

11.1 Introducción

En este capítulo realizaremos el diseño mecánico de la cañería de soda caustica diluida que alimenta a los dos reactores de formación de isocianurato de sodio, la planta de producción de hipoclorito de sodio y la alcalinización de los efluentes líquidos de planta y además, dimensionaremos y especificaremos la bomba necesaria para cubrir las necesidades de ese servicio.

11.2 Descriptivo de los materiales y accesorios a utilizar

Para la construcción de la cañería presentada en el isométrico más abajo, se utilizarán tuberías y accesorios de Polipropileno (PP) ya que, a la temperatura y presión de trabajo del fluido, este material presenta buena compatibilidad química y resistencia mecánica.

Entre los accesorios que serán empleados, se pueden mencionar los siguientes: una válvula tipo mariposa para la salida del tanque **T-101**, válvulas esféricas, una válvula de retención en la descarga de la bomba **P-101**, un rotámetro en la línea de recirculación al tanque con un switch de parada de bomba por bajo flujo, codos rectos de 90° y bridas plásticas en los ingresos a los tanques **T-101**, **R-102 A y B**, **T-401**, **C-403** y en la línea de succión de las bombas **P-505 A y B**.

Respecto a las válvulas de control y ON - OFF, se utilizarán válvulas ON - OFF en la línea de alimentación a los reactores **R-102 A y B**, y una válvula de control al ingreso de cada uno de los reactores mencionados. También se utilizará una válvula de control en la línea de alimentación a la columna de absorción de fabricación de hipoclorito de sodio y otra válvula de control en la línea de alcalinización de los efluentes.

Debido a que el fluido a transportar es muy corrosivo y agresivo sobre la cañería, y además gran parte de la isometría de la tubería esta a la intemperie, se escogió adoptar un espesor de tubería de Sch 80; lo cual esta sobredimensionado respecto de los cálculos de presión interna del fluido y esfuerzos de la tubería (ver cálculos más abajo).

En cuanto a la norma constructiva de la línea de proceso, se definió que la modalidad de uniones entre tuberías con tubería y tuberías con accesorios se hará por termofusión, respetando el siguiente esquema:

PUNTOS DE SOLDADURA		MODALIDAD
Caño de $\varnothing < 3"$	Caño de $\varnothing < 3"$	Termofusión socket
Caño de $\varnothing < 3"$	Accesorio de $\varnothing < 3"$	
Caño de $\varnothing \geq 3"$	Caño de $\varnothing \geq 3"$	Termofusión a tope
Caño de $\varnothing \geq 3"$	Accesorio de $\varnothing \geq 3"$	
Caño de $\varnothing \geq 3"$	Accesorio de $\varnothing < 3"$	Buje de reducción soldado a tope del lado de $> 3"$ y termofusionado socket del lado de $< 3"$
Caño de $\varnothing \geq 3"$	Caño de $\varnothing < 3"$	
Válvula de $\varnothing \geq 3"$	Caño de $\varnothing \geq 3"$	Bridada
Válvula de $\varnothing < 3"$	Caño de $\varnothing < 3"$	Termofusión socket



Soldadura a Tope



Soldadura Socket

A continuación, se presenta el listado de materiales a utilizar para la construcción de esta línea de proceso:

ACCESORIO O TUBERIA	CANTIDAD
Válvula Mariposa de 3"	1
Tubería de 3" Sch 80	1,5 m
Brida de 3"	1
Brida de 2"	2
Brida de 1,5"	3
Brida de 0,75"	1
Brida de 0,5"	3
Reducción concéntrica de 3" para 2"	1
Reducción concéntrica de 2" para 1,5"	2
Reducción concéntrica de 2" para 0,75"	1
Reducción concéntrica de 2" para 0,5"	1

Válvula Esférica de 2"	3
Válvula de Retención de 2"	1
Rotámetro de 2"	1
Codos Rectos a 90° de 2"	6
Tee de 2"	3
Tubería de 2" Sch 80	35 m
Válvula Esférica de 1,5"	6
Codos Rectos a 90° de 1,5"	5
Tee de 1,5"	2
Tubería de 1,5" Sch 80	23 m
Válvula Esférica de 0,5"	3
Válvula de Retención de 0,5"	1
Codos Rectos a 90° de 0,5"	14
Tee de 0,5"	3
Tubería de 0,5" Sch 80	26 m
Válvula Esférica de 0,75"	2
Codos Rectos a 90° de 0,75"	3
Tubería de 0,75" Sch 80	14 m

11.3 Descriptivo del Diagrama Isométrico

El diagrama isométrico de la línea que escogimos para diseñar está constituido por una línea principal y cuatro derivaciones:

- ✓ Recirculación al tanque **T-101**
- ✓ Reactores **R-102 A y B**
- ✓ Planta de Hipoclorito de Sodio (**C-403**)
- ✓ Planta de Tratamiento de Efluentes (succión de las bombas **P-505 A y B**)

La línea de soda caustica diluida comienza en la salida inferior del tanque **T-101** y va hasta la brida de succión de la bomba **P-101 A o B**. Ese tramo de 1,5 m aprox. está construido en 3" y reducido a 2" al ingreso de la bomba. A la descarga de la bomba hay otra reducción de 1,5" a 2" que es el diámetro de la línea principal del isométrico. Seguida a esa reducción se ubica una válvula antirretorno y aguas arriba de ella, la cañería se divide en dos tramos. El primero es la línea principal de abastecimiento a los consumos de planta y la otra línea es la recirculación al tanque.

Esta línea de recirculación tiene un rotámetro con un "limita switch" que cumple la función de protección de la bomba por bajo caudal de bombeo

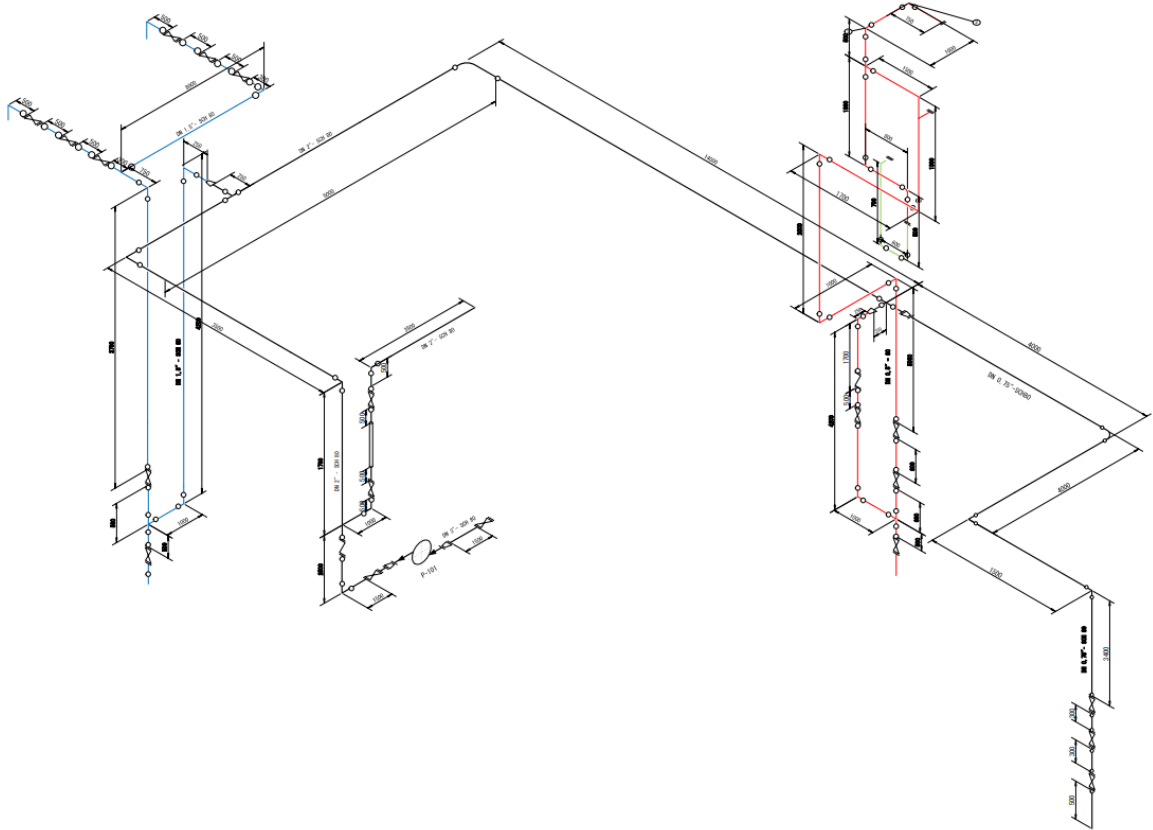
(**Capítulo VII**). Aguas abajo del rotámetro se coloca una válvula de diafragma para regulación del caudal de recirculación y aguas arriba del rotámetro se coloca una válvula esférica de corte.

