



RESOLUCION DE PROBLEMAS OPERATIVOS EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS POR PRESENCIA DE SULFURO DE HIDROGENO

Germán Cristoff Veleff

Julio Mella

**Operadores de Planta
Hanover Argentina S.A.
Distrito Río Gallegos**

Objetivo

Nuestra intención es comentar cuales han sido las modificaciones operativas realizadas en el sistema de amina de la Planta Boleadoras, ya que durante los meses de diciembre 2001 y enero del 2001 el mismo evidenció problemas al aumentar el contenido de H₂S en la entrada de planta, ocasionando que el gas procesado salga fuera de especificación en lo que se refiere a este parámetro.

Luego de plantear una serie de hipótesis de las causas del problema, entre las cuales podemos mencionar posibilidad de desperfectos de los equipos, posible existencia de bacterias, parámetros operativos incorrectos del sistema de amina, incidencia del sistema de deshidratación, algunas de ellas acertadas y otras no, se llegó a la solución del problema.

Finalmente se llegó a la conclusión que realizando una serie de ajustes y controles operativos en el proceso de endulzamiento se mejoró la captación de H₂S y de esta manera permitir que el gas entre en especificación nuevamente. Durante el trabajo se presentan algunos de los gráficos utilizados como orientación para hallar la solución al problema.

Las acciones tomadas en su momento nos permitieron tener un mayor conocimiento de las instalaciones que poseemos y de esta manera brindar un mejor y confiable servicio a nuestro cliente. Esperamos que nuestra modesta experiencia sea un aporte más en nuestra tarea cotidiana.

INTRODUCCION

Por simplicidad de entendimiento vamos a organizar este trabajo de la siguiente manera:

- Descripción de la Planta
- Características de diseño
- Descripción del Proceso
 - Sistema de Gas
 - Sistema de Amina
- Detección del Problema
- Acciones tomadas para la resolución del problema
- Conclusiones
- Bibliografía



DESCRIPCION DE LA PLANTA

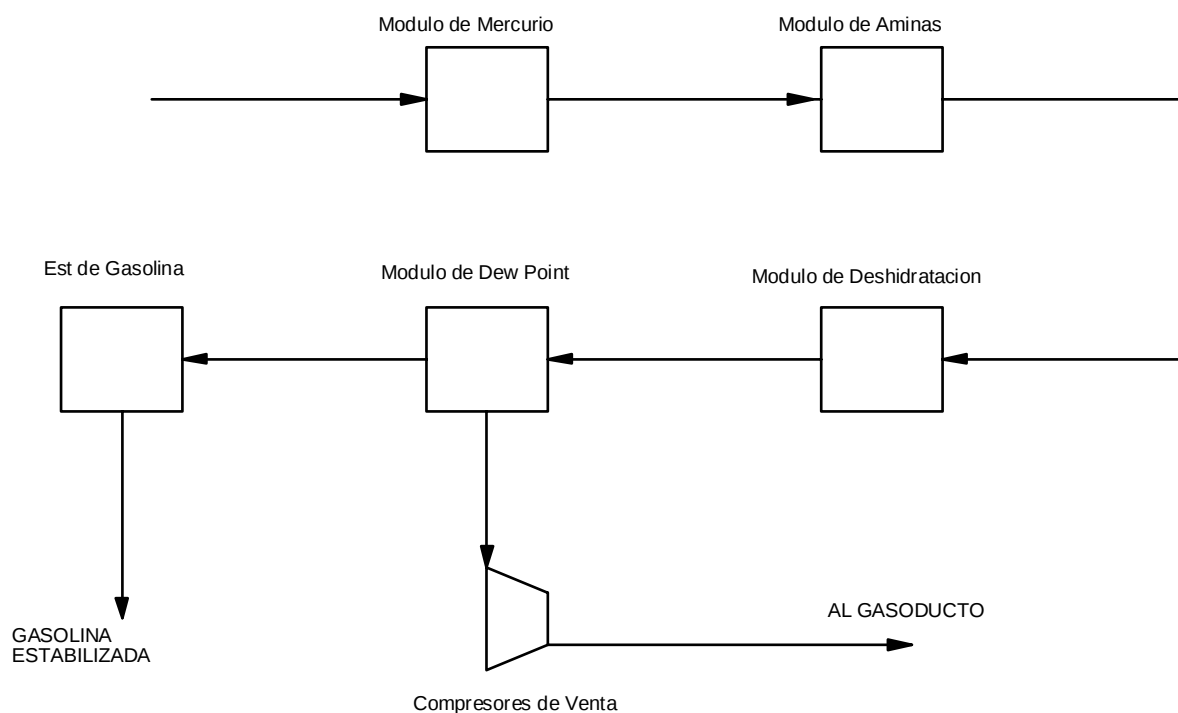
La planta está ubicada en el yacimiento Boleadoras, Provincia de Santa Cruz.

La planta es propiedad de Hanover Argentina y tiene un contrato con la empresa Pecom Energía S.A. por el servicio de Provisión, Operación y Mantenimiento de las instalaciones.

La planta está compuesta por los siguientes módulos y sistemas auxiliares:

- Módulo de captación de mercurio
- Módulo de aminas,
- Módulo de deshidratación con Trietilenglicol
- Módulo de dew-point
- Módulo de estabilización de gasolina.
- Sistema de Generación de Energía Eléctrica
- Sistema de Aceite
- Sistema de aire de instrumentación
- Sistema de gas combustible

SISTEMA MODULAR PLANTA BOLEADORAS





CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO

Caudal: 88.3 MMSCFD
Presión: 837 PSIA @ Entrada Puente de Medición
Presión: 813 PSIA @ Separador Frío
Temperatura: 70 – 85 °F
Contenido máximo de agua: Saturado

Especificación Composición de gas:

C1: 67.73 %
C2: 11.98 %
C3: 6.07 %
iC4: 1.88 %
nC4: 1.15 %
iC5: 0.48 %
nC5: 0.41 %
C6+ : 0.47 %
N2: 2.80 %
CO2: 7.03 %
H2S: 69 ppmv (100 mg/Sm3)
Hg: 50 ppbv (350000 ng/Sm3)

Especificaciones Gas de Venta:

Presión Puente de Medición de Salida: 811 PSIA (a compresores)
Temperatura: 59°F (mínimo)
Punto de Rocío de Hidrocarburo: 21 °F (-6°C)
Punto de Rocío de Agua: 14 °F (-10°C)
Contenido CO2: 1 % (máx)
Contenido H2S: 0.7 ppmv (2 mg/Sm3)
Contenido de Hg: 0.1 ppbv (100 ng/Sm3)

Características de diseño Sistema de Amina:

Caudal de gas: 88.3 MMSCFD (2500391 SCMD)
Caudal de Amina: 650 GPM (2460 Lts/min) (147.6 m3/h)
Amina Formulada: 80% MDEA, 20% DEA
Concentración: 50 % (40% MDEA, 10% DEA, 50% AGUA)
Agua de reposición del sistema de amina: Se utiliza una unidad de Osmosis Inversa

DESCRIPCION DEL PROCESO

Sistema de Gas:

El gas ingresa a la planta pasando por el catcher de entrada V-300, filtro coalescente F-300, intercambiador de calor E-101 entre gas ácido – gas dulce, puente de medición FT-101, filtros de carbón activado para remover mercurio T-3 A/B.





