



PRÁCTICA PROFESIONAL SUPERVISADA

Año 2016

YPF - COMPLEJO DE
PRODUCCION DE
AROMATICOS

Alumno
Hiribarren Juan

Tutor
Peres, Agustina

Tutor académico
Flores, Mario

Tabla de contenido

Descripción general del complejo aromático.....	2
TEMA 1: Cálculo de pérdida de carga en línea de nafta liviana	4
Objetivo.....	5
Sub-objetivo	5
Fundamento teórico.....	5
Resolución	6
<i>Determinación de la pérdida de carga en la línea.....</i>	<i>6</i>
<i>Determinación del ANPA de la J-111</i>	<i>14</i>
Resultados.....	15
Conclusión	16
TEMA 2: Cálculo de la potencia del compresor de la PSA	17
Objetivo.....	17
Fundamento teórico.....	17
Resultados	18
Conclusión	18
Anexos.....	19

Descripción general del Complejo Aromáticos

El Complejo cuenta con el equipamiento necesario para la producción, a partir de nafta proveniente de refinería, de los siguientes compuestos:

- ✓ Benceno
- ✓ Tolueno
- ✓ Orto-xileno
- ✓ Mezcla de xilenos

El hidrógeno obtenido como subproducto es de gran importancia dentro del complejo y a su vez en Refinería.

La materia prima que usa el complejo Aromáticos es nafta virgen, de la cual se utiliza una fracción intermedia denominada Corte Corazón, el cual se obtiene por fraccionamiento en dos columnas de destilación. A esta sección se la denomina pre-fraccionamiento.

El corte corazón posteriormente es purificado de contaminantes en otro proceso posterior: HDS donde se eliminan fundamentalmente los compuestos de azufre y nitrógeno por ser venenos del catalizador de platino.

En el diseño original, el paso siguiente eran una serie de 4 reactores rellenos con el catalizador de platino (proceso Magnaforming), donde las reacciones de reformado tomaban lugar.

Las reacciones básicamente conducían a la producción de BTX. Los compuestos más refractarios (parafinas livianas) permanecían sin reaccionar y eran aprovechadas parcialmente para la producción de solventes.

La nueva unidad CCR tiene por objeto la sustitución de la unidad magnaforming que concentra los aromáticos que sirven como alimentación para las unidades siguientes, así como también el H₂.

La ventaja del CCR es que presenta regeneración continua; previo a su existencia se debía parar la producción cada 1 año para la regeneración del catalizador, y a su vez la pureza que se obtiene del H₂ en PSA es mayor (99% frente a 95%).

La corriente de salida del CCR, compuesta por BTX y parafinas, es muy difícil de separar por simple destilación ya que los puntos de ebullición de los diferentes compuestos se cruzan. Por lo tanto, para solucionar este inconveniente, primero se separan las parafinas y nafténicos sin reaccionar de los aromáticos por extracción con solvente. En este caso se utiliza un proceso basado

en el solvente Sulfolane cuya afinidad por los hidrocarburos aromáticos es muy superior a la que tiene por las parafinas, por lo tanto de este proceso se obtienen dos corrientes:

- De extracto conteniendo el BTX
- De refinado conteniendo las parafinas

El solvente se recupera por fraccionamiento y vuelve al sistema.

Una vez separadas las parafinas de los aromáticos, se utiliza la destilación para separar los aromáticos entre sí, aprovechando la gran diferencia de puntos de ebullición que existe entre ellos.

Es muy fácil separar el ortoxileno de los demás xilenos por ser el más pesado de mayor punto de ebullición, pero los puntos de ebullición del meta y paraxileno son tan próximos que es imposible separarlos por destilación. Afortunadamente sí presentan grandes diferencias en sus puntos de congelación por lo cual es esta propiedad la que se utiliza para separarlos. El proceso se denomina cristalización y toma lugar a temperaturas sub-cero. De este proceso se obtiene paraxileno de alta pureza, materia prima básica para la producción de poliesters.

Dado que el metaxileno está en exceso y la demanda de paraxileno es muy superior, se dispone de un proceso de Isomerización que transforma el exceso de metaxileno en paraxileno y ortoxileno extinguiéndose prácticamente todo el metaxileno.

Otros productos

El complejo también produce ciclohexano, a partir de benceno, el cual presenta normalmente una muy buena contribución marginal.

El ciclohexano es la materia prima para la producción de caprolactama producto intermedio con el cual se obtienen el Nylon 6.

Otros productos obtenidos en este complejo son: el LPG y el aguarrás este último derivado de nafta pesada.