La línea principal de 2" corre (con ese diámetro) por el parral de cañerías hasta la altura de la planta de producción de Hipoclorito de Sodio. Durante su recorrido se desprenden las tres líneas de consumo en el proceso. La primera línea que se desprende de ésta es la de alimentación de soda caustica a los reactores de formación de isocianurato de sodio. A la altura media entre ambos reactores **R-102 A** y **R-102 B** la cañería reduce de 2" para 1,5" y baja del parral hasta una altura de 500 mm del piso. A 1500 mm del piso (sobre la línea de bajada antes mencionada) se ubica la válvula ON OFF **XV-101** y luego de ella la línea se divide en dos, un ramal para cada reactor. Cada ramal tiene su propia válvula de control (**AV-102 A** y **AV -102 B**) con su respectivo bypass. Aguas arriba de las válvulas de control, las líneas se conectan por medio de bridas a los reactores **R-102 A** y **R-102 B**.

La derivación que sigue es la que alimenta de soda caustica a la planta de producción de hipoclorito de sodio. La línea principal reduce de 2" para ½" a la altura del parral, frente a la planta de hipoclorito y baja hasta 500 mm del piso. En este tramo de bajada se coloca una válvula esférica de corte de ½" y en el tramo de subida posterior, se coloca la válvula de control **AV-402** junto a otra válvula esférica de ½" aguas arriba. La línea sube hasta los 9700 mm desde piso para ingresar a la columna de absorción **C-403**. La conexión a la columna es por medio de una brida.

La última derivación de la cañería es la que alimenta de soda caustica a la planta de tratamiento de efluentes líquidos. Esta línea es de ¾" de diámetro y la reducción de 2" para ¾" se realiza a la altura de la planta de producción de hipoclorito de sodio. La línea reducida a ¾" corre por el parral hasta el tanque **T-505** y baja a la altura de la succión de las bombas **P-505 A** y **B**. En la línea de bajada desde el parral y a una altura de 800 mm del piso se ubica la válvula de control **AV-505** con las válvulas esféricas aguas arriba y debajo de ésta, con su respectivo by pass. Esta línea ingresa directamente en la cañería de succión de las bombas **P-505 A y B** por medio de una conexión bridada.

A continuación, se muestra el diagrama isométrico de la línea en cuestión:



11.4 Diámetro de las Cañerías

11.4.1 Cañería de succión de la bomba P-101 A o B

Para una velocidad de flujo de 1 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa $Q = 15,0 \text{ m}^3/\text{h}$ entonces,

$$D = 2. \sqrt{\frac{15,0 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 1 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,0728 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 3" en la succión de la bomba **P-101**.

11.4.2 Cañería Principal de descarga de la bomba P-101

Para una velocidad de flujo de 2 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2. \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa $Q = 15,0 \text{ m}^3/\text{h}$ entonces,

$$D = 2. \sqrt{\frac{15,0 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 2,5 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,046 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 2" en la línea principal.

11.4.3 Cañería de Recirculación al Tanque T-101

Para una velocidad de flujo de 1 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$
$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa Q = 7,207 m³/h entonces,

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{7,207 \text{ m}^3/h}{\pi \cdot 1 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,050 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 2" en la línea de recirculación.

11.4.4 Cañería de Alimentación a Reactores R-102 A y B

Para una velocidad de flujo de 1,2 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa Q = 4,961 m³/h entonces,

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{4,961 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 1,2 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,038 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 1,5" en la línea de alimentación a los reactores **R-102 A y B**.

11.4.5 Cañería de Alimentación a la planta de Hipoclorito

Para una velocidad de flujo de 1,6 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa Q = 0,89 m³/h entonces,

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{0,89 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 1,6 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,014 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 0,5" en la línea de alimentación a la planta de Hipoclorito de Sodio.

11.4.6 Cañería de Alimentación a Tratamiento de Efluentes

Para una velocidad de flujo de 1,36 m/s calculamos el diámetro de la cañería:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2}$$

Despejando el diámetro resulta:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}}$$

Donde:

Q = Caudal volumétrico

A = Sección transversal de la cañería

D = Diámetro de la cañería

v = velocidad del fluido

Del balance de masa $Q = 1,357 \text{ m}^3/\text{h}$ entonces,

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{1,357 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 1,36 \text{ m/s}}}$$

$$D = 0,019 \text{ m}$$

Lo que da una cañería de DN 0,75" en la línea de alimentación a las bombas **P-505 A** y **B** del tratamiento de efluentes.

11.5 Espesor de las Cañerías

Para calcular el espesor de una cañería plástica sometida a presión interna se utiliza la siguiente fórmula extraída del manual del fabricante (AGRU Plastics, página 169). Dicha fórmula es aplicable a sistemas de tuberías que manejan todos los fluidos, incluyendo sólidos fluidizados, todo tipo de servicios, materias primas, productos intermedios y terminados:

$$s_{\min} = \frac{p \cdot OD}{20 \cdot \sigma_s + p}$$

Donde:

s_{\min} : Espesor de pared mínimo (mm)

p : Presión Operativa (bar)

OD : Diámetro exterior de la tubería (mm)

σ_s : Estrés de diseño de la tubería (N/mm^2)

Para calcular el estrés de diseño se utiliza la siguiente formula en base a una vida útil de la cañería de 20 años:

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Donde:

C_{min} : Factor de Seguridad Mínimo

σ_v : Estrés de diseño de la tubería (N/mm²)

11.5.1 Cañería de succión de la bomba P-101 A o B

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 3" de succión de las bombas se tienen los siguientes parámetros:

OD: 90 mm

σ_v : 5 N/mm²

C_{min} : 2,5

p: 1,5 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{1,5 \times 90}{20 \times 2 + 1,5} = 3,25 \text{ mm}$$

Se adoptará un espesor de **8,2 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **3"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.5.2 Cañería Principal de descarga de la bomba P-101

