para el medio ambiente la contaminación de cursos de agua, subsuelo, etc., representan también los riesgos relacionados con la generación de vapores. La figura 1.19 representa la situación de una fuga.



Fuente: ISO 17776, 2000.

Figura 1.19. Representación esquemática de una fuga.

Una vez descrito las posibles causas de ocurrencia, así como los principales puntos en los que podrían presentarse las fugas, uno de los objetivos es simular la condición de fuga en el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO.

1.6. Sistemas de Venteo

Los sistemas de venteo están definidos como un grupo de tuberías y accesorios que transportan gases o vapores peligrosos e inflamables desde la salida de cualquier válvula de seguridad, alivio etc., a un punto predeterminado donde son quemados y descargados a la atmósfera. Son utilizados para proteger recipientes y/o equipos que contienen líquidos inflamables, gases licuados y comprimidos, por sobrepresiones que puedan originarse por

la exposición a un incendio. Los sistemas de venteo también son usados para el desalojo del contenido de un recipiente o equipo, proporcionando que su temperatura de diseño no sea excedida durante el venteo.

En toda planta de procesos es de vital importancia la existencia de sistemas de desfogue, ya que permite la disposición segura de las descargas emitidas durante condiciones de emergencia o sobrepresión en equipos, evitando potenciales riesgos de incendio y explosión, garantizando la integridad de la infraestructura así como del personal que en ella labora.

Las plantas de procesamiento de crudo y gas natural constan de equipos que se pueden dañar con los cambios bruscos en la presión. Por fortuna, en muchos códigos se han incluido los procedimientos para enfrentarse a los cambios bruscos en la presión, y estos códigos representan prácticas de ingeniería. El código del “*American Petroleum Institute*” API RP 520, “Practica recomendada para el diseño e instalación de sistemas de desahogo de presión en refinerías”, es adecuado para determinar las cargas que se deben desahogar y aunque se aplica en particular a las refinerías de petróleo, también es pertinente para todos los tipos de plantas de proceso. Los sistemas de despresurización, deben proteger al personal y al equipo contra un funcionamiento anormal del proceso. Algunas condiciones que pueden ocasionar presiones excesivas de acuerdo a la NRF-031-PEMEX-2011 son:

- Exposición al fuego u otras fuentes externas de calor.
- Falla mecánica de los dispositivos normales de seguridad, mal funcionamiento del equipo de control u operación manual incorrecta que produce llenado en exceso del equipo.
- Producción de más vapores de los que puede manejar el sistema, después de una alteración en funcionamiento.
- Generación inesperada de vapores como resultado de desequilibrio de calor en el proceso.
- Descarga bloqueada.
- Apertura inadvertida de válvula.
- Mal funcionamiento de válvula de retención (check) o fuga.

- Falla de servicios como: agua de enfriamiento, aire de instrumentos, vapor de agua, combustible, gas inerte, energía eléctrica, entre otros.
- Falla mecánica o eléctrica.
- Pérdidas de calor en sistemas de fraccionamiento.
- Las resultantes del estudio y análisis de riesgo, etc.

1.6.1. Válvulas de alivio de presión

De acuerdo a la NOM-093-SCFI-1994, una válvula de relevo de presión es un dispositivo automático que está diseñado para abrir a una presión predeterminada y volver a cerrar, previniendo con ello la descarga adicional de flujo, una vez de que las condiciones de operación han sido restablecidas.

Para la selección de una válvula de relevo de presión y determinar su dimensión se deben cumplir los siguientes criterios, según API RP 250:

- Contrapresión. De acuerdo al Apéndice D de la NOM-093-SCFI-1994, la máxima contrapresión para los diferentes tipos de válvulas de relevo son: a) Convencionales: no debe exceder 10 por ciento de la presión de ajuste, 2) Balanceadas: No debe exceder 50 por ciento de la presión de ajuste, 3) Operadas por piloto: La apertura no se ve afectada por la contrapresión
- Presión de ajuste. La presión de ajuste de los dispositivos de relevo alivio de presión, debe estar de acuerdo con los requisitos para la operación segura del equipo, tomando en cuenta que en ningún caso, debe ser mayor a la presión máxima de trabajo permitida del equipo y sistema.
- Sobrepresión. Los valores de sobrepresión a utilizar son: 1) Fuego: 20 por ciento, 2) Equipos con válvula individual: 10 por ciento, 3) Equipos con válvulas múltiples: 16 por ciento o 27,5 kPa, lo que resulte mayor.
- Temperatura de relevo. La temperatura de relevo para el caso de expansión térmica, debe ser igual a la máxima temperatura para la operación normal del líquido. Para descarga bloqueada se debe considerar la máxima temperatura en operación normal del equipo/línea. En el caso de fuego, cuando haya un líquido presente, se debe considerar la temperatura de saturación del mismo a la presión de relevo; cuando

sólo haya gas, debe ser la temperatura que alcanza cuando se eleva su presión hasta la presión de relevo.

- Flujo a relevar. Descarga bloqueada: Es igual a la cantidad de masa que está entrando al sistema bloqueado.

1.6.2. Sistema de despresurización

Como sistemas de seguridad una válvula de alivio de presión por sí sola no es suficiente, también deben tenerse en cuenta las medidas de protección adicionales. Estos incluyen, entre otros, el uso de pulverizadores de agua, sistemas de despresurización y protección contra incendios.

A menudo, los sistemas de despresurización se utilizan para reducir el potencial de falla para los escenarios que pueden implicar potencial de sobrecalentamiento (es decir, un riesgo de incendio). Por ejemplo, cuando la temperatura de un metal se incrementa debido a la exposición al fuego o reacciones exotérmicas de proceso o fuera de control, se puede desarrollar una rotura por tensión. Esto puede ocurrir a pesar de que la presión del sistema no necesariamente ha superado el nivel máximo permitido. La figura 1.20 muestra una disposición típica para el sistema de purga. Se compone de una válvula BDV (on/off), un orificio de restricción (RO) y una válvula de bloqueo (on/off).

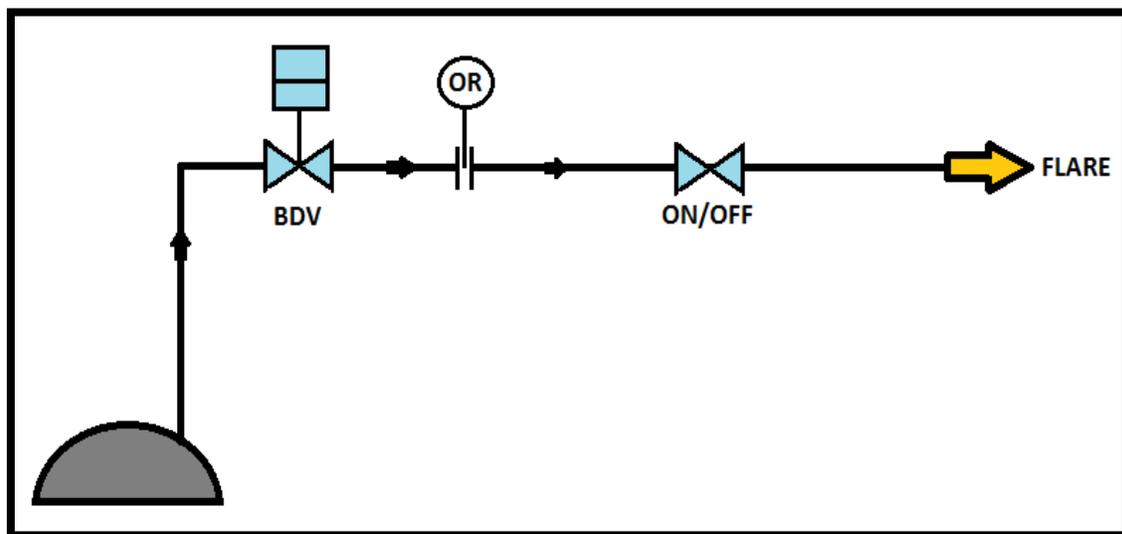


Figura 1.20. Arreglo típico de un sistema de despresurización.

En este caso, un sistema de despresurización puede ayudar a reducir la tensión interna, extendiendo así la vida útil del recipiente a una temperatura dada y reducir el riesgo de fracaso. Para ser eficaz, tal sistema debe despresurizar el recipiente de tal manera que la presión interna se reduzca por debajo del valor crítico que conduzca a la ruptura del recipiente.

Las válvulas DBV son de cierre y apertura total por eso también se conocen como válvulas on/off y el diámetro de su orificio viene dado por el diámetro de la tubería. Estas válvulas siempre deben fallar abiertas, generalmente son válvulas de compuerta, válvulas de macho o válvulas de bola.

Mientras que el orificio de restricción consisten en una placa perforada que se instala en la tubería aguas abajo de la válvula de venteo. Este tipo de accesorios son utilizados en procesos de despresurización debido a que los mismos al ser colocados dentro de una tubería provocan que el flujo se contraiga con forme se aproxima al orificio y después e expande al diámetro total de la tubería. La corriente que fluye a través del orificio forma una vena contracta y la rápida velocidad del flujo resulta en una disminución de presión aguas abajo del orificio. El orificio de restricción es dimensionado tomando en cuenta las características del gas y condiciones del sistema a despresurizar (presión, temperatura, etc.).

1.6.3. Tiempo de Despresurización

El diseño del sistema de despresurización debe garantizar la reducción de la presión en los equipos y sistemas de operación desde su presión de operación inicial hasta un nivel de 50% de la presión de diseño en un periodo máximo de 15 minutos. Este criterio es basado en la temperatura de las paredes de los equipos versus la tensión de ruptura y se aplica generalmente para equipos con un espesor de pared de 1 pulgada (25 milímetros) o más. Los equipos con paredes delgadas, generalmente requieren una rata de despresurización algo mayor. La rata de despresurización requerida depende de la metalurgia de los equipos, el espesor, la temperatura inicial de las paredes del equipo y el flujo de calor a la entrada.

La despresurización debe permanecer durante la emergencia. Las válvulas deben permanecer operables durante la emergencia o deben fallar a una posición totalmente abierta.

En una situación donde predomine el fuego, es apropiado limitar la despresurización a equipos que operan a 250 psig o por encima, donde el tamaño de los equipos y el volumen del contenido es significativo. Una alternativa es proveer la despresurización en todos los equipos que procesen hidrocarburos ligeros y establecer la rata de despresurización hasta lograr una presión de 100 psig o el 50% de la presión de diseño del equipo, la que sea menor, en un periodo de 15 minutos. El objetivo de la reducción de la presión de operación es permitir el control rápido en situaciones en las cuales la fuente de fuego es la fuga de materiales inflamables desde los equipos a ser despresurizados.

1.7. Introducción al análisis de riesgos

Uno de los objetivos y retos más importantes para la industria petrolera mexicana, en sus actividades de exploración y producción de hidrocarburos, es la reducción/eliminación del número de accidentes y, en el caso de ocurrir éstos, minimizar sus impactos hacia la vida humana, el medio ambiente, la sociedad y la infraestructura. Esta misma filosofía de seguridad está siendo conservada en sus actividades de exploración y deberá ser trasladada a sus actividades de producción en aguas profundas, ya que de acuerdo a estudios realizados a compañías petroleras y plataformas de producción en el Golfo de México entre 1996 y 2010, indican que por cada 100 pies de profundidad agregada aumenta la probabilidad de un incidente en un 8.5% (Muehlenbachs, Cohen y Gerarden, 2013). Por lo que la identificación de áreas de vulnerabilidad y peligros específicos es de fundamental importancia para la prevención de accidentes en las plataformas de aguas profundas.

Los grandes accidentes han llevado a la industria de las instalaciones costa afuera a ver la forma de mitigar los riesgo que desencadenaron esos accidentes, en otras palabras, aquellos accidentes que dieron lugar a la nueva normatividad y/o estándares de la industria como el caso de la aplicación del API RP 14C. Estos accidentes son:

- Explosión en la plataforma Dos Cuadras (1969),
- Fuego en la plataforma B “*Bay Marchand*” en el Golfo de México (1970),
- Explosión en la plataforma *Ekofisk Bravo* en el Mar del Norte (1977),
- Explosión en la plataforma *Piper Alpha* en el Mar del Norte (1988),
- Explosión en la plataforma *Macondo* en el Golfo de México (2010).

La aplicación de estas normas y estándares de la industria resultó en mejoras significativas en la fiabilidad y seguridad de las operaciones en alta mar, como lo demuestra la ausencia de accidentes importantes en las últimas dos décadas (Robert C. Visser/Bermar Enginering, 2011).

La naturaleza de los procesos industriales y operaciones que se realizan en PEMEX, implican riesgos de accidentes, mismos que deben identificarse y evaluarse para implantar las medidas que eviten la ocurrencia de los mismos o que minimicen las consecuencias asociadas a dichos riesgos. La norma NRF-045-PEMEX-2007 define al riesgo como los peligros a los que se expone el personal. Combinación de la probabilidad de que ocurra un accidente y sus consecuencias, mientras que la ABS lo define como la combinación de la probabilidad de ocurrencia de un evento o exposición peligrosa y la severidad de las consecuencias que puede provocar.

Como ya se mencionó anteriormente para la explotación de crudos en aguas profundas del Golfo de México es muy probable el uso del FPSO, siendo sus denominadas *topsides* las que representan la parte activa de proceso y como todo proceso tienen riesgos inherentes por manejo y almacenamiento de sustancias peligrosas, así como por el proceso mismo.

El API-RP-14J (Prácticas recomendadas para el diseño y análisis de riesgo en instalaciones de producción costa afuera) define que el propósito del análisis de riesgo es reducir al mínimo la probabilidad de ocurrencia y las consecuencias de la liberación de hidrocarburos mediante la identificación, evaluación y control de los eventos que podrían conducir a la liberación de los mismos. El API-RP-14C (Práctica recomendada para el análisis, diseño, instalación y pruebas de los sistemas básicos de seguridad de la superficie de las plataformas de producción costa afuera) define que el propósito de un análisis de riesgos es identificar eventos no deseados que pudieran representar una amenaza para la seguridad, la confianza y definir las medidas de protección que eviten este tipo de eventos o minimizar sus efectos en caso de que ocurran. Mientras que la NRF-018-PEMEX-2007 (Estudio de riesgos), define al análisis de riesgos como el conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos naturales, sociales), fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de

administración; con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias a los empleados, a la población, al ambiente, a la producción y/o a las instalaciones.

Por lo tanto, definimos al análisis de riesgo como la aplicación sistemática pre-establecida cuya finalidad es identificar los peligros presentes en instalaciones, y cuantificar los riesgos en términos de frecuencia de ocurrencia y gravedad de sus escenarios con el fin de establecer acciones con el fin de mitigarlos o reducirlos a valores aceptables.

La literatura no menciona la existencia de alguna regla general para la aplicación de las metodologías de análisis de riesgos. Entre los principales factores que influyen en la definición del método a utilizar se pueden mencionar la etapa del ciclo de vida en la que se encuentra la instalación o proceso a analizar, la importancia del peligro, y los problemas que implica el nivel de riesgo de ser tolerado. Estas decisiones se basan en las preocupaciones de las partes interesadas, el grado de incertidumbre del proyecto o su singularidad. Para el ciclo de vida de una instalación las principales características para la elección de una metodología debe definirse: el alto nivel de incertidumbre del proyecto y la poca información disponible, la cantidad de información disponible durante la operación, el conocimiento operativo y la experiencia de los operadores de la planta.

Los riesgos involucrados en el proceso también influyen en la determinación de la elección de los análisis. Grandes riesgos conducen a estudios más detallados, esto con la finalidad de obtener el desarrollo de planes de emergencia y la implementación de medidas necesarias para la mitigación de los riesgos o establecerlos bajo valores aceptables. La novedad del proyecto, junto con las preocupaciones de las partes interesadas y los valores de la compañía en materia de seguridad, salud y medio ambiente influye en el rendimiento en los estudios de detalle exigidos. Un estudio de seguridad bien preparado es un instrumento importante en la transmisión del conocimiento del potencial de peligro y riesgo a los empleados y la capacitación para el manejo de situaciones de emergencia (J. R. Huse, Scandpower AS., 1995).

De acuerdo a la norma NOM-028-STPS-2004 se debe de contar con un análisis para cada uno de los procesos críticos en los centros de trabajo:

- Se debe aplicar uno o más métodos específicos para identificar, evaluar y controlar los riesgos asociados con el proceso.
- Se debe incluir una sección de recomendaciones para la administración de riesgos de proceso identificados.

Debe actualizarse el análisis de riesgos al menos: cada cinco años o cuando exista cualquiera de las siguientes situaciones:

- Antes de que se realice cambio a algún proceso.
- Cuando se proyecte un nuevo proceso.
- Cuando se realice la investigación de un accidente mayor.

Existen una gran variedad de técnicas, la figura 1.21, muestra estos métodos de acuerdo con sus características básicas.



Fuente: ABS-Modificada por el autor.

Figura 1.21. Métodos de análisis de riesgos.

A continuación se presenta la secuencia para realizar un análisis de riesgo. Como se muestra en la figura 1.22, primeramente se necesita disponer de la información necesaria requerida como pueden ser diagramas de tubería e instrumentación, diagramas de flujo de proceso, balances de materia y energía. Posteriormente se identifican los peligros utilizando algunas técnicas como el HAZOP (*Hazard Operability Study*), lista de verificación (*Check List*) o alguna otra. Una vez concluido este paso se prosigue con la cuantificación de las

consecuencias por fuegos, explosiones, neblinas tóxicas o alguna otra condición de peligros. Finalmente se cuantifican o se calcula la probabilidad de ocurrencia mediante métodos conocidos como: árbol de eventos, arbol de fallas, análisis Markov entre otras.

A continuación se describen algunas de las técnicas para la identificación de peligros, dando un mayor énfasis de la técnica relacionada directamente con los objetivos de la tesis.

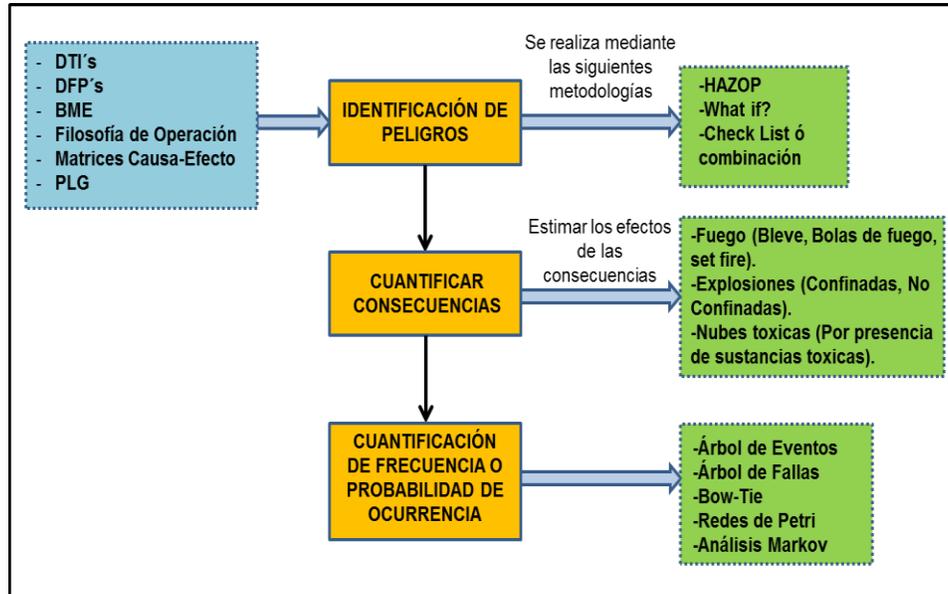


Figura 1.22. Procedimiento para realizar un análisis de riesgo.

1.7.1. Lista de verificación (*Analysis Checklist*)

En el análisis de mediante lista de verificación es realiza utilizado un procedimiento o lista desarrollada previamente para verificar el estado de un sistema así como el cumplimiento de normas o reglamentos aplicables y puede ser utilizada en cualquier etapa del ciclo de vida de la instalación *offshore*.

El uso de esta técnica asegura que un proceso cuente con la seguridad intrínseca mínima establecida en los estándares y prácticas recomendadas e identifica situaciones que requieren un análisis más detallado. En base a estos estándares se originan las Listas de Verificación con el objetivo de comparar lo que ES contra lo que DEBIERA, es decir, se analizan los materiales de construcción, instalaciones, equipos, o sistemas, con los requerimientos de normas, códigos, estándares o prácticas recomendadas establecidos por la experiencia (ANSI, ASTM, NFPA, API, EPA e ISA).

Como resultado final obtenido es una lista de preguntas basadas en las diferencias o deficiencias encontradas con respecto a la normalización. Una lista de verificación por lo general presenta un conjunto de cuestiones para ser llenadas con un "sí", "no", "no se aplica" o "necesita más información", de esta forma permite comprobar el estado de esa instalación frente a la lista, o el cumplimiento de las normas aplicables para dichas instalaciones, así como una serie de posibles recomendaciones.

El Instituto Americano del Petróleo tiene diferentes listas para la aplicación en los sistemas de producción costa afuera, las cuales se incluyen en la serie estándar 14 (API RP 14C, 14E, 14F, 14G, 14J), estas aplican para la identificación de riesgos en los sistemas de procesamiento y perforación. En 1993, los comités de Instituto Americano del Petróleo (API) completaron la tarea de escribir de dos nuevas normas importantes: RP 75 y RP 14J. El RP 75 identifica los componentes de un Programa de Gestión Ambiental y Seguridad (SEMP) y se refiere a la identificación y gestión de riesgos, seguridad y medio ambiente en el diseño, construcción, puesta en marcha, operación, inspección y mantenimiento de instalaciones nuevas, existentes o modificaciones para las instalaciones de petróleo y gas costa afuera. Mientras que el RP 14J proporciona información técnica en el proceso y análisis de diseño mecánico así como presenta metodologías para el análisis de riesgos de las instalaciones de producción costa afuera. Las dos RP proporcionan excelentes herramientas para el uso de los operadores y contratistas que gestionan, diseñan y operan instalaciones *Offshore* (Velez. P. K., Shell Offshore Inc., API., 1995).

En los últimos años se recomienda la aplicación del API RP 14C junto con la aplicación del IEC 61511 ya que este último se obtiene un enfoque de la especificación y uso de los sistemas instrumentados de seguridad (SIS). El papel que juega el SIS debe entenderse en el contexto más amplio de la evaluación del riesgo y las medidas aplicadas para gestionar los riesgos a niveles tolerables. (R. C. Mervyn, BP).

La norma ISO 17776 presenta metodologías para el análisis de riesgos en instalaciones costa afuera, referentes al proceso, perforación, manejo de sustancias químicas, fallas de equipos, condiciones críticas, etc.

La metodología mediante la lista de verificación es una herramienta muy flexible que puede proporcionar una visión muy simplificada o muy compleja del análisis de riesgo (I.S. Sutton/AMEC Paragon, 2002).

A continuación se presenta la metodología para realizar el análisis de riesgos por lista de verificación de acuerdo al API RP 14C, la cual forma parte de los objetivos específicos de este trabajo.

- 1) Selección del área de la planta de procesamiento en cubierta a analizar.
- 2) Selección de una lista de verificación del apéndice A del API RP 14C.
- 3) Solución a la lista de verificación.
- 4) Revisión de los resultados.
- 5) Registro de las desviaciones y recomendaciones.
- 6) Repetir 2 y 5 para toda la lista de verificación.
- 7) Repetir 1 a 6 para todos los equipos e instalaciones del área.
- 8) Resumir todas las desviaciones identificadas y recomendadas pertinentes.

Para realizar el análisis de consecuencias, así como la estimación de frecuencias ver el Anexo A. Una vez realizado el procedimiento anterior se prosigue con la jerarquización de las recomendaciones, en otras palabras, asignar de forma cualitativa valores de frecuencia para cada peligro identificado. La jerarquización requiere las metas de seguridad o la definición de los riesgos tolerables del cliente y se realiza de acuerdo a la NRF-018-PEMEX-2007.

Una vez realizado el estudio de análisis de riesgo, se prosigue con la aplicación de cada una de las recomendaciones emitidas para evitar los peligros asociados al proceso con el objeto de eliminarlos o minimizarlos hasta un nivel adecuado y aceptable, incrementando la seguridad en la operación de dicha instalación.

1.8. Introducción a la Simulación de Procesos

La crisis del petróleo en los últimos años setenta obligó a la industria en general a enfocar sus esfuerzos en ser energéticamente más eficientes, iniciando así una etapa de desarrollo

tecnológico encaminado a mejorar los procesos existentes ya desarrollar otros nuevos más eficientes.

La simulación de procesos químicos es una herramienta moderna que ha hecho indispensable para la solución de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas de químicas en operación y ser de gran utilidad en todas las etapas del desarrollo de nuevos proyectos industriales básicamente en:

- Investigación y desarrollo.
- Etapa crítica en la toma de decisiones.
- Planta piloto.
- Diseño.
- Simulaciones de plantas existentes.

1.8.1. Simuladores en régimen estacionario y régimen dinámico

Se clasifica a los simuladores en estado estacionario como el caso del *PRO II (Invensys)*, *Aspen Plus* y *Hysys (Aspen Tech)* y los simuladores que operan en régimen dinámico como el caso de *Dynsim (Invensys)*, *Aspen Dynamics* y *Hysys Dynamics*. 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 químico de manera similar que el modelo en estado estacionario.

Por otro lado, el modelo dinámico usa un conjunto diferente de ecuaciones de conservación las cuales toman en cuenta los cambios que ocurren en el tiempo. Las ecuaciones para los balances de materia, energía y composición incluyen un término de “acumulación” derivado con respecto al tiempo. Se formulan ecuaciones diferenciales no lineales para aproximar los principios de conservación; sin embargo; un método de solución analítica no existe. Por lo que, se debe usar integración numérica para determinar el comportamiento del proceso en diferentes tiempos. En cuanto más pequeño sea el intervalo de tiempo, más cerca estará la solución numérica de aproximarse a la analítica. Sin embargo, esta ganancia es opacada por la cantidad de tiempo que se requerirá para efectuar los cálculos. Lo que se

puede hacer es usar el intervalo de tiempo tan largo como sea posible, mientras se mantiene un grado aceptable de precisión sin llegar a ser inestable.

En la tabla 1.6 se observa una comparación entre las ecuaciones usadas por un simulador en estado estacionario y las que usa un simulador dinámico, como se observa las ecuaciones de un estado dinámico son en principio más complejas que las usadas en simulaciones en estado estacionario ya que están en función del tiempo a diferencia de las presentados por el régimen estacionario.

Tabla 1.6. Diferencias en los entre los simuladores estáticos y dinámicos.

Simulación en Estado Estacionario	Simulación Dinámica
Balance de Materia: $0 = \sum_{Entrada} (F) - \sum_{salida} (F)$	Balance de Materia: $\frac{d}{dt} m = \sum_{Entrada} (F) - \sum_{salida} (F)$
Balance de Energía: $0 = \sum_{Entrada} (F \cdot H) - \sum_{salida} (F \cdot H) + Q$	Balance de Energía: $\frac{d}{dt} E = \sum_{Entrada} (F \cdot H) - \sum_{salida} (F \cdot H) + Q$
Balance de <i>Momentum</i> : $P_f = P_i + \Delta P$	Balance de <i>Momentum</i> : Ecuaciones de balance con respecto al tiempo.
Otras relaciones de Presión-Flujo N/A	Otras relaciones de Presión-Flujo aplicadas a dispositivos como Bombas, Compresores, válvulas a flujo crítico, etc.

1.8.2. Generalidades de la simulación dinámica

A diferencia de la simulación en estado estacionario la simulación dinámica no solamente cuantifica lo esperado; identifica el comportamiento inesperado, ya que es una herramienta de diseño de ingeniería que predice como un proceso y su control responden a varios

desajustes como una función del tiempo; asimismo, proporciona confiabilidad y seguridad en un proyecto, lleva a grandes beneficios durante el arranque de la planta. Las preguntas frecuentes que puede responder la simulación dinámica en instalaciones existentes son:

- ¿El sistema existente cumple con los requerimientos de producción de la planta?
- ¿Es necesario un nuevo sistema?
- ¿El sistema existente maneja el incremento de carga por ampliación de la planta?
- De no ser así ¿Qué tantas modificaciones se deben efectuar en el sistema?

Permite, por ejemplo:

- Validar el diseño de sistemas de desfogue y quemador.
- Optimizar y mejorar los sistemas existentes.
- Proveer una base consistente y sólida con relación a garantizar la seguridad en el sistema a futuro.
- Implementar un sistema de paro o cierre en fuentes de calor.
- Hacer parte de la simulación del sistema eléctrico de los motores involucrado en el proceso.
- Implementar un sistema instrumentado de seguridad.

El análisis con simulación dinámica evalúa situaciones en un escenario de falla común. Por ejemplo la simulación dinámica puede determinar las cargas de relevo de columnas individuales y, en forma simultánea, para sistemas de desfogue completos que involucren columnas múltiples.

En la simulación dinámica, los fenómenos tanto químicos como naturales se expresan con ecuaciones algebraicas y diferenciales basadas en principios de ingeniería. Los modelos matemáticos creados son usados para analizar como varia el proceso con respecto al tiempo. Para el caso típico de la industria de proceso, se describen/modelan las unidades de la planta y el control regulatorio. Las ecuaciones, se resuelven repetidamente en el dominio del tiempo y los valores de temperatura, presión, flujo y composición así como las aperturas de las válvulas y el sistema de control se calculan en el punto de interés. Por lo que, son investigadas las reacciones del proceso a perturbaciones tales como variación de la alimentación, falla de instrumentos o cambio en la estrategia de operación.

1.8.3. Aplicaciones de la simulación dinámica

Las aplicaciones de la simulación dinámica en la industria de proceso, son utilizadas para una gran variedad de propósitos, como se enlista en la figura 1.23.



Fuente: *Yañez C. G.*

Figura 1.23. Aplicaciones de la simulación dinámica.

En la figura 1.24 se muestra que al final, la simulación dinámica concuerda con los resultados de una simulación en estado estacionario, con la diferencia de que en una simulación estacionaria no seríamos capaces de observar el comportamiento transitorio del proceso como el sobredisparo (overshoot) que demuestra en la figura.

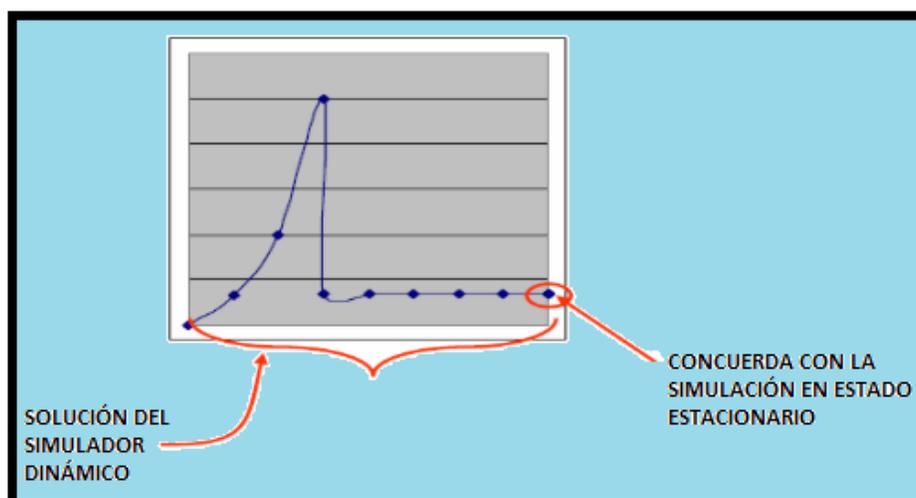


Figura 1.24. Comportamiento de un proceso en régimen dinámico y estacionario.

La tabla 1.7 muestra otra comparación entre los tipos de simulación vista desde un enfoque de operabilidad y control.

Tabla 1.7. Comparativa del alcance de la simulación estacionaria y dinámica.

Simulación Estado Estacionario	Simulación Dinámica
Se ocupa del estado estable del punto de operación.	Se ocupa de la operabilidad.
Proporciona parámetros de diseño de equipos.	Implementa, verifica y valida los diseños de equipos.
Proporciona diseño de control preliminar.	Implementa, verifica y valida el diseño de sistema de control.
No es usada en entrenamiento de operadores.	Proporciona entrenamiento a operadores.
Cálculos termodinámicos muy detallados.	Usa modelos simplificados.
No es necesario usar controladores reales en la simulación.	Puede usar y configurar controladores reales de sistemas de control distribuido en las simulaciones.
Nunca sintoniza un lazo de control.	Mantiene y sintoniza lazos de control básicos.

1.9. Revisión del estado del arte y de la práctica de la simulación de procesos aplicada al análisis de riesgo en un FPSO.

A continuación, se describen diversos trabajos publicados que tocan el tema de FPSO y de análisis de riesgos, aunque no se encontraron trabajos específicos de aplicaciones de la simulación dinámica para determinar escenarios de riesgo en el sistema de procesamiento en cubierta de un FPSO, pero muestran la amplia gama de temas relacionados a Sistemas Flotante de Producción Almacenamiento y Descarga, algunas aplicaciones de riesgo y seguridad a estos sistemas, así como análisis de riesgo aplicados a procesos relacionados con la Ingeniería Química.

Jaffe A. Suardin, Matt C., mencionan que los incendios y las explosiones han sido identificados como los principales riesgos potenciales para las instalaciones flotantes de producción, almacenamiento y descarga (FPSO) de petróleo y gas, las cuales implican un

riesgo para el personal, los bienes y el medio ambiente. En este trabajo se analiza el desarrollo de una herramienta de evaluación y comparación (FEA) en un FPSO. El programa está informatizado utilizando MS Excel/VBA para proporcionar una evaluación estructurada y completa sobre cada equipo y el módulo de manejo de gas natural, petróleo, metanol y diésel en el FPSO.

Esta herramienta cuenta con una función de cálculos para los diferentes tipos de fuego, así como la estimación del tamaño del mismo para las liberaciones de gas/líquido, y la capacidad de realizar análisis de riesgo cuantitativo (QRA) con la finalidad de proporcionar al personal la información necesaria de los riesgos ocasionados por fugas en equipos para diferentes tamaños y condiciones de proceso. Las medidas de control y la recuperación se incorporan como un sistema experto basado en los resultados del informe, las prácticas de ingeniería y normas pertinentes. Las características únicas proporcionadas en la herramienta incluyen el fuego y cartografía para el contorno de radiación en un diseño de FPSO de esta forma ayudar a determinar el personal y los equipos de con mayor riesgo, así como diseñar de una mejor forma los equipos contra Jaffe A. Suardin, Matt C., M. Sam Mannan, 2007).

Olea Pérez y Rodríguez Toral, desarrollaron un modelo de simulación integral de procesos, en estado estable, para el flujo en un sistema submarino de producción (SSP), en los risers que conducen la producción hacia un FPSO y para los sistemas de procesamiento en cubierta del FPSO. Se proponen unas condiciones de Diseño de Proceso acordes a la práctica industrial para un sitio hipotético. Se simuló el flujo en un SSP y risers de producción considerando 3 calidades de crudo (21, 16 y 13 °API) además de un posible perfil de decaimiento de presión en el yacimiento. Se obtuvo un pre-dimensionamiento las líneas de flujo en el SSP, de los risers de producción, del riser de inyección de agua y del riser de exportación de gas asociado. Para el crudo que la simulación del SSP y los risers determinó condiciones adecuadas de flujo hacia el FPSO durante la vida del campo, se realizó el modelo de simulación de los procesos en cubierta del FPSO. Se encontró que para el crudo de 21 °API es técnicamente factible producir hasta 100 MBD de aceite durante toda la vida del campo considerando inyección de agua para mantenimiento de presión. Para los crudos de 16 y 13 °API, se detectaron bajos niveles de producción durante la vida

útil del campo, debidos a altas caídas de presión tanto en el SSP como en los riser de producción (Olea Pérez, Rodríguez Toral, 2010).

G. Yañez y Rodríguez Tora, describen un modelo de simulación dinámica para el procesamiento de hidrocarburos en un sistema flotante de producción almacenamiento y descarga, FPSO. En el caso de los separadores de producción, se analizó el comportamiento dinámico del sistema de control a las variaciones en el nivel de líquido, así como en la presión de llegada de los fluidos al equipo de separación. Se muestra que la simulación responde en tiempo real a variaciones en el proceso, tales como son valores de apertura de válvulas, variaciones de presión, equipos encendidos y apagados, por ejemplo bombas, etc. Este hecho abre la puerta a que los diseños puedan ser probados de una manera lo más realista posible en etapas previas a la ingeniería de detalle. Una parte importante del sistema diseñado es la capacidad de cambiar en tiempo real la composición de entrada al sistema. La cantidad de gas, agua y crudo puede ser variada para observar cómo se comportarían los equipos al presentarse cambios en la calidad de la mezcla de crudo que llega desde pozos productores. La simulación dinámica permitió determinar el comportamiento del equipo de separación bajo distintas condiciones de corte de agua, y de relación de gas aceite, esperados durante la vida de explotación de un campo. Este tipo de simulación apoya al establecimiento de las bases para la filosofía de operación, incluyendo la determinación del surgimiento de un Surge en un compresor cuando la alimentación de gas a este comienza a disminuir. Se evaluó una metodología de sintonía de lazos para poder hacer que el sistema implementado fuera lo más robusto posible para soportar valores anormales en las variables de operación del proceso. El método empleado representa ventajas importantes de aplicación de la simulación dinámica en el análisis y diseño de sistemas tipo FPSO (G. Yañez y Rodríguez Toral, 2011).

Khan y Amyotte, discuten el uso de la tecnología disponible para la aplicación de los principios de la seguridad inherentes en diversas actividades costa afuera, actual como previsto para el futuro. Si bien en general, el diseño de instalaciones en alta mar refleja muchas aplicaciones de seguridad inherente, el uso sistemático y visible de estos principios podrían conducir a resultados de seguridad más robusto. No se diga aquí que una opción de seguridad inherente es siempre lo mejor. Una opción de seguridad inherente no puede ser

rentable ni viable en el calendario del proyecto en comparación con el complemento de confianza en las medidas. Más bien, el objetivo de introducir una cultura de la seguridad inherente es animar a los diseñadores a integrar la seguridad con el diseño y hacer frente a los problemas de seguridad en las primeras etapas (cuando hay una mayor oportunidad de encontrar las maneras más eficaces y económicas de reducción de riesgo). Por otra parte, si la seguridad no se considera hasta bien entrado el diseño, será demasiado tarde para incorporar muchas de las medidas de seguridad inherentes, incluso si hubiera sido rentable.

Los puntos importantes que deben ser incorporados a transformar consideración de seguridad inherente en una práctica de rutina de trabajo son: Un cambio a una cultura donde se requiere un diseño inherentemente seguro, consideración consecuente de los principios químicos y físicos que finalmente producen los efectos deseados de seguridad inherentes, el examen de la reducción de costos de por vida para determinar los costos y beneficios de las opciones intrínsecamente seguras, la comprensión básica de los fenómenos deseados frente a los fenómenos reales en el sistema. Sabiendo esto, el método más económico para producir una planta inherentemente más seguro se pueden resolver con mayor facilidad y finalmente tal vez lo más importante, metodologías sistemáticas y herramientas para traducir los principios de seguridad inherente, desde el concepto hasta la implementación (Khan y Amyotte, 2002).

Lee A. y C. Serratella mencionan que a medida que la flota de FPSO's madura, el reto de manejar racional y eficientemente el ciclo de vida e integridad de un FPSO atrae más atención. El riesgo y confiabilidad basados en aproximaciones son considerados como herramientas muy poderosas para ayudar a optimizar un programa de integridad y ofrecer flexibilidad. Por ejemplo, la metodología riesgo multinivel basado en inspección (RBI) emplea desde aproximaciones determinísticas simplificadas usando análisis de diseño estándar hasta aproximaciones probabilísticas sofisticadas. Cada aproximación tiene varios niveles de utilidad que van desde la definición de áreas críticas para una simple inspección hasta la generación de un programa de inspección optimizado y trabajo que cubren por completo el ciclo de vida de una unidad en particular. Esta metodología RBI ha sido aplicada exitosamente en planeación de inspección para diversas instalaciones FPSO, para ello fueron involucrados un amplio intervalo de análisis de ingeniería, dependiendo de las

necesidades de los proyectos individuales y los requerimientos del cliente, objetivos de inspección, condición de la instalación, disponibilidad de información de análisis y diseño, y muchos más (Lee A., C. Serratella, 2007).

Ren J. y Jenkinson I., mencionan que la operación conjunta de carga y descarga de crudo en FPSO está asociada con un alto nivel de incertidumbre por que usualmente opera en un ambiente dinámico en el cuál errores humanos o técnicos pueden ocasionar posibles accidentes. Existe carencia de aproximaciones para tratar con la incertidumbre y vaguedad en el juicio de los expertos en aseguramiento de seguridad de las operaciones. Este artículo propone las bases para modelar la seguridad de plataformas e ingeniería marina empleando razonamiento difuso y aproximaciones. El método propuesto es capaz de tratar con incertidumbre incluyendo ignorancia y vaguedad, los cuales son métodos tradicionales o bases para el análisis de criterio múltiple de decisiones, tales como la teoría de utilidad esperada que no puede manipularse. Un caso de estudio de riesgo de colisión entre un FPSO y un tanquero debido a fallas técnicas durante una operación conjunta de descarga es usado para ilustrar la aplicación del modelo que ahí proponen (Ren J., Jenkinson I., Sii H.S., 2005).

Sii H. S. y Wang J., describen el tipo de reglamentación aplicable a FPSO para uso en el Reino Unido en áreas como salud, seguridad del lugar de trabajo, operaciones de izaje, protección ambiental, y prevención y control de la contaminación. Describen la evaluación del sistema de seguridad del sistema de anclaje en torreta usado en FPSO. Utilizan métodos de razonamiento aproximado y evidencial. El método de razonamiento aproximado lo utilizan en el nivel principal de una estructura jerárquica para el modelamiento de la seguridad subjetiva. El método de razonamiento evidencial, lo usan para combinar o agregar estimados de los niveles de seguridad en componentes del sistema para lograr el estimado de seguridad a nivel del sistema completo. Los cuatro subsistemas principales (torreta, sistema de transferencia de fluido, sistema de transferencia de la torreta, la transferencia del sistema) son examinados para llevar a cabo la evaluación de seguridad del sistema de amarre en la torreta (Sii H. S., Wang J., Eleye-Datubo A. G., 2005).

Goyet J. y Straub D., mencionan que la inspección basada en riesgo (RBI) de instalaciones costa afuera tales como FPSO's se ha convertido en un tema de considerable interés durante

la última década. Este artículo provee una descripción general de la Inspección Basada en Riesgo basado en las prácticas de la industria costa afuera para el propósito de administración de riesgos relacionados con la operación de FPSO's. El método está basado en el criterio de aceptación de riesgo en la instalación considerando el riesgo concerniente al personal, riesgo al medio ambiente y riesgo económico. Se contempla desde el criterio de aceptación de riesgo a la instalación, el criterio de aceptación de riesgo para los componentes individuales del proceso y componentes estructurales. La inspección requerida y las estrategias de mantenimiento son estimadas en base a métodos de análisis de riesgo tradicional y teoría de confiabilidad estructural. La aproximación se ilustra con un ejemplo considerando la inspección detallada y la planeación del mantenimiento para conexiones soldadas en el casco estructural de un FPSO (Goyet J., Straub D., Faber M. H., 2002).

(Khan, Sadiq y Husain, analizan una versión revisada de la metodología SCAP propuesta recientemente para la gestión de la seguridad basado en el riesgo para las actividades del proceso costa afuera a través de un sistema de retroalimentación cuantitativa de la evaluación del riesgo probabilística. Se ilustra la aplicación de la metodología discutida a una planta de proceso de alta mar típica. La metodología es una combinación de cinco pasos cuantitativos, cada uno requiere una técnica independiente y herramientas asistidas por ordenador. El primer paso es identificar y filtrar los riesgos en un área de proceso, para este propósito se recomienda la técnica HIRA. El riesgo estimado se compara posteriormente con los criterios de aceptación.

La ventaja de usar esta metodología se ha demostrado por su aplicación a una instalación típica de proceso offshore. Desde la fase inicial del estudio de caso, se observó que las unidades compresoras presentan el máximo riesgo debido a su mayor probabilidad de fracaso. Sin embargo, después de la aplicación de medidas de seguridad, la probabilidad de ocurrencia se redujo drásticamente, causando una reducción del riesgo sustancial (Khan, Sadiq y Husain, 2001).

Eizenberg, Shacham y Brauner, demostraron una variación cuantitativa del análisis HAZOP (Hazard and Operability Analysis). El proceso se divide en secciones y se preparan modelos dinámicos para dichas secciones. Esos modelos fueron utilizados en el marco del

procedimiento HAZOP para determinar la magnitud de las desviaciones de las condiciones normales de operación que puedan llevar a accidentes serios y para probar modificaciones en el diseño para mejorar las características de seguridad en el proceso.

Se muestra que el uso de esos programas puede mejorar considerablemente la educación de seguridad, proporcionando herramientas para la detección sistemática de la desviación del proceso asociado con los posibles eventos peligrosos, la determinación de los valores que pueden conducir a tales eventos.

Un procedimiento cuantitativo HAZOP muy adecuado para fines educativos y de formación del operador ha sido desarrollado. El uso de este procedimiento se ha demostrado por su aplicación a un reactor semi-lote en el que se lleva a cabo una reacción exotérmica (van Woezik y Westerterp, 2001). El modelo básico del reactor fue desarrollado utilizando la Polymath 6,1 paquete de software matemático. Tras la verificación de la exactitud del modelo, se exporta a MATLAB y una interfaz gráfica está en que el programa de simulación dinámica adecuada para aplicaciones educativas y de formación. Usando el procedimiento HAZOP se determinaron las posibles desviaciones del proceso.

Cabe señalar que HAZOP cuantitativo complementa el procedimiento HAZOP tradicional, no lo reemplaza. Todavía hay muchos procesos que no pueden modelarse por la falta de información cuantitativa suficiente, en particular en situaciones de emergencia. El uso de estos programas pudiera mejorar considerablemente la educación de seguridad, proporcionando herramientas para la detección sistemática de la desviación del proceso para posibles eventos peligrosos, la determinación de los valores que pueden conducir a tales eventos y que permite el examinar un diseño particular para el rango satisfactorio de funcionamiento seguro (Eizenberg, Shacham y Brauner, 2006)..

Bezzo, Bernardi y Cremonese demostraron los beneficios que los ingenieros de procesos pueden recibir asiendo un adecuado uso de software comercial disponible para la simulación en estado estacionario y dinámico. Se considera un caso de estudio sobre la sección de purificación de una planta industrial para la producción de monómero de cloruro de vinilo. En primer lugar, se considera una simulación en estado estacionario. La simulación permitirá un mejor juicio de las condiciones de operación de la planta, y luego

se proporcionará un ejemplo de que los estudios de sensibilidad pueden producir grandes beneficios en la economía general y la productividad de la planta. En segundo lugar, se muestra cómo un modelo dinámico adecuado para las necesidades prácticas se puede derivar a partir del modelo de estado estacionario. Este modelo puede ser utilizado como una herramienta poderosa para evaluar el rendimiento del sistema de control estándar en el manejo de problemas de funcionamiento, así como eventos anormales (Bezzo, Bernardi y Cremonese, 2004).

Muehlenbachs, Cohen y Gerarden informan sobre un análisis empírico de reporte de incidentes en la compañía de petróleo y plataformas de producción de gas en el Golfo de México entre 1996 y 2010. Durante estos años, se produjo un aumento dramático en las profundidades del agua en la que se extrae petróleo y gas. El control de características de la plataforma, como la edad, la cantidad de petróleo y gas producido y el número de pozos de producción, nos encontramos con que los incidentes (tales como explosiones, lesiones y derrames de petróleo) se correlacionan positivamente con aguas más profundas. El control de estas y otras características, para una plataforma promedio, cada 100 pies de profundidad agregada aumenta la probabilidad de un incidente en un 8.5%. Finalmente se concluye que existe una relación crítica entre la profundidad del agua y los riesgos de la plataforma, este estudio pone de relieve el valor potencial de una mayor supervisión de las plataformas de aguas profundas (Muehlenbachs, Cohen y Gerarden, 2013).

Yang y Mannan describen una metodología de la evaluación dinámica del riesgo operacional (DORA) que se propone para el análisis del riesgo operacional en las industrias del petróleo/gas y química. La metodología se introduce globalmente desde el diseño conceptual a la modelización matemática y la toma de decisiones basada en el análisis costo-beneficio. La parte modelización probabilística de DORA integra dinámica estocástica de modelado y modelado de procesos para evaluar el riesgo operacional. El sistema trayectoria se modela de acuerdo con el comportamiento anormal o fallo de cada componente. Para cada una de las posibles trayectorias de estado de sistema, se realiza un proceso de evaluación dinámica para comprobar si las variables de proceso, por ejemplo, nivel, caudal, concentración de la temperatura, la presión, o químico, permanecen en sus regiones deseables. Pruebas de inspección intervalos y tiempos de reparación son

parámetros críticos para definir la configuración del sistema, y juegan un papel importante para la evaluación de la probabilidad de falla de funcionamiento. Esta metodología no sólo proporciona un marco para evaluar el riesgo operacional dinámico en las industrias del petróleo/gas y química, también permite obtener una guía el diseño de procesos y optimización (Yang y Mannan, 2010).

Wang, Xie y Ming, presentan un modelo de análisis de probabilidad de incendio en sistemas costa afuera utilizando el método de conversión de árbol de fallas (FT) en la red bayesiana (BN) para incorporar el efecto del Factor Humano y Organizacional (HOF). El modelo multi-fase permite aplicar diferentes métodos, en la primera fase, el árbol de fallas (FT) se utiliza para modelar los factores de forma de contribuir a los escenarios de incendio, que guían la construcción del modelo BN. En la segunda fase, se utiliza para extender la cadena causal de eventos potenciales y proporcionar algunos enlaces cuantitativos más precisos entre los nodos del evento. Las ventajas de la BN que hacen más adecuados que FTS son su capacidad de representar de forma explícita en las dependencias de los acontecimientos, la actualización de las probabilidades, y hacer frente a las incertidumbres, que no pueden ser considerados por FT. Finalmente, el algoritmo de integración se demuestra en cuatro escenarios de incendio en sistemas costa afuera. Esto demuestra claramente que el modelo integra el poder de FT para el modelado de vías causales con la flexibilidad de la BN para modelar dichos escenarios (Wang, Xie y Ming, 2011).

Manca y Brambilla, presentan las causas y simula la dinámica de los acontecimientos que llevaron a la catastrófica explosión del 23 de marzo de 2005 en la British Petroleum (BP), refinería en Texas City (EE.UU.), donde 15 personas murieron y 180 resultaron heridas. El documento sigue la línea de tiempo del accidente, investiga las premisas que caracterizan su fenomenología, y realiza un análisis crítico de llenar los vacíos que se pueden encontrar en la literatura científica sobre el accidente. En particular, un simulador comercial de proceso dinámico (UNISIM) se adoptó e integró con los modelos para explicar la inundación y llenado excesivo en la columna, la apertura de las válvulas de alivio, y el flujo de una mezcla de dos fases en la tubería conectada a la purga del sistema. Las principales conclusiones son: (1) que el balance de masas y la expansión térmica del líquido, no puede

explicar la completa inundación y desbordamiento de la columna de la isomerización, (2) el tapón de vapor utilizado para explicar el desbordamiento de la columna no es realista en nuestra opinión, (3) el rebosadero se puede explicar por la vaporización parcial de la corriente de alimentación y la consiguiente dispersión de burbujas de vapor en el líquido por encima de holdup la bandeja de alimentación. En particular, orificios de la bandeja de menos de 8 mm puede provocar el desbordamiento; (4) hay un cambio significativo en las condiciones termodinámicas de la mezcla emitida por la cabeza de la columna (temperatura, presión, vapor / fracciones líquidas) a lo largo de la tubería que conecta las válvulas de alivio al sistema de purga, (5) el modelo HEM, junto con las condiciones iniciales que se aplicaron no pueden explicar el llenado del tambor de purga y liberación, por lo tanto, son necesarios más estudios (Manca y Brambilla, 2012).

Visser y Belmar muestran la evolución en las normas de seguridad tomando como base los principales accidentes en alta mar, como la explosión en Macondo, y como juegan un papel decisivo en la promulgación de las nuevas normas de la industria y reglamentos gubernamentales. Este artículo revisa cuatro accidentes en sistemas de producción costa afuera que ocurrieron antes de 1988, y el efecto que estos accidentes tuvieron en la mejora la seguridad de las operaciones en alta mar. No había habido ningún accidente en alta mar más importante en esos veinte años. La ausencia de accidentes, junto con los avances tecnológicos en la posibilidad de perforar y producir en aguas cada vez más profundas, poco a poco había cambiado la percepción del público sobre la seguridad de perforación mar adentro y había disminuido la negativa para la exploración en nuevas zonas cada vez más profundas. Todo esto ha llegado a su fin con la explosión en Macondo en 2010. La industria, sin estar preparados para contener rápidamente la explosión en Macondo, ahora estará sujeta a la nueva normativa y así sea necesario desarrollar una capacidad de contención rápida. El documento resume cómo las regulaciones y estándares de la industria evolucionó antes de 1988. Los derrames de petróleo causados por explosiones de perforación resultaron en la mejora de los procedimientos y reglamentos. Incidentes en plataforma causados por incendios y explosiones en instalaciones de proceso dio lugar a los requisitos obligatorios de seguridad sobre la válvula reguladora, la inspección y los programas de cumplimiento del API RP 14C y el proceso estándar de confiabilidad y seguridad (SEMP), programa ahora obligatorio. La aplicación de estas normas y estándares

de la industria dio como resultado mejoras significativas en la fiabilidad y seguridad en las operaciones en alta mar como lo demuestra la ausencia de accidentes importantes en las últimas dos décadas. En el documento también se resumen los antecedentes de la explosión Macondo en el 2010 y las nuevas regulaciones del gobierno estadounidense que afectarán el futuro de perforación mar adentro y las operaciones de producción en el Golfo de México (Visser y Belmar, 2011).

CAPITULO 2. METODOLOGÍA

2.1. Bases de diseño de proceso para el sistema en cubierta del FPSO

En el presente capítulo se establecen las bases de diseño de proceso para los sistemas en cubierta del FPSO, dicha información constituye la base para la simulación dinámica de los sistemas de procesamiento del FPSO, cabe mencionar que para realizar la simulación en régimen dinámico se parte de la simulación en estado estacionario, mediante el simulador de procesos PRO-II versión 9.1, mientras que para la simulación dinámica e utiliza el software Dynsim versión 5.0.

Las condiciones de diseño establecidas representan un caso hipotético, sin embargo la información de las bases de diseño aquí presentes, se establecen de acuerdo a las prácticas industriales en el manejo y operación de los sistemas flotantes de producción, almacenamiento y descarga, FPSO. Toda la información de estas bases de diseño es acorde al estado actual y lo que se prevé en un futuro en la aplicación de los FPSO en la industria petrolera mexicana en aguas profundas de la parte mexicana del Golfo de México.

2.2. Capacidad de producción de diseño

La capacidad de separación de la mezcla de crudo permitirá tener una flexibilidad de operación de acuerdo con los pronósticos de producción, dichos flujos son considerando la separación a 1 atm y 60°F.

2.2.1. Aceite separado

- La capacidad **máxima** de aceite crudo es de 108 MBPD.
- La capacidad **normal** de aceite crudo es de 90 MBPD.
- La capacidad **mínima** de aceite crudo es de 72 MBPD.

2.2.2. Gas separado

- La capacidad **máxima** de gas es de 23.7 MMPCSD.
- La capacidad **normal** de gas es de 19.8 MMPCSD.
- La capacidad **mínima** de gas es de 15.8 MMPCSD.

2.2.3. Agua producida

- La capacidad **máxima** de agua producida es de 54 MBPD.

- La capacidad **normal** de agua producida es de 45 MBPD.
- La capacidad **mínima** de agua producida es de 36 MBPD.

2.3. Condiciones de llegada de los fluidos al FPSO

- Presión normal de llegada: 20 kg/cm² man (284 psig).
- Temperatura de llegada mínima y máxima: 50°C-90°C (122°F-194°F).
- Relación gas/aceite: 220 ft³/barril.

2.4. Acondicionamiento de gas amargo

El sistema de acondicionamiento de gas amargo localizado en cubierta del FPSO, tiene la función de acondicionar el gas de cuerdo a los parámetros establecidos de especificación.

2.4.1. Alimentación

El paquete de acondicionamiento de gas amargo, recibe la corriente de salida de los compresores GB-601A/B que a su vez es enfriada en EA-107, para entrar a planta de endulzamiento de gas a una presión de 41.3 kg/cm² man y una temperatura de 45 °C.

2.4.2. Capacidad

De acuerdo a la producción total de aceite crudo, la cantidad de flujo de gas a endulzamiento para consumo del FPSO se consideran 8 MMPCSD, tomando en cuenta el consumo en turbogeneradores eléctricos (se suministra potencia eléctrica a todos los compresores y bombas), consumo para generación de gas inerte así como para el piloto del quemador elevado.

- La capacidad **máxima** es de 11.2 MMPCSD.
- La capacidad **normal** es de 8 MMPCSD.

2.5. Deshidratación de gas

En el sistema en cubierta se cuenta con una planta de deshidratación de gas, la cual tiene como objetivo eliminar el exceso de humedad presente en la corriente de gas amargo hasta obtener en la corriente de salida de dicha planta con un 1% de agua en la corriente de gas.

La alimentación de la planta de deshidratación de gas amargo proviene de la salida de compresores GB-602A/B, que a su vez es enfriada en EA-108, a una presión de 87.3 kg/cm² man y una temperatura de 45 °C. El flujo correspondiente a la alimentación de dicho sistema corresponde a la diferencia entre el total del gas producido menos el que se envía a endulzamiento.

2.6. Especificaciones para la exportación de aceite crudo estabilizado

Para obtener el aceite crudo bajo especificación se utiliza un deshidratador/desalador, el cual se diseña para obtener un crudo estabilizado y bajo especificación de:

- La capacidad **normal** de aceite crudo estabilizado es de 90 MBPD.

Con las siguientes características:

- Agua: 0.5% volumen. Sal: Contenido de sal: 50 lbs/Mbbl.

2.7. Swivel de gas de inyección

El gas proveniente del depurador V-105 entra al *swivel* para su inyección a pozo con la finalidad de mantener la presión y con ello asegurar, en la vida media del pozo una producción constante de la mezcla.

Las condiciones de entrada del gas a *swivel* de inyección se encuentra a condiciones súper críticas:

- Una presión de 289 kg/cm² man.
- Una temperatura aproximadamente de 45 °C.

Considerándose un flujo de gas a inyección igual a la diferencia entre el total del gas producido menos el que se envía a endulzamiento.

2.8. Especificaciones de la disposición de agua producida

De acuerdo a la norma oficial mexicana que establece los límites máximos permisibles en las descargas de agua congénita en aguas costeras y en zonas marinas (NOM-143-SEMARNAT-2003), es:

- 40 mg/L de hidrocarburos.
- 32 000 mg/L de Sólidos disueltos totales (SDT).

Mientras que establece una temperatura en dichas descargas de acuerdo a la NOM-001-ECOL-1996 de:

- 40°C como temperatura máxima de descarga.

2.9. Caracterización del aceite a producir

En aguas profundas mexicanas se están encontrando en trabajos exploratorios, oportunidades de explotación de crudo (Suárez Coppel, 2012). Considerando que en aguas profundas, en la parte mexicana del Golfo de México es probable que se tenga necesidad de explotar crudos pesados y extrapesados, en las bases de diseño de este trabajo, se considera un crudo extrapesado de 11.1° API según los rangos descritos por el Instituto Americano del Petróleo.

Para obtener el diagrama de balance de materia y energía se realiza la caracterización en el simulador de procesos especializado en el manejo de crudos e hidrocarburos, el PRO II versión 9.1. Una de las nuevas actualizaciones en dicho simulador, es la del manejo de crudos pesados y extrapesados ya que cuenta con un método de estimación de propiedades (*Heavyiol*) para crear los seudocomponentes para este tipo de crudos.

En la tabla 2.1, se muestran los datos de la caracterización de un crudo extrapesado de 11.1 °API el cual sirvió como base para la caracterización, ya que de dicha tabla se extrajeron los datos para realizar la curva de destilados, esto con la ayuda de un nomograma de presión de vapor de hidrocarburo en el intervalo de 0.00001 a 1 atmósfera (Pierre Wuithier, 1996). La tabla 2.2 muestra los datos de temperatura contra por ciento de destilado que se obtuvieron del nomograma, cabe mencionar que estos datos son lo que se ingresan al simulador en régimen estacionario con la finalidad de obtener el diagrama de flujo de proceso (DFP). Una vez obtenida la caracterización se corrobora que la viscosidad se encuentre dentro de los parámetros para un crudo de este tipo, básicamente comparándola con un valor de referencia.

Tabla 2.1. Características generales del crudo 11.1° API.

CARACTERISTICAS GENERALES											
Gravedad específica: 0.992.					Punto de fluidez, °F: 80						
Porcentaje de azufre: 2.25.					Color: Café obscuro						
Viscosidad Saybolt Universal: 100° F a 6000 seg.:					Porcentaje de nitrógeno: 0.91						
130° F a 6000 seg.											
METODO DE DESTILACIÓN											
ETAPA 1. Destilación atmosférica, Presión: 749 mm Hg.							Primera gota: 352 °F				
Fracción No.	Temp. de corte °F	Porcentaje	Suma porcentaje	Sp. gr., 60/60 °F	° API 60 °F	C. I.	Índice de Refracción n _D a 20 °C	Dispersión específica	S.U. Viscosidad 100 °F.		
1.....	122										
2.....	167										
3.....	212										
4.....	257										
5.....	302										
6.....	347										
7.....	392	1.0	1.0	0.832	38.6	-)					
8.....	437	1.4	2.4	0.861	32.8	53)					
9.....	482	4.1	6.5	0.867	31.7	-)	1.45473	125.6			
10.....	527										
ETAPA 2. Continuación de la Destilación, Presión: 40 mm Hg											
11.....	392	4.9	11.4	0.892	27.1	—	1.48846	141.1	43	Bajo	
12.....	437	5.5	16.9	0.909	24.2	58	1.49896	155.4	57		
13.....	482	6.3	23.2	0.930	20.7	64	1.51060	161.6	99		
14.....	527	3.2	26.4	0.946	18.1	—	1.51865	—	200		
15.....	572										
Residuo	72.0	98.4	1.025	6.6						
Residuo de Carbón, Conradson: 4.6 por ciento; Crudo: 3.4 por ciento.											
RESUMEN APROXIMADO											
							Porcentaje	Sp. gr.	° API	Viscosidad	
Total de gasolina y nafta.....											
Kerosina destilada.....											
Gasóleo.....							11.7	0.875	30.2		
Lubricantes destilados no viscosos.....							8.5	0.901-0.931	25.6-20.5	50-100	
Lubricantes destilados con viscosidad media.....							4.6	0.931-0.951	20.5-18.1	100-200	
Lubricantes destilados viscosos.....							1.6	0.946-0.951	18.1-17.3	+ de 200	
Residuo.....							72.0	1.025	6.6		
Destilación perdida.....							1.6				

Tabla 2.2. Datos de temperatura y porcentaje de destilados para crudo 11.1 °API.

Temperatura, °F	Porcentaje de destilado
392	1.0
437	2.4
482	6.2
585	11.4
640	16.9
692	23.2
742	26.4

Cabe mencionar que de acuerdo a las características del aceite extrapesado éste carece de ligeros.

En la corriente de gas, los datos que se ingresaron a la simulación son una serie de componentes con su respectiva fracción mol, ver tabla No. 2.3.

Tabla 2.3. Componentes de la corriente de gas ingresados al simulador.

Componente	Fracción mol
H ₂ S	0.0225
N ₂	0.0283
CO ₂	0.0914
C ₁	0.5075
C ₂	0.1463
C ₃	0.0977
iC ₄	0.0129
nC ₄	0.0443
iC ₅	0.0115
nC ₅	0.0132
C ₆	0.0095
H ₂ O	0.0149

2.10. Simulación dinámica del sistema de procesamiento en cubierta

A continuación, se presenta el procedimiento empleado para simular dinámicamente el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO mediante el uso del simulador de procesos Dynsim ver. 5.0 de la compañía Invensys/Simsci-Esscor. Cabe mencionar que en la interfaz

gráfica de Dynsim se encuentran muchos de los elementos de la interfaz gráfica del PRO II, por lo que para realizar la simulación dinámica hay que realizar previamente la simulación en régimen estacionario.

A continuación se describen las principales pasos para realizar la simulación dinámica:

- 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 de proceso, ingresando los datos de la caracterización realizada por el PRO II (corriente de gas, agua y crudo con sus respectivos pseudocomponentes), además se ingresan los flujos a manejar de cada corriente así como su composición.
- c) Seleccionar el modelo termodinámico y definir los usados por defecto.- Como en este caso en particular los componentes enlistados son hidrocarburos se utiliza el modelo termodinámico *Peng-Robinson*, mientras que para los cálculos de equilibrio, entalpía, entropía y densidad se utiliza la ecuación de estado *Soave-Redlich-Kwong*.
- d) Definir los equipos a usar.- A continuación se describe los principales equipos que corresponden al sistema de procesamiento en cubierta:
 - Recipientes (Separadores y condensadores). Introducir datos de dimensiones y características de estos equipos (presión, temperaturas, elevaciones, niveles de vaciado y reboce).
 - Bombas. Introducir los datos de aproximaciones lineales y cúbicas en otras palabras se introduce la curva característica de la bomba.
 - Intercambiadores de calor. Introducir dimensiones de los cambiadores, temperaturas de entrada y/o salida, datos de calores transferidos.
 - Compresores. Introducir la curva característica del compresor.
 - Válvulas. Introducir el valor de C_v .
 - Controles. Dependiendo de la variable a controlar, introducir controladores modulantes del tipo PID, en su configuración introducir los de *Set Point* o valor deseado, límites superior e inferior del valor de referencia, *offset* de la

- señal de control, porcentaje de la banda proporcional, constante de tiempo integral y la constante de tiempo derivativa.
- Válvulas de alivio. Introducir el área de la válvula y la presión de relevo.
- e) Conectar las unidades usando las corrientes apropiadas. Estas corrientes son:
- Corrientes de proceso. Usar para conectar modelos de la librería base de equipos, representan corrientes composicionales.
 - Corrientes térmicas. Usar para conectar intercambiadores a modelos que pueden tener una carga térmica asociada.
 - Corriente mecánica. Usar para conectar motores a modelos, por ejemplo un compresor o una bomba.
 - Corriente eléctrica. Usar para conectar modelos eléctricos a equipos de proceso.
 - Conectores. Usar para vincular una variable de proceso con la entrada de un compresor y para vincular la salida del controlador con el elemento final de control (válvulas).
- f) Debido que en el simulador no es posible simular emulsiones, considerar una corriente de agua alterna para la segunda y tercera etapa, donde el flujo de agua a considerar en la segunda etapa debe ser un 10% del total de agua y de un 3 a un 4% del total de agua para la tercera etapa de separación.
- g) Correr la simulación y monitorear el comportamiento dinámico del proceso. Una vez que la simulación está completamente especificada, comenzar a correr la simulación con la finalidad de examinar el comportamiento dinámico del sistema, básicamente que todas las variables de proceso se encuentre en los rangos especificados, en otras palabras, que el sistema se encuentre completamente estable.

Una vez estable la simulación dinámica del sistema de procesamiento en cubierta, se prosigue con el planteamiento de los escenarios de riesgo.

2.10.1. Planteamiento del primer escenario de riesgo

El primer escenario, **fuego para generación de vapor para dimensionamiento de BDVs y diseño de PSVs por descarga bloqueada**, se plantea en la simulación dinámica mediante la siguiente metodología:

- a) Calcula del área superficial del recipiente.
- b) El flujo de calor se determina en función del NPFA 921 y del área superficial del recipiente a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218 el acero al carbón pierde el 60% de su integridad mecánica, esto corresponde a un valor de radiación de 37.5 KW/m^2 y una temperatura de 600° C .

$$Q = \left(37.5 \frac{\text{KW}}{\text{m}^2} \right) (\text{área superficial, m}^2)$$

- c) Una vez obtenido el valor de flujo de calor, colocar un serpentín interno sobre el separador y suministrar la cantidad de flujo de calor determinada.
- d) Una vez suministrado el flujo de calor, tomar los valores de vapores generados en el recipiente.
- e) Con los valores de vapores generados dimensionar las válvulas *blowdown* (BDVs) y el orificio de restricción, basándose en el API 521.
- f) Dimensionar las válvulas de alivio de presión por descarga bloqueada de acuerdo a lo establecido en el API RP 520 y la NFR-031-PEMEX-2007.
- g) Se calcula la presión máxima de diseño en función del espesor comercial disponible.
- h) Elegir el tipo de válvula de alivio de presión de acuerdo a proveedor.
- i) Colocar en la simulación dinámica el sistema de despresurización (BDV, orificio de restricción y válvula on/off), haciendo pasar nuevamente el flujo de calor al separador y de esta forma determinar los tiempos de despresurización en función de lo establecido en el API RP 520.
- j) Colocar las válvulas de alivio de presión en el separador, bloquear la descarga y determinar los tiempos de despresurización de acuerdo a lo establecido en el API RP 520.
- k) Se realizar el mismo procedimiento para cada una de las etapas de separación.

2.10.2. Planeamiento del segundo escenario de riesgo

El segundo escenario, **simulación de fugas y rupturas para la determinación de puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia**, se plantea mediante el siguiente procedimiento:

- a) Determinar los puntos de fugas en el diagrama de flujo de proceso de forma tal, que sean lo más representativo posible, básicamente considerando los puntos de fuga en bridas, purgas, conexiones, válvulas, sellos o bombas y compresores.
- b) Simular dinámicamente los puntos de fugas seleccionados, esto se realiza colocando un divisor en el cual se le coloca una nueva línea de proceso, en la línea se coloca una válvula que envíe el contenido de la fuga un equipo (tanque) a presión atmosférica.
- c) Una vez colocado este sistema, se ingresan diferentes diámetros a la válvula que asemejen el diámetro de la ruptura, estos diámetros varían desde $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, $2\frac{1}{2}$, 3 y 4 pulgadas, cabe mencionar que los valores de CV correspondiente a cada diámetro al 100% de apertura deben ser dimensionados tomando las características de la corriente de la simulación en estado estacionario.
- d) Una vez planteada la fuga, monitorear los valores de las variables de proceso para determinar que diámetros de ruptura refleja cambios en las condiciones de estas variables.
- e) Determinar la tasa de fuga de gas o líquido liberado en función del diámetro de fuga.
- f) Con estos valores determinar los puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia.

2.10.3. Planteamiento del tercer escenario de riesgo

El planteamiento del tercer escenario, **búsqueda o selección de equipo crítico que requiera un paro total de topsides**, se realiza mediante la siguiente metodología:

- a) En la simulación dinámica, se lleva a las etapas de separación (separadores FA-101A/B, FA-102 y FA-201) a sus condiciones críticas de muy bajo nivel, muy alto nivel, muy baja presión y muy alta presión.
- b) Las cuatro condiciones críticas se plantean a cada separador por separado y cada una a la vez.

- c) Una vez planteada una condición crítica, se monitorea cada una de las variables en los equipos aguas arriba y aguas abajo con la finalidad de revisar que efectos ocasiona en cada una de estas condiciones.
- d) Una vez planteadas las condiciones a cada etapa de separación, se analiza la información arrojado por el simulador y se determina cuáles son los equipos más críticos que lleven al sistema a un paro total de *topsides*.
- e) Una vez identificados estos equipos, se realiza una metodología para el paro del sistema de emergencia.

Una vez planteadas las metodologías de riesgo se prosigue con la construcción de los diagramas de tubería e instrumentación del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO para posteriormente aplicar el API RP 14C con la finalidad de obtener DTIs por proceso y DTIs con los instrumentos mínimos de seguridad con lo que debe contar una instalación de operación *offshore*.

2.11. Criterios generales de diseño

El sistema de procesamiento en cubierta del FPSO es diseñado sobre la base de los siguientes criterios generales, derivados de los requerimientos que se establecen en las bases de diseño correspondientes.

- a) La separación se lleva a cabo en tres etapas, las primeras dos corresponden a separadores trifásicos y la tercera corresponde a un separador bifásico.
- b) La primera etapa corresponde de dos separadores operando en paralelo, dimensionados al 100% de carga operado al 50%, esto con la finalidad de tener una mayor flexibilidad en el proceso, en dado caso de que uno de ellos salga de operación el otro tendrá la capacidad de absorber la carga
- c) La presión a la cual se lleva a cabo la separación de primera etapa es de 15 kg/cm² manométrica y una temperatura de 103 °C, mientras que la presión de la segunda etapa es de 5.5 kg/cm² manométrica y una temperatura de 120 °C y la tercera a una presión de 0.11 kg/cm² manométrica y una temperatura de 116 °C.
- d) La presión de diseño que se considera en los separadores de cada una de las etapas tiene un 20% de sobre diseño con respecto a la presión de operación, mientras que

- la temperatura tiene un 50% de sobre diseño con respecto a la temperatura de operación.
- e) Cada uno de los separadores de las distintas etapas (FA-101A/B, FA-102 y FA-204) cuentan con internos de alta eficiencia tipo Vane, rompedor de olas, rompedor de vórtices y dispositivos ciclónicos.
 - f) Se considera un tiempo de residencia de 6 minutos para el diseño de los separadores de acuerdo al API12J.
 - g) Se considera un tiempo de residencia adicional de 2 min. con la finalidad de recibir posibles baches de líquido.
 - h) Se inyecta inhibidor de asfaltenos a la alimentación de los separadores FA-101A/B con la finalidad de proteger los internos tipo Vane al evitar la formación y depósito de asfaltenos y parafina los cuales son propiciados por los cambios físicos y químicos que sufren los fluidos por las variaciones súbitas en las condiciones de operación.
 - i) Se inyecta antiespumante en el cabezal de alimentación que maneja la producción de los distintos pozos y después de la salida del *swivel* de producción, alimenta los separadores de primera etapa, con el objeto de evitar la formación de espuma e incrementar la eficiencia de separación en cada uno de los recipientes de las tres etapas de separación.
 - j) Se inyecta inhibidor de corrosión en la línea del gas separado en cada una de las etapas con el fin de evitar la corrosión en el ducto de transporte hacia el tratamiento y compresión de gas.
 - k) Se cuenta con válvulas de seguridad (PSVs) en el cuerpo de cada uno de los separadores, las cuales abrirán enviando el exceso de gas al quemador reduciendo de esta manera la presión en el recipiente.
 - l) Se cuenta con válvulas de apertura a presencia de fuego confirmado (BDVs) en el cuerpo de cada separador, la cual enviará los vapores generados al quemador reduciendo la presión en el recipiente.
 - m) Con respecto a las bombas, estas se consideran centrifugas a las bombas GA-101 y GA-200, mientras que las bombas GA-100 y GA-300 se consideran de tipo tornillo.
 - n) Se consideran tres etapas de compresión, baja, media y alta presión.