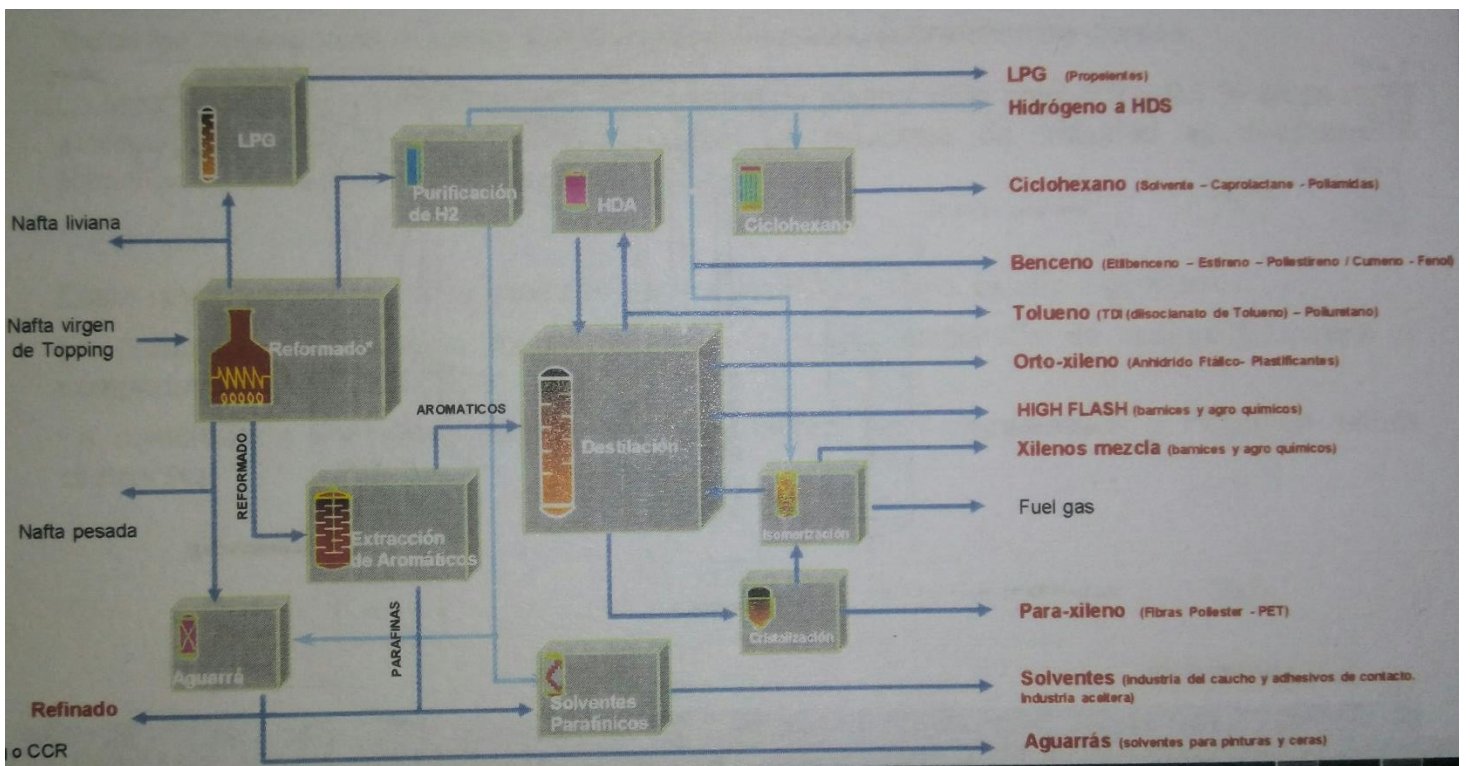


Figura 1. Secciones de complejo

TEMA 1: Cálculo de pérdida de carga en línea de nafta liviana

Objetivo

Modelar el sistema de envío de nafta liviana desde el fondo de la torre N-1104 en la sección 1100, hasta refinería.

Sub-objetivo

- Determinar la pérdida de carga y obtener el punto de operación de la bomba J-111.
- Corroborar que la bomba no cavite en el mismo.

Fundamento teórico

Para comenzar con el cálculo se plantea el balance macroscópico de energía mecánica:

$$\Delta \left(\frac{v^2}{2 * \alpha} \right) + g * \Delta h + \Delta \left(\frac{P}{\rho} \right) + W_{eje} + E_v = 0$$

Cabe destacar que se cuenta con la curva de la bomba antes mencionada, por lo cual se resolverá el balance en unidades de altura, quedando como balance final:

$$\Delta \left(\frac{v^2}{2 * \alpha * g} \right) + \Delta h + \Delta \left(\frac{P}{\rho * g} \right) + \frac{W_{eje}}{g} + \frac{E_v}{g} = 0$$

$$-\frac{W_{eje}}{g} = \Delta \left(\frac{v^2}{2 * \alpha * g} \right) + \Delta h + \Delta \left(\frac{P}{\rho * g} \right) + \frac{E_v}{g}$$

Para el cálculo de E_v se utilizó el método de las 2K, Hooper, en donde:

$$E_v = E_v^{Accesorios} + E_v^{Tramos rectos}$$

$$E_v^{Tramos rectos} = f * \frac{4 * L}{D} * \frac{v^2}{2}$$

$$E_v^{Accesorios} = \sum_i K_i * \frac{v^2}{2}$$

$$K_i = \frac{K_1}{Re} + K_2 * \left(1 + \frac{0,0254}{D} \right)$$

Los factores de fricción fueron calculados mediante la ecuación de Haatand

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -3,6 * \log \left(\frac{6,9}{Re} + \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} \right)^{10/9} \right) \quad \text{para } 4.10^4 \leq Re \leq 10^8$$

$$0 < \varepsilon/D < 0,05$$

Resolución

Determinación de la pérdida de carga en la línea

El primer paso a realizar fue la determinación de las propiedades de la nafta liviana mediante el simulador Hysys.

Luego, se debió analizar el isométrico para contabilizar el largo de las cañerías, así como también sus accesorios, en función del diámetro de cada tramo.

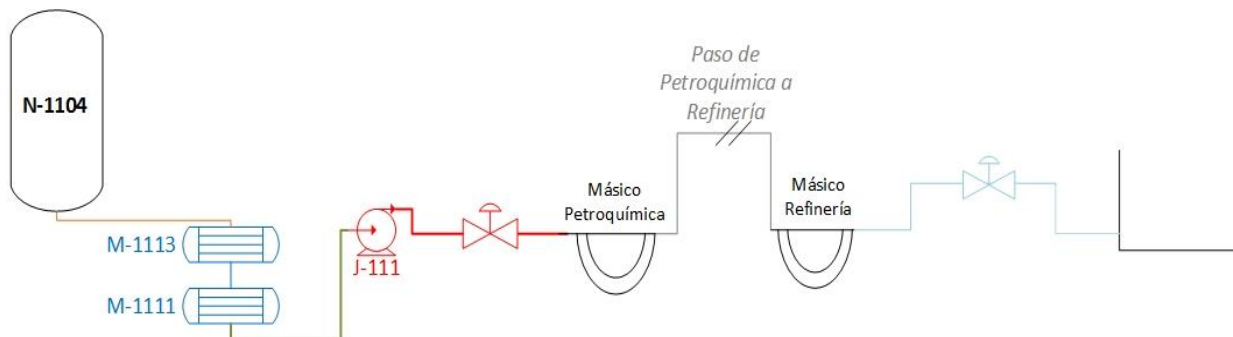


Figura 1. Esquema de la línea

Por último, antes de comenzar con la resolución del balance, se determinaron las presiones en el comienzo y en el final de la línea de estudio, así como también sus elevaciones con respecto al suelo. El cálculo de la presión de salida del N-1104 se realizó en base a las alturas registradas por los medidores de nivel J_1 y J_2 ¹ como presión hidrostática, tomando un nivel del 60% dada la medición realizada.

Las mismas se detallan a continuación con sus respectivas unidades, las cuales fueron adaptadas para que el resultado del balance de energía sea en metros.

ρ (kg/m ³)	573,40
μ (kg/m*h)	5,20E-01
g (m/h ²)	127008000
$P1$ (Pa) _{abs}	603795,23
$P2$ (Pa) _{abs}	150358,25
$h1$ (m)	1,00
$h2$ (m)	2,50

Tabla 1. Propiedades

Siendo **1**: Salida del N-1104 en Petroquímica

2: Entrada tanque de Refinería

¹ Anexo I



El próximo paso fue contabilizar los accesorios de las cañerías, según su diámetro a partir del isométrico de la línea². Los mismos se muestran a continuación.