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 2" se tienen los siguientes parámetros:

OD: 63 mm
 σ_v : 5 N/mm²
 C_{min} : 2,5
 p: 2,5 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{2,5 \times 63}{20 \times 2 + 2,5} = 3,70 \text{ mm}$$

Se adoptará un espesor de **5,8 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **2"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.5.3 Cañería de Recirculación al Tanque T-101

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 2" se tienen los siguientes parámetros:

OD: 63 mm
 σ_v : 5 N/mm²
 C_{min} : 2,5
 p: 2,5 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{2,5 \times 63}{20 \times 2 + 2,5} = \mathbf{3,70 \text{ mm}}$$

Se adoptará un espesor de **5,8 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **2"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.5.4 Cañería de Alimentación a Reactores R-102 A y B

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 1,5" se tienen los siguientes parámetros:

OD: 50 mm
 σ_v : 5 N/mm²
 C_{min} : 2,5
p: 2,0 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{2,5 \times 50}{20 \times 2 + 2,0} = \mathbf{2,38 \text{ mm}}$$

Se adoptará un espesor de **4,6 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **1,5"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería

queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.5.5 Cañería de Alimentación a la planta de Hipoclorito

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 0,5" se tienen los siguientes parámetros:

OD: 20 mm
 σ_v : 5 N/mm²
 C_{min} : 2,5
p: 1,0 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{1,0 \times 20}{20 \times 2 + 1,0} = 0,49 \text{ mm}$$

Se adoptará un espesor de **1,9 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **0,5"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.5.6 Cañería de Alimentación a Tratamiento de Efluentes

$$\sigma_s = \frac{\sigma_v}{C_{min}}$$

Para la tubería de 0,75" se tienen los siguientes parámetros:

OD: 25 mm
 σ_v : 5 N/mm²
 C_{min} : 2,5
p: 1,7 bar

Entonces:

$$\sigma_s = \frac{5 \text{ N/mm}^2}{C_{min} 2,5} = 2 \text{ N/mm}^2$$

Cálculo del espesor mínimo (S_{min})

$$S_{min} \frac{1,7 \times 25}{20 \times 2 + 1,7} = 1,02 \text{ mm}$$

Se adoptará un espesor de **2,3 mm**, correspondiente a un tamaño comercial de tubo de **0,75"** de diámetro nominal y **Schedule 80**. De esta forma, la tubería queda sobredimensionada ya que se contempla el ataque químico del fluido transportado y la instalación a la intemperie.

11.6 Conservación de la energía "Ecuación de Bernoulli"

El teorema de Bernoulli es una forma de expresión de la aplicación de la ley de la conservación de la energía al flujo de fluidos en una tubería.

$$\frac{P1}{\rho \cdot g} + \frac{(V1)^2}{2 \cdot g} + Z1 = \frac{P2}{\rho \cdot g} + \frac{(V2)^2}{2 \cdot g} + Z2$$

Donde observamos que las pérdidas por rozamiento se desprecian y no se aporta o entrega ninguna energía del sistema de tuberías.

Pero si consideramos las pérdidas de energía debido al rozamiento y la ganancia de energía debido al uso de una bomba para la circulación del fluido en la tubería la expresión quedaría de la siguiente manera.

$$\frac{P1}{\rho \cdot g} + \frac{(V1)^2}{2 \cdot g} + Z1 - hl + hbomba = \frac{P2}{\rho \cdot g} + \frac{(V2)^2}{2 \cdot g} + Z2$$

Donde la pérdida por rozamiento se expresa como **hl** y la energía aportada por la bomba se expresa como **hbomba** (Fuente Crane).

Se realizan algunas simplificaciones para abordar la ecuación

- Los tanques son atmosféricos
- Las velocidades en los senos del líquido en los tanques despreciables

Con estas consideraciones se simplifica la ecuación a la siguiente expresión.

$$\frac{P1}{\rho \cdot g} + Z1 - hl + hbomba = \frac{P2}{\rho \cdot g} + Z2$$

El termino **hl** está compuesto por dos variables, una a la que denominamos **hls** (pérdida por rozamiento en tubería de succión de bomba) y **hld** (pérdida por

rozamiento en la cañería de descarga de la bomba) en ambos casos tenemos en cuenta que además de las pérdidas por rozamiento producto a la circulación del fluido en las tuberías, el valor de ***hl Total*** se verá afectado también por las pérdidas de carga en los distintos accesorios que componen el sistema.

$$hl_{Total} = hls + hld$$

11.6.1 Cálculos debido a la pérdida de energía por rozamiento

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí, en otras palabras, tiene que existir pérdida de presión en el sentido del flujo.

La ecuación general que determina la pérdida de presión se conoce como fórmula de Darcy, válida para flujo laminar, turbulento de cualquier tipo de líquido en una tubería.

Formula Darcy

$$hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$$

La fórmula de Darcy puede deducirse por análisis dimensional con la excepción del factor de fricción f , que debe ser determinado por cálculos o por medios de tablas.

Para Número de Re mayores a 4000 ($Re > 4000$) el factor de fricción f no solo depende de Re, sino también de la rugosidad de la tubería, ϵ/d (Rugosidad de la tubería comparado con el diámetro). (Fuente Crane).

Para el cálculo del factor f utilizaremos dos vías, una por medio del diagrama de **Moody** (ver Anexo 11.1) y otra por medio de la ecuación de **Swamme** a fines comparativos.

Los valores de ϵ se obtienen mediante tablas, para cañerías plásticas tomamos el valor de 0,0015 mm.

11.6.1.1 Cálculos de pérdida de carga en cañería de succión de 3"

En función de lo explicado anteriormente comenzaremos con el cálculo de la pérdida de carga en cañería y accesorios en la línea de succión a bomba **P-101**.

Como calculamos anteriormente, para la línea de succión adoptamos una tubería de 3" de Sch 80 (espesor 8,2 mm).

OD	Diámetro externo cañería succión	3,000	Pulg
OD	Diámetro externo cañería succión	90,000	mm
DI	Diámetro interno cañería succión	73,6	mm
DI	Diámetro interno cañería succión	0,0736	m
DI	Diámetro interno cañería succión	0,0029	Pulg

- **Cálculo del N° Reynolds**

Para el cálculo del Número Re necesitamos resolver

$$Re = \frac{Di.v.\rho}{\mu}$$

Datos

μ	Viscosidad	1,737	cp
ρ	Densidad NaOH 11%	1115,040	kg/m ³
v	Velocidad	0,8	m/s

Nota: El valor de velocidad surge del cálculo exacto luego de haber especificado el tipo de cañería a utilizar

$$Re = \frac{(1115,4).(0,8).(0,082)}{(0,002)}$$

$$Re = 46295$$

- **Cálculo del Factor de Fricción f**

Se adopta por tabla el valor de 0,0015 para ε para cañerías plásticas y utilizando del diagrama de Moody se obtiene.