- o) En el tratamiento de gas se considera en el diseño de compresores un arreglo en paralelo para las distintas etapas de compresión, los cuales operan a una presión de compresión de:

Compresión a baja presión	Presión
GB-401A/B	1.6 kg/cm ² man
GB-403A/B	5 kg/cm ² man
Compresión a media presión	
GB-502A/B	14.5 kg/cm ² man
GB-601A/B	45 kg/cm ² man
Compresión a alta presión	
GB-602A/B	88 kg/cm ² man
GB-603A/B	290 kg/cm ² man

- p) Todos los enfriadores de las distintas etapas de compresión y tratamiento de gas tendrán la función de reducir la temperatura de las corrientes de descarga de los compresores hasta alcanzar los 45 °C. Estos utilizan agua desmineralizada como medio de enfriamiento. Los de presión baja y media son de tubos y coraza y los de alta presión son equipos de circuito impreso.
- q) Los depurador de gas (V-100, V-101, V-102, V-103, V-104 y V-105) cuentan con una malla separadora para retener las gotas de líquidos y partículas de tamaño de 10 o más micras, así como con placa de choque a la entrada del gas y rompedor de vórtices en la salida de líquido.
- r) La eficiencia de separación gas – líquido debe ser del 99.9% en volumen, con un arrastre de líquido no mayor de 0.1 Gal/MMPCS.
- s) Las distintas etapas de tratamiento y compresión de gas está diseñado para manejar altas concentraciones de H₂S (3.8% mol).
- t) Se cuenta con un deshidratador electrostático con el fin de lograr la especificación de la corriente de crudo.

A continuación, la tabla 2.4 presenta las normas y códigos a utilizar para el desarrollo de los diagramas de tubería e instrumentación, diagrama de flujo de proceso, simulación en régimen estacionario y dinámico, tomado como referencias más rigurosas a las NRF (Norma de Referencia de Petróleos Mexicanos).

Tabla 2.4. Normas y códigos utilizados en los DTIs, DFP y simulaciones.

NOM-020-STPS-2002	Recipientes Sujetos a Presión y Calderas - Funcionamiento-Condiciones de Seguridad
NOM-093-SCFI-1994	Válvulas de Relevo de Presión (Seguridad, Seguridad-Alivio y Alivio) Operadas por Resorte y Piloto; Fabricadas en Acero y Bronce
ISO 10440-2	Petroleum and Natural gas Industries-Rotary Type Positive Displacement Compressors, 1ST ED. 2001
ISO 13709	Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural gas Industries, 1 ST ED. 2003.
ISO 21049	Pumps-Shaft Sealing Systems for Centrifugal and Rotary Pumps, 1ST ED. 2004 (API-STD-682, 2ND ED. 2002)
ISO 10418/ API RP 14C	Recommended Practice for Analysis, Design, Installation and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms
ISO 10418:2003	Petroleum and Natural Gas Industries— Offshore Production Installations— Basic Surface Process Safety Systems
ISO 13702	Industria del Petróleo y Gas Natural.- Control y Mitigación de Fuegos y Explosiones en Instalaciones de Producción Costa Afuera.- Guías y Requerimientos
ISO 14313/API SPEC 6D	Specification for Pipeline Valves (Gate, Plug, Ball, and Check Valves)
ISO 17776	Industria del Petróleo y Gas Natural.-Instalaciones Costa Afuera.- Guías para Herramientas y Técnicas para Identificación y Evaluación de Riesgo
IEC-61511-1:2003	Functional Safety-Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector, Part1, Framework, Definitions, System, Hardware and Software Requirements
NRF-001-PEMEX-2007	Tubería de Acero para Recolección y Transporte de Hidrocarburos Amargos
NRF-028-PEMEX-2010	Diseño y Construcción de Recipientes a Presión.
NRF-031-PEMEX-2011	Sistemas de Desfogues y Quemadores en Instalaciones de Pemex Exploración y Producción.
NRF-032-PEMEX-2005	Sistemas de Tuberías en Plantas Industriales-Diseño y Especificación de Materiales
NRF-034-PEMEX-2004	Aislamientos Térmicos para Altas Temperaturas en Equipos Recipientes y Tubería Superficial.
NRF-045-PEMEX-2010	Seguridad Funcional-Sistemas Instrumentados de Seguridad- para los Procesos del Sector Industrial.
NRF-050-PEMEX-2007	Bombas Centrífugas
NRF-148-PEMEX-2011	Instrumentos de Medición para Temperatura

NRF-163-PEMEX-2006	Válvulas de Control con Actuador tipo Neumático
NRF-204-PEMEX-2008	Válvulas de Bloque de Emergencia
NRF-211-PEMEX-2008	Válvulas de Compuerta y Bola en Líneas de Transporte de Hidrocarburos
API-12J	Specification for Oil and Gas Separators.
API RP 14C	Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms.
ISA-S5.1	Identificación de símbolos e instrumentos.

2.12. Aplicación del *Check List* (Lista de Verificación) por API RP 14C

Una vez obtenidos los DTIs del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, se prosigue con la aplicación de la Lista de Verificación del API RP 14C con la finalidad de obtener los DTIs con los dispositivos mínimos de seguridad con los que debe contar un sistema de procesamiento que opere en instalaciones de producción costa afuera y con esto tener un primero y un segundo nivel de protección ante eventos no deseados. El propósito de un análisis de seguridad es identificar eventos no deseados que pudieran representar una amenaza para la seguridad, la confianza y definir las medidas de protección que eviten este tipo de eventos o minimizar sus efectos en caso de que ocurran. Las amenazas potenciales a la seguridad son identificadas a través de técnicas probadas de análisis de sistemas que han sido adaptadas al proceso de producción.

La aplicación del API RP 14C (*Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms*), se realiza mediante la siguiente metodología:

- a) Identificar los equipos presentes en los diagramas de tuberías e instrumentación.
- b) Aplicar la metodología del Apéndice A del API RP 14C a cada uno de los equipos.

La tabla 2.5 muestra las líneas y equipos con su respectivo número de tabla del apéndice A. Cabe mencionar que solo se mencionan los equipos que intervienen en el sistema de procesamiento en cubierta del sistema flotante de producción almacenamiento y descarga, FPSO.

Tabla 2.5. Equipos y su correspondiente tabla para aplicación del *Check List* por API RP 14C.

Segmento de línea de flujo	Tabla A-1.2.
Recipientes sometidos a presión	Tabla A-4.2.
Bombas	Tabla A-7.2.
Compresores	Tabla A-8.2.
Tuberías	Tabla A-9.2.
Cambiadores de calor	Tabla A-10.2.

- c) Llenar el formato del análisis de evaluación funcional de la seguridad (*Safety Analysis Function Evaluation- SAFE*). La figura 2.1 muestra el formato que debe ser llenado para realizar el *Check List* por API RP 14C.

ANÁLISIS DE SEGURIDAD
FUNCIÓN DE EVALUACIÓN GRAFICO
(SAFE)

PLATAFORMA DE IDENTIFICACIÓN:
FPSO

FECHA: _____
POR: _____

REVISIONES

COMPONENTE DE PROCESO

DISPOSITIVO I.D.

PROTECCIÓN ALTERNATIVA
NUMERO DE DISP. ALTERNATIVO
REF. SAC. SI APLICA

NOTAS

FUNCIÓN REALIZADA

CERTE O CONTROL DE DISPOSITIVO I.D.

Figura 2.1. Formato para el llenado de la lista de verificación.

- d) Posteriormente, se aplican las recomendaciones arrojadas por la lista de verificación a los diagramas de tubería e instrumentación. Los nuevos instrumentos deben ser colocados con un doble círculo para distinguirlos de los instrumentos por proceso y los de seguridad.

De esta forma se cuenta con los requisitos mínimos de seguridad con los que una instalación de operación costa afuera debe operar, permitiendo obtener un primero y un segundo nivel de protección ante eventos inseguros, salvaguardado la integridad de los equipos, el personal y el medio ambiente.

CAPÍTULO 3. RESULTADOS

3.1. Simulación en estado estacionario

Para realizar la simulación dinámica, se construye la simulación en estado estacionario con la finalidad de obtener el cuadro de balance de proceso, la figura 3.1 muestra la representación esquemática de la simulación en régimen estacionario mediante el software de procesos PRO II versión 9.1, en la cual se caracteriza un crudo de 11.1° API.

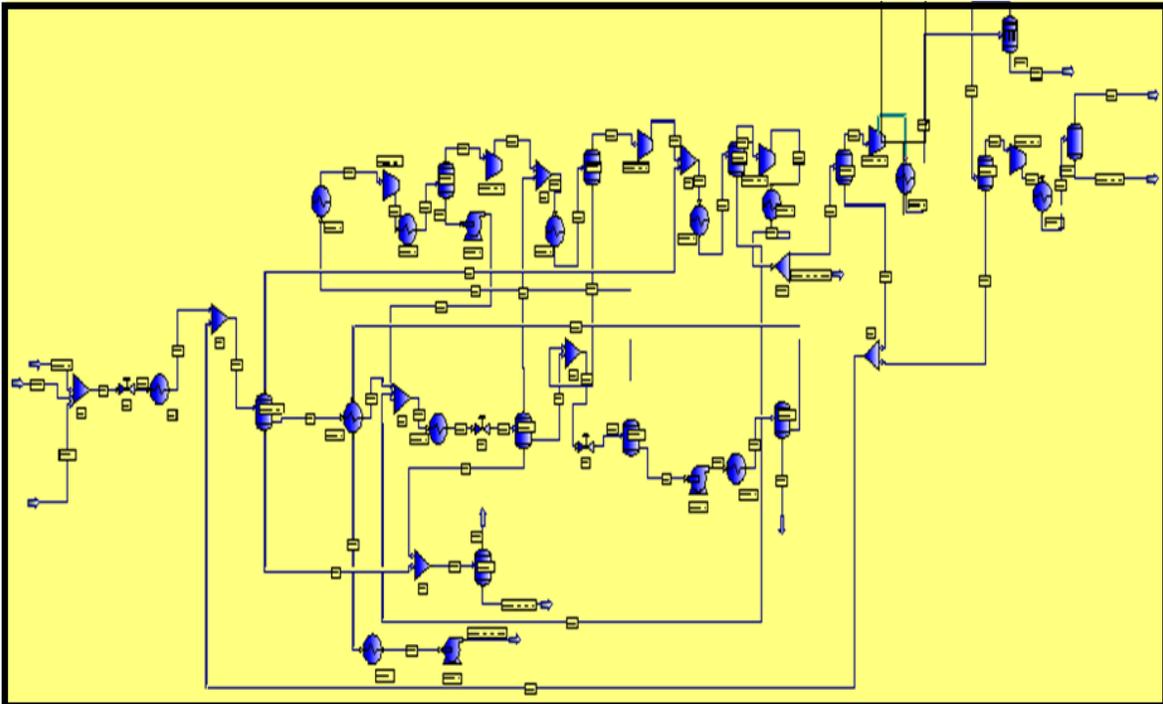


Figura 3.1. Esquemas de los sistemas de procesamiento en cubierta (PRO II).

El Anexo 1 muestra el diagrama de flujo de proceso, como se puede observar ahí se encuentra el diagrama de balance de materia, dicho diagrama representa el punto de partida para realizar la simulación dinámica así como para realizar el predimensionamiento de los equipos que involucra el sistema de procesamiento en cubierta del sistema flotante de producción, almacenamiento y descarga (FPSO).

Una vez obtenido el diagrama de balance de materia, se prosigue con la construcción de la simulación en régimen dinámico, siguiendo los pasos descritos en la metodología. Una vez concluida la situación dinámica del sistema de procesamiento en cubierta, para continuar con el planteamiento de los escenarios de riesgo, está debe estar completamente estable, en

otras palabras, que todas las variables de proceso involucradas se encuentren en los valores deseados o set point.

A continuación se describen cada uno de los resultados planteados en los objetivos.

3.2. Fuego para generación de vapor para dimensionamiento de PSVs y BDVs.

Durante el diseño de las instalaciones industriales terrestres y costa afuera de PEMEX, para el procesamiento y manejo de los hidrocarburos y fluidos en general, se debe tener especial cuidado en incluir sistemas de seguridad, entre los cuales se encuentran los sistemas de desfogue y quemadores, para controlar las variaciones en las condiciones de operación y disponer en forma segura los fluidos, resultantes de una sobrepresión o condición de operación anormal del proceso, así como de una emergencia. Estos sistemas deben proteger al personal operativo, equipo, instalaciones y medio ambiente y su función es disponer en forma adecuada y segura los fluidos provenientes de los dispositivos de relevo de presión instalados en equipos y líneas de proceso, que actúan en respuesta a condiciones de sobrepresión. El aumento de presión puede ser causado por condiciones inherentes al proceso (fallas operacionales) o situaciones de emergencia como fuego, expansiones térmicas o fallas de servicios auxiliares (NRF-031-PEMEX-2011).

Por tal motivo, el objetivo de este escenario es una vez simulado dinámicamente el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, se obtienen los datos de producción de gas en cada una de las etapas de separación con el fin de dimensionar las válvulas de alivio de presión (PSVs) por descarga bloqueada. Se calcula el flujo de calor en función del área superficial con la finalidad de simular dinámicamente condiciones de fuego en los separadores para determinar los vapores generados y con ello determinar el dimensionamiento óptimo de las válvulas de despresurización o *blowdown* (BDVs).

3.2.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)

a) Cálculo del diámetro de los separadores de primera etapa.

Datos:

- Flujo volumétrico: $F = 145404 \text{ BPD} = 566.93 \text{ pie}^3/\text{min}$.
- Tiempo de residencia: $T = 8 \text{ minutos}$ (Crudo pesado).

- Relación L/D= 3
- 10 % de sobrediseño.
- 20 % del espacio de gas.
- Presión máxima de operación= $P_{M.O.} = (P_{OPERACIÓN}) (1.1) = (15 \text{ kg/cm}^2)(1.1) = 16.5 \text{ kg/cm}^2 = 234.69 \text{ lbs/pulg}^2$.
- Presión de diseño= $P_D = (P_{M.O.})(1.1 \text{ o más } 30 \text{ psi lo que sea mayor}) = (16.5 \text{ kg/cm}^2)(1.1) = 18.15 \text{ kg/cm}^2 = 258.2 \text{ lbs/pulg}^2$ (NRF-028-PEMEX-2004).

Formulas:

- Volumen: $V = F * T$ Ec. 1
- Volumen total: $V_T = Vol. cilindro + Vol. tapas torisféricas$ Ec. 2
- Volumen cilindro: $V_C = \frac{\pi D^2}{4} L$ Ec. 3
- Volumen tapa torisférica: $V_{TP} = 0.0809D^3$ (Perry) Ec. 4

Procedimiento:

$$F = \left(566.93 \frac{pie^3}{min} \right) (1.1) = 623.62 \frac{pie^3}{min}$$

$$V_T = \left(623.62 \frac{pie^3}{min} \right) (8min) = 4988.98 pie^3$$

Por el 20% del espacio de gas:

$$V = (4988.98 pie^3)(1.2) = 5986.8 pie^3$$

$$V_T = \frac{\pi D^2}{4} L + 2(0.0809D^3) \text{ sustituyendo } L = 3D$$

$$V_T = \frac{3\pi D^3}{4} + 0.1618D^3$$

$$D = \left(\frac{4V_T}{10.072} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Sustituyendo:

$$D = \left(\frac{4(5986.8 pie^3)}{10.072} \right)^{\frac{1}{3}} = 13.35 \text{ pie}$$

$$L = (3)(13.35 \text{ pie}) = 40.05 \text{ pie}$$

b) Cálculo del espesor

Datos:

- Radio: $R = 6.675 \text{ pie} = 80.1 \text{ pulg}$
- Esfuerzo del material (Acero al carbón 285): $S_{AC} = 13800 \text{ lb/pulg}^2$ (Megyesy Pag. 159)
- Presión de diseño = 258.2 lb/pulg^2
- Eficiencia de la junta = $E = 1.0$

Formula: Espesor

$$t = \frac{P_D R}{SE - 0.6P_D} \quad (\text{Megyesy Pag. 18}) \quad \text{Ec. 5}$$

Sustituyendo:

$$t = \frac{\left(258.2 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right) (80.1 \text{ pulg})}{\left(13800 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right) (1.0) - (0.6) \left(258.2 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right)} = 1.516 \text{ pulg} + \text{corrosión}$$

$$t = 1.516 \text{ pulg} + \frac{1}{8} \text{ pulg} = 1.635 \text{ pulg}$$

Por tanto, de acuerdo a la disponibilidad de acero comercial, el espesor será:

$$t = 1 \frac{3}{4} \text{ pulg} \text{ ó } 1.75 \text{ pulg}$$

Con este espesor comercial disponible se calcula la presión máxima de diseño, a partir de la ecuación 6 (Magyesy Pag. 18):

$$P_D = \frac{SEt}{R + 0.6t} \quad \text{Ec. 6}$$

Sustituyendo:

$$P_D = \frac{(13800 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2})(1.75 \text{ pulg})}{80.1 \text{ pulg} + 0.6(1.75 \text{ pulg})} = 297.6 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2} = 20.92 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Una vez calculada la presión máxima soportada por el recipiente en función del espesor comercial, se prosigue con la definición de la presión de relevo para las válvulas de alivio.

c) Dimensionamiento de las válvulas de alivio

Para todo el sistema de proceso se deben analizar e identificar las causas que ocasionen una sobrepresión, en este caso consideramos la situación más crítica que es por descarga bloqueada. Cabe mencionar que el dimensionamiento de las válvulas de alivio de presión se realiza mediante la metodología planteada en el API RP 14C.

Para la selección de una válvula de relevo de presión y determinar su dimensión se deben cumplir los siguientes criterios:

- **Presión de ajuste.** El punto de ajuste o valor de la presión de calibración de los dispositivos de relevo o alivio de presión de recipientes a presión de acuerdo con la NOM-020-STPS-2002, debe ser mayor que la presión de operación y menor o igual que la presión de diseño del equipo (figura 3.2).
- **Temperatura de relevo.** Para descarga bloqueada se debe considerar la máxima temperatura en operación normal del equipo/línea.
- **Flujo a relevar.** Por descarga bloqueada es igual a la cantidad de masa que está entrando al sistema bloqueado.

Tamaño de descarga para las válvulas de alivio de los separadores de primera etapa FA-101A/B de acuerdo al API RP 520.

➤ **Formula**

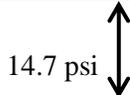
$$A = \frac{W\sqrt{Tz}}{CKK_bP\sqrt{M}} \tag{Ec. 7}$$

Dónde:

- A= Superficie requerida en el orificio de la válvula (pulg²).
- W= Volumen de flujo (lb/hr).
- z= Factor de compresibilidad correspondiente a la presión absoluta de desahogo.
- P= Presión de relevo (psia).

- M= Peso molecular promedio del vapor de gas.
- K= C_p/C_v
- C= Constante para la circulación de gases o vapores.
- Kb= Factor para determinar el tamaño con contra presión constante.
- T= Temperatura absoluta de circulación ($^{\circ}R$).

	Porcentaje de presión graduada
Sobrepresión permisible para tubería	133%
Sobrepresión máxima permisible para recipientes de presión en caso de incendio	120%
Presión máxima de desahogo. Sobrepresión máxima permisible para recipientes sin fuego	110%
Presión graduada = 1.1 x presión de funcionamiento = presión máxima permisible =	100%
Presión de diseño = presión aprobada	90.9%
Presión máxima normal de funcionamiento	80%
Sobrepresión máxima permisible	
Presión crítica = 0.55 x (presión graduada + sobrepresión + 14.7), psia	53.9 %
Presión atmosférica	0%
Presión absoluta	



14.7 psi

Fuente: *Richard W. Greene (Válvulas selección, uso y mantenimiento).*

Figura 3.2. Valores relativos de presión para válvulas de seguridad en relación con la presión de graduación.

➤ **Datos**

- W= 16057361.0 pie³/dia
- z= 0.9474
- P= 18.5 kg/cm²=263.13 psia

M= 28.78
 K= 1.3016
 C= 347 (Tabla 8/Pag. 50, API RP 520).
 Kb= 1
 T= 123.13 °C= 714.15 °R
 $\rho= 1.2369 \text{ lb/pie}^3$

Nota: Los dato de W y T son los arrojados por el Dynsim, mientras que los valores para M, K, z y ρ son obtenidos del PRO II.

La figura 3.3, muestra el flujo de gas producido en la primera etapa de separación, el cual constituye la base para el dimensionamiento de las válvulas de alivio de presión por descarga bloqueada.

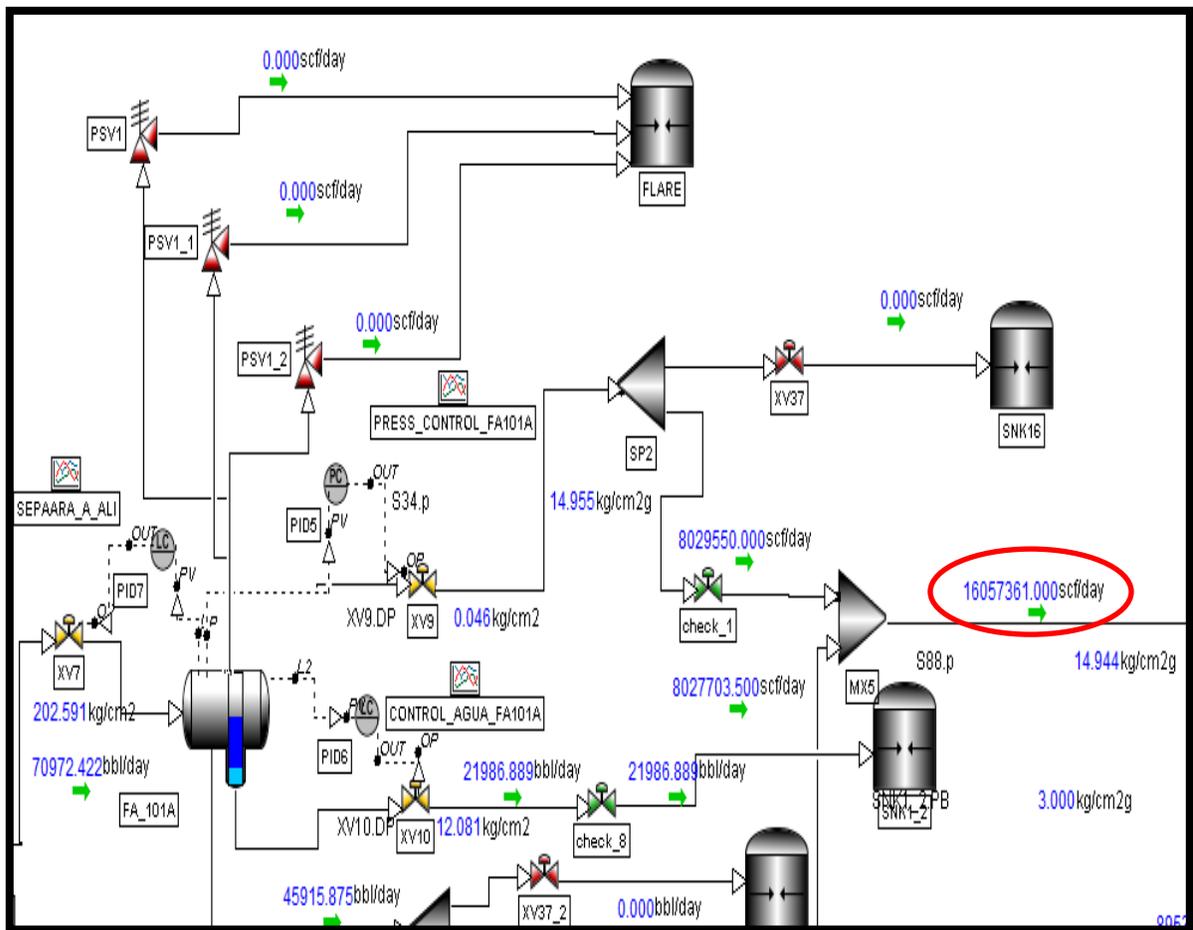


Figura 3.3. Flujo de gas producido en la primera etapa de separación.

➤ **Procedimiento**

$$W = 16057361 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left[\frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}} \right] = 669,056.71 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left(1.2369 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right) = 857,556.24 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Calculando el área de la válvula de alivio de presión a partir de la ecuación 7:

$$A = \frac{(857,556.24)\sqrt{(714.15)(0.9474)}}{(347)(1)(1.3016)(263.13)\sqrt{(28.78)}} = 34.99 \text{ pulg}^2$$

Una vez conocida la superficie de desahogo, se puede seleccionar la válvula de acuerdo con los catálogos de fabricante como el que se muestra en la tabla 3.1. Como se puede observar el área de descarga requerida no se puede obtener comercialmente en una sola válvula, se debe utilizar un sistema de válvulas múltiples que permitan obtener el área calculada.

Tabla. 3.1. Combinaciones disponibles de cuerpo y orificios para PSV por API y ASME.

		Orificio (in ²)															
		API	ASEM														
D	0.110	0.1279	● ● (●) ●														
E	0.196	0.2279	● ● (●) ●														
F	0.307	0.3568	(●) ● (●) ●														
G	0.503	0.5849			(●) ● ●												
H	0.785	0.9127				● ●											
J	1.287	1.4960					● (●) ●										
K	1.838	2.1380							● ●								
L	2.853	3.3170							● ●								
M	3.60	4.1860								● ●							
N	4.34	5.0470									● ●						
P	6.38	7.4170										● ●					
Q	11.05	12.8500											● ●				
R	16.0	18.6000												● ●	● ●		
T	26.0	28.6200															●
				1x2	1 1/2 X 2	1 1/2 X 2 1/2	1 1/2 X 3	2x3	2 1/2 X 4	3x4	3x6	4x6	6x8	6x10	8x10		
Conexiones (in x in)																	

Para este caso en particular se selecciona tres válvulas de relevo de presión tipo “R” de 16 pulg² darían en conjunto un área total de 48 pulg², por lo que el área calculada se encuentra dentro del área que en conjunto proporcionan las válvulas seleccionadas, mientras que los diámetros de orificios de entrada y salida corresponden a 6 x 8 pulgadas.

De acuerdo a la norma NOM-093-SCFI-1994, cuando la capacidad requerida es abarcada por más de un dispositivo de relevo de presión, sólo se necesita ajustar un dispositivo a una presión igual o menor de la máxima presión de trabajo permisible, y los dispositivos adicionales pueden ser ajustados para operar a presiones mayores, pero en ningún caso a una presión del 5% por encima de la máxima presión de trabajo permisible. De acuerdo a este punto, la presión de relevo para cada uno de los dispositivos es la siguiente:

- PSV1= $18.5 \text{ kg/cm}^2 = 263.13 \text{ lbs/pulg}^2$.
- PSV2= $19.0 \text{ kg/cm}^2 = 270.24 \text{ lbs/pulg}^2$.
- PSV3= $19.5 \text{ kg/cm}^2 = 277.36 \text{ lbs/pulg}^2$.

Como se puede observar en ningún caso se sobrepasa la presión de diseño calculada en función del espesor comercial de la placa.

En la figura 3.4, se muestra la colocación de las tres válvulas de relevo de presión en el separador de primera etapa FA-101A, dicha configuración del sistema las válvulas de seguridad debe permitir reducir la sobrepresión del recipiente en menos de 15 min de acuerdo a lo establecido en el API RP 521. Para corroborar los tiempos de despresurización y el óptimo diseño de las válvulas de seguridad, se bloquea la descarga del separador, cerrando al 100% la válvula de control de presión. Dicha acción permite establecer que el diseño es apropiado ya que cumple con lo establecido en la API en cuanto a los tiempos de despresurización del sistema, tal y como se muestra en la figura 3.5. Se muestra que al comenzar a incrementar la presión abren las primeras dos válvulas de relevo sin embargo no alcanzar a bajar la presión a condiciones seguras, por lo que la presión comienza a incrementar nuevamente provocando la apertura de la tercera válvula bajando de forma progresiva la presión hasta condiciones seguras del recipiente.

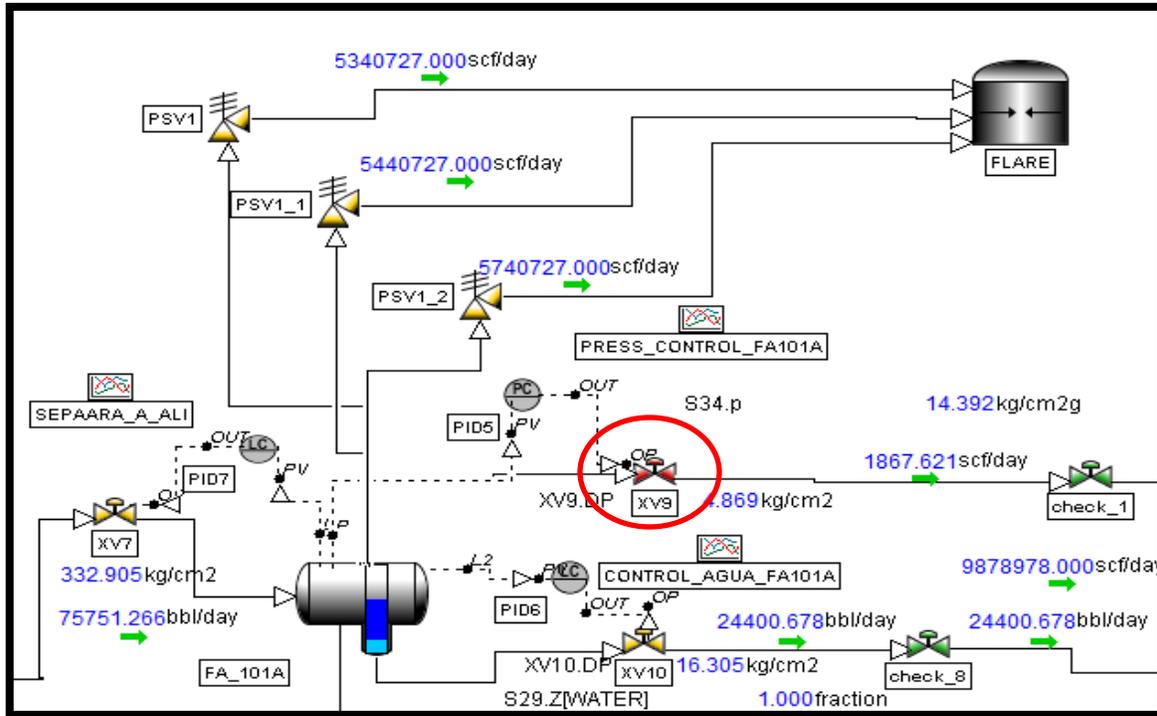


Figura 3.4. Válvulas de relevo de presión en el separador de primera etapa.

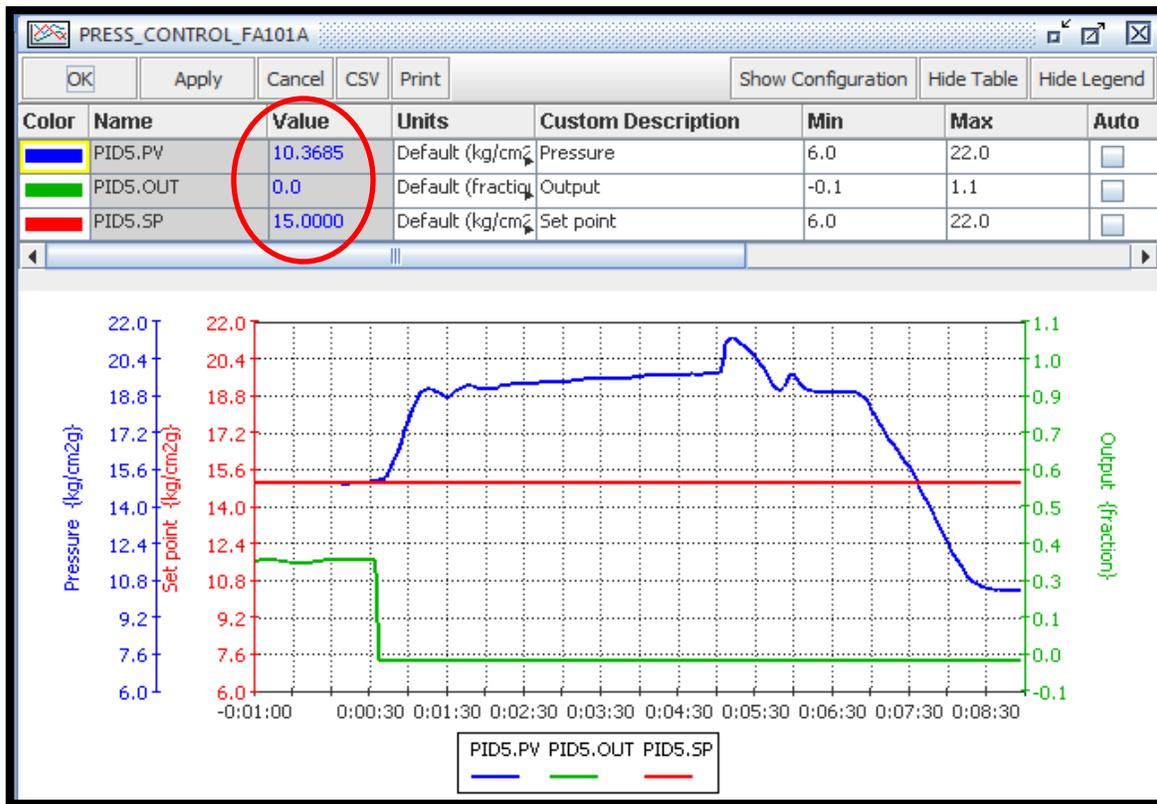


Figura 3.5. Despresurización del separador de primera etapa FA-101A.

d) Calculo del área del superficial

El cálculo del área superficial tiene la finalidad de obtener el flujo de calor transmitido al separador de primera etapa una vez conocido el valor de la radiación emitida por el fuego de hidrocarburos.

$$\text{Área superf.} = \text{Área del envolvente} + \text{Área de las tapas} \quad \text{Ec. 8}$$

$$\text{Área envol.} = L_1 * \pi D$$

$$\text{Área de la tapa} = 1.5\pi r^2$$

Dónde:

Longitud= L (pies) y Radio= r (pies)

$$A_{ENV.} = (40.05 \text{ pie})(41.94 \text{ pie}) = 1679.7 \text{ pie}^2$$

$$A_{TAPA} = 1.5\pi(6.675 \text{ pie})^2 = 209.96 \text{ pie}^2 * 2 = 419.93 \text{ pie}^2$$

$$A_{TOTAL} = 1679.7 \text{ pie}^2 + 419.93 \text{ pie}^2 = 2099.63 \text{ pie}^2$$

Dividendo el área total entre dos debido al área mojada.

$$A_{TOTAL} = \frac{2099.63 \text{ pie}^2}{2} = 1049.81 \text{ pie}^2 = 97.53 \text{ m}^2$$

e) Calculo del flujo de calor

La radiación emitida por un fuego de hidrocarburos corresponde a 37.5 KW/m², a dicho valor de radiación emitida le corresponde una temperatura generada de aproximadamente 650 °C, de acuerdo a la NFPA 921 (*Guide for Fire and Explosion Investigations*). De acuerdo al API 2218 (*Fireproofing Practices in Petroleum and Petrochemical Processing Plants*) el acero la carbón de una pulgada si es sometido a una temperatura de aproximadamente 600°C pierde su capacidad de soportar la carga de diseño debido a que sufre cambios estructurales y el efecto del espesor de la placa y se ve mermado en un 60% de su estabilidad.

$$\text{Flujo de calor (q)} = \text{Radiación por fuego} * \text{Área superficial}$$

$$q = \left(37.5 \frac{KW}{m^2} \right) (97.53 m^2) = 3657.37 KW = 12,479,475.5 \frac{BTU}{hr}$$

Una vez calculado el flujo de calor, se le coloca un serpentín interno en los separadores de primera etapa con la finalidad de simular dinámicamente una condición de fuego y obtener el flujo de vapores generados con el cual se dimensionaran las válvulas de despresurización (BDV), cabe mencionar que como se trata de las mismas dimensiones para cada separador, se plantea el escenario de fuego sólo en uno de ellos, asumiendo que la operación es semejante en ambos equipos.

f) Dimensionamiento de válvulas blowdown (BDV)

Este tipo de válvulas son de cierre y apertura total por eso también se conocen como válvulas on/off y el diámetro de su orificio viene dado por el diámetro de la tubería, su apertura es a presencia de un fuego confirmado. La presencia de un fuego confirmado en sus primeras etapas ocasiona la activación de la primera etapa del sistema de paro de emergencia (cierre de válvulas SVD), bloqueando el equipo en función. De acuerdo a *Hitesh Pandya* la disposición típica para el sistema de purga se compone de una válvula on/off, un orificio de restricción y una válvula de bloqueo. El diámetro del orificio de la válvula de bloqueo es el mismo que el de la válvula de despresurización.

Para dimensionar las válvulas BDV mediante la simulación dinámica, primeramente se bloquea el equipo en cuestión, posteriormente se hace pasar el flujo de calor previamente calculado a través de un serpentín interno, de esta forma se obtiene el flujo de vapores producidos (4693745.5 pie³/día) que permite dimensionar la línea de descarga y a su vez la válvula *blowdown*, tal y como se muestra en la figura 3.6. Las válvulas en color rojo indican que se encuentran completamente cerradas.

Como se puede observar en la figura 3.7, un aumento considerable en la presión (aprox. 27.8 kg/cm²) el cual se encuentra por encima de la presión de diseño, por lo que resulta de vital importancia el dimensionamiento óptimo de la válvula de *blowdown*, la cual debe despresurizar el volumen confinado del gas en un tiempo menor o igual a 15 minutos, para ir desde la presión inicial hasta 50% de la presión de diseño del equipo ó 100 psig, la que sea menor, de acuerdo al API RP 520.

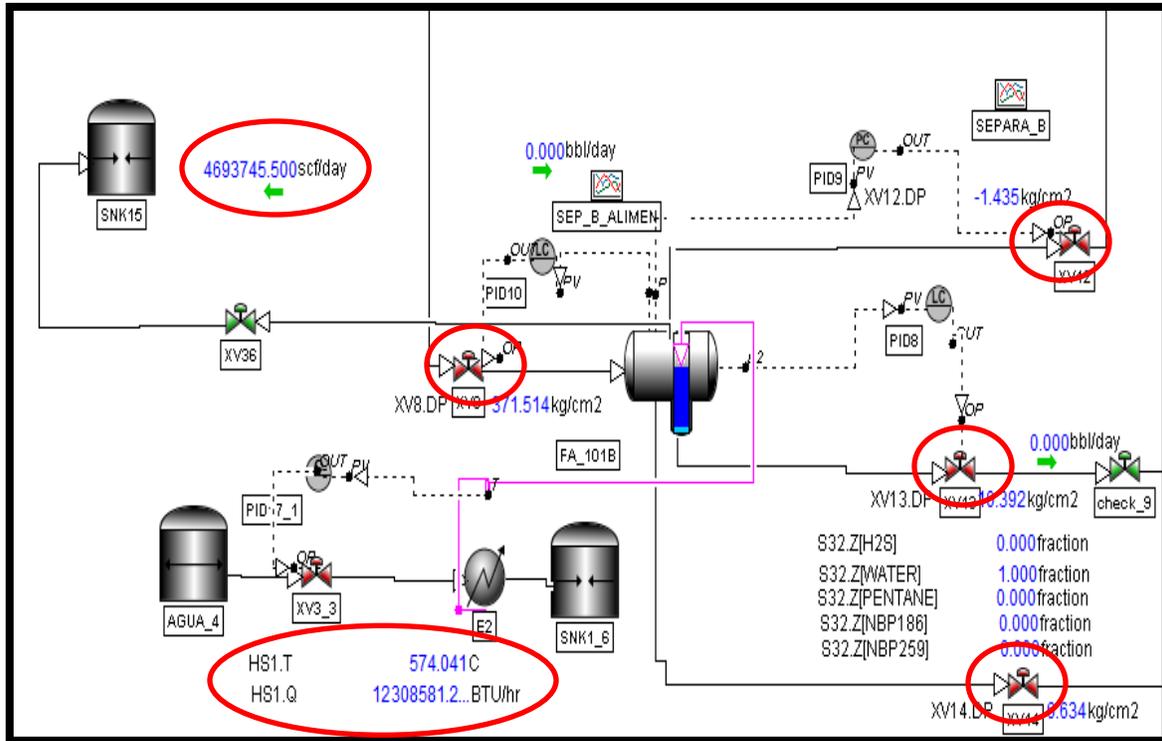


Figura 3.6. Vapores producidos de acuerdo a la condición de fuego en FA-101B.

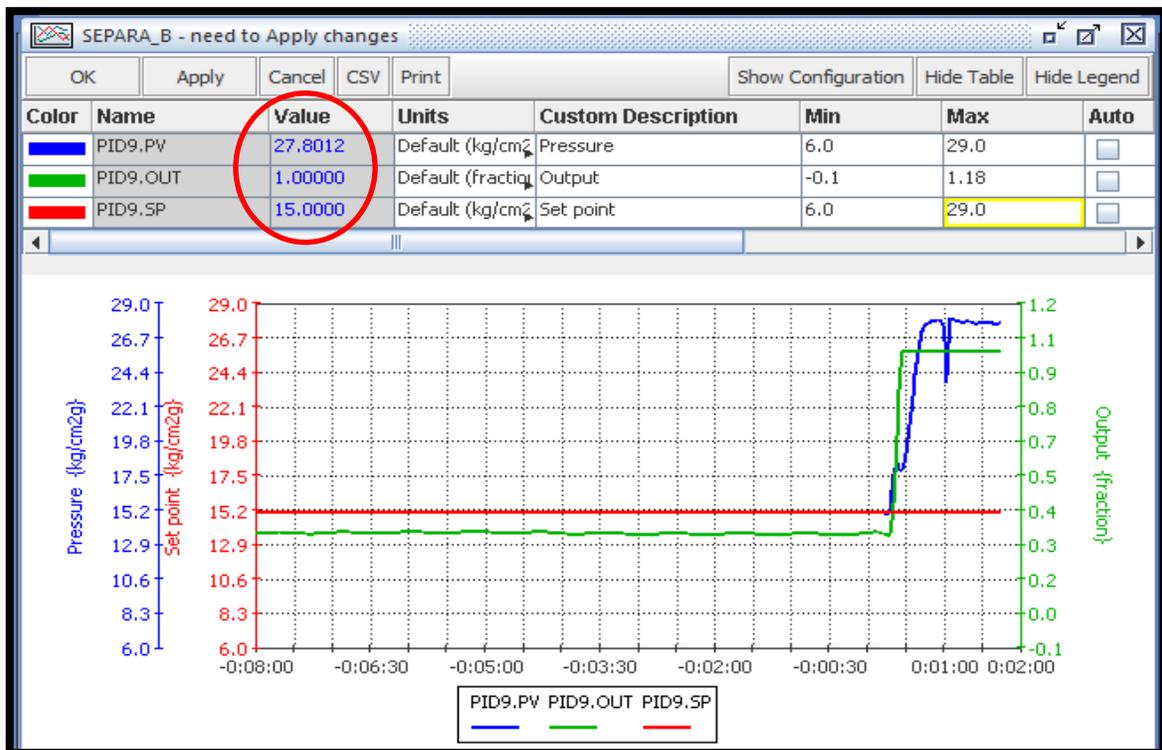


Figura 3.7. Incremento de la presión en el separador de primera etapa FA-101B.

Una vez determinado el flujo de vapor producido por la condición de fuego, se determina el diámetro de la tubería para despresurizar el recipiente. El dimensionamiento se lleva a cabo en el software para dimensionamiento de tuberías “FLO”, en el cual se introdujeron los datos mostrados en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Datos introducidos al FLO, separador FA-101B.

Flujo volumétrico (SCFH)	195,572.73
Presión inicial (Psig)	248.44
Temperatura (°F)	1094
Peso molecular	101.2
Factor de compresibilidad	0.987
Viscosidad (Cp)	0.001
Relaciones de calores específicos (Cp/Cv)	2.20
Rugosidad (pies)	0.00015

De acuerdo a los datos arrojados por el software para dimensionamiento de la línea de despresurización, el diámetro correspondiente es de 4 pulgadas, el cual corresponde al diámetro de la BDV. En la tabla 3.3 se muestra los datos del diámetro óptimo de la línea.

Tabla 3.3. Diámetro seleccionado, separador FA-101B.

Diámetro nominal (pulg)	4
Diámetro interno (pulg)	4.026
Numero de Reynolds	8.164×10^7
Factor de fricción (Darcy)	0.0086
Caída de presión en 100 pies (Psi)	4.718
Velocidad final (pies/seg)	132
Numero de Mach	0.0799

Una vez calculado el diámetro de la válvula BDV se introduce al simulador dinámico con el fin de corroborar los tiempos de despresurización establecidos en el API RP 521.

Como se observa en la figura 3.8, la válvula blowdown de 4 pulg tiene la capacidad de despresurizar al separador de primera etapa, disminuyendo en aproximadamente 4.5 min la presión del recipiente hasta un 50% de su presión de diseño.

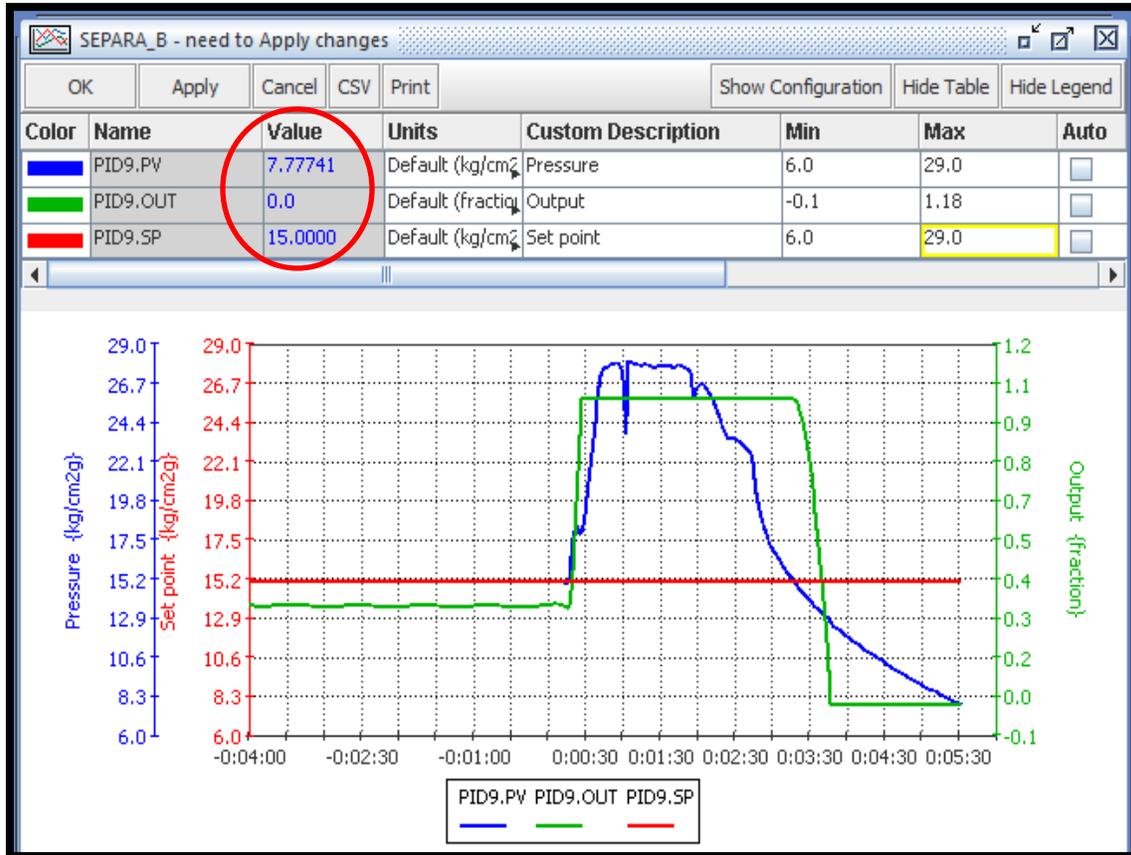


Figura 3.8. Despresurización de acuerdo al diámetro de 4 pulg en el separador de primera etapa FA-101B.

De acuerdo a la configuración del sistema de despresurización, a continuación se calcula el diámetro del orificio de restricción.

➤ Datos

$$W= 195572.7 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

$$z= 0.99$$

$$P= 18.5 \text{ kg/cm}^2=263.13 \text{ psia}$$

$$M= 101.2$$

$$K= 1.99$$

C= 400 (Tabla 8/Pag. 50, API RP 520).

Kb= 1

T= 574°C=1524.87°R

$\rho = 0.847 \text{ lb/pie}^3$

Nota: Los dato de W y T son los arrojados por el Dynsim, mientras que los valores para M, K, z y ρ son obtenidos del PRO II.

➤ **Procedimiento**

$$W = 195,572.7 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left(0.847 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right) = 165,650.071 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

A la presión de relevo se le agrega un 20% debido a que se dimensiona con la condición de fuego, esto de acuerdo al API 520.

$$P = (263.13 \text{ psia})(1.2) = 315.76 \text{ psia}$$

Calculando el área del orificio de restricción a partir de la ecuación 8:

$$A = \frac{(165650.07) \sqrt{(1524.81)(0.99)}}{(400)(1)(1.99)(315.76) \sqrt{(101.2)}} = 2.545 \text{ pulg}^2$$

Como área es igual a:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \therefore D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \tag{Ec. 9}$$

De esta forma al sustituir los valores obtenemos el diámetro del orificio de restricción:

$$D = \left[\frac{(4)(2.545 \text{ pulg}^2)}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}} = 1.8 \text{ pulg}$$

De acuerdo a la configuración del sistema de despresurización (BDV, orificio de restricción y válvulas on/off), para fines de la simulación dinámica y corroborar los tiempos de despresurización se coloca una válvula de 2 pulg con un porcentaje de apertura del 80% con el fin de simular el orificio de restricción de 1.8 pulgadas de diámetro. Se coloca una válvula a las salida del orificio de restricción de 4 pulg la cual realizara la función de la válvula on/off, de esta forma se simula dinámicamente todo el sistema de despresurización

a presencia de fuego confirmado tal y como se presenta en la figura 3.9. El objetivo del orificio de restricción es el formar una vena contracta, de esta forma aumenta la velocidad de descarga y provoca un diferencial de presión, la figura 3.9 muestra la presión a la entrada y la salida del orificio de restricción, como se puede observar provoca un diferencial de presión de aproximadamente 10 kg/cm^2 .

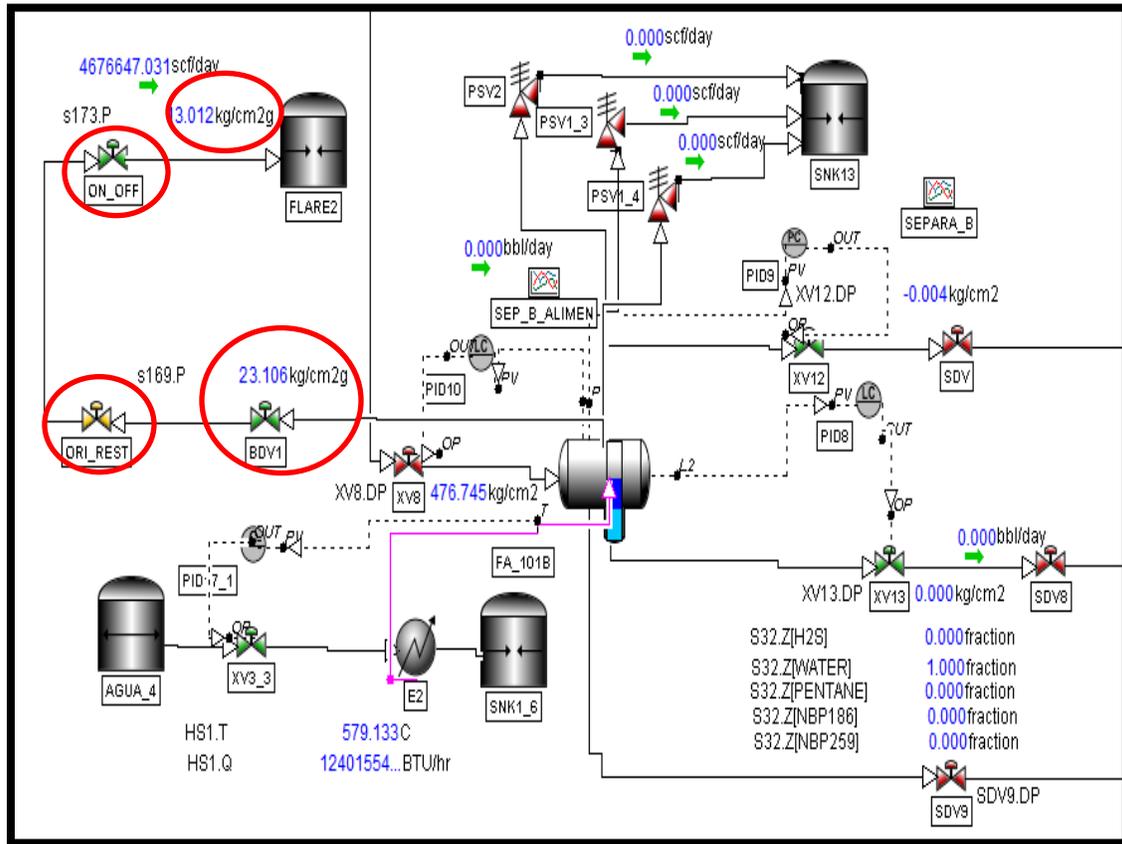


Figura 3.8. Configuración del sistema de despresurización en la primera etapa de separación.

La simulación dinámica permitió determinar los tiempos de despresurización del sistema, la configuración de contar solo la BDV despresurizo al equipo en aproximadamente 4.5 min sin embargo el sistema completo (BDV, orificio de restricción y válvula on/off) despresuriza al sistema en aproximadamente 9.7 minutos, el doble de tiempo en comparación al sistema de solo la válvula *blowdown*. La figura 3.10 muestra los tiempos de despresurización los cuales cumplen con lo establecido en la API RP 521.

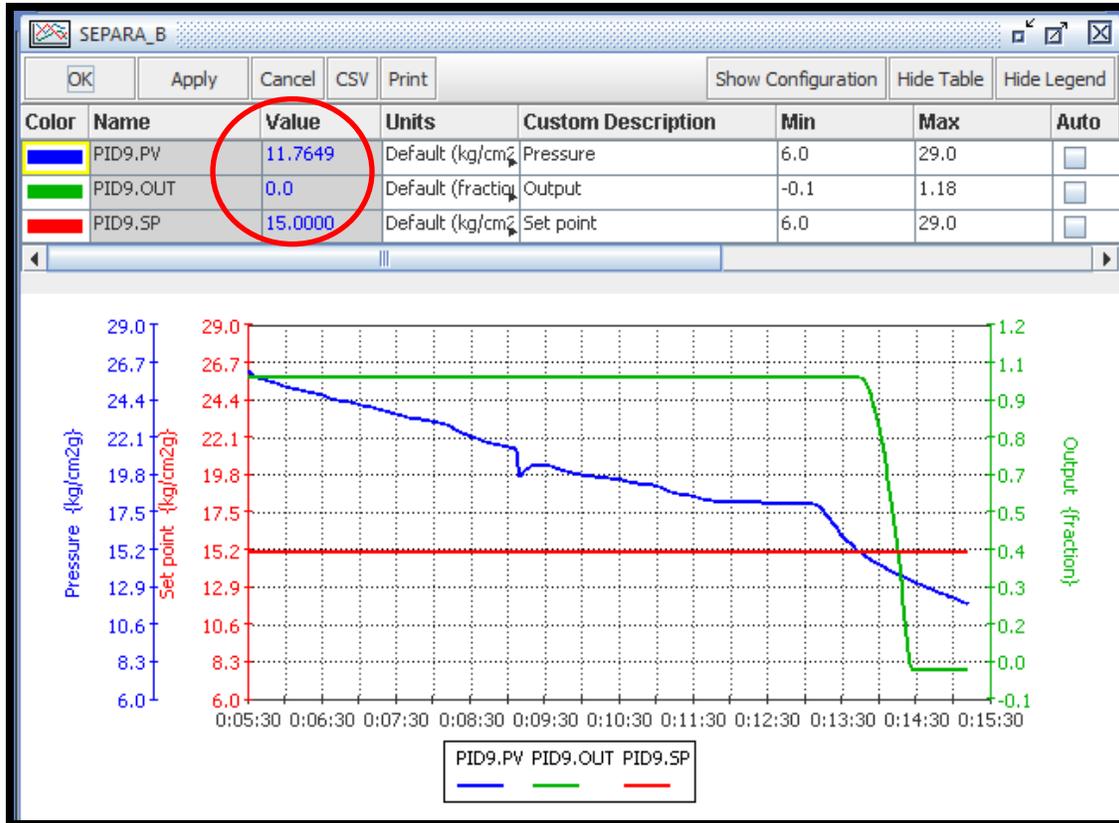


Figura 3.10. Despresurización del separador de acuerdo al diseño y configuración del sistema.

3.1.2. Separador de segunda etapa (FA-102)

A continuación se presenta el procedimiento empleado para el calcula de las válvula de alivio de presión y la válvula de despresurización.

a) Calculo del diámetro del separador de segunda etapa

Para realizar el dimensionamiento de las válvulas de alivio (PSV) y la válvula de despresurización (BDV) en el separador de segunda etapa, se realiza el mismo procedimiento realizado en el separador de primera etapa.

Datos:

- Flujo volumétrico: $Q = 93634.4 \text{ BPD} = 365.08 \text{ pie}^3/\text{min}$.
- Tiempo de residencia: $T = 8 \text{ minutos}$ (Crudo pesado).
- Relación $L/D = 3$

- 10 % de sobrediseño.
- 20 % del espacio de gas.
- Presión máxima de operación= $P_{M.O.} = (P_{OPERACIÓN}) (1.1) = (5.5 \text{ kg/cm}^2)(1.1) = 6.05 \text{ kg/cm}^2 = 86.05 \text{ lbs/pulg}^2$.
- Presión de diseño= $P_D = P_{M.O.} + 30 \text{ psi} = 6.05 \text{ kg/cm}^2 + 2.1 \text{ kg/cm}^2 = 8.15 \text{ kg/cm}^2 = 115.92 \text{ lbs/pulg}^2$.

Procedimiento:

$$F = \left(365.08 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \right) (1.1) = 401.59 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

Una vez calculado el flujo volumétrico, se calcula el volumen del recipiente (Ec. 1):

$$V = \left(401.59 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \right) (8\text{min}) = 3212.7 \text{pie}^3$$

Por el 20% del espacio de gas:

$$V = (3212.7 \text{pie}^3)(1.2) = 3855.2 \text{pie}^3$$

A partir de la ecuación 3, se calcula el diámetro del separador:

$$V_T = \frac{\pi D^2}{4} L + 2(0.0809 D^3) \text{ sustituyendo } L = 3D$$

$$V_T = \frac{3\pi D^3}{4} + 0.1618 D^3$$

$$D = \left(\frac{4V_T}{10.072} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Sustituyendo:

$$D = \left[\frac{4(3855.2 \text{pie}^3)}{10.072} \right]^{\frac{1}{3}} = 11.53 \text{pie}$$

$$L = (3)(11.53 \text{pie}) = 34.59 \text{pie}$$

b) Cálculo del espesor

Datos:

- Radio: $R = 5.77 \text{ pie} = 69.24 \text{ pulg}$
- Esfuerzo del material (Acero al carbón): $S_{AC} = 13800 \text{ lb/pulg}^2$
- Presión de diseño = 115.92 lb/pulg^2
- Eficiencia de la junta = $E = 1.0$

Se calcula el espesor del recipiente a partir de la ecuación 5:

$$t = \frac{\left(115.92 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right) (69.24 \text{ pulg})}{\left(13800 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right) (1.0) - (0.6) \left(115.92 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}\right)} = 0.585 \text{ pulg} + \text{corrosión}$$

$$t = 0.585 \text{ pulg} + \frac{1}{8} \text{ pulg} = 0.71 \text{ pulg}$$

Por tanto, de acuerdo a la disponibilidad de acero comercial el espesor será:

$$t = \frac{3}{4} \text{ pulg} \text{ ó } 0.75 \text{ pulg}$$

Con este espesor comercial disponible se calcula la presión máxima de trabajo permitida, a partir de la ecuación 6:

$$P_D = \frac{(13800 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2})(0.75 \text{ pulg})}{69.24 \text{ pulg} + 0.6(0.75 \text{ pulg})} = 148.51 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2} = 10.44 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Una vez calculada la presión máxima soportada por el recipiente en función del espesor comercial, se prosigue con la definición de la presión de relevo para las válvulas de alivio. Se toma en consideración el principio considerado en la figura 3.1, por lo tanto:

- $PSV = 7.5 \text{ kg/cm}^2 = 106.68 \text{ lbs/pulg}^2$.

Una vez determinada la presión de relevo, se prosigue con el cálculo del área de descarga de la válvula de alivio de presión correspondiente al separador de segunda etapa.

c) Dimensionamiento de las válvulas de alivio

A partir de la ecuación 7 se determina al área para la PSV por descarga bloqueada.

➤ **Datos**

W= 1,804,055.5 pie³/día

z= 0.9818

P= 7.5 kg/cm²=106.68 psia

M= 36.5544

K= 1.5174

C= 365 (Tabla 8/Pag. 50, API RP 520).

Kb= 1

T= 144 °C= 750.87 °R

ρ= 0.5822 lb/pie³

Nota: Los dato M, K, z y ρ son obtenidos del PRO II, mientras que el flujo a relevar es obtenido a partir del Dynsim tal y como se muestra en a figura 3.11.

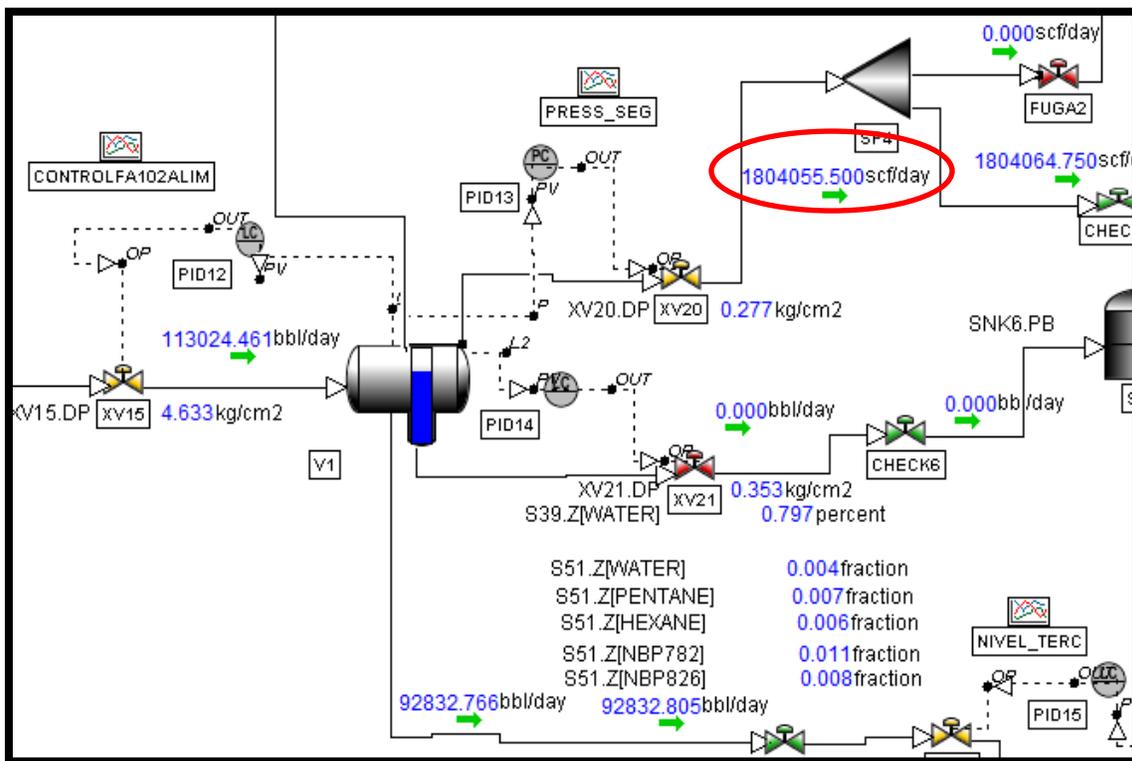


Figura 3.11. Flujo de gas generado en la segunda etapa de separación.

➤ **Procedimiento**

$$W = 1,804,055.5 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left[\frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}} \right] = 75,168.98 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left(0.5822 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right) = 43,763.38 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Calculando el área de la válvula de alivio:

$$A = \frac{(43,763.38) \sqrt{(750.87)(0.9818)}}{(365)(1)(1.5174)(106.68) \sqrt{(36.5544)}} = 3.3263 \text{ pulg}^2$$

De acuerdo con los catálogos de fabricante (tabla 3.1) se selecciona una válvula de alivio de 3.6 pulg² tipo M, por tanto el separador FA-102 debe contar con una válvula de seguridad con un tamaño del cuerpo (diámetro entrada por diámetro de salida) de 4 x 6 pulg.

Para corroborar que el diámetro calculado es el correcto, se simula dinámicamente la sobrepresión en el separador de segunda etapa, bloqueando la descarga de gas al cerrar al 100% la válvula de control, dicha acción ocasiona el incremento progresivo de la presión. Una vez alcanzado el punto de la presión de relevo, el dispositivo abre, enviando el gas al quemador elevado, tal y como se presenta en la figura 3.12.

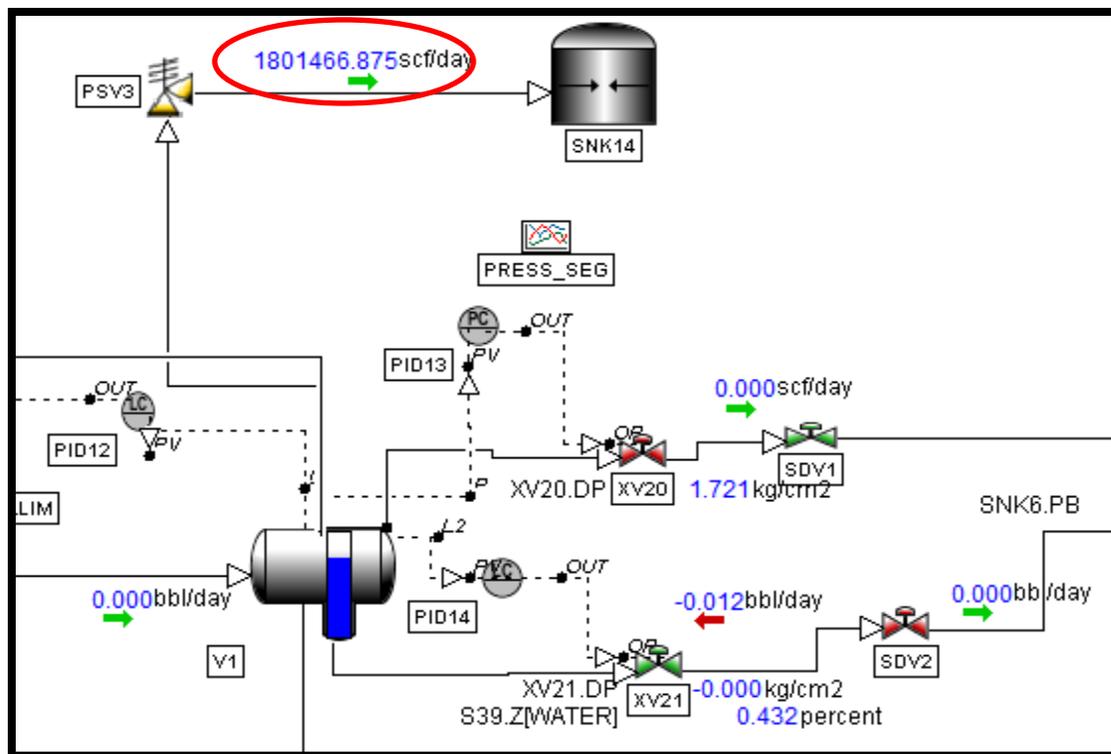


Figura 3.12. Apertura de la válvula de alivio de presión en el separador FA-102.

Los tiempos de despresurización del equipo se muestran en la figura 3.13, se puede observar que la válvula de seguridad reduce la presión de acuerdo a lo establecido en el API RP 521 en aproximadamente 3.5 minutos, por lo que se puede confirmar el óptimo diseño del sistema de alivio de presión en el separador de segunda etapa FA-102.

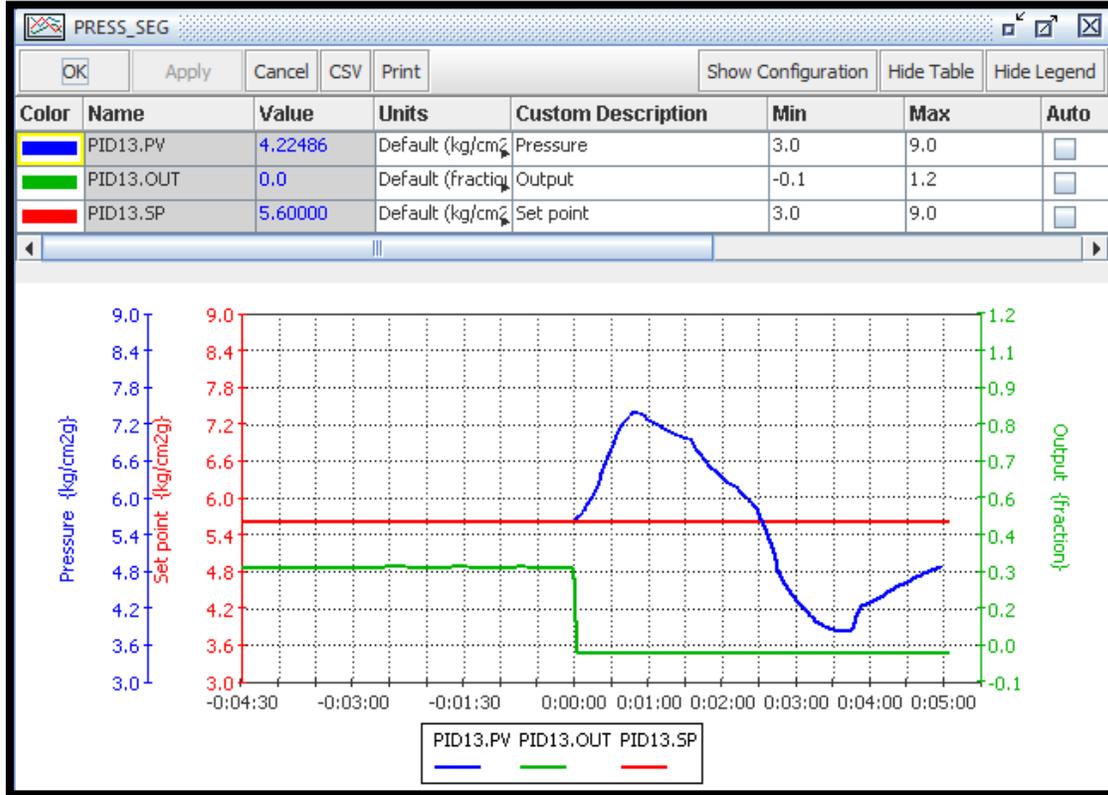


Figura 3.13. Tiempo de despresurización en el separador de segunda etapa FA-102.

d) Cálculo del área superficial

A partir de la ecuación 8, se calcula el área superficial:

Dónde: $L = 34.59$ pies y $r = 5.765$ pies

$$A_{ENV.} = (34.59 \text{ pie})(36.22 \text{ pie}) = 1252.94 \text{ pie}^2$$

$$A_{TAPA} = 1.5\pi(5.765 \text{ pie})^2 = 156.62 \text{ pie}^2 * 2 = 313.23 \text{ pie}^2$$

$$A_{TOTAL} = 1252.94 \text{ pie}^2 + 313.23 \text{ pie}^2 = 1566.18 \text{ pie}^2$$

$$A_{TOTAL} = 1566.18 \text{ pie}^2 = 145.5 \text{ m}^2$$

e) Calculo del flujo de calor

A continuación se determina el flujo de calor que se le transmitirá al equipo.

$$\text{Flujo de calor } (q) = \text{Radiación por fuego} * \text{Área superficial}$$

$$q = \left(37.5 \frac{KW}{m^2} \right) (145.5 m^2) = 5456.25 KW = 18,617,488.9 \frac{BTU}{hr}$$

f) Dimensionamiento de válvulas blowdown (BDV)

Al igual que en la primera etapa, se bloquea el equipo y posteriormente se hace pasar el flujo de calor a través de un serpentín interno, tal y como se muestra en la figura 3.14. Esta acción permite que la temperatura en el separador comience a incrementar progresivamente hasta alcanzar aproximadamente 552.2 °C, ocasionando que gran parte del líquido contenido en el recipiente se evapore, el flujo de vapor generado es de 3392196.7 pie³/día. Con este flujo se dimensionara la tubería que corresponde al diámetro de la válvula BDV.

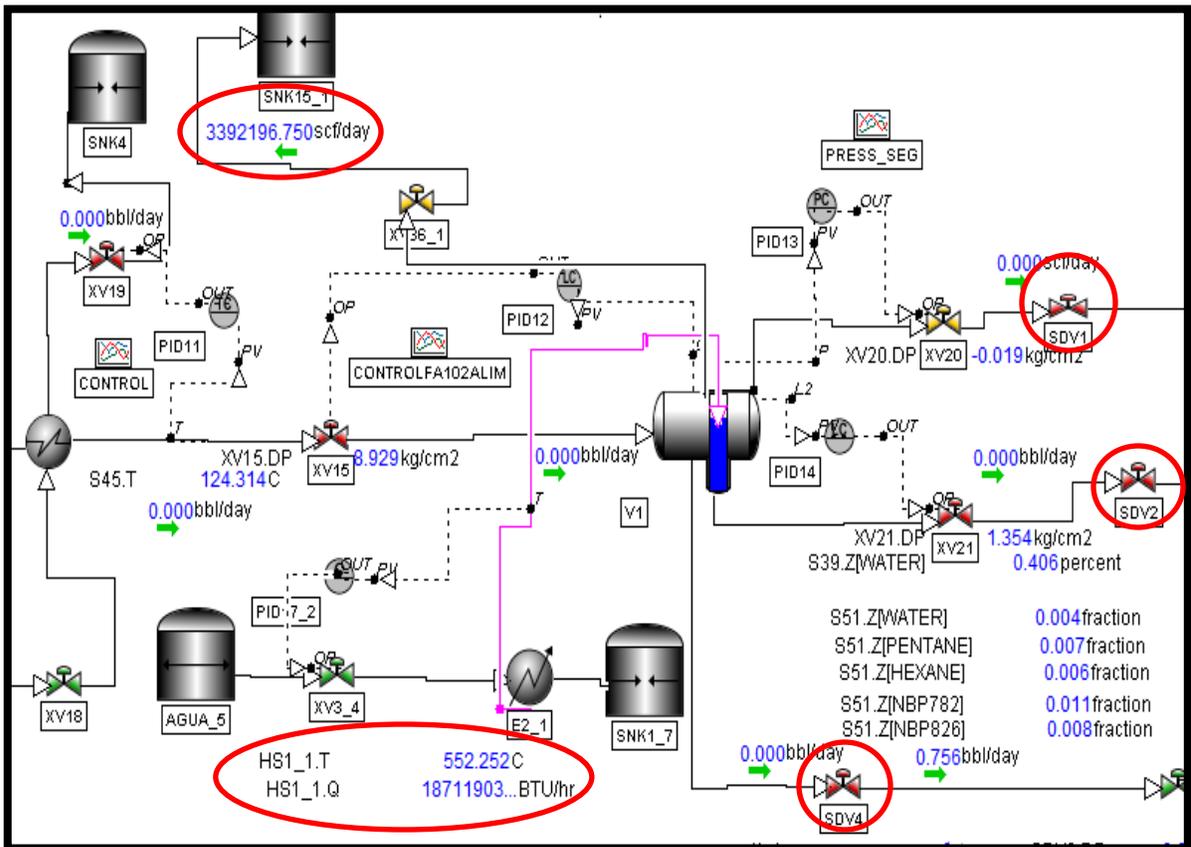


Figura 3.14. Flujo de gas producido de acuerdo a la condición de fuego en FA-102.

