

3. MEMORIA DE CÁLCULO.

3.1. BALANCE EN LA CALDERA.

En primera instancia se procede a resolver el balance en la caldera para así conocer el caudal de gases generado por una central eléctrica de carbón pulverizado de 580 MWe. Con este valor se podrá dimensionar el tren de desulfuración de dichos gases.

Como carbón de diseño, se ha empleado un carbón colombiano cuyo análisis elemental se detalla a continuación:

Carbono:	63,53 % p/p
Hidrógeno:	4,6 % p/p
Nitrógeno :	1,21 % p/p
Azufre:	0,65 % p/p
Oxígeno:	6,27 % p/p
Ceniza:	12 % p/p
Humedad:	11,7 % p/p
Cloro:	0,04 % p/p

Suponiendo que el ciclo tiene un rendimiento del 38% y el poder calorífico inferior del carbón de diseño es de 5807 Kcal/kg, el consumo de carbón para una central de 580 MWe es de 226,4 Toneladas/h.

$$\dot{m} = \frac{580 \times 10^3}{0,38 \times 5807 \times 4,18} = 62,9 \frac{Kg}{s} = 226,4 Tn/h$$

Atendiendo a la composición del carbón, el oxígeno teórico será el siguiente:

$$O_{2\text{teórico}} = 62,9 \times \left[\frac{0,6353}{12} + \frac{0,046 - 4 \times 10^{-4}/35,5}{2 \times 2} + \frac{0,0065}{32} - \frac{0,0627}{32} \right] = 3,94 \text{ Kmol/s}$$

Asumiendo que la caldera trabaja con un exceso de aire del 20% sobre el teórico, la composición de los gases formados es la siguiente:

Componente	Kmol/s	% (v/v)
CO ₂	3,33	14,23
N ₂	17,82	76,16
H ₂ O	1,45	6,18
O ₂	0,79	3,37
HCl	7,09x10 ⁻⁴	3,03x10 ⁻³
SO ₂	0.0128	0,0548
Total	23,4	100

Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

Esto implica la generación de un caudal de gases de aproximadamente $1.886.976 \text{ Nm}^3/\text{h}$, con una concentración de SO_2 de unas 502 ppm_v (B.S, 6 % O_2) o lo que es equivalente, unos $1434,3 \text{ mgSO}_2/\text{Nm}^3$ (B.S, 6 % O_2).

Como medida de seguridad podemos asumir que, por estar el hogar en depresión, se infiltra un 8% más del caudal de aire necesario (fundamentalmente en el APH). Quedando la siguiente composición en los gases de combustión:

CO₂	13,16 % (v/v)
N₂	76,28 % (v/v)
H₂O	5,7 % (v/v)
O₂	4,67 % (v/v)
HCl	$2,8 \times 10^{-5}$ % (v/v)
SO₂	0,0506 % (v/v)
Kmol Gases/s	25,3

Con lo cual obtenemos un caudal de gases de diseño de $2.040.192 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Asumiendo un peso molecular del gas de 29,7 se trata de $2.705.076 \text{ Kg/h}$.

3.2. DISEÑO DEL SCRUBBER.

3.2.1. BALANCE TÉRMICO.

En primera instancia vamos a calcular el caudal de agua que sería necesario que se evaporase en el *Quench* para reducir la temperatura de los gases, desde los 140°C aproximadamente, hasta unos 80°C.

$$\Delta H_{IN} - Q_{Quench} = \Delta H_{OUT}$$

$$7322,4 \frac{\text{cal}}{\text{Kmol K}} \times 25,3 \text{ kmol} \times (140 - 80) = \dot{m}_{\text{Agua}} \times 540 \text{ cal/g}$$

$$\dot{m}_{\text{Agua}} = 72,15 \text{ m}^3/\text{h}$$

Asumiendo que necesitaríamos evaporar 77 m³/h, ya que el gas puede llegar ligeramente más caliente por el incremento de temperatura que provoca el ventilador (4 ó 5°C), calculamos la humedad de los gases de entrada a la torre.

$$x_{IN} = \frac{(1,45 + 1,22) \times 18 \text{ Kg Agua/s}}{725,4 \text{ Kg gas seco/s}} = 0,066 \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg gas sesco}}$$

Con este valor y fijando que:

- Los gases salen saturados de humedad de la torre a 25°C.

- La relación líquido gas empleada es $L/G=8$ (L/Nm³).

Calculamos el caudal de líquido de salida de la torre.

$$L_{IN} = 8 \frac{L}{Nm^3} \times 2.040.192 \frac{Nm^3}{h} \times 1,027 \frac{Kg}{L} = 16.762.217,5 \frac{Kg}{h}$$

$$L_{OUT} = L_{IN} + G_{BS} \times (X_{IN} - X_{OUT})$$

$$L_{OUT} = 16.762.217,5 \frac{Kg \text{ Agua}}{h} + 725,4 \times 3600 \frac{Kg \text{ Gas Bs}}{h} \\ \times (0,066 - 0,02) \frac{Kg \text{ Agua}}{Kg \text{ Gas Bs}} = 16.882.344 \frac{Kg \text{ Agua}}{h}$$