ε	Factor de rugosidad	0,0015	mm
ε/Di	Rugosidad tubería	0,000018	Adimensional
f	Factor de fricción Moody	0,021	Adimensional

Comparación de f utilizando ecuación de Swamme

$$f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\varepsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$$

$$f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\varepsilon}{d}/3,7 + 5,74/(46295)^{0,4})]^2}$$

$$f = 0,021$$

Se adoptará para el cálculo de la cañería de succión un factor f igual a 0,021

- **Cálculo de longitudes equivalentes de accesorios**

Para el tramo de cañería de succión a bomba **P-101** se considera lo siguiente

L	Longitud Cañería	1,500	m
K	Salida Tk	0,500	m

Este valor de longitud equivalente se obtiene mediante el uso de tablas que entregan el valor de la pérdida de carga originada por los accesorios expresados en metros equivalentes de cañería, estos valores luego serán afectados por el factor de fricción f antes obtenido

Para el caso de la línea de succión nos encontramos entonces con valor K producto de la reducción que se origina a la salida del Tanque **T-101**, la pérdida de carga originada por los metros de cañería y por la válvula mariposa ubicada en la salida del tanque.

Tabla calculo Longitudes equivalentes 3" (0,074m)				
Item	L/D	Cantidad	L equiv (m)	Total L/D
Caño recto	1	1,5		1,500
Válvulas mariposa	96,253	1	3,6576	49,42
Total L/e				50,92

Nota: Las tablas de pérdidas de carga por accesorios de adjuntan en Anexo 11.2

Con los datos obtenido procedemos a calcular la pérdida carga en el tramo de succión de bomba **P-101** con el uso de la ecuación de Darcy.

$$hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$hls = f \cdot \left(\frac{L}{Di} + \frac{Le}{Di} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$hls = 0,021 \cdot (50,92 + 0,5) \cdot \frac{(0,98)^2}{19,6}$$

$$\mathbf{hls = 0,077m}$$

Siguiendo la misma metodología y respetando las variaciones en los diámetros de las cañerías ya calculados obtenemos los valores de *hl* para la descarga de la bombas en función de las distintas cañerías que componen el circuito de distribución de NaOH.

A continuación adjuntamos la tabla con los resultados obtenidos en las diferentes cañerías que componen el circuito, destacando en amarillo el valor de la perdida de carga en la succión y luego el valor total de la descarga cuyo valor se compone de la sumatoria de todas cañerías que se asumen como descarga de bomba.

hl succión	0,087	m
hl descarga troncal	1,711	m
hl descarga recirculación	0,288	m
hl descarga Reactores	1,016	m
hl descarga hipo	5,472	m
hl descarga efluentes	1,085	m
hl Total descarga	9,572	m
hl Total	9,658	m

Nota: Cálculos adjuntos en Anexo 11.3

Es importante destacar según se explica en “Crane cap 1, Flujo en tuberías pág. 1-8” que las rugosidades de las paredes tienen mayor efecto en el factor de fricción para diámetros pequeños, en consecuencia las tuberías de pequeño diámetro como las que componen el circuito de alimentación a la planta de producción de Hipoclorito de Sodio y la alimentación a la succión de las bombas **P-505 A y B** del sector efluentes, se acercaran a la condición de “gran rugosidad” en general tienen mayores factores de fricción que tuberías del mismo material pero de mayores diámetros”.

11.7 Cálculos de la Curva de Demanda del Sistema

Utilizando la ecuación de Bernoulli tenemos

$$\Delta H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(V_2)^2 - (V_1)^2}{2 \cdot g} + Z_2 - Z_1$$

Podemos definir la demanda del sistema como

$$\Delta H_{\text{estática}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + Z_2 - Z_1$$

$$\Delta H_{\text{dinámica}} = \frac{(V_2)^2 - (V_1)^2}{2 \cdot g} + h_l$$

Realizamos las simplificaciones de que los Tanques son Atmosféricos, con lo cual el término $P_2 - P_1$ se anula y que las velocidades en los senos de los líquidos son despreciables

Para N° Re muy altos se puede considerar a al factor de fricción constante

$$\Delta H = \Delta H_{\text{est}} + k \cdot Qv^2$$

Obtenemos k por medio de la ecuación de Hazen – Williams y generamos una tabla con diferentes valores de Qv

$$k = 10,674 \frac{(Qv)^{1,852}}{C^{1,852} \cdot D^{4,871}} \cdot L$$

Donde

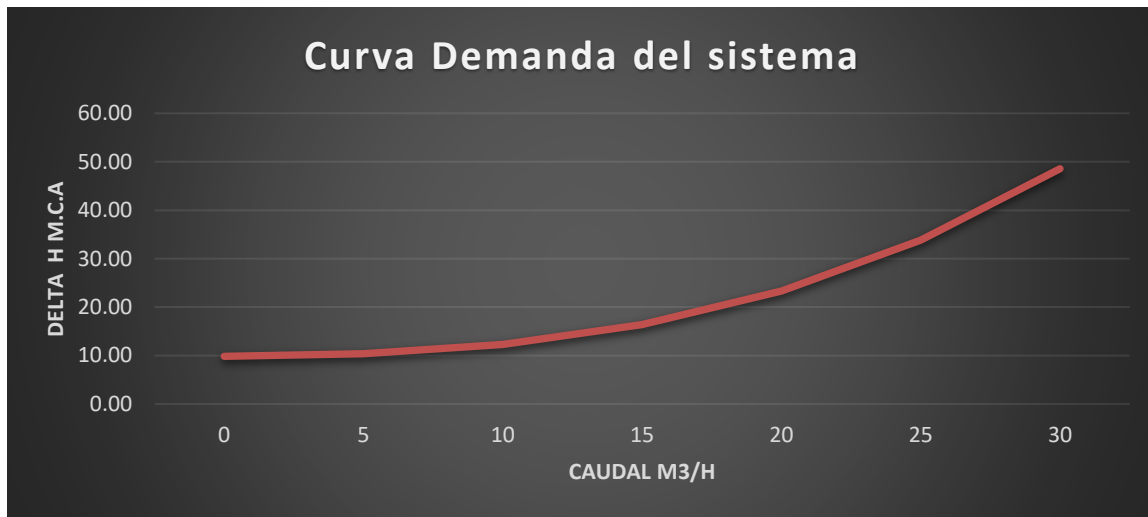
$Qv = 0.004 \text{ m}^3/\text{s}$ (Caudal volumétrico)

$L = 28,20 \text{ m}$ Longitud cañería troncal

$C = 150$ Constante C para plásticos

$D_i = 0.050 \text{ m}$ Diámetro cañería troncal

Qv (m3/h)	Qv (m3/s)	k	ΔH (mca)
0	0,000000	0,00	9,85
5	0,001389	0,53	10,38
10	0,002778	1,92	12,31
15	0,004167	4,08	16,39
20	0,005556	6,95	23,33
30	0,006944	10,50	33,83
35	0,008333	14,72	48,56



11.8 Cálculos de potencia de bomba P-101

Como se definió anteriormente en este capítulo, el balance de energía contiene la energía entregada al sistema en este caso mediante el trabajo de la bomba **P-101**.

$$\frac{P1}{\rho \cdot g} + Z1 - hl + hbomba = \frac{P2}{\rho \cdot g} + Z2$$

Definido en la ecuación como **h bomba**, el mismo puede expresarse según la siguiente ecuación.

$$hbomba = \frac{Wb \cdot nb}{\gamma \cdot Q}$$

Donde

Wb = Potencia Hidráulica de la bomba

nb = Eficiencia de la bomba

γ = Peso específico del fluido

Qv = Caudal volumétrico

Por otro lado para la resolución de la ecuación de energía se deben conocer las alturas del circuito de cañerías. En este proyecto nuestros valores son los siguientes.