The diagram illustrates a chemical process involving two distillation columns, T-1 and V-3. Feed stream 30 enters the bottom of column T-1. The top product of T-1, stream 31, is removed. The bottom product of T-1, stream 18, is pumped by P-2 to vessel V-2. From V-2, stream 19 flows to heat exchanger F-1. The output of F-1, stream 20, enters distillation column V-3. The bottom product of V-3, stream 25, is pumped by P-2 to vessel V-2. The top product of V-3, stream 23, is pumped by P-1 to heat exchanger E-1. The output of E-1, stream 27, enters distillation column V-3. The bottom product of V-3, stream 26, is pumped by P-2 to vessel V-2. The top product of V-3, stream 28, is pumped by P-1 to heat exchanger AC-1. The output of AC-1, stream 29, enters distillation column V-3. The bottom product of V-3, stream 30, is pumped by P-2 to vessel V-2. The top product of V-3, stream 31, is removed.

1. Consultas a Hanover USA.
 - Se consulta a USA y ellos recomiendan incrementar la concentración de la solución de amina
Operativamente no se cambia ningún parámetro
2. Incremento de la concentración de la solución de amina
 - Se comienza a agregar amina al sistema



Establecimiento plan de mediciones de H₂S

Las mismas fueron realizadas en distintas partes del sistema para tener un mejor seguimiento del proceso y poder así determinar los puntos dentro del sistema donde se originaban los desvíos.

Equipo utilizado: Bomba RAE con ampollas Sensydine en los rangos correspondientes.

Aquí se detallan únicamente valores en determinados días a efectos de tener idea de los valores que se manejaban.

19 de Diciembre

Estas fueron tomados para verificar la hermeticidad de la válvula de by pass (ver diagrama de flujo) de los sistemas de endulzamiento y de deshidratación, el cual va a ser mencionado más adelante.

Notese que las lecturas del punto FT-107 con el F-400 fuera de servicio (sistemas by paseados) y con el F-400 en servicio (sistemas habilitados) son las mismas (1.4 ppm).

Estos valores confirmaron que la corriente de gas ácido antes de la contactora de amina no contaminaba el gas que salía aguas debajo de la contactora de TEG y de esta manera se descartó esa posibilidad.

V-300	21 ppm
Salida filtros mercurio	19.8 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	0.7 ppm
FT-107 (F-400 en servicio)	1.4 ppm
FT-107 (F-400 fuera de servicio)	1.4 ppm
Salida Planta	1.6 ppm
V-200 (Tanque flash glicol)	20 ppm
V-6 separador gas TK flash amina	2.8 ppm
V-400 (scrubber gas combustible)	0.9 ppm

20 de Diciembre

V-300	20 ppm
Salida filtros mercurio	19 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	0.8 ppm
FT-107 (F-400 en servicio)	2 ppm
FT-107 (F-400 fuera de servicio)	
Salida Separador Frío	2.1 ppm
Descarga Compresores Overhead	2.6 ppm
Salida Planta	2.3 ppm
V-200 (Tanque flash)	22 ppm
F-350 (filtro carbón activado)	23 ppm
Stripping gas horno TEG	2 ppm
V-400 (scrubber gas combustible)	1.8 ppm
V-700	22 ppm



27 de Diciembre

	16:30 hs	19:00 hs	22:00 hs	04:00 hs	09:00 hs
V-300	17 ppm		19 ppm	19 ppm	20 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	0.8 ppm	1 ppm	1.4 ppm	1.5ppm	1.2 ppm
T-2 (tomado en la base de la contactora de TEG)	1.5 ppm				
FT-107	1.5 ppm	1.8 ppm	1.6 ppm	1.7 ppm	1.6ppm
Salida Planta	1.6 ppm		1.5 ppm	1.5 ppm	1.7 ppm
V-200 (Tanque flash)	25 ppm	20 ppm	20 ppm	22 ppm	22 ppm
Tanque de condensados de TEG		18 ppm	15 ppm	30 ppm	25 ppm

29 Diciembre: Mediciones de H2S

	12:00 hs	18:00 hs	00:00 hs	06:00 hs
V-300	21 ppm		15 ppm	15 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	0.8 ppm	0.8 ppm	1 ppm	1.1ppm
FT-107	1.3 ppm	1.4 ppm	1.5 ppm	1.4 ppm
Salida Planta	1.3 ppm		1.5 ppm	1.4 ppm
V-200 (Tanque flash)	18 ppm		18 ppm	20 ppm
Tanque de condensados de TEG	15 ppm		15 ppm	15 ppm

30 Diciembre: Mediciones de H2S

	12:00 hs	18:00 hs	00:00 hs	06:00 hs
V-300	18 ppm		15 ppm	15 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	1 ppm	1 ppm	1.1 ppm	1.1ppm
FT-107	1.6 ppm	1.6 ppm	1.5 ppm	1.5 ppm
Salida Planta	1.7 ppm		1.4 ppm	1.4 ppm
V-200 (Tanque flash)	20 ppm		15 ppm	15 ppm
Tanque de condensados de TEG	25 ppm		15 ppm	10 ppm

31 Diciembre: Mediciones de H2S

	12:00 hs	18:00 hs
V-300	15 ppm	15 ppm
V-1 (after scrubber contactora de amina)	1 ppm	0.8 ppm
FT-107	1 ppm	1 ppm
Salida Planta	1.5 ppm	
V-200 (Tanque flash)	16 ppm	15 ppm
Tanque de condensados de TEG	10 ppm	10 ppm



A continuación se muestra otra planilla utilizada para realizar el seguimiento, la cual es mucho más rica en información