PETROQUIMICA								
Diámetro (m)	Distancia (m)	Accesorios				Equipos		
		Codos 90°	Codos 45°	Válvula exclusiva, r=1	Válvula de retención	M-1111	M-1113	Másico
0,0508	0	-	-	1	-	-	-	-
0,0762	11,16	7	-	2	-	-	-	1
0,1016	145,05	35	4	7	1	2	2	-
0,1524	556,59	49	-	3	1	-	-	-

REFINERIA								
Diámetro (m)	Distancia (m)	Accesorios				Equipos		
		Codos 90°	Codos 45°	Válvula exclusiva, r=1	Válvula de retención	Másico		
0,0508	0	-	-	2	-	-		
0,0762	13	-	-	2	-	-		
0,1016	145,05	67	-	4	-	-		
0,1524	556,59	65	-	7	-	1		

Tabla 2. Accesorios y equipos

Una vez que se recopiló toda la información necesaria, se separó el problema en petroquímica por un lado y refinería por el otro. A su vez, dentro de ellas se las dividió por diámetro de cañería.

Proponiendo distintos caudales, se calculó

- v : velocidad de flujo $\frac{m}{h}$
- Re : Reynolds
- f : Factor de fricción de Fanning
- E_v : Pérdidas por fricción

Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

² Anexo II

Petroquímica							
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
0	0,0508	10	4936,31561	2,76E+05	4,93E-03	-	0,58
ε/D	0,0008	20	9872,63121	5,53E+05	4,80E-03	-	2,30
		30	14808,9468	8,29E+05	4,76E-03	-	5,18
		40	19745,2624	1,11E+06	4,73E-03	-	9,21
		50	24681,578	1,38E+06	4,72E-03	-	14,39
		60	29617,8936	1,66E+06	4,71E-03	-	20,72
		70	34554,2092	1,93E+06	4,70E-03	-	28,20
		80	39490,5248	2,21E+06	4,70E-03	-	36,84
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
11,16	0,0762	10	2193,92	1,84E+05	4,82E-03	0,05	0,05
ε/D	0,0006	20	4387,84	3,69E+05	4,61E-03	0,20	0,20
		30	6581,75	5,53E+05	4,53E-03	0,45	0,45
		40	8775,67	7,37E+05	4,49E-03	0,80	0,79
		50	10969,59	9,21E+05	4,46E-03	1,24	1,23
		60	13163,51	1,11E+06	4,45E-03	1,78	1,78
		70	15357,43	1,29E+06	4,44E-03	2,41	2,42
		80	17551,34	1,47E+06	4,43E-03	3,14	3,16
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
145,05	0,1016	10	1234,08	1,38E+05	4,83E-03	0,17	0,27
ε/D	0,0005	20	2468,16	2,76E+05	4,54E-03	0,62	1,07
		30	3702,24	4,15E+05	4,43E-03	1,37	2,41
		40	4936,32	5,53E+05	4,38E-03	2,40	4,28
		50	6170,39	6,91E+05	4,34E-03	3,71	6,68
		60	7404,47	8,29E+05	4,31E-03	5,32	9,62
		70	8638,55	9,67E+05	4,30E-03	7,21	13,09
		80	9872,63	1,11E+06	4,28E-03	9,39	17,09
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
556,59	0,1524	10	548,48	9,21E+04	4,86E-03	0,08	0,04
ε/D	0,0003	20	1096,96	1,84E+05	4,42E-03	0,31	0,16
		30	1645,44	2,76E+05	4,23E-03	0,66	0,36
		40	2193,92	3,69E+05	4,13E-03	1,14	0,63
		50	2742,40	4,61E+05	4,06E-03	1,76	0,99
		60	3290,88	5,53E+05	4,01E-03	2,50	1,42
		70	3839,36	6,45E+05	3,98E-03	3,37	1,93
		80	4387,84	7,37E+05	3,95E-03	4,38	2,52

Tabla 3. Pérdidas de carga por cañería en petroquímica

Refinería							
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
0	0,0508	10	4936,31561	2,76E+05	4,93E-03	-	1,15
ε/D	0,0008	20	9872,63121	5,53E+05	4,80E-03	-	4,61
		30	14808,9468	8,29E+05	4,76E-03	-	10,36
		40	19745,2624	1,11E+06	4,73E-03	-	18,42
		50	24681,578	1,38E+06	4,72E-03	-	28,78
		60	29617,8936	1,66E+06	4,71E-03	-	41,44
		70	34554,2092	1,93E+06	4,70E-03	-	56,41
		80	39490,5248	2,21E+06	4,70E-03	-	73,68
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
13	0,0762	10	2193,92	1,84E+05	4,82E-03	0,06	0,01
Rugosidad	0,0006	20	4387,84	3,69E+05	4,61E-03	0,24	0,05
relativa		30	6581,75	5,53E+05	4,53E-03	0,53	0,11
		40	8775,67	7,37E+05	4,49E-03	0,93	0,20
		50	10969,59	9,21E+05	4,46E-03	1,44	0,32
		60	13163,51	1,11E+06	4,45E-03	2,07	0,46
		70	15357,43	1,29E+06	4,44E-03	2,81	0,62
		80	17551,34	1,47E+06	4,43E-03	3,66	0,81
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
1879,96	0,1016	10	1234,08	1,38E+05	4,83E-03	2,14	0,13
ε/D	0,0005	20	2468,16	2,76E+05	4,54E-03	8,06	0,52
		30	3702,24	4,15E+05	4,43E-03	17,71	1,16
		40	4936,32	5,53E+05	4,38E-03	31,07	2,07
		50	6170,39	6,91E+05	4,34E-03	48,14	3,23
		60	7404,47	8,29E+05	4,31E-03	68,93	4,64
		70	8638,55	9,67E+05	4,30E-03	93,43	6,31
		80	9872,63	1,11E+06	4,28E-03	121,64	8,24
L(m)	D(m)	q (m ³ /h)	v(m/h)	Re	f	E_v^{TR} (m)	E_v^{Ac} (m)
1847,67	0,1524	10	548,48	9,21E+04	4,86E-03	0,28	0,02
ε/D	0,0003	20	1096,96	1,84E+05	4,42E-03	1,01	0,10
		30	1645,44	2,76E+05	4,23E-03	2,19	0,21
		40	2193,92	3,69E+05	4,13E-03	3,79	0,38
		50	2742,40	4,61E+05	4,06E-03	5,83	0,59
		60	3290,88	5,53E+05	4,01E-03	8,30	0,85
		70	3839,36	6,45E+05	3,98E-03	11,20	1,15
		80	4387,84	7,37E+05	3,95E-03	14,53	1,50

Tabla 4. Pérdidas de carga por cañería en Refinería

Como se observa en la *Tabla 2*, el sistema cuenta con intercambiadores de calor, cuya pérdida de carga fue calculada con las ecuaciones del método de Kern, considerando que el fluido circula por coraza.