$Z1 = 0,15m$ Se considera salida del tanque (línea de succión de bomba)

$Z2 = 10 m$ Se considera el punto máximo de altura a desarrollar en **T-401**

Entonces

$$\frac{P1}{\rho \cdot g} + Z1 - hl + hbomba = \frac{P2}{\rho \cdot g} + Z2$$

Despejando y simplificando el termino $\frac{P1}{\rho \cdot g}$ debido a que el tanque **T-101** es atmosférico, y se asume que la presión de descarga de la bomba **P-101** debe ser igual a 2,2 bares, también se asume que la eficiencia de la bomba será de 75%.

$$\frac{Wb \cdot nb}{\gamma \cdot Q} = \frac{P2}{\rho \cdot g} + Z2 - Z1 + hl$$

$$Wb = \frac{\left(\frac{P2}{\rho \cdot g} + Z2 - Z1 + hl \right) \cdot (\gamma \cdot Q)}{nb}$$

Con los valores ya calculados en el presente capítulo y los dato de caudal y densidad del fluido del balance de materia y energía obtenemos los siguientes valores

Delta Z	Diferencia de Altura	9,85	m
HL Total	Perdida de carga menor y mayor	9,658	m
γ	Peso específico de NaOH	10927	kg.m/m3.s2
Qv	Caudal volumétrico	15,000	m3/h
n	Eficiencia de la bomba	0,56	
P2	Presión en descarga de bomba	2,20E+05	N/m2

Luego

$$Wb = \frac{\left(\frac{220000}{10927} + 9,85 + 9,65\right) * (10927.15)/3600}{0,60}$$

$$Wb = 2304 \text{ W}$$

$$\mathbf{Wb = 2,304 \text{ KW}}$$

Por lo tanto definimos la potencia Hidráulica en caballos de fuerza

$$\mathbf{Wb = 3,09 \text{ hp}}$$

Y la potencia al freno, la potencia afectada por la eficiencia sugerida

$$\mathbf{Wbrake = 5,15 \text{ hp}}$$

11.9 Cálculo de ANPA disponible de bomba P -101

Para el cálculo del ANPA disponible de la bomba debemos resolver la siguiente ecuación

$$ANPA \text{ disp} = \left(\frac{P1 - P_{vap}}{p.g} - \frac{Vs2}{2.g} + Z1 - Zs - hls \right)$$

El ANPA disponible es el dato que nos permite diseñar y especificar la bomba correctamente para evitar durante su uso problemas de cavitación.

Se sugiere que valor del ANPA disponible sea del doble que el ANPA requerido.

Con todos los datos anteriormente calculados y que se encuentran en el Anexo 11.4 adjunto, se procede a resolver teniendo en cuenta los siguientes datos.

$$Z1 = 0,20 \text{ m (Volumen mínimo de trabajo en T-101)}$$

$$Zs = 0,15 \text{ m (Cero de cálculo, línea de succión bomba P-101)}$$

$$P_{vap} = 4300 \text{ Pa (Dato de tabla para NaOH al 11 \%)}$$

$$P1 = 101325 \text{ Pa (T-101 abierto a la atmosfera)}$$

$$p.g = 10927 \text{ kg.m/m}^3\text{s}^2 \text{ (Peso específico)}$$

$h_{ls} = 0,087 \text{ m}$ (Pérdida de carga en succión)

$V_s = 0,978 \text{ m/s}$ (velocidad en succión)

Entonces

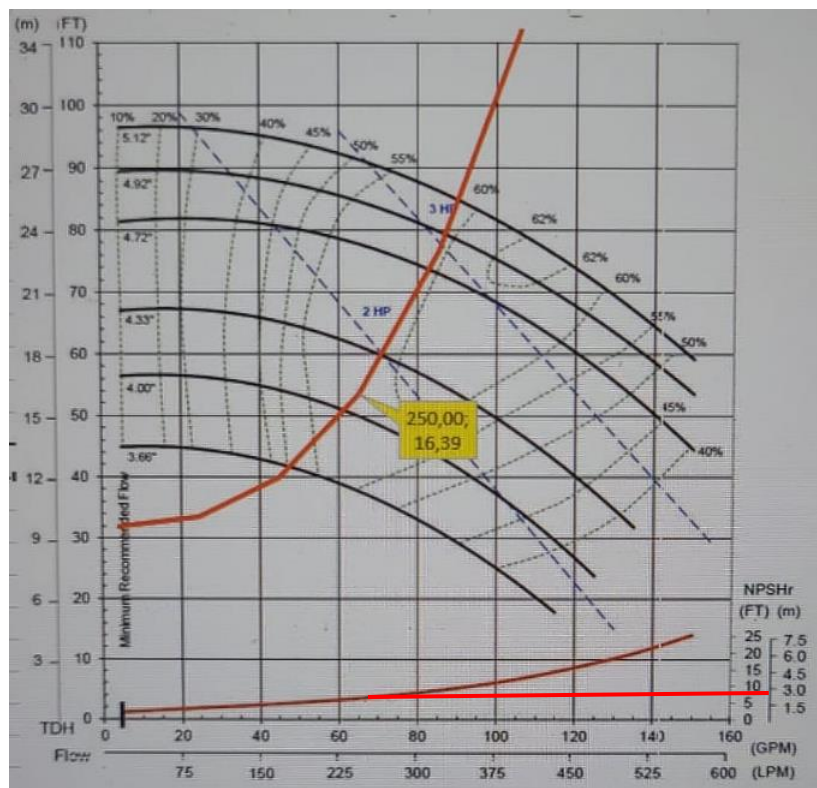
$$ANPA \text{ disp} = \left(\frac{101325 - 4300}{10927} - \frac{0,956}{19,6} + 0,20 - 0,15 - 0,087 \right)$$

$$ANPA \text{ disp} = 8,84 \text{ m. c. l}$$

11.10 Punto Operativo de bomba P-101

Ya verificada que la potencia de la bomba se ajusta a las necesidades de nuestro sistema, procedemos a calcular el punto operativo de la bomba, punto necesario para poder seleccionar adecuadamente del proveedor, la bomba que se ajuste a nuestras necesidades.

Con la curva de demanda del sistema ya mostrada y con las curvas características de la bomba seleccionada con diferentes diámetros de impulsor, ubicamos el **Punto Operativo de la Bomba** como se muestra en la siguiente gráfica.



11.11 Selección del tipo de Bomba P-101 A y B

Para la selección del equipo de bombeo más adecuado para nuestro caso se tuvieron en cuenta algunas variables que se mencionan a continuación:

- ✓ Compatibilidad química del fluido con las partes húmedas
- ✓ Accesibilidad a los repuestos críticos
- ✓ Simpleza y mantenimiento no muy complicado
- ✓ Costos de la bomba y repuestos
- ✓ Servicios de post venta

Luego de evaluar varios proveedores locales y en el extranjero, se optó por escoger al fabricante japonés de bombas centrífugas de acoplamiento magnético, IWAKI. El modelo de bomba elegido fue el MXM-54, con un diámetro de impulsor de 4,33"; cuya curva característica se mostró en el punto anterior **11.10**, junto con el punto operativo de dicha bomba.

Este tipo de bombas tienen muy buenas prestaciones para ser usadas con fluidos corrosivos o agresivos químicamente ya que su diseño reduce las pérdidas de líquido por fugas o goteos a cero. Esto es posible porque la sección de bombeo del equipo está separada del motor eléctrico y su eje por una capsula plástica.