El flujo de calor en el separador de segunda etapa provoca un considerable aumento en la presión en dicho equipo, tal y como se muestra en la figura 3.15. Dicha presión se encuentra por encima de la presión de diseño, por lo que la válvula para despresurizar el separador debe cumplir con los requerimientos emitidos en el API RP 520, básicamente en cumplir con los tiempos para despresurizar al recipiente, ir desde la presión inicial hasta 50% de la presión de diseño del equipo ó 100 psig, la que sea menor, en menos de 15 min.

Una vez determinado el flujo de vapor producido por la condición de fuego, se determina el diámetro de la tubería para despresurizar el recipiente. El dimensionamiento se lleva a cabo en el software para dimensionamiento de tuberías “FLO”, en el cual se introdujeron los datos mostrados en la tabla 3.4, dichos valores fueron obtenidos del simulador en régimen estacionario (PRO II) a las condiciones provocadas por la presencia del fuego en el separador.

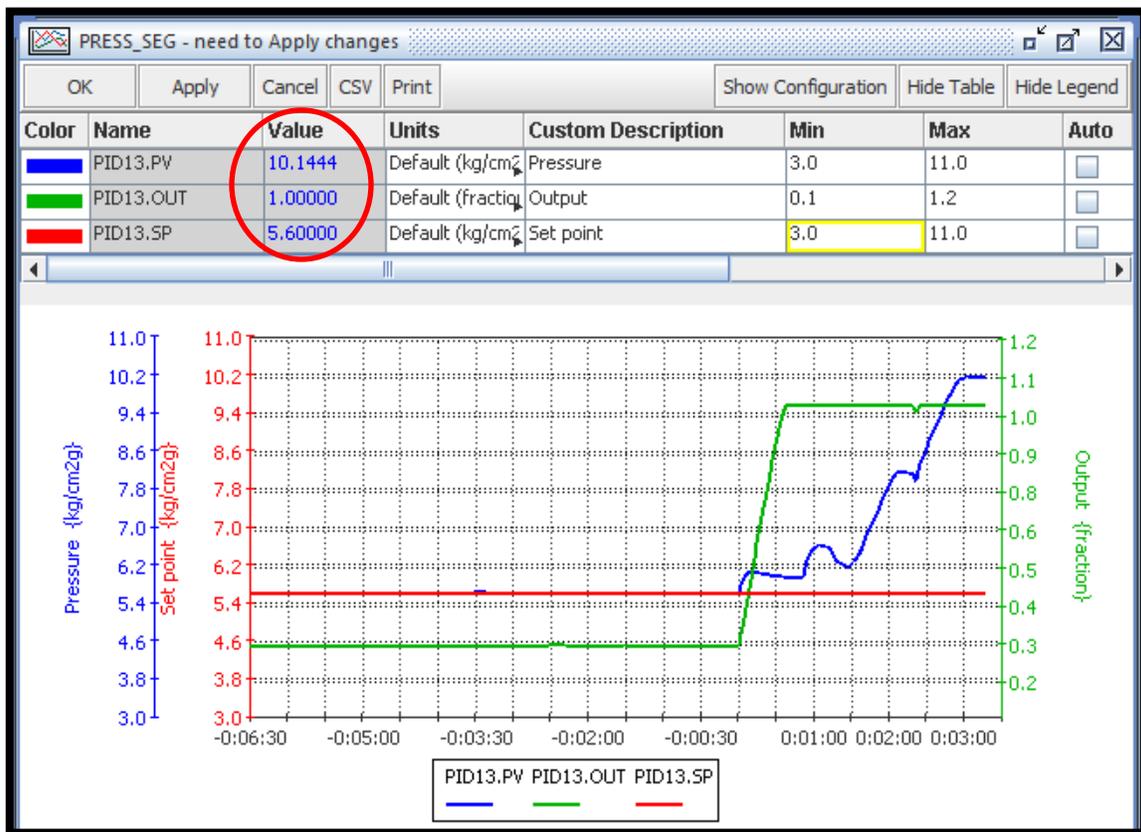


Figura 3.15. Incremento de la presión en el separador de segunda etapa FA-102.

Tabla 3.4. Datos introducidos al FLO, separador FA-102.

Flujo volumétrico (SCFH)	3392196.7
Presión inicial (Psig)	91.98
Temperatura (°F)	1025
Peso molecular	193.1
Factor de compresibilidad	0.992
Viscosidad (Cp)	0.01
Relaciones de calores específicos (Cp/Cv)	1.5
Rugosidad (pies)	0.00015

De acuerdo a los datos arrojados por el software para dimensionamiento de la línea de despresurización, el diámetro correspondiente es de 3 pulgadas, el cual corresponde al diámetro de la BDV. En la tabla 3.5 se muestra los datos del diámetro óptimo de la línea.

Tabla 3.5. Diámetro óptimo para el sistema de despresurización, separador FA-102.

Diámetro nominal (pulg)	3
Diámetro interno (pulg)	3.026
Numero de Reynolds	8.272×10^7
Factor de fricción (Darcy)	0.0086
Caída de presión en 100 pies (Psi)	4.987
Velocidad final (pies/seg)	107.87
Numero de Mach	0.1385

Una vez calculado el diámetro de la válvula BDV se introduce al simulador dinámico con el fin de corroborar los tiempos de despresurización establecidos en el API RP 520.

Como se observa en la figura 3.16 la válvula *blowdown* de 3 pulgadas tiene la capacidad de despresurizar al separador de segunda etapa, reduciendo en aproximadamente 5.5 min la presión del recipiente hasta un 50% de su presión de diseño.

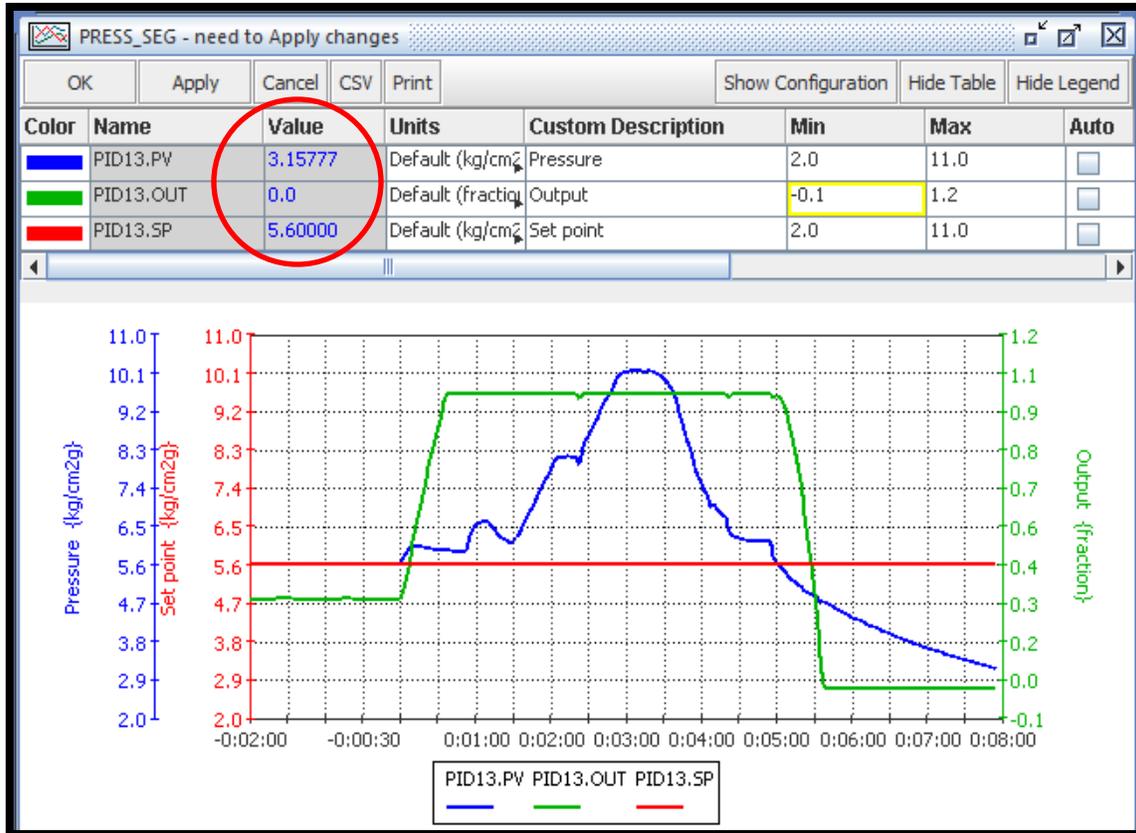


Figura 3.16. Despresurización del sistema de acuerdo al diámetro calculado para la BDV.

A continuación se prosigue con el cálculo del orificio de restricción y de esta forma obtener la configuración del sistema de despresurización.

➤ Datos

W= 141341.5 pie³/hr

z= 0.992

P= 7.5 kg/cm²=106.68 psia

M= 193.1

K= 1.5

C= 365 (Tabla 8/Pag. 50, API RP 520).

Kb= 1

T= 552.25°C=1485.3°R

ρ= 1.04 lb/pie³

Nota: Los dato de W y T son los arrojados por el Dynsim, mientras que los valores para M, K, z y ρ son obtenidos del PRO II.

➤ **Procedimiento**

$$W = 141,341.7 \frac{pie^3}{hr} \left(1.04 \frac{lb}{pie^3}\right) = 146,995.37 \frac{lb}{hr}$$

A la presión de relevo se le agrega un 20% debido a que se dimensiona con la condición de fuego, esto de acuerdo al API 520.

$$P = (106.68 \text{ psia})(1.2) = 128.01 \text{ psia}$$

Calculando el área del orificio de restricción a partir de la ecuación 7:

$$A = \frac{(146995.37)\sqrt{(1485.3)(0.992)}}{(399)(1)(1.98)(128.01)\sqrt{(193.1)}} = 4.01 \text{ pulg}^2$$

Como área es igual a:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \therefore D = \left(\frac{4A}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}}$$

De esta forma al sustituir los valores obtenemos el diámetro del orificio de restricción:

$$D = \left[\frac{(4)(4.01 \text{ pulg}^2)}{\pi}\right]^{\frac{1}{2}} = 2.25 \text{ pulg}$$

Una vez determinado el diámetro del orificio de restricción, se simula dinámicamente la configuración completa de sistema de despresurización a presencia de fuego confirmado (BDV, orificio de restricción y válvula on/off), tal y como se muestra en la figura 3.17. En dicha figura también se puede observar el diferencial de presión provocado por el orificio de restricción (aproximadamente 4.1 kg/cm²), cabe mencionar que para fines de la simulación se utilizó un válvula de 3 pulgadas con un 75% de apertura. El tiempo de despresurización se muestra en la figura 3.18, donde se puede observar que de acuerdo a la configuración el tiempo en el cual baja la presión a limites establecidos por la norma API RP 520, es en aproximadamente 9.5 minutos, que comparado con el sistema de despresurización de solo la válvula de *blowdown* se incrementa 4 minutos con el sistema completo.

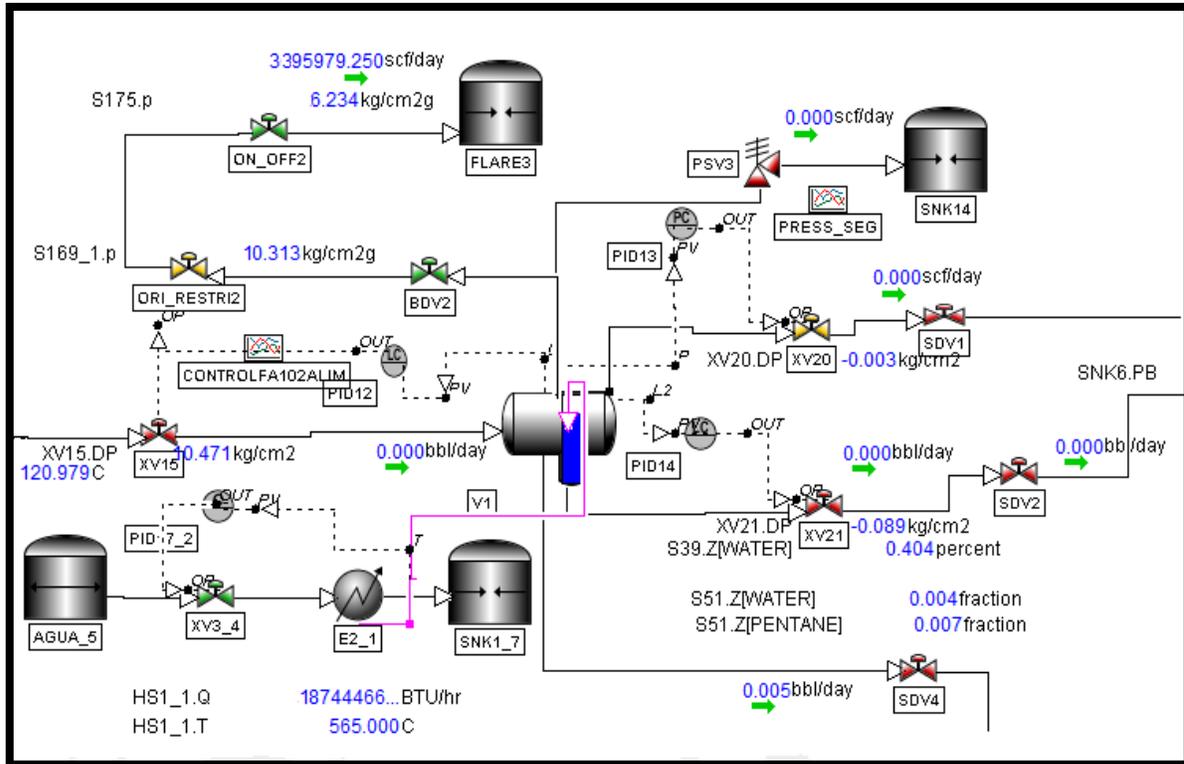


Figura 3.16. Sistema de despresurización a presencia de fugo en el separador FA-102.

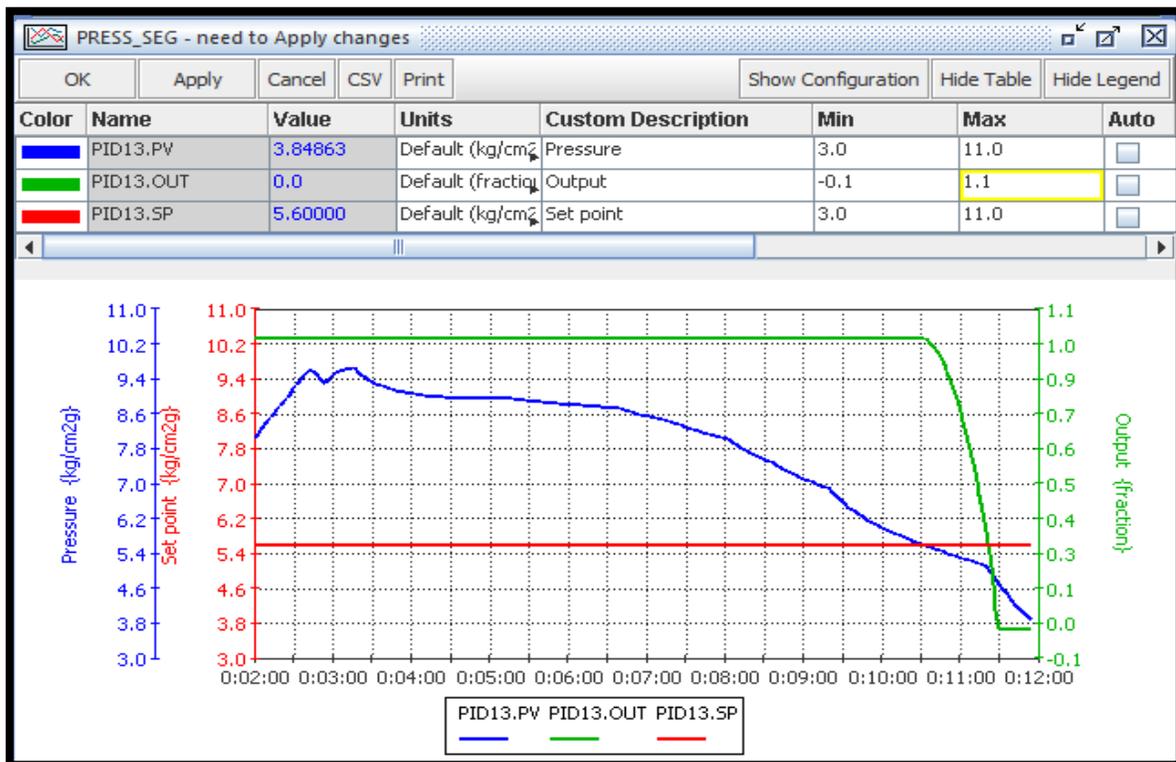


Figura 3.17. Tiempos de despresurización del separador de FA-102 a presencia de fuego.

3.2.3. Separador de tercera etapa (FA-204)

A continuación se presenta el dimensionamiento para el alivio de presión en el separador de tercera etapa FA-201.

a) Cálculo del diámetro del separador de tercera etapa

Datos:

- Flujo volumétrico: $Q = 91047.54 \text{ BPD} = 359.67 \text{ pie}^3/\text{min}$.
- Tiempo de residencia: $T = 8 \text{ minutos}$ (Crudo pesado).
- Relación $L/D = 3$
- 10 % de sobrediseño.
- 20 % del espacio de gas.
- Presión máxima de operación = $P_{M.O.} = (P_{OPERACIÓN})(1.1) = (0.11 \text{ kg/cm}^2)(1.1) = 0.121 \text{ kg/cm}^2 = 1.72 \text{ lbs/pulg}^2$.
- Presión de diseño = $P_D = P_{M.O.} + 2.1 \text{ kg/cm}^2 = 0.121 \text{ kg/cm}^2 + 2.1 \text{ kg/cm}^2 = 2.22 \text{ kg/cm}^2 = 31.58 \text{ lbs/pulg}^2$.

A partir de la ecuación 1, se calcula el volumen del separador de tercera etapa:

$$F = \left(359.67 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \right) (1.1) = 395.63 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

$$V = \left(395.63 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \right) (8 \text{ min}) = 3165.1 \text{ pie}^3$$

Por el 20% del espacio de gas:

$$V = (3165.1 \text{ pie}^3)(1.2) = 3798.1 \text{ pie}^3$$

$$V_T = \frac{\pi D^2}{4} L + 2(0.0809 D^3) \quad \text{sustituyendo } L = 3D$$

$$V_T = \frac{3\pi D^3}{4} + 0.1618 D^3$$

$$D = \left(\frac{4V_T}{10.072} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Sustituyendo:

$$D = \left[\frac{4(3798.1 \text{ pie}^3)}{10.072} \right]^{\frac{1}{3}} = 11.47 \text{ pie}$$

$$L = (3)(11.47 \text{ pie}) = 34.41 \text{ pie}$$

b) Cálculo del espesor

A partir de la ecuación 5, se obtiene el espesor del recipiente:

Datos:

- Radio: $R = 5.735 \text{ pie} = 68.8 \text{ pulg}$
- Esfuerzo del material (Acero al carbón): $S_{AC} = 13800 \text{ lb/pulg}^2$
- Presión de diseño = 31.59 lb/pulg^2
- Eficiencia de la junta = $E = 1.0$

$$t = \frac{\left(31.58 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \right) (68.8 \text{ pulg})}{\left(13800 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \right) (1.0) - (0.6) \left(31.58 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \right)} = 0.158 \text{ pulg} + \text{corrosión}$$

$$t = 0.158 \text{ pulg} + \frac{1}{8} \text{ pulg} = 0.283 \text{ pulg}$$

De acuerdo a la disponibilidad de acero comercial el espesor será:

$$t = \frac{5}{16} \text{ pulg} \text{ ó } 0.3125 \text{ pulg}$$

Con el espesor comercial se calcula la presión máxima de trabajo permitida (Ec. 6):

$$P_D = \frac{(13800 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2})(0.3125 \text{ pulg})}{68.8 \text{ pulg} + 0.6(0.3125 \text{ pulg})} = 62.51 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2} = 4.39 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Una vez calculada la presión máxima soportada por el recipiente en función del espesor comercial, se prosigue con la definición de la presión de relevo para las válvulas de alivio. Se toma en consideración el principio considerado en la figura 3.1, por lo tanto:

➤ $PSV = 1.2 \text{ kg/cm}^2 = 17.07 \text{ lbs/pulg}^2$.

c) Dimensionamiento de las válvulas de alivio por descarga bloqueada

Para realizar los cálculos del dimensionamiento de las válvulas de alivio en el separador de tercera etapa, se utiliza la ecuación 7. Los datos son obtenidos del PRO II y del Dynsim.

➤ **Datos**

- W= 1,535,019.0 pie³/día
- z= 0.9992
- P= 1.2 kg/cm²=17.07 psia
- M= 71.5191
- K= 1.3307
- C= 350 (Tabla 8/Pag. 50, API RP 520).
- Kb= 1
- T= 139.2 °C= 724.23 °R
- $\rho = 0.1583 \text{ lb/pie}^3$

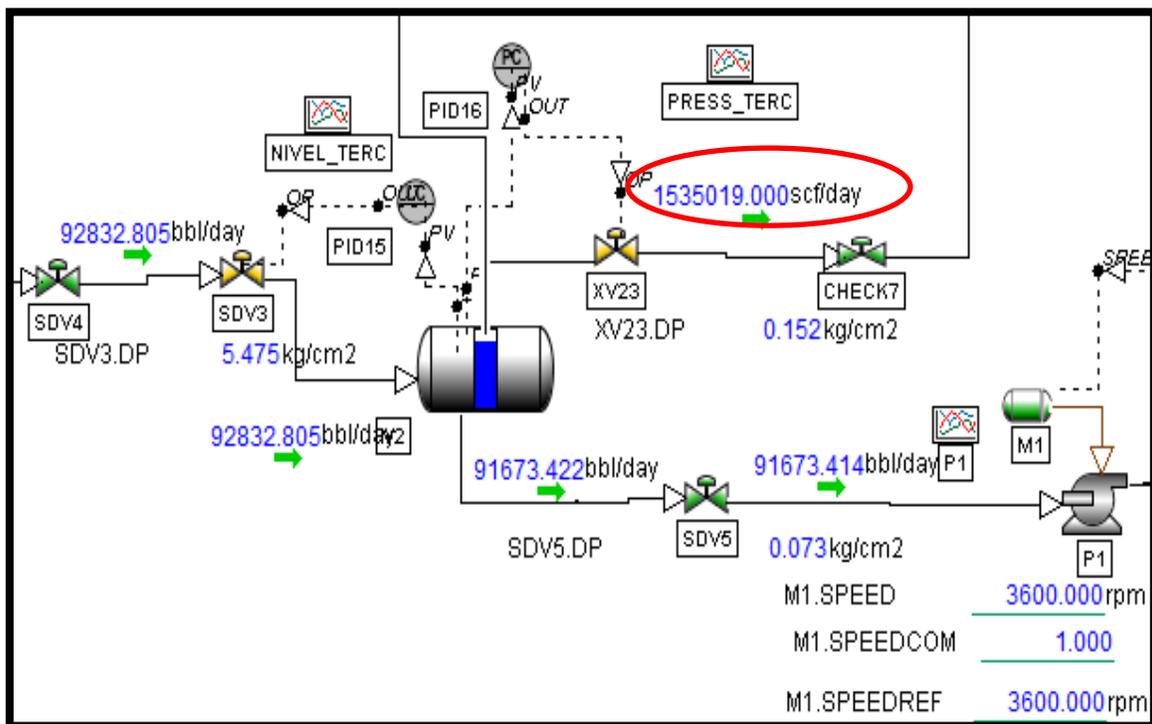


Figura 3.19. Flujo de gas generado en la tercera etapa de separación.

➤ **Procedimiento**

$$W = 1,535,019.0 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left[\frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}} \right] = 63,959.125 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \left(0.1583 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right) = 10,124.73 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Calculando el área de la válvula de alivio:

$$A = \frac{(10,124.73) \sqrt{(724.23)(0.9992)}}{(350)(1)(1.3307)(17.07) \sqrt{(71.5191)}} = 4.0509 \text{ pulg}^2$$

De acuerdo con los catálogos de fabricante, se selecciona una válvula de seguridad que presente la superficie más cercana y más grande que el valor calculado, de acuerdo a la tabla 1, el área debe ser de 4.34 pulg² tipo N, por tanto el separador de tercera etapa cuenta con una válvula de seguridad con un tamaño del cuerpo (diámetro entrada por diámetro de salida, pulg) de 4 x 6 pulgadas.

d) Dimensionamiento del sistema de despresurización

De acuerdo a lo establecido en el API RP 520, los sistemas de despresurización son instalados en los equipos de alta presión que operen por encima de 254 psi por lo que resulta innecesario la colocación del sistema de despresurización (BDV, orificio de restricción y válvula on/off) en la tercera etapa ya que solo opera en condiciones normales a 1.56 psi, por lo que se omite los cálculos para dicho sistema en la tercera etapa de separación.

3.3. Determinación de fugas y rupturas para la determinación de puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia

La naturaleza de los procesos y operaciones que se realizan en las instalaciones de Petróleos Mexicanos y sus Organismos Subsidiarios, implican riesgos de ocurrencia de incidentes industriales; destacando por su magnitud los de explosión e incendio que tengan su origen en fugas de hidrocarburos líquidos o gaseosos, que ponen en riesgo la integridad del personal, infraestructura y medio ambiente (NRF-210-PEMEX-2011).

En una instalación industrial, los puntos más susceptibles a presentar posibles puntos de fuga son: bridas, purgas, conexiones, válvulas, sellos o bombas y compresores.

Las fugas pueden ser de varios tipos en función de las características y estado del fluido en cuestión. Las fugas en fase líquida son extremadamente peligrosas en el caso de gases licuados, debido a la gran cantidad de masa que se va a producir en un breve plazo de tiempo.

Las fugas de líquidos corrosivos provocan proyecciones que pueden incidir sobre las personas situadas en áreas próximas. Las fugas de sustancias inflamables generarán atmósferas peligrosas capaces de arder dentro del rango de inflamabilidad al encontrar cualquier foco de ignición en el entorno.

De acuerdo al grado de importancia de la presencia de posibles fugas, el objetivo de este escenario de riesgo es simular dinámicamente la presencia de fugas en el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO con el fin de determinar que diámetro de fuga es sensible a las variables de proceso y con ello determinar los puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia.

Para simular dinámicamente una fuga en el sistema de procesamiento en cubierta, primeramente se coloca un divisor de corriente (asume la función de una “T”) en la descarga de una válvula, una bomba, un compresor, etc., en dicha línea se coloca una válvula, a la cual se le modificara el diámetro del orificio, el cual está directamente relacionado con el diámetro de la fuga en cuestión. Los tamaños de válvulas van desde $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3 y en algunos casos hasta 4 pulgadas, cabe mencionar que estas válvulas operaran en la simulación dinámica con un cien por ciento de apertura.

La descarga de la fuga tiene como punto final un recipiente que se encuentra a presión atmosférica. De esta forma se determina que diámetro de la fuga es sensible a las variables propias del proceso (básicamente presión y nivel) y se determina la tasa de liberación para cada uno de los diámetros.

Las fugas simuladas dinámicamente fueron seleccionadas de modo que fueran lo más representativas del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, a continuación se menciona las fugas que se simularon:

- Fuga en la descarga del separador de primera etapa (lado gas).

- Fuga en la descarga del separador de segunda etapa (lado gas).
- Fuga de crudo en la descarga del separador de primera etapa.
- Fuga de crudo en la descarga del separador de segunda etapa.
- Fuga en la bomba GA-100.
- Fuga de gas en la descarga de compresor de presión intermedia (GB-502A).
- Fuga de gas en la descarga de compresor de alta presión (GB-603A).

Cabe mencionar que para el dimensionamiento de los distintos diámetros de las válvulas utilizadas, se toman los valores del simulador en estado estacionario PRO II para cada una de las corrientes donde se establecieron las distintas fugas. La tabla 3.6 muestra las propiedades de cada corriente.

Tabla 3.6. Propiedades de las corrientes donde se presentan las distintas fugas.

		GAS SALIDA FA-101A	GAS SALIDA FA-102	SALIDA GB-502A	SALIDA GB-603A	CRUDO SALIDA FA-101A	CRUDO SALIDA FA-102	CRUDO DESCARGA GA-100
Temperatura	°C	103.00	120.00	96.813	137.486	103.00	120.00	116.17
Presión	kg/cm ²	15.00	5.50	14.50	290.00	15.00	5.50	7.20
Viscosidad	Cp	0.0138	0.0125	0.0114	0.0295	36.916	27.398	41.956
Densidad	Kg/m ³	12.585	6.1219	23.0284	263.07	926.44	921.08	933.16
Fact. Comp.	Z	0.9721	0.9818	0.8871	0.8903	-----	-----	-----
Cv/Cp	K	1.3023	1.5174	1.1718	1.4797	-----	-----	-----
Peso molec.	PM	25.985	36.554	44.045	28.116	420.94	443.40	477.90
Composición	Frac. mol							
H ₂ S		0.018	0.025	0.037	0.023	0.005	0.002	-----
CO ₂		0.092	0.052	0.055	0.094	0.007	0.001	-----
N ₂		0.031	0.004	0.003	0.029	-----	-----	-----
Metano		0.533	0.186	0.181	0.525	0.024	0.003	-----
Etano		0.135	0.127	0.155	0.150	0.021	0.007	-----
Propano		0.073	0.120	0.200	0.098	0.027	0.014	-----
Isobutano		0.008	0.017	0.038	0.012	0.005	0.004	-----
n-butano		0.023	0.058	0.149	0.042	0.020	0.004	0.001
Isopentano		0.004	0.014	0.050	0.010	0.007	0.016	0.001
n-pentano		0.004	0.016	0.060	0.011	0.009	0.007	0.001
Hexano		0.002	0.010	0.045	0.005	0.008	0.009	0.012
H ₂ O		0.077	0.368	0.027	-----	0.018	0.013	0.015
NBP 186		-----	-----	-----	-----	0.231	0.343	0.301
NBP 194		-----	-----	-----	-----	0.125	0.138	0.213
NBP 204		-----	-----	-----	-----	0.117	0.120	0.137
NBP 213		-----	-----	-----	-----	0.099	0.098	0.101
NBP 228		-----	-----	-----	-----	0.109	0.101	0.099
NBP 240 +		-----	-----	-----	-----	0.162	0.120	0.120

3.3.1. Fuga en la descarga del separador de primera etapa (lado gas)

Se asume la presencia de una fuga en la descarga de gas del separador de primera etapa FA-101A, cabe mencionar que como se trata de dos separadores del mismo tamaño, operando en paralelo, el separador FA-101B presentaría los mismos efectos, por tal razón la fuga solo se simulo en uno de ellos.

➤ **Diámetro de la fuga 0.25 pulg (1/4")**

Se coloca una válvula de 0.25 pulgadas con línea a un recipiente a presión atmosférica, dicha válvula presenta un 100% de apertura. La figura 3.20 muestra la simulación dinámica de la fuga en la descarga de gas correspondiente a la primera etapa de separación, dicha tasa de fuga se asume a un orificio de 0.25 pulgadas, dando como resultado una liberación de gas a la atmosfera correspondiente a 42,907.73 pie³/día.

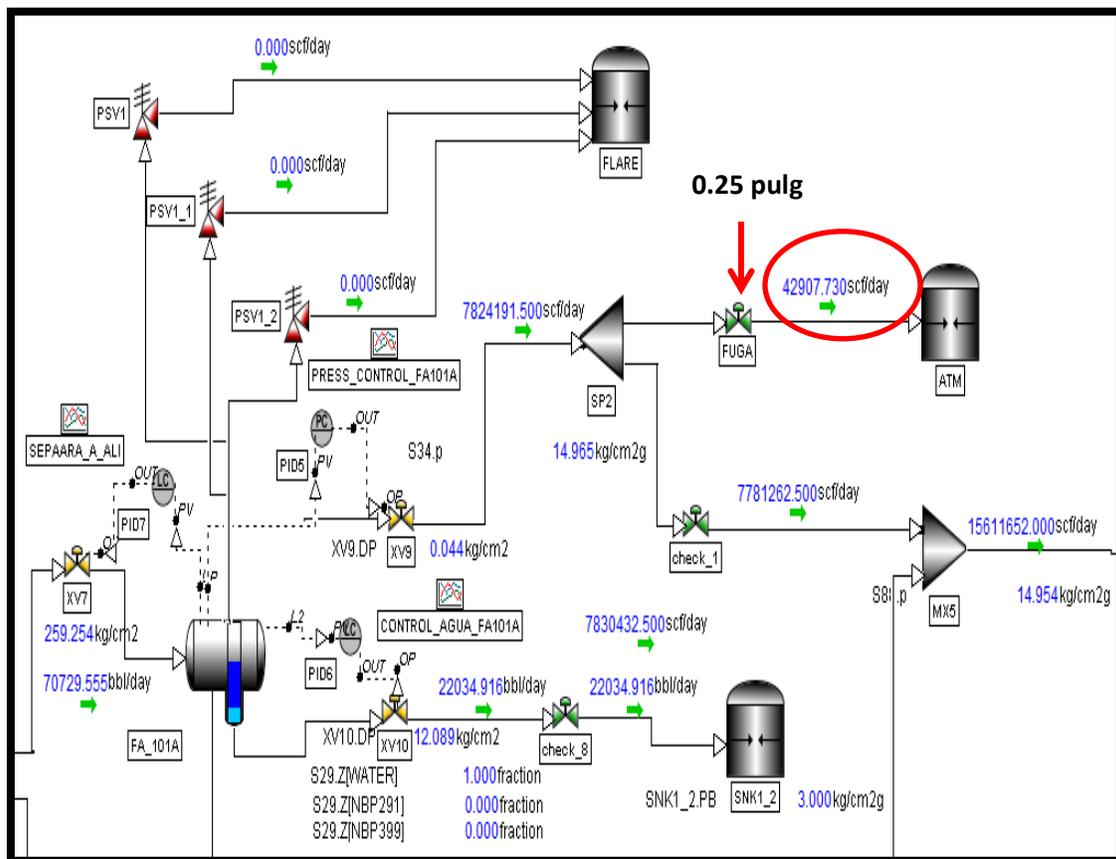


Figura 3.20. Simulación de la fuga de 0.25 pulg, primera etapa de separación.

El objetivo de simular dinámicamente los distintos diámetros de las fugas, es determinar qué diámetro de fuga es sensible a las variables de proceso, como se puede observar en la figura 3.21 no hay efecto significativo sobre la variable de proceso, en este caso la presión, ya que dicha variable permanece estable (alrededor de 15 kg/cm²) y el porcentaje de apertura de la válvula de control permanece constante en 32 por ciento tal y como se encuentra en condiciones normales de operación.

Se puede concluir que una fuga de 0.25 pulgadas de diámetro en la línea de descarga de gas de los separadores de primera etapa no es sensible a las variables de proceso.

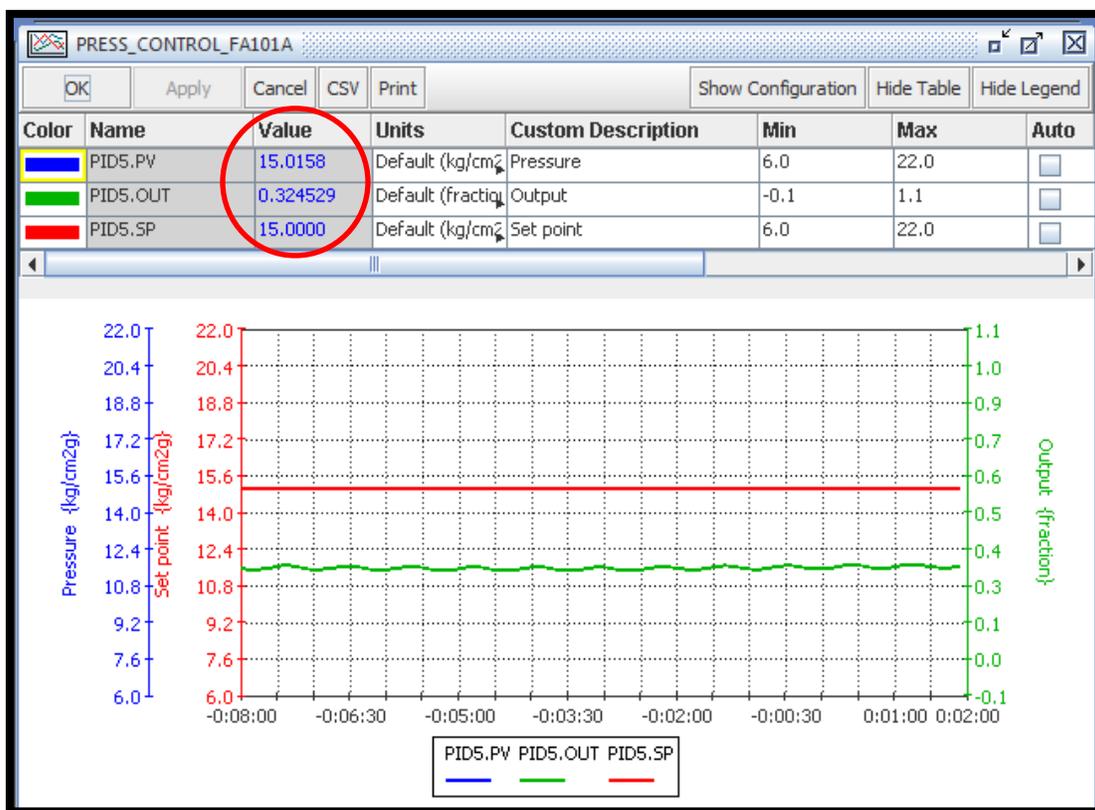


Figura 3.20. Efectos de la fuga de 0.25 pulg sobre la variable de presión en el separador FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga 0.5 pulg (1/2")**

Se coloca una válvula de 0.5 pulg de diámetro con una apertura del 100% sobre la línea de descarga de gas del separador de primera etapa FA-101A. La figura 3.22 muestra el flujo de

gas liberado correspondiente a este diámetro de fuga, el cual es de aproximadamente 129760.102 pie³/día.

La figura 3.23 muestra los efectos de la fuga de 0.5 pulgadas de diámetro, como se puede observar hay un efecto mínimo sobre la variable de proceso, se asume que los efectos sobre la variable proceso son imperceptibles debido a que el sistema de control de presión regula inmediatamente el efecto de la fuga manteniendo la presión en el punto de ajuste (15 kg/cm²), sin embargo se puede observar que a dicho ajuste en el sistema de control el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión es de 27 por ciento, un 5 por ciento menos de apertura de acuerdo al control en condiciones normales de operación.

De acuerdo a los efectos provocados por dicha fuga la forma en que se podría observar en el sistema de control distribuido es en los porcentaje de apertura de válvula que en este caso corresponde a válvula de control de presión.

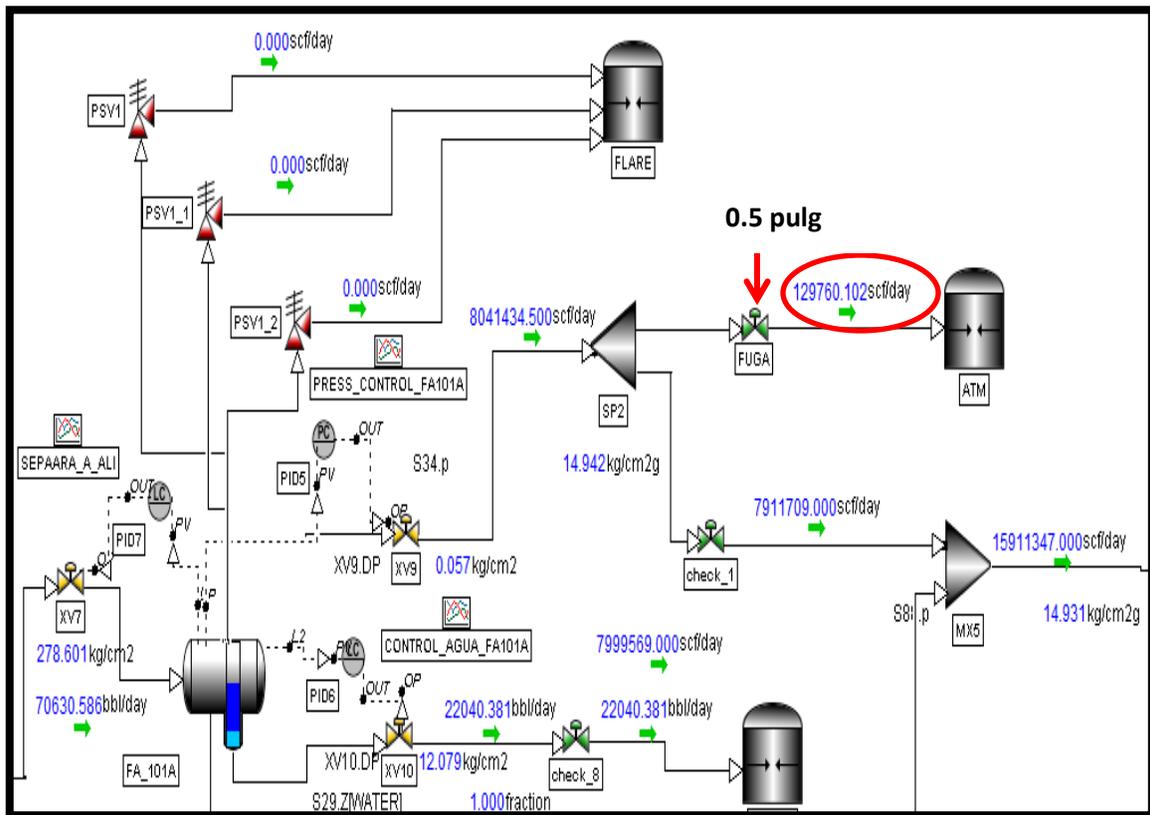


Figura 3.22. Fuga de 0.5 pulgadas de diámetro en la descarga de gas del separador de primera etapa.

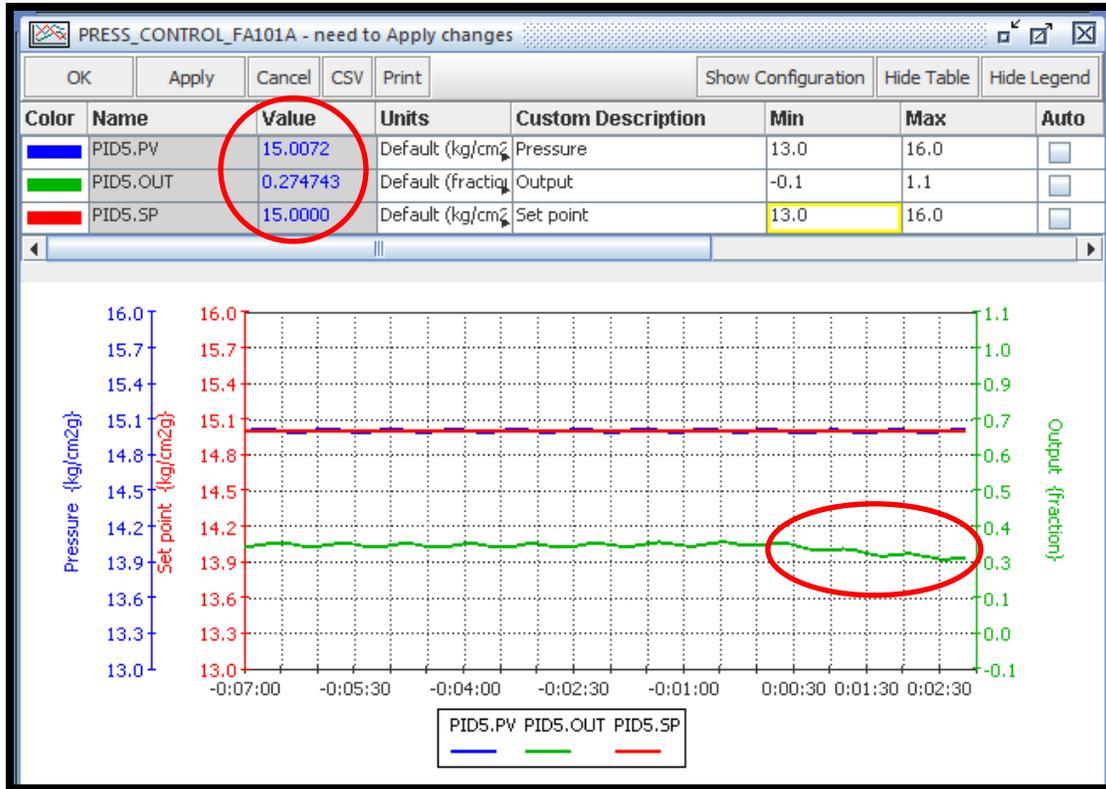


Figura 3.23. Efectos de la fuga de 0.5 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga 0.75 pulg (3/4")**

Para simular dinámicamente la fuga con un diámetro de 0.75 pulgadas se realiza el mismo procedimiento descrito anteriormente en los diámetros de fuga. Se coloca una válvula de 0.75 pulgadas de diámetro sobre la línea de descarga de gas correspondiente al separador de primera etapa FA-101A, como se puede observar en la figura 3.24, a este diámetro de fuga le corresponde una tasa de liberación de gas a la atmosfera de aproximadamente 228792.62 pie³/día.

La figura 3.25 muestra los efectos sobre la variable de proceso (presión) ocasionados por la fuga de 0.75 pulgadas de diámetro, se muestra que hay efectos ligeramente perceptibles sobre la variable de proceso, los cuales son corregidos por el sistema de control, a dicha acción le corresponde un porcentaje de apertura de 21 por ciento en la válvula de control de presión, aproximadamente 11 por ciento menos de apertura que en condiciones normales de operación.

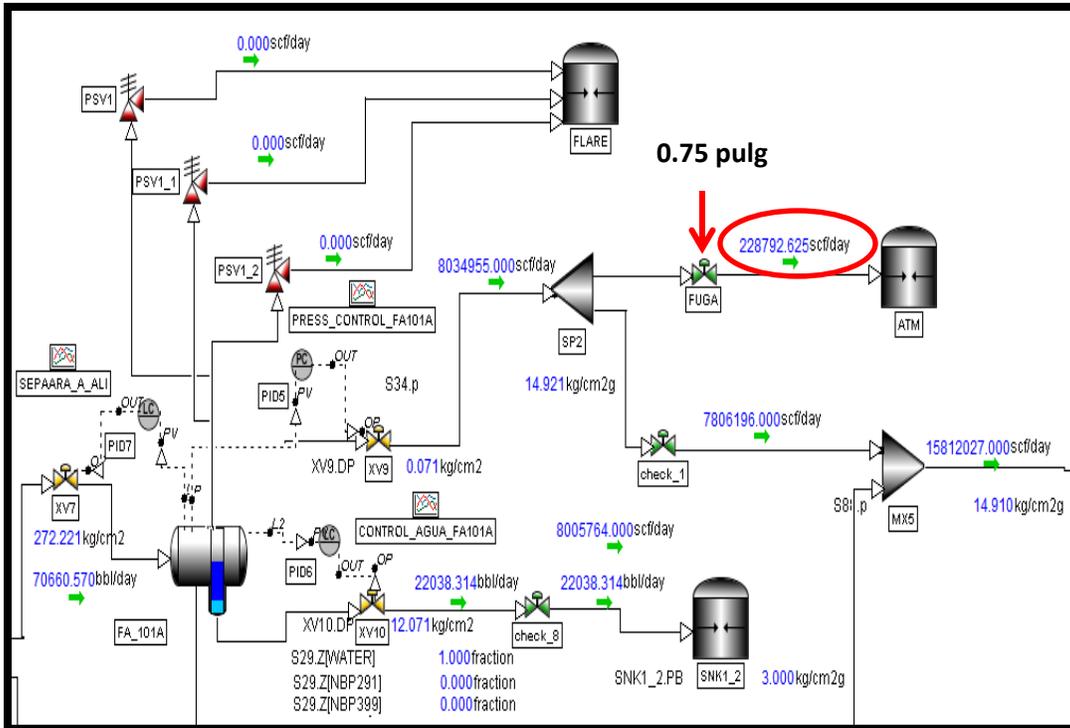


Figura 3.24. Simulación de la fuga de 0.75 pulg, primera etapa de separación.

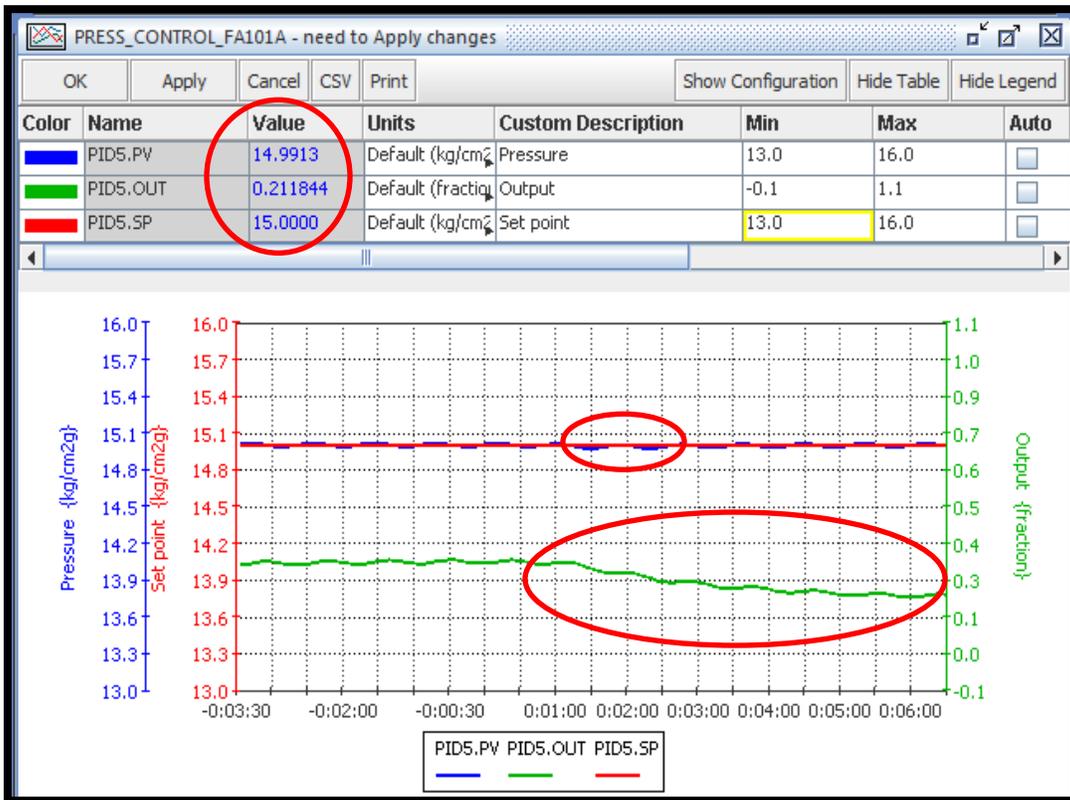


Figura 3.25. Efectos de la fuga de 0.75 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

➤ **Diámetro de fuga 1 pulg (1")**

Para simular dinámicamente la fuga de 1 pulgada de diámetro a la descarga de gas del separador de primera etapa, se coloca una válvula de 1 pulgada de diámetro al 100% de apertura, como se observa en la figura 3.26. De acuerdo a la simulación a este diámetro de fuga le corresponde una tasa de gas liberado de aproximadamente 371,286.78 pie³/día.

Los efectos a esta condición se pueden observar en la figura 3.27, se muestra que hay efectos más significativos en la variable de presión, comparados con las condiciones de fugas anteriores. Se puede observar que un pequeño descenso en la presión del separador, sin embargo el sistema de control aun cuenta con la capacidad de mantener el set point, con un porcentaje de apertura de la válvula de control de 17 por ciento, 15 por ciento menos de apertura que en condiciones normales de control. Esta condición de fuga presenta efectos relevantes en el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión en los separadores de primera etapa.

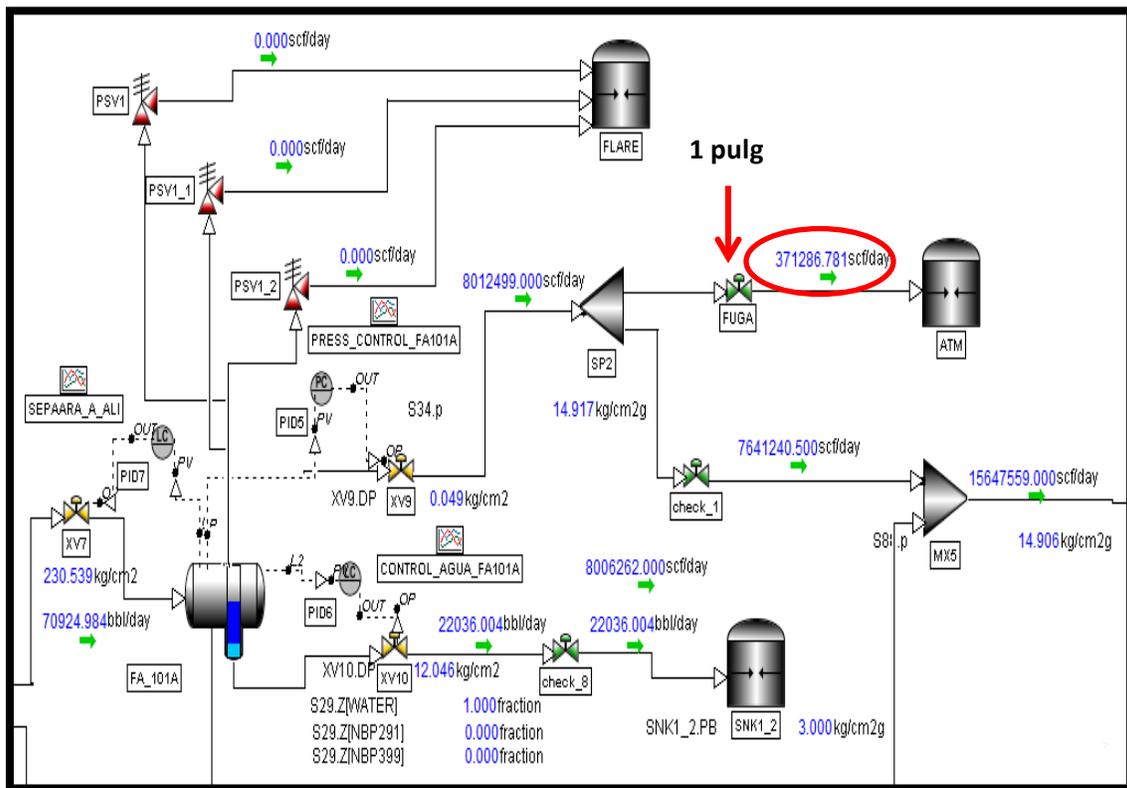


Figura 3.26. Simulación de la fuga de 1 pulg, primera etapa de separación.

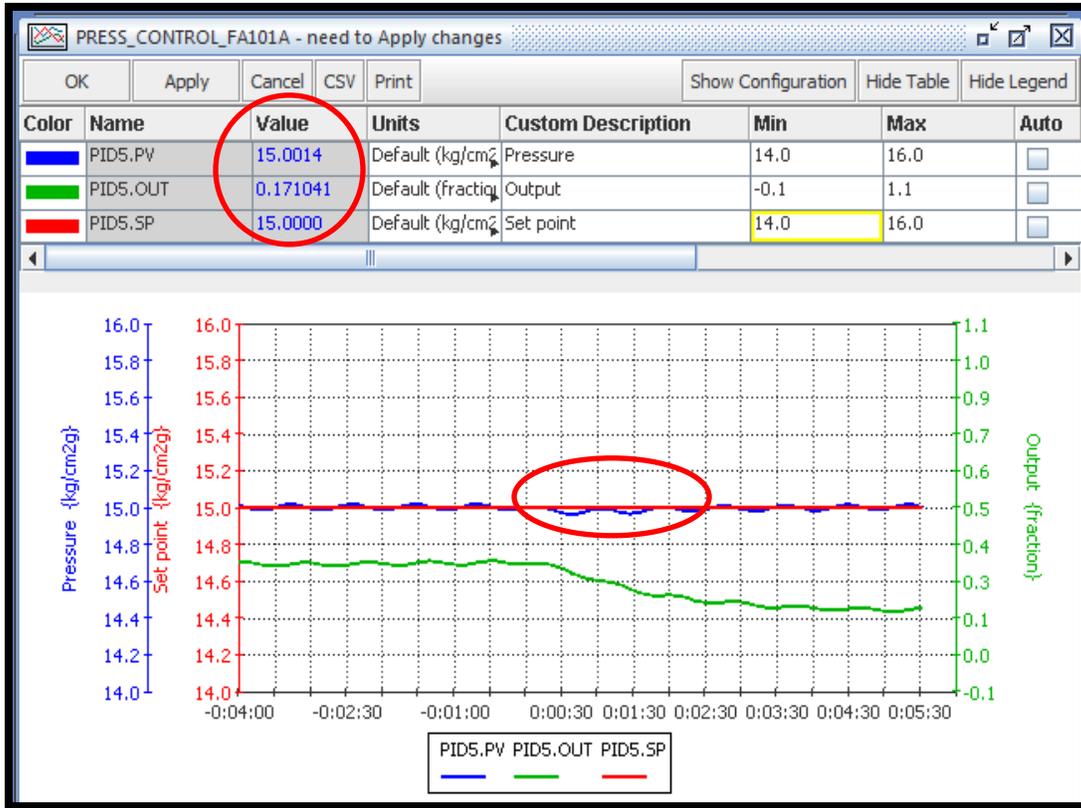


Figura 3.27. Efectos de la fuga de 1 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga 1.5 pulg (1 ½")**

Se coloca una válvula de 1.5 pulgadas de diámetro a la descarga de gas en el separador de primera etapa, como se puede observar en la figura 3.28, a este diámetro de fuga le corresponde una tasa de descarga de gas a la atmosfera de aproximadamente 876326.06 pie³/día.

Los efectos a esta condición se pueden observar en la figura 3.29, muestra que hay efectos verdaderamente significativos, comparados con las condiciones de fugas anteriores, en la variable de presión del separador. Se puede observar que un descenso en la presión del separador, sin embargo el sistema de control aun cuanta con la capacidad de mantener el set point en el valor deseado, con un porcentaje de apertura de la válvula de control de 12 por ciento, 20 por ciento menos de apertura que en condiciones normales de control. Esta condición de fuga presenta efectos relevantes en el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión en los separadores de primera etapa.

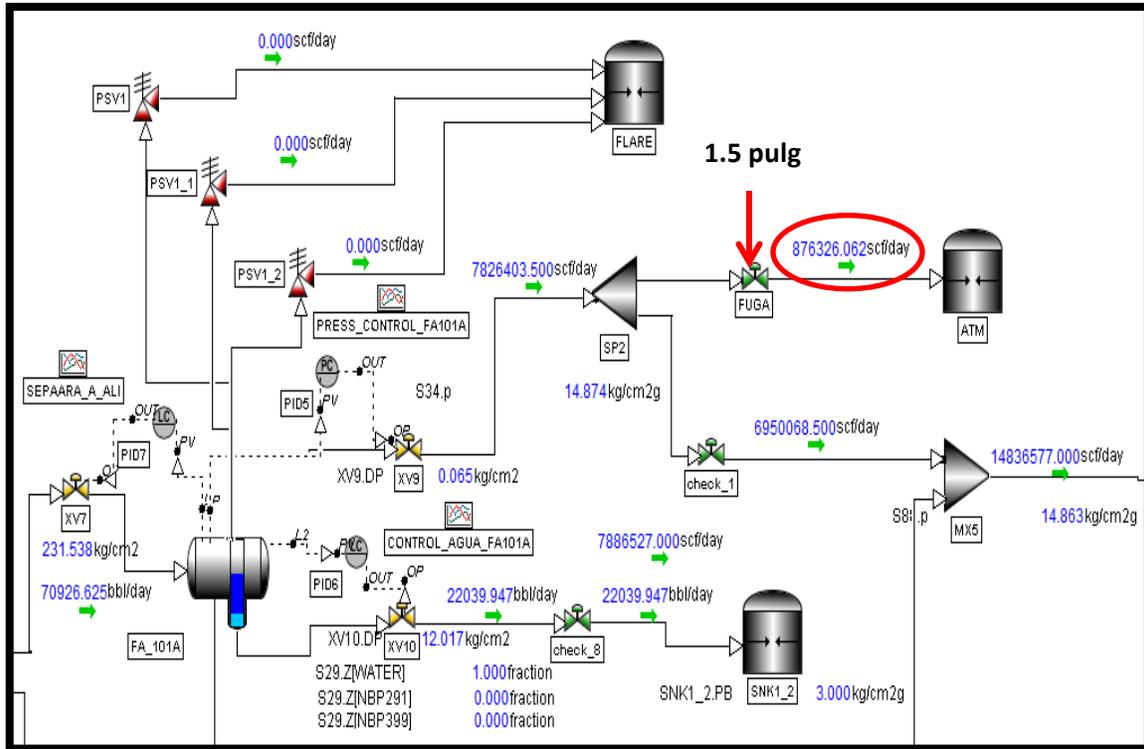


Figura 3.28. Simulación de la fuga de 1.5 pulg, primera etapa de separación.

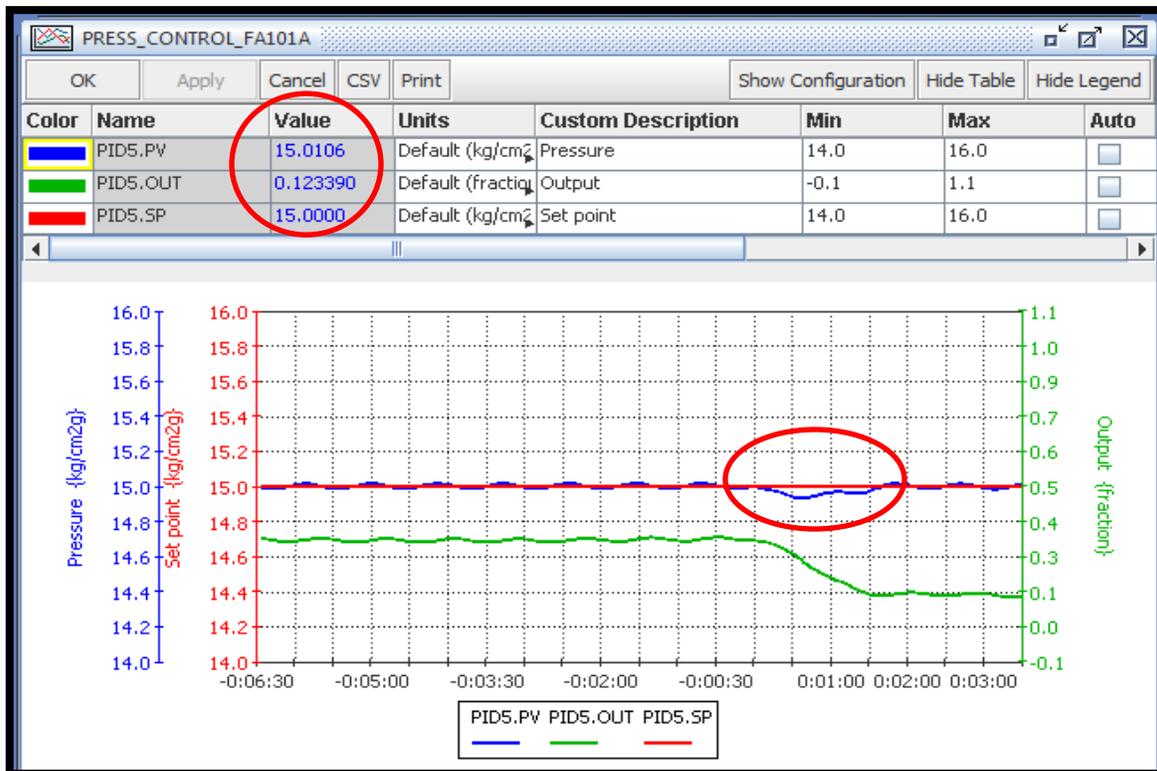


Figura 3.29. Efectos de la fuga de 1.5 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga de 2 pulg (2")**

De la misma forma anteriormente descrita, en la descarga de gas del separador de primera etapa se coloca una válvula de 2 pulgadas de diámetro al 100% de apertura, como se observa en la figura 3.30 a este diámetro de fuga le corresponde una tasa de descarga de gas a la atmosfera de aproximadamente 1,451,764.87 pie³/día.

Cabe mencionar que los efectos a esta condición se pueden observar en la figura 3.31, se muestra que hay efectos aún más relevantes, comparados con las condiciones de fugas anteriores, en la variable de presión del separador. Se puede observar que un descenso en la presión del separador, sin embargo el sistema de control aun cuenta con la capacidad de mantener el punto de ajuste en el valor deseado, con un porcentaje de apertura de la válvula de control de 10 por ciento, 22 por ciento menos de apertura que en condiciones normales de operación. Esta condición de fuga presenta efectos significativos en el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión en los separadores de primera etapa.

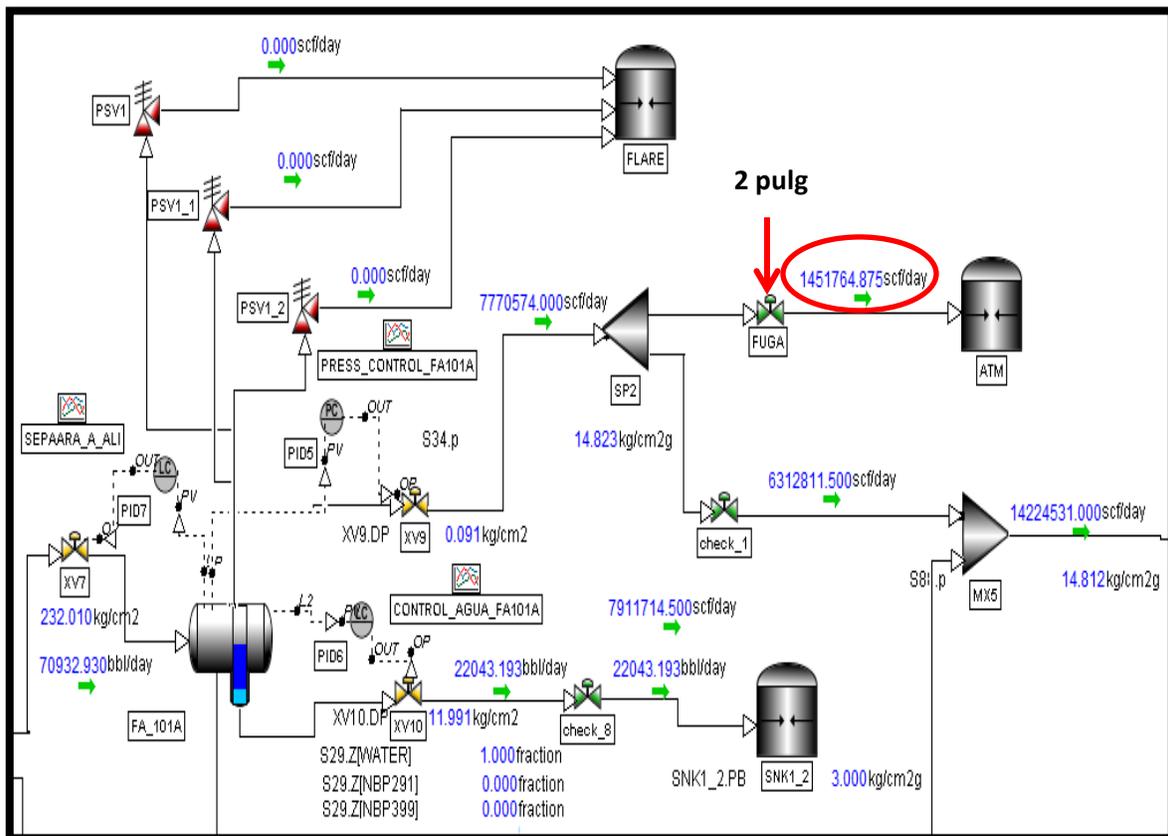


Figura 3.30. Simulación de la fuga de 2 pulg, primera etapa de separación.

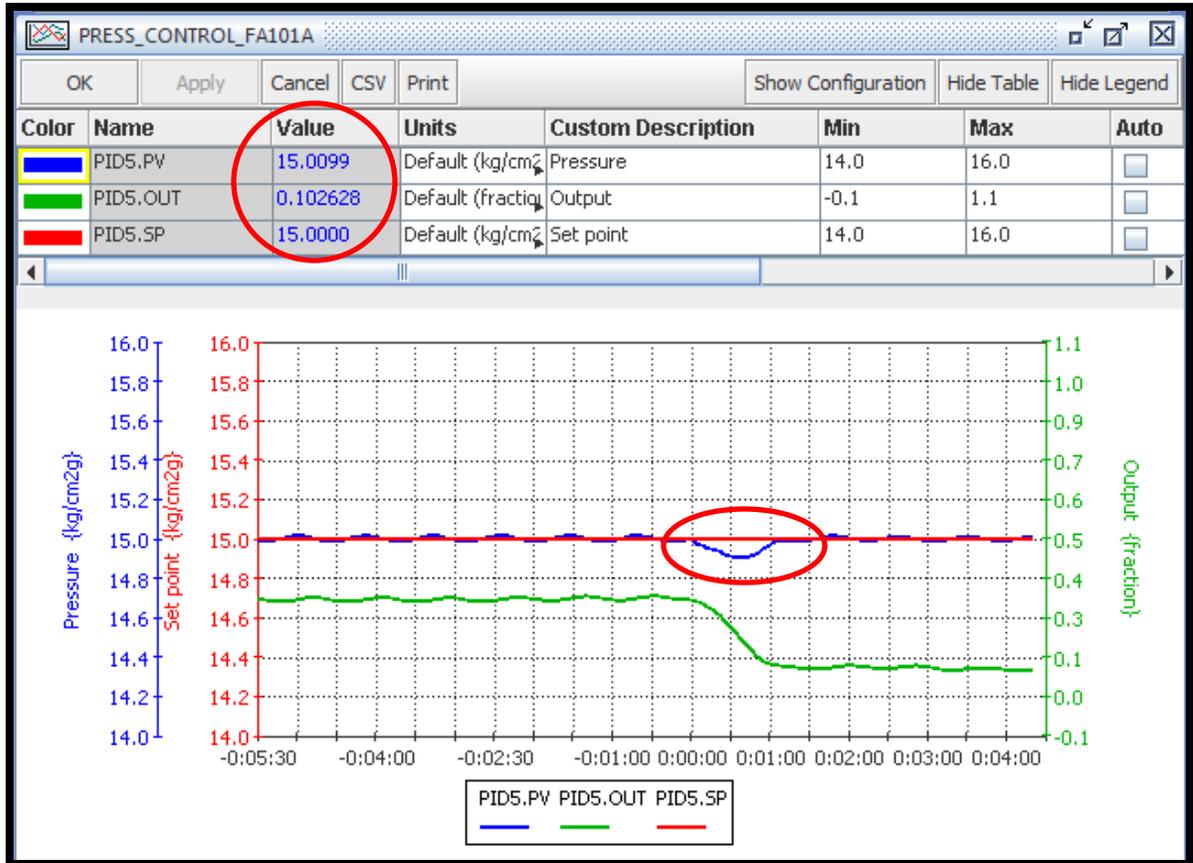


Figura 3.31. Efectos de la fuga de 2 pulg sobre la variable de presión en el separador FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga de 3 pulg (3")**

De acuerdo a la simulación en estado dinámico, una fuga a la descarga de gas del separador de primera etapa provoca una descarga de gas de aproximadamente 3,198,452.0 pie³/día, tal y como se muestra en la figura 3.32.

Los efectos a esta condición se pueden observar en la figura 3.33, dicha figura muestra que se provoca un diferencial de presión visible momentáneamente, ya que el sistema de control corrige dichas desviaciones manteniendo el set point, dicha acción provoca que la válvula de control de presión se encuentre en un porcentaje de apertura del 7 por ciento, 25 por ciento menos de apertura que en condiciones normales de operación. Cabe mencionar que el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión en condiciones normales corresponde a un valor de 32 por ciento.