Si a efectos de cálculo supusimos que el agua entró a 25°C, y los gases salen a la misma temperatura del agua de entrada, el incremento de temperatura que sufrirá el agua será:

$$\Delta H_G = \Delta H_L$$

$$\Delta H_G = G_{BS} \times (H_{IN} - H_{OUT}) = 725,4 \frac{Kg}{s} \times (253 - 76) \frac{KJ}{Kg}$$

$$\Delta H_L = L_{IN} \times C_p \times \Delta T = \frac{16.762.217,5}{3600} \frac{Kg}{s} \times 4,18 \frac{KJ}{Kg} \times \Delta T (^{\circ}C)$$

$$\Delta T \cong 6^{\circ}C$$

3.2.2. FLUIDODINÁMICA.

Se ha decidido emplear un ratio $L/G=8$ (L/Nm³) para garantizar una buena absorción del SO₂ y así poder garantizar que existe alcalinidad suficiente para absorberlo. En su elección nos hemos apoyado en los resultados obtenidos en planta piloto en un

estudio realizado por el *Departamento de Ingeniería Química y ambiental de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla*.

Asumiendo que la densidad del agua de mar es de 1027 Kg/m³ y la del gas de entrada a la torre de 1,03 Kg/m³, entonces:

$$G_{IN} = 2.783.795 \frac{Kg}{h}$$

$$L_{OUT} = 16.882.344 \frac{Kg}{h}$$

Con estos valores podemos estimar el parámetro de flujo:

$$\Psi = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} = 0,19$$

A partir de este parámetro y en base a los datos del fabricante podemos calcular el parámetro de carga máximo, el cual es definido como el que provocaría una pérdida de carga en el relleno de 12 mbar/m. Suponiendo que trabajásemos al 80% de inundación el valor del parámetro es el siguiente:

$$C_{G_{m\acute{a}x}}(250Y) \cong 0,06 \frac{m}{s}$$

$$C_G(252Y) = 0,8 \times 1,25 \times 0,06 \cong 0,06 \frac{m}{s}$$

Con este valor y suponiendo que empleamos dos torres, podemos proceder al cálculo del diámetro de éstas y los demás parámetros ligados con la pérdida de carga del relleno.

$$g = C_G \times \sqrt{(\rho_L - \rho_G) \times \rho_G} \cong 1,95 \frac{Kg}{m^2s}$$

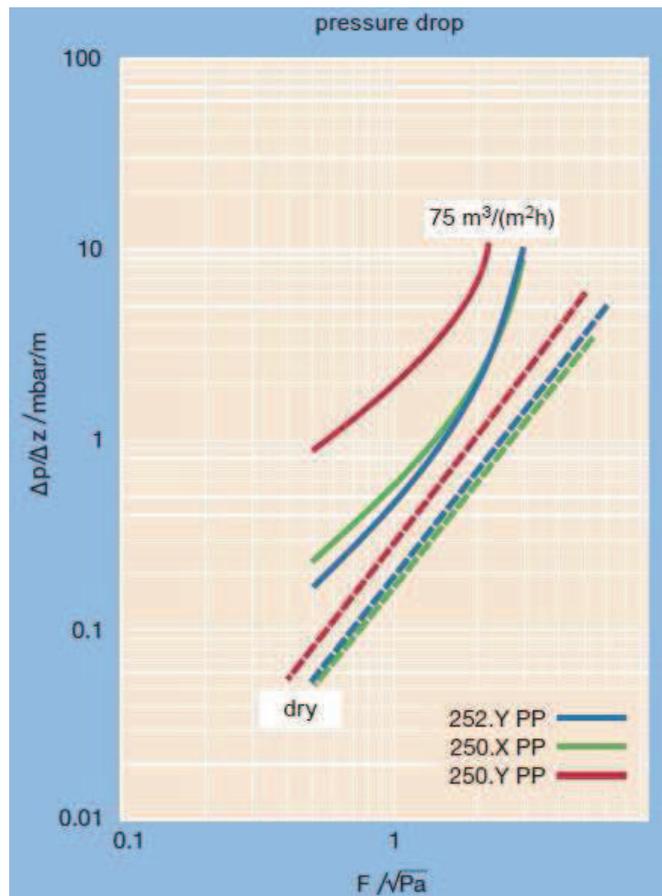
$$A_C = \frac{G_{IN}/2}{g \times 3600} \cong 198,3 \text{ m}^2 \rightarrow D = 15,9 \text{ m}$$

$$D' = 16 \text{ m} \rightarrow A'_C = 201 \text{ m}^2 \rightarrow C'_G = 0,059 \frac{m}{s}$$

$$F_{factor} = C'_G \times \sqrt{\rho_L - \rho_G} \cong 1,9 \frac{m}{s} \sqrt{\frac{Kg}{m^3}}$$

$$l = \frac{L/2}{A'_C \times \rho_L} \cong 40 \frac{m^3}{m^2h}$$

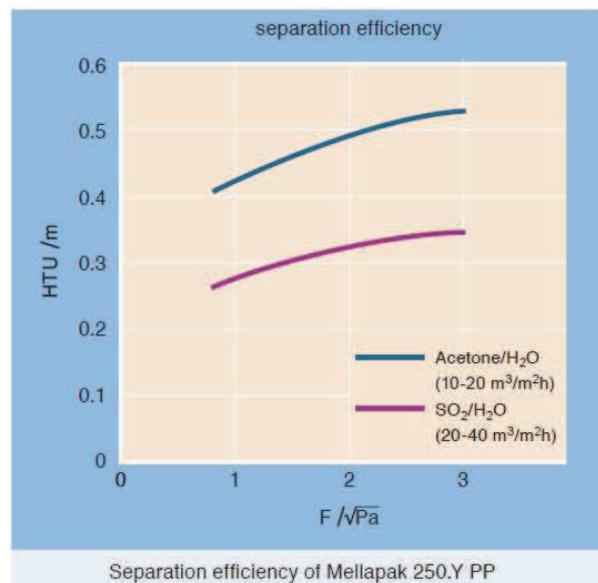
En estas condiciones, haciendo uso del F_{factor} y l , entrando en el ábaco que nos proporciona el fabricante, podemos calcular la pérdida de carga por metro que genera el relleno.