El principio de funcionamiento de las bombas de acople magnético es el siguiente: La bomba puede dividirse en dos partes como las bombas centrífugas convencionales, pero la vinculación entre el motor eléctrico y la sección de bombeo no es por medio del eje del motor, sino que se vinculan a través de imanes permanentes. En el extremo del eje del motor hay una capsula con una cantidad de imanes permanentes en la sección interior de la misma y en la sección de bombeo, el impulsor está vinculado a una pieza que en el extremo opuesto a la turbina, tiene otro grupo de imanes permanentes en su periferia. La capsula plástica que separa ambos conjuntos de imanes se coloca por fuera del conjunto de imanes del impulsor y por dentro del conjunto de imanes del motor de manera tal que aísla las partes húmedas del motor eléctrico y del exterior de la bomba.

Esta característica confiere al equipo de la condición de "cero pérdidas" gracias a un sellado de la bomba con juntas tóricas u "O-rings" que impiden la generación de fugas de líquido.

Con los datos obtenidos de la curva característica de la bomba, elaboramos la especificación técnica de la misma que se muestra a continuación:

HOJA DE ESPECIFICACION TECNICA PARA BOMBA DE ACOPLE MAGNETICO			
Proyecto: Fabricación de TCCA		TAG: P-101 A y B	
Ubicación: Dilución de Soda Cáustica		Hoja: 1 de 1	
P&ID: AREA 100 A			
1	GENERAL		
2	Instalación: Bajo techo	Medioambiente: Industrial (algo corrosivo)	
3	Presión Atmosférica: 1.013 bar abs	Elevación: hasta 1000 m por encima del NM	
4	PERFORMANCE DE LA BOMBA		
5	Servicio Continuo.	Capacity 21	m³/h
6	Bomba de soda cáustica diluída.	Caudal Min. de Bombeo 1,2 (ver nota 1)	m³/h
7	Soda Cáustica	Presión en la Succión 0,4 (max)	bar g
8	11 % m/m NaOH	Presión Máx. De Bombeo 3.10	bar g
9	Sólidos Suspendidos NO	Altura Diferencial Total 16,4 (ver nota 2)	m
10	Temp de Bombeo 30 (min) / 35 (max) °C	ANPA (requerido) 2,5 (ver nota 1)	m
11	Densidad @ P.T. 1220 (max) kg/m³	Aspiración en Altura No	m
12	Viscosidad @ P.T. 1,7 cP	Velocidad 2900	RPM
13	Presión de Vapor @ P.T. 0,043 (max) bar abs	Potencia al Freno 5,15 (ver nota 1)	HP
14	ANPA (disponible) 8,84 m.c.l		
15			
16	MATERIALES DE CONSTRUCCION (ver notas 1 y 2)		INFORMACION CONSTRUCTIVA (LIQUID END)
17	Carcasa y carcasa trasera CFRETFE	Modelo de Bomba IWAKI MXM-54 (ver nota 1)	
18	Turbina CFRETFE	Codigo de Construcción Standard	
19	Eje - Husillo Cerámica de Alumina de Alta Pureza	Nro. de Impulsores 1	
20	Coginete Cerámica de Alumina de Alta Pureza	Diam. Impulsor (diseño) 4,33 (ver nota 1) pulgadas	
21	Magnetos ver nota 1	Tipo de Impulsor Cerrado - Rango de Impulsor 3	
22	Cápsula del Magneto CFRETFE	Tipo de Carcasa Cerrada - Acoplada	
23	Apoyo trasero CFRETFE	Conexión de Succión Brida: 2" ANSI #150	
24	Juntas Aflas	Conexión de Descarga Brida: 1 1/2" ANSI #150	
25			
26			
27			
28	SELLO MECANICO		INFORMACION CONSTRUCTIVA (POWER END)
29	Tipo No	Acople Cerrado-Diseñ de Acoplado	
30	Modelo No	Protector de acoplamiento No	
31	Partes Metalicas No	Lubricación No	
32	Caras de los Sellos No	Coginete Radial No	
34	Planitud de los Sellos ANSI No	Cojinete de empuje No	
35	Liquido de Sellado No	Sellos de Aceite No	
36			
37	INFORMACION DEL MOTOR ELECTRICO		
38	Potencia 2,3 (ver nota 1) kW	Tipo IEC standard	
39	Voltaje 400 V	Codigo Protección IP55W	
40	Fases 3	Clase de Aislación Clase F (155°C)	
41	Frecuencia 50 Hz	Material del Cuerpo Acero al Carbono (pintado con epoxi)	
42	Carga S1		
NOTAS			
(1) Información a ser suministrada por el fabricante y confirmada por el usuario			
(2) 10 m (mínimo aceptable) / 16 m (máximo aceptable)			

11.12 Cálculo de Verificación de presión en T - 401

Dado que se sugirieron datos como el valor de presión de descarga, procederemos a verificar con que valor de presión el fluido llega al punto más alto del sistema de cañerías; En nuestro caso es el punto ubicado en el **T-401** a 10 m.

Para ello recurriremos nuevamente a la ecuación de Bernoulli de conservación de la energía.

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(V_1)^2}{2 \cdot g} + Z_1 - hl = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{(V_2)^2}{2 \cdot g} + Z_2$$

Para la resolución de esta ecuación haremos las siguientes simplificaciones, Tanque **T-101** atmosférico y velocidades despreciables en seno de los líquidos en tanques **T-101** y **T-401**.

Entonces

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_1 - hl = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + Z_2$$

$$P_2 = \left(\frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_2 - Z_1 + hl \right) * \rho \cdot g$$