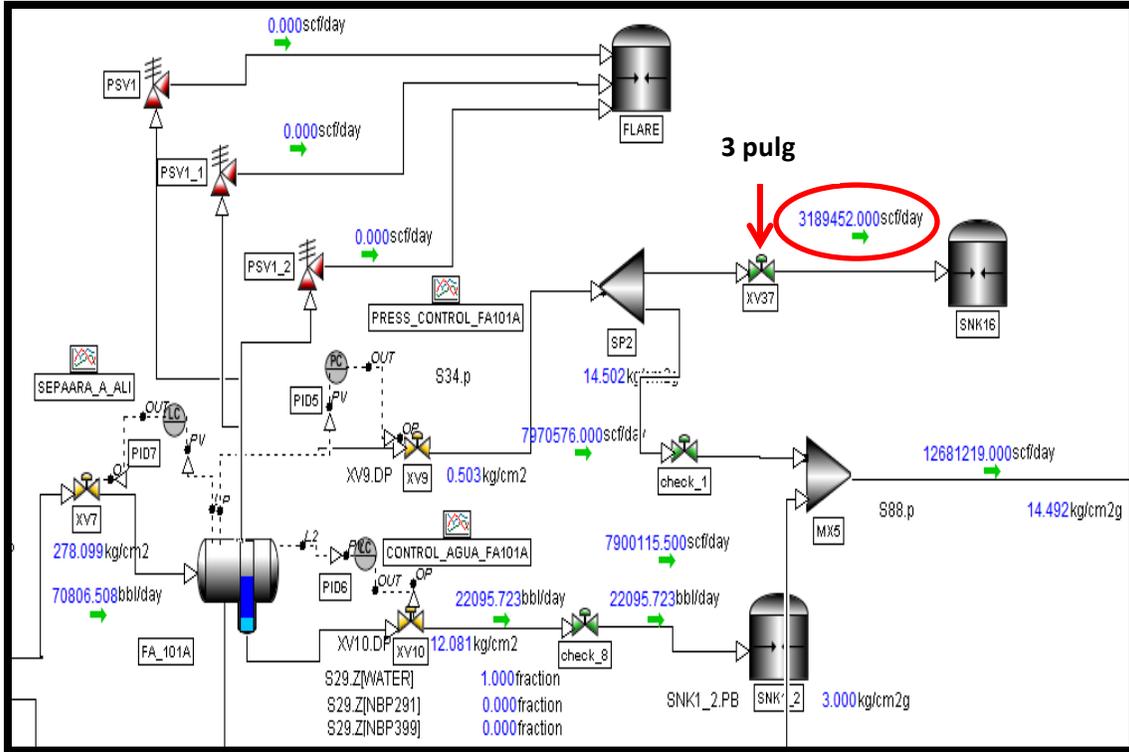


Figura 3.32. Simulación de la fuga de 3 pulg, primera etapa de separación.

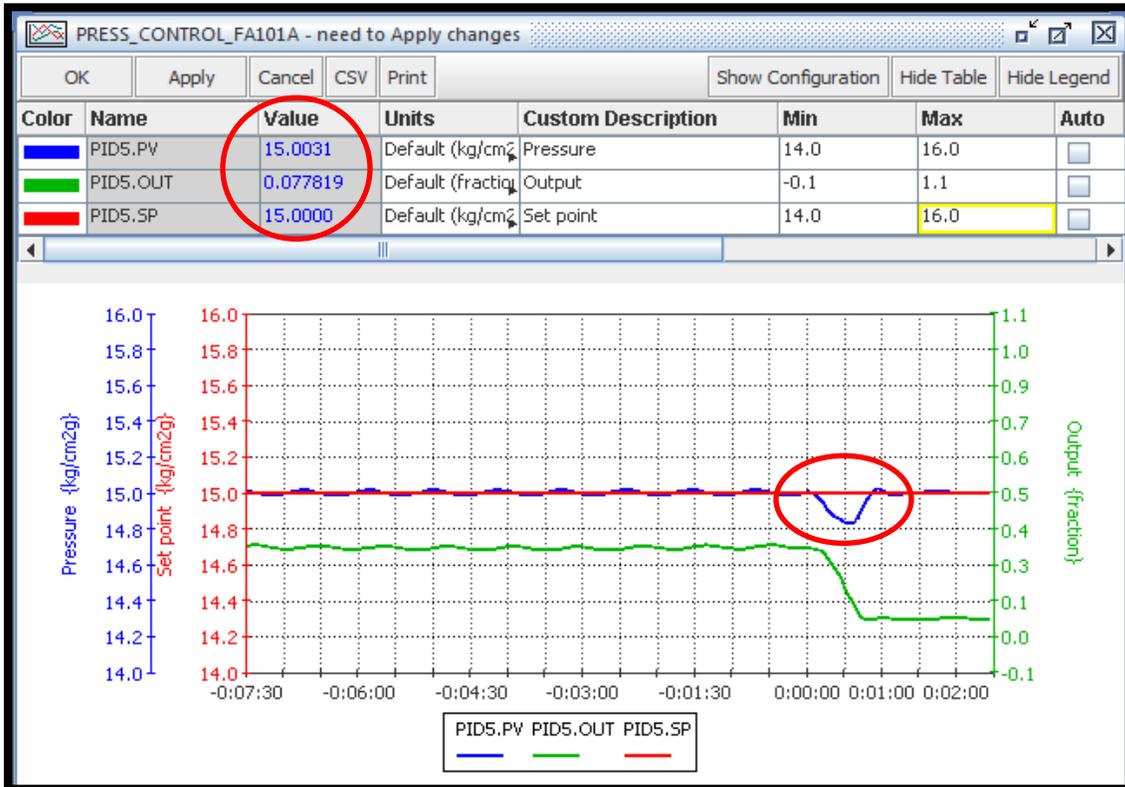


Figura 3.33. Efectos de la fuga de 3 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

➤ **Diámetro de la fuga de 4 pulgadas**

Para simular dinámicamente la fuga de 4 pulgadas de diámetro se sigue el mismo procedimiento descrito anteriormente para cada una de las fugas. La figura 3.34 muestra la fuga de 4 pulgadas de diámetro, se puede observar que a dicho diámetro de fuga el corresponde una liberación de gas de aproximadamente 5208000.0 pie³/día.

Los efectos asumido a dicho diámetro de fuga se pueden observar en la figura 3.35, se observa diferencial de presión provocado de aproximadamente 0.23 kg/cm², sin embargo para mantener la presión en el separador el sistema de control cierra la valva de control de presión, dicha acción ocasiona que la variable de proceso vuelva a su punto de ajuste. Dicha acción provoca que la válvula solo se encuentre en un porcentaje del 6% de apertura, que comparado con el porcentaje de apertura en condiciones normales de operación se encuentra 26 por ciento menos abierta. Por lo que de producirse la fuga una opción de identificarse claramente seria en el porcentaje de apertura de dicha válvula.

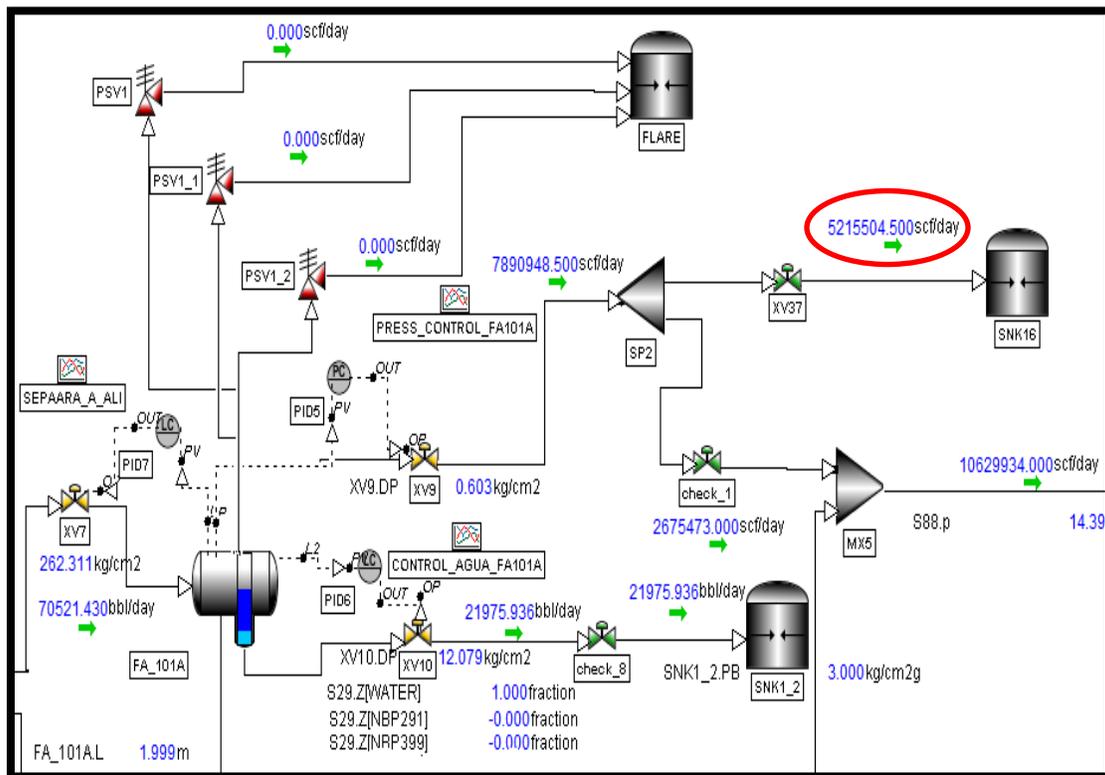


Figura 3.34. Simulación de la fuga de 4 pulg, en la primera etapa de separación.

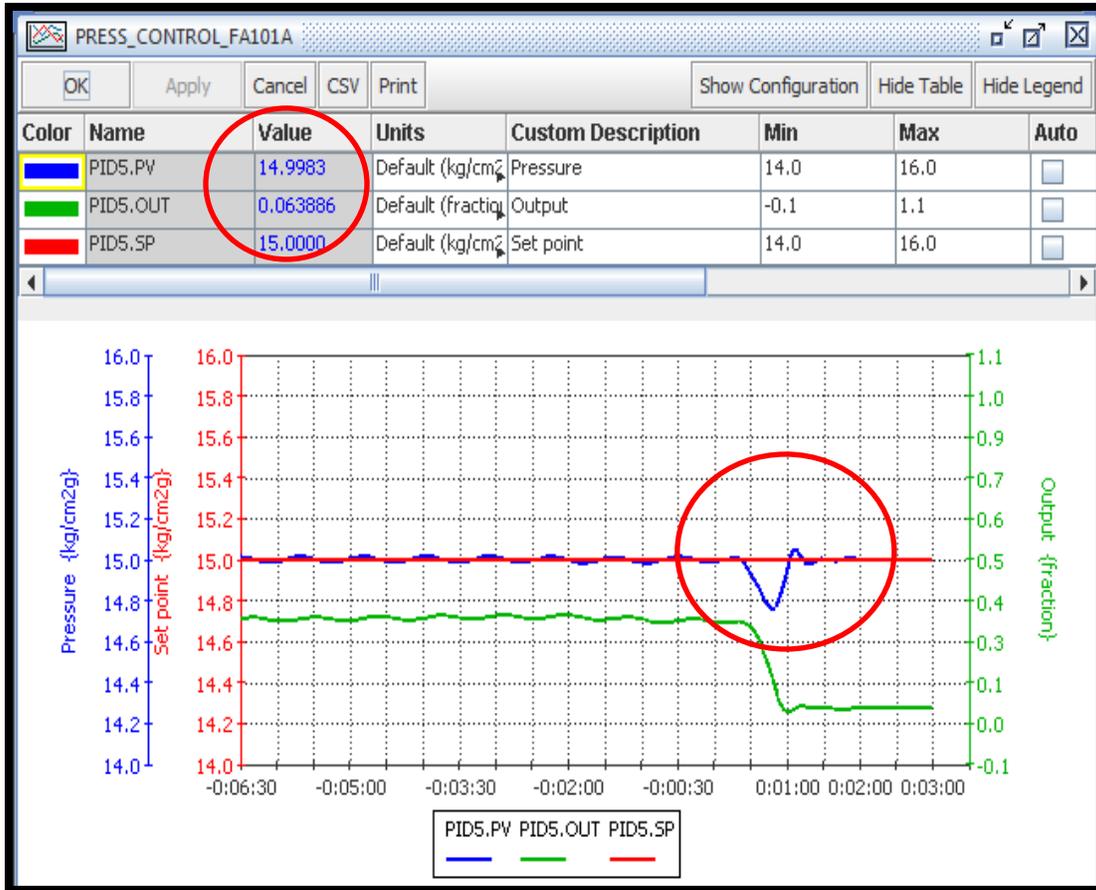


Figura 3.35. Efectos de la fuga de 4 pulg sobre la variable de presión en FA-101A.

La tabla 3.7 muestra los flujos y los Cv correspondientes a los diferentes diámetros utilizados para simular dinámicamente las fugas. Cabe mencionar que dichos cálculos se realizaron en el simulador en estado estable Aspen Plus Ver. 8.0, usando las propiedades de la corriente de descarga de gas presentes en la tabla 3.6, además de especificarse el proveedor (Fisher) y el tipo de válvula que en este caso se usó del tipo bola.

En la misma tabla se presenta el diferencial de presión provocado por la presencia de los distintos diámetros de las fugas, en todos los casos el diferencial de presión se obtiene del punto de mayor disminución de la presión, antes que el sistema de control actué corrigiendo y ajustando la variable de proceso. Cabe mencionar que los primeros tres diámetro de fugas el diferencial de presione es imperceptible.

En cada una de las fugas el sistema de control ajusta para mantener la presión en el set point, dicho ajuste provoca, en este caso, el cierre de la válvula de control de presion, en la

misma tabla se presentan los valores de apertura de válvula de control, una vez estable el proceso, comparados con el valor de apertura en condiciones normales de operación. Cabe mencionar que el porcentaje de apertura en condiciones normales corresponde al 32%.

Tabla 3.7. Características de las válvulas usadas en la simulación dinámica de fugas.

Flujo de gas (pie ³ /día)	Flujo de gas (lb/hr)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura	ΔP provocado (kg/cm ²)	Porcentaje de apertura en válvula de control
42907.33	1404.68	0.25	4	Imperceptible	Imperceptible
129760.102	4248.02	0.5	9	Imperceptible	27
228792.62	7490.10	0.75	19	Imperceptible	21
371286.78	12154.99	1	45	0.074	17
876326.03	28688.72	1.5	125	0.08	12
1451764.87	47527.15	2	165	0.1	10
3189452.0	104414.68	3	350	0.2	7
5208000.0	170496.90	4	730	0.23	6

3.3.2. Fuga en la descarga del separador de segunda etapa (lado gas)

Se simula dinámicamente el escenario de una posible fuga en la descarga de gas del separador de segunda etapa FA-102 y de esta forma determinar que diámetro de fuga es sensible a las variables de proceso. En el correspondiente dimensionamiento de las válvulas usadas para cada uno de los distintos diámetros se lleva a cabo en base a las propiedades de la corriente descritos en la tabla 3.6.

A continuación se describe los distintos diámetros de fuga simulados dinámicamente, sin embargo solo se presentan las gráficas de las fugas más significativas, así como aquellas provocan mayores desviaciones sobre las variables de operación, cabe mencionar que en la tabla 3.8 se muestran los flujos de gas liberado para cada una de las fugas así como sus correspondientes desviaciones en las variables de proceso básicamente en la presión y el nivel.

➤ **Diámetro de fuga 0.75 pulg (3/4")**

Al simular el diámetro de fuga de 0.75 pulgadas se obtuvo una tasa de liberación de gas a la atmosfera del orden de los 101391.17 pie³/día (figura 3.36). Dicho diámetro comienza a registrar efectos sobre la variable de presión, tal y como se muestra en la figura 3.37, se puede observar que el sistema de control tiene la capacidad de ajustar nuevamente en el valor deseado a la variable de proceso, permaneciendo la válvula de controle en un valor de apertura de aproximadamente 27.8 porciento, 1.5 por ciento menos que el valor de apertura en condiciones normales de operación que corresponde a 29.3.

De acuerdo a los resultados arrojados por el simulador en régimen dinámico, un diámetro de fuga de 0.75 pulg de diámetro es percibido momentáneamente por la variable de proceso causando efectos de menor relevancia, básicamente en el porcentaje de cierre de la válvula de control de presión para mantener el set point.

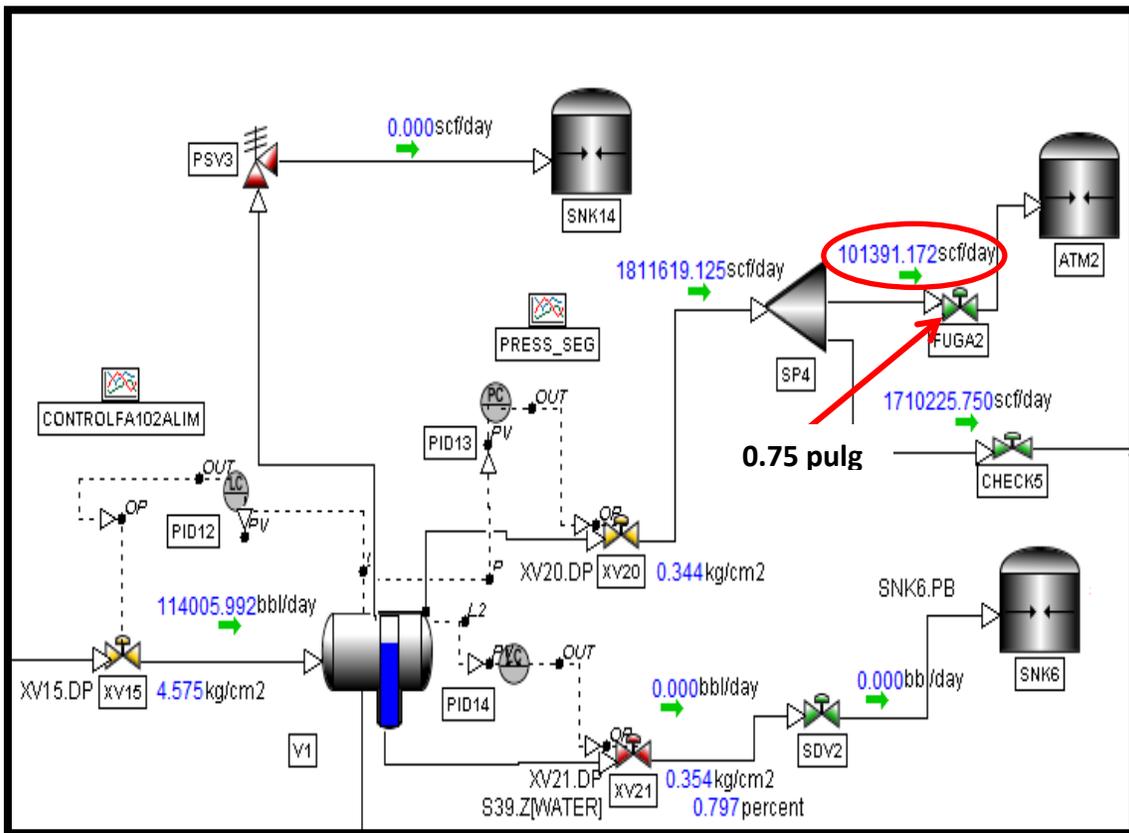


Figura 3.36. Simulación de la fuga de 0.75 pulg, segunda etapa de separación.

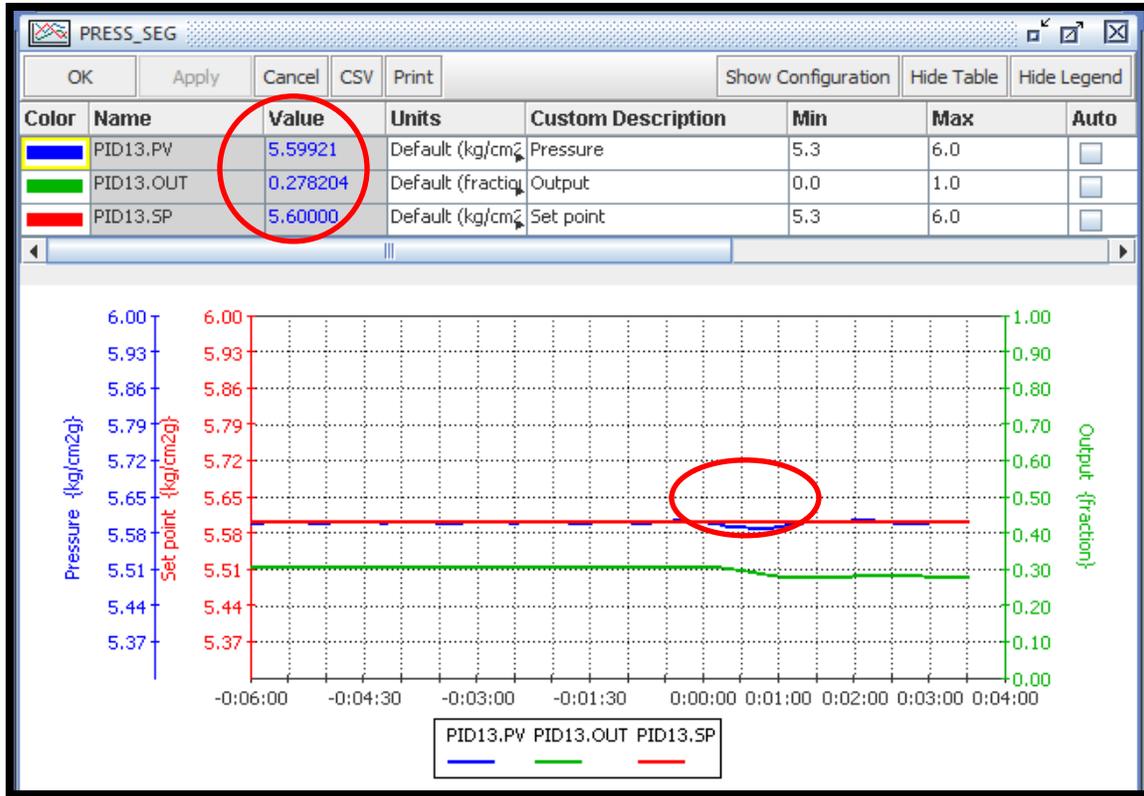


Figura 3.37. Efectos de la fuga de 0.75 pulg sobre la variable de proceso.

➤ **Diámetro de fuga 1 pulgada**

De acuerdo con la simulación dinámica el diámetro de fuga de 1 pulgada genera una tasa de flujo de gas liberado de 165065 pie³/día tal y como se muestra en la figura 3.38. Los efectos correspondientes a esta condición se muestran en la figura 3.39, se puede observar que la variable de proceso en el separador comienza a decaer debido a la presencia de la fuga, sin embargo el sistema de control cuenta con la capacidad de ajustar nuevamente a la variable de proceso en el valor deseado, permaneciendo la válvula de control en un valor de apertura de aproximadamente 27.0 por ciento, 2 por ciento menos que el valor de apertura en condiciones normales de operación.

Los efectos acreditados a este diámetro de fuga, son poco visibles sobre la variable de proceso (presión), ocasionando un diferencial de presión al registrarse la fuga de aproximadamente 0.02 kg/cm², sin embargo los mayores efectos se registran en la válvula de control, ya que para volver a justar a la variable de proceso en el punto de ajuste tiene que cerrar un 2%.

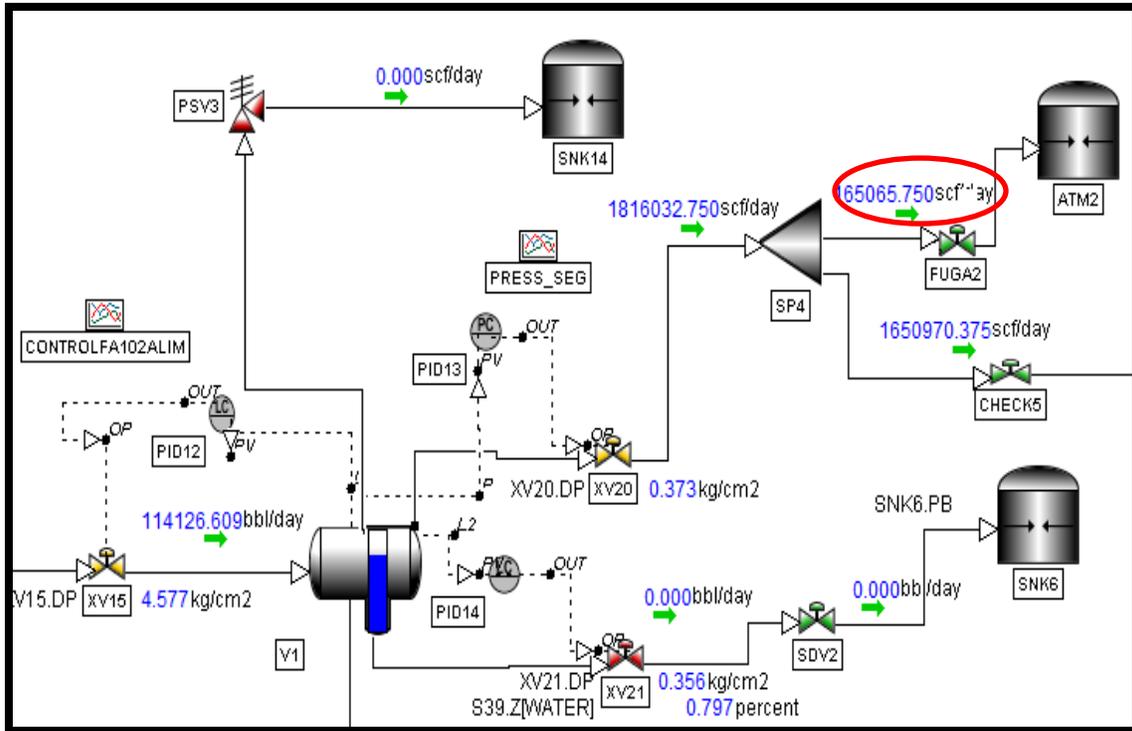


Figura 3.38. Simulación de la fuga de 1 pulg, segunda etapa de separación.

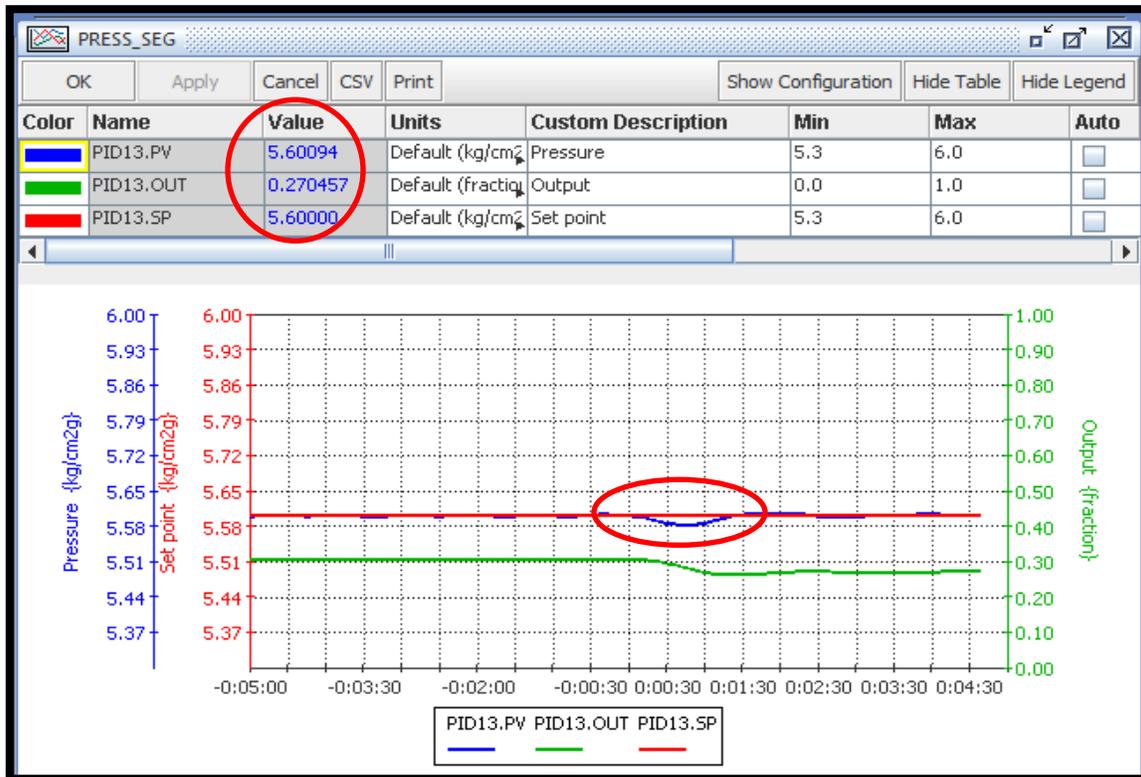


Figura 3.39. Efectos de la fuga de 1 pulg sobre la variable de proceso.

➤ **Diámetro de fuga 1.5 pulgadas (1 ½")**

Como se muestra en la figura 3.40, la simulación dinámica establece que un diámetro de fuga correspondiente a 1.5 pulgadas de diámetro genera una tasa de gas liberado a la atmosfera de aproximadamente 338662.06 pie³/día. Los efectos registrados sobre la variable de proceso se pueden observar en la figura 3.41, dicha figura muestra una ligera y momentánea disminución de la presión en el separador de segunda etapa, sin embargo como se observa, dicha disminución en la presión es corregida por el sistema de control.

Podemos concluir que una fuga de 1.5 pulgadas de diámetro a la descarga de gas del separador de segunda etapa provoca efectos mínimos sobre la variable de proceso ya que el diferencial de presión provocado es de aproximadamente 0.05 kg/cm². Los efectos de mayor relevancia se presentan en la válvula de control, ya que al ajustar nuevamente el set point permanece en un porcentaje de apertura de 24 por ciento, aproximadamente 5 por ciento menos de apertura comparado con el valor registrado en condiciones normales de operación.

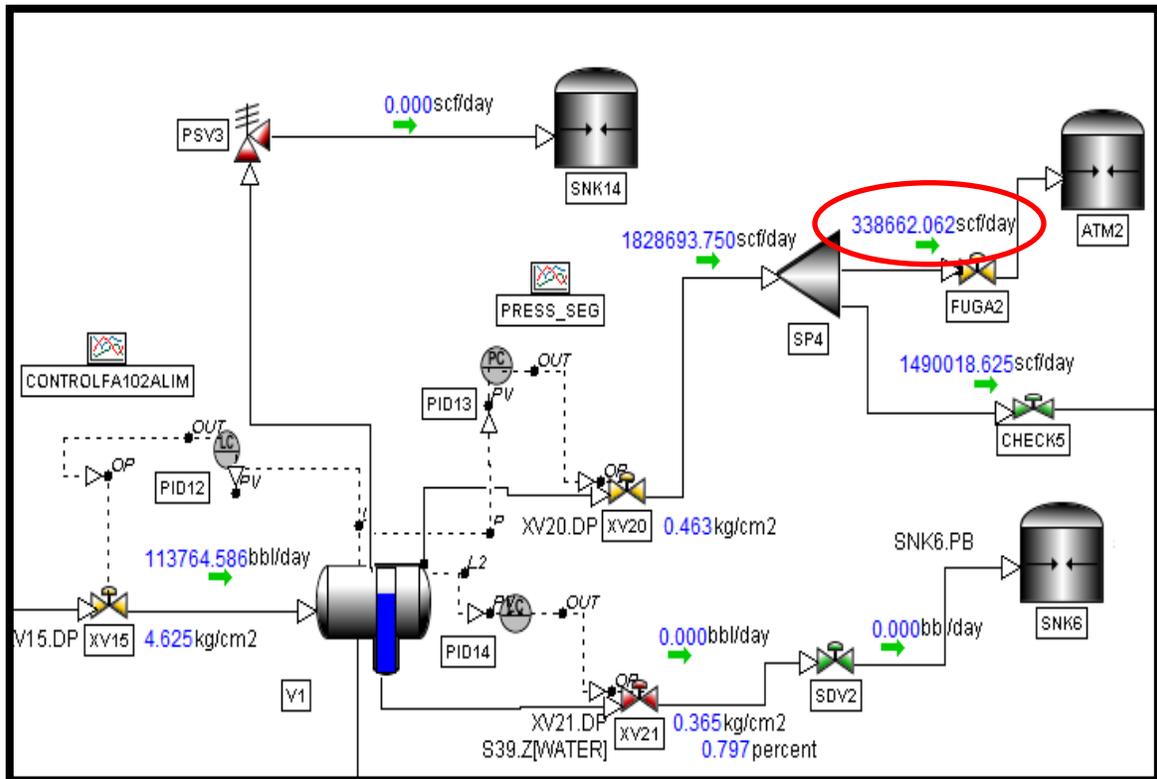


Figura 3.40. Simulación de la fuga de 1.5 pulg, segunda etapa de separación.

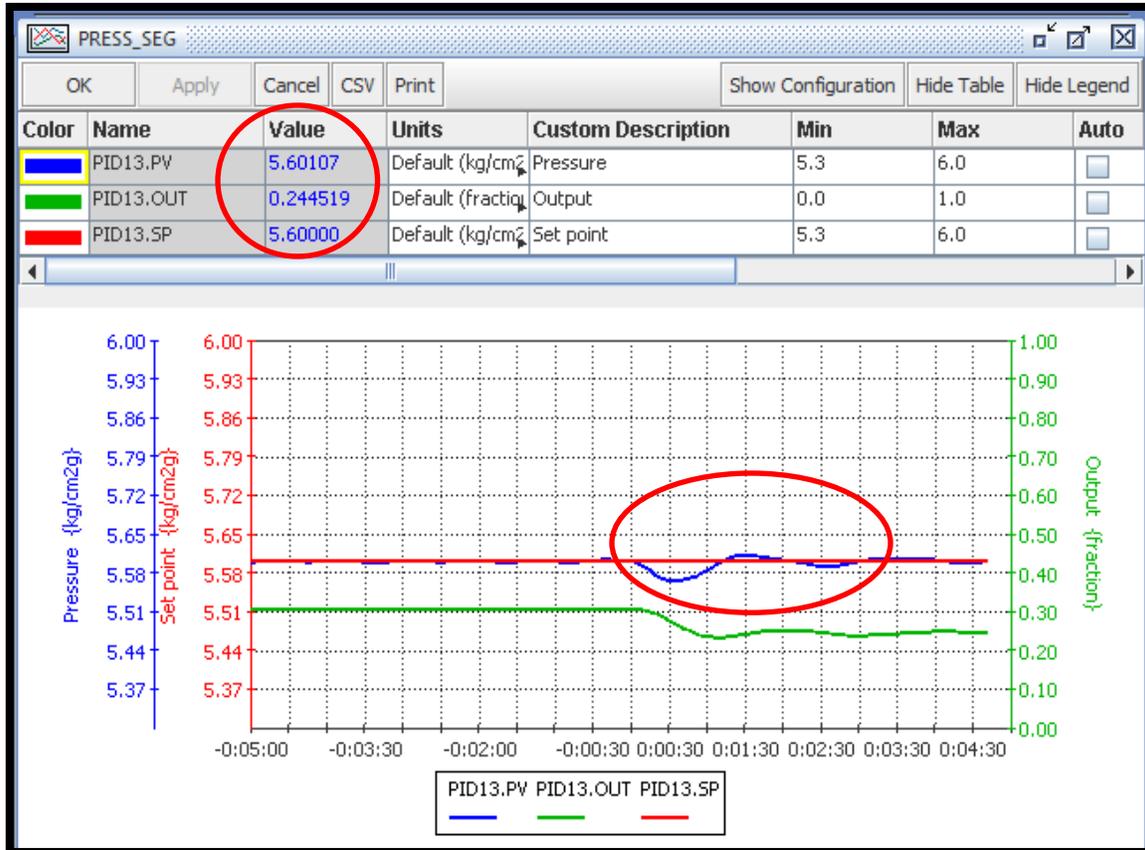


Figura 3.41. Efectos de la fuga de 1.5 pulg sobre la variable de proceso.

➤ **Diámetro de fuga 2 pulgadas**

El diámetro de fuga de 2 pulgadas ocasiona una liberación de gas de aproximadamente 641323.81 pie³/día, tal y como se muestra en la figura 3.42. Los efectos acreditados a esta condición se muestran en la figura 3.43, se puede observar que la variable de proceso en el separador comienza a decaer debido a la presencia de la fuga, sin embargo el sistema de control ajusta a la variable de proceso en el valor deseado, permaneciendo la válvula de controle en un valor de apertura de aproximadamente 22 por ciento, 9 por ciento menos que el valor de apertura en condiciones normales de operación.

Los efectos provocados por este diámetro de fuga, presenta efectos poco visibles sobre la variable de proceso, ocasionando un diferencial de presión al registrarse la fuga de aproximadamente 0.08 kg/cm², sin embargo los mayores efectos se registran en la válvula de control, ya que para volver a justar a la variable de proceso en el punto de ajuste tiene que cerrar un 9%.

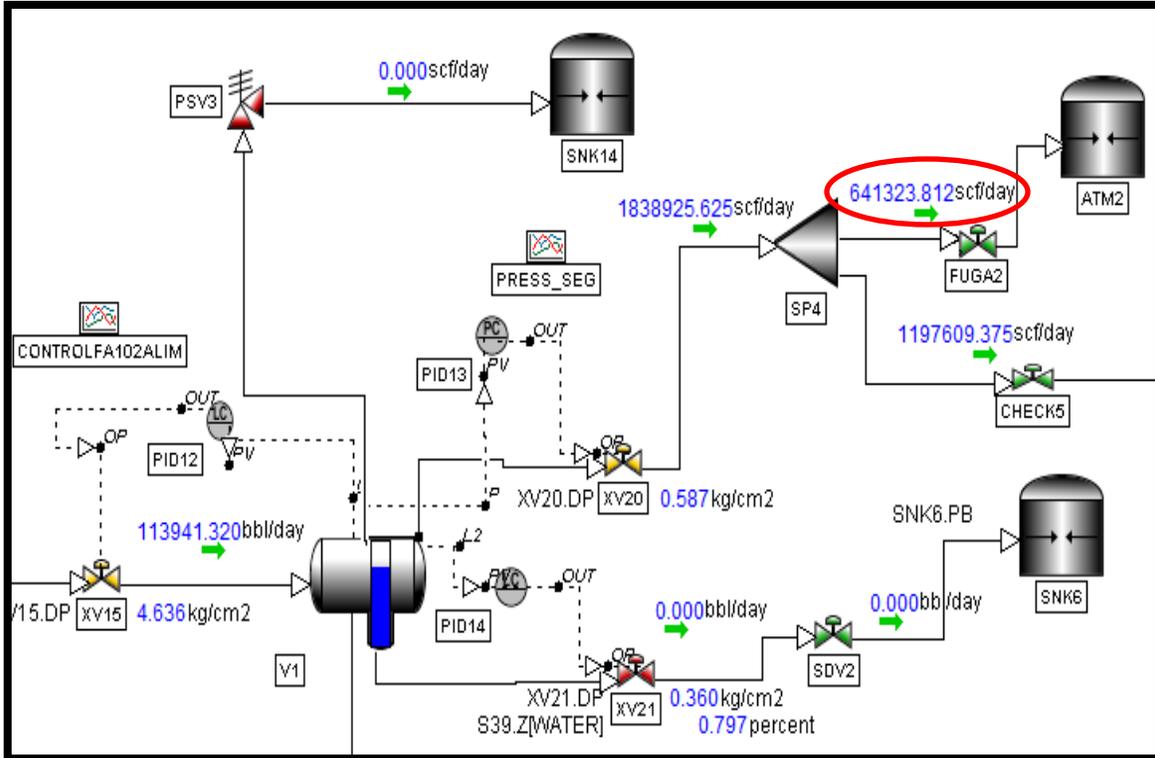


Figura 3.42. Simulación de la fuga de 2 pulg, segunda etapa de separación.

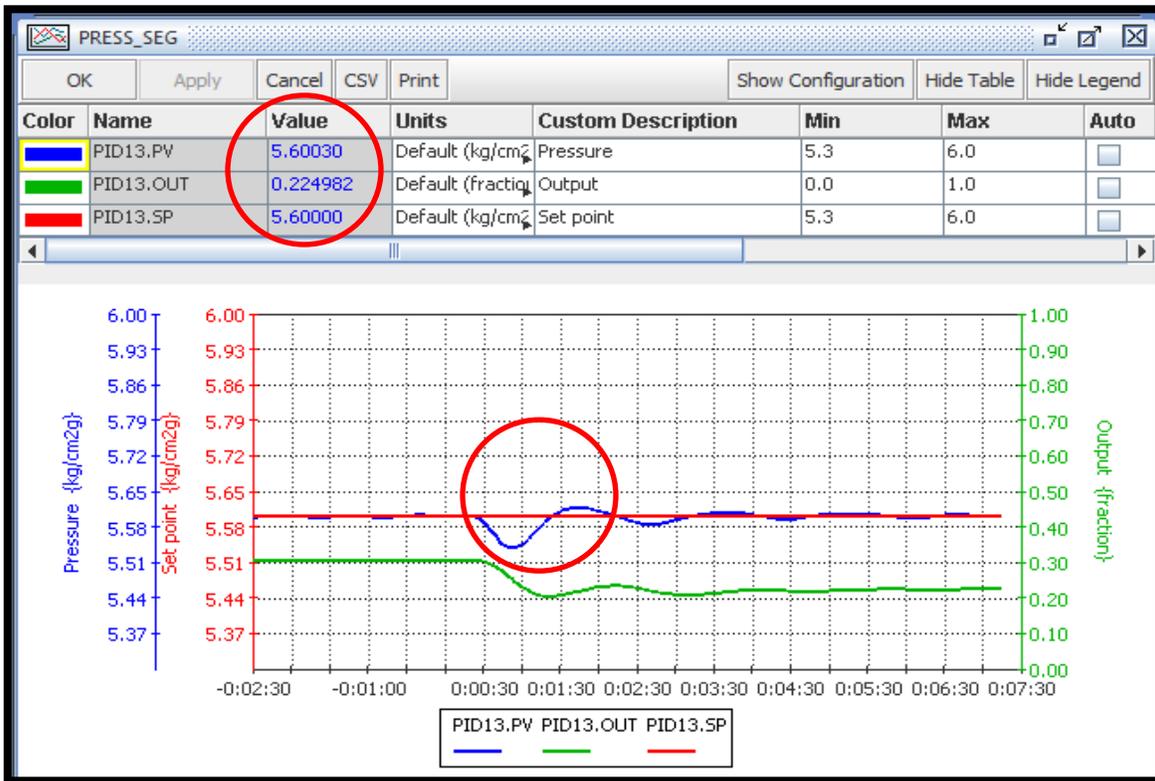


Figura 3.43. Efectos de la fuga de 2 pulg sobre la variable de proceso.

➤ **Diámetro de fuga 3 pulgadas**

La figura 3.44 establece que un diámetro de fuga correspondiente a 3 pulgadas de diámetro genera una tasa de gas liberado a la atmosfera de aproximadamente 1409849.12 pie³/día. Los efectos registrados sobre la variable de proceso se pueden observar en la figura 3.45, dicha figura muestra una ligera disminución de la presión, sin embargo como se observa, dicha disminución en la presión es corregida por el sistema de control.

Podemos concluir que una fuga de 3 pulgadas de diámetro a la salida de la válvula de control de presión provoca efectos mínimos sobre la variable de proceso ya que el diferencial de presión provocado es de aproximadamente 0.1 kg/cm². Los efectos de mayor relevancia se presentan en la válvula de control, ya que al ajustar nuevamente el set point permanece en un porcentaje de apertura de 18 por ciento, aproximadamente 11 por ciento menos de apertura comparado con el valor registrado en condiciones normales de operación.

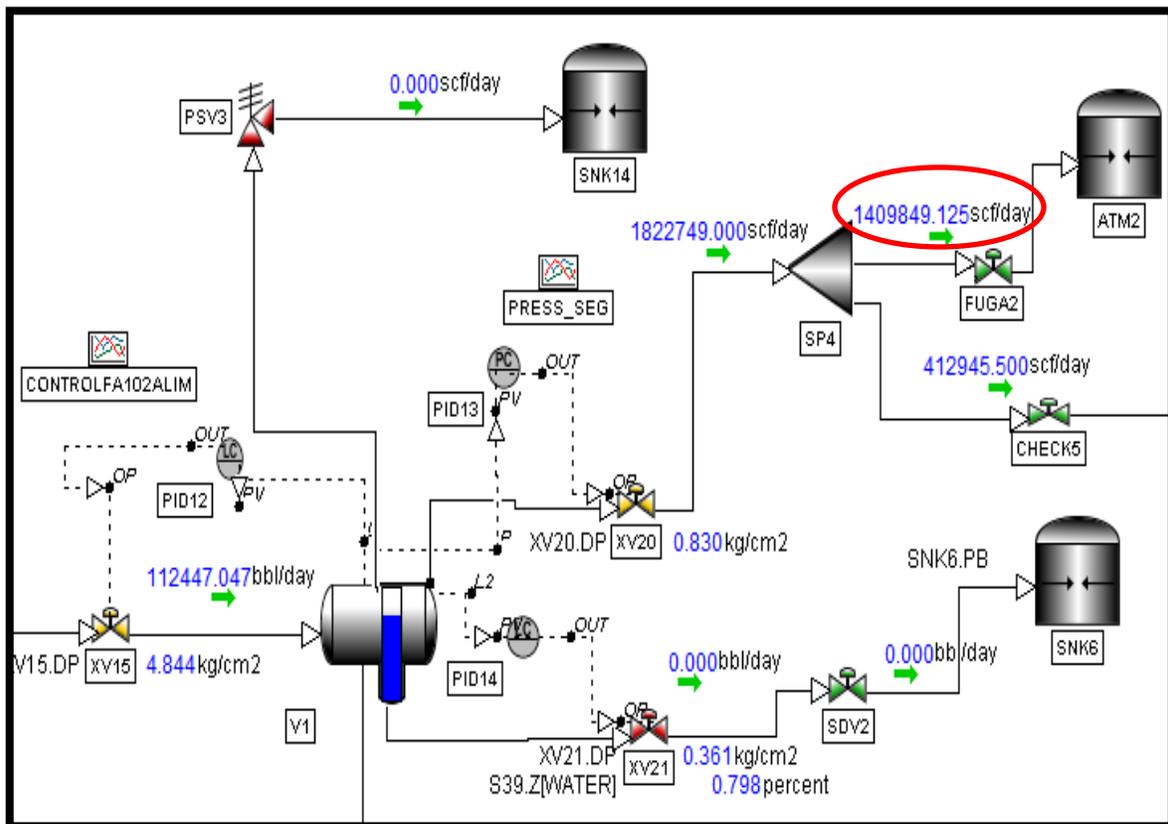


Figura 3.44. Simulación de la fuga de 3 pulg, segunda etapa de separación.

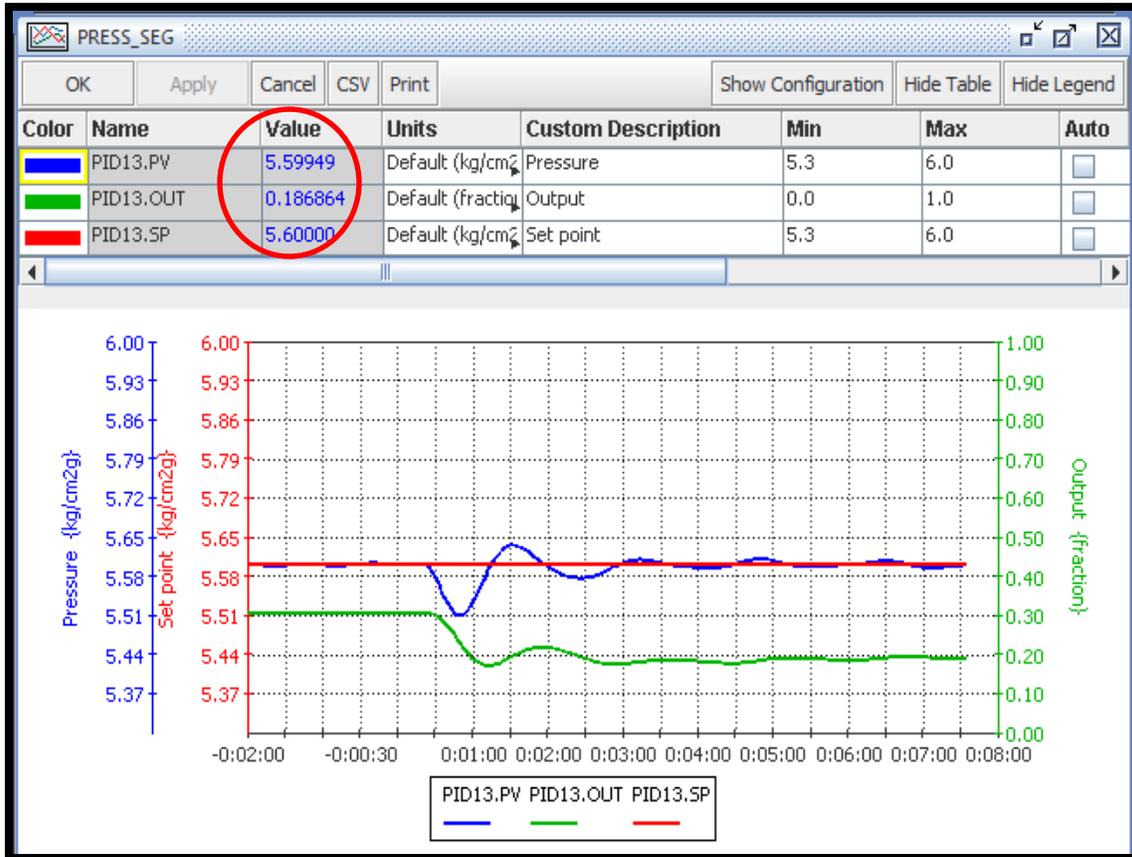


Figura 3.45. Efectos de la fuga de 3 pulg sobre la variable de proceso.

La fuga correspondiente a un diámetro de 4 pulgadas no es posible simularla dinámicamente ya que el diámetro de la línea corresponde solo a tres pulgadas.

La tabla 3.8 muestra los flujos de gas liberado a la atmosfera para los distintos diámetros. Se muestra el Cv correspondiente a cada una de las válvulas usadas en la simulación dinámica así como el diferencial de presión ocasionado por cada uno de los diámetros de fuga simulados. En dicha tabla se muestra el porcentaje de apertura de la válvula de control de presión una vez sufridos los efectos de los distintos diámetros de fugas, cabe mencionar que el porcentaje de apertura en condiciones normales corresponde a 29.3. En dicha tabal se puede observar que el diferencial de presión provocado en los tres primeros diámetros de fuga es imperceptible por proceso, mientras que en los porcentajes de apertura de válvula de control de presión son imperceptibles solo en los dos primeros diámetros de fuga (0.25 y 0.5 pulgadas).

Tabla 3.8. Características de las válvulas usadas en la simulación dinámica de fugas.

Flujo de gas (pie ³ /día)	Flujo de gas (lb/hr)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura	ΔP provocado (kg/cm ²)	Porcentaje de apertura en válvula de control
19474.71	310.13	0.25	4	Imperceptible	Imperceptible
58019.61	923.96	0.5	9	Imperceptible	Imperceptible
101391.17	1614.65	0.75	19	Imperceptible	27.8
165062.75	2628.62	1	45	0.02	27
338662.06	5393.19	1.5	125	0.05	24
641323.81	10213.08	2	165	0.08	22
1909849.12	30414.34	3	350	0.1	18

3.3.3. Fuga de crudo en el separador de primera etapa FA-101A

La simulación dinámica nos permitió determinar los efectos provocados por los diferentes diámetros de fugas en el separador de primera etapa, dicha fuga se encuentra a la descarga de crudo. Para simular las fugas en fase líquida se sigue el mismo procedimiento que las fugas de gas descritas con anterioridad, básicamente consiste en colocar un divisor de corriente, una válvula a la cual se le cambiara en diámetro correspondiente a la fuga y la descarga a una presión atmosférica. A continuación se describen aquellos diámetros de fuga que tuvieron los efectos más significativos sobre las variables del proceso, sin embargo en la tabla 3.9 se muestra la tasa de fuga para todos los diámetros de fuga simulados.

Para simular los distintos diámetros, las válvulas se dimensionan de acuerdo a las propiedades de la corriente de descarga de crudo del separador FA-101A presente en la tabla 3.6.

➤ Diámetro de fuga 2 pulgadas

Al simular dinámicamente la fuga de 2 pulgadas se puede observar, de acuerdo a la figura 3.46, que la tasa de liberación acreditada a este diámetro de fuga corresponde a 1268.7 BPD de crudo. De acuerdo a la figura 3.47 no se observan efectos significativos en la variable de proceso ni en los porcentajes de apertura de la válvula de control de nivel ya que como se puede ver permanecen prácticamente estables.

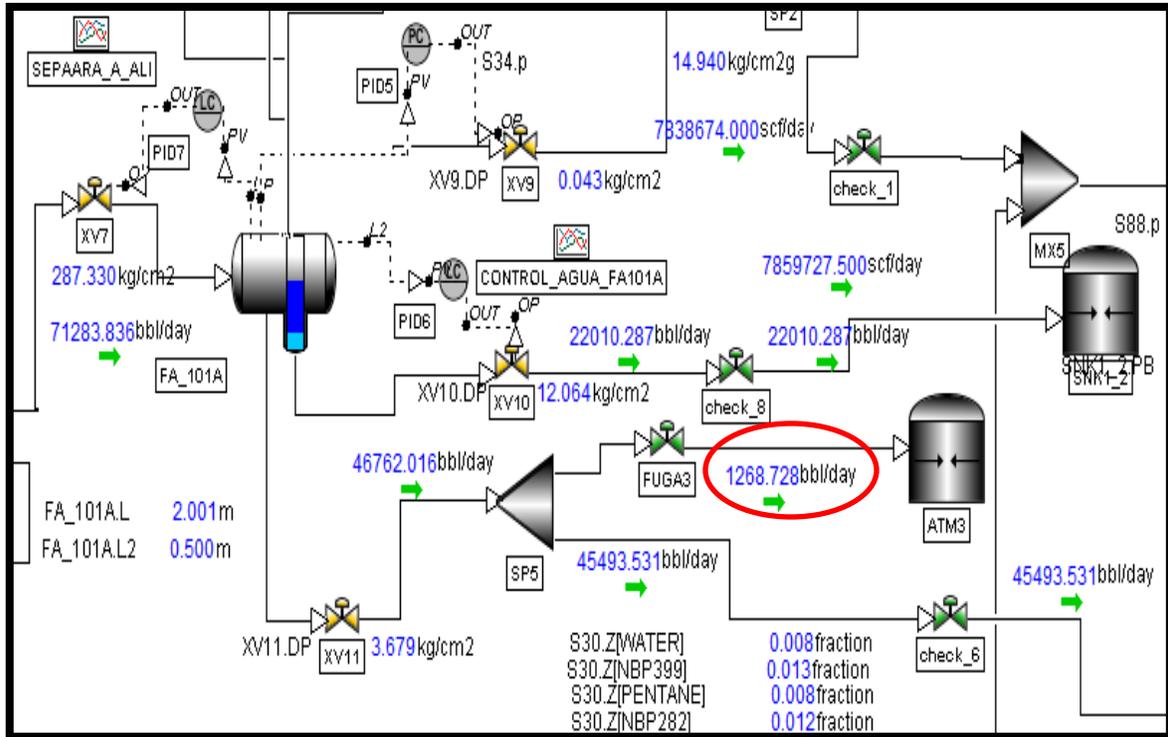


Figura 3.46. Taza de fuga acreditada al diámetro de 2 pulg en FA-101A.

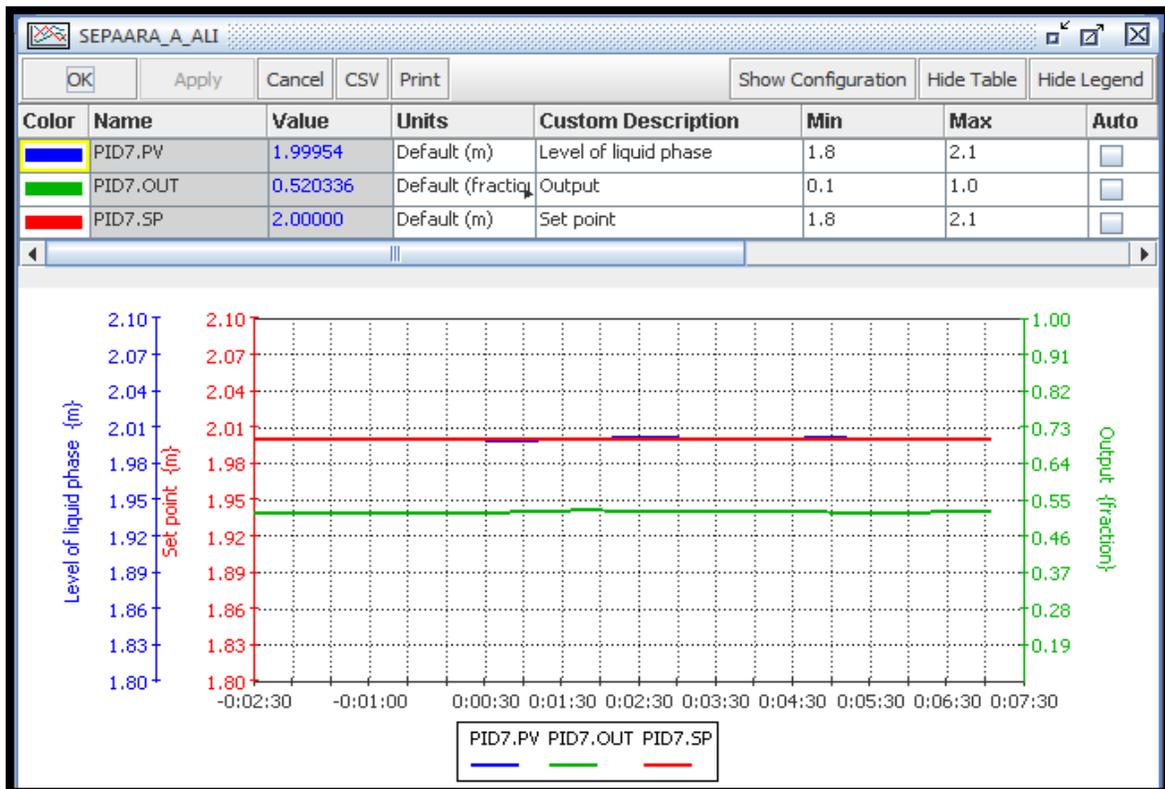


Figura 3.47. Efectos de la fuga de 2 pulg sobre las variables de proceso.

➤ **Diámetro de fuga 3 pulgadas**

La figura 3.48 muestra la liberación de crudo provocado por una fuga de 3 pulgadas de diámetro, dicha tasa de liberación corresponde a 4128.0 BPD. Los efectos acreditados a este diámetro de fuga y su correspondiente tasa de liberación de crudo son significativos, ya que de acuerdo a la figura 3.49 se puede observar que al producirse la fuga se genera una desviación en las variable de proceso (nivel), sin embargo actúa el sistema de control y ajusta nuevamente la variable de proceso al punto de ajuste. Se puede observar que para mantener el nivel en el set point la válvula de control de nivel tiene que abrir un 5 por ciento más, con respecto al porcentaje de apertura en condiciones normales de operación (51 por ciento), para compensar el flujo de la fuga de crudo permaneciendo en un porcentaje de apertura de aproximadamente 56%.

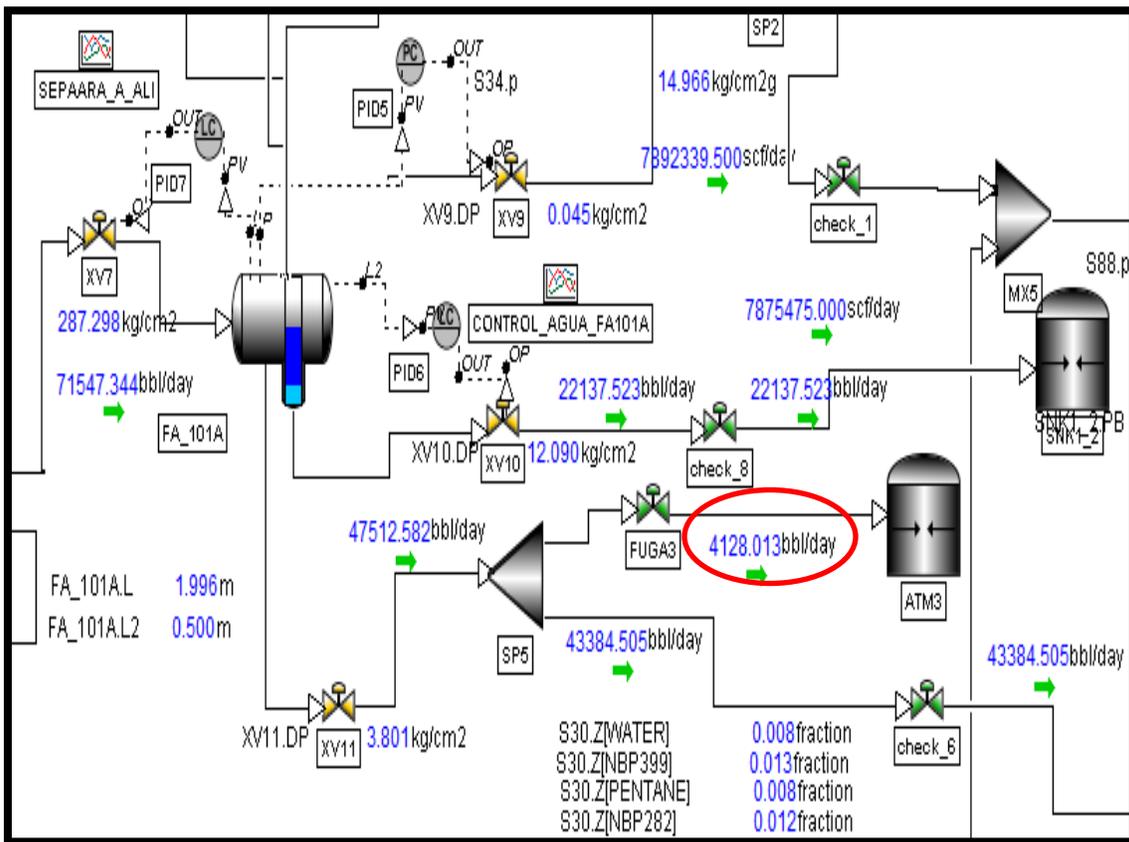


Figura 3.48. Volumen de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 3 pulgadas.

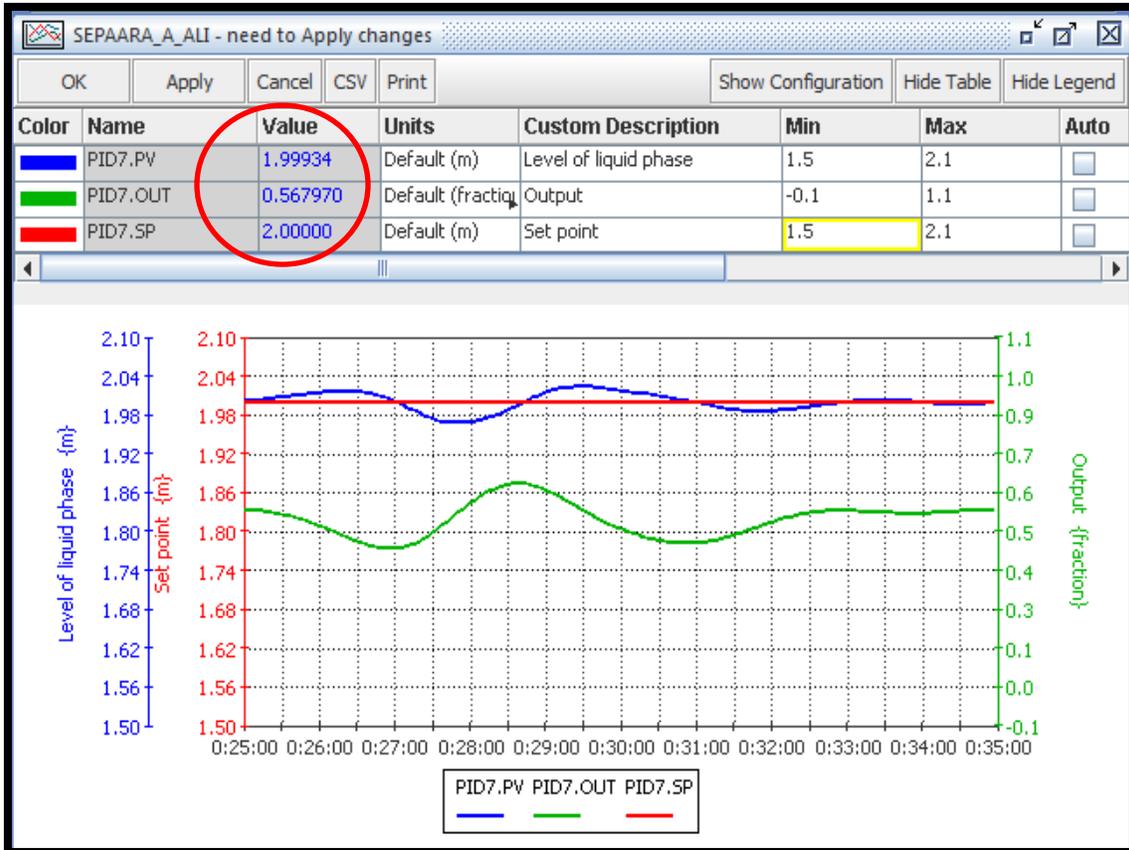


Figura 3.49. Volumen de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 3 pulgadas.

Los efectos provocados por la fuga, también se ven reflejados en el control de presión, ya que al abrir la válvula de nivel ingresa al sistema una mayor cantidad de gas, el cual provoca un incremento en la presión, a dicho incremento responde el sistema de control de presión abriendo hasta el 100% la válvula de control, tal y como se muestra en la figura 3.50.

El separador de segunda etapa resiente los efectos de la fuga lado crudo en el separador FA-101A, esto se puede observar en la figura 3.51, donde se puede ver que la válvula de control de nivel en dicho equipo abre debido a la disminución en el flujo en la alimentación, sin embargo las desviaciones en el separador de segunda etapa con respecto a la variable nivel son mínimas. Al abrir la válvula de nivel en el separador de segunda etapa, ocurren desviaciones significativas debido al incremento en la presión del equipo, por lo que el sistema de control trata de corregir estas desviaciones y ajustar la variable de presión en el punto de ajuste, tal y como se muestra en la figura 3.52.

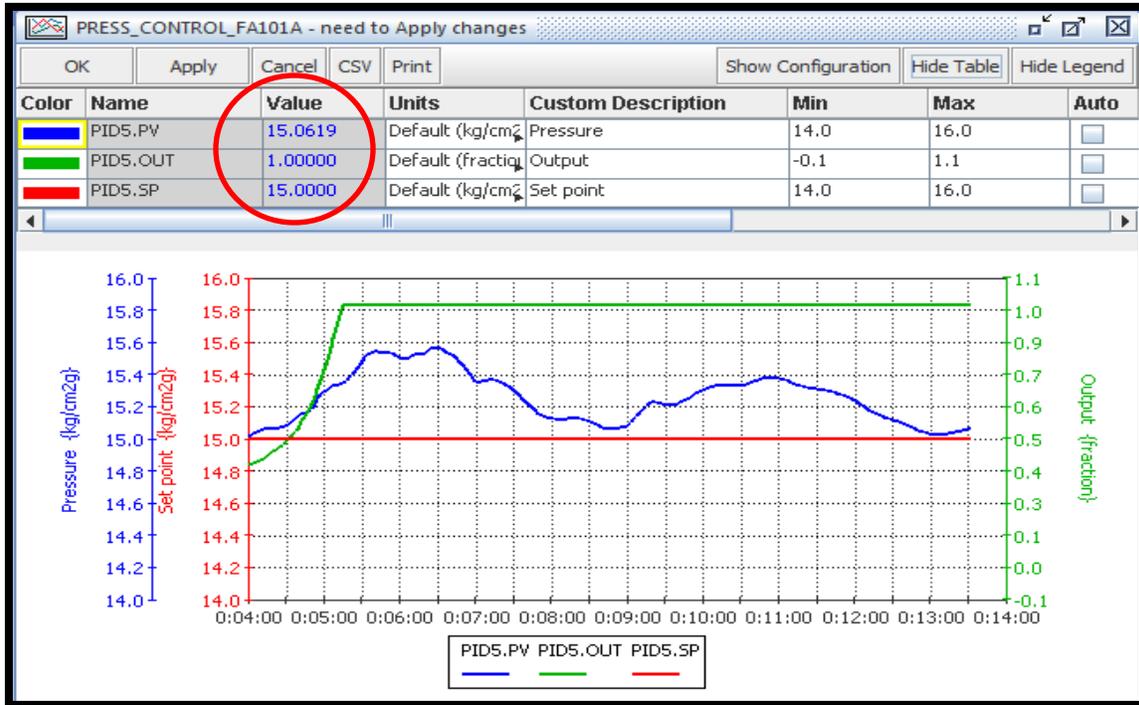


Figura 3.50. Respuesta del sistema de control de presión debido a la fuga de 3 pulgadas.

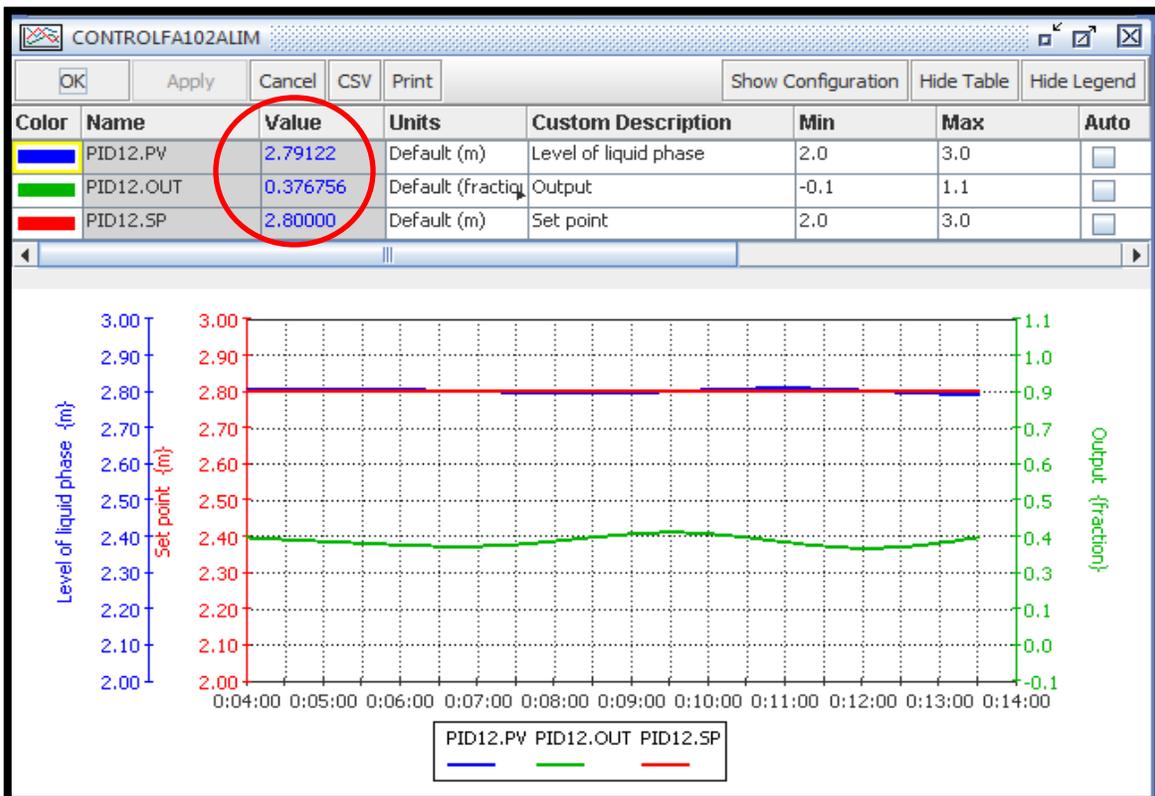


Figura 3.51. Efectos en el nivel del separador FA-102 por fuga en primera etapa.

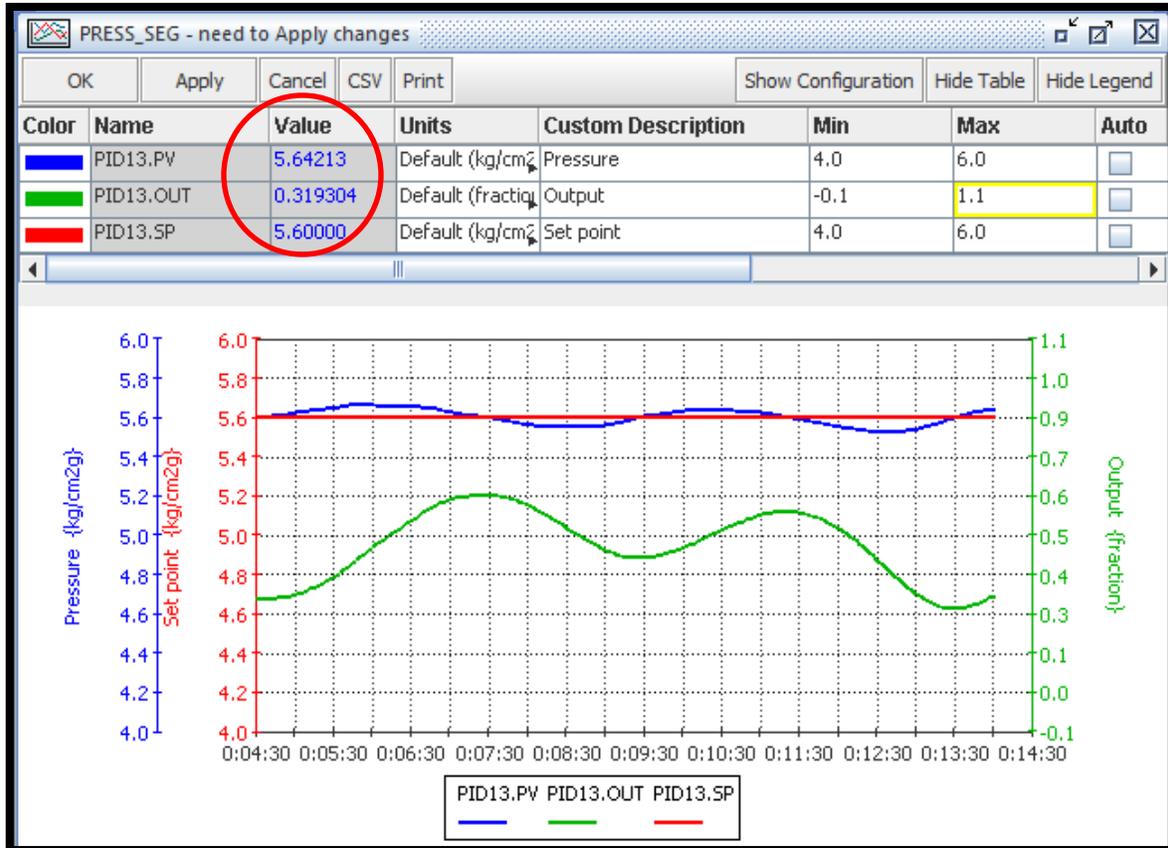


Figura 3.52. Efectos en la presión del FA-102 por fuga en la primera etapa.

➤ **Diámetro de fuga 4 pulgadas**

Al simular la fuga de 4 pulgadas de diámetro se determinó el flujo de crudo liberado, tal y como se muestra en la figura 3.53, dicho flujo corresponde a aproximadamente 8150.4 BBP. Los efectos acreditados a esta tasa de fuga se reflejan en el sistema de control de nivel y presión. La figura 3.54 muestra los efectos provocados en el sistema de control de presión de dicho equipo. Se puede observar que las desviaciones en la variable nivel son mínimas ya que el sistema corrige estas perturbaciones, sin embargo esto implica que sufra un cambio en los porcentajes de apertura de la válvula de control. Las desviaciones que ocurren en la variable presión se muestran en la figura 3.55, se puede observar que hay un incremento progresivo de la presión sin llegar a condiciones críticas, se asume el incremento de presión al ingreso de una mayor cantidad de gas debido a la apertura de la válvula de alimentación, que esta a su vez abre para mantener el nivel. Se puede observar que la válvula de control permanece en un 100% de apertura.