En el peor de los casos nos generaría una pérdida de carga de **2 mbar/m** ya que realmente estamos trabajando con una carga de líquido de 40 y no de $75 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$.

3.2.3. ALTURA DE RELLENO.

Para el cálculo de la *altura de la unidad de transferencia (HTU)* nos hemos basado en primera instancia en los datos suministrados por el fabricante del relleno (*Sulzer*).



Entrando con el valor obtenido anteriormente del F_{factor} , obtenemos un valor aproximado de **HTU** igual a **0,32 m**.

Para poder tener certeza del correcto funcionamiento de nuestra torre se debería obtener este valor en planta piloto, recreando las condiciones de operación de nuestra planta, pues si el reparto de agua no es el adecuado o el flujo de gas no es uniforme podríamos obtener valores distintos de HTU ya que perderíamos eficacia del relleno.

Como precaución se han contrastado los datos suministrados por el fabricante del relleno con correlaciones existentes para rellenos estructurados.

Una de estas correlaciones es la propuesta por *Harrison-France*, válida para rellenos estructurados con un ángulo de

ranurado de 45°. Dado que estamos empleando un relleno Mellapak tipo Y, se cumple esta condición.

$$a_p = 252 \frac{m^2}{m^3} = 76,83 \frac{ft^2}{ft^3}$$

$$HETP = \frac{1200}{a_p} + 4 \cong 19,62 \text{ in} = 0,5 \text{ m}$$

Aplicando la relación existente entre la HETP (Altura Equivalente Plato Teórico) y HTU:

$$HETP = HTU \times \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1}$$

$$\lambda = m \times G/L = 5,62 \times 0,088 = 0,5$$

$$HTU = 0,5 \times \frac{0,5 - 1}{\ln(0,5)} \cong 0,36 \text{ m}$$

Como se puede apreciar el resultado obtenido es bastante parecido al suministrado por el fabricante.

Haciendo uso de otra correlación suministrada por el fabricante para los rellenos Mellapak Y:

$$HETP = \frac{d_h \times w_G}{Sh_G \times D_G \times a_I} \cong 0,58 \text{ m} \rightarrow HTU \cong 0,42 \text{ m}$$

$$d_h = \frac{4}{a_l} = \frac{4}{252 \text{ m}^2/\text{m}^3} \cong 0,016 \text{ m}$$

$$Sh_G = 0,0338 \times Re_G^{0,8} \times Sc_G^{0,33} \cong 14,75$$

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \times D_G} = \frac{1,75 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}}{1,2 \text{ Kg}/\text{m}^3 \times 1,276 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \cong 1,14$$

$$Re_G = \frac{w_G \times \rho_G \times d_h}{\mu_G} = \frac{1,73 \times 1,2 \times 0,016}{1,75 \times 10^{-5}} \cong 1888$$

$$w_g = \frac{F_{factor}}{\sqrt{\rho_G}} = 1,73 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Los valores obtenidos son relativamente próximos, pero para compensar la incertidumbre sobre el verdadero valor de la altura de la unidad de transferencia para nuestro caso, se aplicará posteriormente un coeficiente de seguridad al valor calculado de la altura de relleno.

A continuación se va a proceder a calcular el **Número de Unidades de Transferencia (NTU)**.

$$Z \cong \frac{G/S}{K_G \times a_l \times P} \int_{y_{OUT}}^{y_{IN}} \frac{dy}{(y - y^*)} = HTU \times NTU$$

Esta simplificación puede usarse en el caso de:

- La curva de equilibrio es lineal en el rango de operaciones de trabajo.
- La presión parcial del gas inerte es aproximadamente constante a lo largo de la columna.
- Las concentraciones de soluto son suficientemente bajas (soluciones diluidas).

Asumiendo que el pH es lo suficientemente alto en toda la torre como para que la concentración de SO_2 en equilibrio sea despreciable:

$$NTU = \int_{y_{OUT}}^{y_{IN}} \frac{dy}{(y - y^*)} \cong \ln\left(\frac{y_{IN}}{y_{OUT}}\right) = \ln\left(\frac{1}{1 - \eta}\right)$$

Para un **rendimiento de desulfuración** (η) del **99%** se obtiene:

$$NTU \cong \ln\left(\frac{1}{1 - 0,99}\right) = \mathbf{4,61}$$

Con el valor de HTU obtenido directamente de la gráfica del fabricante, el NTU calculado y aplicando un factor de seguridad de 1,7; para tener en cuenta la divergencia de los valores de NTU y