$$P_2 = \left(\frac{220000}{10927} + 9,85 + 7,18 \right) * 10927$$

$$\mathbf{P_2 = 33886 Pa = 0,34 bar}$$

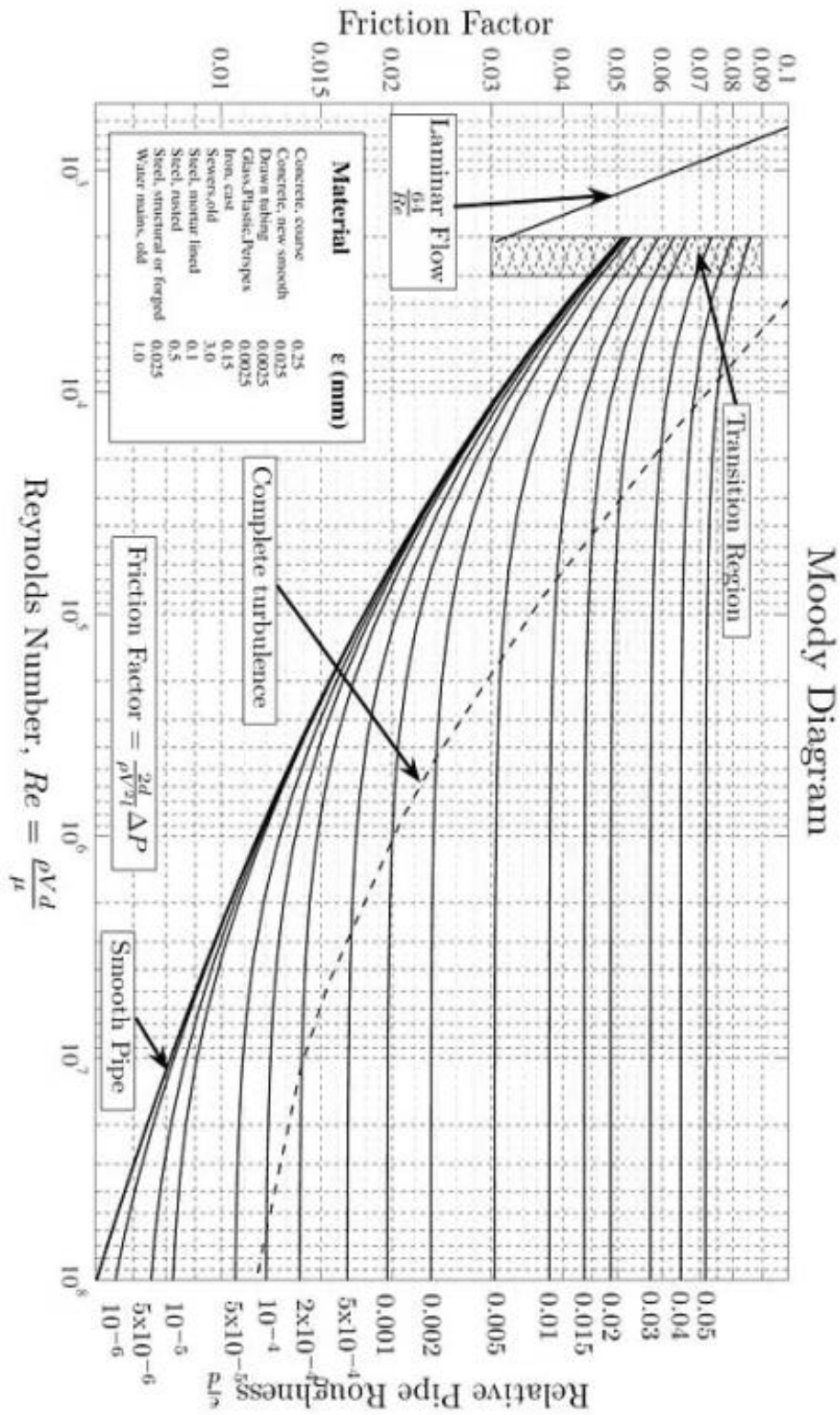
Se Verifica que la potencia seleccionada es suficiente para abastecer el Tanque T- 401.

ANEXOS

Los siguientes ANEXOS forman parte del Capítulo de “Diseño Mecánico y Dimensionamiento de Bomba”:

- Anexo 11.1: “Gráfica de Moody”
- Anexo 11.2: “Tabla de Pérdida de Carga en Accesorios”
- Anexo 11.3: “Cálculos de las Pérdidas de Carga”
- Anexo 11.4: “Cálculo del ANPA Disponible de la Bomba”

Anexo 11.1 Gráfica de Moody



Anexo 11.2 Pérdida de Carga en Accesorios

DN	Codo 45°	Codos de 90°		Longitudes equivalentes (en m) - (Fuente: Chemical Eng.)			Te		Retención		Válvulas	
		Radio corto (R= 1 D)	Radio Largo (R= 1.5 D)	Radio corto (R= 5 D)	Radio Largo (R= 10 D)	Fuño por la rama	Fuño a lo largo	Swing	Bola	Mariposa (toda abierta)	Esclusa (toda abierta)	
0.5"	0.4058	1.0916	0.6344	0.482	0.9392	2.1584	0.6344	4.9016	5.816	1.5488	0.2534	
0.75"	0.4858	1.1716	0.7144	0.562	1.0192	2.2384	0.7144	4.9816	5.896	1.6288	0.3334	
1"	0.5858	1.2716	0.8144	0.662	1.1192	2.3384	0.8144	5.0816	5.996	1.7288	0.4334	
1.5	0.6858	1.3716	0.9144	0.762	1.2192	2.4384	0.9144	5.1816	6.096	1.8288	0.5334	
2	0.8001	1.6002	1.0668	0.9144	1.524	3.3528	1.0668	6.7056	7.62	2.4384	0.6858	
2.5	0.9144	1.8288	1.2192	1.0668	1.8288	3.9624	1.2192	8.2296	9.144	3.048	0.8382	
3	1.143	2.286	1.524	1.2192	2.286	4.8768	1.524	10.668	11.5824	3.6576	1.0668	
4	1.6002	3.2004	2.1336	1.6764	3.048	6.096	2.1336	13.716	15.24	4.572	1.3716	
6	2.286	4.572	3.048	2.5908	4.572	9.144	3.048	19.812	22.86	7.0104	1.9812	
8	3.2004	6.4008	4.2672	3.3528	6.096	12.192	4.2672	27.432	30.48	8.2296	2.7432	
10	3.6576	7.3152	4.8768	4.2672	7.62	15.24	4.8768	36.576	39.624	10.668	3.6576	
12	4.8768	9.7536	6.4008	4.8768	9.144	18.288	6.4008	42.672	45.72	12.192	4.2672	
14	5.0292	10.0584	6.7056	5.7912	10.0584	19.812	6.7056	45.72	51.816	13.716	4.572	
16	5.9436	11.8872	7.9248	6.4008	11.5824	22.86	7.9248	51.816	57.912	15.24	5.1816	
18	6.7056	13.4112	8.8392	7.3152	12.8016	26.2128	8.8392	54.864	64.008	17.6784	5.4864	
20	7.3152	14.6304	9.7536	8.2296	15.24	30.48	9.7536	60.96	73.152	19.5072	6.096	
24	8.6868	17.3736	11.5824	9.7536	18.288	36.576	11.5824	76.2	88.392	23.7744	9.7536	

Anexo 11.3 Cálculos de las Pérdidas de Carga

Cálculo de pérdida de carga en cañería succión de 3" de bomba P-101

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Qv	Caudal volumétrico	15.000	m ³ /h	Dato Bce
Qv	Caudal volumétrico	0.004	m ³ /s	Cálculo
Qm	Caudal Másico	16725.601	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
Cp	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería succión	3.000	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería succión	90.000	mm	Dato
DI	Diametro interno canería succion	73.600	mm	Dato
DI	Diametro interno canería succion	0.074	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno canería succion	2.8976	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.037	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0043	m ²	Cálculo
v	Velocidad $V = \frac{Qv}{A}$	0.980	m/s	Cálculo
v ²	Velocidad elevado al cuadrado	0.960	m/s ²	
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	46295	Adimensional	Cálculo
ε	Factor de rugosidad	0.0015	mm	Dato Tabla
ε/Di	Rugosidad tubería	0.000020	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.021	Adimensional	Grafica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\varepsilon}{D}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.021	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	1.500	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	60.721	Adimensional	Tabla/Datos
K	Salida Tk	0.500	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
hls	Formula de Darcy $hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	0.087	m	Cálculo

Cálculo de pérdida de carga en cañería de 2" de descarga de bomba P-101

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	15.000	m ³ /h	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.004	m ³ /s	Calculo
Q_m	Caudal Másico	16725.601	kg/h	Calculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
C_p	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	2.500	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería	2.000	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería	50.800	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	49.300	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	0.049	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería	1.941	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.025	m	Calculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0019	m ²	Cálculo
v	Velocidad $v = \frac{Q_v}{A}$	2.184	m/s	Cálculo
v^2	Velocidad elevado al cuadrado	4.769	m ² /s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	69113	Adimensional	Cálculo
ε	Factor de rugosidad	0.0015	Adimensional	Dato Tabla
ε/D_i	Rugosidad tubería	0.000030	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.020	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\varepsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.019	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	28.200	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	351.548	Adimensional	Tabla/Datos
K	Salida Tk	0.000	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
h_{ld}	Formula de Darcy $h_{ls} = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	1.7108	m	Cálculo