Ecuación de Kern:³

$$\Delta P_S = \frac{f * (N_B + 1) * D_S * G_S^2}{D_e * 2 * \rho} * \left(\frac{\mu_W}{\mu}\right)^{0,14}$$

Donde,

N_B = número de baffles

D_S = diámetro de coraza

D_e = diámetro equivalente

f = factor de fricción = $1,728 * Re_S^{-0,188}$

$$Re_S = \frac{D_e * G_S}{\mu}$$

$$G_S = \text{velocidad másica de flujo} = \frac{w}{a_S}$$

w = caudal másico

$$a_S = \text{área de flujo por coraza} = \frac{D_S * c * B}{Pt}$$

c = distancia libre entre tubos adyacentes

B = separación entre baffles

Pt = separación entre ejes de tubos adyacentes

Para dicho cálculo se utilizaron los planos constructivos de cada equipo.

M-1111

Ds (m)	0,5175
Nb	69
c (m)	0,0063
Pt (m)	0,0254
B (m)	0,0883
as (m²)	0,0114
De (m)	0,0241

Tabla 5. Datos M-1111

³ Transferencia de calor en ingeniería de procesos. Eduardo Cao

q (m ³ /h)	w(kg/h)	G _s (Kg/m ² *h)	Res	f	ΔP (kg/m ² *h ²)	ΔP (Kg/cm ²)
10	5734	501934,01	2,33E+04	2,61E-01	8,62E+10	0,00
20	11468	1003868,02	4,65E+04	2,29E-01	3,03E+11	0,02
30	17202	1505802,03	6,98E+04	2,12E-01	6,31E+11	0,03
40	22936	2007736,03	9,30E+04	2,01E-01	1,06E+12	0,06
50	28670	2509670,04	1,16E+05	1,93E-01	1,59E+12	0,09
60	34404	3011604,05	1,40E+05	1,86E-01	2,22E+12	0,12
70	40138	3513538,06	1,63E+05	1,81E-01	2,93E+12	0,16
80	45872	4015472,07	1,86E+05	1,77E-01	3,73E+12	0,20

Tabla 6. Pérdida de carga M-1111

M-1113

Ds (m)	0,5588
Nb	25
c (m)	0,0063
Pt (m)	0,0254
B (m)	0,2150
as (m ²)	0,0300
De (m)	0,0241

Tabla 7. Datos M-1113

q (m ³ /h)	w(kg/h)	G _s (Kg/m ² *h)	Res	f	ΔP (kg/m ² *h ²)	ΔP (Kg/cm ²)
10	5734	190907,43	8,84E+03	3,13E-01	6,00E+09	0,07
20	11468	381814,85	1,77E+04	2,75E-01	2,11E+10	0,24
30	17202	572722,28	2,65E+04	2,55E-01	4,39E+10	0,50
40	22936	763629,70	3,54E+04	2,41E-01	7,39E+10	0,84
50	28670	954537,13	4,42E+04	2,31E-01	1,11E+11	1,25
60	34404	1145444,56	5,31E+04	2,23E-01	1,54E+11	1,74
70	40138	1336351,98	6,19E+04	2,17E-01	2,04E+11	2,30
80	45872	1527259,41	7,08E+04	2,12E-01	2,60E+11	2,94

Tabla 8. Pérdidas de carga M-1113

Cabe destacar que se cuenta con dos unidades de cada equipo, conectados en serie, lo que se tendrá en cuenta en el balance final, ya que el cálculo fue realizado para una sola unidad.

En campo se realizó la medición y se observó que la pérdida era menor que la calculada, lo cual tiene sentido dado que el método es muy conservativo en este aspecto. Debido a esto se decidió realizar una simulación en el Hysys a partir de los planos constructivos de los equipos, obteniendo los siguientes resultados, que se asemejan más a la realidad:

M-1113 A/B				M-1111 A/B			
Q [m ³ /h]	Pe [kg/cm ² _g]	Ps [kg/cm ² _g]	ΔP	Q [m ³ /h]	Pe [kg/cm ² _g]	Ps [kg/cm ² _g]	ΔP
10				10			
20	5	4,992	0,008	20	4,992	4,878	0,114
30	5	4,983	0,017	30	4,983	4,736	0,247
40	5	4,971	0,029	40	4,971	4,539	0,432
50	5	4,955	0,045	50	4,955	4,289	0,666
60	5	4,936	0,064	60	4,936	3,986	0,95
70	5	4,914	0,086	70	4,914	3,631	1,283
80	5	4,889	0,111	80	4,889	3,224	1,665
90	5	4,861	0,139	90	4,861	2,765	2,096

Tabla 9. Simulación de M-113 y M-111

A su vez se cuenta con dos flujómetros de Coriolis, uno en petroquímica y otro en refinería, a los cuales se les midió su pérdida de carga resultando acorde a los valores suministrados por la empresa fabricante, Emerson.

Caudal (m ³ /h)	ΔP (Kg/cm ²)
10	0,027
17	0,075
24	0,147
31	0,241
38	0,359
45	0,500
52	0,664
60	0,879
66	1,060
73	1,293
80	1,548

Tabla 10.