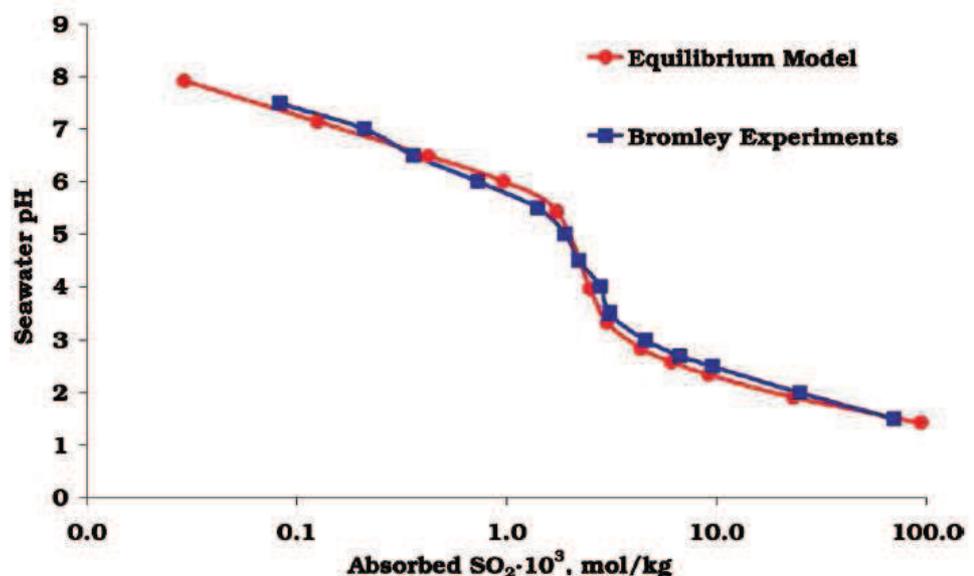
HTU calculados de los reales, ya se está en disposición de calcular la *altura del relleno (Z)*.

$$Z = f \times HTU \times NTU \cong 1,7 \times 0,32 \text{ m} \times 4,61 = 2,5 \text{ m}$$

Con lo que la **pérdida de carga del relleno** asciende a 5 mbar, aproximadamente unos **50 mm.c.a.**

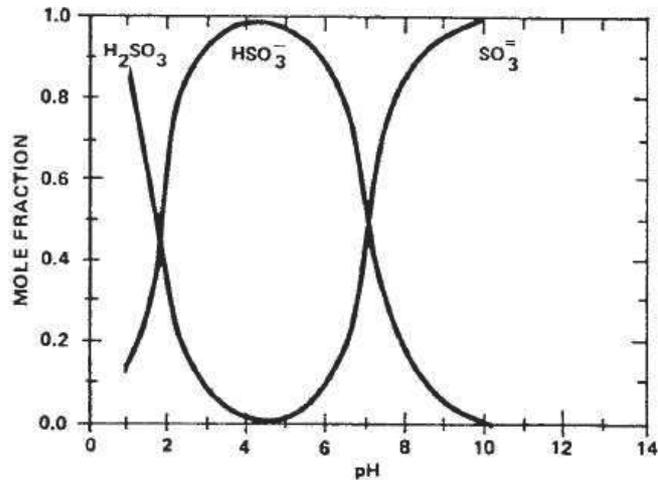
Para comprobar que el supuesto de que la concentración de SO_2 en equilibrio es prácticamente despreciable, se puede proceder a resolver el equilibrio químico existente entre el agua de mar y el SO_2 para la cantidad absorbida de éste.

Una forma rápida y sencilla de comprobarlo es calcular el *pH* del efluente de la torre mediante el siguiente ábaco:



$$ABS_{SO_2} = \frac{0,0128 \times 3600 \times 10^3 \text{ molSO}_2/h}{16.762.217,5 \text{ KgH}_2\text{O}/h} \cong 2,75 \times 10^{-3} \frac{\text{molSO}_2}{\text{KgH}_2\text{O}}$$

Con este valor, entrando en el ábaco, podemos observar que el **pH** del **efluente** estará comprendido entre **3,5** y **4**. Para estos valores de **pH**, el **SO₂** estará distribuido como se detalla en la gráfica siguiente, pudiéndose concluir que efectivamente con un ratio **L/G=8** y la cantidad de **SO₂** absorbida, la concentración de éste en equilibrio será prácticamente despreciable ya que la mayor parte se encontrará en forma de bisulfito. Siendo así incluso con concentraciones de **SO₂** en el gas de hasta **3000 mg/Nm³**, como se desprende del estudio llevado a cabo por (F.Vidal, P.Ollero).



3.2.4. ELIMINADOR DE NIEBLAS.

En primera instancia se calcula la composición y caudal de gases de salida de la torre, ya que además de eliminarse dióxido de azufre se produce una reducción del contenido de humedad.