Cálculo de pérdida de carga en cañería 2" de recirculación a T-101

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	7.207	m ³ /h	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.002	m ³ /s	Cálculo
Q_m	Caudal Másico	8036.000	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
C_p	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería	2.000	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería	50.800	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	49.300	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	0.049	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería	1.941	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.025	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0019	m ²	Cálculo
v	Velocidad $V = \frac{Q_v}{A}$	1.049	m/s	Cálculo
v^2	Velocidad elevado al cuadrado	1.101	m/s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	33206	Adimensional	Cálculo
ϵ	Factor de rugosidad	0.0015	Adimensional	Dato Tabla
ϵ/D_i	Rugosidad tubería	0.00003	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.021	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\epsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.023	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	5.500	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	196.867	Adimensional	Tabla/Datos
K	Entrada a Tk	1.000	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
hld	Formula de Darcy $hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	0.2884	m	Cálculo

Cálculo de pérdida de carga en cañería de 1,5" a reactores R-101 A-B

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Qv	Caudal volumétrico	4.961	m ³ /h	Dato Bce
Qv	Caudal volumétrico	0.00138	m ³ /s	Cálculo
Qm	Caudal Másico	5531.700	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
Cp	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería	1.900	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería	48.260	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	38.100	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	0.038	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería	1.500	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.019	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0011	m ²	Cálculo
v	Velocidad $V = \frac{Qv}{A}$	1.209	m/s	Cálculo
v ²	Velocidad elevado al cuadrado	1.462	m/s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	29578	Adimensional	Cálculo
ϵ	Factor de rugosidad	0.0015	Adimensional	Dato Tabla
ϵ/D_i	Rugosidad tubería	0.00004	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.021	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\epsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.024	Adimensional	Calculo
L	Longitud Cañería	19.650	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	600.650	m	Tabla/Datos
K	Entrada a Tk	1.000	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
hls	Formula de Darcy $hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	1.0158	m	Cálculo

Cálculo de pérdida de carga en cañería de 0,5" a T- 401

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.890	m ³ /h	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.000247	m ³ /s	Cálculo
Q_m	Caudal Másico	992.100	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
C_p	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería	0.840	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería	0.033	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	13.900	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	0.014	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería	0.547	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.007	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0002	m ²	Cálculo
v	Velocidad $V = \frac{Q_v}{A}$	1.630	m/s	Cálculo
v^2	Velocidad elevado al cuadrado	2.655	m/s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	14540	Adimensional	Cálculo
ϵ	Factor de rugosidad	0.0015	Adimensional	Dato Tabla
ϵ/D_i	Rugosidad tubería	0.00011	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.029	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\epsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.028	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	20.000	m	Dato
L_e/D	Long. Equivalente total	1358.187	m	Tabla/Datos
K	Salida Tk	1.000	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
h_{ls}	Formula de Darcy $h_{ls} = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{L_e}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	5.4716	m	Cálculo

Cálculo de pérdida de carga en cañería de 0,75" a reactor P-505 A/B Efluentes

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	1.357	m ³ /h	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.00038	m ³ /s	Cálculo
Q_m	Caudal Másico	1512.800	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
C_p	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería	1.050	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería	26.670	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	18.800	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería	0.019	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería	0.740	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.009	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0003	m ²	Cálculo
v	Velocidad $v = \frac{Q_v}{A}$	1.358	m/s	Cálculo
v^2	Velocidad elevado al cuadrado	1.845	m/s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	16393	Adimensional	Cálculo
ϵ	Factor de rugosidad	0.0015	Adimensional	Dato Tabla
ϵ/D_i	Rugosidad tubería	0.00008	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.026	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0,25}{[\log(\frac{\epsilon}{d}/3,7 + 5,74/Re^{0,4})]^2}$	0.027	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	13.700	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	404.785	m	Tabla/Datos
K	Salida Tk	1.000	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
hls	Formula de Darcy $hls = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	1.0848	m	Cálculo

Anexo 11.4 Cálculo del ANPA Disponible de la Bomba

Calculo de ANPA disponible en bomba P-101

Variable	Descripción	Valor	Unidad	Fuente
ρ	Densidad NaOH 11%	1115.040	kg/m ³	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	15.000	m ³ /h	Dato Bce
Q_v	Caudal volumétrico	0.004	m ³ /s	Cálculo
Q_m	Caudal Másico	16725.601	kg/h	Cálculo
T	Temperatura	31.100	°C	Dato Bce
C_p	Capacidad Calorífica	0.897	Kcal / Kg °C	Dato Bce
	Flujo de Calor	154314.842	Kcal / h	Dato Bce
μ	Viscosidad	1.737	cp	Dato Hysys
μ	Viscosidad	0.002	kg/m.s	Cambio de unidad
P	Presión	1.000	bar abs	Dato Hysys
OD	Diametro externo cañería succión	3.000	Pulg	Dato
OD	Diametro externo cañería succión	76.200	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería succión	73.660	mm	Dato
DI	Diametro interno cañería succión	0.074	m	Cambio de unidad
DI	Diametro interno cañería succión	0.003	pulg	Dato
π	Nº Pi	3.140	Adimensional	Dato
r	Radio	0.037	m	Cálculo
A	Area Tubería $A = \pi r^2$	0.0043	m ²	Cálculo
v	Velocidad $v = \frac{Q_v}{A}$	0.978	m/s	Cálculo
v^2	Velocidad elevado al cuadrado	0.957	m/s ²	Cálculo
Re	Nº Reynolds $Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$	46257	Adimensional	Cálculo
ε	Factor de rugosidad	0.0015	mm	Dato Tabla
ε/D_i	Rugosidad tubería	0.000020	Adimensional	Dato fabricante
f	Factor de fricción Moody	0.021	Adimensional	Gráfica
f	Factor de fricción swamee $f = \frac{0.25}{[\log(\frac{\varepsilon}{d}/3.7 + 5.74/Re^{0.4})]^2}$	0.021	Adimensional	Cálculo
L	Longitud Cañería	1.500	m	Dato
Le/D	Long. Equivalente total	60.721	Adimensional	Tabla/Datos
K	Salida Tk	0.500	m	Tabla/Datos
g	Gravedad	9.800	m/s ²	Dato
h_{ls}	Formula de Darcy $h_{ls} = \left(f \cdot \frac{L}{D} + f \cdot \frac{Le}{D} + K \right) \cdot \frac{V^2}{2g}$	0.087	m	Cálculo
P_1	Presión de succión bomba	1.01E+05	N/m ²	Dato
P_{vap}	Presión de vapor	4.30E+03	N/m ²	Dato
Z_1	Altura liquido Tk 101	0.2	m	Dato
Z_s	Altura succión bomba	0.15	m	Dato
ANPA _{disp}	$ANPA_{disp} = \left(\frac{P_1 - P_{vap}}{\rho \cdot g} - \frac{V_s^2}{2 \cdot g} + Z_1 - Z_s - h_{ls} \right)$	8.84	m	Cálculo