DIA	HORA	CAUDAL ENTRADA GAS	CAUDAL SALIDA GAS	GAS		AMINA		CAUDAL AMINA	TEMP AMBIENTE	TEMP AMINA POBRE	TEMP FONDO TORRE REGENERAD ORA	TEMP CABEZA TORRE REGENERADORA		
				TEMP ENTRADA CONTACTOR A	TEMP SALIDA CONTACTOR A	TEMP ENTRADA CONTACTOR A	TEMP SALIDA CONTACTORA						PRESIÓN CABEZA DE TORRE REGENERAD ORA	TEMP REFLUJO AMINA
14/01/02	18:00													
14/01/02	00:00	54,853	51,345	102	104	113	115	475	10	127	231	217	6	118
15/01/02	06:00	55,1	51,391	104	106	115	119	485	12	128	230	218	6	140
15/01/02	12:00													
15/01/02	18:00													
15/01/02	00:00	67,519	64,887	98	102	110	114	500	13	110	231	214	6	120
16/01/02	06:00													
16/01/02	12:00	69,893	67,822	103	104	109	111	485	16	116	232	208	6	126
16/01/02	18:00	63,891	61,431	105	106	112	113	512	24	121	232	206	6	119
16/01/02	00:00	67,101	64,61	97	99	111	115	477	16	110	232	208	6	105
17/01/02	06:00	66,196	64,192	107	109	120	121	468	10	117	231	216	8	93
17/01/02	12:00	63,091	56,269	110	118	122	125	465	14	115	233	212	8	108
17/01/02	18:00	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd
17/01/02	00:00	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd	Psd
18/01/02	06:00	57,2	54,126	98	101	112	115	485	11	117	231	208	7,5	112
18/01/02	12:00	57,243	54,48	108	117	119	122	490	22	126	229	212	7	104
18/01/02	18:00	58,344	56,191	110	108	123	125	488	40	109	229	214	6	95
18/01/02	00:00	51,117	48,502	100	104	114	118	186	8	112	231	213	8	103

DIA	HORA	CARGA ACIDOS AMINA RICA	CARGA ACIDOS AMINA POBRE	ph AMINA POBRE	ph AMINA RICA	SULFHIDRICO GAS ENTRADA	SULFH IDRIC O GAS V-1	SULFHIDRI CO GAS BASE T-2	SULFHIDRI CO GAS FT-107	SULFHID RICO GAS SALIDA	SULFHIDRICO GAS TK FLASH TEG	SULFHIDRICO GAS TK CONDENSADOS		
14/01/02	00:00	0,06022	0,01701	10,7	10,3	16	0,5	1,3	1,5	1,5	22	7		
15/01/02	06:00													
15/01/02	12:00													
15/01/02	18:00													
15/01/02	00:00	0,0599	0,0175	10,7	10,3	15	0,6	1	1	1,3	16	8		
16/01/02	06:00	*	*											
16/01/02	12:00	0,0612	0,0178			17	0,5			1,6				
16/01/02	18:00	0,0555	0,01708											
16/01/02	00:00	0,0674	0,0255	10,6	10,3	14	0,7	1,3	1	1,1	24	2,5		
17/01/02	06:00	0,0674	0,0255											
17/01/02	12:00	*	*			15	0,7			1,6				
17/01/02	18:00	*	*											
17/01/02	00:00	*	*	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD		
18/01/02	06:00	*	*											
18/01/02	12:00	*	*			13	1,1			1,6				
18/01/02	18:00	*	*											
18/01/02	00:00	*	*	10,5	10	22	0,6	1,1	1,3	1,4	20	12		

	HORA	Ph TEG POBRE	Tº TEG POBRE	% TEG POBRE	ph TEG RICO	Tº TEG RICO	% TEG RICO
DIA							
14/01/02	18:00	*	*	*	*	*	*
15/01/02	06:00	9,9	150	95%	10,2	95	90%
16/01/02	06:00	8,2	150	99%	9,7	90	97%
16/01/02	06:00	*	*	*	*	*	*
16/01/02	18:00	8,3	150	98%	7,6	90	91%
17/01/02	06:00	8	150	98%	7,9	91	92%
17/01/02	18:00	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD	PSD
18/01/02	06:00	9,8	155	98%	10,8	87	86%
18/01/02	18:00	9,5	155	95	11	85	85
19/01/02	06:00	9,2	165	98%	10,3	89	88%

4. Consultas a HCI.

- Se envían parámetros operativos al personal de HCI para tomar alguna acción correctiva si es necesario
- Se pide a HCI que incluya en los análisis los porcentajes de MDEA y DEA con la cual viene formulada, (para descartar esta hipótesis)
- Se envían muestras de TEG y amina a HCI para que realicen su análisis



5. Control intercambiador de calor gas ácido – gas dulce. Se toma contenido de H₂S en el intercambiador de calor Gas Acido – Gas Dulce (E-101) para descartar que el mismo esté pinchado y permita la mezcla de las dos corrientes de gas ácido y gas dulce.

Las mediciones realizadas indicaron que estaba en perfectas condiciones

H₂S entrada Planta: 17 ppm

H₂S salida contactora amina: 0.5 ppm

H₂S afterscrubber: 0.5 ppm

H₂S salida Planta: 1.6 ppm

6. Envío de muestras de amina y TEG a distintos laboratorios para ver su estado.
- Laboratorios Locales (ACON SRL)
 - Laboratorio Planta Cóndor (Pecom Energía)
 - Laboratorios LAI (Comodoro Rivadavia), en todos los casos el resultado es que tanto la amina como el TEG están en condiciones aceptables.
7. Detección de incremento de H₂S luego de pasar por la deshidratación.
- Se toman mediciones de H₂S y se detecta que el mismo se incrementa en el sistema de TEG (se centra la atención en el sistema de deshidratación TEG)
 - Se pone en conocimiento de HCI del hecho
8. Verificación del cierre hermético de la válvula de by - pass.
- Por la configuración de la planta se sospecha de una válvula de by-pass que puede dejar pasar gas y de esa manera realizar la mezcla de gas. Se by-pasea el filtro F-400 despresurizándolo y de esa manera descartar la posibilidad de que la válvula tenga fuga.
9. Verificación del TEG y amina mediante cromatografía.
- Se realiza cromatografía de TEG en laboratorio de PASA
10. Tomado de acciones contra la posible existencia de bacterias en el TEG, amina y sistemas asociados.
- Se sospecha de la existencia de bacterias sulfato reductoras.
 - Se realiza inyección de Biocida para atacar posibles bacterias
 - Personal de HCI Argentina pone en conocimiento del tema a HCI USA, enviando P&ID y parámetros operativos
 - Se consulta a HCI Argentina por la posible existencia de bacterias en el TEG, amina y agua de reposición. Están de acuerdo y sugieren la intervención de Baker Petrolite
 - Se realiza control de bacterias en agua de reposición (make up) y en el reflujo de amina



11. Análisis de todos los parámetros desde 8 meses anteriores

- Verificación de las características del gas de entrada
Dichas características corresponden al momento que se evidenció el problema

Caudal de gas: 53 MMSCFD (1500801 SCMD)

Caudal de Amina: 500 GPM (2460 Lts/min) (113.5 m³/h)