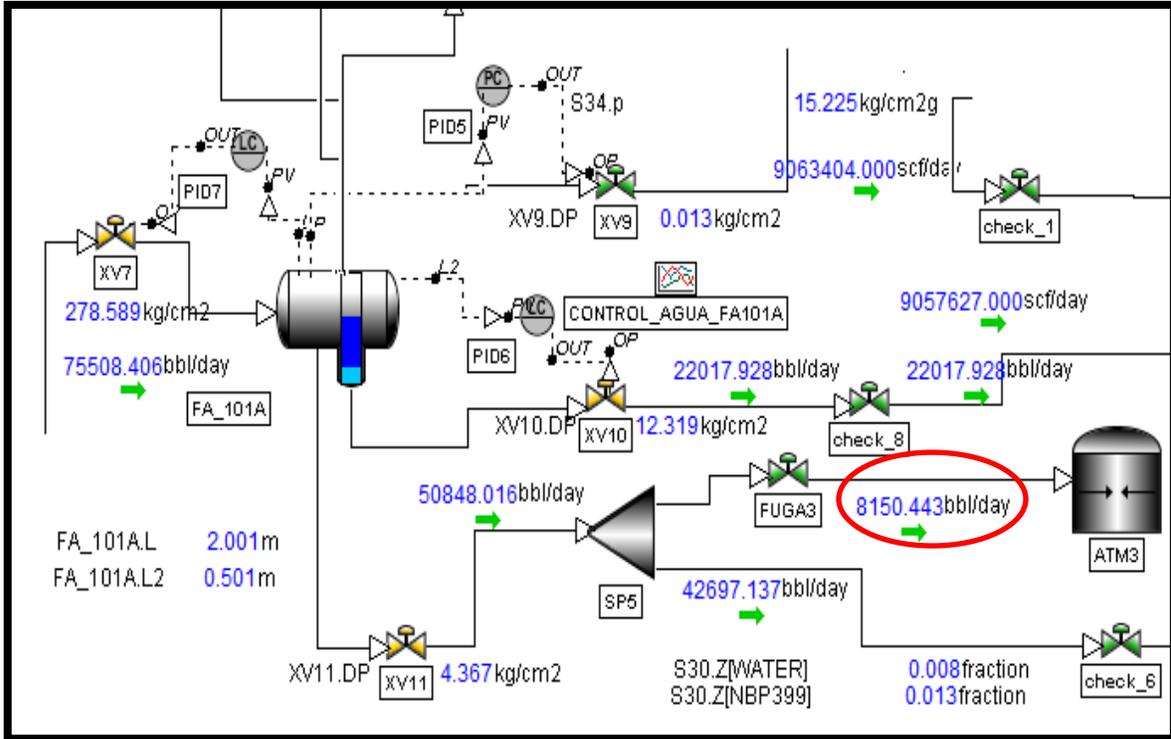


Figura 3.53. Flujo de crudo liberado de acuerdo a la fuga de 4 pulgadas de diámetro.

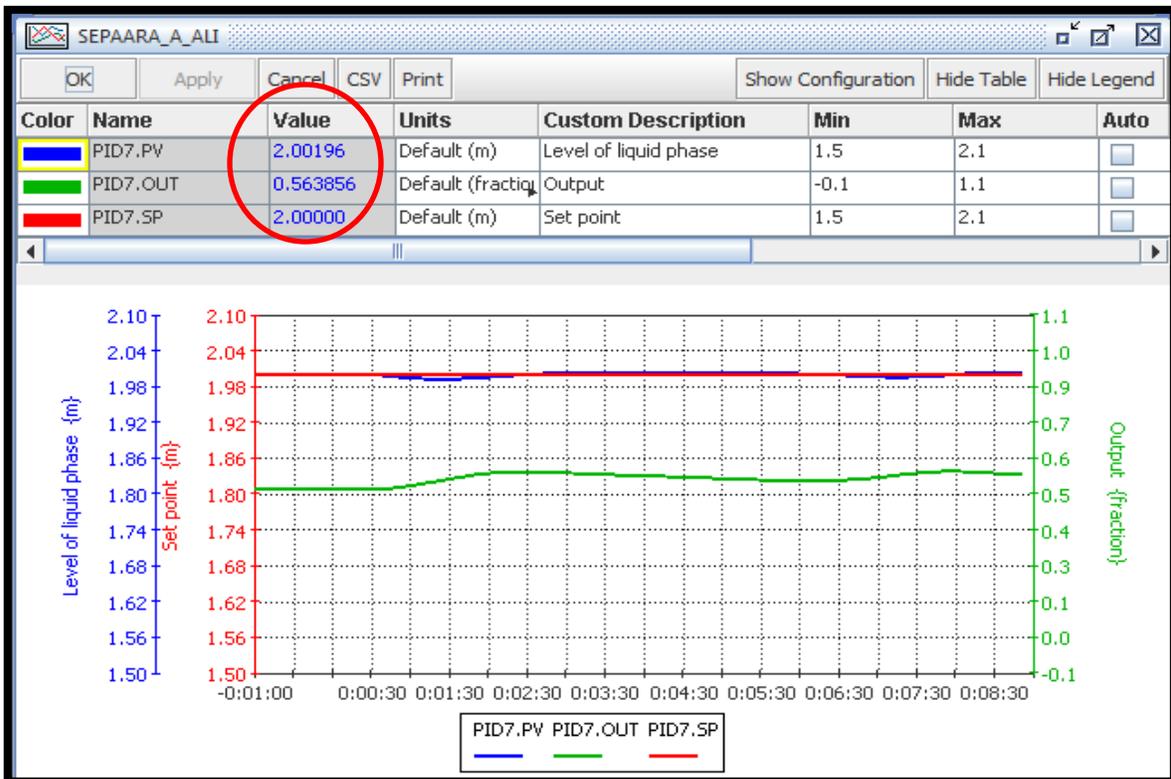


Figura 3.54. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel.

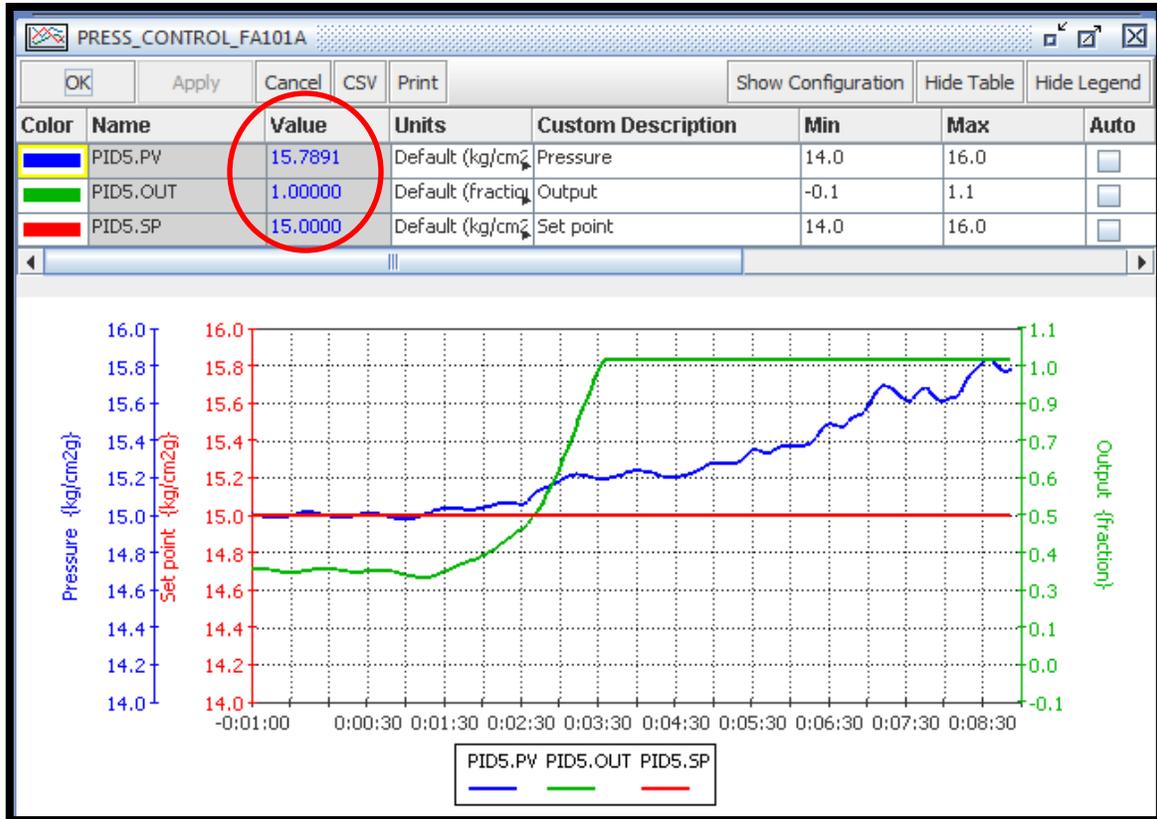


Figura 3.55. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión.

La figura 3.56 muestra los efectos de la fuga de cuatro pulgadas en el nivel de la segunda etapa de separación (equipo corriente abajo), se puede observar que el nivel permanece relativamente constante, sin embargo se pueden observar los porcentajes de cierre y apertura de la válvula de control de nivel para mantener el valor deseado.

Sin embargo, los efectos provocados en la variable presión son significativos, de acuerdo a la figura 3.57 se observa un incremento progresivo de la presión en la segunda etapa de separación, por lo que el sistema de control de presión responde abriendo la válvula de control de presión lentamente hasta alcanzar el 100% de apertura. Cabe mencionar que la presión en el separador FA-102 no llega a condiciones críticas.

Los efectos atribuidos al correspondiente diámetro de fuga en la tercera etapa de separación en el nivel como en la presión son mínimos, la figura 3.58 muestra los efectos en la variable presión correspondiente al separador FA-201 de la tercera etapa de separación (equipo corriente abajo).

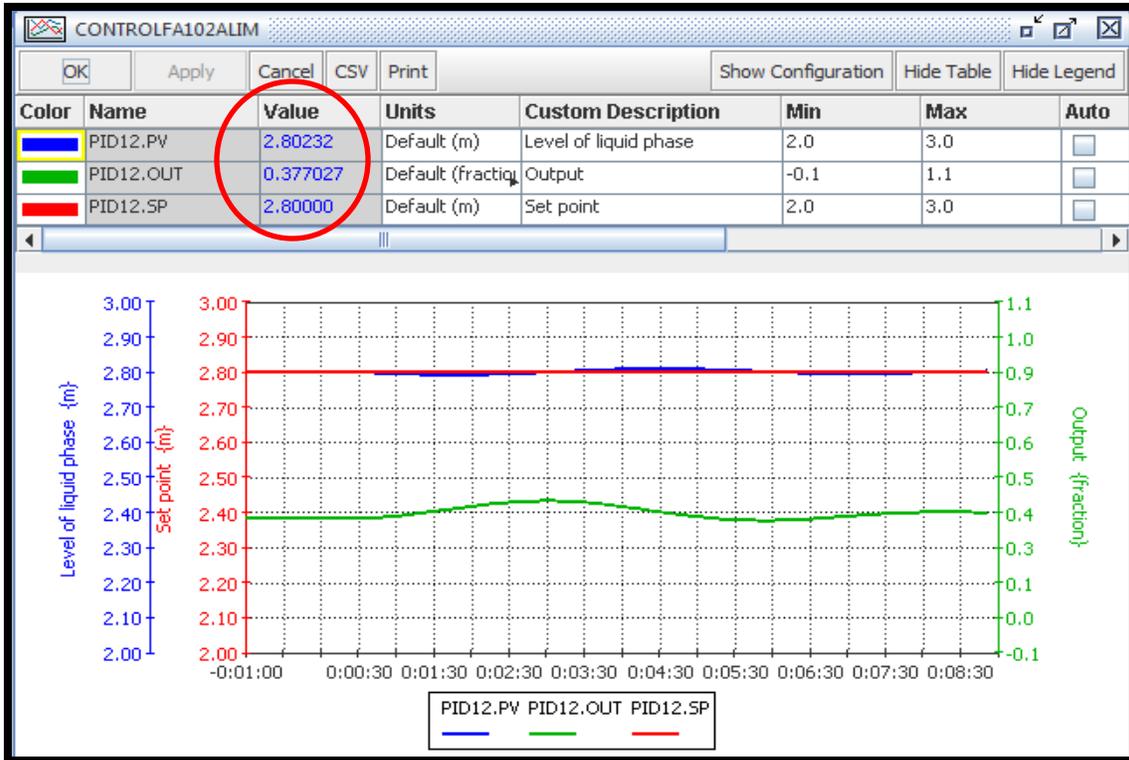


Figura 3.56. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-102.

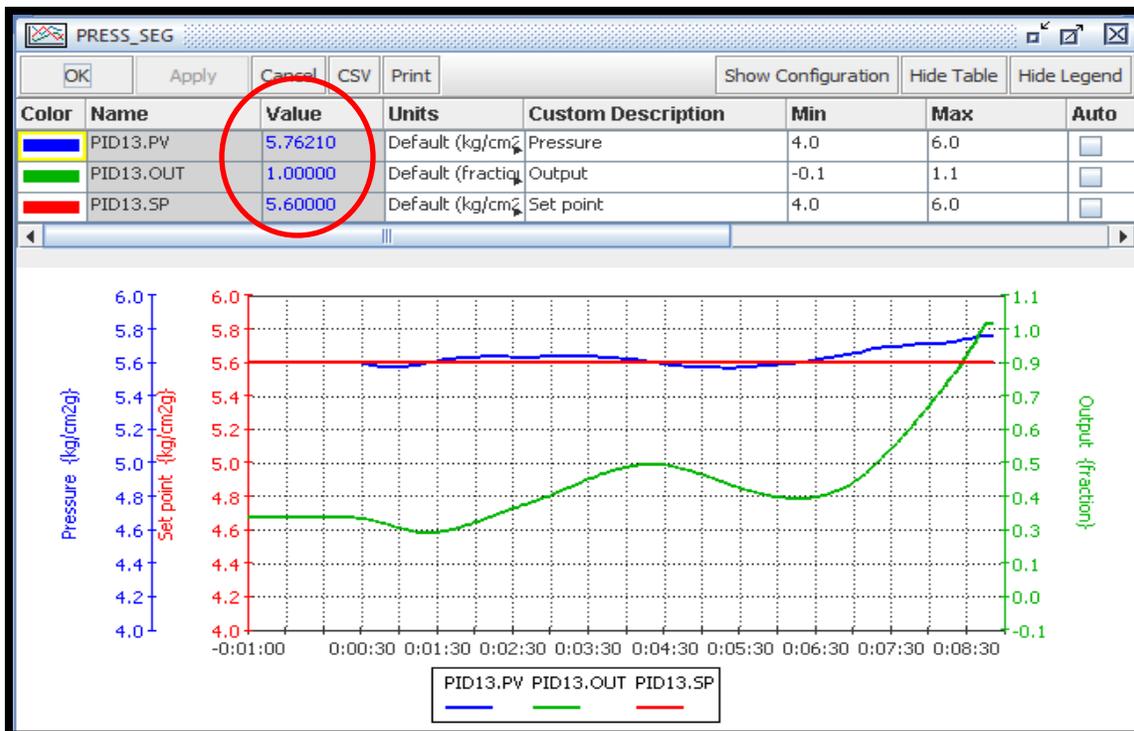


Figura 3.57. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-102.

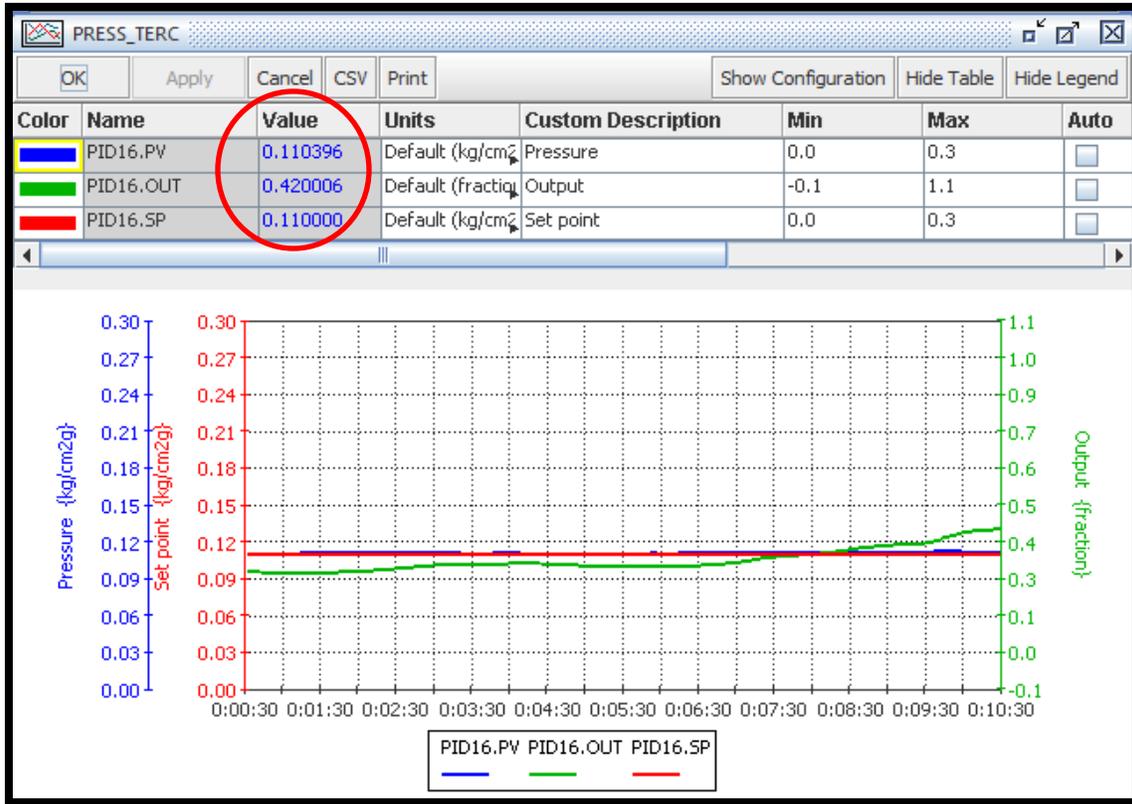


Figura 3.58. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-201.

A continuación, la tabla 3.9 presenta los datos de taza de crudo liberado en función del diámetro de la fuga, se muestra los efectos atribuidos a cada diámetro de fuga sobre la variable nivel. El diferencial de nivel presente en la tabla se toma considerando el nivel en condiciones normales y el provocado al producirse cada diámetro de fuga. Dicha tabla muestra que en los primeros cinco diámetros de fuga es imperceptible el diferencial de nivel provocado permaneciendo el porcentaje de apertura de la válvula de control de nivel en 52 por ciento que es el mismo porcentaje de apertura en condiciones normales de operación.

Se puede concluir que los efectos provocados por los distintos diámetros de fuga son menos perceptibles cuando se trata de fugas en fase líquida, esto comparados con los efectos provocados en fugas en fase gas, sin embargo en ambos tipos de fuga la variable proceso solo es perceptible momentáneamente siendo más significativo el porcentaje de apertura de la válvula de control una vez corregidas dichas desviaciones.

Tabla 3.9. Taza de fuga atribuida a cada diámetro de fuga y la respuesta en las variables de proceso.

Flujo de crudo (BPD)	Flujo de crudo (GPM)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura	ΔL provocado (m)	Porcentaje de apertura en válvula de control
1.255	0.036	0.25	7	Imperceptible	52
17.143	0.30	0.5	18	Imperceptible	52
25.710	0.95	0.75	26	Imperceptible	52
85.710	2.50	1	65	Imperceptible	52
445.70	13.07	1.5	155	Imperceptible	52
1268.57	37.00	2	215	0.08	52.6
4114.28	120.03	3	435	0.1	56.8
8125.71	237.09	4	820	0.2	58

3.3.4. Fuga de crudo en el separador de segunda etapa FA-201

El procedimiento para simular los distintos diámetro de fuga en la descarga de crudo del separador de segunda etapa (FA-102) es similar al realizado con el separador de primera etapa. Para realizar el dimensionamiento de las válvulas con las que se representan los diámetros de fuga se toman los datos de la tabla 3.6.

Los diámetros de fuga que a continuación se muestran son los que presentaron mayores efectos sobre las variables de proceso así como en equipos aguas abajo y aguas arriba, sin embargo al término de esta sección se muestra la taza de fuga correspondiente a cada uno de los diámetros.

➤ Diámetro de fuga 3 pulgadas

La taza de crudo liberado que se atribuye a una fuga de 3 pulgadas es de aproximadamente 2852.3 BPD, tal y como se muestra en la figura 5.59. La diferencia entre la liberación de crudo atribuida al mismo diámetro en la primera etapa se debe a las distintas presiones de operación para cada equipo, por lo que la fuga en la segunda etapa prácticamente corresponde a la mitad de la que se presenta en la primera etapa.

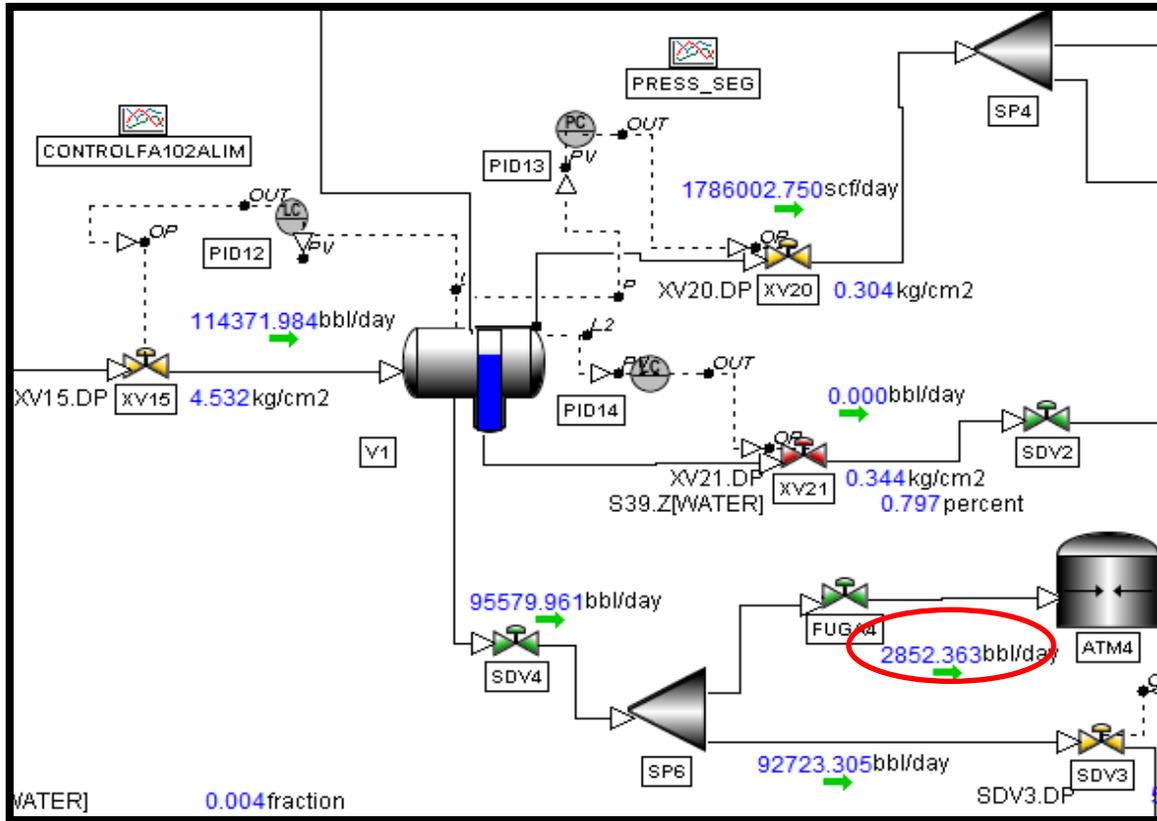


Figura 3.59. Fuga de 3 pulg de diámetro en el lado crudo del separador de segunda etapa.

Los efectos en la variable nivel asumidos a la fuga de 3 pulgadas son mínimos ya que al comenzar a disminuir el nivel el sistema de control responde abriendo la válvula de control de nivel, de esta manera se mantiene el valor deseado en el punto de ajuste. Tal y como se muestra en la figura 3.60, sin embargo la válvula de control de nivel permanece en un porcentaje de apertura de 42 por ciento, cabe mencionar que le porcentaje de apertura en condiciones de operación normales se mantiene en 38%.

La respuesta en la variable presión se puede observar en la figura 3.61, se observa un incremento en la presión la cual se asume es provocada por el ingreso de una mayor cantidad de gas debido a la apertura de un 4% en la válvula de control de nivel, que a su vez abre para mantener el nivel, sin embargo el aumento de presión nunca llega a condiciones críticas dentro del separador.

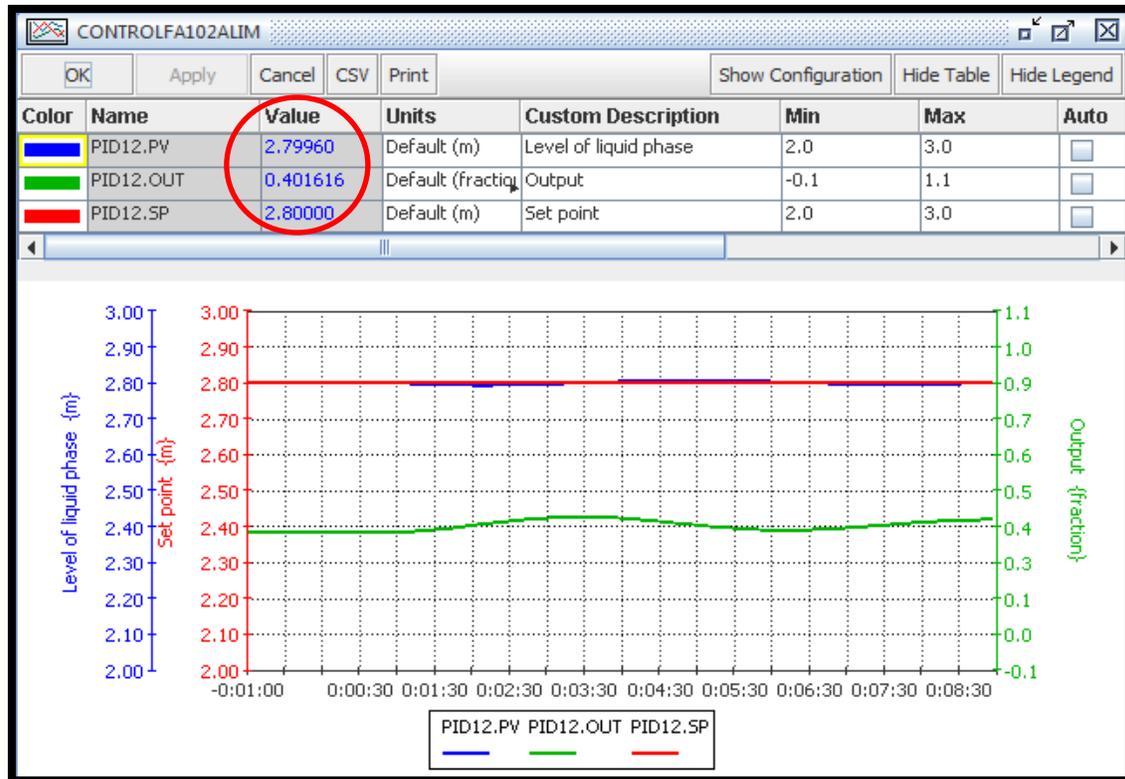


Figura 3.60. Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable nivel.

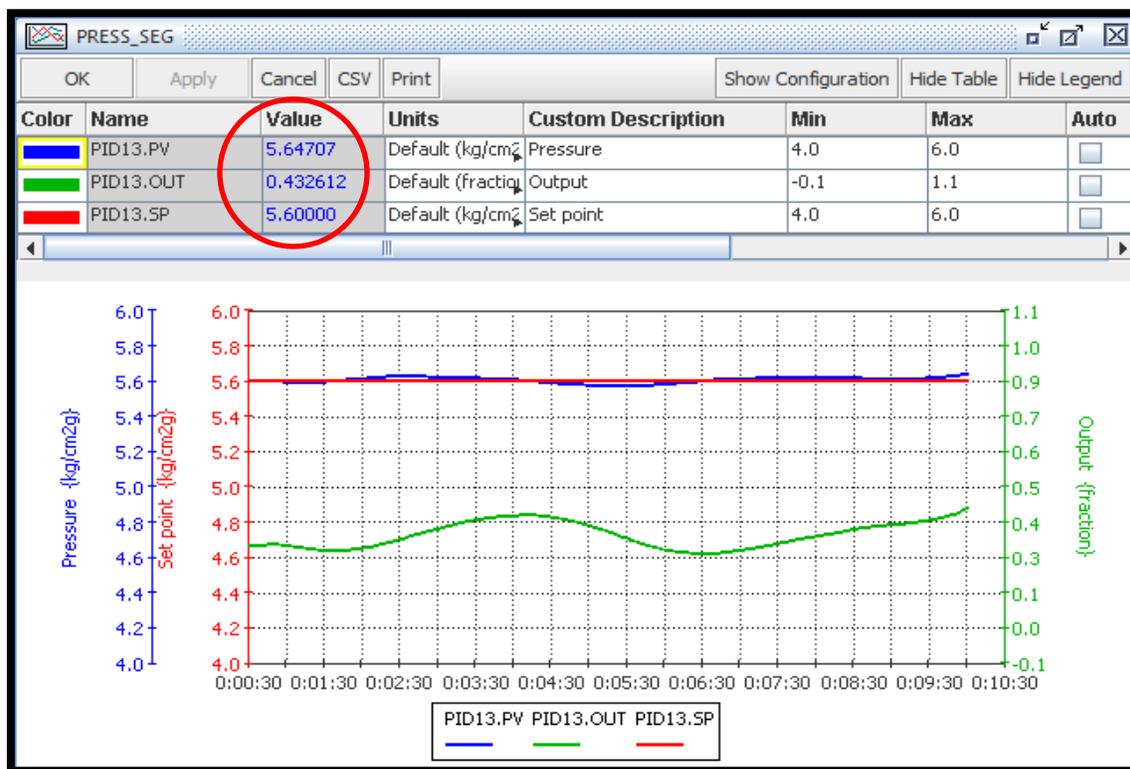


Figura 3.61. Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable presión.

Los efectos que ocasionan dicho diámetro de fuga en la primera etapa de separación sobre la variable nivel, se pueden observar en la figura 3.62, se puede ver que al ocurrir la fuga en la segunda etapa, el nivel en la primera (equipo aguas arriba) comienza a disminuir sin embargo es corregido por el sistema de control permaneciendo la válvula de control en un 54 por ciento de apertura 2 por ciento más comparado con el porcentaje en condiciones normales de operación.

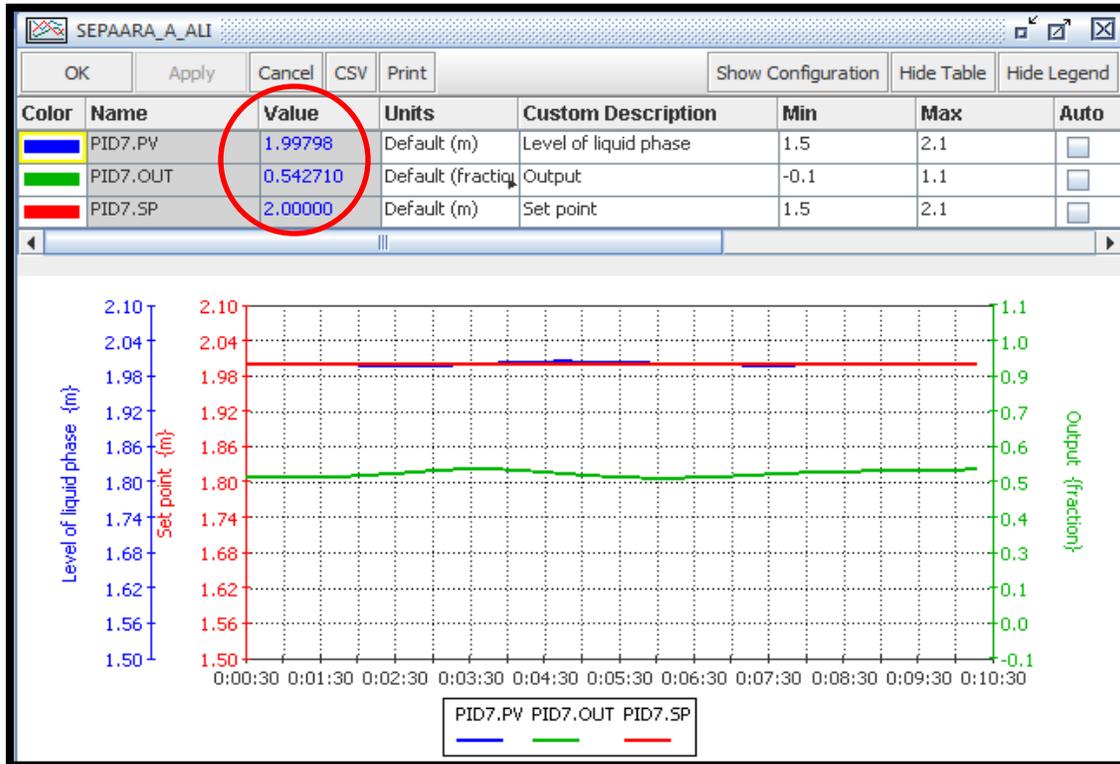


Figura 3.62. Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable nivel del FA-101A.

Con respecto a los efectos en la variable presión correspondiente a la primera etapa de separación, la figura 3.63 muestra que existe un incremento progresivo en la presión por lo que la válvula de control de presión abre hasta un 100% para corregir dichos efectos, cabe mencionar que la presión nunca llega a condiciones críticas.

Los efectos acreditados a la fuga de tres pulgadas de diámetro en la tercera etapa son mínimos ya que no se reflejaron cambios significativos en las variables de proceso ni en los porcentaje de apertura de válvula.

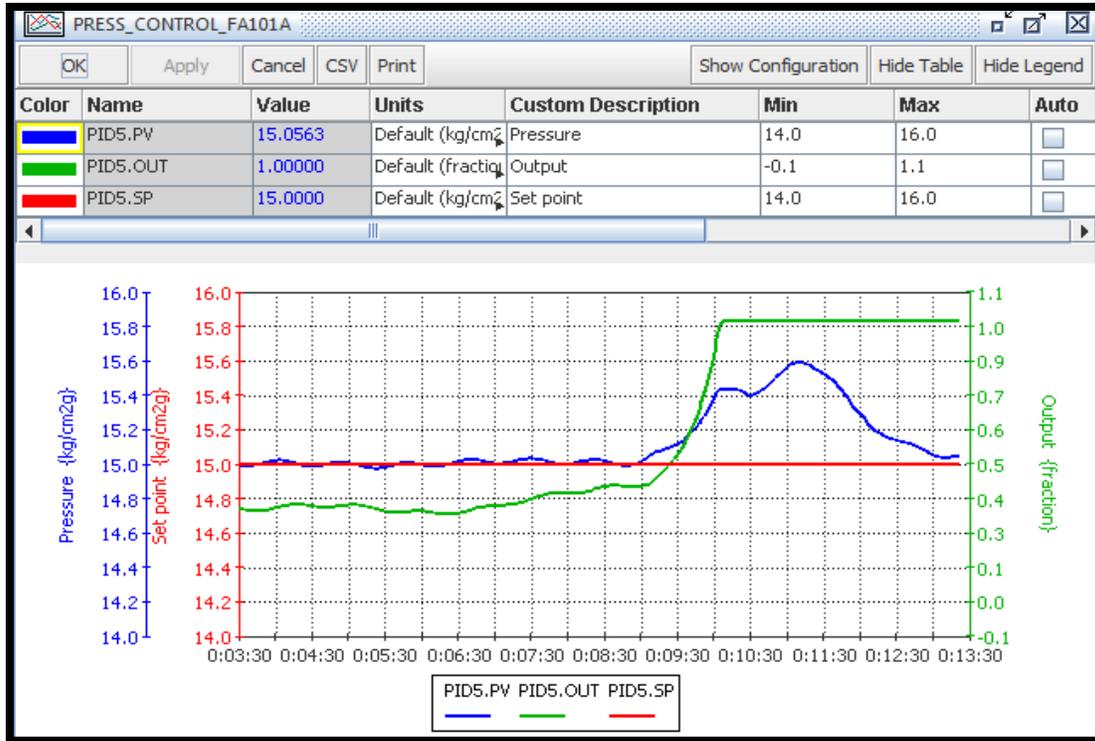


Figura 3.63. Efectos de la fuga de 3 pulgadas en la variable presión del FA-101A.

➤ **Diámetro de fuga 4 pulgadas**

Un diámetro de fuga de 4 pulgadas provoca una liberación de crudo de aproximadamente 5664. 6 BPD, provocando que una considerable disminución en el nivel del separador, a dicha acción responde el sistema de control, abriendo la válvula de control de nivel para restablecer el set point tal y como se muestra en la figura 3.64, dicha apertura permanece en 52 por ciento.

Los efectos en la variable de presión se pueden observar en la figura 3.65, se observa que existen incrementos en la presión, por lo que la válvula de control de presión abre hasta alcanzar un 100% de apertura. Se asume que los incrementos en la variable presión se deben a la apertura de la válvula de control de nivel, la cual provoca un mayor ingreso de gas el cual represiona el recipiente.

Los efectos provocados en las variables de nivel y presión por la fuga de 4 pulgadas en la tercera etapa de separación son mínimos tal y como se muestran en las figuras 3.66 y 3.67 respectivamente.

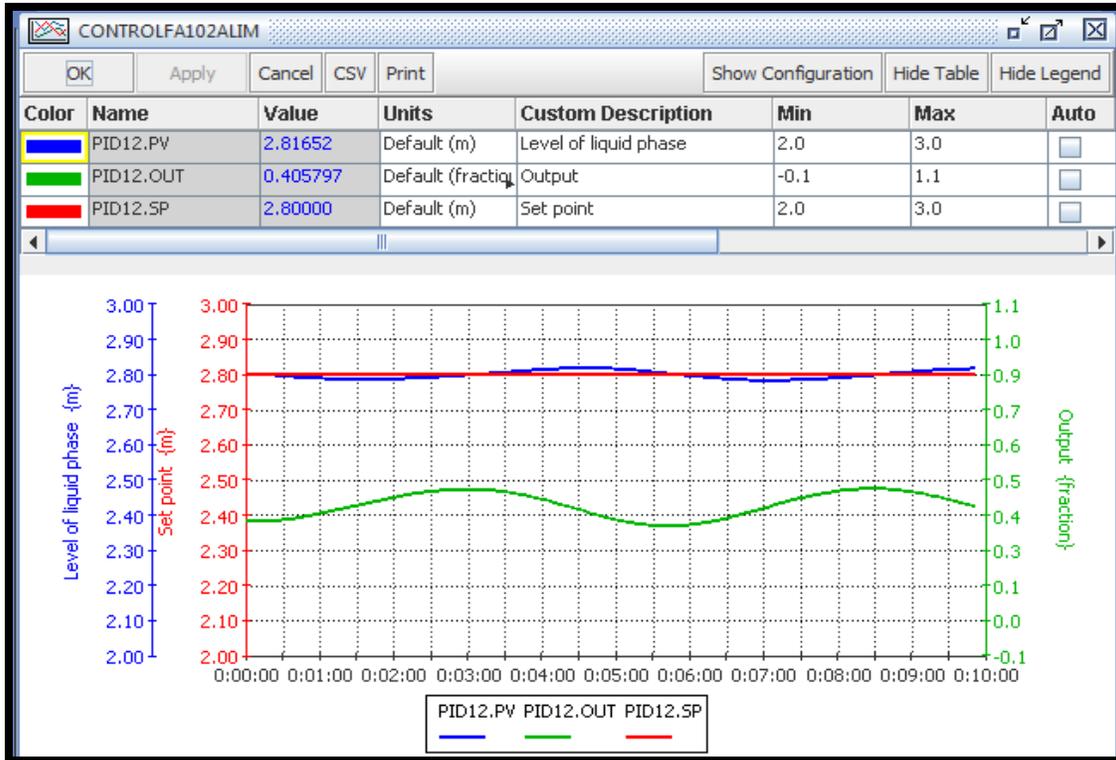


Figura 3.64. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-102.

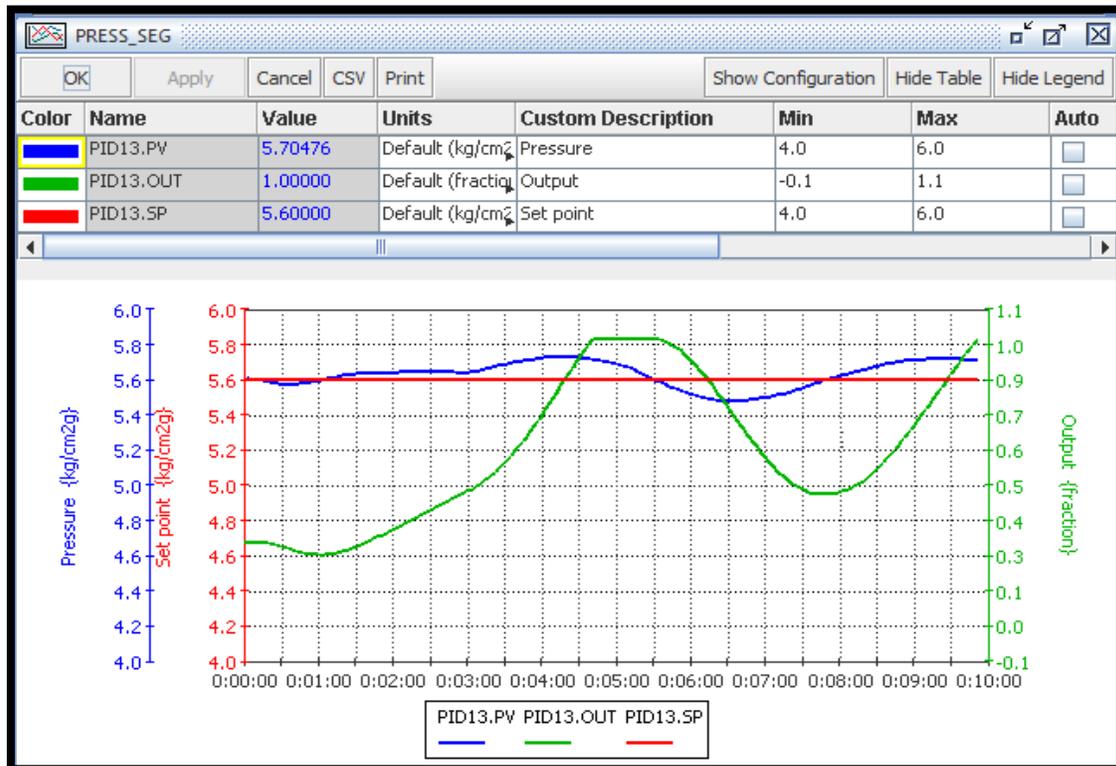


Figura 3.65. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del FA-102.

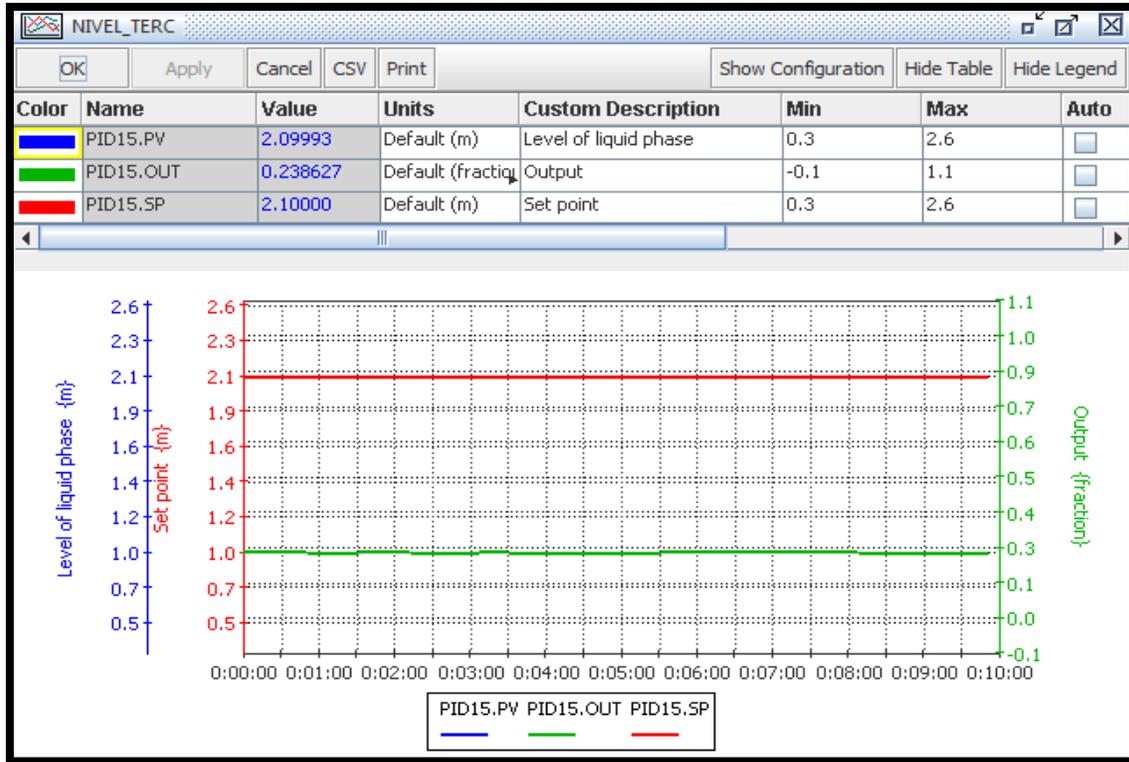


Figura 3.66. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel del separador FA-201.

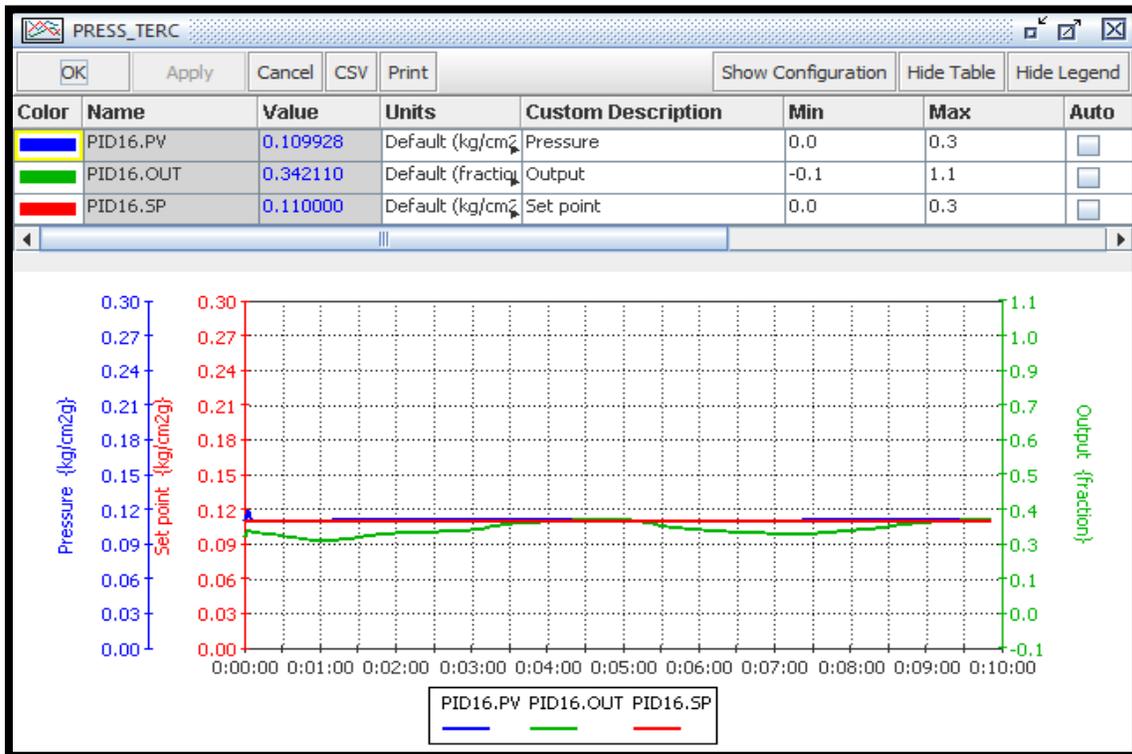


Figura 3.67. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión del separador FA-201.

Existen mayores efectos en la primera etapa de separación, comparados con los producidos en la tercera, ambos acreditados a la fuga de 4 pulgadas de diámetro lado crudo del separador de segunda etapa. La figura 3.68 muestra las desviaciones provocadas en la variable nivel del separador de primera etapa, se observa un disminución en el nivel el cual se restablece al actuar el sistema de control de nivel.

La figura 3.69 muestra los efectos en la variable presión del separador de primera etapa, se observa el incremento progresivo en la presión sin llegar a condiciones críticas, sin embargo, la válvula de control de presión abre hasta alcanzar un 100% de apertura.

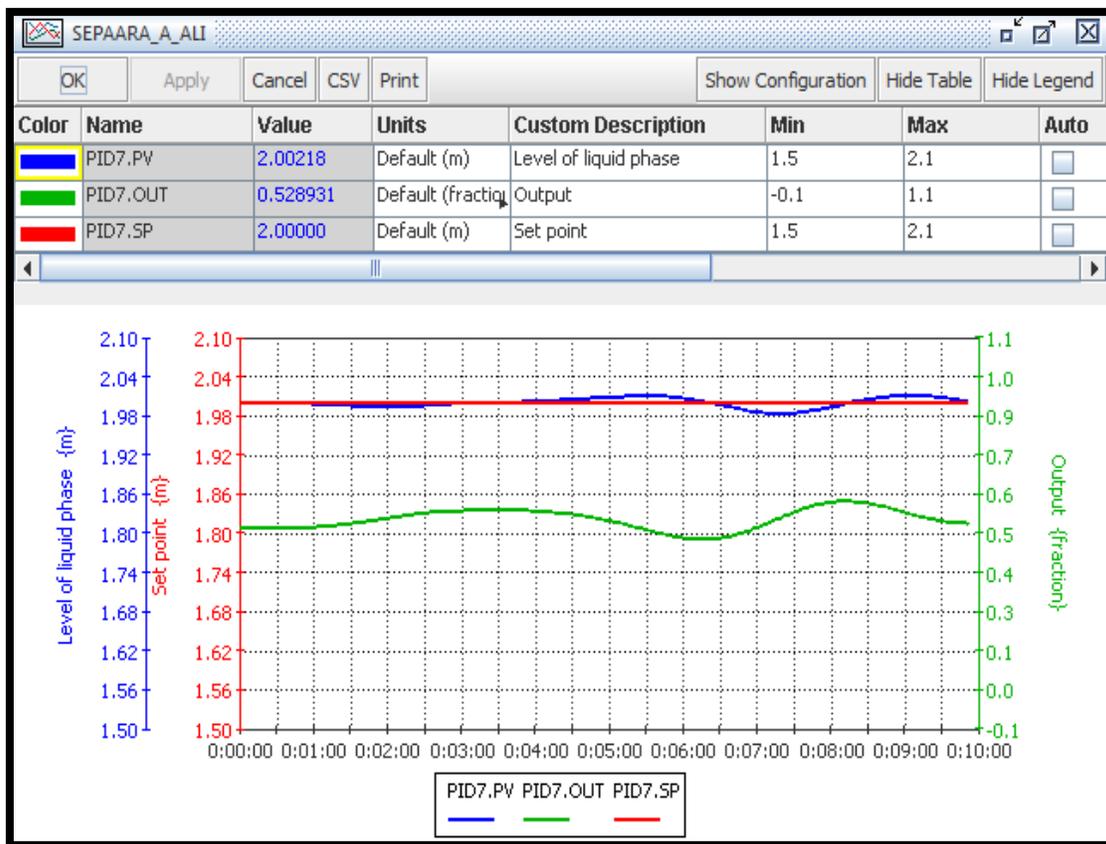


Figura 3.68. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable nivel en el separador de primera etapa.

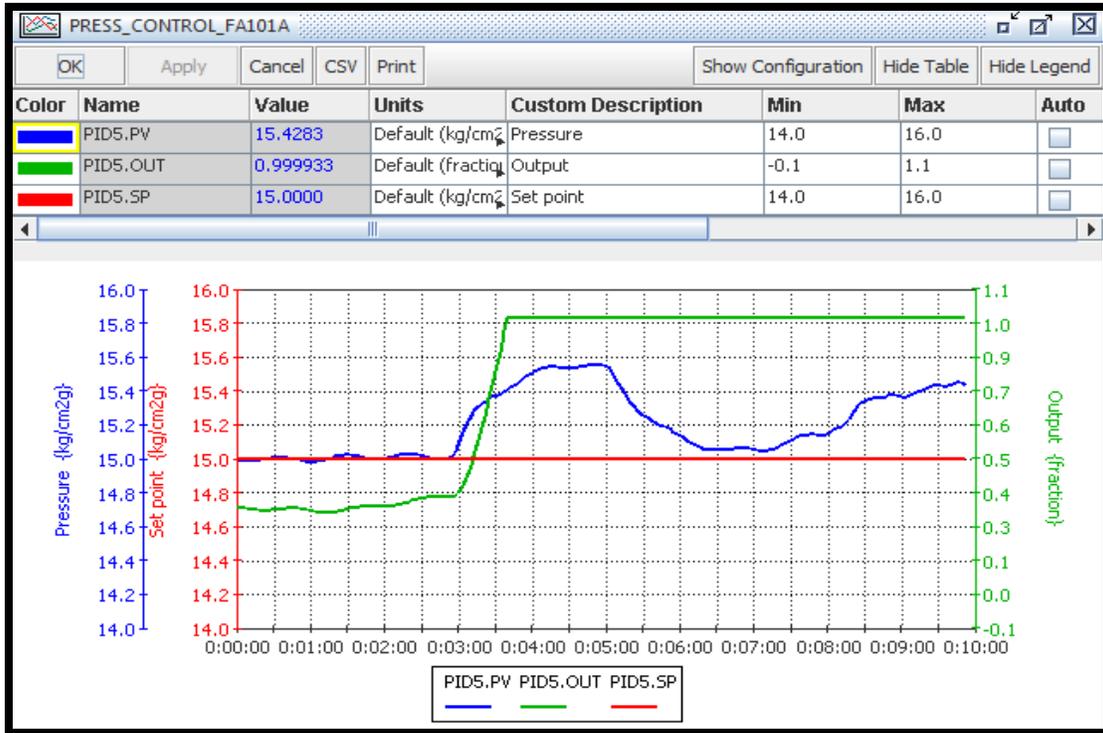


Figura 3.69. Efectos de la fuga de 4 pulgadas en la variable presión en el separador de primera etapa.

A continuación, la tabla 3.10 muestra la tasa de fuga correspondiente a cada diámetro, así como los efectos en las variables de proceso.

Tabla 3.10. Taza de fuga atribuida a cada diámetro de fuga y respuesta en las variables de proceso.

Flujo de crudo (BPD)	Flujo de gas (GPM)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura	ΔL provocado (m)	Porcentaje de apertura en válvula de control
0.827	0.024	0.25	4	Imperceptible	38
5.586	0.163	0.5	9	Imperceptible	38
22.121	0.645	0.75	19	Imperceptible	38
82.955	2.419	1	45	Imperceptible	38
269.60	7.863	1.5	125	Imperceptible	38
876.21	25.56	2	165	0.06	38.4
2852.30	75.32	3	350	0.09	40
5664.64	165.23	4	780	0.13	52

3.3.5. Fuga de gas en la descarga de compresor de presión intermedia (GB-502A)

Para simular las fugas en compresores, se sigue el procedimiento utilizado anteriormente, sin embargo la importancia de las fugas en compresores radica en determinar la cantidad de gas liberado en función del diámetro de fuga, esto debido a que a mayor presión de descarga mayor será la cantidad de gas liberado para un mismo diámetro de fuga.

La figura 3.70 muestra la simulación dinámica de la fuga en compresores, cabe señalar que solo se presentan las fugas correspondientes a los diámetros de 1.5, 2 y 3 pulgadas, sin embargo al final se muestra los flujos de gas liberado para cada uno de los distintos diámetros de fuga.

➤ Diámetro de fuga 1.5, 2 y 3 pulgadas

La importancia de las fugas en compresor radica en determinar básicamente la tasa de liberación en función del diámetro del orificio de la fuga, esto dará la pauta para determinar hasta que diámetro de fuga genera una posible atmosfera explosiva.

Al simular dinámicamente la fuga con un diámetro de 1.5 pulgadas a la salida del compresor GB-502A, se determinó que la tasa de gas liberado corresponde a aproximadamente $393123.46 \text{ pie}^3/\text{día}$, tal y como se muestra en la figura 3.70. Mientras que la tasa de gas liberado debido a una fuga de 2 pulgadas de diámetro corresponde a $760900.31 \text{ pie}^3/\text{día}$ tal y como se muestra en la figura 3.71. Tanto que la figura 3.72 muestra la fuga de 3 pulgadas de diámetro en la válvula se presenta una tasa de liberación de gas de aproximadamente $2140254.75 \text{ pie}^3/\text{día}$.

La tabla 3.11 muestra las tasas de fuga acreditadas a cada diámetro de fuga, así como los Cv calculados para simular dinámicamente los diámetros de fuga mediante las distintas válvulas, cabe mencionar que para el dimensionamiento de utilizaron las propiedades de la corriente presentes en la tabla 3.6.

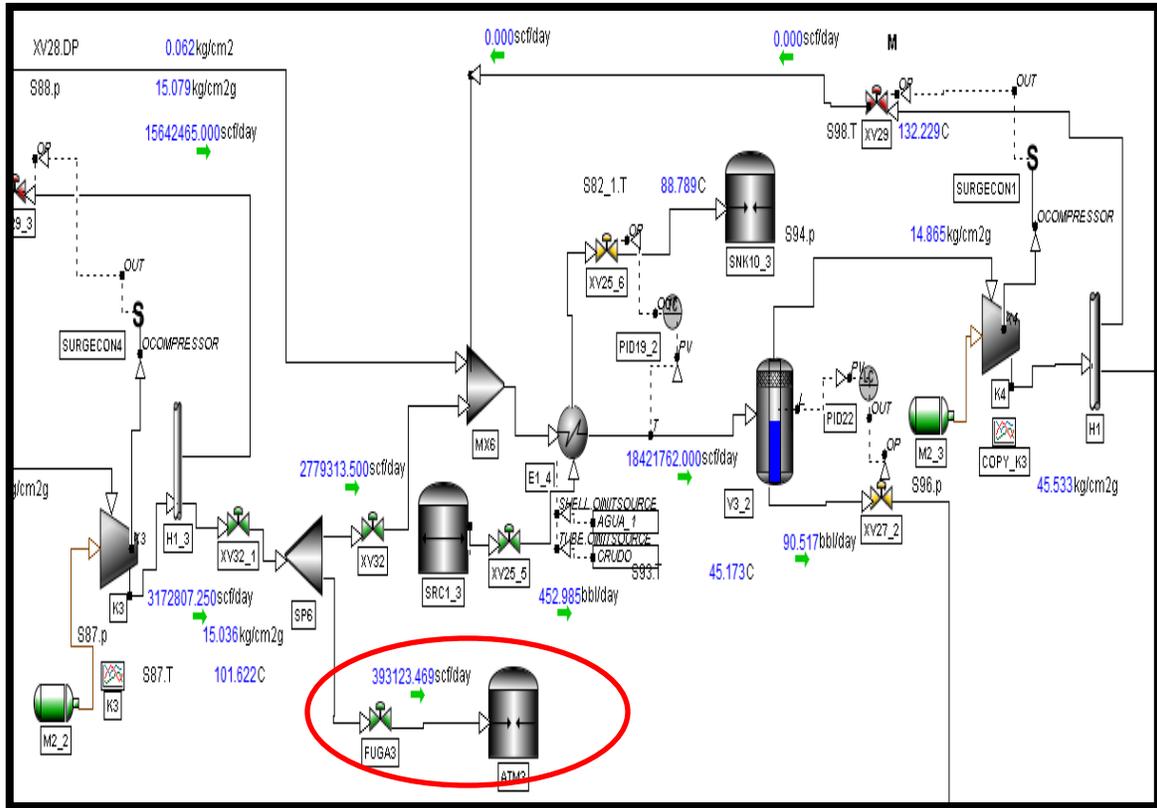


Figura 3.70. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 1.5 pulgadas.

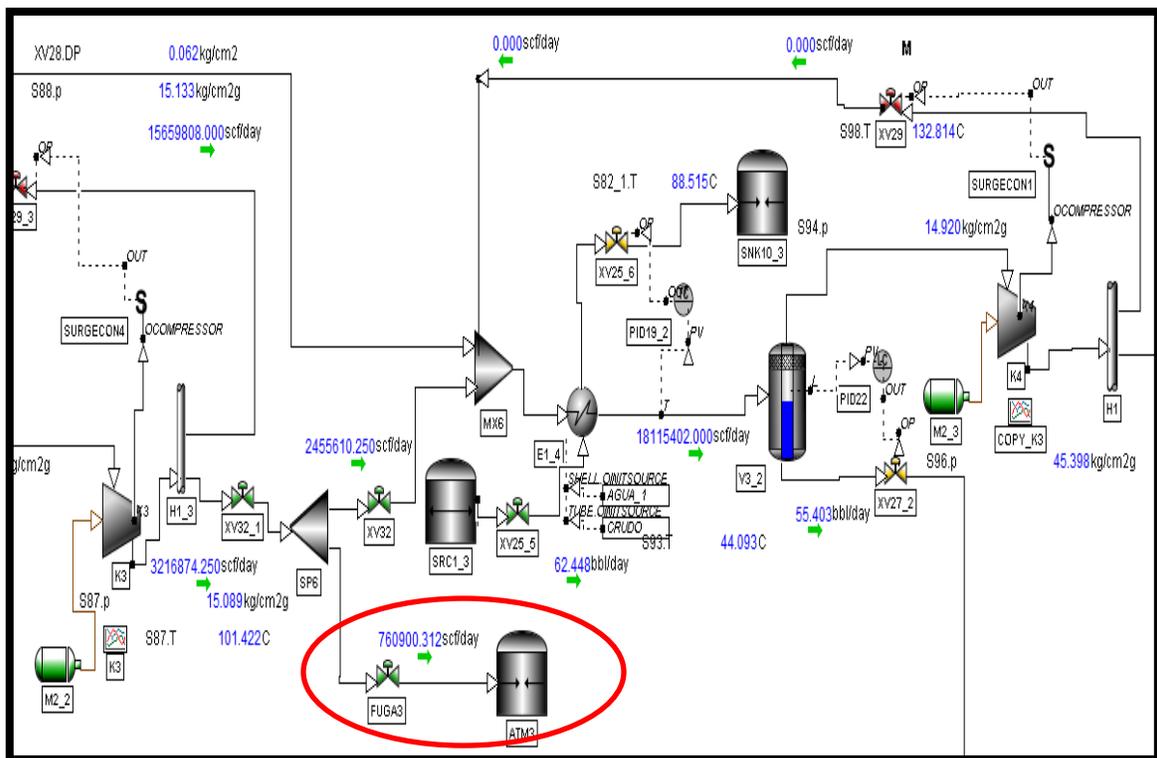


Figura 3.71. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 2 pulgadas.

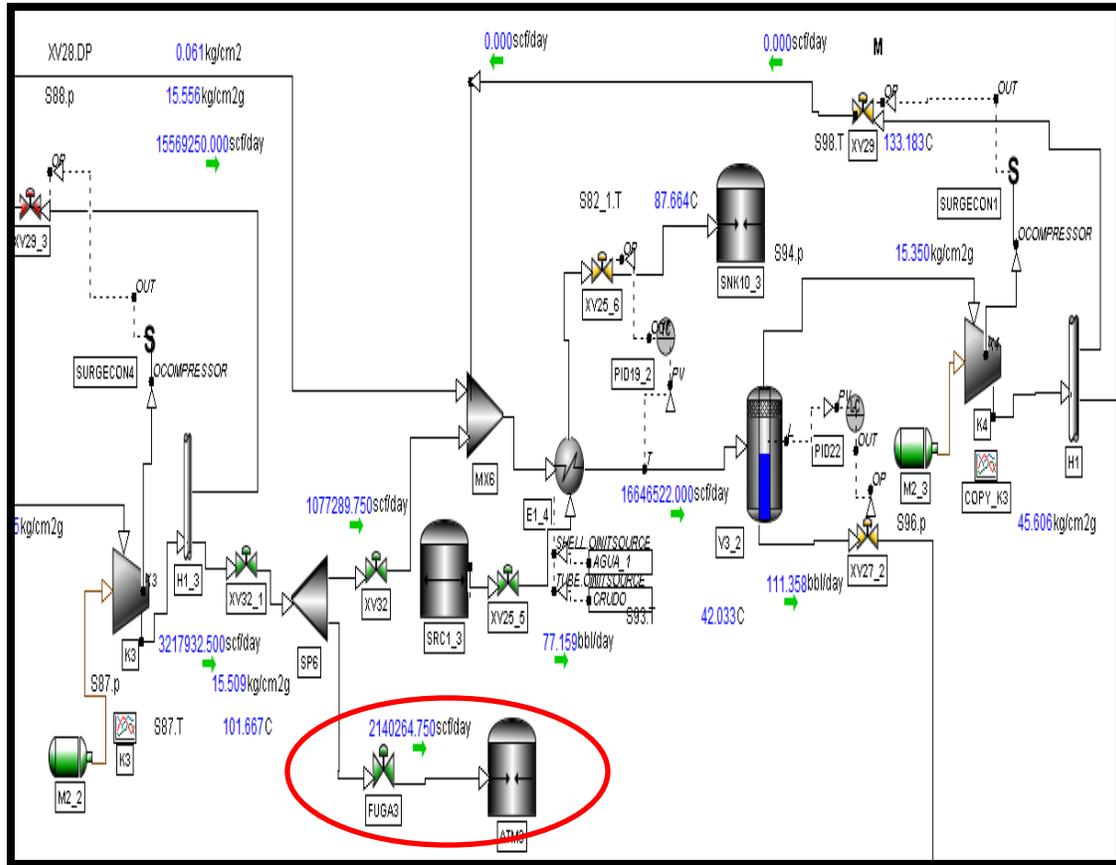


Figura 3.72. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 3 pulgadas.

Tabla 3.11. Taza de liberación de gas en función del diámetro de orificio de la fuga.

Flujo de gas (pie ³ /día)	Flujo de gas (lb/hr)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura
7548.78	452.17	0.25	4
31514.45	1887.72	0.5	9
66634.59	3991.41	0.75	19
126498.32	7577.25	1	45
393123.46	23548.09	1.5	125
760900.31	45577.93	2	165
2140254.75	128201.26	3	350

3.3.6. Fuga de gas en la descarga de compresor de alta presión (GB-603A)

Para simular dinámicamente la fuga en la descarga del compresor de alta presión GB-603A, se realiza el mismo procedimiento descrito en el escenario anterior, por lo tanto las figuras representes corresponden solo a los diámetros de 1.5, 2 y 3 pulgadas.

➤ **Diámetro de fuga 1.5, 2 y 3 pulgadas**

De acuerdo a los datos obtenidos del simulador dinámico, una fuga de 1.5 pulgadas de diámetro libera aproximadamente 2016415.3 pie³/día de gas (figura 3.73), que comparado con el mismo diámetro de fuga en el compresor anteriormente descrito existe una diferencia de 1623291.8 pie³/día de gas liberado, dicha diferencia radica en que un opera a 14.5 kg/cm² y el otro a 290 kg/cm².

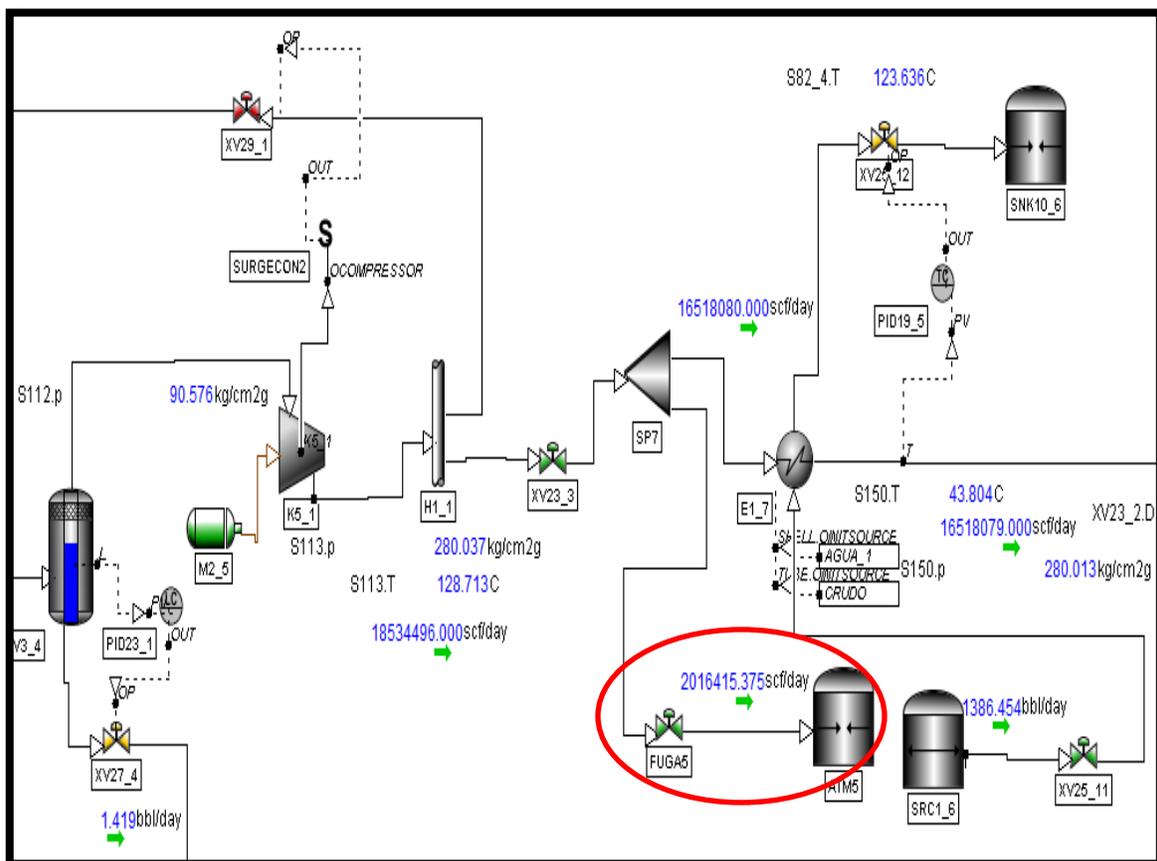


Figura 3.73. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 1.5 pulgadas.

Para los diámetros de fuga de 2 y 3 pulgadas la cantidad de gas liberado es de 4032713.00 y 11360045.00 pie³/día, tal y como se muestran en las figuras 3.74 y 3.75 respectivamente.

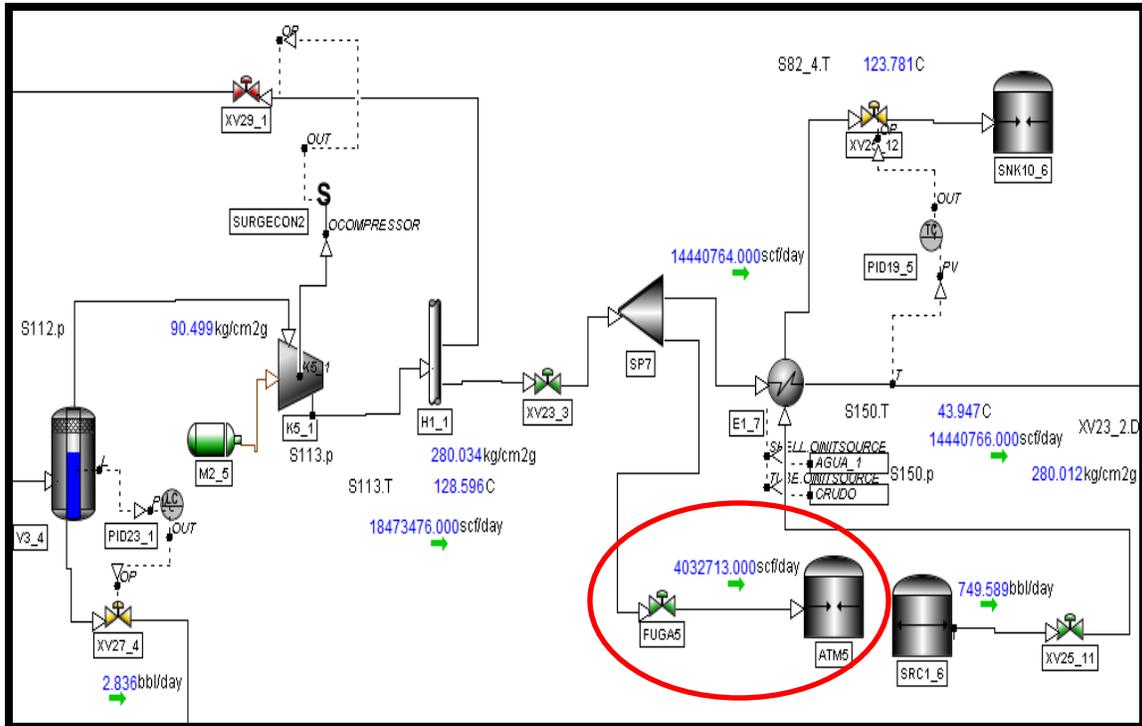


Figura 3.74. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 2 pulgadas.