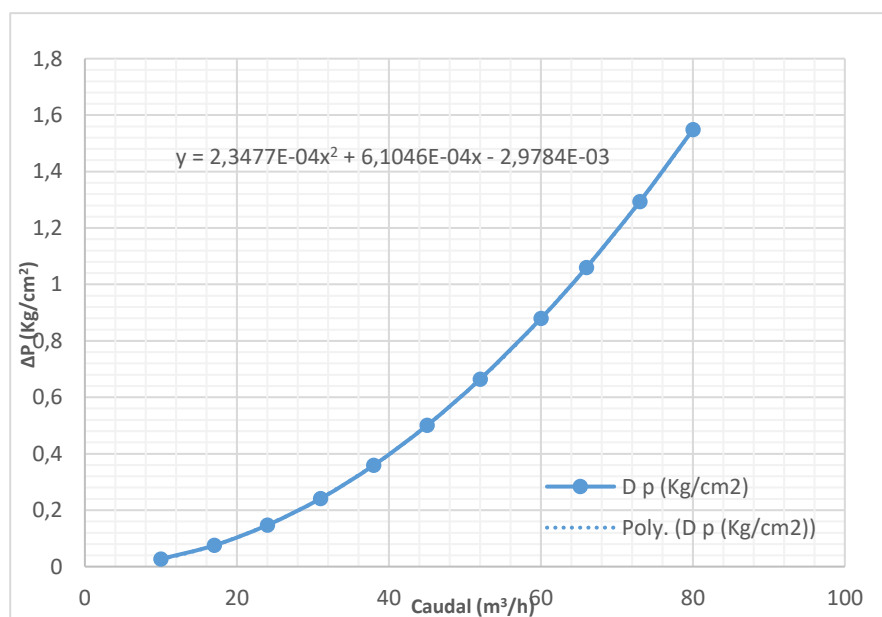


Gráfico 1. Pérdida de carga del másico de petroquímica

Caudal (m ³ /h)	ΔP (Kg/cm ²)
10	0,002
17	0,005
24	0,011
31	0,017
38	0,026
45	0,035
52	0,047
60	0,062
66	0,074
73	0,09
80	0,108

Tabla 11.

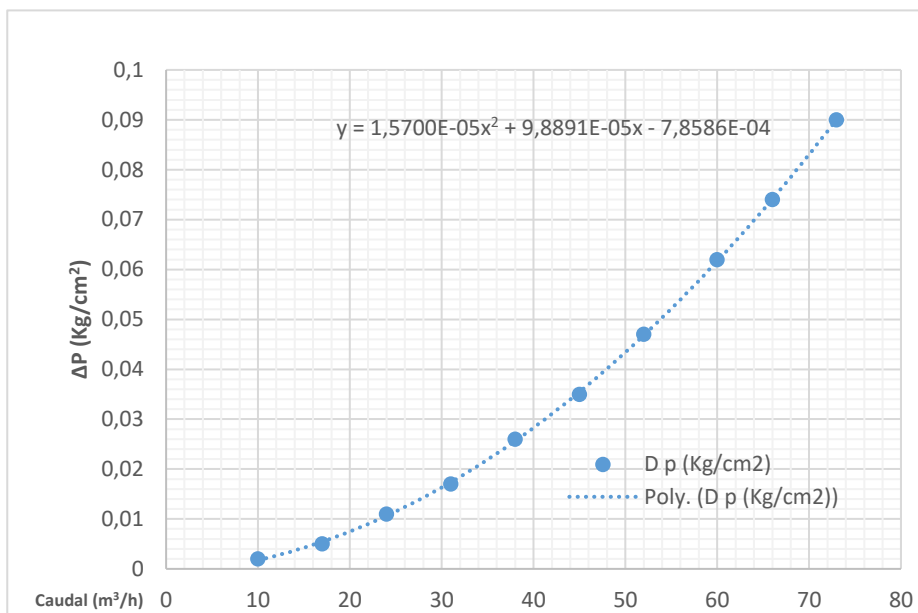


Gráfico 2. Pérdida de carga del mástico de Refinería

Continuando con el cálculo de la línea, se determinaron los términos independientes del caudal, resultando:

- $\Delta\left(\frac{P}{\rho * g}\right)$
- Δh
- $\Delta\left(\frac{v^2}{2 * \alpha * g}\right)$

$$\Delta\left(\frac{P}{\rho * g}\right) = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} = -80,69 \text{ m}$$

$$\Delta h = h_2 - h_1 = -1 \text{ m}$$

$$\Delta\left(\frac{v^2}{2 * \alpha * g}\right) = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} = 0 \text{ m}$$

Este último término será nulo para cualquier caudal, ya que las cañerías en el punto 1 y 2 son de igual diámetro.

Graficando la curva del sistema y la de la bomba, se obtiene el caudal operativo en el punto de corte de ambas.⁴

Para contrastar el modelo con la realidad, se realizaron mediciones de presión a la salida del másico de Petroquímica y se compararon con lo predicho por el modelo para el caudal que circulaba en ese día.

Determinación del ANPA de la J-111

Para verificar si la bomba estaba cavitando se realiza el estudio de la Altura Neta Positiva de Aspiración disponible, debiendo ser ésta mayor que la requerida, la cual fue brindada por el fabricante.

Al no tener una correlación entre el caudal de operación y la temperatura, el cálculo se realizó para 70 °C, que era lo que se estaba midiendo ese día y un determinado caudal.⁵

Al realizar medidas en campo, se observó que desde la bomba J-111 hasta la entrada del flujometro se perdían 8 kg de carga cuando el caudal era de 60 m³/h, motivo por el cual se comenzó el estudio del mencionado tramo.

Lo primero que se realiza es el cálculo de la presión a la salida de la bomba J-111, resultando equivalente al medido en campo.⁶

q (m³/h)	62,00
Psalida J-111 (m)	277,78
Psalida J-111 (kg/cm²)_g	14,87

Tabla 13. Presión descarga J-111

Paso siguiente, se mide la presión antes de la válvula, la cual presenta una reducción 4 a 2, notando que la pérdida de carga entre la bomba y ésta, es chica.

Una de las hipótesis es que la válvula genere la gran pérdida de carga antes mencionada. Para corroborarla, se decide realizar la medición en campo a la salida de la misma, pero la purga se encontraba tapada, motivo por el cual la medición no pudo realizarse.

⁴ Ver resultados

⁵ Referencia 4

⁶ Anexo IV

Resultados

A continuación se presentan la tabla de resultados junto con el gráfico previamente mencionado

q (m ³ /h)	H (m)
0	-81,70
10	-76,60
20	-61,95
30	-37,92
40	-4,48
50	38,34
60	90,56
70	152,16
80	223,16