Amina Formulada: 80% MDEA, 20% DEA

Concentración: 25- 27 % (40% MDEA, 10% DEA, 50% AGUA)

C1: 80.45 %

C2: 7.84 %

C3: 5.13 %

iC4: 1.38 %

nC4: 1.53 %

iC5: 0.40 %

nC5: 0.1 %

C6+: 0.42 %

N2: 1.88 %

CO2: 0.82 a 1%

H2S: 20 ppmv

Comparación de las características de diseño con las de proceso

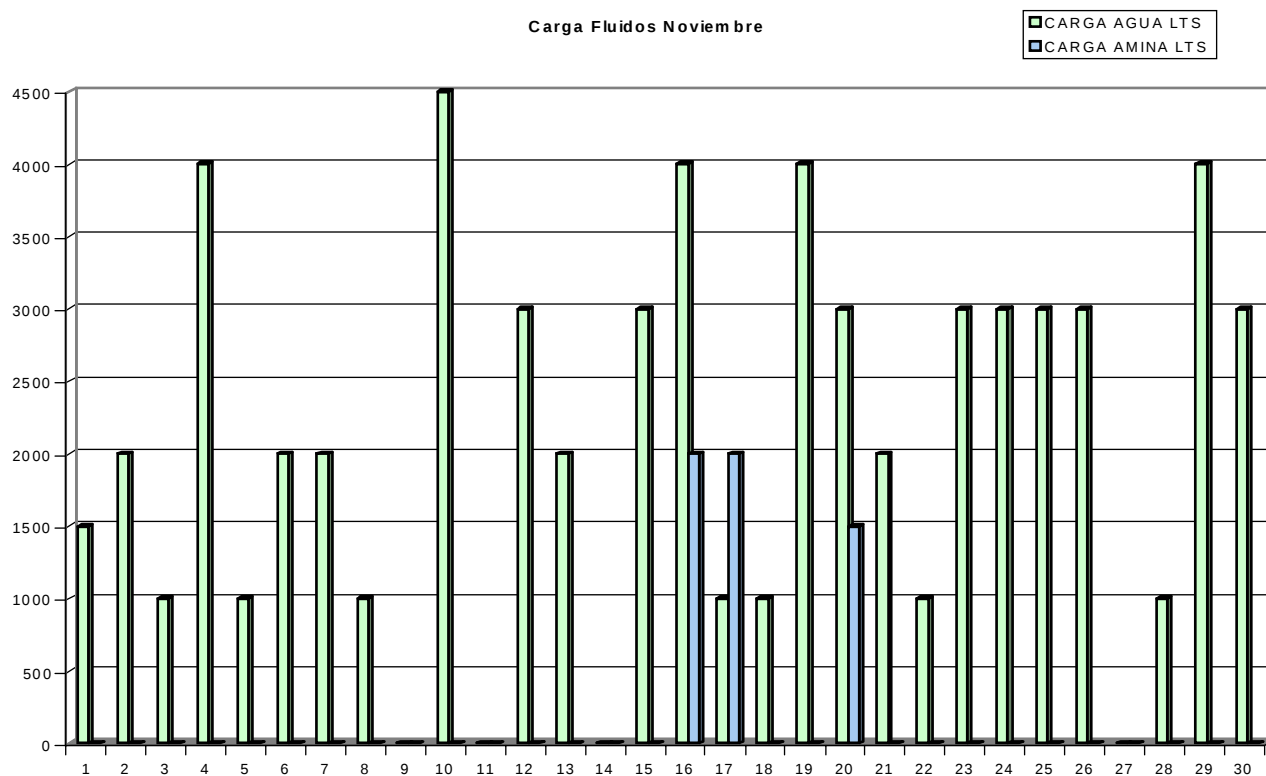
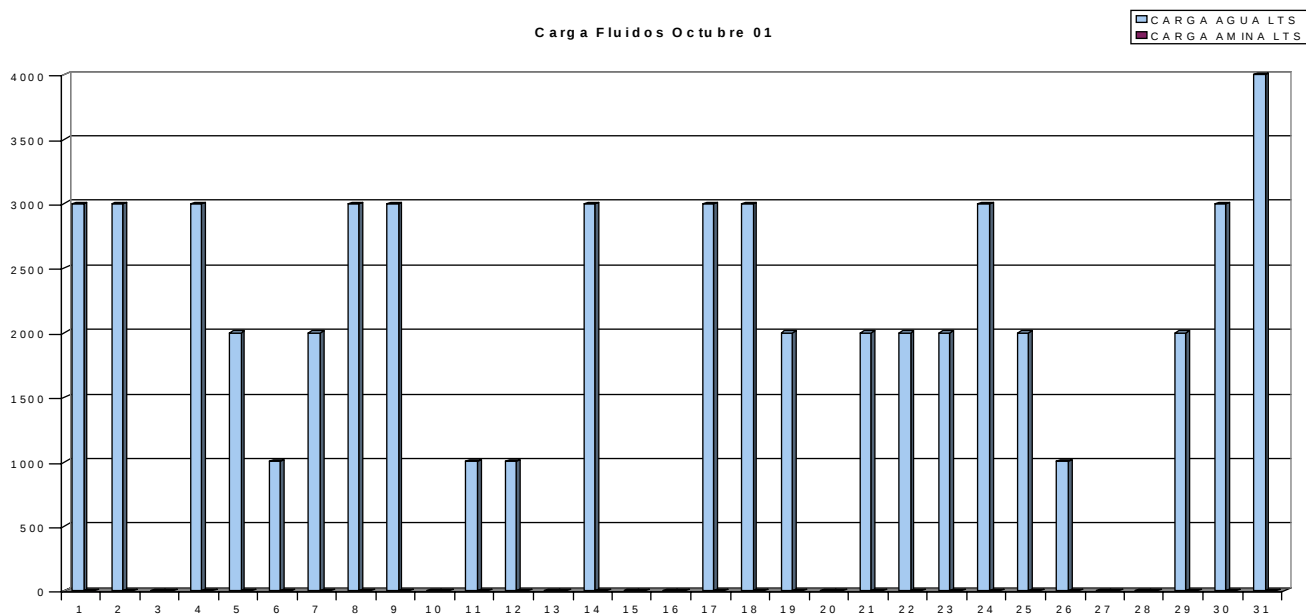
	Diseño	Proceso
Caudal	Caudal: 88.3 MMSCFD (2500391 SCMD)	Caudal de gas: 53 MMSCFD (1500801 SCMD)
Presión	837 PSIA @ Entrada Puente de Medición	850 – 870 PSIA @ Entrada Puente de Medición
Temperatura gas entrada	70 – 85 °F	105 °F
C1	67.73 %	80.45 %
C2	11.98 %	7.84 %
C3	6.07 %	5.13 %



i-C4	1.88 %	1.38 %
n-C4	1.15 %	1.53 %
i-C5	0.48 %	0.40 %
n-C5	0.41 %	0.1 %
n-C6+	0.47 %	0.42 %
N2	2.80 %	1.88 %
CO2	7.03 %	0.82 a 1%
H2S	69 ppmv (100 mg/Sm3)	20 ppmv
Concentración de Amina	50 %	25 – 27 %
Carga de Acidos Amina Rica		
Carga de Acidos Amina Pobre		