Componente	Kmol/s	% (v/v)
CO ₂	3,33	13,53
N ₂	19,3	78,4
H ₂ O	0,806	3,27
O ₂	1,182	4,8
HCl	-	-
SO ₂	1,28 x10 ⁻⁴	5,2 x10 ⁻⁵
Total	24,62	100 %

$$H_2O = 0,02 \frac{KgH_2O}{KgGS} \times 725,4 \frac{KgGS}{s} \times 18^{-1} \frac{Kmol}{Kg} = 0,806 \text{ Kmol/s}$$

Para el diseño del MES debemos calcular la velocidad de los gases en la torre tras la pérdida de humedad que han experimentado:

$$v_G = \frac{24,62 \frac{Kmol}{s} \times 22,4 \frac{Nm^3}{Kmol} \times 298/273}{2 \times \frac{\pi}{4} \times 16^2 \text{ m}^2} = 1,5 \text{ m/s}$$

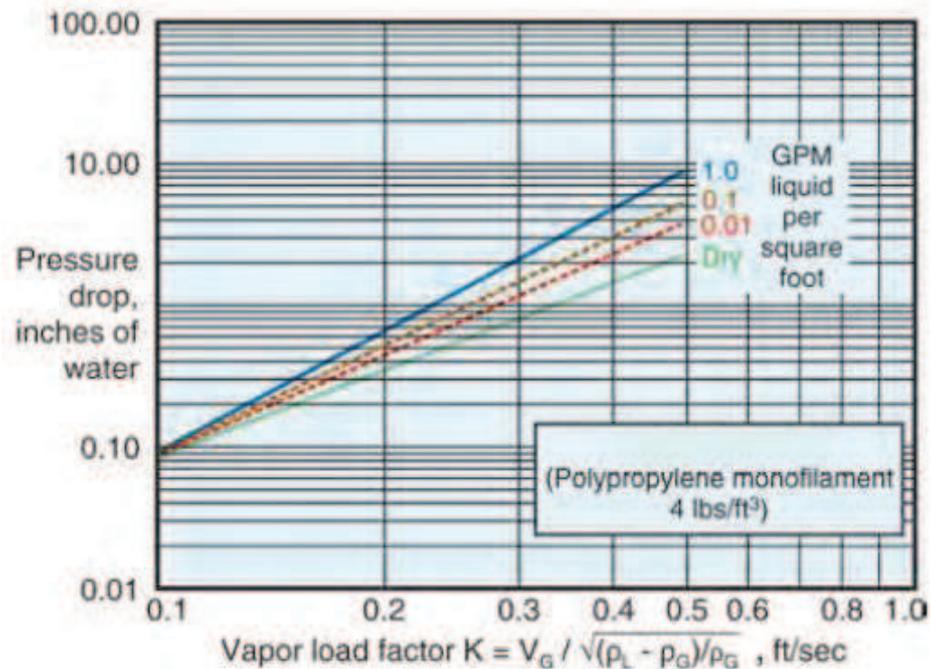
Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

Dada la baja velocidad y el tamaño de gotas formado en la torre comprendido entre las 5 y las 800 μm . Se hace recomendable emplear un **eliminador de nieblas** tipo **Mesh**, seleccionando el tipo **8P** de la marca **AMACS** el cual está fabricado en monofilamentos de polipropileno.

Mesh Style	Density lbs/ft ³	Diameter D, inches	Surface, S, ft ² /ft ³	Percent Voids, ϵ
Metal mesh				
7CA	5.0	0.011	45	99.0
5CA	7.0	0.011	65	98.6
4CA	9.0	0.011	85	98.2
4BA	12.0	0.011	115	97.6
3BF	7.2	0.006	120	98.6
3BA	12.0	0.006	200	97.6
Plastic mesh				
8P	4.0	0.011	130	92.0
8K	4.0	0.011	160	96.3
8T	4.0	0.011	130	97.0

A continuación vamos a proceder a determinar la pérdida de carga que introduce.

$$k = \frac{v_G}{\sqrt{(\rho_L - \rho_G)/\rho_G}} = \frac{5 \text{ ft/s}}{\sqrt{(1027 - 1,2)/1,2}} = 0,17 \text{ ft/s}$$



Entrando en el gráfico se puede apreciar que la **pérdida de carga** aproximada, en nuestras condiciones de operación, será de 0,7 in.w.c o lo que es lo mismo unos **18 mm.c.a.**

El valor de $k_{\text{diseño}}$ habitual de estos MES suelen estar en torno a 0,35 ft/s, trabajándose de forma satisfactoria entre el 110 y el 35 % de este valor. Con el k obtenido en nuestro caso estamos dentro del rango de operación habitual.

Para obtener la eficacia de eliminación de gotas se calcula en primer lugar el parámetro adimensional de inercia, el cual es función del tamaño de gota de la velocidad del gas y del tamaño del filamento entre otros factores. Con éste se obtiene la eficiencia

de impacto mediante un ábaco y por último se calcula la superficie específica corregida del elemento; combinando estos dos parámetros se puede calcular el porcentaje de eliminación de gotas del tamaño deseado.

$$\rho_L = 64,1 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_G = 0,07 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_G = 4,9 \text{ ft/s}$$

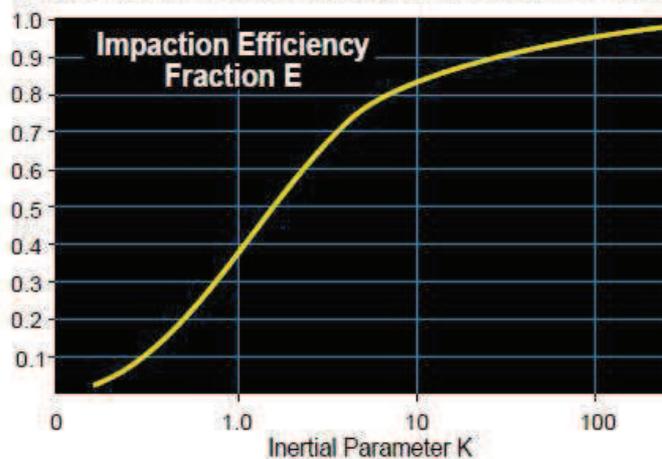
$$d = 5 \mu\text{m} = 1,64 \times 10^{-5} \text{ ft}$$

$$\mu = 1,18 \times 10^{-5} \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$$

$$D = 0,011 \text{ in} = 9,17 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$$K = \frac{(\rho_L - \rho_G) \times v_g \times d^2}{9 \times \mu \times D} = 0,87$$