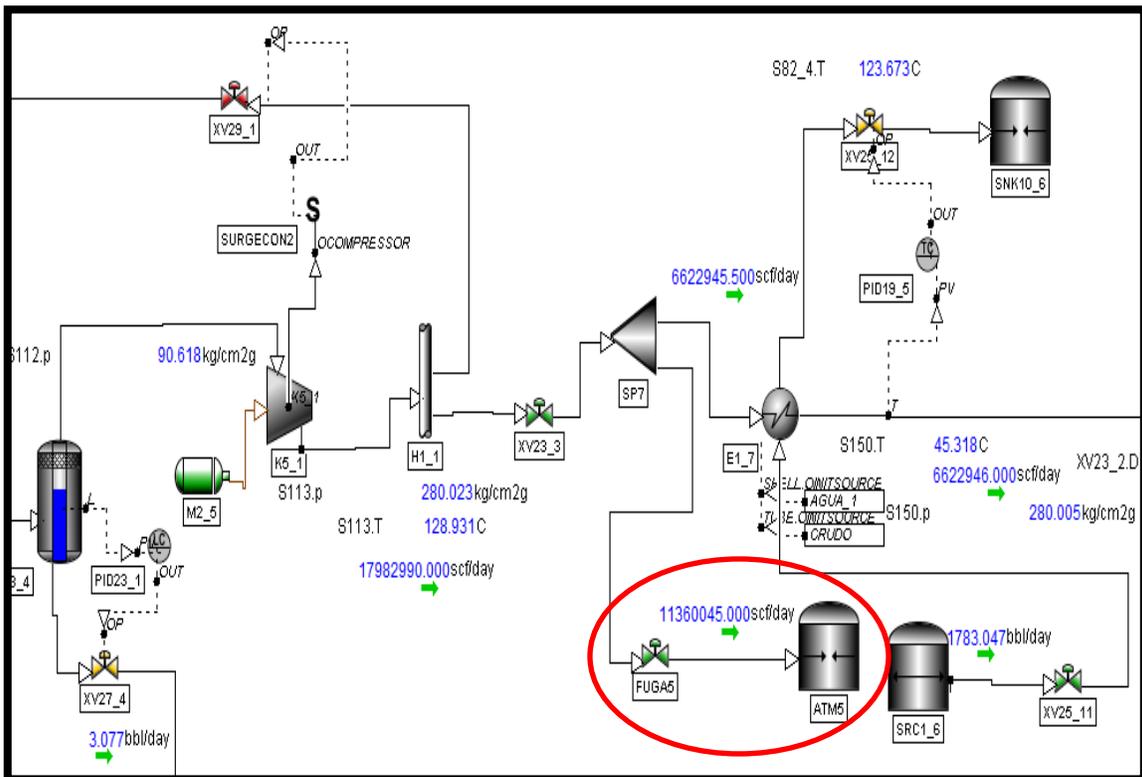


Figura 3.75. Taza de liberación de gas correspondiente a una fuga de 3 pulgadas.

La tabla 3.12 muestra los flujos de gas liberado en función del diámetro de la fuga así como el Cv utilizado para la simulación dinámica de los diferentes diámetros de fuga.

Tabla 3.12. Taza de gas liberado en función del diámetro de la fuga.

Flujo de gas (pie³/día)	Diámetro del orificio de la válvula (pulg)	Cv al 100% de apertura
39441.05	0.25	4
167305.31	0.5	9
359099.97	0.75	19
678762.31	1	45
2016415.3	1.5	125
4032713.00	2	165
11360045.0	3	350

Se concluye que la variable presión, en caso de fugas en fase gaseosa, no es significativa para detección de fugas en el monitoreo del control básico de proceso, siendo más significativa la variable de flujo y lo es aún más el porcentaje de apertura de la válvula controladora de presión. Con respecto a las fugas en fase líquida la variable nivel no es significativa para detección de fugas en el monitoreo de control, sin embargo, al igual que las fugas en estado gaseoso es significativa en la variable flujo y aún más en el porcentaje de apertura de la válvula controladora de nivel.

El impacto de equipos corriente arriba o corriente abajo se observan de manera más pronunciado en las fugas en fase gaseosa, así como dichos efectos se presentan con diámetros de fuga menores comparados con los que presentan las fugas en estado líquido.

3.4. Búsqueda o selección de equipo crítico que requiera un paro total de topsides

En la simulación dinámica del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, se lleva a las etapas de separación (separadores FA-101A/B, FA-102 y FA-204) a sus condiciones críticas:

- Muy bajo nivel.
- Muy alto nivel.
- Muy baja presión.
- Muy alta presión.

Esto con el fin de obtener datos que nos permitan determinar cuáles son los equipos en cubierta más críticos, que de presentar alguna condición crítica, como las mencionadas, nos llevaría a un paro total de nuestro sistema de procesamiento, de esta forma establecer estrategias de paro de equipo rotatorio como es el caso de bombas y compresores.

3.4.1. Condición de muy bajo nivel

El objetivo de simular dinámicamente la condición crítica de muy bajo nivel, es determinar cuáles serían los efectos en equipo corriente arriba así como en equipos corriente abajo, determinado de esta forma si la condición de muy bajo nivel conduciría o desencadenaría un paro total del sistema de procesamiento en cubierta del sistema flotante de producción almacenamiento y descarga (FPSO).

3.4.1.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)

Se lleva a los separadores de primera etapa FA-101A/B a su condición de muy bajo nivel, asumiendo que una falla en el sistema de control provocaría este escenario. Dentro de la simulación dinámica los separadores de primera etapa se pueden observar como se muestra en la figura 3.76.

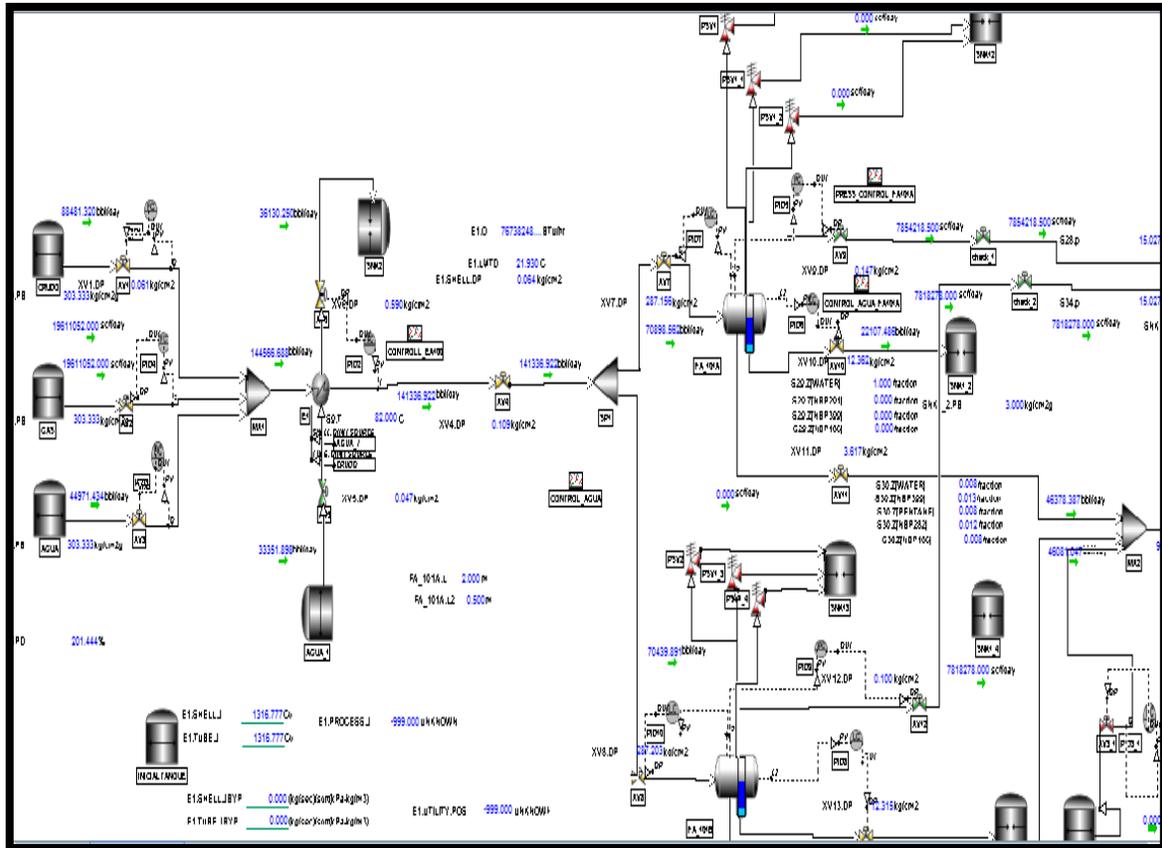


Figura 3.76. Separadores FA-101A/B en la simulación dinámica.

Cabe mencionar que el set point de la variable de proceso (nivel) es de 2 metros, mientras que la condición de muy bajo nivel se asume en 0.8 metros para ambos equipos. Como se puede observar en la figura 3.77, la variable de proceso, en este caso el nivel del separador 101A se encuentra en condiciones críticas de muy bajo nivel.

La primera etapa consiste en dos separadores operando en paralelo al 50%, esto con la finalidad de brindar una mayor flexibilidad a nuestro proceso, básicamente si por alguna razón alguno de ellos saliera de operación el otro sería capaz de absorber la carga. Una vez aclarado este punto se puede concluir que la condición que se presentara la condición de bajo nivel produciría los mismos efectos aguas arriba.

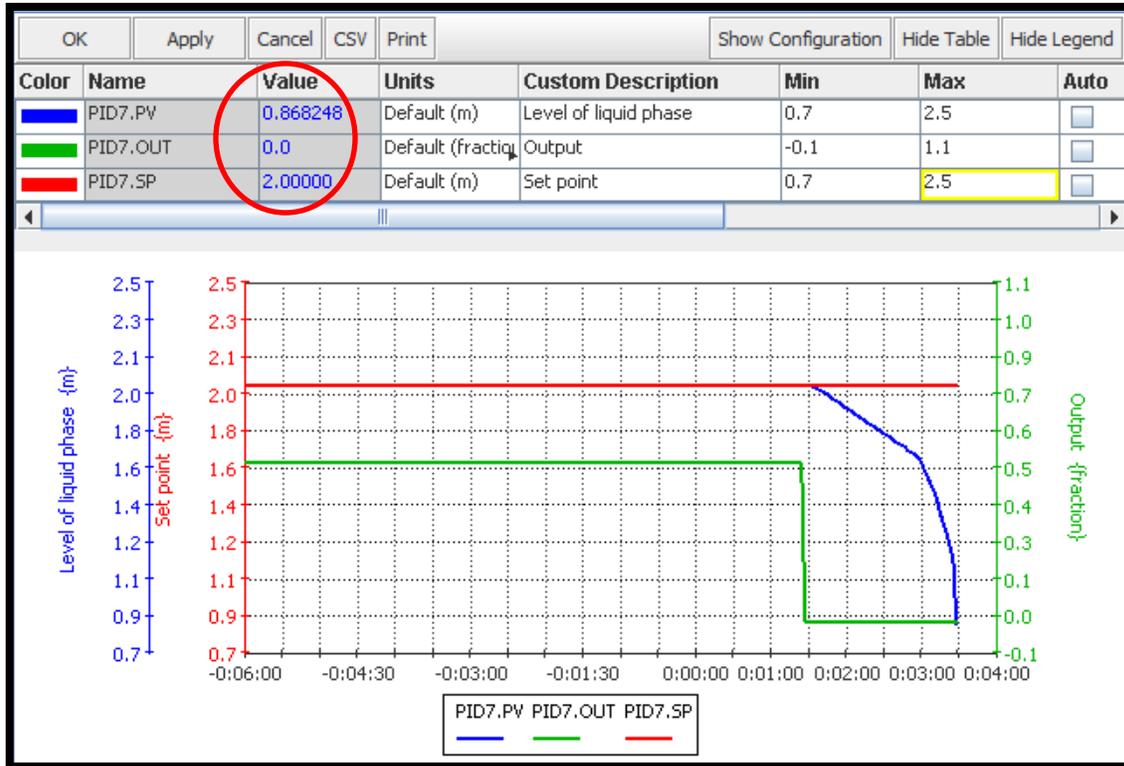


Figura 3.77. Condición de muy bajo nivel del separador de primera etapa FA-101A.

La presión de operación de ambos equipos es de 15 kg/cm²man, sin embargo, como respuesta a esta condición de muy bajo nivel en los separadores de primera etapa, existe una considerable disminución en la presión en dichos equipos, llevándolos a su condición de muy baja presión. Esto se puede observar en la figura 3.78 correspondiente al separador 101A donde la presión se encuentra en etapa crítica (alrededor de 8 kg/cm²man), mientras que la figura 3.79 muestra los efectos provocados por el bajo nivel en la presión del separador 101B. Ambos separadores se encuentran operando en paralelo por lo que los efectos que presentan son muy similares. Como lo muestran las figuras la válvula controladora de presión se encuentra a su 100% de apertura, aun así la presión sigue descendiendo (línea azul).

Se concluye que de presentarse la condición de muy bajo nivel en la primera etapa, dichos equipos verían afectada la variable presión, básicamente en una disminución progresiva en dicha variable.

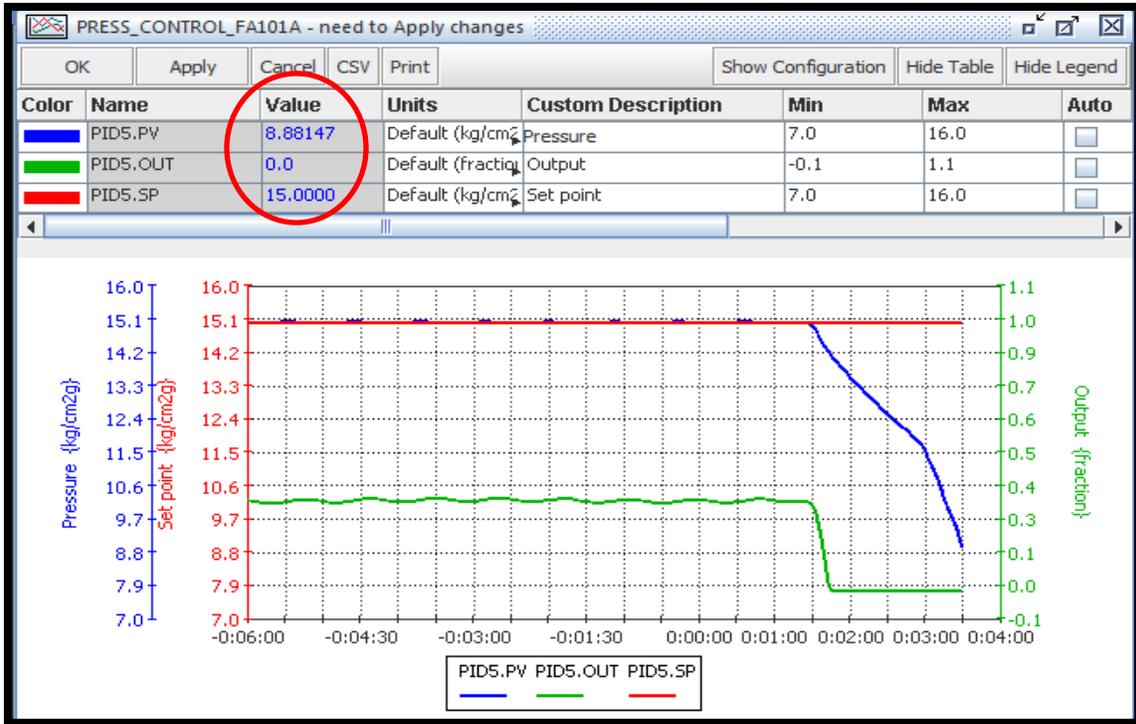


Figura 3.78. Condición de muy baja presión atribuida al muy bajo nivel en FA-101A.



Figura 3.79. Condición de muy baja presión atribuida al muy bajo nivel en FA-101B.

Al presentarse la condición de muy baja presión en la primera etapa de separación provoca un diferencial de presión negativo hacia dichos equipos, justificándose la colocación de válvulas check a la salida de la corriente de gas, tal como lo pide el API RP 14C. La figura 3.80 muestra la colocación de las válvulas check en ambos separadores, se muestra el flujo inverso provocado en la primera etapa pero gracias a la colocación de la válvulas de retención se evita que el flujo inverso llegue a la válvula de control, lo cual provocarían daños en los internos y posteriormente a los equipos de separación, ocasionando un posible flujo de gas por la salida de las corrientes de líquido, en este caso crudo y agua.

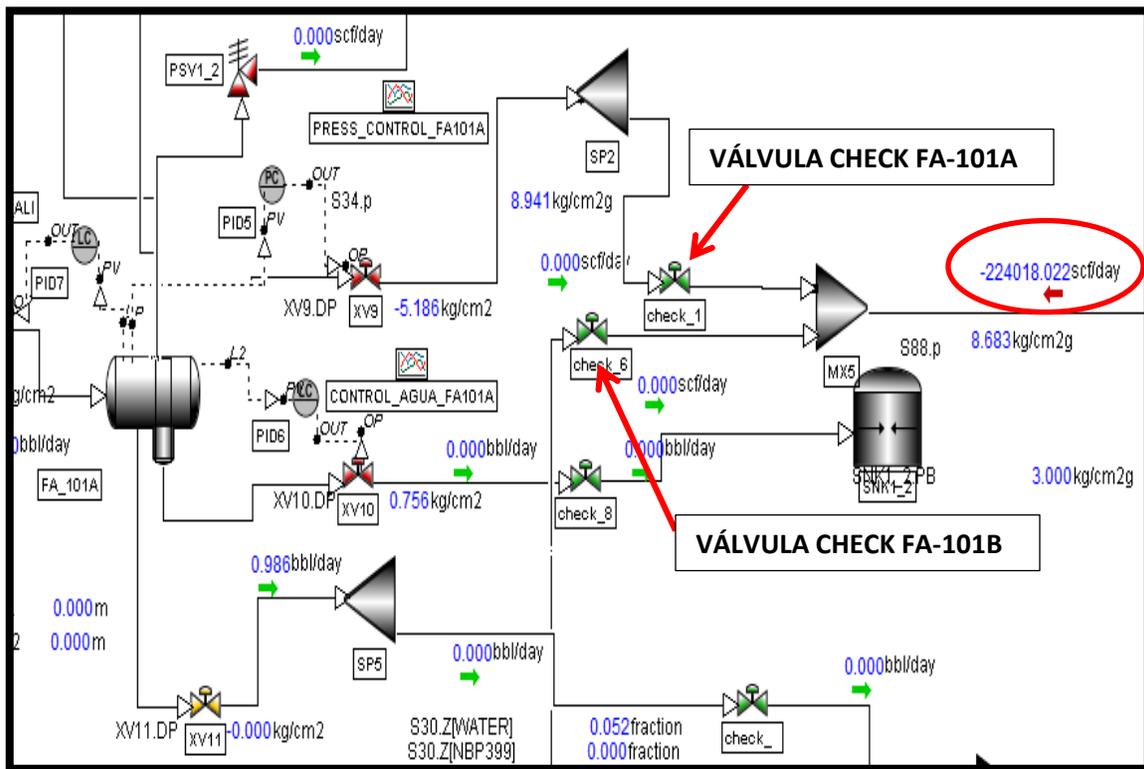


Figura 3.80. Colocación de las válvulas check a la descarga de gas evitando el flujo inverso.

El objetivo de los separadores de primera etapa es separar de la mayor cantidad de agua y gas de la corriente de crudo, siendo estos equipos los que proporcionan la mayor cantidad de gas a la diferentes etapas de compresión, por tal razón esta condición ocasiona una considerable disminución en el flujo de gas provocando que dichos compresores entren en estado crítico. La siguiente secuencia de imágenes (figuras 3.81, 3.82 y 3.83), muestran como se activa el control antisurge en los compresores GB-601, 602 y 603 debido al bajo flujo proveniente de los separadores de primera etapa.

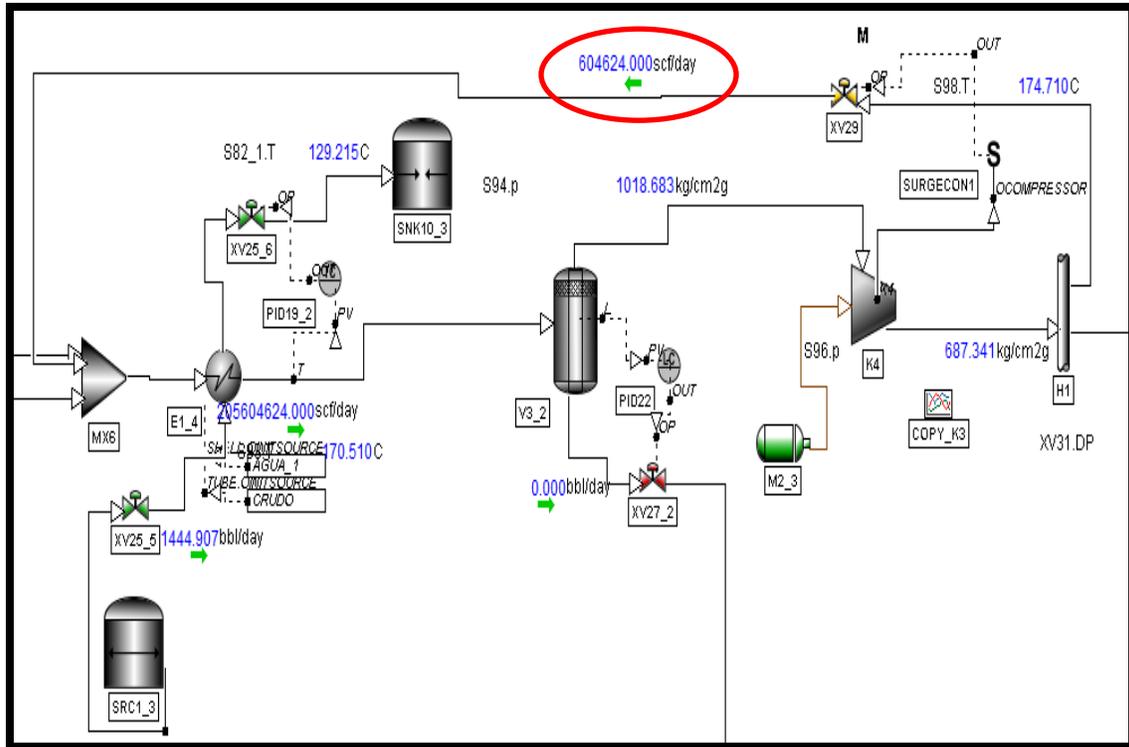


Figura 3.81. Activación del control antisurge en el compresor GB-601AB.

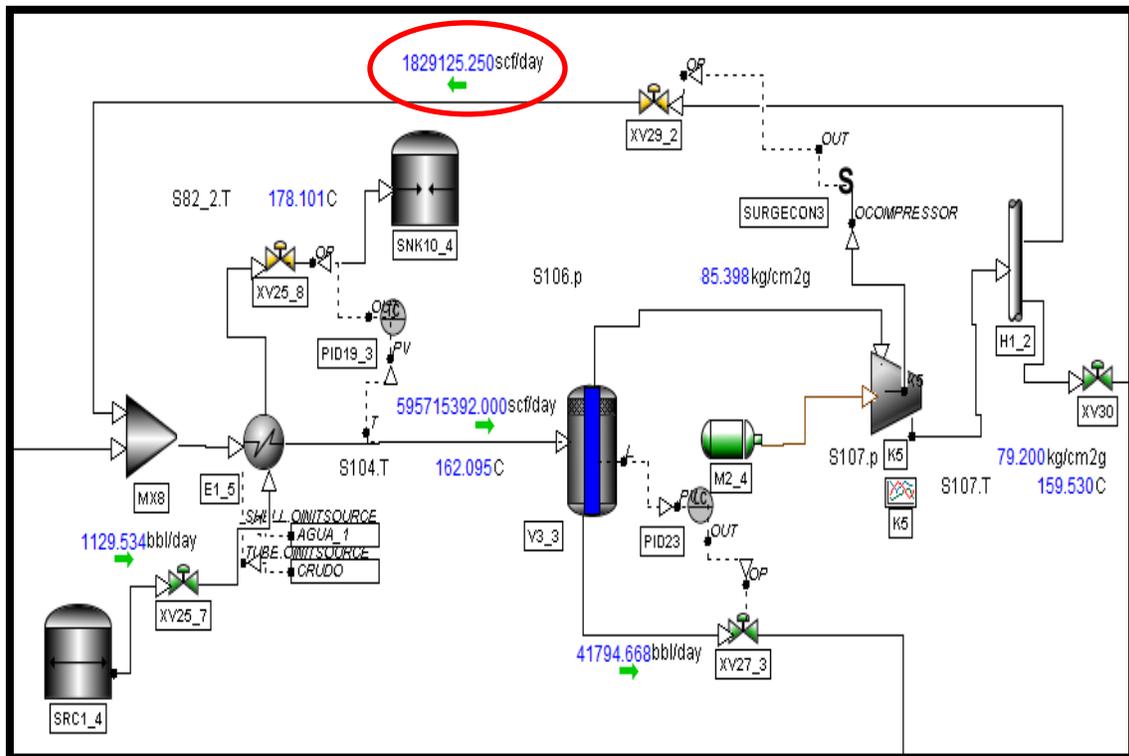


Figura 3.82. Activación del control antisurge en el compresor GB-602AB.

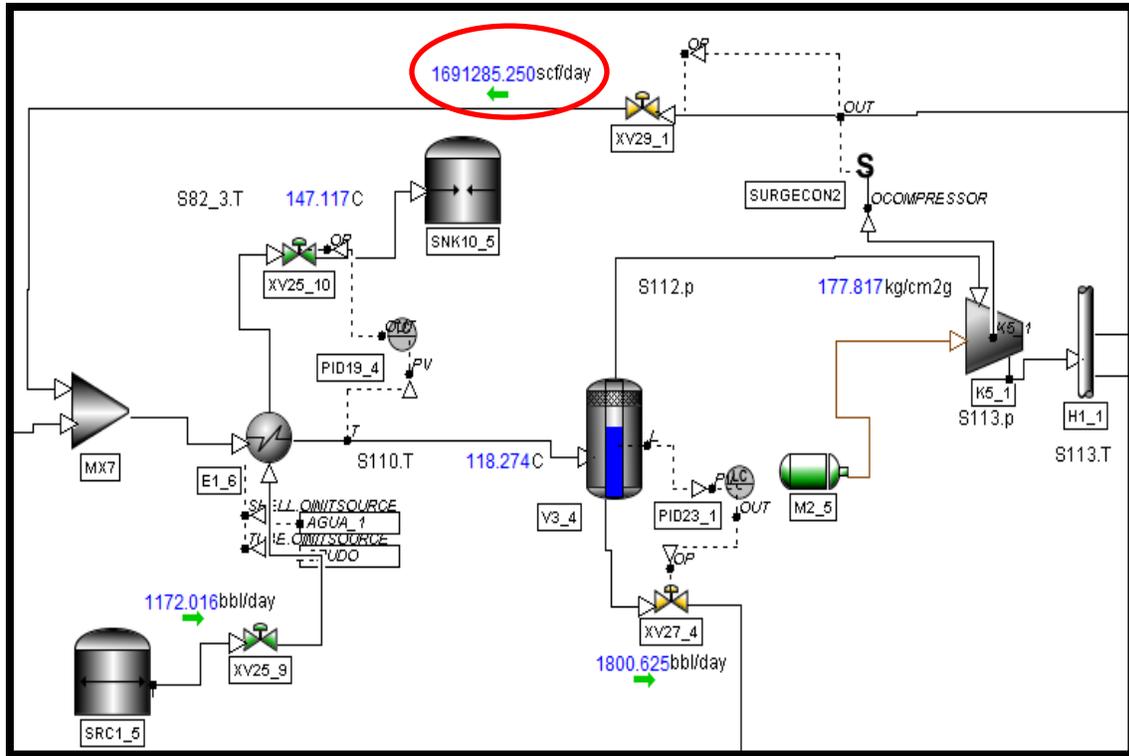


Figura 3.83. Activación del control antisurge en el compresor GB-603AB.

La condición de muy bajo nivel en la primera etapa de separación provoca una disminución en el flujo de alimentación a la segunda etapa de separación, provocando que el nivel en dicho equipo comience a disminuir progresivamente, esto ve reflejado alrededor de los 1.3 minutos, donde el separador FA-102 comienza a abrir la válvula de nivel de crudo, sin embargo el nivel no se mantiene y aproximadamente en 7 minutos el separador entra en condiciones de muy bajo nivel, esto se puede ver en la figura 3.84.

Con respecto al comportamiento de la presión en la segunda etapa, después de 1.30 minutos el sistema de control comienza a responder para mantener la presión en el separador, como se observa en la figura 3.85 hay un aumento momentáneo en la presión que se asume ocurre por la apertura de la válvula de alimentación la cual permite el ingreso de una mayor cantidad de gas, esta condición se mantiene alrededor de 4 minutos, sin embargo la presión comienza a descender drásticamente hasta llegar a su condición de muy baja presión en aproximadamente 8 minutos, debido a la disminución progresiva en la alimentación, lo cual ocasiona que el sistema de control responda cerrando al 100% la válvula de control de presión con el fin de mantener la presión en el recipiente.

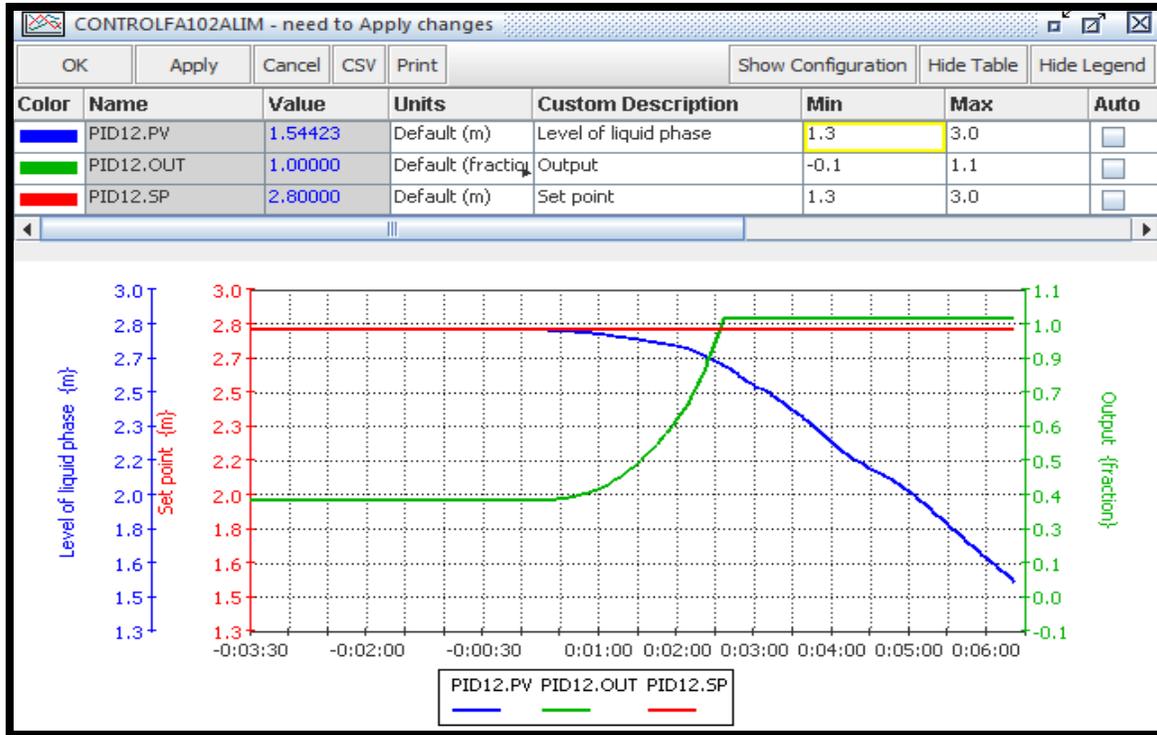


Figura 3.84. Respuesta del separador FA-102 a condicion de muy bajo nivel en FA-101A.

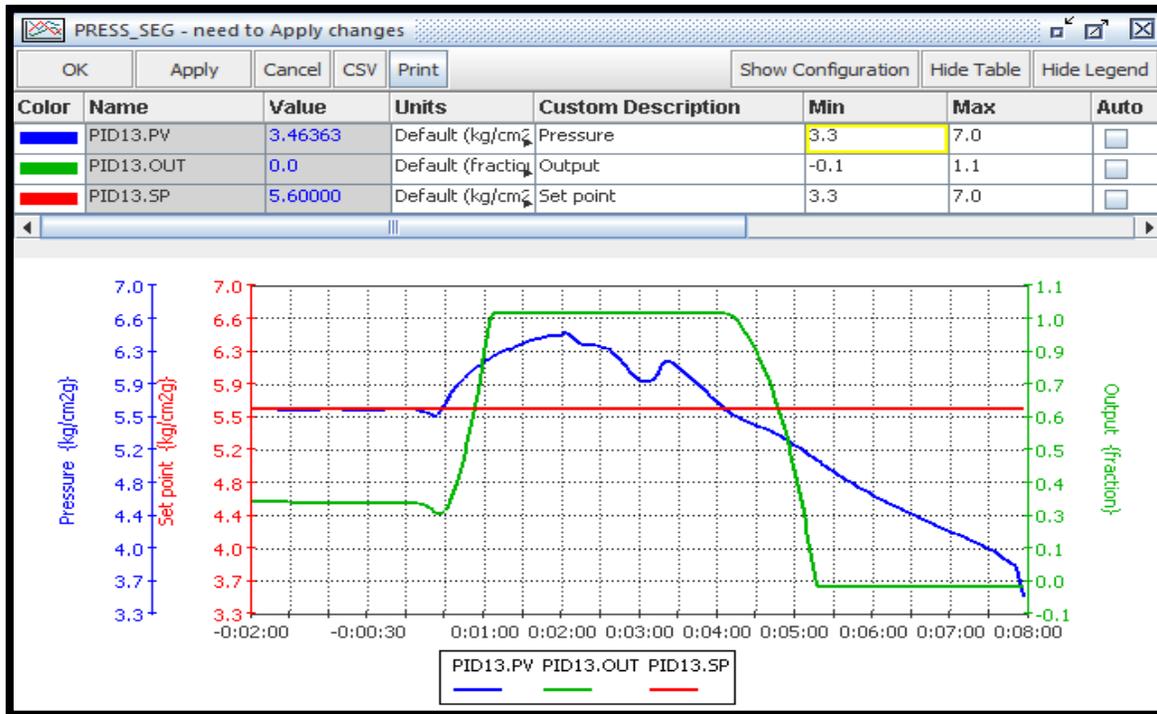


Figura 3.85. Comportamiento de la presión en la segunda etapa de separación debido a la condición de muy bajo nivel en FA-101A.

El problema que surge, con la condición de muy baja presión en el separador de segunda etapa y la respuesta del sistema de control es que al cierre la de la válvula de control de presión, provoca un bajo flujo de gas hacia los compresores GB-502AB lo cual ocasiona que dichos equipo entren en estado crítico activando de manera inmediata su sistema de control antisurge, tal y como se muestra en la figura 3.86.

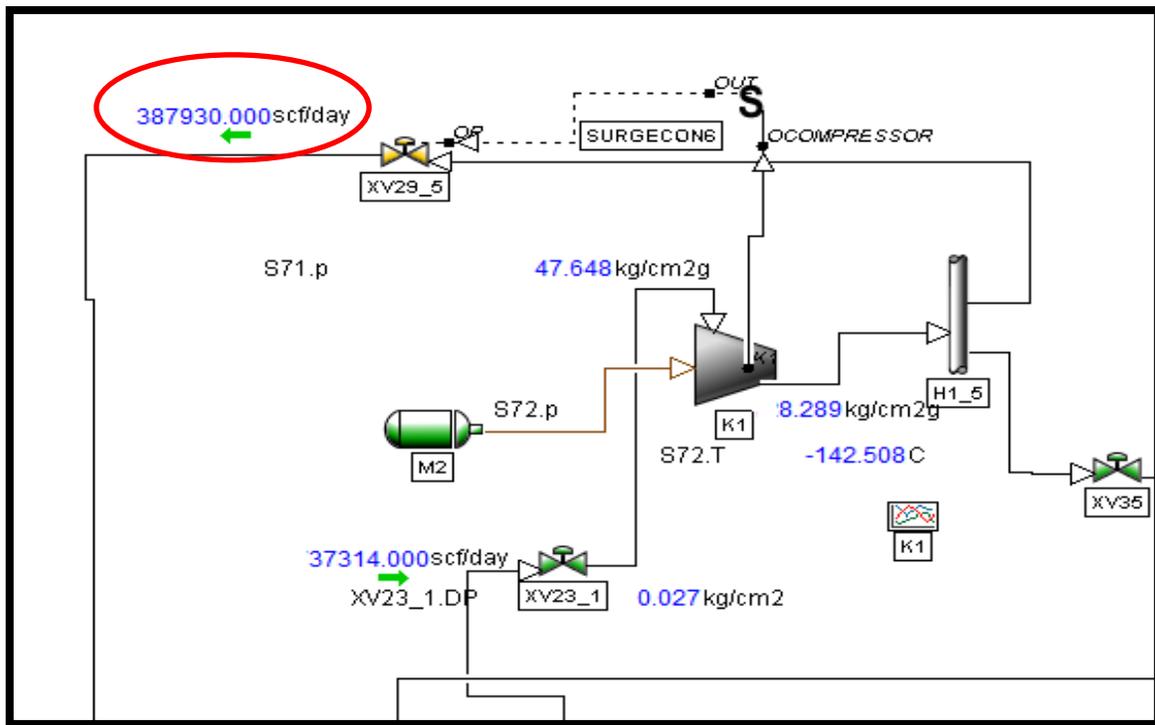


Figura 3.86. Apertura del sistema antisurge del compresor GB-502AB.

La respuesta de la tercera etapa de separación (separador FA-204) a la condición de muy bajo nivel en la primera etapa, comienza a reflejarse alrededor de los 3 minutos, esto se puede observar en la figura 3.87, en la cual se ve la progresiva caída en el nivel y la apertura continua de la válvula de control hasta la apertura del 100%, cabe señalar que el valor del set point en esta etapa corresponde un valor de 2.1 metros y la condición de muy bajo nivel en 1.1 metros. La misma figura muestra que transcurridos 10.30 minutos el separador se encuentra en estado de muy bajo nivel.

La salida de crudo del separador FA-204, es la alimentación a la bomba GA-100, por lo que es de vital importancia llevar a cabo el paro del equipo antes que el separador entre en condiciones de muy bajo nivel ya que disminuye considerablemente la alimentación a dicho

equipo, el bajo flujo y la baja presión de succión, podrían ocasionar cavitación y posteriormente daños a los internos. Esto se puede observar en la figura 3.88.



Figura 3.87. Respuesta del separador FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-101A.

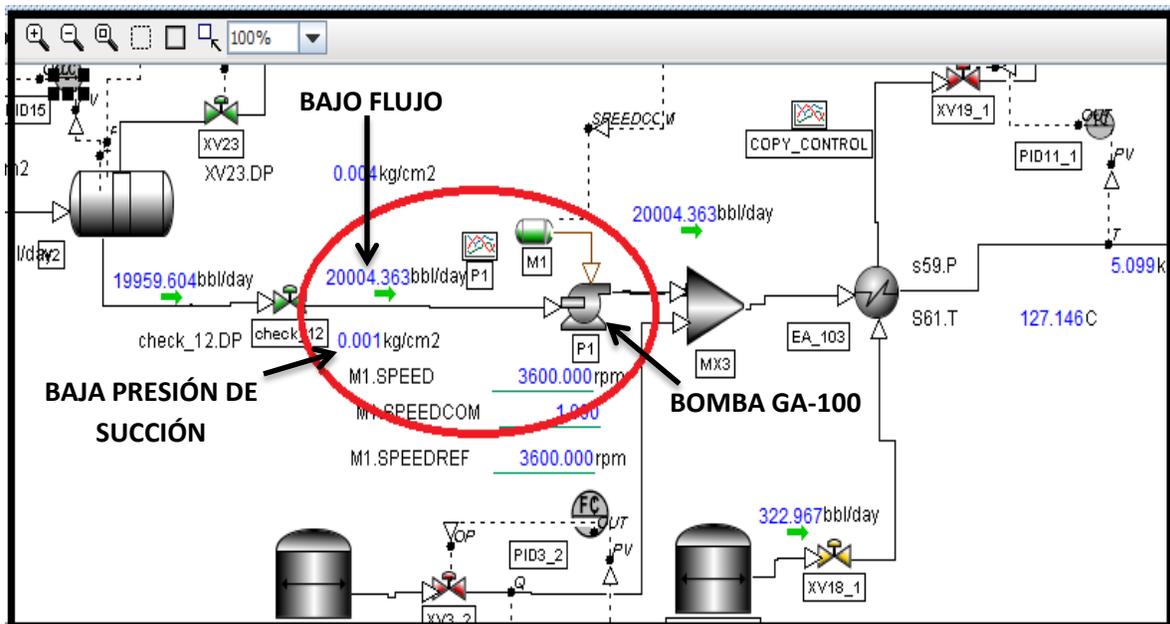


Figura 3.88. Condiciones de bajo flujo a la bomba GA-100.

La descarga de la bomba va al calentador EA-103 y posteriormente al deshidratador electrostático, un bajo flujo y baja presión de descarga en la bomba provocan la disminución considerable en el nivel del deshidratador, por lo tanto, el bajo nivel en la tercera etapa, está directamente relacionado con el deshidratador ya que prácticamente al mismo tiempo de presentarse la condición de muy bajo nivel, el deshidratador sufre los mismo efectos. La presión de operación del deshidratador electrostático es de 6.5 kg/cm²man. Como se observa en la figura 3.89, la presión comienza a disminuir.

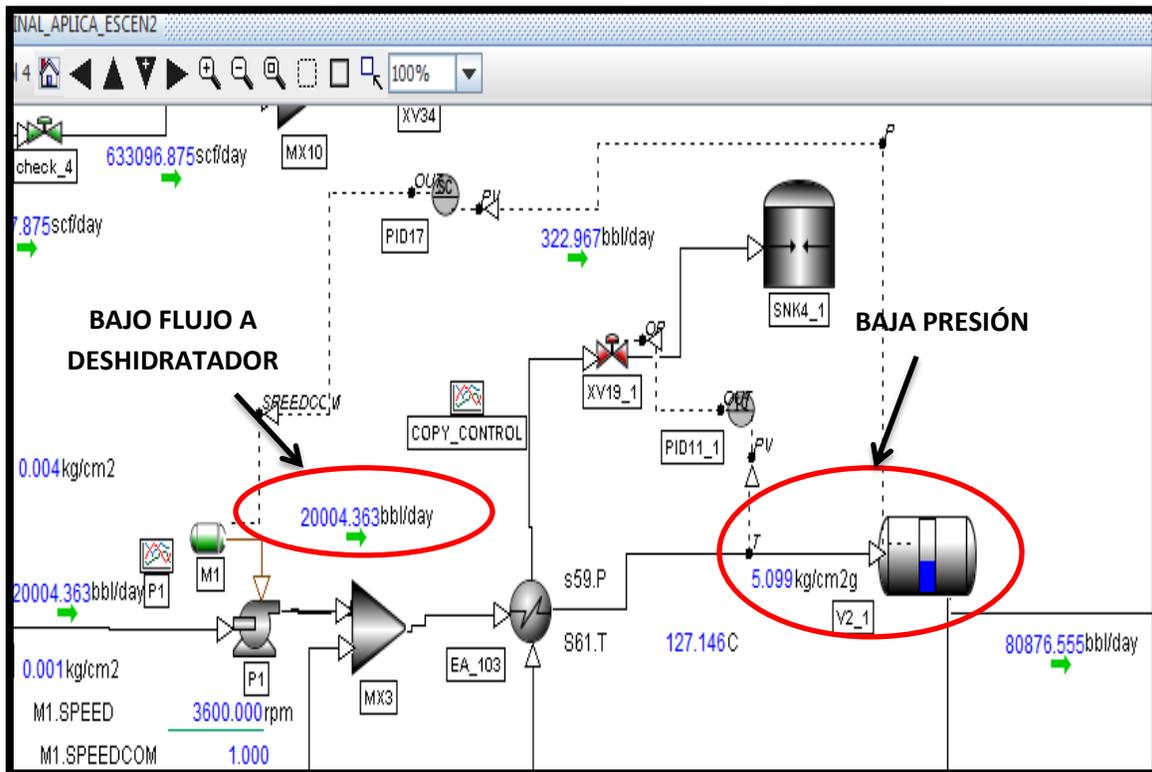


Figura 3.89. Bajo flujo y baja presión en el deshidratador electrostático FA-801.

3.4.1.2. Segunda etapa de separación (FA-102)

A continuación se lleva al separador FA-102 a su condición de muy bajo nivel asumiendo que dicha desviación la provocaría una falla en el sistema de control y/o como ya se describió anteriormente, la presencia de una condición de muy bajo nivel en la primera etapa. Las condiciones estables en la variable nivel se muestran en la figura 3.90, donde el punto de ajuste se encuentra en los 2.8 metros, mientras que la figura 3.91 muestra la variable de presión en el separador siendo el set point un valor de 5.5 kg/cm²man.

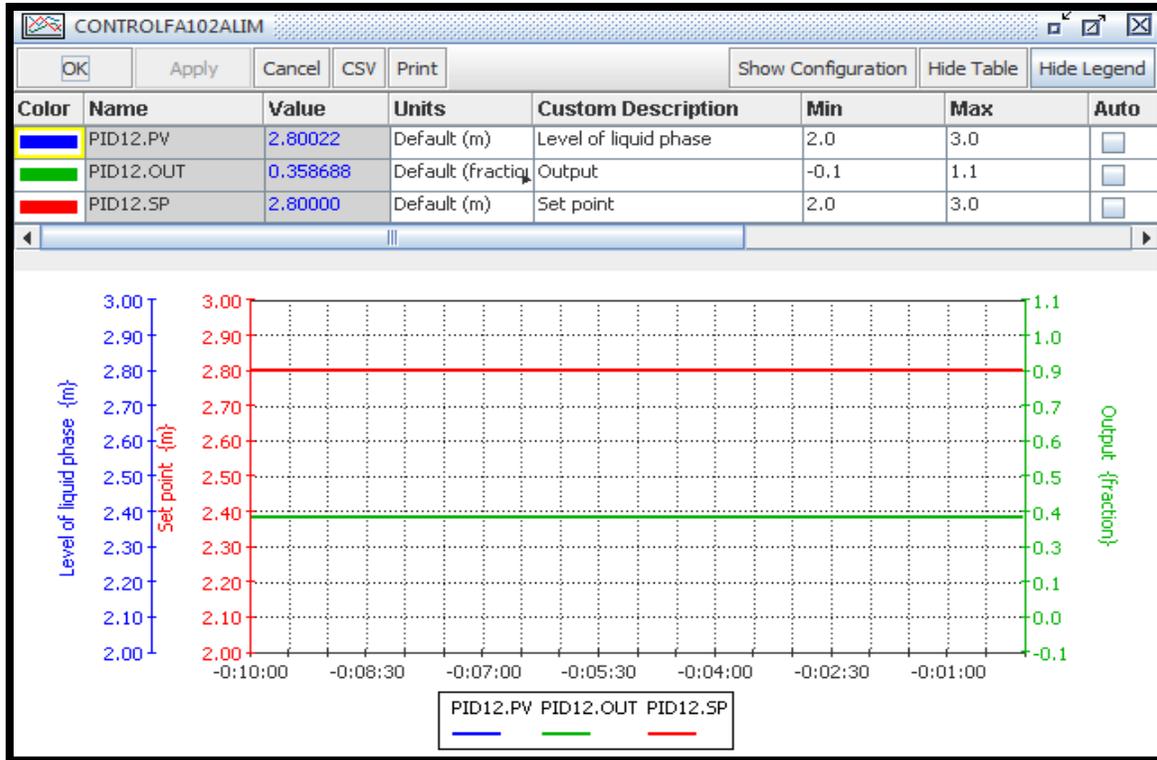


Figura 3.90. Condiciones de estabilidad en la variable nivel del separador FA-102.

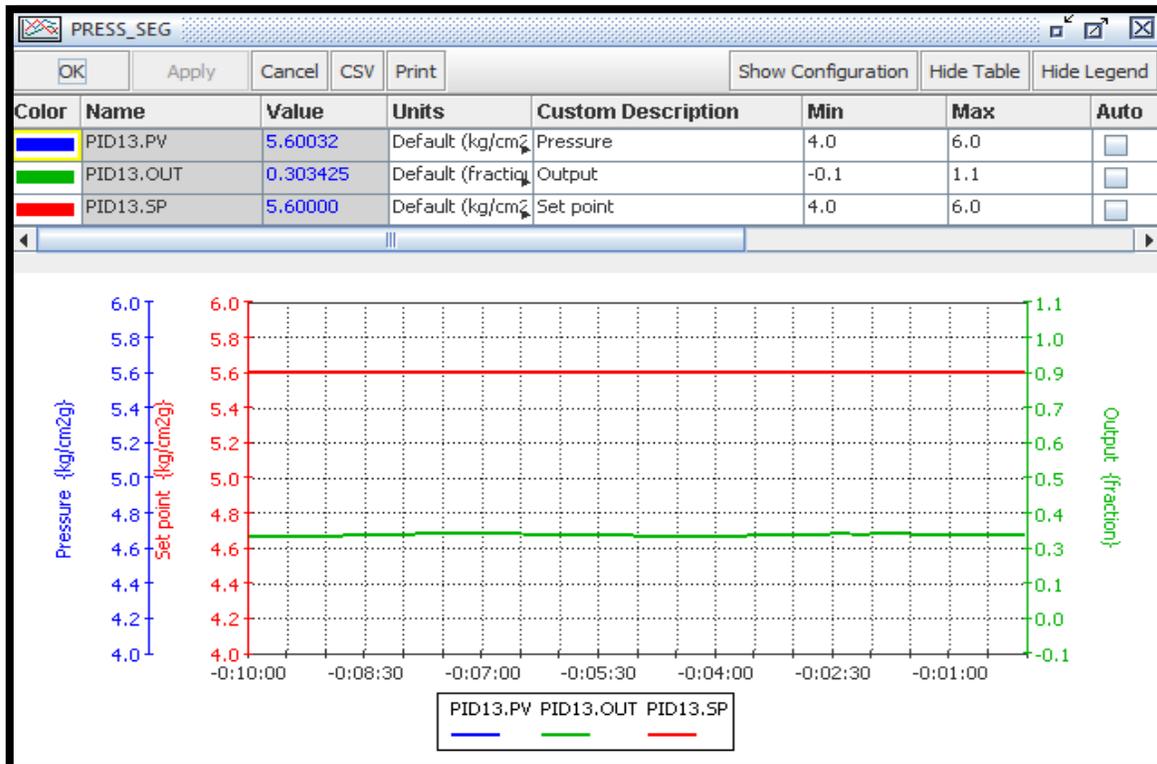


Figura 3.91. Condiciones de estabilidad en la variable presión del separador FA-102.

La falla en el sistema de control provocaría que la válvula de control de nivel de crudo se encuentre bloqueada, impidiendo el libre flujo de alimentación al separador, tal y como se muestra en la figura 3.92. Dicha falla en el sistema de control provocaría una disminución progresiva del nivel, llegando en determinado momento a condiciones críticas de muy bajo nivel.

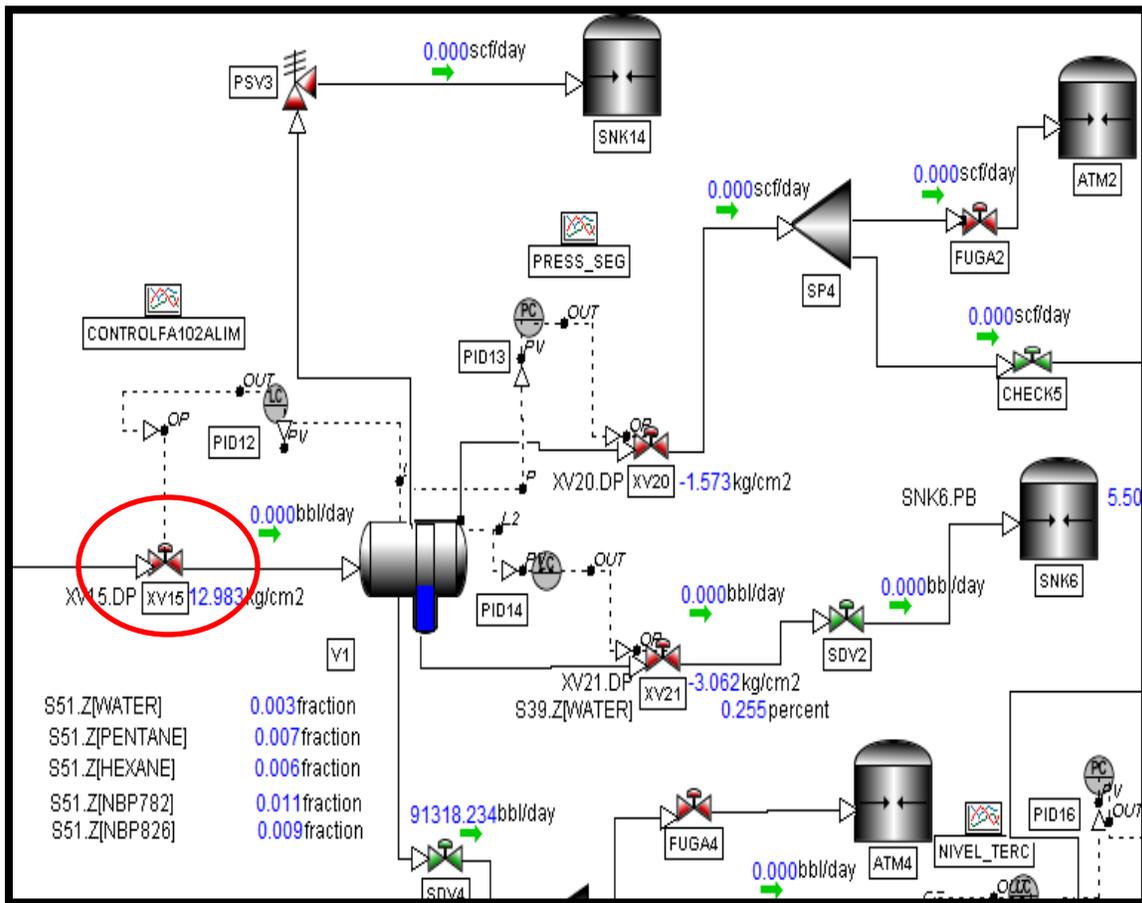


Figura 3.92. Bloqueo en la alimentación al separador asumida a una falla en el sistema de control.

Una vez bloqueada la alimentación del separador de segunda etapa, el separador entra en condiciones de muy bajo nivel en aproximadamente 4 minutos, tal y como se muestra en la figura 3.93. Cabe mencionar que la condición de muy bajo nivel se define cuanto el separador se encuentre en 1.5 metros, siendo el punto de ajuste 2.8 metros. En la figura se puede observar el cierre en la válvula de alimentación, la cual se encuentra en un cierre del cien por ciento.

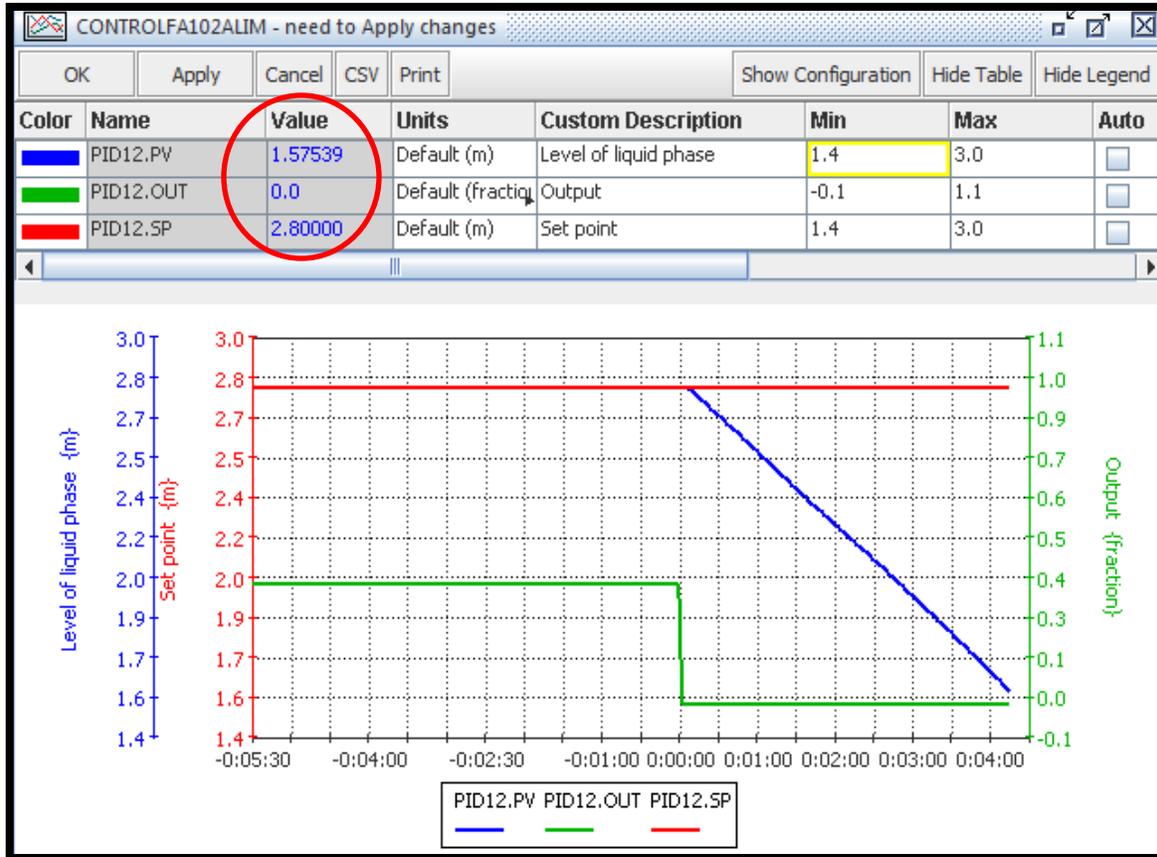


Figura 3.93. Condicion de muy bajo nivel en el separador de segunda etapa.

Con respecto a la presión en el separador de segunda FA-102, la respuesta es que la válvula de control cierra para mantener la presión dentro del recipiente sin embargo aun con el cierre del 100% el separador entra en estado crítico de muy baja presión (figura 3.94), se asume la disminución de la presión debido al bloque en la alimentación que como consecuencia conlleva un bajo flujo de gas.

El cierre de la válvula de control de presión en el separador de segunda etapa, restringe el paso de gas hacia las etapas de compresión afectando de manera inmediata a los compresores GB-502AB debido al bajo flujo, dichos compresores son los primeros en entrar en condiciones de inestabilidad activándose el sistema antisurge para compensar el bajo flujo, tal y como se muestra en la figura 3.95. Cabe mencionar que la condición de inestabilidad solo debe permanecer momentáneamente, ya que de lo contrario podrían ocurrir daños significativos en el equipo. El compresor aguas abajo sigue operando de manera adecuada.

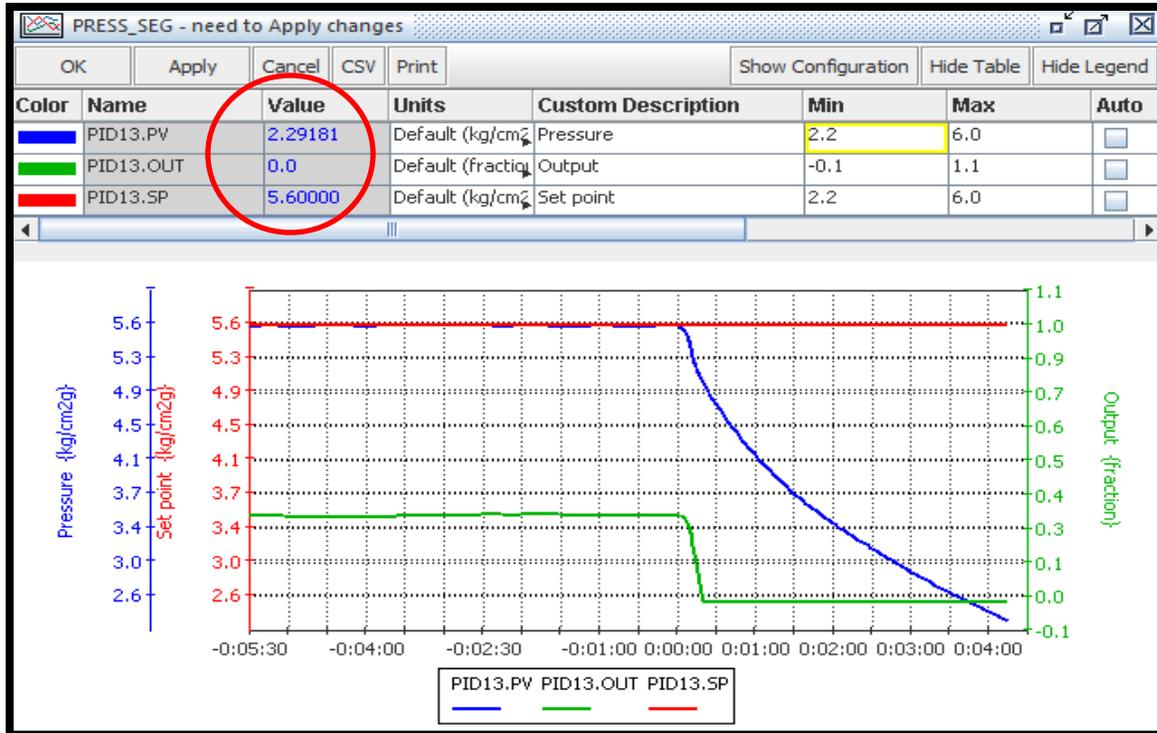


Figura 3.94. Condicion de muy baja presión en el separador de segunda etapa.

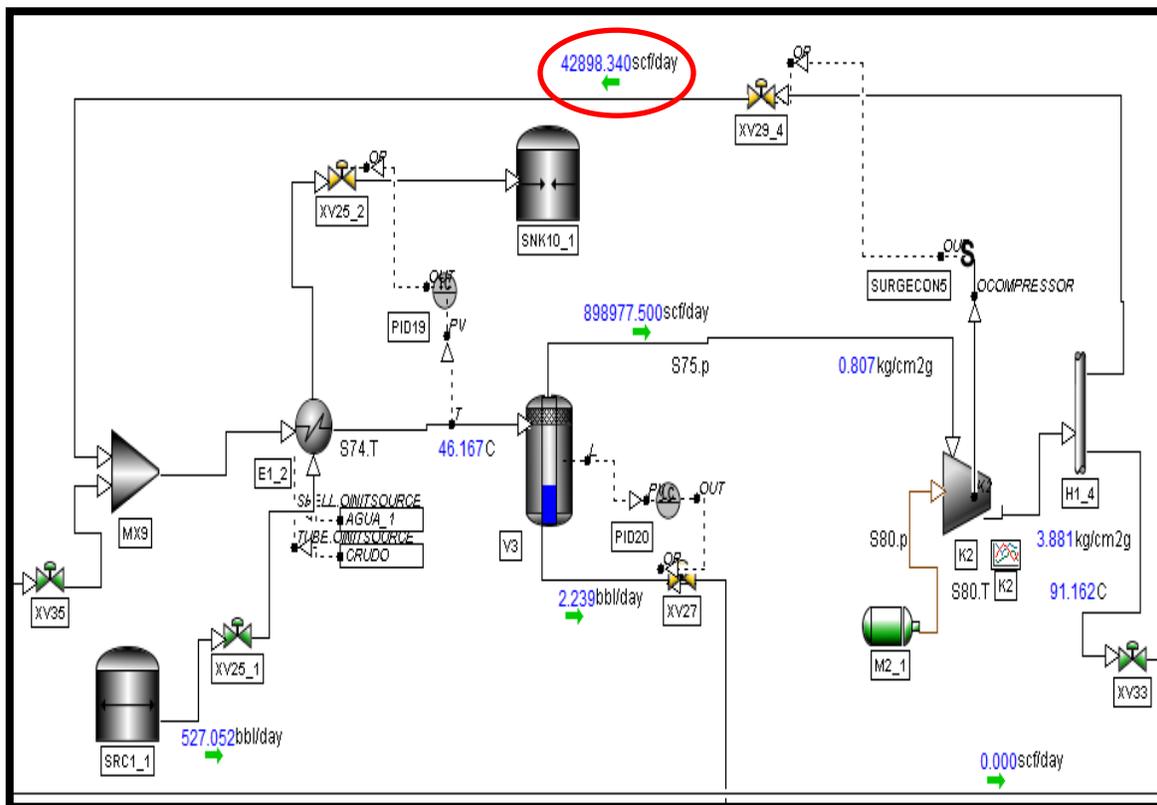


Figura 3.95. Activacion del sistema antisurge debido al muy bajo nivel en FA-102.

La respuesta de los separadores de primera etapa, a la condición crítica en la segunda etapa de separación por alimentación bloqueada que a su vez ocasiona muy bajo nivel, se refleja en que los separadores de primera etapa comienzan a aumentar progresivamente el nivel respondiendo a esta acción el sistema de control cerrando la válvula de alimentación evitando la inundación o altos niveles en ambos equipos. La figura 3.96 muestra los efectos en el separador FA-101A, asumiéndose los mismos efectos ocasionados en el separador FA-101B.

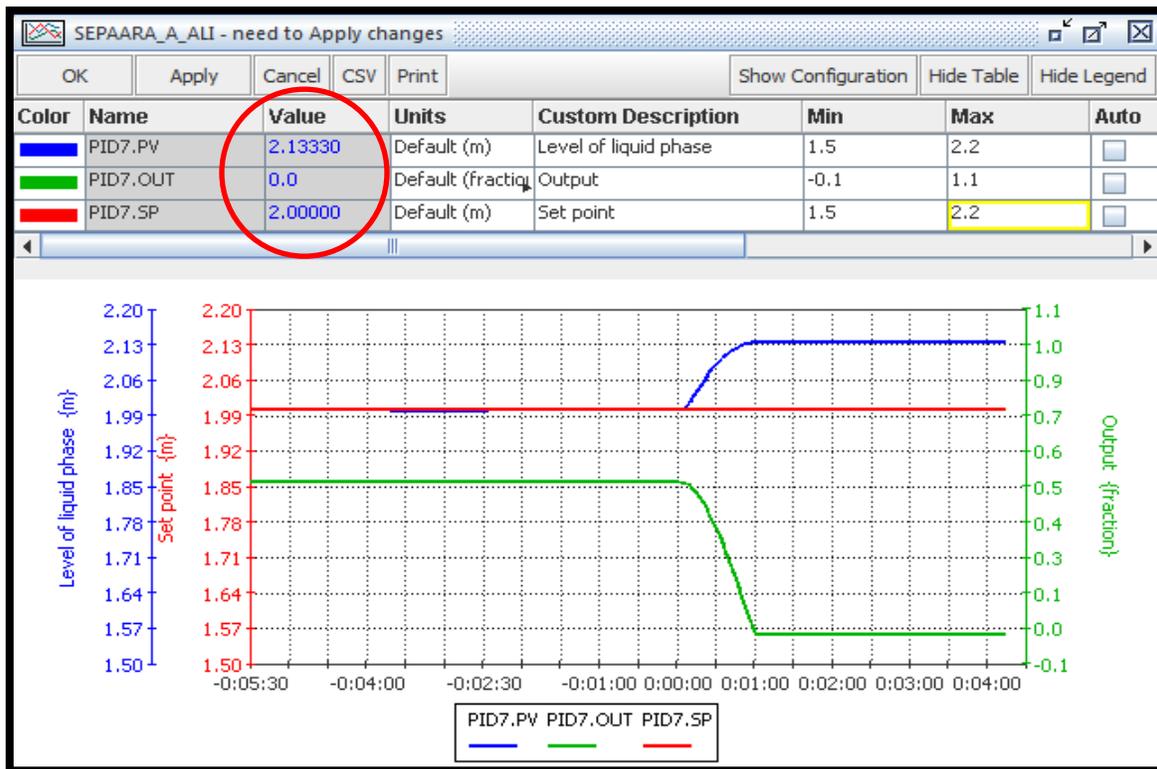


Figura 3.96. Respuesta de la primera etapa de separacion a la condicion de muy bajo nivel en FA-102.

La presión en los separadores de primera etapa comienza a disminuir de manera progresiva, aunque lentamente. Al percibir la descarga bloqueada existe un pequeño aumento como se observa en la figura 3.97, correspondiente al separador FA-101A. Posteriormente comienza a disminuir, respondiendo el sistema de control cerrando la válvula de control de presión hasta un cierre del 100%. Se asume la misma respuesta en el separador FA-101B debido a su operación en paralelo.

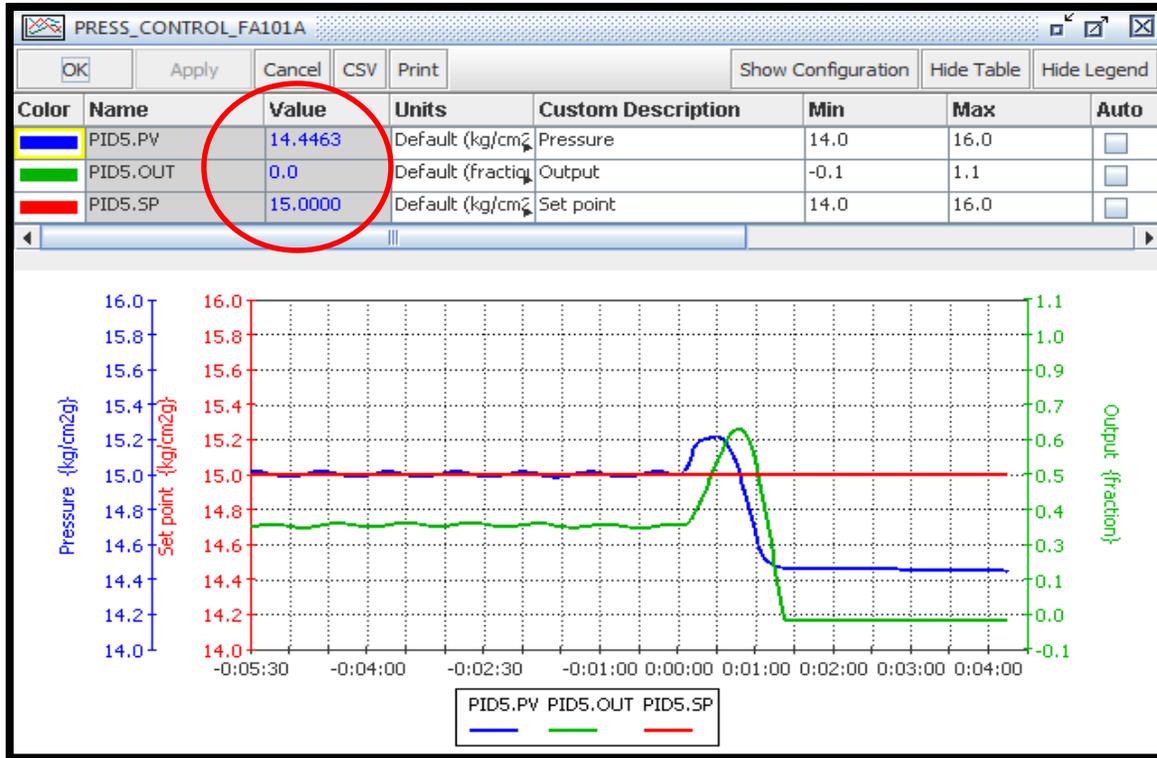


Figura 3.97. Comportamiento de la presión en el separador FA-101A a casusa del muy bajo nivel en FA-102.

La consecuencia a esta disminución progresiva de la presión ocasiona nuevamente un diferencial de presión negativo, provocando de esta forma un flujo inverso hacia ambos separadores, por lo que nuevamente se justifica la colocación de la válvula de retención evitando que el flujo inverso llegue a los equipos involucrados provocando posibles daños en los internos de las válvulas de control de presión y un posible flujo de gas por las descarga de líquidos de los separadores. El flujo inverso se puede observar en la figura 3.98, así como la colocación de las válvulas check a la salida de gas de cada separador de primera etapa tal y como lo exige el API RP 14C.

El cierre de la válvula de control en la primera etapa con el fin de mantener la presión provoca un bajo flujo de gas hacia las respectivas etapas de compresión, provocando que los compresores de las últimas tres etapas entren en estado de inestabilidad, por lo que activan el sistema antisurge, evitando momentáneamente que las inestabilidad continúe y con ello ocasionar un posible daño en los internos de los compresores. La figura 3.99, muestra la apertura de la válvula antisurge, así como el flujo de recirculación.

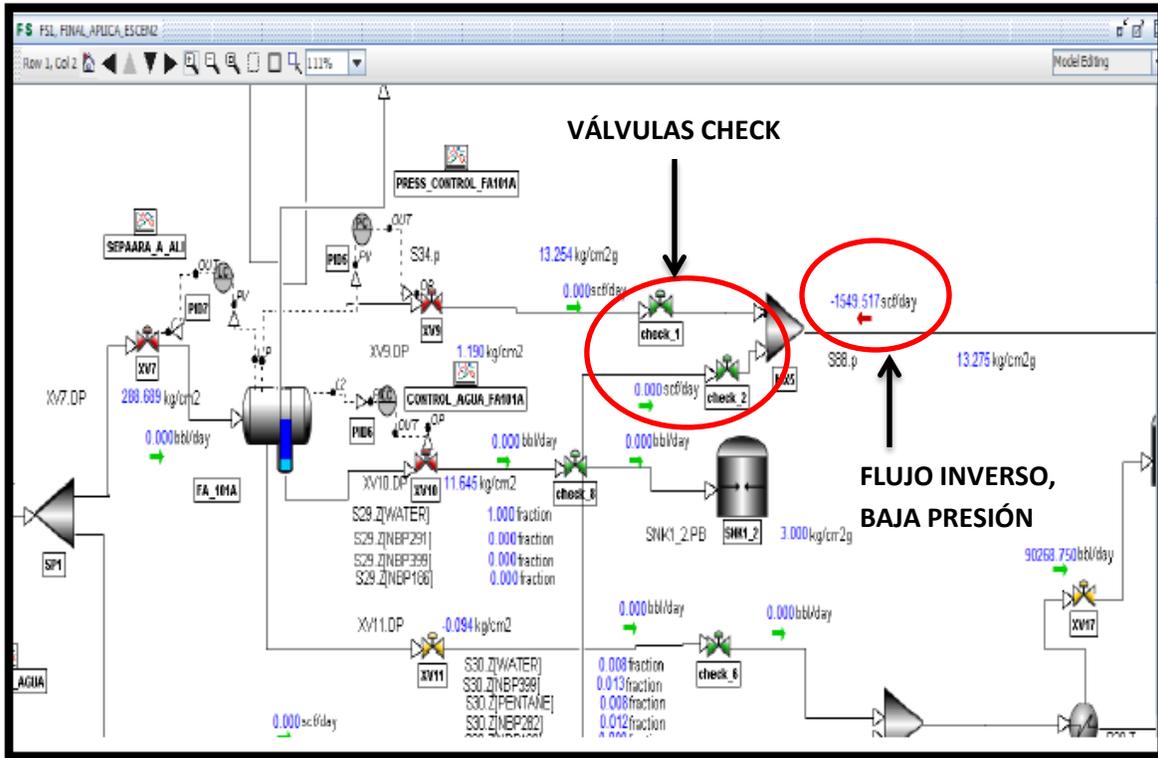


Figura 3.98. Flujo inverso debido a la disminución de la presión en la primera etapa.