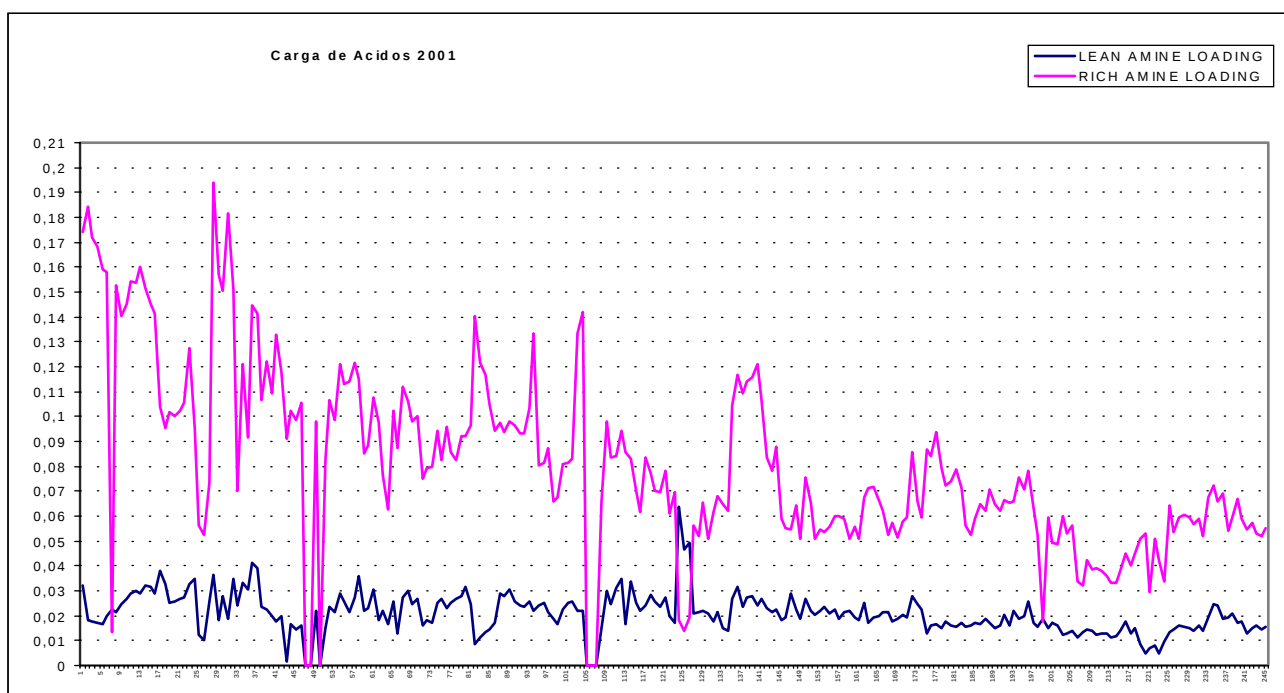
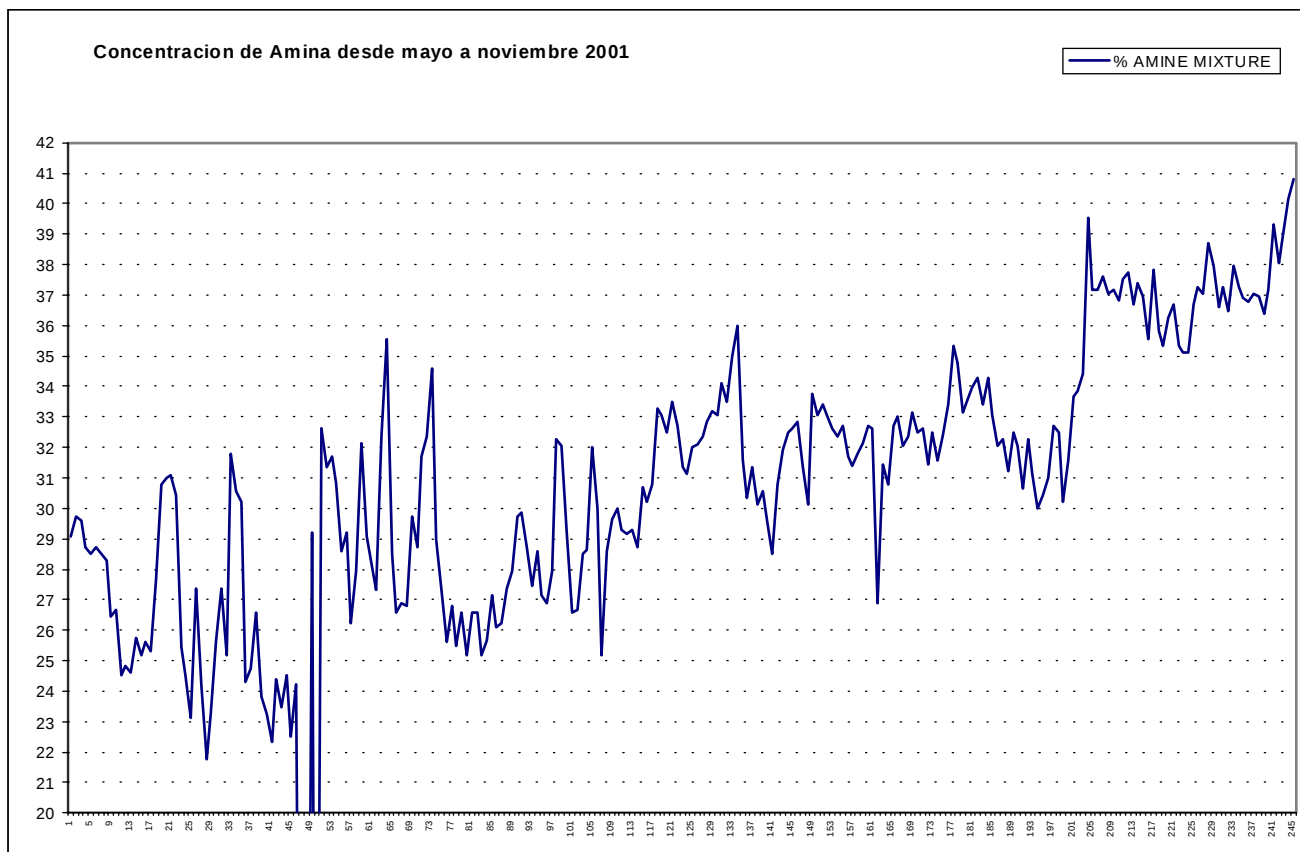
Seguimiento carga de agua y amina al sistema

Estos gráficos muestran que en el mes de noviembre hubo una carga de amina, la cual incidió en el aumento de la concentración de la amina.