Tabla 12. Altura del sistema

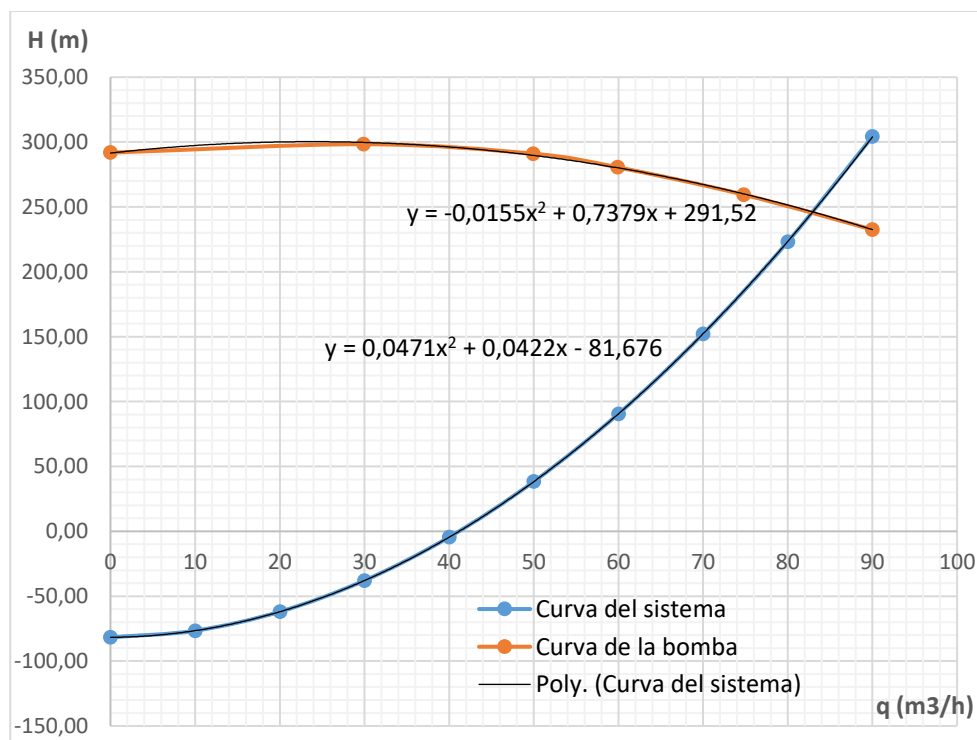


Gráfico 3. Resultados

Igualando las ecuaciones de las curvas obtenemos que el caudal que puede impulsar la bomba es: $q_{operativo} = 82,97 \frac{m^3}{h}$

Y con respecto al cálculo del ANPA de la misma, éste resultó mayor que el requerido para las condiciones de operación antes mencionada. Por lo cual, la bomba no cavitará.

Conclusión

Dado los resultados expuestos en este trabajo se concluye que el caudal que puede impulsar la bomba J-111 para este sistema es mayor que el actual, limitando la temperatura para evitar posibles problemas de cavitación. Se recomienda realizar un estudio más preciso sobre éste aspecto y luego de realizar la limpieza de la purga, continuar con el estudio del tramo J-111 hasta la válvula de 2".

TEMA 2: Cálculo de la potencia del compresor de la PSA

Objetivo

Calcular la potencia del compresor V-903 en la sección 1200 en las nuevas condiciones de operación para verificar que la potencia sea suficiente.

Fundamento teórico

El compresor en estudio es de tipo rotativo, a tornillo con una potencia de 949,44 HP. Éste consiste de dos rotores helicoidales encerrados en una carcasa con boquillas de entrada y salida. Se tiene un rotor macho y un rotor hembra. El primero de ellos es empujado por el motor y tiene 4 lóbulos. El segundo es impulsado por el primero y tiene 6 espacios interlobulares.

La compresión es obtenida por reducción de volumen mediante movimiento rotatorio.⁷

Para el cálculo se consideró que en los compresores de gran tamaño, el camino termodinámico del fluido, no es ni isotérmico ni adiabático. Sin embargo, el proceso puede suponerse que transcurre sin fricción y calcularse como una compresión politrópica.

El procedimiento es el mismo con independencia de que el compresor sea alternativo, centrífugo o rotativo de desplazamiento positivo, con la única condición de que el flujo sea sin fricción y de que en una máquina alternativa la ecuación se aplique a un número entero de ciclos, de forma que no haya acumulación ni vaciamiento de fluido en los cilindros.⁸

Ecuación de la potencia:

$$P_a = \frac{1,34 \cdot 10^{-4} * T_a * q_0 * n}{(n - 1) * \eta} * \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1 - \frac{1}{n}} - 1 \right]$$

P_a: Potencia al freno, HP

T_a: Temperatura absoluta en la succión, °R

q₀: Caudal de gas comprimido, medido en condiciones normales, $\frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$

⁷ Manual del compresor.

⁸ Operaciones unitarias en Ingeniería Química. McCabe, Smith, Harriott.

$$n: \text{Exponente politr\u00f3pico} = \frac{\log(P_b/P_a)}{\log(\rho_b/\rho_a)}$$

η : Eficiencia del compresor

$$\left(\frac{P_b}{P_a}\right): \text{Relaci\u00f3n de compresi\u00f3n (Pabs)}$$

A su vez para el c\u00e1lculo se necesit\u00f3 obtener las capacidades calor\u00edficas de los distintos componentes del gas. Para ello se utiliz\u00f3 la tabla de correlaciones⁹ que permite obtener los C_p a diferentes temperaturas.

Resultados

Para comprimir el nuevo gas se requiere una potencia de:

$$Pa = 868,90 \text{ HP}$$

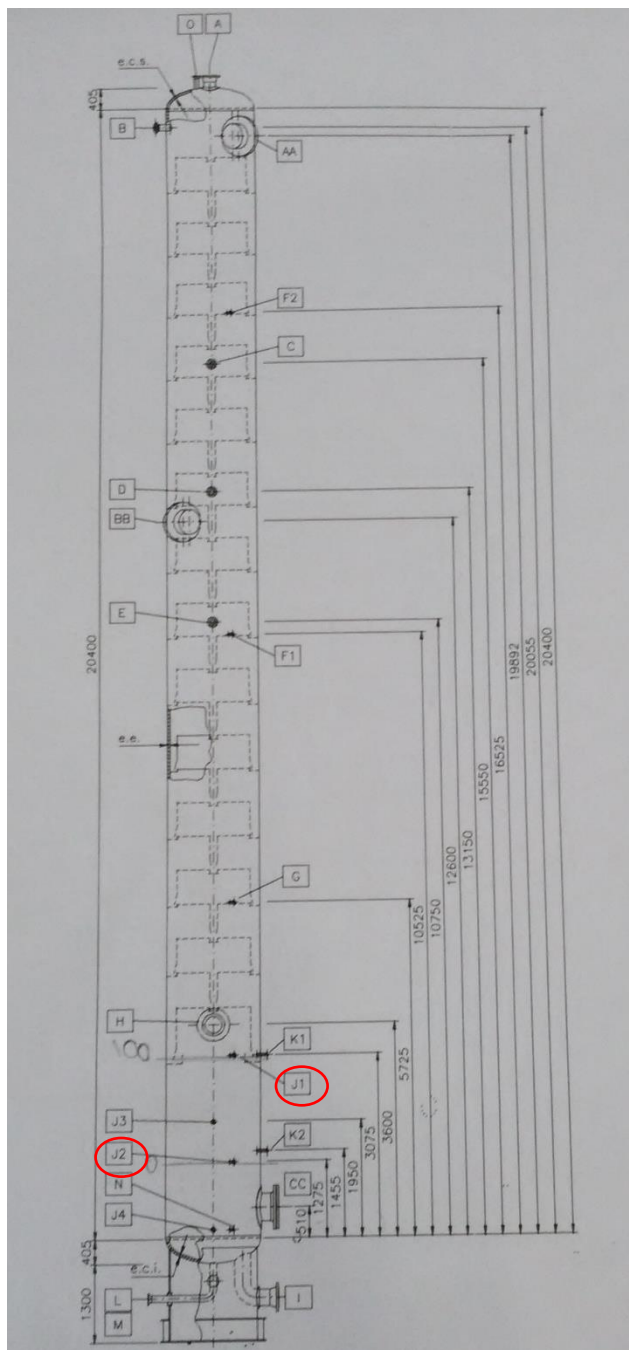
Conclusi\u00f3n

- Dado los resultados se concluye que la potencia del compresor es suficiente para nuevas condiciones de operaci\u00f3n.

⁹ Principios b\u00e1sicos y c\u00e1lculos en la Ingenier\u00eda Qu\u00edmica. David Himmelblau