DETERMINING IMPACTION EFFICIENCY FRACTION E USING INERTIAL PARAMETER K



$$E \cong 0,3$$

$$SO = S \times \pi^{-1} \times T \times 0,67 = 13,9$$

$$S = 130 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$T = 6 \text{ in. thickness} = 0,5 \text{ ft}$$

$$\eta_{5\mu\text{m}}(\%) = 100 - \frac{100}{e^{E \times SO}} \cong 98,5$$

Con el eliminador **Plastic Mesh 8P** conseguimos una gran eficiencia de eliminación de gotas dentro del rango de tamaños típicos de una torre de relleno.

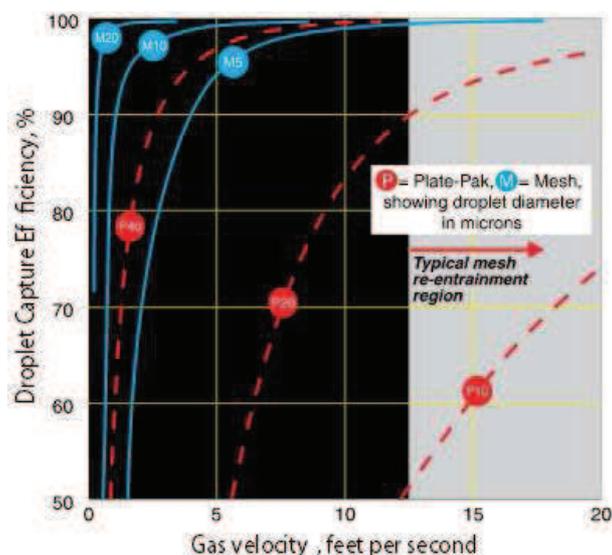
Si se prevé que la carga de líquido a la que va a estar sometida el MES va a ser elevada (>1gpm), deberíamos emplear una etapa de pre-captación basada en un eliminador de nieblas tipo Vane, que aunque su rendimiento a las velocidades de trabajo sea bastante modesto, su capacidad es mucho mayor y nos permitiría reducir la carga de líquido que llega a la segunda etapa conformada por el eliminador tipo Mesh, el cual será el encargado de aportar la eficiencia de eliminación.

Dadas las bajas velocidades en nuestra torre no cabe esperar un arrastre de líquido excesivo, y a falta de datos experimentales, escogeremos **una sola etapa** conformada por el eliminador **tipo Mesh**, el cual será **situado a** una altura típica de unos **10 ft sobre el relleno** para minimizar la cantidad de gotas que llegan a éste.

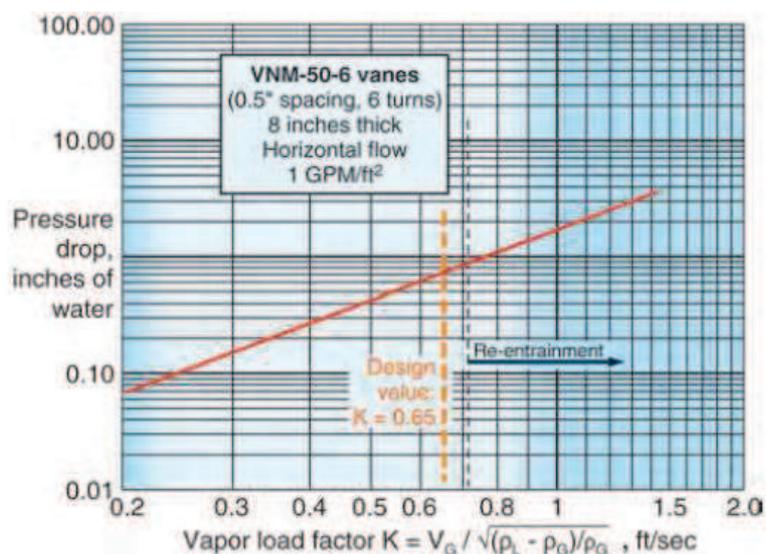
Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

Cabe destacar que para tener la certeza del correcto funcionamiento del eliminador de nieblas debe experimentarse en planta piloto, ya que en nuestro caso hay además condensación en la torre, lo cual genera nieblas con un tamaño de gotas inicialmente menor de $1 \mu m$ pero que pueden nuclearse hasta llegar a tamaños de $10 \mu m$. Dada la elevada eficacia del eliminador seleccionado hay que asegurarse que estas nieblas no inundarán el MES. Como aproximación si suponemos que todo el vapor de agua que condensa sale en forma de nieblas, la carga de líquido a la que se sometería el eliminador sería de $0,24 \text{ gpm/ft}^2$ con lo que cabe pensar que no se inundará.

Una alternativa al tipo Mesh seleccionado, a la vista de su rendimiento peligrosamente elevado, es emplear un eliminador tipo Vane ya que el objetivo último, al no ser el agua un solvente costoso, es eliminar las gotas mayores de $50 \mu m$ pues estas, si alcanzan la salida de la chimenea, pueden caer al suelo.