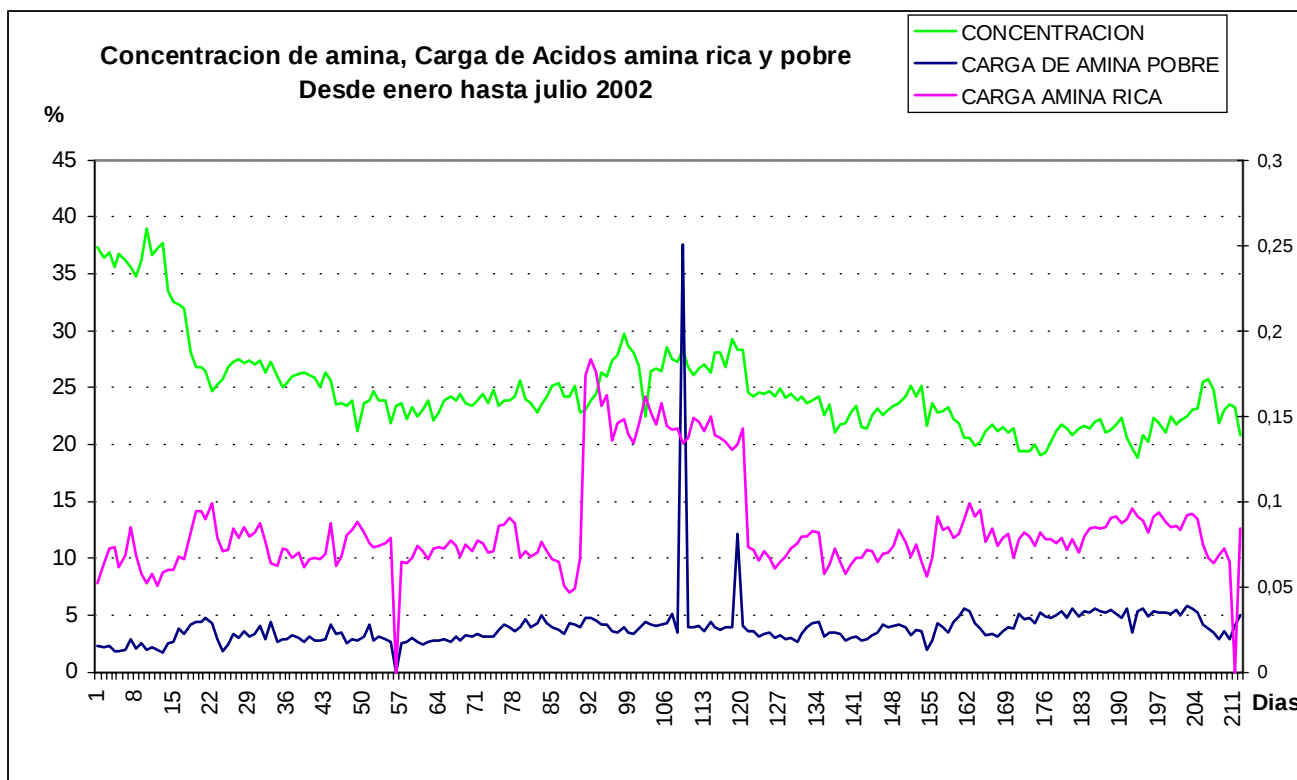


Seguimiento de la concentración y carga de ácidos amina rica y pobre

En los siguientes gráficos se observa el aumento gradual de la concentración de amina y de la variación de la carga de ácidos desde mayo hasta diciembre 2001.

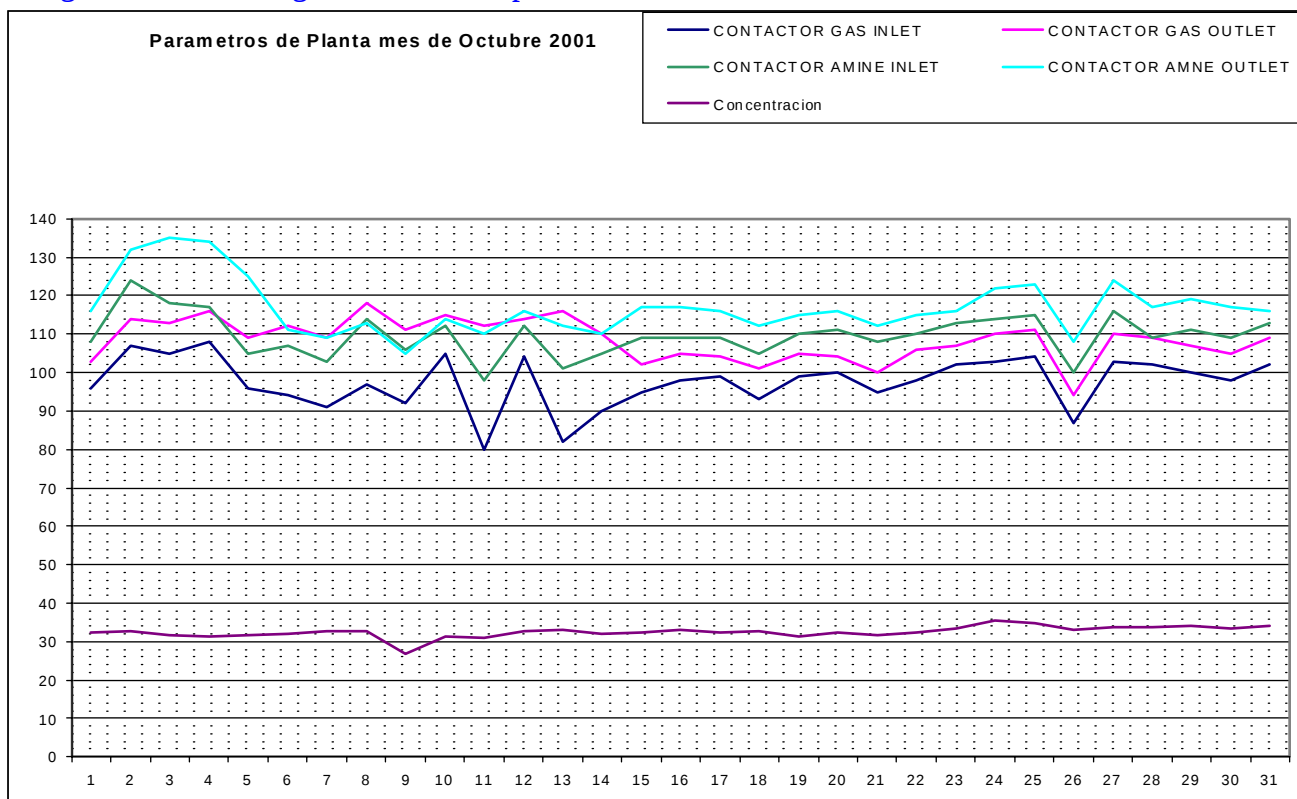


En el gráfico se observa la variaci3n de la concentraci3n y de la carga de ácidos de amina rica y pobre desde enero hasta julio 2002