Anexos

Anexo I. Características estructurales de la torre N-1104



Anexo III. Isométrico

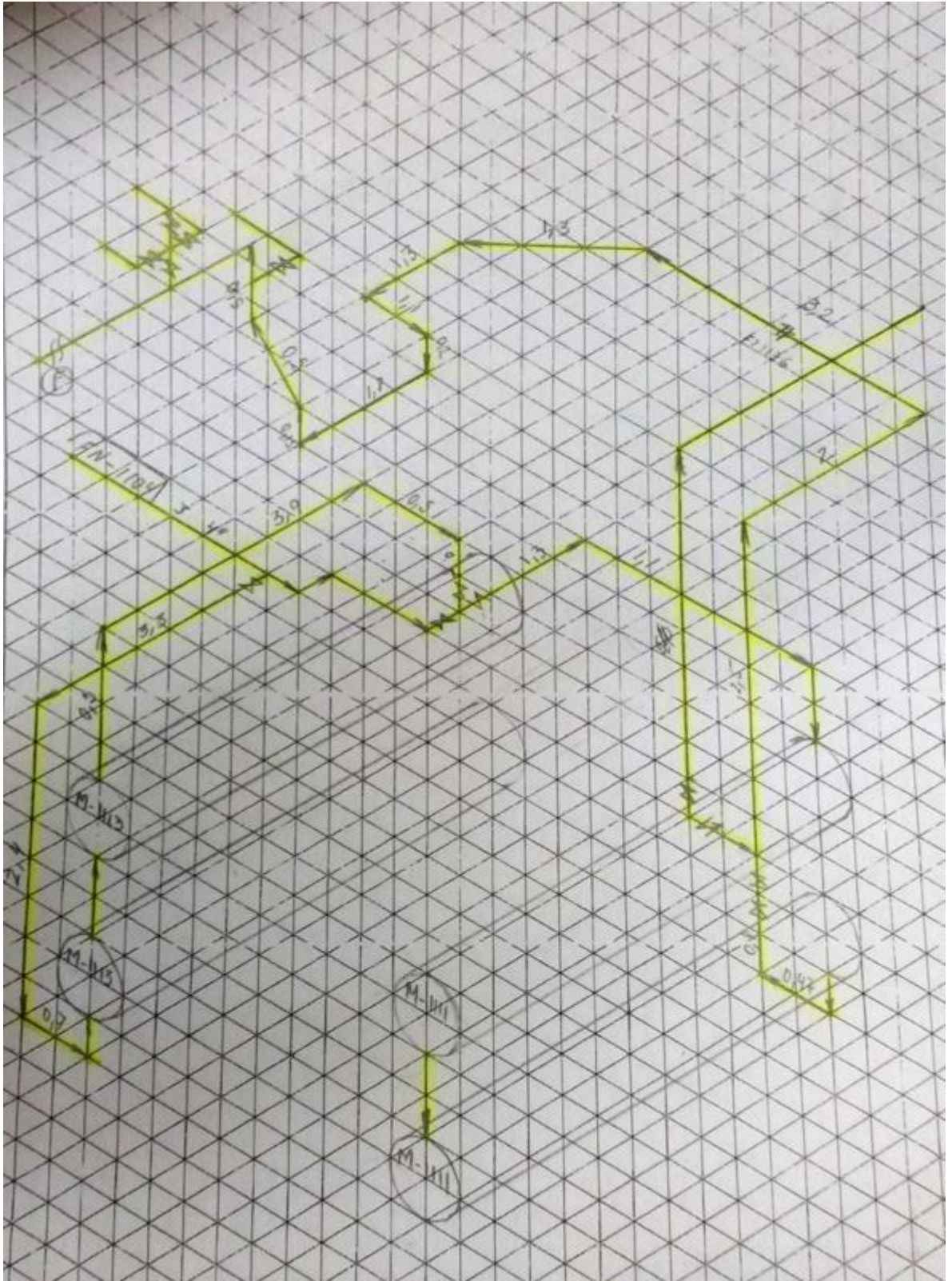


Imagen 1

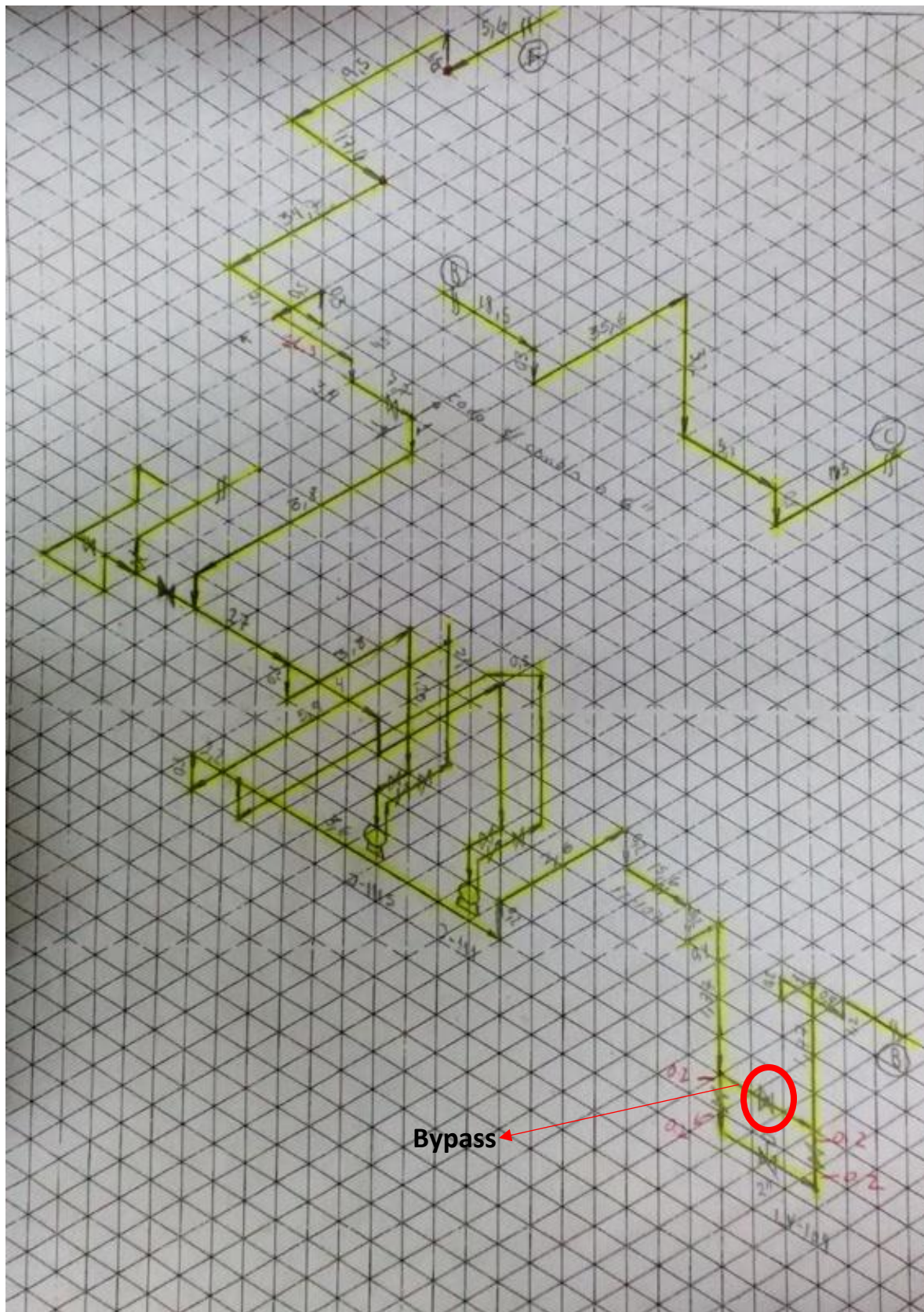


Imagen 2

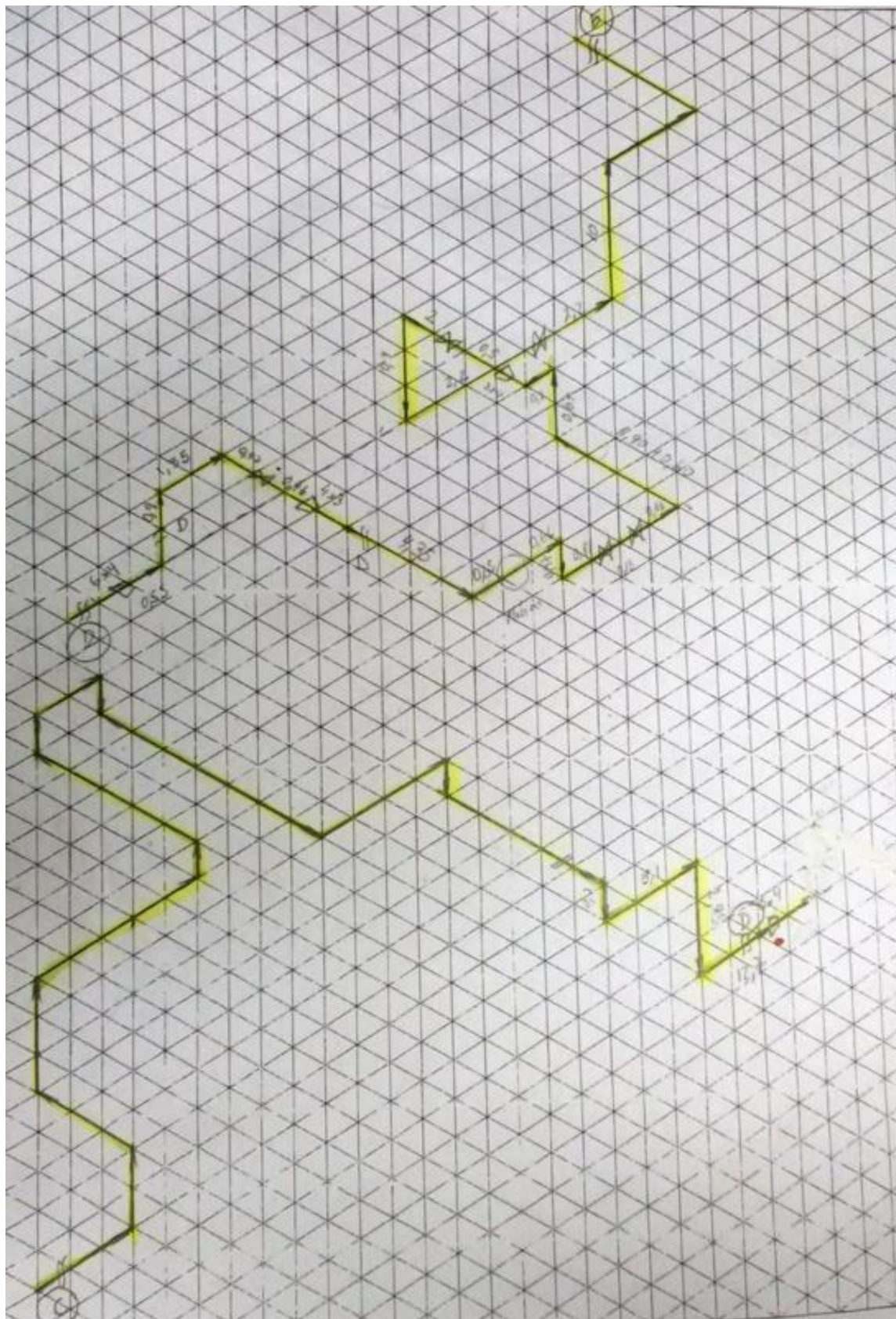


Imagen 3