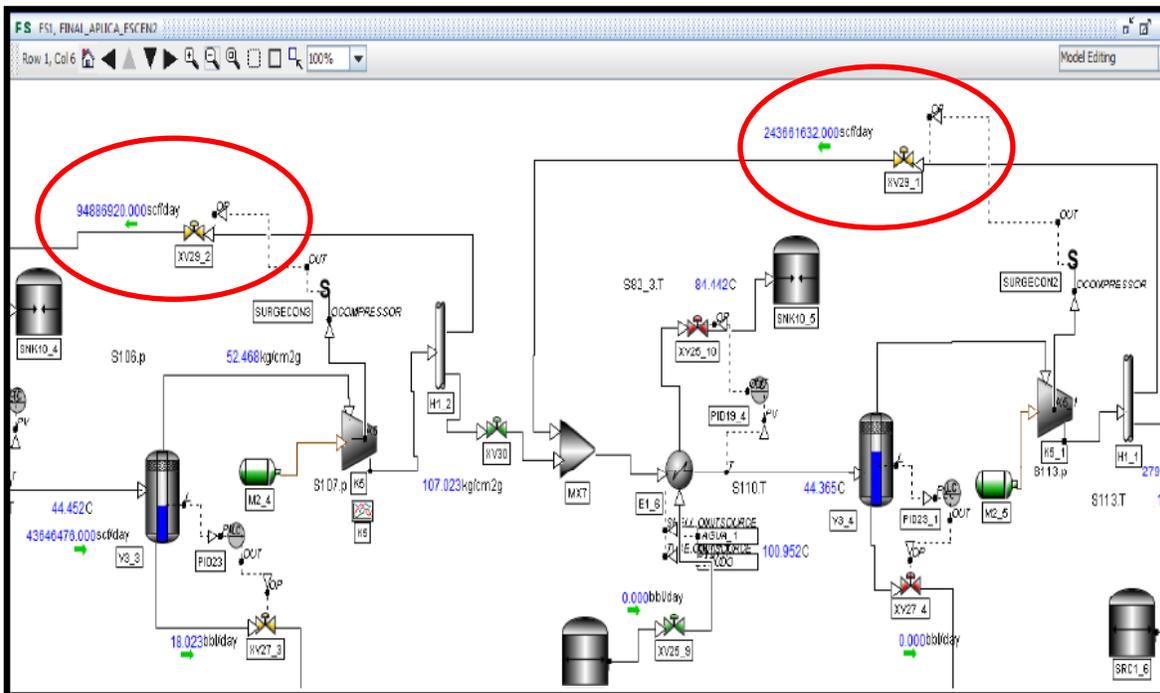


Figura 3.99. Activación del sistema antisurge en compresores debido al bajo flujo de gas de la primera etapa de separación.

Los efectos en la tercera etapa de separación comienzan a reflejar los efectos al transcurrir alrededor de un minuto, básicamente percibiendo el bajo flujo proveniente de la segunda etapa, esto se puede observar en la figura 3.100, en la cual se observa la progresiva apertura de válvula de control de nivel con el fin de mantener dicha variable en el separador, el nivel se mantiene alrededor de 6 minutos, posteriormente comienza a descender súbitamente y una vez transcurridos alrededor de 10 minutos el separador FA-201 comienza a entrar en estado crítico de muy bajo nivel. En la figura 3.101, muestra el comportamiento de la presión en el separador de tercera etapa, como se observa hay un incremento súbito de presión, el cual se considera que lo provoca a la apertura de válvula de alimentación para el control de nivel, ya que ocurre al mismo tiempo de la apertura de dicha válvula. La respuesta a este incremento de presión es que la válvula abre al 100%, sin embargo como se muestra, el incremento de presión solo se mantiene por 1 minuto, descendiendo rápidamente hasta llegar a su condición crítica de muy baja presión, la respuesta de la válvula a esta condición es el cierre del 100%. Esta condición ocurre aproximadamente 8 minutos después de que el separador FA-102 se encuentra en condición de muy bajo nivel.

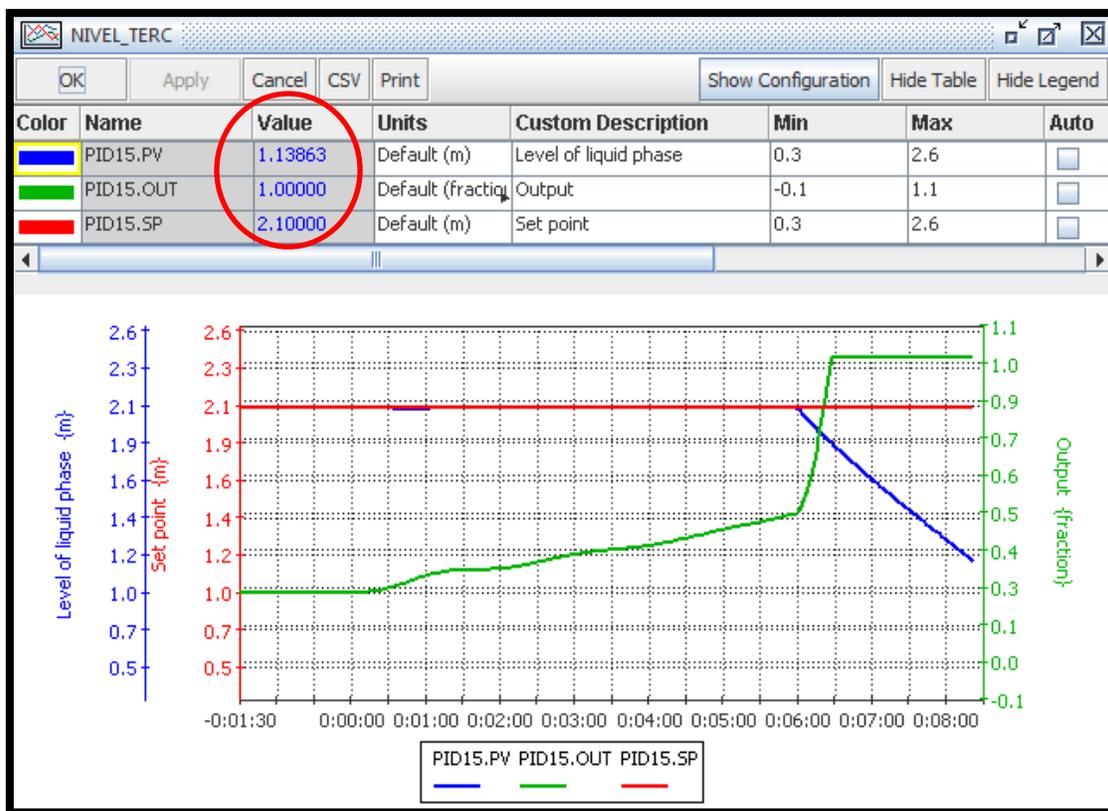


Figura 3.100. Efectos en FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-102.

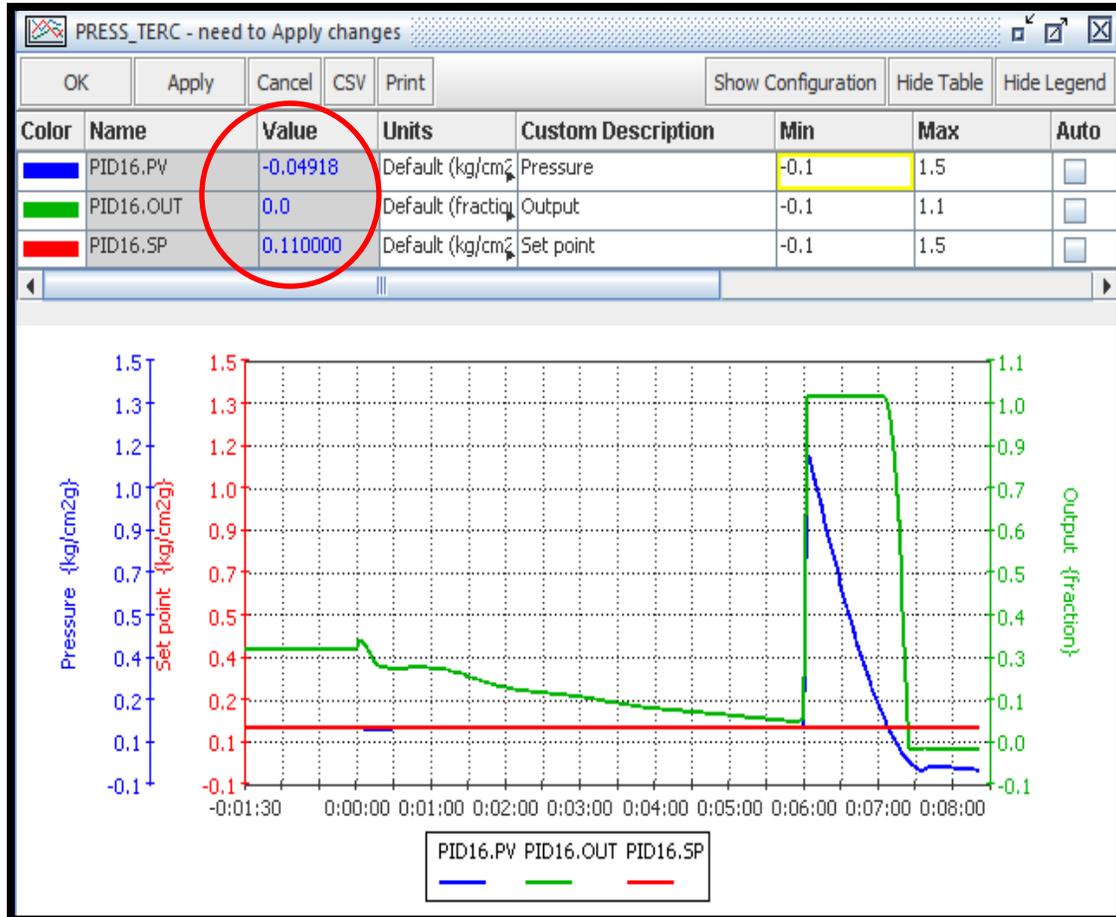


Figura 3.101. Efectos en la presión de FA-201 a condición de muy bajo nivel en FA-102.

Como se describió anteriormente, la respuesta de la tercera etapa a la condición crítica de muy bajo nivel en la segunda etapa de separación, provoca que el sistema de control de presión cierre la válvula provocando esta acción una disminución considerable en el flujo de gas hacia las etapas de compresión, básicamente en los compresores GB-401A/B, ocasionado de esta forma que ambos equipos entren en estado crítico de inestabilidad, activando su sistema antisurge, tal y como se puede observar en la figura 3.102.

Al mismo tiempo en que los compresores de baja presión (GB-401A/B) entren en estado crítico debido al bajo flujo los compresores aguas abajo (GB-403A/B) presentan la misma condición crítica activando su sistema antisurge. Los efectos en el compresor aguas abajo se muestran en la figura 3.103.

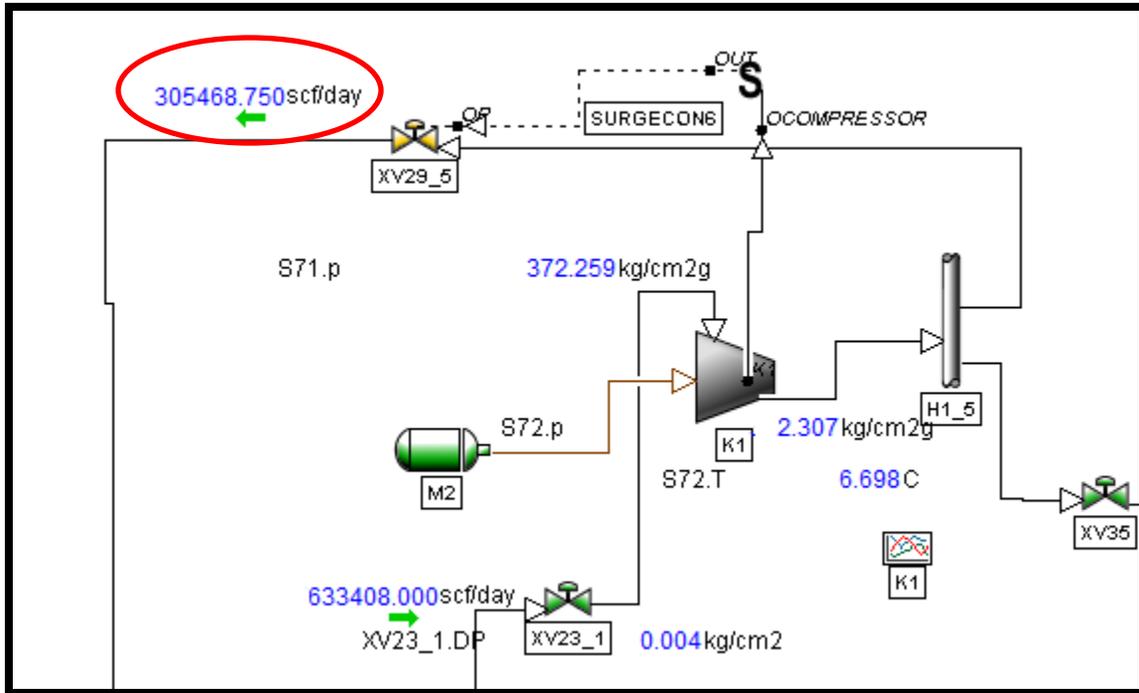


Figura 3.102. Activación del sistema antisurge en GB-401A.

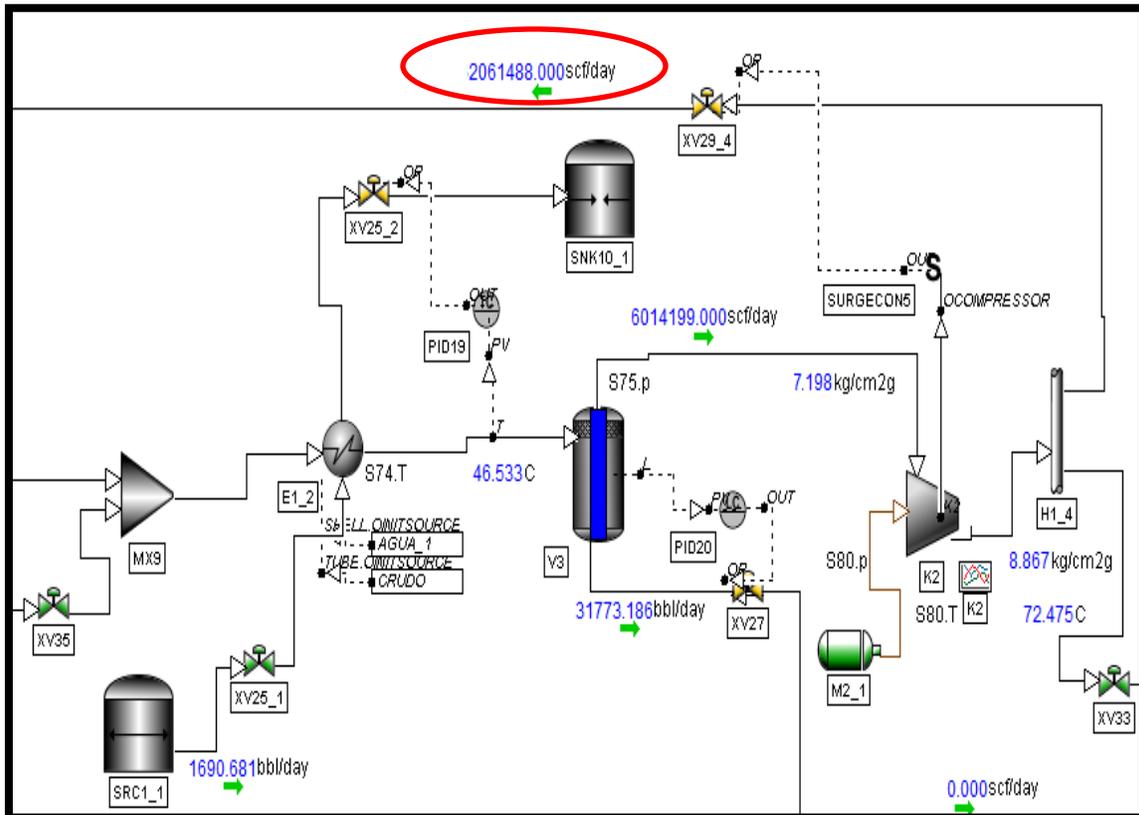


Figura 3.103. Activación del sistema antisurge en GB-403A.

Después de transcurridos los 10 minutos el separador se encuentra en condiciones críticas de muy bajo nivel. Dos aspectos relevantes salen a relucir, el primero es que la bomba GA-100 no se puede quedar sin flujo ya que entraría en un estado de cavitación, cabe mencionar que el flujo normal de operación hacia dicho equipo es de aproximadamente 90525 BPD de crudo, pero como se muestra en la figura 3.104 el flujo hacia GA-100 es del orden de los 7590 BPD. El segunda aspecto a relucir es que el deshidratador electrostático no debe operar en condición de muy bajo nivel ya que las resistencias internas al quedar fuera del nivel de líquido podrían calentarse. En la figura 3.105 se puede observar que existe una disminución considerable en la presión hacia el deshidratador electrostático, que se asume es ocasionado por el bajo flujo proveniente de la bomba ubicada aguas abajo y la disminución progresiva en el nivel.

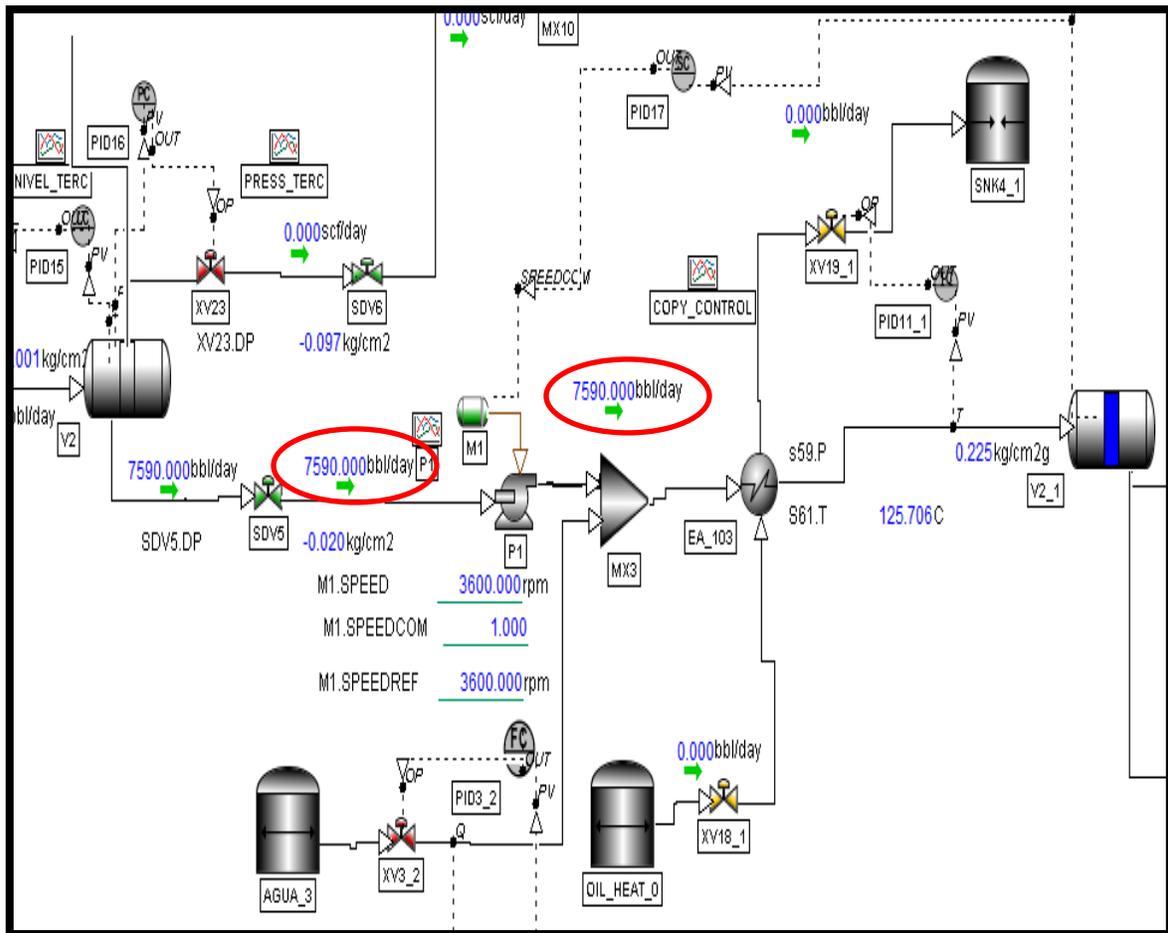


Figura 3.104. Bajo flujo de crudo hacia GA-100 asumido a la condición de muy bajo nivel en el separador FA-201.

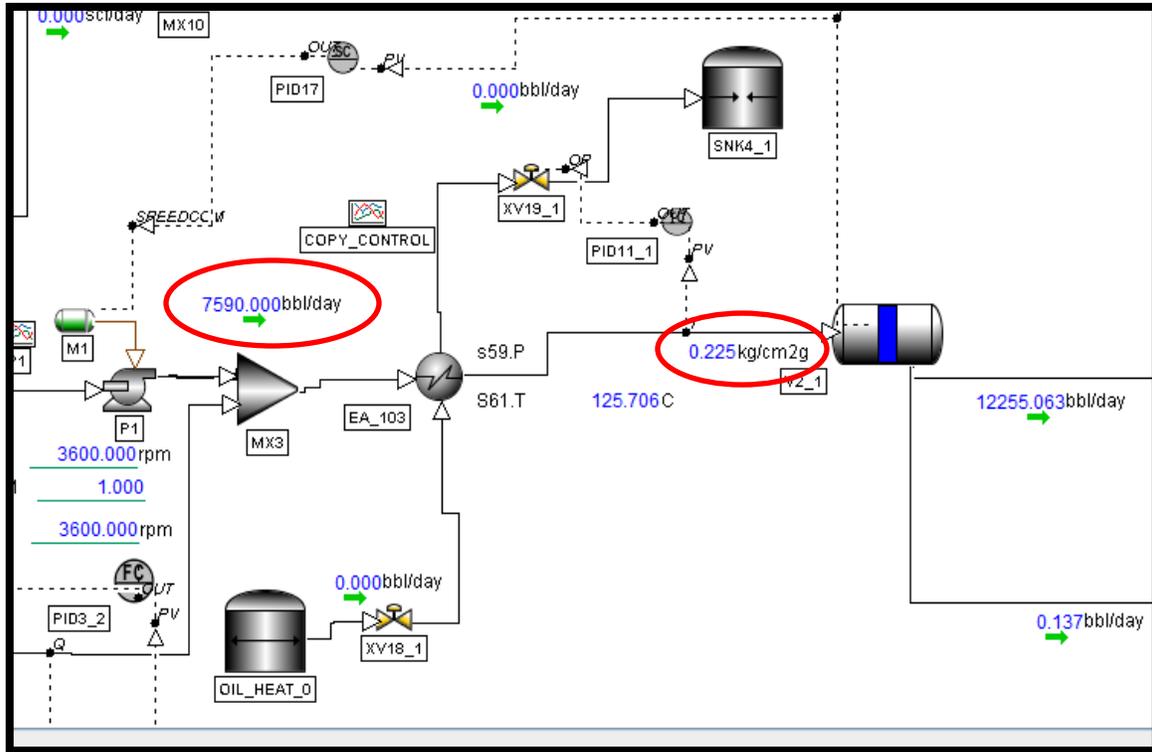


Figura 3.105. Bajo flujo y baja presión hacia FA-801.

3.4.1.3. Tercera etapa de separación (FA-204)

La condición crítica de muy bajo nivel en el separador de tercera etapa (FA-204) se asume a la falla del sistema de control o de ocurrir alguno de los descritos anteriormente descritos, por ejemplo la condición de muy bajo nivel en la primera etapa (separadores FA-101A/B) o condición de muy bajo nivel en la segunda etapa de separación (separador FA-102). Las condiciones estables del separador de tercera etapa se muestran en la figura 3.106, donde “a” muestra de la condición de la variable nivel y “b” muestra la condición de la variable presión. Se muestran estas condiciones para demostrar la estabilidad del sistema antes de ocurrir la condición crítica de muy bajo nivel.

Para ocasionar el escenario crítico en la tercera etapa de separación se ocasiona provocando el cierre en la válvula de alimentación, de esta forma se produce una disminución en la variable nivel, tal y como se muestra en la figura 3.107, cabe mencionar que el valor del set point se establece en los 2.1 metros y la condición crítica de muy bajo nivel se considera en el orden los 0.90 metros.



Figura 3.106. En “a” se muestra el control de nivel y “b” muestra el control de presión en FA-204.

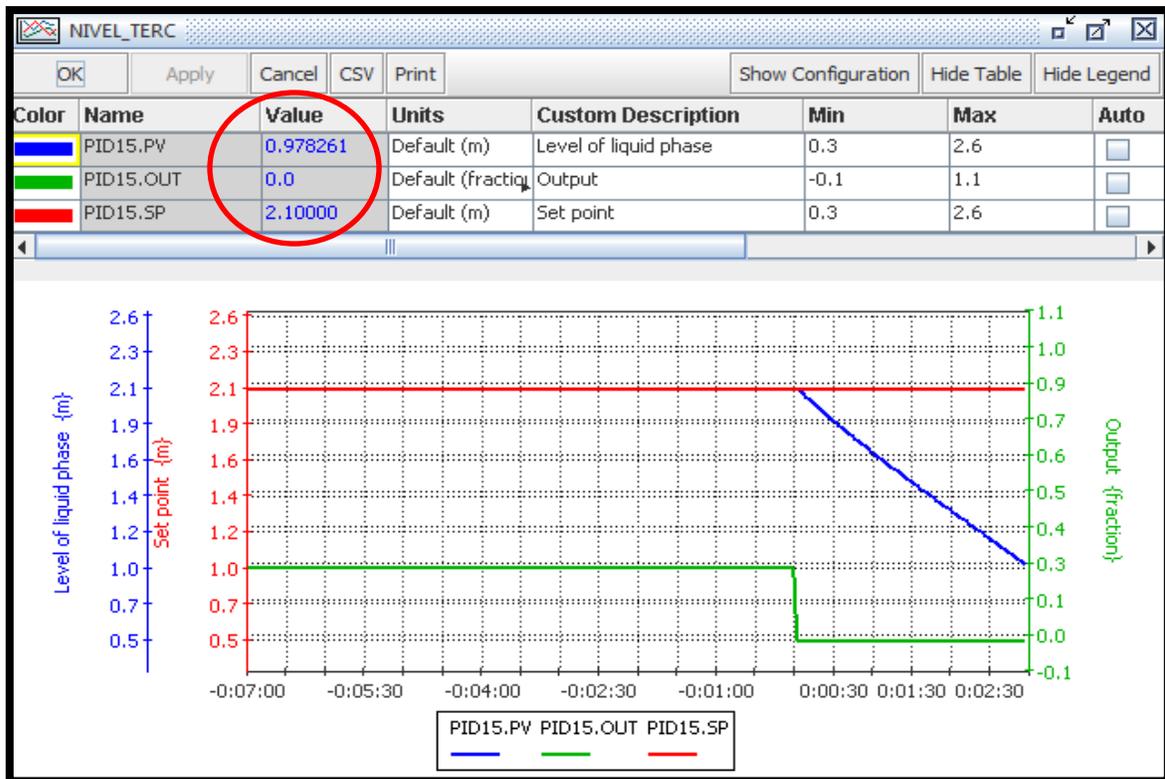


Figura 3.107. Condición crítica de muy bajo nivel en la tercera etapa de separación.

Como se puede apreciar en la figura 3.108, de presentarse la condición de muy bajo nivel en el separador de tercera etapa hay una considerable disminución en la presión del equipo provocando que el sistema de control trate de corregir dicha desviación, ocasionando el cierre total de la válvula de control de presión.

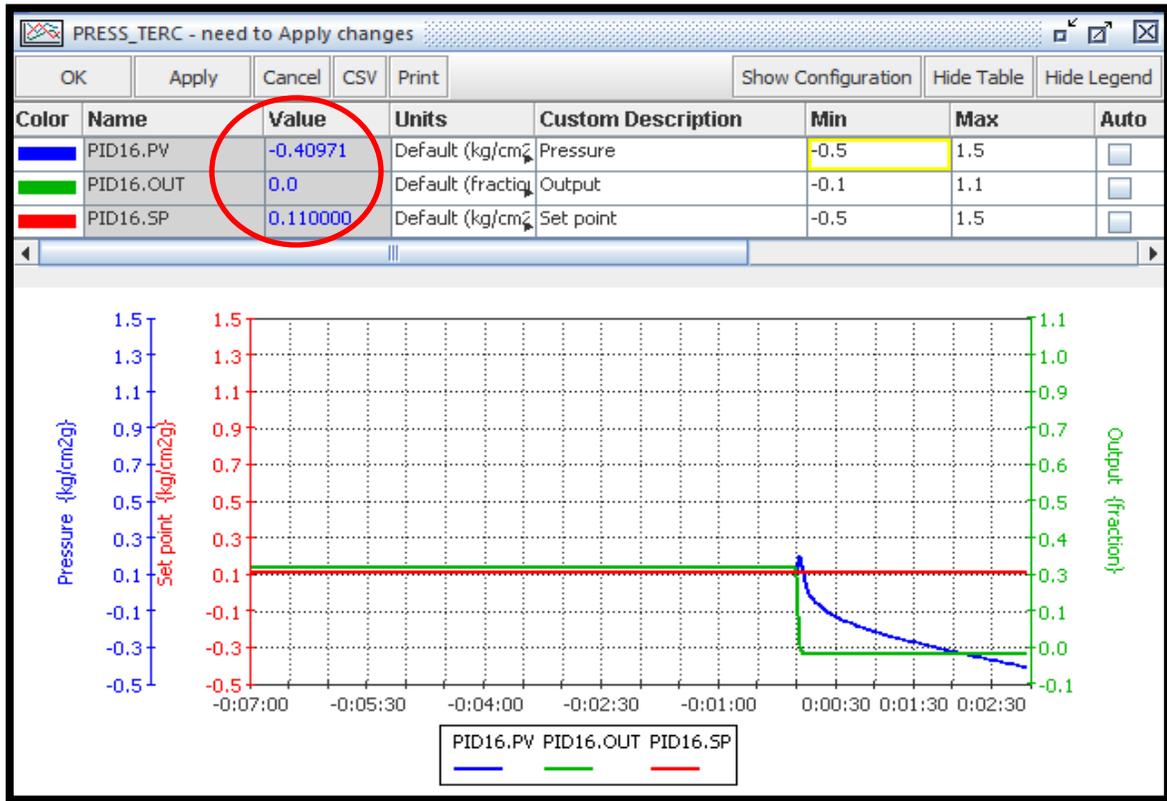


Figura 3.108. Efectos del muy bajo nivel en la variable presión.

La descarga del separador de tercera etapa de separación es la succión de la bomba GA-100, por lo que la condición de muy baja presión en dicho equipo provocaría en menor tiempo que la bomba entrara en condiciones críticas de cavitación que de no corregirse a tiempo podría ocasionar daños en los internos del equipo. El bajo flujo a la bomba se puede observar en la figura 3.109. El bajo flujo hacia GA-100 provoca un que el deshidratador electrostático comience a disminuir progresivamente el nivel tal y como se muestra en la figura 3.110. Como ya se describió anteriormente es de vital importancia mantener el nivel en el equipo FA-801 ya que podría incrementar la temperatura en las resistencias del equipo una vez que se presente el bajo nivel.

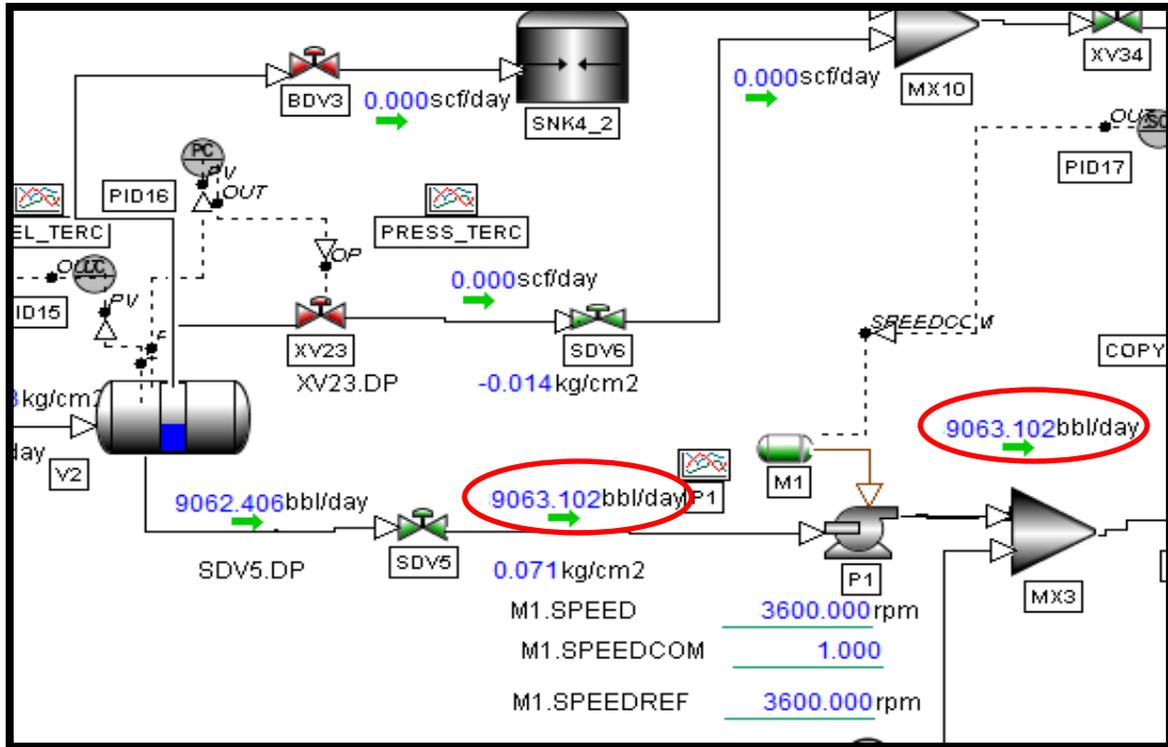


Figura 3.109. Bajo flujo hacia GA-100 asumido al bajo nivel en FA-201.

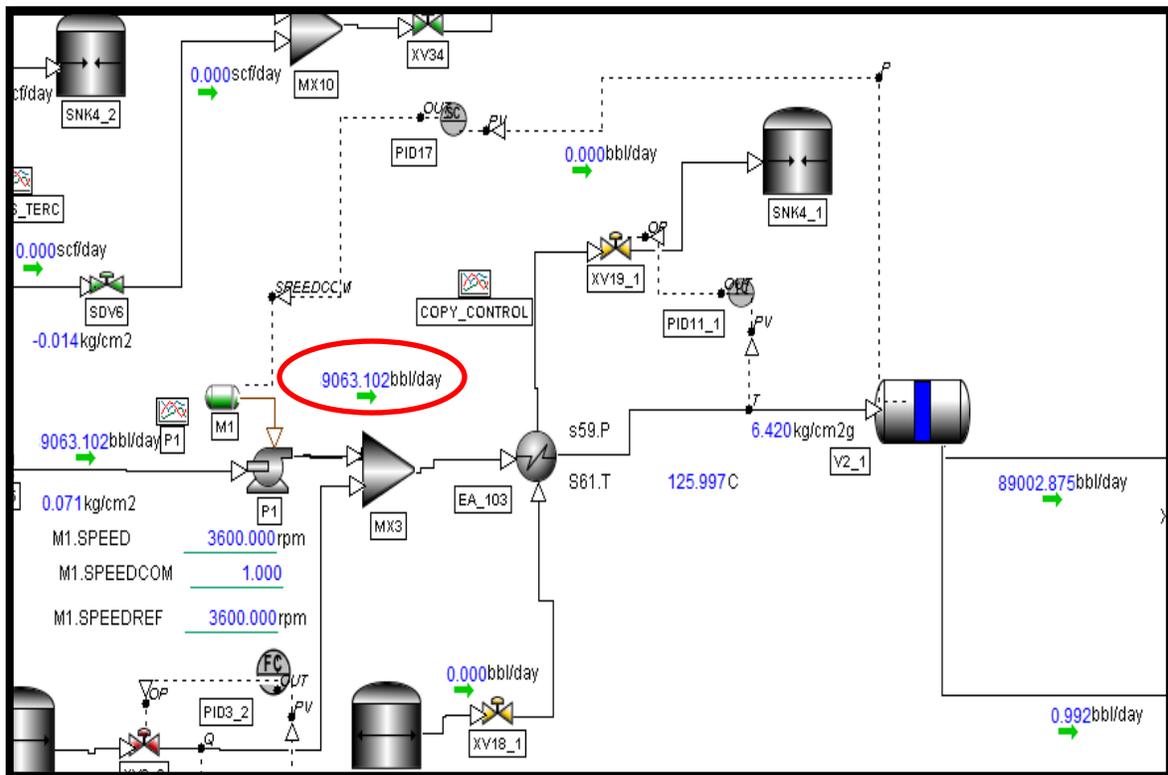


Figura 3.110. Bajo flujo hacia FA-801 asumido al muy bajo nivel en FA-201.

La baja presión en el separador de tercera etapa provocada que los compresores GB-401A/B y GB-403A/B entren en condiciones de inestabilidad activando el sistema antisurge (Figuras 3.111 y 3.112). Se asume que la condición crítica en compresores es provocada por el cierre de la válvula de control de presión del separador FA-201 que provoca un muy bajo flujo hacia dichos equipos.

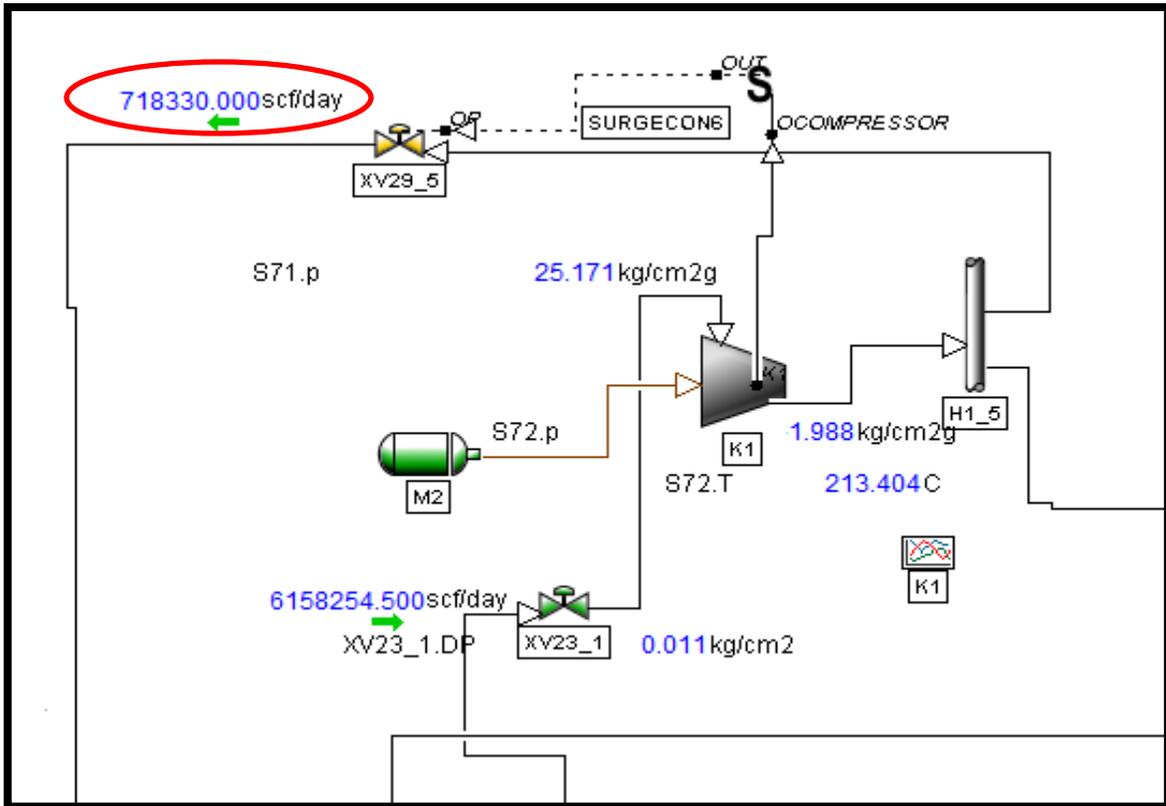


Figura 3.111. Activación del sistema de antisurge en el compresor GB-401A.

La respuesta aguas arriba a la condición crítica de muy bajo nivel en el separador de tercera etapa, ocasiona que los equipos (separador FA-102) cierren sus válvulas de alimentación, esto con el fin de evitar altos niveles. Tal y como se muestra en la figura 3.113 en la cual se observa las válvulas de control de nivel con un cierre del 100% evitando así que el nivel se dispare a condiciones críticas, se puede observar que al percibir el sistema de control la descarga bloqueada hay un aumento en el nivel del separador provocando que la respuesta del sistema de control sea el cierre de la válvula de control de nivel, sin embargo el nivel se mantiene ligeramente arriba del set point.

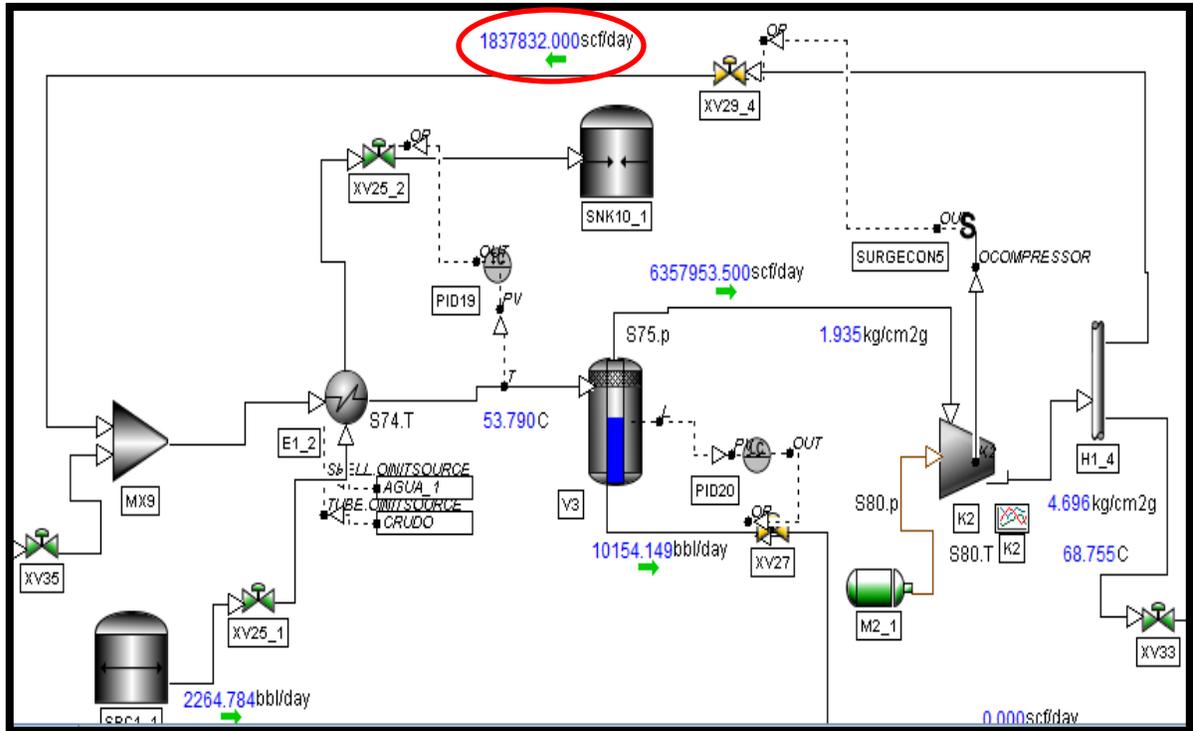


Figura 3.112. Activación del sistema de antisurge en el compresor GB-403A.

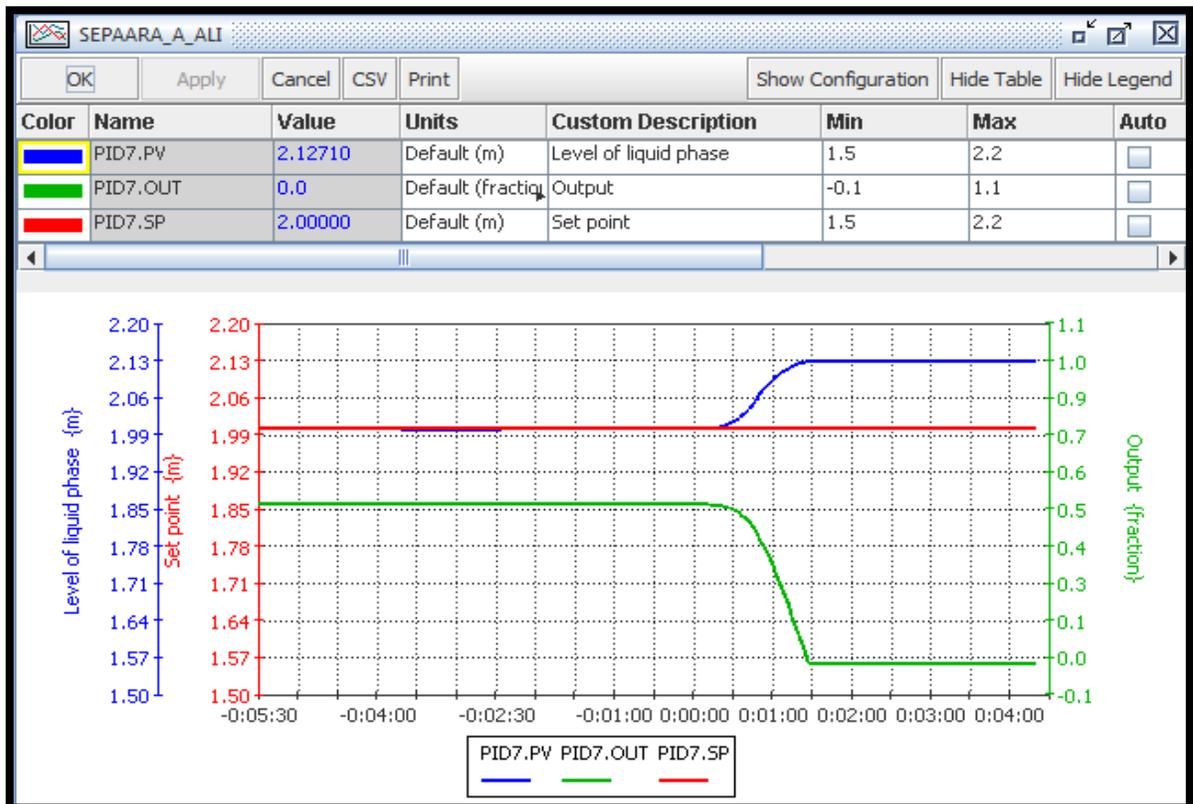


Figura 3.113. Efectos del separador FA-102 a la condición de alto nivel en FA-201.

La respuesta de la primera etapa de separación sobre la variable presión a la condición de muy bajo nivel en el separador de tercera etapa, se puede observar en la figura 3.114, donde se muestra un ligero incremento momentáneo de dicha variable, sin embargo comienza a decaer, respondiendo a esta acción el sistema de control cerrando la válvula de control de presión. Se asume la disminución de la presión en el separador de primera etapa FA-101A a la disminución de la alimentación. Se puede observar que la válvula cierra al cien por ciento tratando mantener la variable presión en el punto de ajuste.



Figura 3.114. Efectos del separador FA-101A a la condición de alto nivel en FA-201.

Los efectos en la variable nivel lado agua del separador FA-101A se pueden observar en la figura 3.115. De acuerdo a la figura los efectos del nivel en el agua dentro del separador comienza a disminuir progresivamente reaccionando el sistema de control a esta acción cerrando al 100% la válvula de control de nivel.

Se puede concluir que el muy alto nivel en la tercera etapa de separación tiene efectos significativos sobre los separadores de las etapas previas (equipos aguas arriba), básicamente ocasiona en ambas etapas que las válvulas de control de nivel y control de

presión cierran para mantener las variables en el punto de ajuste o set point provocando que los compresores entren en estado crítico de surge.

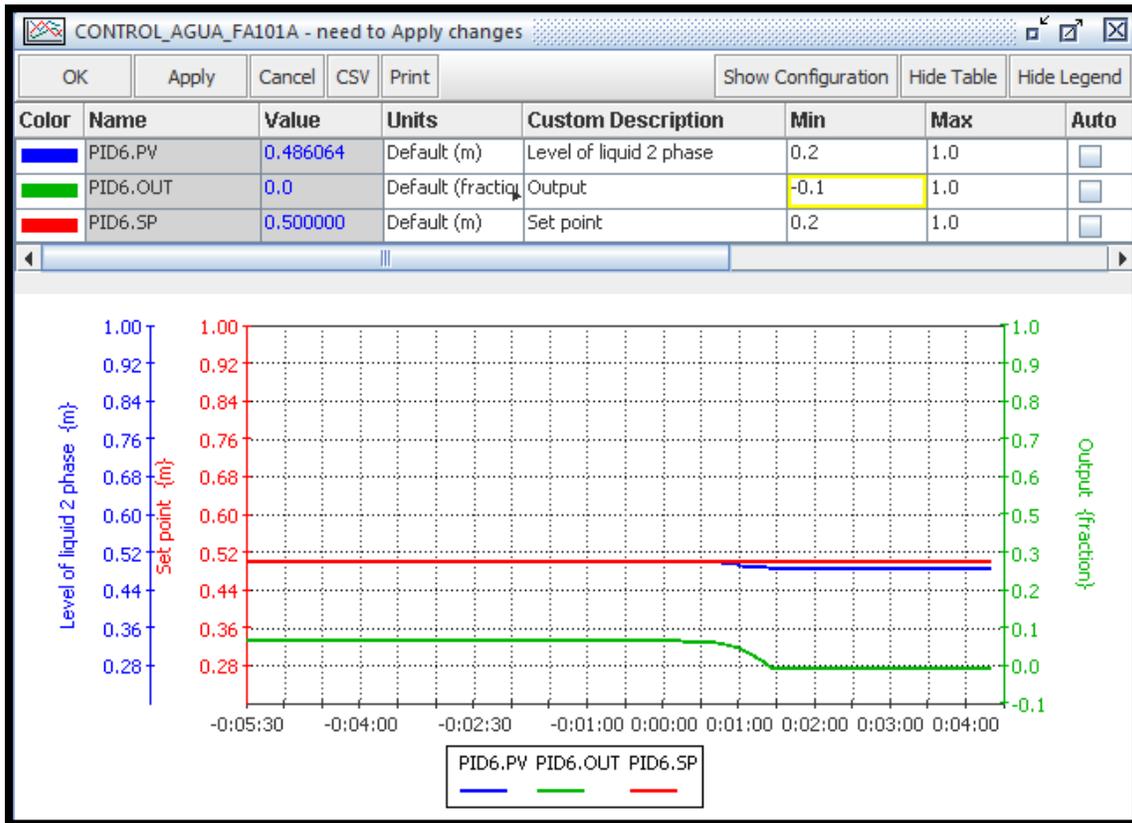


Figura 3.115. Efectos en el separador FA-101A sobre la variable nivel lado agua a la condición de alto nivel en FA-201.

En la tabla 3.13 se muestra el resumen de las condiciones críticas del muy bajo nivel en las tres etapas de separación, se muestran las posibles causas que pudieran llevar a los equipos a esta condición crítica, se observan las consecuencias las cuales fueron determinadas por la simulación dinámica y las recomendaciones que se considerarían pudieran llevar a cabo para evitar los menores daños al proceso, al equipo o al personal en el sistema de procesamiento de cubierta del FPSO. Cabe mencionar que las recomendaciones emitidas fueron planteadas una vez aplicado el API RP 14C sobre los diagramas de tubería e instrumentación, dicha listas de verificación será descrita más adelante según los objetivos de la tesis.

Tabla 3.13. Resumen de la condición crítica de muy bajo nivel en las etapas de separación.

CONDICIÓN CRÍTICA DE MUY BAJO NIVEL			
EQUIPO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	SUGERENCIAS
Separadores FA-101A/B	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla del sistema de control. 2. Baja alimentación. 3. Error humano 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy bajo nivel. 2. Disminución progresiva de presión. 3. Flujos inversos (Diferenciales de presiones negativos). 4. Todas las etapas de compresión entran a condiciones de inestabilidad. 5. En 1.3 min. el separador FA-102 comienza a disminuir su nivel. 6. En 7 min. el separador FA-102 se encuentra en condiciones de muy bajo nivel. 7. Disminución progresiva de presión en FA-102. 8. En 7 min. el separador FA-204 comienza a disminuir su nivel. 9. En 14.3 min. el separador FA-204 se encuentra en condiciones de muy bajo nivel. 10. Después de 14.3 min. bajo flujo y baja presión de sección a GA-100. 11. Después de 14.3 min. comienza a disminuir el nivel en FA-801. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control. 2. Colocación de válvulas check de acuerdo a API-RP-14C. 3. Paro de compresores. 4. Paro de la bomba GA-100 antes del muy bajo nivel en FA-204. 5. Sacar de operación al equipo FA-801. 6. Disparo de las válvula de corte UV-1001, UV-1002 y UV-1003. 7. Activación del sistema de paro de emergencia 8. Cierre de válvulas SSV y SSSV.
Separador FA-102	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Baja alimentación. 3. Descarga bloqueada 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy bajo nivel. 2. Disminución progresiva de la presión. 3. Flujos inversos (Diferenciales de presiones negativos). 4. Condiciones de inestabilidad en GB-502AB. 5. Cierre de la válvula de alimentación en FA-101A/B para evitar altos niveles. 6. En 4 min. la cuarta, quinta y sexta etapa de 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección en el sistema de control. 2. Corregir la descarga bloqueada en FA-101A/B. 3. Colocación de válvulas check de acuerdo a API-RP-14C. 4. Apagado de compresores.

	de primera etapa.	<p>compresión entra en inestabilidad.</p> <ol style="list-style-type: none"> 7. En 5 min. comienza a disminuir el nivel en FA-204. 8. En 10 min. el separador FA-204 se encuentra en condiciones críticas de muy bajo nivel. 9. Después de 10 min. bajo flujo y baja presión de sección a GA-100. 10. Después de 10 min. comienza a disminuir el nivel en FA-801. 	<ol style="list-style-type: none"> 5. Apagar la bomba GA-100 antes del muy bajo nivel en FA-204. 6. Sacar de operación al equipo FA-801. 7. Disparo de las válvula de corte UV-1001, UV-1002 y UV-1003. 8. Cierre de válvulas SSV y SSSV.
Separador FA-204	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Baja alimentación. 3. Por descarga bloqueada de segunda etapa. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy bajo nivel. 2. Disminución progresiva de la presión. 3. Flujos inversos (Diferenciales de presiones negativos). 4. Condiciones inestables en GB-401AB y en GB-403AB. 5. Bajo flujo y baja presión de succión en GA-100. 6. Disminución en el nivel de FA-801. 7. Cierre de la válvula de alimentación en FA-102 para no incrementar su nivel. 8. Baja presión en FA-102. 9. Condiciones de inestabilidad en GB-503. 10. Cierre de válvula de alimentación en FA-101A/B para no incrementar su nivel. 11. Baja presión en FA-101A/B. 12. Inestabilidad en GB-601AB, GB-602AB y GB-603AB. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección en el sistema de control. 2. Corregir la descarga bloqueada en FA-101A/B. 3. Colocación de válvulas check de acuerdo a API-RP-14C. 4. Apagado de compresores. 5. Apagar la bomba GA-100 antes del muy bajo nivel en FA-204. 6. Sacar de operación al equipo FA-801. 7. Cierre de válvulas SSV y SSSV.

3.4.2. Condición de muy alto nivel

Se lleva a las etapas de separación a su condición crítica de muy alto nivel, asumiendo que una falla en el sistema de control, una descarga bloqueada o un error humano ocasionaría dicho escenario.

3.4.2.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)

Se simula dinámicamente la condición de muy alto nivel en la primera etapa de separación con el objetivo de determinar si esta condición nos llevaría a un paro total de topsides.

Cabe señalar que el punto de ajuste de ambos separadores es de 2.0 metros y la condición de muy alto nivel se considera en 2.7 metros, considerando que ambos equipos están diseñados para soportar el cien por ciento de carga, uno de ellos podría salir de operación sin que tener que parar el total del proceso ya que el otro tendría la capacidad de absorber la carga. En la figura 3.116 se puede observar la condición crítica de muy alto nivel correspondiente al separador FA-101A, una vez establecida esta condición se determinan los efectos en los equipos aguas abajo.

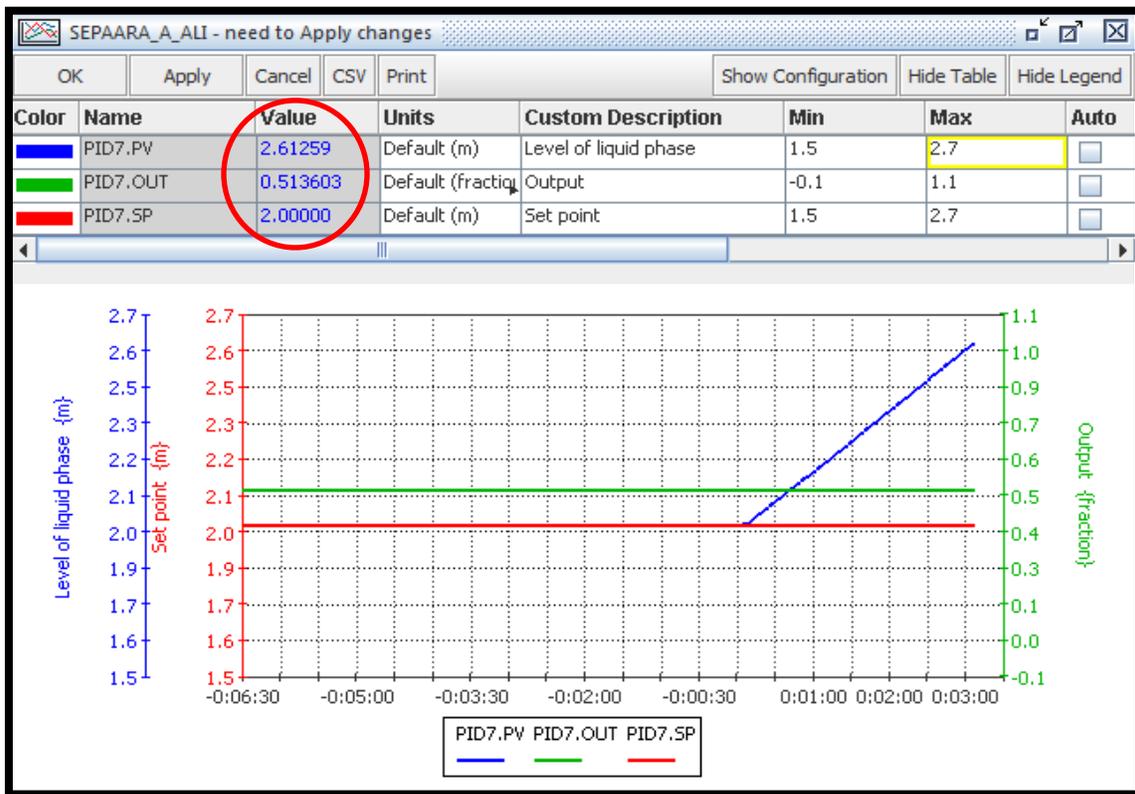


Figura 3.116. Condición crítica de muy alto nivel en FA-101A.

Los efectos en la variable presión en los separadores de primera etapa, es un incremento progresivo en dicha variable sin llegar a condiciones críticas, tal y como se observa en la figura 3.117. Se puede observar que a dicha acción responde el sistema de control de presión abriendo hasta un 100% la válvula de control de presión debido a que la variable se mantiene por encima del set point.

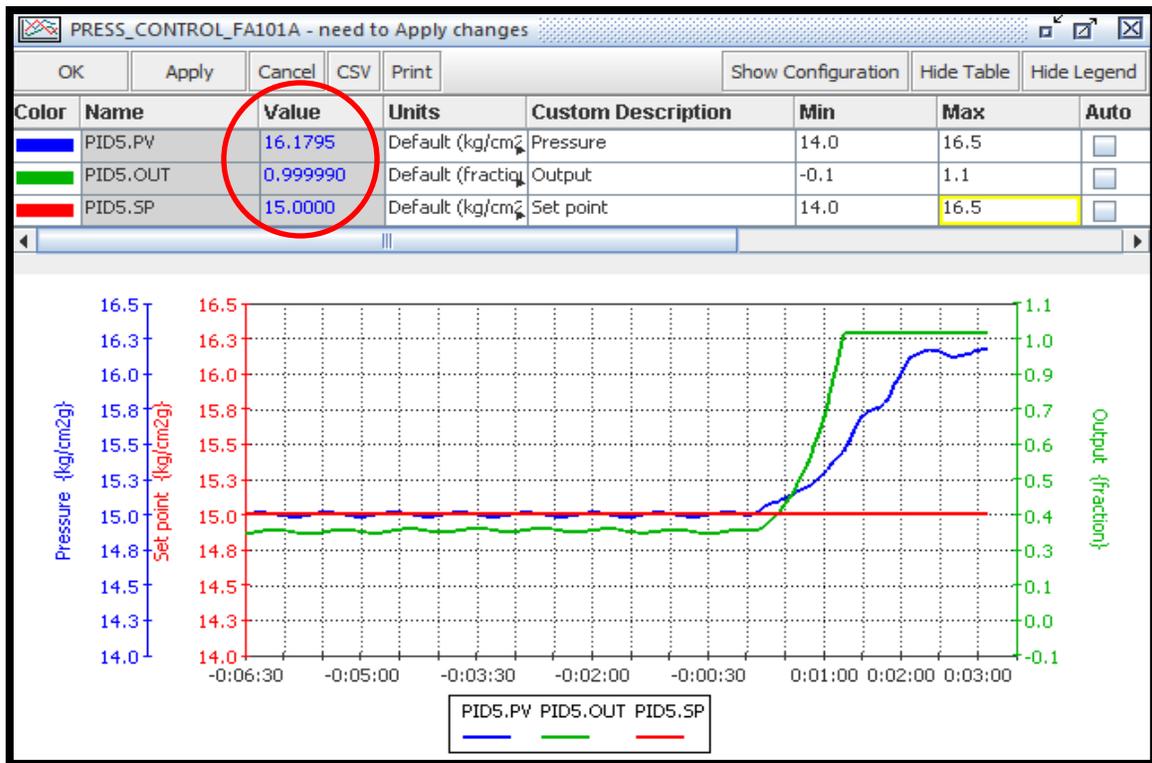


Figura 3.117. Efectos de la variable presión a causa de la condición de muy alto nivel en FA-101A.

Los efectos en el separador de segunda etapa (equipo aguas arriba) se pueden observar en las figuras 3.118 y 3.119 para las variables nivel y presión respectivamente. Como se puede observar el nivel trata de restablecer abriendo la válvula de control de nivel, se asume bajo en nivel en FA-102 a la condición de descarga bloqueada en FA-101A. Se pudo observar que la presión comienza progresivamente a aumentar debido a la entrada de una mayor cantidad de gas provocado por la apertura de la válvula de alimentación. Esta condición es momentánea debido a que la alimentación comienza a disminuir y con ello ambas variables (presión y nivel) comienzan a decaer.

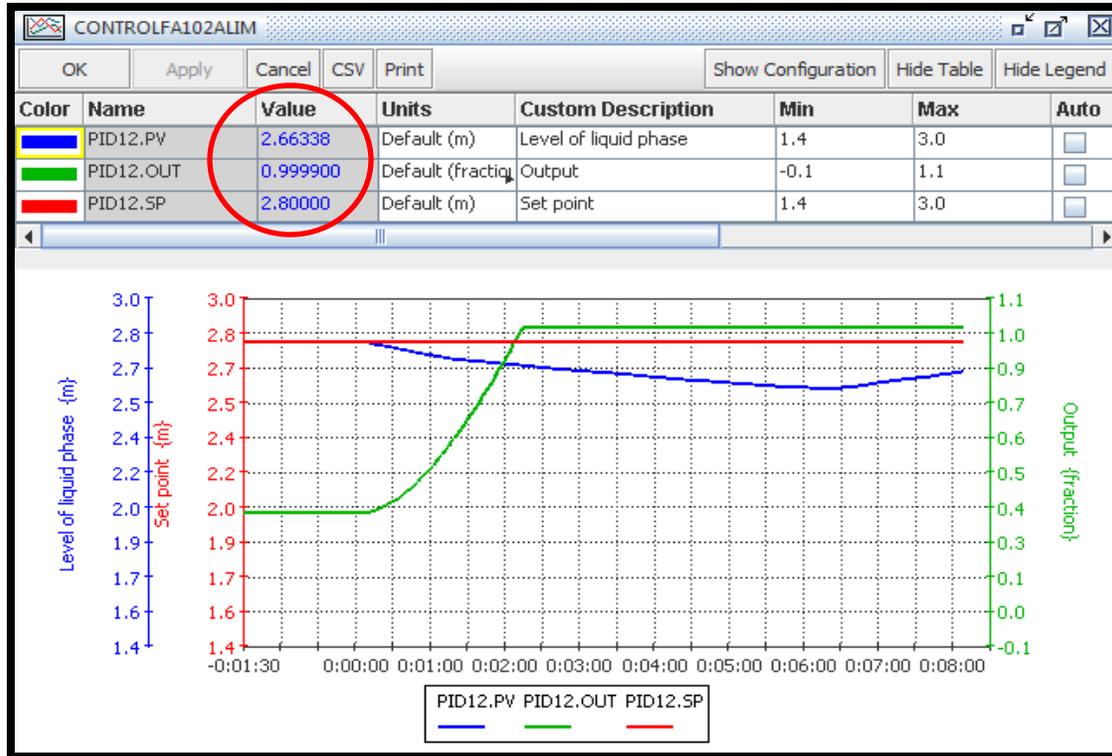


Figura 3.118. Efectos de la variable nivel en el separador de segunda etapa.

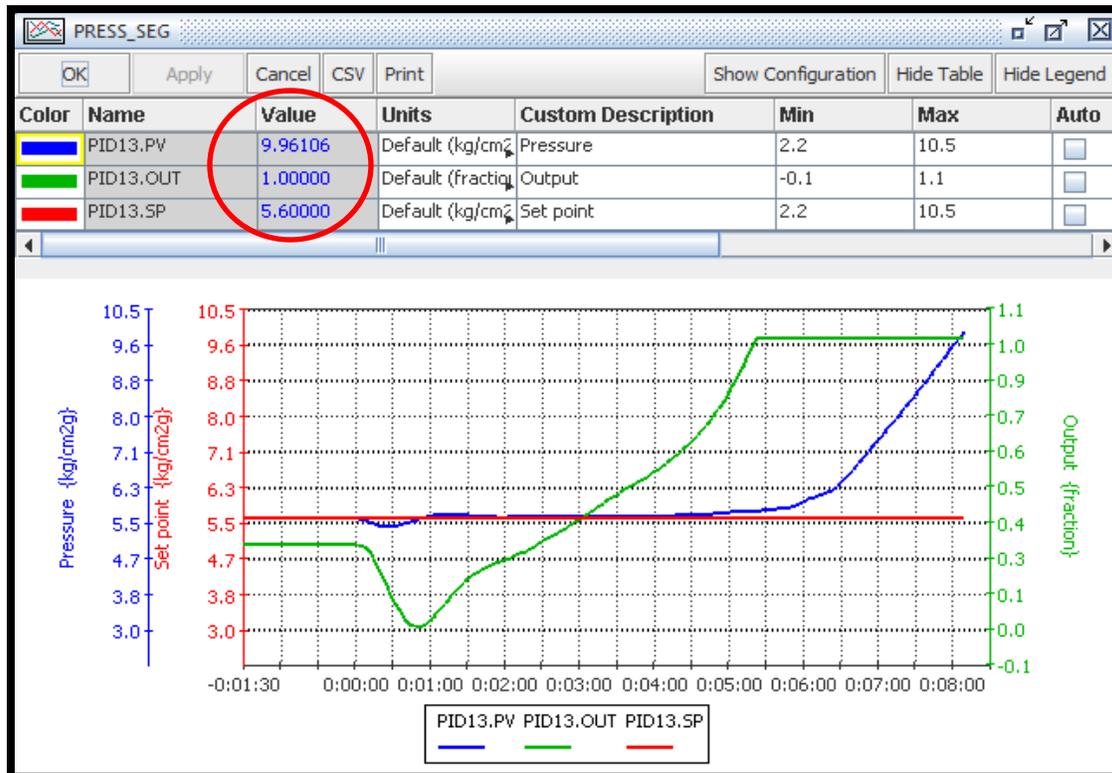


Figura 3.119. Efectos de la variable presión en el separador de segunda etapa.

3.4.2.2. Segunda etapa de separación (FA-102)

Se lleva a la segunda etapa de separación (separador FA-102) a su condición crítica de muy alto nivel, asumiéndose que una falla en el sistema de control o de presentar descarga bloqueada llevaría a esta condición. Se puede observar en la figura 3.120 que el nivel se encuentra en condiciones críticas de muy alto nivel, cabe mencionar que el set point del separador de segunda etapa se encuentra en 2.8 metros y la condición de muy alto nivel se estableció en 3.5 metros. La figura 3.121 muestra la condición de la variable presión en el recipiente, como se puede observar hay un incremento progresivo de la presión sin llegar a condiciones críticas, provocando que la válvula de control de presión abra hasta un 100% para tratar de corregir dicho efectos.

Una vez establecida esta condición en el separador de segunda etapa se prosigue con la evaluación de los efectos en equipos corriente arriba y corriente abajo del sistema de procesamiento en cubierta.

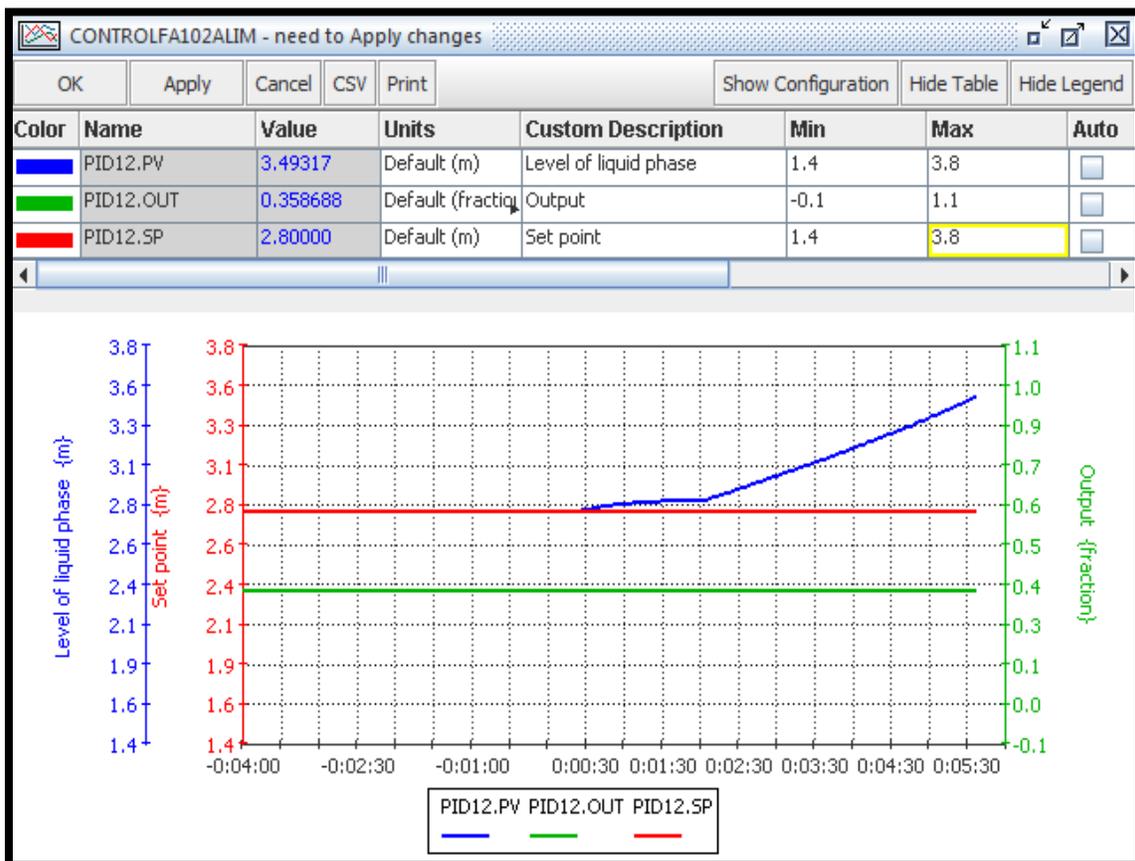


Figura 3.120. Condición crítica de muy alto nivel en FA-102.

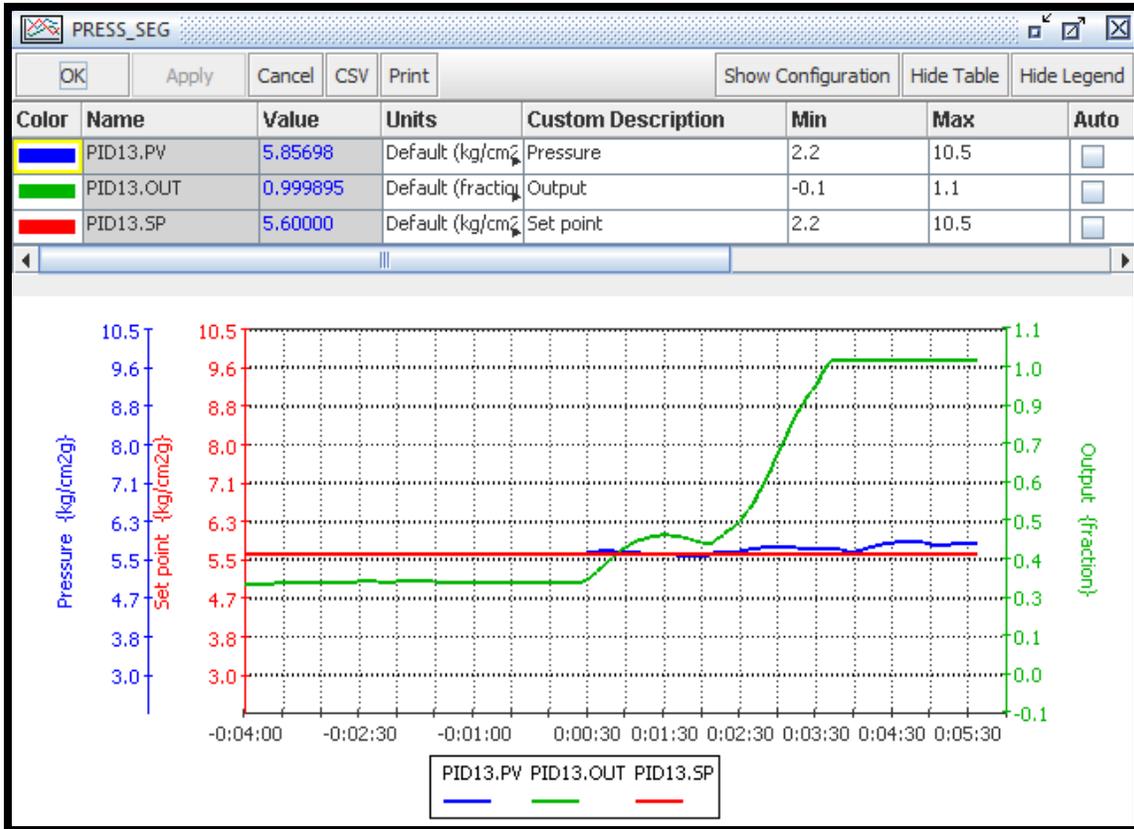


Figura 3.121. Efectos de la variable presión a causa de la condición de muy alto nivel en FA-102.