Seguimiento de las temperaturas y presiones en distintas partes del proceso

La figura muestra el seguimiento de los parámetros del sistema de amina durante octubre 2001





- Verificación del cálculo del caudal de amina a inyectar a la contactora de amina en las condiciones del proceso
- Cálculo del caudal de amina a inyectar en función de la concentración:

$$Q_{GAS} = 880000000 \text{ (pie}^3\text{/día)}$$

$$Q_{GAS\ h} = 3666667 \text{ (pie}^3\text{/h)}$$

$$ng = 3.6 * 10^6 \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{día}} \right) * \frac{1}{379.5 \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{Lbmol}} \right)}$$

$$ng = 9486 \left(\frac{\text{Lbmol}}{h} \right)$$

Nº de moles de gas:

Calculo numero de moles de CO₂

$$W_{CO_2} = n_{CO_2} * PM_{CO_2} = 142.3 \left(\frac{\text{Lbmol}}{h} \right) * 44 \left(\frac{\text{Lb}}{\text{Lbmol}} \right)$$

$$W_{CO_2} = 6261.2 \left(\frac{\text{Lb}}{h} \right)$$

$$n_{CO_2} = ng * \%CO_2$$

$$n_{CO_2} = 9486 \left(\frac{\text{Lbmol}}{h} \right) * 0.015$$

$$n_{CO_2} = 142.3 \left(\frac{\text{Lbmol}}{h} \right)$$

Determinación del peso de CO₂ en una hora

Es la masa de CO₂ que pasa en una hora

Relación estequiométrica MDEA para captar CO₂ y H₂S = 2.31

Numero de moles MDEA

$$n_{MDEA} = 2.31 * n_{CO_2} = 2.31 * 142.3$$

$$n_{MDEA} = 328.7 \left(\frac{\text{Lbmol}}{h} \right)$$

Es la cantidad de moles de MDEA para captar 142.3 (Lbmol/h) de CO₂

$$PM_{MDEA} = 119.16 \text{ (Lb/Lbmol)}$$

Calculo de la masa de amina (MDEA)



$$W_{MDEA} = n_{MDEA} * PM_{MDEA} = 328.7 \left(\frac{Lbmol}{h} \right) * 119.16 \left(\frac{Lb}{Lbmol} \right)$$

$$W_{MDEA} = 39167.9 \left(\frac{Lb}{h} \right)$$

Masa de MDEA para absorber 62.61.2 (Lb/h) de CO₂

Cálculo de la solución

Concentración de amina = 30 %

$$W_{solución} = \frac{W_{MDEA}}{0.3} = \frac{39167.6}{0.3}$$

$$W_{solución} = 130559.6 \left(\frac{Lb}{h} \right)$$

Es el peso de la solución al 30 %

$$W_{solución} = 130559.6 \left(\frac{Lb}{h} \right) * \frac{1}{60} \left(\frac{h}{min} \right)$$

$$W_{solución} = 2176 \left(\frac{Lb}{min} \right)$$

Calculo del volumen de la solución

$$\rho_{MDEA} = 64.89 \left(\frac{Lb}{pie^3} \right)$$

$$\rho_{MDEA} = \frac{m_{solución}}{vol_{solución}} \Rightarrow vol_{solución} = \frac{m_{solución}}{\rho} =$$

$$2176 \left(\frac{Lb}{min} \right) * \frac{1}{64.89 \left(\frac{pie^3}{Lb} \right)} * 0.3048^3 \left(\frac{m^3}{pie^3} \right) * 1000 \left(\frac{lbs}{m^3} \right) * \frac{1}{3.785} \left(\frac{gal}{lbs} \right)$$

$$vol_{solución} = 256.76 \left(\frac{gal}{min} \right)$$

Que es el caudal de solución de amina que tenemos que enviar a la torre contactora de amina para remover un 1.5 % de CO₂

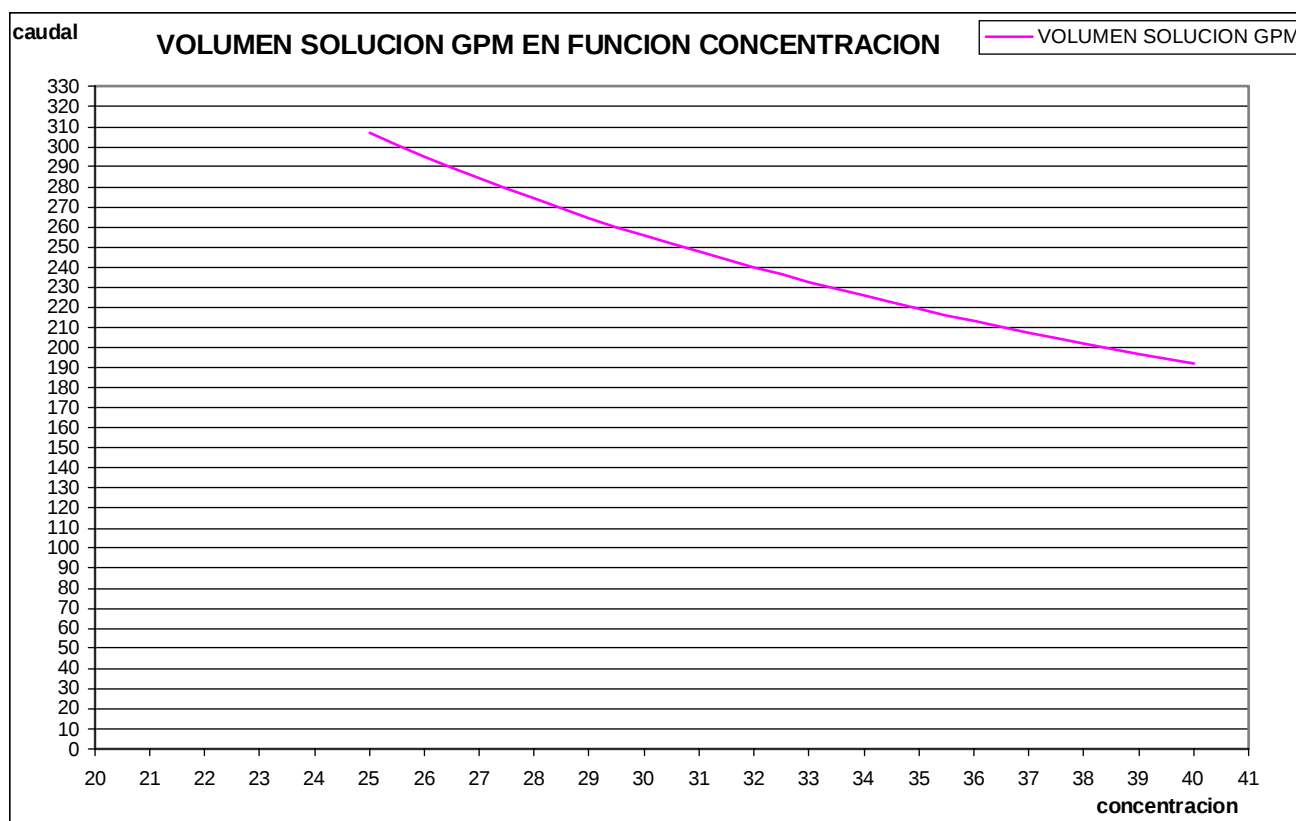
Realizando una planilla de cálculo para distintas concentraciones de la solución y manteniendo constante el caudal de gas y el contenido de CO₂, obtenemos la siguiente tabla