Los efectos en la primera etapa a esta condición se observan en las figuras 3.123 y 3.124 correspondientes a las variables nivel y presión respectivamente. Se puede observar que los efectos en la variable nivel son insignificantes ya que el set point permanece en el punto de ajuste, solo existe un pequeño porcentaje en la válvula de control de presión lo que se asume provoca los efectos en la variable presión. Se observa que la presión en la primera etapa comienza a incrementar progresivamente a partir de los 2 minutos ocasionado el alto nivel en la segunda etapa de separación, sin embargo una vez transcurridos 3 minutos no hay efectos significativos en dicha variable, sin embargo permanece por encima del punto de ajuste respondiendo la válvula de control de presión a dicha acción con un porcentaje de apertura del 100 por ciento.

Se puede concluir que los efectos provocados en la primera etapa de separación son mínimos en la variable nivel sin embargo es de vital importancia monitorear los efectos del flujo de gas hacia las etapas de compresión una vez abierta la válvula de control de presión.

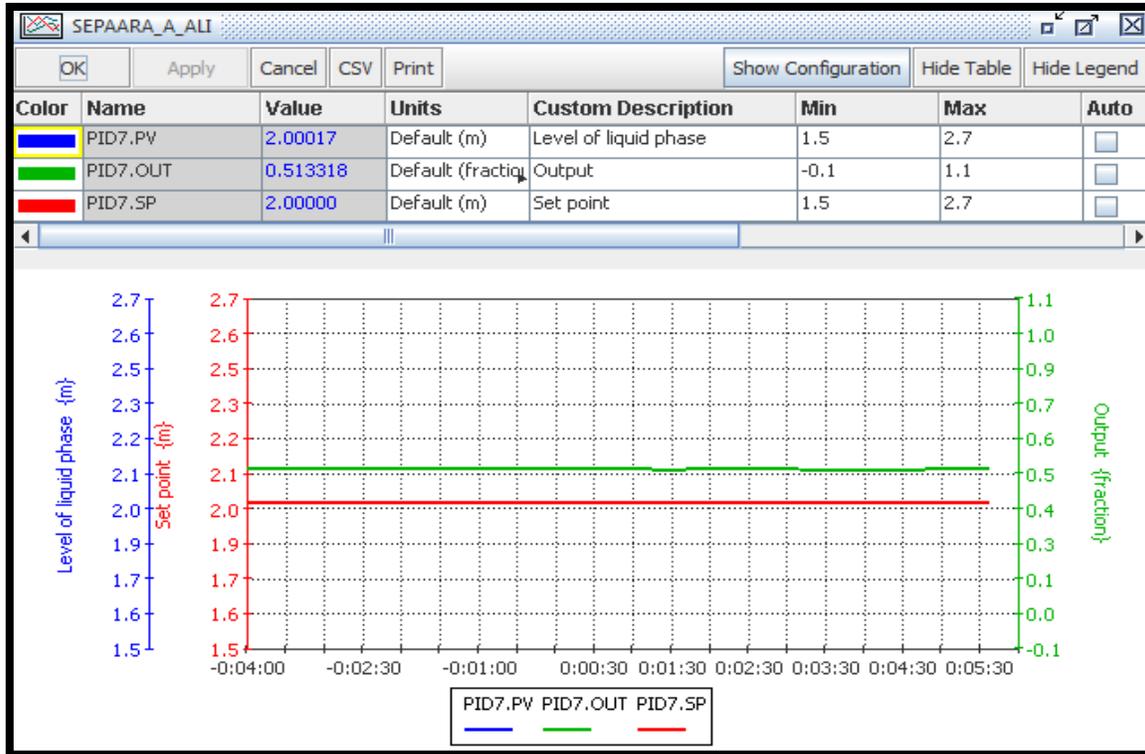


Figura 3.122. Efectos en FA-101A a condición de muy alto nivel en FA-102.

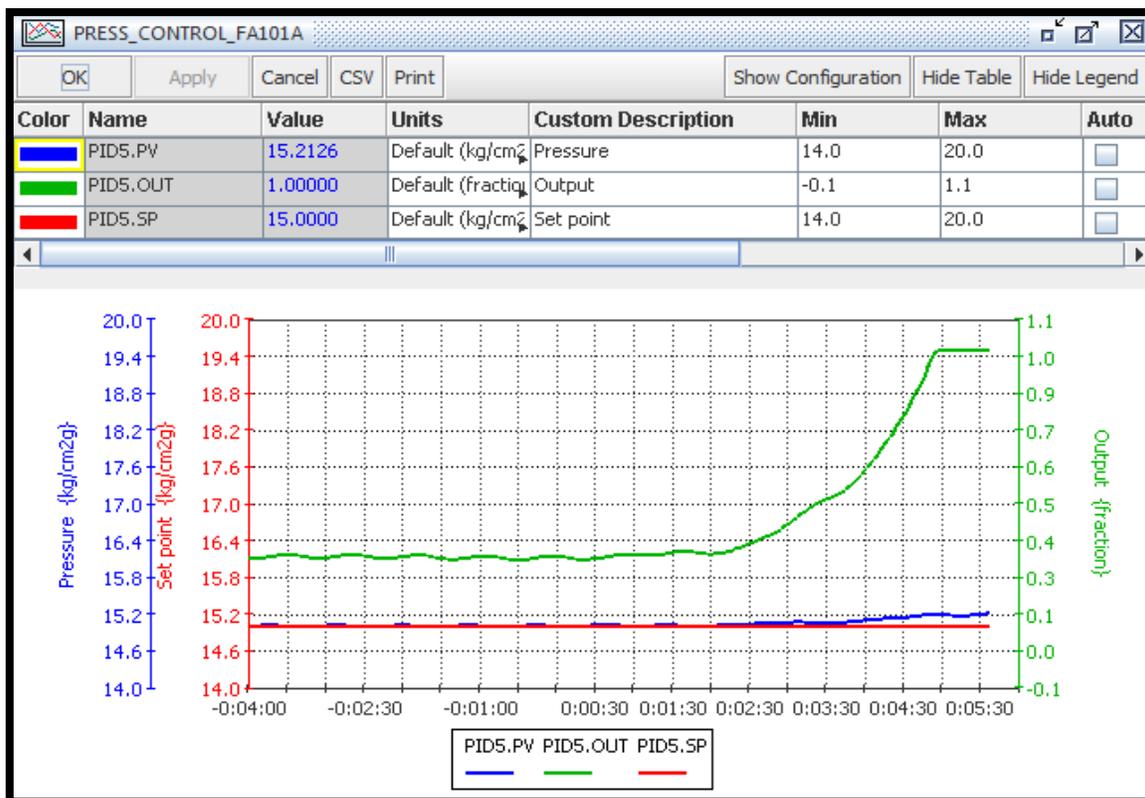


Figura 3.123. Efectos en la presión de FA-101A a condición de muy alto nivel en FA-102.

Los efectos en la tercera etapa a esta condición de muy alto nivel en la segunda etapa se pueden observar en las figuras 3.124 y 3.125 correspondientes a las variables nivel y presión respectivamente. Se puede observar que los efectos en la variable nivel son significativos ya que dicha variable comienza a disminuir progresivamente y al término de 5.30 minutos el separador de tercera etapa se encuentra en estado crítico de muy bajo nivel, y con ello todo lo que implica dicha condición anteriormente descritas. De acuerdo a la figura 3.124 se puede observar el comportamiento de la presión, se observan incrementos y descensos de dicha variable sobre el valor de ajuste provocado cierres y aperturas de la válvula de control de manera consecutiva, si esta condición continua podría provocar daños en los internos de la válvula debido a la cavitación provocada así como flujos intermitentes de gas hacia las etapas de compresión.

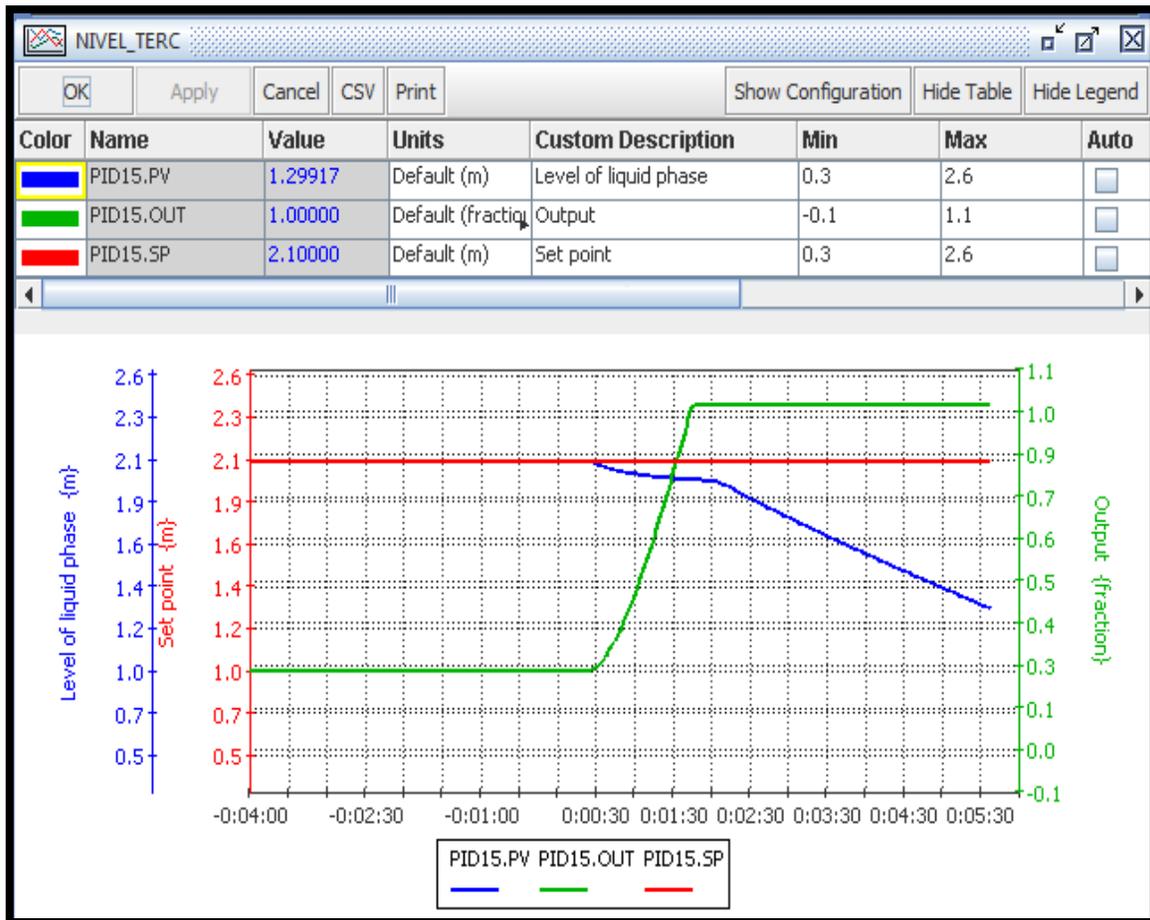


Figura 3.124. Efectos de la variable nivel en FA-201 a condición de muy alto nivel en FA-

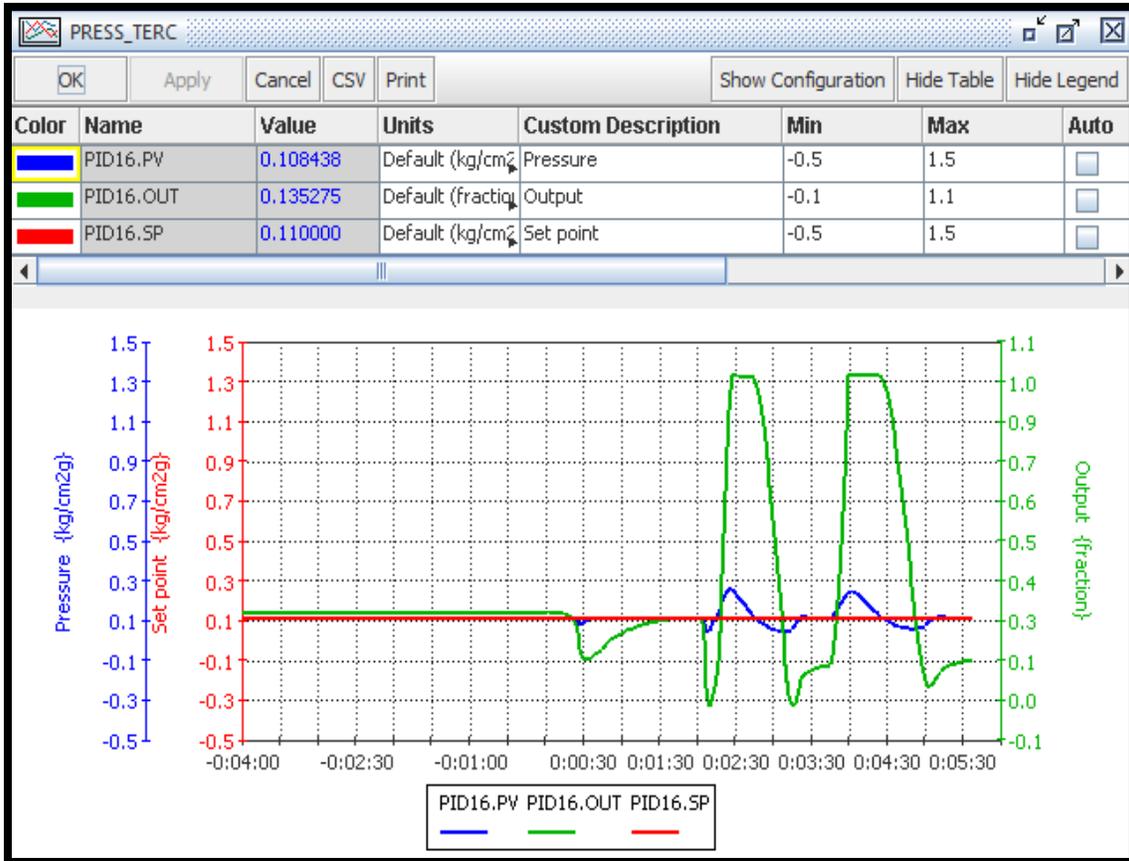


Figura 3.125. Efectos de la variable presión en FA-201 a condición de muy alto nivel en FA-102.

Se comprobó que la condición de muy alto nivel el separador FA-102 no tiene efectos relevantes en equipos tanto aguas arriba como aguas abajo, sin embargo si el nivel no se restablece entrarían en acción las válvulas de bloqueo del separador, cerrando la alimentación y la descarga del equipo, esta condición llevaría al paro total del sistema, ya que al cerrar la alimentación los separadores de primera etapa cierran automáticamente sus alimentaciones para no sufrir la condición de alto nivel, esta acción provocaría un bajo flujo hacia compresores provocando que entren en estado de surge el cual no se corregiría hasta que se vuelvan a restablecer las condiciones óptimas de operación.

En la tabla 3.14 se muestra el resumen de las condiciones críticas del muy alto nivel en las tres etapas de separación así como las causas que pudieran llevar a los equipos a esta condición, se describe las consecuencias y las recomendaciones para evitar los menores daños al proceso.

Tabla No. 3.14. Resumen de la condición de muy alto nivel en las etapas de separación.

CONDICIÓN CRÍTICA DE MUY BAJO NIVEL			
<i>EQUIPO</i>	<i>CAUSAS</i>	<i>CONSECUENCIAS</i>	<i>SUGERENCIAS</i>
Separadores FA-101A/B	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla del sistema de control. 2. Descarga bloqueada. 3. Alto flujo de alimentación. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alto nivel. 2. Aumento de presión. 3. Entra en operación la primera válvula de alivio. 4. No ocasiona ninguna alteración relevante en compresores, solo un pequeño aumento en la presión de descarga. 5. En etapas de separación aguas abajo el nivel se presenta con una pequeña disminución. 6. No hay efectos relevantes en equipos aguas abajo. 7. Si el nivel no se restablece, activación de las válvulas de corte. 8. Si el nivel sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 9. Salida de líquido por la corriente de gas y su posterior daño en compresores. 10. Paro del sistema de procesamiento en cubierta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Si el nivel no se restablece, activación del paro de emergencia. 3. Apagado de compresores. 4. Cierre de válvulas SSV y SSSV.
Separador FA-102	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Descarga bloqueada. 3. Alto flujo de 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alto nivel. 2. Aumento de presión. 3. Entra en operación la primera válvula de alivio. 4. No ocasiona ninguna alteración relevante en compresores, solo un pequeño aumento en la presión de descarga. 5. Si se presenta por descarga bloqueada, el 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Bloqueo del equipo. 3. Si el nivel no se restablece, activación del paro de emergencia. 4. Apagado de compresores. 5. Cierre de válvulas SSV y SSSV.

	alimentación.	<p>separador FA-101A/B incrementa su nivel.</p> <ol style="list-style-type: none"> 6. Si se presenta por descarga bloqueada bajo flujo hacia FA-204. 7. Si el nivel no se restablece, activación de las válvulas de corte. 8. Si el nivel sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 9. Salida de líquido por la corriente de gas y su posterior daño en compresores. 10. Paro del sistema de procesamiento en cubierta. 	
Separador FA-204	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Alta alimentación. 3. Por descarga bloqueada. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alto nivel. 2. Aumento de presión. 3. Entra en operación la primera válvula de alivio. 4. No ocasiona ninguna alteración relevante en compresores, solo un pequeño aumento en la presión de descarga. 5. Si se presenta por descarga bloqueada, el separador FA-204 incrementa su nivel y posteriormente los separadores FA-101A/B. 6. Si se presenta por descarga bloqueada bajo flujo hacia GA-100 y FA-801. 7. Si el nivel no se restablece, activación de las válvulas de corte. 8. Si el nivel sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 9. Salida de líquido por la corriente de gas y su posterior daño en compresores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Bloqueo del equipo. 3. Si el nivel no se restablece, activación del paro de emergencia. 4. Apagado de equipo rotatorio (bombas y compresores). 5. Cierre de válvulas SSV y SSSV.

3.4.3. Condición de muy baja presión

Se simula dinámicamente la condición de muy baja presión para cada una de la etapas de separación con el fin de determinar cuáles serían los efectos en los equipos que se encuentra aguas arriba o aguas abajo, de esta forma se determinaría que equipos son los más críticos que en un momento dado nos lleven al paro total del sistema de procesamiento en el FPSO.

3.4.3.1. Etapas de separación

Este escenario de riesgo provoca que los separadores de primera, segunda y tercera etapa de separación se encuentren en la condición crítica de muy baja presión. Como se puede ver en el punto 3.3.1, la condición crítica de muy bajo nivel ocasiona la condición de muy baja presión en cada una de las etapas de separación, asumiendo dicha disminución en la variable de presión debido a la baja alimentación de gas provocado por una falla en el sistema de control en la alimentación que provocaría el cierre de la válvula de alimentación que a su vez ocasiona el bajo flujo. De esta manera se puede concluir que el bajo nivel en los equipos de separación nos llevaría a la condición de muy baja presión.

3.4.4. Condición de muy alta presión

Mediante la ayuda de la simulación dinámica se lleva a cada una de las etapas a condición de muy alta presión, esto se logra bloqueando la descarga de gas en cada separador. Una vez producida la condición crítica lo que se pretende básicamente es corroborar el diseño de las válvulas de alivio de presión por descarga bloqueada cuidado la integridad mecánica del recipiente.

Se asume que este escenario lo produciría una falla en el sistema de control, una descarga bloqueada o un error humano.

3.4.4.1. Primera etapa de separación (FA-101A/B)

Se lleva a los separadores de primera etapa a su condición de muy alta presión, provocado un bloqueo en la descarga de gas tal y como se presenta en la figura 3.126. Una vez bloqueada la descarga la presión en dicho equipo comienza a incrementar hasta llegar a

condiciones críticas de muy alta presión, cabe mencionar que la presión de ajuste en la primera etapa corresponde a 15 kg/cm².

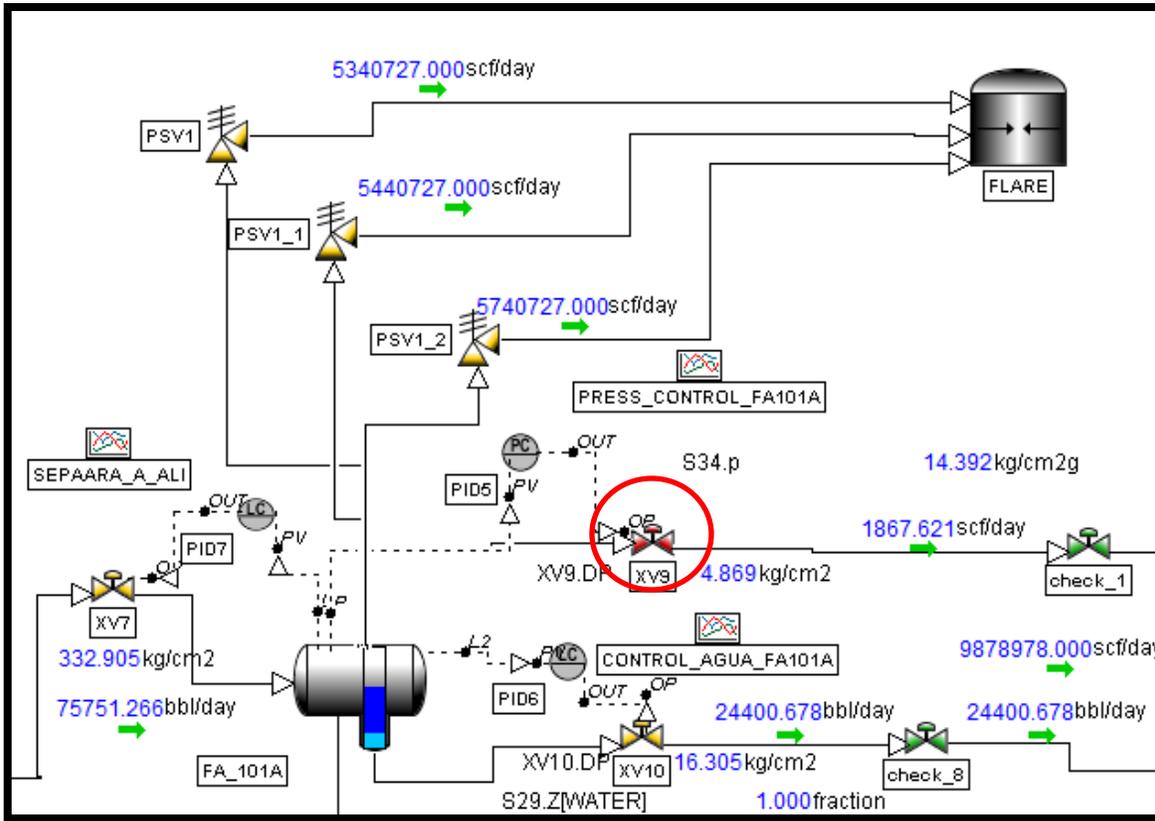


Figura 3.126. Descarga bloqueada en el separador de primera etapa.

El incremento de la presión se puede observar en la figura 3.127, en la cual se observa que la presión se encuentra por encima de la presión de relevo, sin embargo al llegar a la presión e relevo de las válvulas de alivio de presión, estas abren enviando en exceso de carga al quemador elevado, lo relevante de esta situación es comprobar los tiempos de despresurización que como ya se describió anteriormente cumplen con lo establecido de acuerdo al API RP 520, de esta forma mantenemos la integridad mecánica del recipiente. Cabe mencionar que la primera etapa consta de tres válvulas PSV donde la presión de relevo configurada en cada una es:

- PSV1= 18.5 kg/cm²= 263.13 lbs/pulg².
- PSV2= 19.0 kg/cm²= 270.24 lbs/pulg².
- PSV3= 19.5 kg/cm²= 277.36 lbs/pulg².

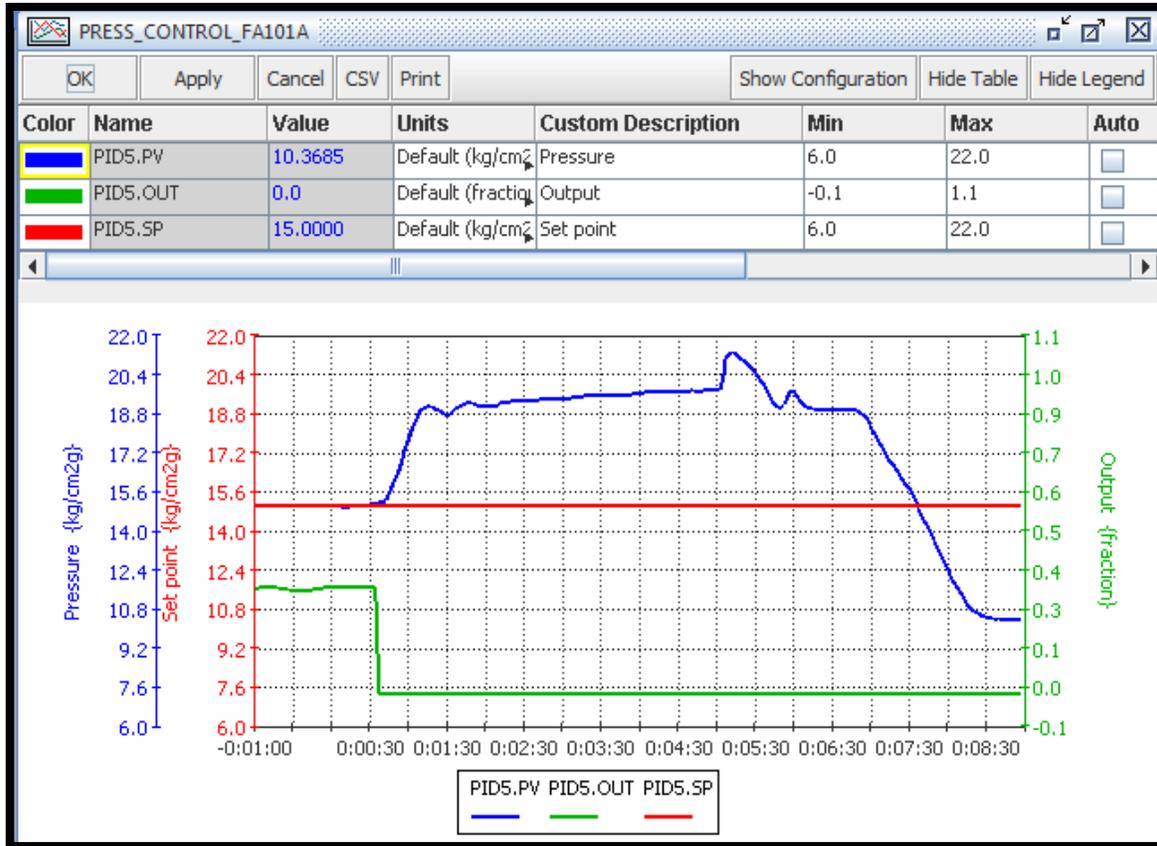


Figura 3.127. Despresurización del separador de primera etapa FA-101A por descarga bloqueada.

La descarga bloqueada provoca una disminución considerable en el flujo hacia los compresores que se ubican aguas arriba del separador de primera etapa, provocando tal y como se muestre en la figura 3.128 la activación del sistema antisurge. La condición crítica del surge solo debe permanecer momentáneamente en los equipos de lo contrario podría ocurrir daños en los internos.

Los compresores entran en condiciones de inestabilidad, primeramente son los GB-601A/B, posteriormente el GB-602A/B y por último los compresores GB-603A/B, de acuerdo a la configuración de dichos equipos (ver diagrama de flujo del proceso).

Se concluye que la condición crítica de descarga bloqueada ocasiona la activación de las válvulas de relevo de presión y ocasiona que los compresores entren en estado de inestabilidad activando su sistema de antisurge.

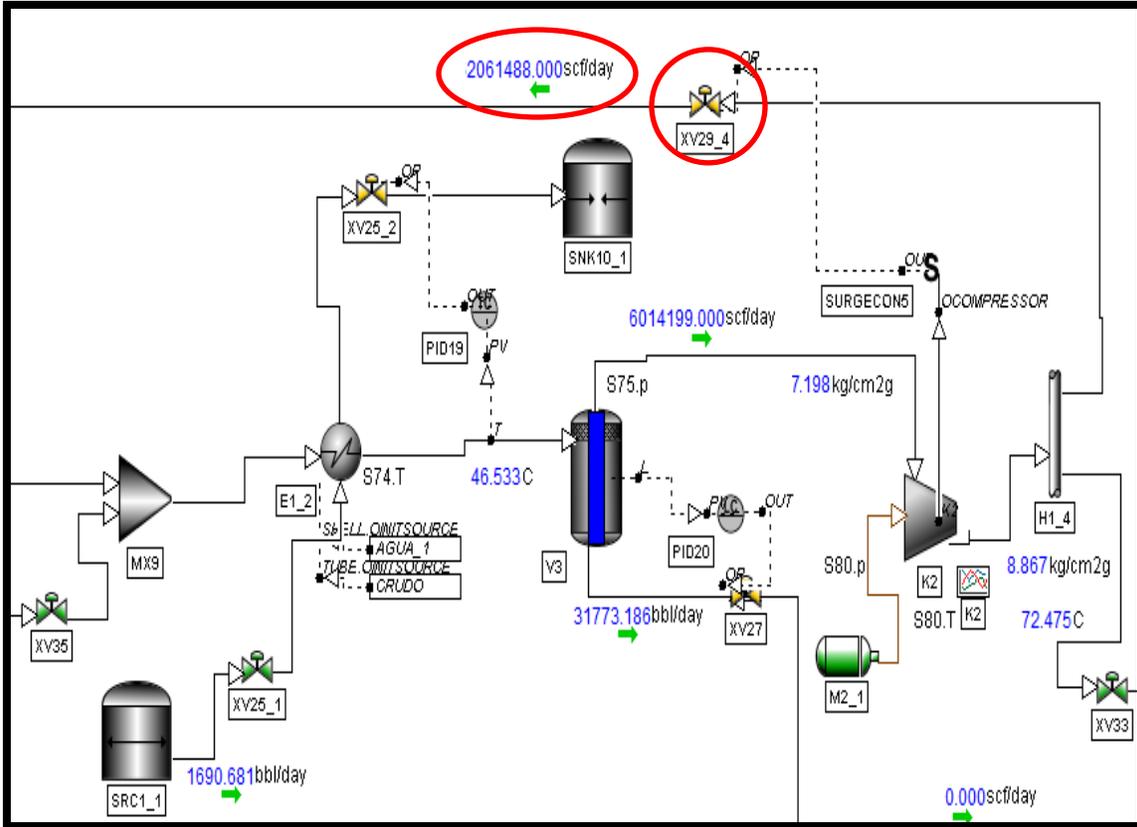


Figura 3.128. Inestabilidad en compresores debido a la descarga bloqueada en FA-101A.

3.4.4.2. Segunda etapa de separación (FA-102)

Para provocar el escenario crítico de muy alta presión en el separador de segunda etapa se realiza el mismo procedimiento planteado en la primera etapa de separación, bloqueando la descarga de gas ocasionando la alta presión en el equipo. La figura 3.129 muestra la descarga de gas bloqueada en el separador de segunda etapa (FA-102). Una falla en el sistema de control, un error humano o la presencia de la descarga bloqueada se asume podría ocasionar este escenario de riesgo.

La respuesta, primeramente del equipo involucrado es que a altas presiones abren la válvula de relevo de presión permitiendo mantener la integridad mecánica del equipo. De acuerdo a la figura 3.130 la válvula de seguridad reduce la presión en los tiempos establecidos en el API RP 520. Cabe mencionar que de acuerdo al diseño de la válvula de relevo de presión por descarga bloqueada, el separador de segunda etapa cuenta con un solo dispositivo de acuerdo a lo descrito anteriormente (Diseño de válvula de relevo de presión).

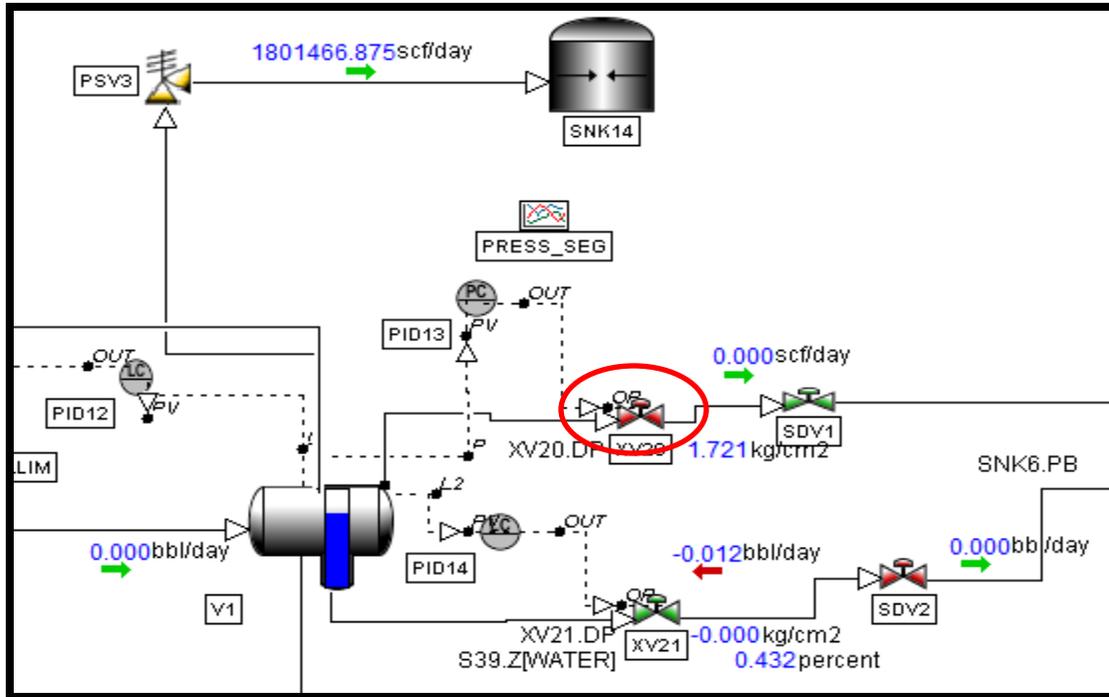


Figura 3.129. Descarga bloqueada en el separador de segunda etapa FA-102.

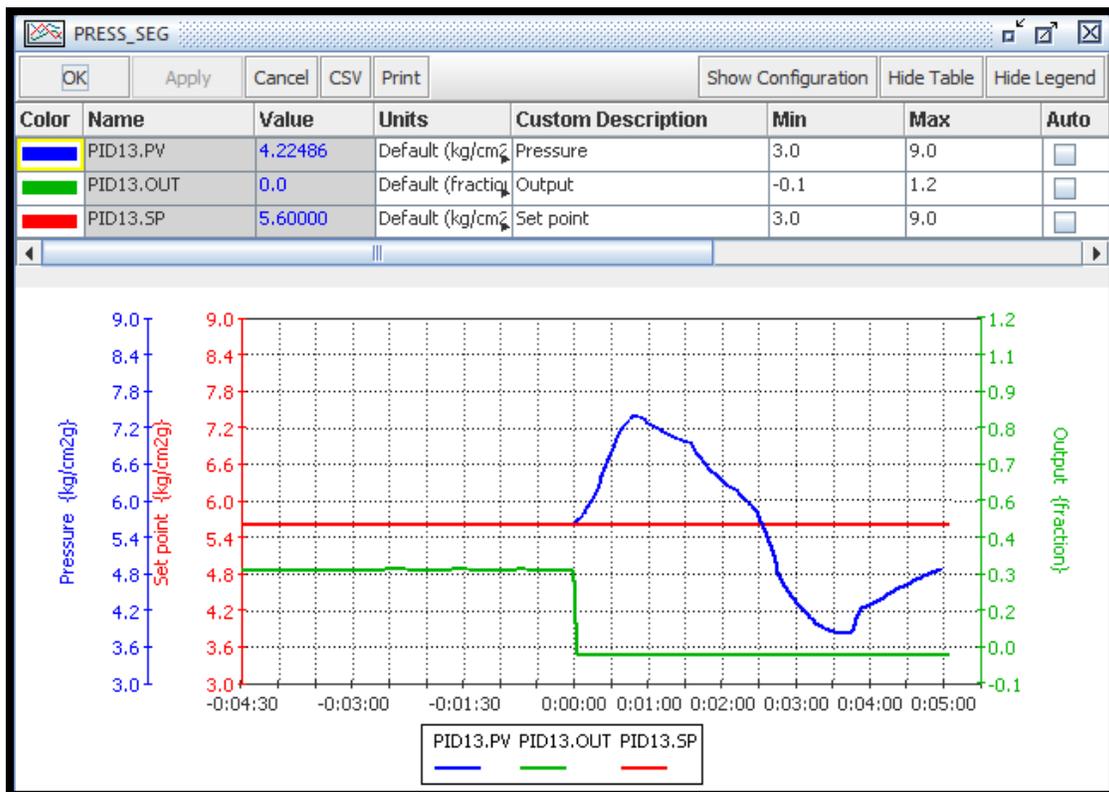


Figura 3.30. Despresurización de FA-102 a descarga bloqueada.

La descarga bloqueada en el separador de segunda etapa provoca un bajo flujo hacia los compresores GB-502A/B provocando la activación del sistema antisurge tal y como se muestra en la figura 3.131, sin embargo los compresores ubicados agua arriba y aguas abajo continúan operando de forma normal.

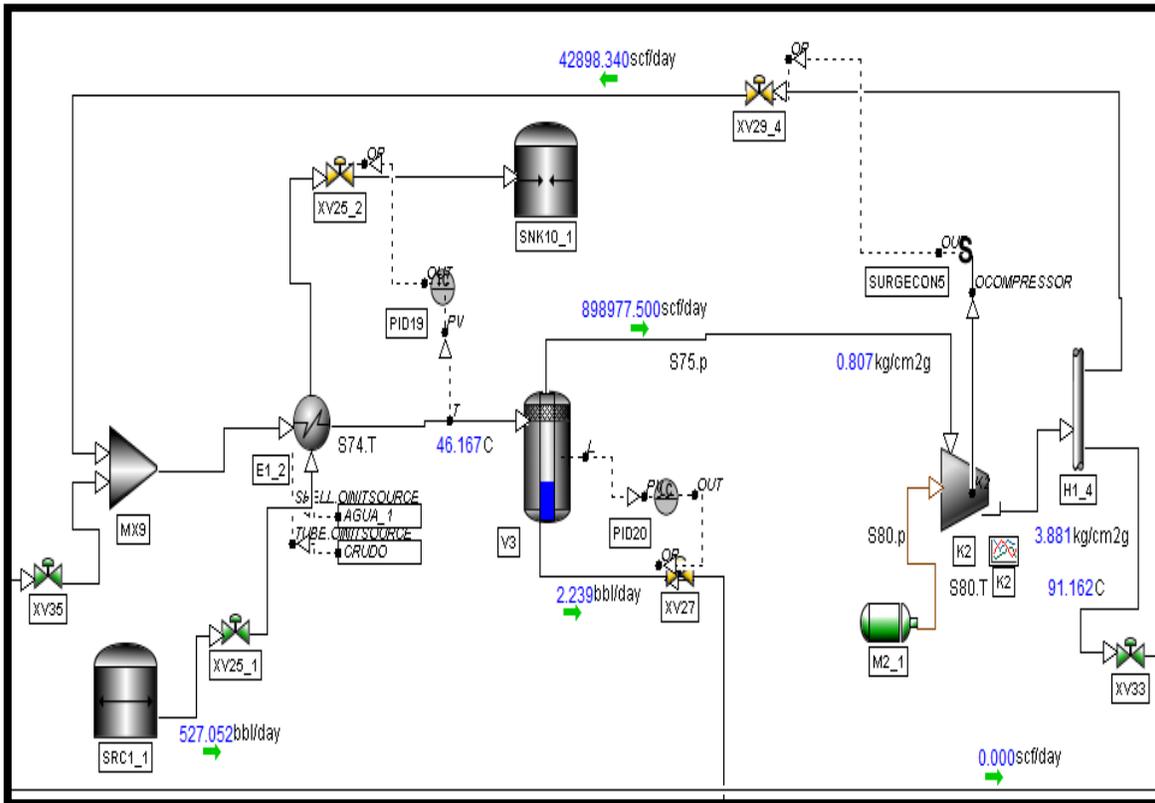


Figura 3.131. Activación del sistema antisurge en GB-502A.

3.4.4.3. Tercera etapa de separación (FA-204)

Se lleva a la tercera etapa a su condición de muy alta presión asumiendo que una descarga bloqueada provocaría dicho escenario.

Como se observa en la figura 3.132 la condición crítica de muy alta presión provoca la activación de la válvula de relevo de presión, de esta forma se evita que continúe el aumento en la variable presión manteniendo la integridad mecánica del recipiente. La descarga bloqueada ocasiona que los compresores GB-401A/B y GB-403A/B activen su sistema antisurge (figura 3.133) debido al bajo flujo proveniente del separador. Sin embargo los compresores aguas abajo continúan en operación normal.

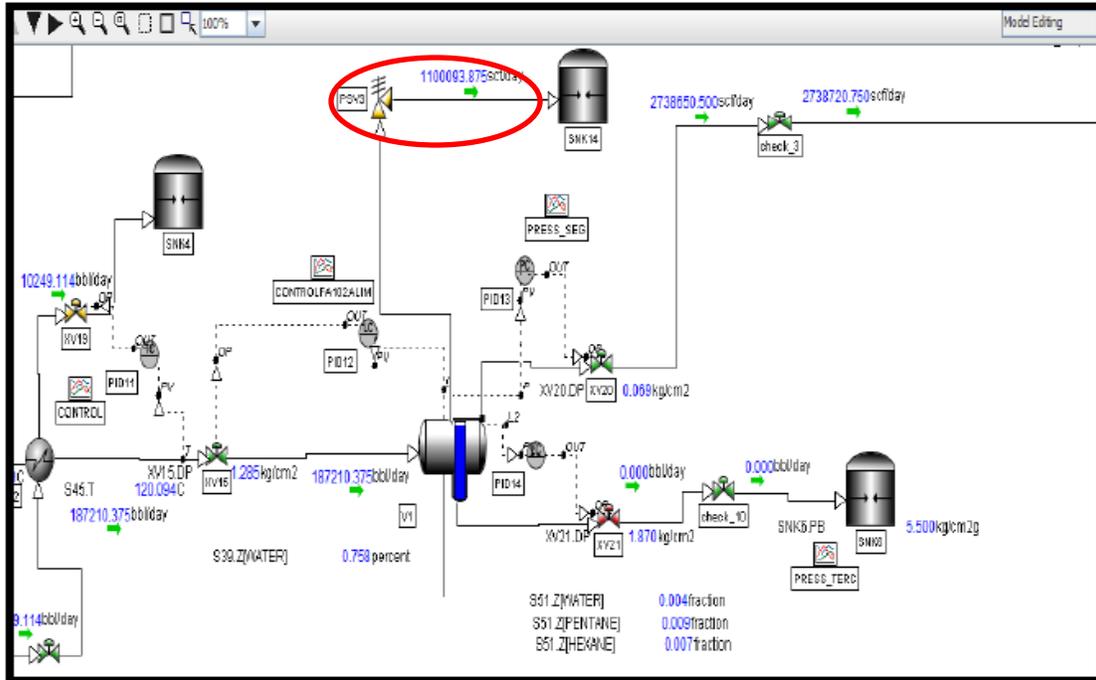


Figura 3.132. Activación de la PSV en el separador de segunda etapa FA-204.

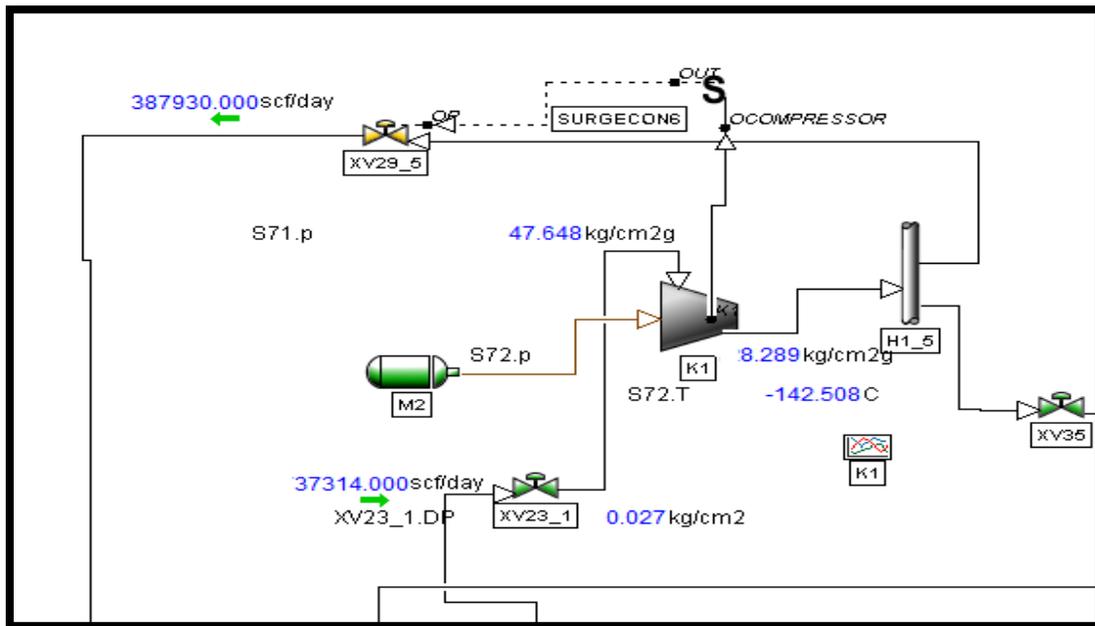


Figura 3.133. Activación del sistema antisurge en GB-401A.

En la tabla 3.15 se muestra el resumen de las condiciones de muy alta presión en las tres etapas de separación, las causas que pudieran llevar a los equipos a esta condición, se describe las consecuencias y las recomendaciones para evitar los menores daños al proceso.

Tabla No. 3.15. Resumen de la condición de muy alta presión en las etapas de separación.

CONDICIÓN CRÍTICA DE MUY ALTA PRESIÓN			
EQUIPO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	SUGERENCIAS
Separadores FA-101A/B	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla del sistema de control. 2. Descarga bloqueada. 3. Alto flujo de alimentación. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alta presión. 2. Entran en operación la primera válvula de alivio. 3. Bajo flujo hacia compresores GB-601A/B, GB-602A/B y GB-603A/B, activan su sistema antisurge. 4. No afecta a las etapas de separación aguas abajo. 5. Si la presión no se restablece, activación de las válvulas de corte. 6. Si la presión sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 7. Paro del sistema de procesamiento en cubierta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Si la presión no se restablece, activación del paro de emergencia. 3. Fuera de operación de compresores. 4. Cierre de válvulas SSV y SSSV.
Separador FA-102	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Descarga bloqueada. 3. Alto flujo de alimentación. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alta presión. 2. Entra en operación la válvula de alivio de presión. 3. Bajo flujo hacia compresor GB-502A/B, activando su sistema antisurge. 4. No afecta la operación de equipos aguas abajo y aguas arriba. 5. Si la presión no se restablece, activación de las válvulas de corte. 6. Si la presión sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 7. Paro del sistema de procesamiento en cubierta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Si la presión no se restablece, activación del paro de emergencia. 3. Fuera de operación de compresor. 4. Cierre de válvulas SSV y SSSV

<p>Separador FA-204</p>	<p>Se asume esta condición a alguna o a la combinación de las siguientes causas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Falla en el sistema de control. 2. Alta alimentación. 3. Por descarga bloqueada. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones críticas de muy alta presión. 2. Entra en operación la válvula de alivio de presión. 3. Bajo flujo hacia compresor GB-502A/B, activando su sistema antisurge. 4. No afecta la operación de equipos aguas abajo y aguas arriba. 5. Si la presión no se restablece, activación de las válvulas de corte. 6. Si la presión sigue aumentado, activación del sistema de emergencia 7. Paro del sistema de procesamiento en cubierta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Corrección del sistema de control y/o descarga bloqueada. 2. Si la presión no se restablece, activación del paro de emergencia. 3. Fuera de operación de compresores. 4. Cierre de válvulas SSV y SSSV
--------------------------------	--	--	--

3.5. Aplicación de la lista de verificación (*Check List*) por API RP 14C

Una vez desarrollados los diagramas de tubería e instrumentación (DTIs) por proceso, así como los diferentes análisis de riesgo en la simulación dinámica, se prosigue con la aplicación de la lista de verificación la cual permitirá tener dichos diagramas del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO con los requisitos mínimos de seguridad con los que una instalación de operación costa afuera debe operar, permitiendo obtener un primero y un segundo nivel de protección ante eventos inseguros. Cabe mencionar que la metodología empleada en la realización de la lista de verificación se encuentra en el API RP 14C.

3.6. Filosofía de operación

Una vez desarrollada la lista de verificación se prosigue con la descripción de la filosofía de operación de la primera etapa de separación, solo se describe dicha etapa ya que no forma parte de los objetivos la descripción de la filosofía de operación de todo el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO.

3.6.1. Control de nivel en el separador de primera etapa FA-101A.

a) Condición de bajo nivel.

Cuando se tenga bajo nivel en el separador FA-101A, el transmisor de nivel LIT-1008X enviará señal al controlador de nivel LIC-1008X configurado en el SDMC, el cual mandará dos señales, una de cierre a las válvulas LV-1008AX/LV-1008BX, instaladas sobre las líneas 8"-P-1004-D54A, y otra de apertura a las válvulas LV-1009AX/LV-1009BX, ubicadas en las líneas 16"-P-1003-D54A, respectivamente. Si el nivel no se restablece y sigue bajando hasta los 572 mm, se activará la alarma por bajo nivel LAL-1008 configurada en el SDMC.

b) Condición de alto nivel.

Cuando se tenga alto nivel en el separador FA-101A, el transmisor de nivel LIT-1008X enviará señal al controlador de nivel LIC-1008 configurado en el SDMC, el cual mandará dos señales, una de apertura a las válvulas LV-1008AX/LV-1008BX, instaladas sobre las líneas 8"-P-1004-D54A, y otra de cierre a las válvulas LV-1009AX/LV-1009BX, ubicadas en las líneas 16"-P-1003-D54A, respectivamente. Si el nivel no se restablece y sigue subiendo hasta los 1494 mm, se activará la alarma por alto nivel LAH-1008 configurada en el SDMC. En caso de que el nivel siga subiendo hasta los 1829 mm, el interruptor por muy alto nivel LSHH-1008 enviará señal de cierre a las válvulas de corte UV-1001 (entrada de mezcla al separador) y PV-1010AX/PV-1010BX (salida de gas del separador), por lo que se envía la señal al FIC-1008 para el envío de la producción al separador FA-101B siempre y cuando este se encuentre operando de forma normal, de no ser así se envía la señal de apertura de la válvula UV-1003, permitiendo el envío de la producción a sección de almacenamiento por la línea 24"-P-1001-D54A, mientras se estabiliza el nivel.

Esta acción de control de nivel, también se puede realizar de forma local, mediante el controlador de nivel LC-1008, el cual puede enviar señal de apertura o cierre a las válvulas LV-1008AX/PV-1008BX y LV-1009AX/LV-1009BX respectivamente.

En caso de que el problema persista y que el nivel continúe incrementando hasta los 2010 mm, los transmisores de nivel LIT-1010AX y LIT-1011AX activarán los disparos de los interruptores por muy alto nivel LSHH-1010AX y LSHH-1011AX, configurados en el ESD, activando el sistema de paro por emergencia, ocasionando el cierre de las válvulas SDV-1100, SDV-1004, SDV-1005, SDV-1006 y SSV-1000, esta última válvula ocasiona el bloque de la boca del pozo así como del sistema de presionamiento. El desenlace de estas acciones se realiza sólo si ambos transmisores detectan simultáneamente el muy alto nivel.

La posición de las válvulas LV-3103AX/LV-3103BX y LV-3104AX/LV-3104BX a falla de aire de instrumentos, es cerrada.

3.6.2. Control de presión en el separador de primera etapa FA-101A

La presión de operación del separador se mantiene con el controlador PIC-1010AX local / PIC-1010 configurado en el SDMC y las válvulas de control de presión PV-1010AX/PV-1010BX localizadas sobre las líneas 6"-P-1006- D54A, respectivamente.

a) Condición de baja presión.

Cuando se tenga baja presión en el separador FA-101A, el transmisor indicador de presión PIT-1010X mandará señal al controlador indicador de presión PIC-1010 configurado en el SDMC, el cual a su vez enviará señal de cierre a las válvulas PV-1010AX/PV-1010BX. Si la presión no se restablece y sigue bajando hasta alcanzar un valor de 10.0 Kg/cm² man., se activará la alarma por baja presión PAL-1010 configurada en el SDMC.

En caso de que el problema continúe hasta alcanzar un valor de 8.0 Kg/cm² man, los transmisores de presión PIT-1011AX y PIT-1011BX activarán los disparos de los interruptores por muy baja presión, PSSL-1011AX y PSSL-1011BX, configurados en el ESD, activando el sistema de paro por emergencia, ocasionando el cierre de las válvulas SDV-1100, SDV-1004, SDV-1005, SDV-1006 y SSV-1000, esta última válvula ocasiona el bloque de la boca del pozo así como del sistema de presionamiento. El desenlace de estas

acciones se realiza sólo si ambos transmisores detectan simultáneamente la muy baja presión.

b) Condición de alta presión.

En caso de existir alta presión en el separador FA-101A, el transmisor indicador de presión PIT-1010X mandará señal al controlador de presión PIC-1010 configurado en el SDMC, el cual a su vez enviará señal de apertura a las válvulas PV-1010AX/PV-1010BX, enviando el gas al quemador elevado. Si la presión no se restablece y sigue subiendo entra en operación la primer válvula de relevo (PSV-101A) a 17.5 Kg/cm² man, si la presión no se restablece actúa la siguiente PSV-101B a una presión de 18.0 Kg/cm² man, y si aun así la presión sigue subiendo entra en relevo la tercera PSV-101C la cual está configurada para abrir a 18.5 Kg/cm² man. Las PSVs envían el gas al quemador elevado. Si la presión no se restablece y sigue subiendo hasta alcanzar un valor de 19.0 Kg/cm² man., se activará la alarma por alta presión PAH-1010, configurada en el SDMC. En caso de que la presión continúe subiendo hasta los 19.5 Kg/cm² man., el interruptor por muy alta presión PSHH-1012 enviará señal de cierre a las válvulas de corte UV-1001 (entrada de mezcla al separador)), por lo que se envía la señal al FIC-1008 para él envío de la producción al separador FA-101B siempre y cuando este se encuentre operando de forma normal, de no ser así se envía la señal de apertura de la válvula UV-1003, permitiendo el envío de la producción a sección de almacenamiento por la línea 24"-P-1001-D54A, mientras se estabiliza la presión.

Esta acción de control de presión, también se puede realizar de forma local mediante el controlador indicador de presión local PIC-1010X, el cual puede enviar señal de apertura o cierre a las válvulas PV-1010AX/PV-1010BX.

En caso de que el problema persista y que la presión continúe incrementando hasta alcanzar un valor de 20.0 Kg/cm² man, los transmisores de presión PIT-1011AX y PIT-1011BX activarán los disparos de los interruptores por muy alta presión PSHH-1011AX y PSHH-1011BX configurados en el ESD, activando el sistema de paro por emergencia, ocasionando el cierre de las válvulas SDV-1100, SDV-1004, SDV-1005, SDV-1006 y SSV-1000, esta última válvula ocasiona el bloque de la boca del pozo así como del sistema

de presionamiento. El desenlace de estas acciones se realiza sólo si ambos transmisores detectan simultáneamente la muy alta presión.

La posición de las válvulas PV-1010AX/PV-1010BX a falla de suministro de aire de instrumentos es abierta.

3.6.3. Operación de las válvulas de corte

a) Válvula de corte UV-1001.

La válvula de corte UV-1001, abre y cierra de forma manual/automática. El selector HS-1001B configurado, abre o cierra de manera automática la válvula, mediante las botoneras PB-1001C (abierta) y PB-1001D (cerrada) configuradas en el SDMC, o por la señal proveniente de muy alto nivel (LSHH-1008) o muy alta presión (PSHH-1012). El selector HS-1001A local abre o cierra la válvula de forma manual, mediante las botoneras local PB-1001A (abierta) y PB-1001B (cerrada). Dicha válvula abre y cierra con suministro de aire de instrumentos.

b) Válvula de corte UV-1003.

La válvula de corte UV-1003, abre y cierra de forma manual/automática. El selector HS-1003B configurado, abre o cierra de manera automática la válvula, mediante las botoneras PB-1003C (abierta) y PB-1003D (cerrada) configuradas, o por la señal proveniente de muy alto nivel (LSHH-1008) o muy alta presión (PSHH-1012) en el separador. El selector HS-1003A local abre o cierra la válvula de forma manual, mediante las botoneras PB-1003A (abierta) y PB-1003B (cerrada) locales. Dicha válvula abre y cierra con suministro de aire de instrumentos.

3.6.4. Operación de la válvula de venteo BDV

En caso de presentarse fuego confirmado en el FPSO, el sistema de gas y fuego mandará señal de apertura a la válvula BDV-1007X, despresurizando el tanque separador.

La válvula BDV-1007X, cuenta con botones de apertura, cierre y prueba locales (PB-1007AX/PB-1007BX/ PB-1007EX), y botones de apertura y cierre configurados en el ESD (PB-1007C/PB-1007D).

La válvula BDV-1007X abre y cierra con suministro de aire, quedando abierta a falla de este, mediante la acción de un resorte de retroceso. La posición de la válvula es monitoreada en el ESD a través de los indicadores de posición ZIH-1007 (abierta) y ZIL-1007 (cerrada).

La prueba parcial del conjunto válvula-actuador-solenoides es monitoreada en el ESD a través de los indicadores de posición ZI-1007 y ZIL-1007.

3.6.5. Operación de la válvula de paro por emergencia SDV

En caso de que el separador presente presiones de trabajo por arriba de los 39.0 Kg/cm² man., o niveles de líquido por arriba de los 1829 mm, o la presencia de un fuego confirmado, el ESD o el sistema de gas y fuego mandará señal de cierre a la válvula SDV-3100.

La válvula de paro por emergencia SDV-3100, cuenta con botones de apertura, cierre y prueba locales (PB-3100A/PB-3100B/PB-3100E), y botones de apertura y cierre configurados en el ESD (PB-3100C/PB-3100D). El botón de apertura PB-3100A o PB-3100C abre la válvula SDV-3100, sólo si no existe señal de cierre del sistema de paro por emergencia o del Sistema de Gas y Fuego.

La válvula SDV-3100 abre con suministro de aire, y cierra a falla de este, mediante la acción de un resorte de retroceso. La posición de la válvula es monitoreada en el ESD a través de los indicadores de posición ZIH-3100 (abierta) y ZIL-3100 (cerrada).

La prueba parcial del conjunto válvula-actuador-solenoides es monitoreada en el ESD a través de los indicadores de posición ZI-3100 y ZI-3103.

CONCLUSIONES

Una vez desarrollada la simulación en régimen estacionario del sistema en cubierta del FPSO, se construyó un modelo de simulación dinámica, con todo lo que ello implica, el cual puede manejar flujos y condiciones de operación del orden de magnitud de una instalación industrial real, lo que permite aportar al desarrollo de la infraestructura humana con habilidades en las tecnologías del ámbito de aguas profundas. Una vez estabilizado el proceso en la simulación dinámica del sistema en cubierta del FPSO, se prosigue con el planteamiento de escenarios de riesgo, esto es una aportación importante ya que permitirá contar con herramientas de análisis y diseño que estarán listas para la práctica industrial en nuestro país, así como dar a conocer la importancia de cambiar la visión estacionaria de los procesos, ya que con la ayuda de la simulación dinámica todo diseño puede ser probado lo más realista posible previo a la ingeniería de detalle, así como la inserción de ingenieros químicos de proceso con conocimientos de diseño inherentemente seguros y con perspectiva del análisis de riesgos mediante el uso de la simulación dinámica a aspectos básicos del análisis de riesgos en procesos de sistemas flotantes.

Se concluye que mediante el uso de la simulación dinámica se pudo plantear un escenario de fuego, en donde el flujo de calor utilizado fue obtenido del NFPA 921 a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218, el acero al carbón (material de fabricación de los separadores), pierde el 60% de su integridad mecánica. Una vez transportados los datos del flujo de calor a la simulación dinámica, se pudo determinar los vapores generados en cada separador y con ello dimensionar de manera óptima el sistema de despresurización (válvula *blowdown* “BDV”, orificio de restricción y válvula on/off), siendo una de la aportaciones relevantes del proyecto. Otra aportación del trabajo fue corroborar los tiempos de despresurización establecidos en el API RP 520, de esta forma se verificó la necesidad y utilidad de un sistema de despresurización en caso de fuego, resaltando el desempeño del orificio de restricción y su impacto en los tiempos de despresurización y en las velocidades subsónicas de relevo. Por otro lado, se realizó el dimensionamiento de las válvulas de alivio de presión (PSVs), de cada uno de los equipos involucrados en las etapas de separación, dichas válvulas fueron dimensionadas por la condición más crítica (descarga bloqueada) y de acuerdo a lo establecido en el API RP 520 y la NFR-031-PEMEX-2007. Una vez

dimensionadas fueron transportadas a la simulación dinámica donde se simuló un posible escenario de descarga bloqueada, estableciendo que mediante la simulación dinámica se puede corroborar el diseño y los tiempos de despresurización indicados en el API RP 520. De esta manera se cuenta con un sistema de despresurización capaz de reducir la tensión interna, extendiendo así la vida útil del recipiente a una temperatura dada y reducir el riesgo de fracaso por descarga bloqueada y por la presencia de un fuego.

Una vez simulado dinámicamente el sistema de procesamiento en cubierta del FPSO, se estudió un conjunto hipotético de fugas en líneas de proceso, los puntos de fuga fueron elegidos de manera estratégica, con el fin de que fueran los más representativos posible dentro del sistema. Se simuló dinámicamente fugas en fase líquida (crudo) y gas, que van desde $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3 hasta 4 pulgadas de diámetro, la simulación permitió determinar la tasa de liberación en función del diámetro de la fuga, estableciendo que el diámetro tendría efectos sobre la variable de proceso, sin embargo se concluye que los efectos sobre dichas variables, en la mayoría de los casos son insignificantes, sin embargo se determinó que las fugas pueden ser visibles en función de los porcentajes de apertura de las válvulas de control, ya que al presentarse la fuga el sistema de control corrige las desviaciones que presentan las variables de proceso. De igual forma se pudo determinar mediante la simulación dinámica que los flujos de liberación causaron efectos en equipos aguas abajo y aguas arriba, así como la tasa de liberación en función del diámetro de fuga en las etapas de compresión. La importancia de realizar este escenario de riesgo radica en que la ocurrencia de incidentes industriales; destacando por su magnitud los de explosión e incendio tienen su origen en fugas de hidrocarburos líquidos o gaseosos, que ponen en riesgo la integridad del personal, infraestructura y medio ambiente, por lo que una aportación importante fue el planteamiento de escenarios de fugas mediante la simulación dinámica, la cual es una herramienta capaz de determinar de mejor manera los puntos de ajuste para instrumentos de paro de emergencia, además se detectó una forma alternativa de deducir la presencia de fugas mediante el porcentaje de apertura de la válvula de control ubicada corriente aguas arriba de la fuga y los disturbios en equipos corriente aguas abajo de la fuga. Estos datos pueden ayudar a detectar más rápido y con mayor certidumbre las fugas estudiadas que cuando se espera a que sean detectadas por instrumentos para monitorearlas.

En el tercer escenario de riesgo, “búsqueda o selección de equipo crítico que requiera un paro total de *topsides*”, se logró llevar a los separadores de las tres etapas a sus condiciones críticas de muy bajo nivel, muy alto nivel, muy baja presión y muy alta presión, determinándose de esta forma los efectos ocasionados en los equipos aguas arriba y aguas abajo. Se concluye que mediante el uso de la simulación dinámica se lograron determinar los tiempos en que se refleja la condición crítica en equipos aguas arriba y aguas abajo, además se logró determinar qué equipos si llegaran a presentar alguna de las condiciones críticas, llevarían a un paro total del sistema de procesamiento en cubierta. Una de las aportaciones importante de este trabajo radica en construir una mejor filosofía para el paro y arranque del sistema de procesamiento, establecer la mejor estrategia para el paro de emergencia, así como la valoración de la utilidad de usar y consultar normas prescriptivas (como el API 14C o ISO 10418), es decir, se pudo comprobar que dicha norma “sugiere” de forma correcta el uso de válvulas check a la salida de los *risers* de producción de gas, ya que se pudo detectar escenarios donde ocurre el flujo inverso.

Una vez simulados los escenarios de riesgos se construyeron los DTIs del sistema de procesamiento, los cuales se apegaron a normas establecidas por Petróleos Mexicanos y normas internacionales. Una vez desarrollados se les aplico la lista de verificación (*Check List*) establecido en el API RP 14C, para cada uno de los equipos y líneas del proceso. Posteriormente se aplicaron las recomendaciones arrojadas por la lista de verificación a los diagramas de tubería e instrumentación, y de esta forma se cuenta con los requisitos mínimos de seguridad con los que una instalación de operación costa afuera debe operar, permitiendo obtener un primero y un segundo nivel de protección ante eventos inseguros, salvaguardado la integridad de los equipos, el personal y el medio ambiente.

BIBLIOGRAFÍA

- American Bureau of Shipping “Guidance notes on risk assessment applications for the marine and offshore oil and gas industries”, 2000.
- American National Standard ANSI/ISA-5.1, “Instrumentation Symbols and identification”, September 2009.
- API RP 14C, “Recommended Practice for Analysis, Design, Installation and Testing of Basic surface Safety Systems for Offshore Production Platforms”, 2001.
- API RP 14J, “Recommended Practice for Design and Hazards Analysis for Offshore Production Facilities”, 2001.
- API Standard 521, “Pressure-relieving and Depressuring Systems”, 2008.
- API 218, “Fireproofing Practices in Petroleum and Petrochemical Processing Plants”, 1999.
- Barreda A., “La exploración petrolera en las aguas profundas del Golfo de México”, FTE México, Vol. 7, 2007.
- Barronco C. Federico, “Sistemas flotantes para la producción de petróleo en aguas profundas del Golfo de México”, AI México, Enero 2012.
- Berg J. T., Bakke GexCon A/S, “A CFD Layout sensitivity study to identify optimum safe design of a FPSO”, Offshore Technology Conference, Houston, Texas, 2000.
- Center for Chemical Process Safety. Guidelines for preventing human error in process. First Edition, 2001.
- Comisión Nacional de Hidrocarburos, SENER, “Resolución de los lineamientos para las actividades en aguas profundas del Golfo de México”, Diario Oficial de la Federación, Martes 12 de junio del 2012.
- Currier M. R., BP Exploration Operating, “Safety instrumented systems: Reconciling the traditional prescriptive approach in API RP 14C with more recent risk-based approach methods in IEC 61511”, SPE International, 2004.
- Davide M., Sara B., “Dynamic simulation of the BP Texas City refinery accident”, Loos Prevention, Vol. 25, 2012.
- Escamilla R. Claudia, “Modelación física de un separador agua-aceite”, Instituto Politécnico Nacional, Tesis, 2010.

- F. Magyesy Eugene, “Manual de recipientes a presión, diseño y calculo”, Ed. Limusa, Primera Edición, 1992.
- Health and Safety Executive, Offshore Technology Report 2000/112. Offshore hydrocarbon releases Statistics, 2000.
- Jaffee A. S., Jeff McPhate, Anthony S., Matt C., “Fire and explosion assessment on oil and gas floating production storage offloading (FPSO): An effective screening and comparison tool”. Journal of Loss Prevention in the process industries, Vol. 39, 2009.
- Jan R. H., Scandpower AS, “Safety case- A perspective”, Offshore Technology Conference, Huoston, Texas, 1995.
- Johnstone J. E., SPE, Cufew J. V., “ Twelve steps to engineering SAFE oil and gas facilities”, Prevention on Security and Environmental Conference, 2011.
- Khan F. I, Sadiq R, Husain T., “Risk-based process safety assessment and control measures design for offshore process facilities”. Hazard Mater, 2002.
- Kingsley E. Abhulimen., “Model for risk and reliability analysis of complex production systems: Application to FPSO/flow-Riser system”, Reability Engineering and System Safety, Vol. 59, 2009.
- Kolodziej E. J., Chiu C. H., Chevron Energy Technology Company, “ Concept safety risk assessment of floating Technologies”, Offshore Technology Conference, Houston, Texas, 2009.
- Lees P. Frank, “Loss prevention the process Industries. Ed. Elsevier, 3^{er} Edition, 2005.
- Lucija M., Mark A. Cohen, Todd G., “The impact of water depth on safety and environmental performance in offshore oil and gas production”, Hazardous Materials, Vol. 67, 2013.
- Maia N. Luiz, “Identificación de peligros y validación de riesgos en una unidad *offshore* en fase de operación: Caso de estudio FPSO”, Universidad Federal Fluminense, Tesis, 2007.
- Martínez S. Víctor H., Alonzo D. Pedro, López T. Jacinto, “Simulación de procesos en ingeniería química”, Ed. Plaza y Valdés, 1^{ra} edición, 2000.

- Moan T., Amdahl J., “Risk assessment of FPSOs, whit emphasis on collision” Presented in ABS Technical, September 2012.
- NFPA 921 “Guide for Fire and Explosion Investigations”, 2008.
- NOM-093-SCFI-1994, “Válvulas de relevo de presión (seguridad, seguridad-alivio, y alivio) operadas por resorte y piloto; fabricadas de acero y bronce”.
- NRF-018-PEMEX-2007, “Estudios de Riesgos”.
- NRF-031-PEMEX-2007, “Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX”.
- NRF-032-PEMEX-2005, “Sistemas de tuberías en plantas industriales- diseño y especificaciones de materiales”.
- NRF-034-PEMEX-2011, “Aislamiento térmico para altas temperaturas en equipos, recipientes y tuberías”.
- NRF-045-PEMEX-2010, “Seguridad funcional- Sistemas instrumentados de seguridad- para los procesos del sector industrial”.
- NRF-050-PEMEX-2012, “Bombas Centrifugas”.
- NRF-081-PEMEX-2005, “Medición ultrasónica de hidrocarburos en fase gaseosa”.
- NRF-083-PEMEX-2004, “Sistemas electrónicos de medición de flujo para hidrocarburos en fase gaseosa”.
- NRF-131-PEMEX-2007, “Compresores Centrífugos”.
- NRF-172-PEMEX-2007, “Válvulas de alivio de presión y vacío para tanques de almacenamiento”.
- NRF-180-PEMEX-2007, “Tableros de control de pozos”.
- NRF-204-PEMEX-2008, “Válvulas de bloqueo de emergencia (válvulas de aislamiento de activación remota”.
- NRF-265-PEMEX-2011, “Sistemas de control y protección de compresores centrífugos”.
- Olea Pérez R., “Simulación de procesos para un Sistema Flotante de Producción Almacenamiento y Descarga (FPSO) para aplicaciones en aguas profundas”, Universidad Nacional Autónoma de México, Tesis, 2009.

- Petróleos Mexicanos “Principales elementos del plan de negocios de Petróleos Mexicanos y sus organismos Subsidiarios 2013-2027” Julio 2013, www.pemex.com.
- Perry H. Robert, “Manual del ingeniero químico”, Vol. II y IV, Ed. Mc Graw Hill, 2010.
- Pierre Wuithier, “El petróleo refino y tratamiento químico”, Ed. CEPESA, Madrid 1971.
- Presentación “Elementos principales del programa tecnológico de petróleos mexicanos, 2010-2014”, Junio 2011, www.pemex.com.
- Programa Estratégico Tecnológico de Petróleos Mexicanos y organismos Subsidiarios 2013-2027, www.pemex.com.
- Ravichandra P., Faisal I. K., Brian V., “Revised fire consequence models for offshore quantitative risk assessment”, Loos Prevention, Vol. 18, 2005.
- Rodríguez T. Miguel A., “Consideraciones de Diseño de Sistemas de Procesamiento de Hidrocarburos para FPSO en Aguas Profundas”, “Instituto Mexicano del Petróleo”, 2006.
- Rodríguez T. Miguel A., “Simulación de procesos en estado estacionario para el manejo de aceite y gas en FPSO para aguas profundas”, “Instituto Mexicano del Petróleo”, 2010.
- Secretaria de Energía, “Estrategia Nacional de Energía 2012-2026”, Febrero 2012, www.sener.com.
- Secretaria de Energía, “Prospectiva de Petróleo Crudo 2008-2017”, 2008, www.sener.com.
- Shimon E., Mordechai S. Neima B., “Combining HAZOP with dynamic simulation-Applications for safety education”. Journal of Loss Prevention in the process industries, Vol. 19, 2006.
- Velez P. K., Shell Offshore I., API, “An overview of API RP 75 and RP 14J”, Offshore Technology Conference, Houston, Texas, 1995.
- Vera M. Jorge A. “Estudio de la implementación de un deshidratador de agua libre asociado a un calentador de crudo, acoplado a un equipo electrostático en el campo TIPISHCA”, Escuela Politécnica Nacional, Tesis, 2011.

- Vinnenm J. Erik, “The offshore Industry, Middle age, but still learning”, SPE Distingue Lectures, 2006.
- Visser R., Bermar Engineering, Torance, “Offshore accidents, regulations and industry standards”, SPE International, 2011.
- Xiaole Y., M. Sam Mannan, “The development and application of dynamic operational risk assessment in oil/gas and chemical process industry”, Reability Engineering and System Safety, Vol. 95, 2010.
- Yañez C. Gerardo A., “Simulación dinámica de procesamiento de hidrocarburos en cubierta de un FPSO para aguas profundas”, Universidad Nacional Autónoma de México, Tesis, 2010.