CONCENTRACION SOLUCION	CAUDAL GAS	CAUDAL GAS	NUMERO MOLES GAS	NUMERO DE MOLES CO2	MASA CO2	NUMERO MOLES MDEA	MASA DE MDEA	MASA DE SOLUCION	MASA DE SOLUCION	VOLUMEN SOLUCION
%	PIE3 / DIA	PIE3 / HORA	Lb mol / HORA	Lb mol / HORA	Lb / HORA	Lb mol / HORA	Lb / HORA	Lb / HORA	Lb / MIN	GPM
25	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	159570,8	2659,5	307,0
26	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	153433,4	2557,2	295,2
27	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	147750,7	2462,5	284,3
28	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	142473,9	2374,6	274,1
29	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	137561,0	2292,7	264,7
30	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	132975,7	2216,3	255,9
31	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	128686,1	2144,8	247,6
32	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	124664,7	2077,7	239,9
33	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	120887,0	2014,8	232,6
34	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	117331,5	1955,5	225,8
35	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	113979,1	1899,7	219,3
36	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	110813,0	1846,9	213,2
37	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	107818,1	1797,0	207,5
38	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	104980,8	1749,7	202,0
39	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	102289,0	1704,8	196,8
40	88000000	3666666,7	9661,8	144,9	6376,8	334,8	39892,7	99731,7	1662,2	191,9

Graficando Concentración de la solución vs volumen de la solución

CONCENTRACION SOLUCION	VOLUMEN SOLUCION
%	GPM
25	307,0
26	295,2
27	284,3
28	274,1
29	264,7
30	255,9
31	247,6
32	239,9
33	232,6
34	225,8
35	219,3
36	213,2
37	207,5
38	202,0
39	196,8
40	191,9



Con esto verificamos que el caudal a inyectar en la contactora de amina está excedido, razón por la cual hay dos caminos para mejorar la absorción de H₂S.

- Disminución del caudal de inyección de amina a la contactora
- Disminución de la concentración de amina, para permitir mayor carga de ácidos

CONCLUSIONES

Luego de realizar un análisis global de la situación, donde se tuvo en cuenta lo siguiente:

- El apoyo de HCI con la confirmación de la imposibilidad de absorción de H₂S por parte del TEG, más la poco probable existencia de bacterias en el TEG,
- El apoyo de Baker Petrolite donde se comprobó la inexistencia de bacterias sulfato reductoras en el módulo de amina, tanto en el agua de reposición como en el reflujo de amina
- El análisis de todos los datos operativos desde mayo 2001
- Verificación de la incidencia del caudal y concentración de amina en la captación de H₂S

Se decide la modificación de los siguientes parámetros operativos:

1) Para mejorar la capacidad de absorción:

- Disminución del caudal de inyección de amina (este punto tiene un límite ya que las bombas tienen un caudal mínimo de 425 GPM)



- Disminución de la concentración de amina. Se la baja de 37 % a 20 – 25 %
- 2) Para mejorar la regeneración
- Incremento de la temperatura de reflujo. Se la lleva a 120°F
 - Disminución de la presión de regeneración. Se baja la presión de regeneración a 3 – 4 psig
- 3) Para mejorar el seguimiento del proceso
- Se implementa el control, seguimiento y análisis de todas las variables del proceso, donde se tiene en cuenta temperaturas, presiones, caudales, mediciones de H₂S, carga de fluidos en distintas partes del sistema

Las mejoras en el sistema se fueron evidenciando a través del tiempo hasta mantener la calidad del gas de venta dentro de los parámetros requeridos.

El problema de la pérdida de eficiencia en la captación de sulfuro de hidrógeno nos llevó a aumentar el conocimiento de nuestra planta, a mejorar los controles operativos, hacer seguimientos más cercanos de cada equipo y parte del proceso, no solo en lo que refiere al endulzamiento, sino también en los otros sistemas.

BIBLIOGRAFIA

- Manuales Ingeniería de Gas, principios y aplicaciones (Ing. Marcías J. Martinez)
- Manual de Endulzamiento (Ing. Marcías J. Martinez)
- Información, gráficos proporcionados por HCI
- Apuntes Proporcionados por Baker Petrolite

Currículum del Autor

Edgardo German Cristoff Veleff

Ingeniero mecánico de la Universidad Nacional de la Patagonia San Juan Bosco, Septiembre 1997

Se desempeña en Hanover Argentina S.A. desde noviembre de 1998,

Actualmente cumple la función de Ingeniero de Operaciones en el Distrito Río Gallegos en el área de Servicios de Compresión y Tratamiento de gas.

El distrito tiene como clientes a Pecom Energía S.A. y a Chevron Oil

Las locaciones existentes en el área son:

- *Planta Boleadoras, de endulzamiento, deshidratación y ajuste de punto de rocío / Generación Eléctrica. Caudal: 2500000 m³/d*
- *Planta Le Marchand, de deshidratación y ajuste de punto de rocío. Caudal: 1700000 m³/d*
- *Estación compresora – deshidratadora María Inés. 2700 HP*
- *Estación compresora Boleadoras. 13000 HP*
- *Estación Compresora La Maggie. 5700 HP*
- *Estación compresora Puesto Peter. 2500 HP*
- *Estación compresora – deshidratadora Océano.*
- *Estación Compresora Faro Vírgenes*