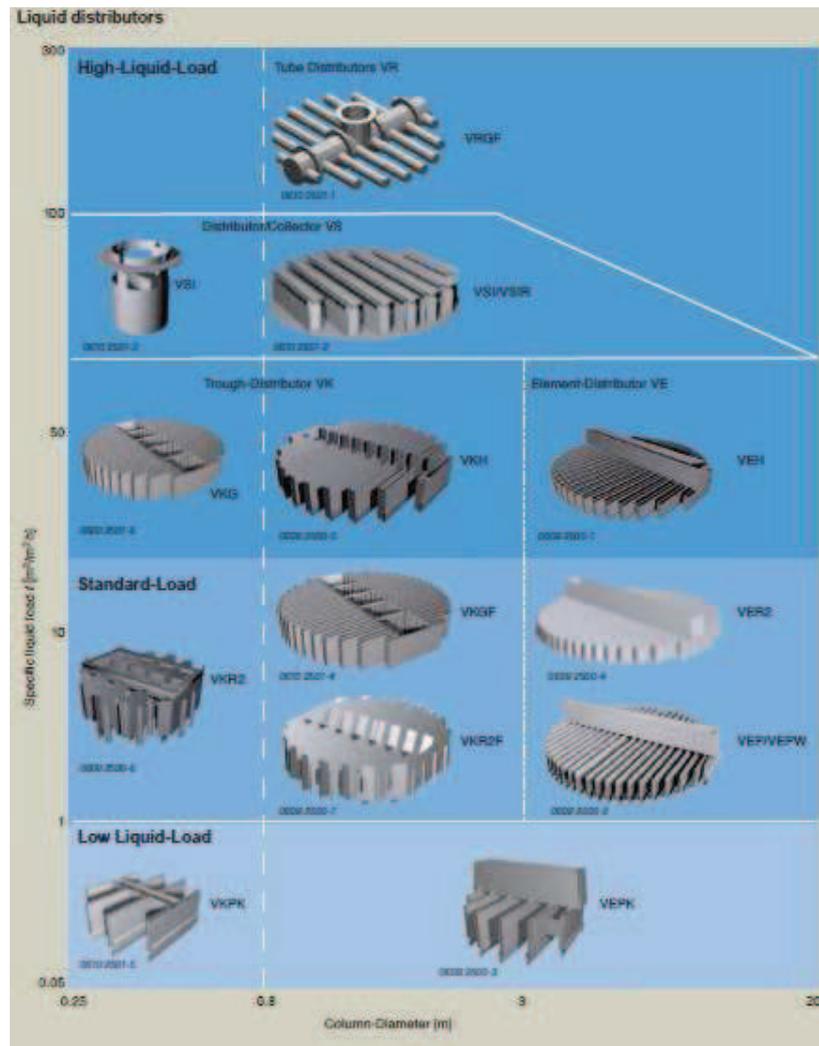
Aparentemente con un eliminador tipo *Vane (Plate-Pak)* se puede alcanzar, a nuestra velocidad de trabajo: aproximadamente 5 ft/s , un rendimiento de un 95% de eliminación para gotas mayores de $40 \mu\text{m}$, con una pérdida de carga de $0,7 \text{ in.w.c.}$



Dado que nos encontramos casi al límite del rango de operación pues trabajaríamos en torno al 35% de la $K_{diseño}$ típica ($K_{diseño}=0,5$) de estos eliminadores en flujo vertical de gas, no se hace recomendable, en principio, su uso puesto que tendríamos poco *turndown* en caso de que se reduzca el flujo de gas por menor carga de la caldera.

3.2.5. DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO Y REJILLAS DE SOPORTE.

Atendiendo a las carga de líquido con la que trabajamos en nuestra columna ($40 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$) y al diámetro de ésta (16 m), escogemos el **distribuidor** de la marca *Sulzer VEH*.



Como **rejillas de soporte** emplearemos las **TS/TE** de la misma marca (*Sulzer*) ya que son apropiadas para rellenos estructurados de hasta $350 m^2/m^3$ y para torres de más de 0,1 m, éstas van colocadas sobre anillos de soporte situados en la carcasa de la torre.

3.3. PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA DE MAR (SWTP).

En primera instancia vamos a calcular el caudal de agua de dilución para ajustar el pH de la balsa de oxidación a un valor cercano a 6. Haciendo uso del gráfico empleado anteriormente que calcula el pH del agua de mar en función del SO_2 absorbido, obtenemos que para alcanzar un pH próximo a 6 es necesario que $[SO_2]_{abs}=0,9 \times 10^{-3} \text{ mol } SO_2 / \text{ kg } H_2O$.

$$[SO_2]_{Abs} = \frac{0,0128 \times 3600 \times 10^3 \text{ mol } SO_2 / h}{16.882.344 \text{ Kg } H_2O / h + L_{dilución}} = 0,9 \times 10^{-3}$$

$$L_{dilución} \cong 34.317.656 \text{ Kg } H_2O / h = 33.416 \text{ m}^3 / h$$

A continuación vamos a calcular la altura (H) de los vertederos de descarga de cada una de las balsas, haciendo uso de la fórmula de *Francis*, suponiendo que el caudal de agua procedente de condensadores es de $60.000 \text{ m}^3/h$ y fijando un ancho de balsa de 35 m:

- Vertedero que evacua el agua desde la balsa de distribución hasta la balsa de oxidación.

$$Q_1 = L_{dilución} = 33.416 \text{ m}^3 / h = 9,3 \text{ m}^3 / s$$

$$Q_1 = 1,84 \times (L - 0,656 \times H) \times H^{3/2}$$

$$L = 35 \text{ m} \rightarrow H \cong 0,28 \text{ m}$$

- Vertedero que evacua el agua desde la balsa de oxidación a la balsa de neutralización.

$$Q_2 = Q_1 + Q_{Torres_{OUT}} = \frac{33.416 + 16458,5}{3600} = 13,85 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_2 = 1,84 \times L \times H^{3/2}$$

$$L = 35 \text{ m} \rightarrow H \cong 0,36 \text{ m}$$

- Vertedero que descarga desde la balsa de distribución el agua al canal de neutralización.

$$Q_3 = Q_{Condensadores} - Q_1 - Q_{Torres_{IN}} - Q_{Quenchs}$$

$$Q_3 = \frac{60.000 - 33.416 - 16.322 - 48,2 \times 2}{3600} = 2,8 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_3 = 1,84 \times (L - 0,656 \times H) \times H^{3/2}$$

$$H = 0,28 \text{ m} \rightarrow L \cong 10,8 \text{ m}$$

Ahora se realiza el cálculo del tiempo de residencia necesario en la balsa de oxidación:

- Obtención de la DQO del efluente de la torre, supuesto 100% absorción de SO_2 .

$$DQO_{Torre} = \frac{0,0128 \times 3600 \times 10^3 \text{ mol } \text{SO}_2/\text{h} \times 32 \text{ g } \text{O}_2/\text{mol } \text{O}_2}{16.458,5 \text{ m}^3/\text{h} \times 2 \text{ mol } \text{S(IV)}/\text{mol } \text{O}_2}$$

$$DQO_{Torre} \cong 45 \text{ mg } \text{O}_2/\text{l}$$

- DQO entrada a la balsa:

$$DQO_{IN} = DQO_{Torre} \times \frac{16.458}{16.458,5 + 33.416} = 15 \text{ mg } O_2/l$$

- Modelando la balsa como un reactor mezcla perfecta, exigiendo que la DQO del efluente de la balsa sea de 2 mg/l y haciendo uso del valor de la constante cinética de oxidación del S(IV) a S(VI) se obtiene:

$$K_{S(IV)}(pH \approx 6; 25^\circ C) = 14,99 \times 10^{-3} \text{ l/s}$$

$$\frac{DQO_{IN}}{DQO_{OUT}} = 1 + K_{S(IV)} \times \tau \rightarrow \tau \cong 432 \text{ s} = 7,2 \text{ min}$$

Fijando un ancho de balsa, el cual viene impuesto por el cálculo de los vertederos, la profundidad que viene fijada por la sumergencia de los difusores, y una relación largo ancho de 2, obtenemos las dimensiones de la balsa:

$$\text{Ancho} = W = 35 \text{ m}$$

$$\text{Profundidad} = 4,25 \text{ m}$$

$$\text{Largo} = 2 \times 35 = 70 \text{ m}$$

Con estas dimensiones el volumen de la balsa es de 10.412,5 m³, con lo que se puede estimar el tiempo de residencia de la balsa:

$$\tau = \frac{35 \times 4,25 \times 70 \text{ m}^3}{(33.416 + 16.458,5) \times 60^{-1} \text{ m}^3/\text{min}} = 12,5 \text{ min}$$

$$DQO_{OUT} \cong 1,2 \text{ mg } O_2/l$$

Como se puede apreciar la balsa se encuentra sobredimensionada por si se empleasen carbones con mayor contenido en azufre.

Tras calcular las dimensiones de la balsa para alcanzar la reducción de DQO deseada, se procede al cálculo de las necesidades de aporte de oxígeno para garantizar la oxidación y reestablecer unos niveles adecuados de oxígeno disuelto. Cabe destacar que la velocidad de reacción no se ve favorecida por la presencia de un exceso de oxígeno.

Cálculo del aire estequiométrico:

- Aire necesario para la oxidación con el carbón de diseño.

$$Q_{OX_d} = 0,0128 \times 3600 \frac{Kmol SO_2}{h} \times \frac{1 Kmol O_2}{2 Kmol SO_2} \times 22,4 \frac{Nm^3}{Kmol} \times \frac{100 Aire}{21 O_2}$$

$$Q_{OX_d} = 2457,6 Nm^3 Aire/h$$

- Aire necesario peor carbón.

$$\dot{m}_{SO_2} = 3 \times 10^{-3} \frac{Kg SO_2}{Nm^3} \times 2.040.192 \frac{Nm^3}{h} \times 64^{-1} \frac{Kmol SO_2}{Kg SO_2} = 95,6 \frac{Kmol}{h}$$

$$Q_{OX_p} = 5100,5 Nm^3 Aire/h$$

- Aire para reestablecer el oxígeno disuelto en el efluente de las torres bajo el supuesto de que se alcanzase la saturación a 25°C (6,7 mg O₂/l), y que el efluente proviene sin oxígeno disuelto.

$$Q_{D.O} = 16.458,5 \frac{m^3}{h} \times \frac{6,7 Kg O_2}{10^3 m^3} \times \frac{1 Kmol O_2}{18 Kg O_2} \times 22,4 \frac{Nm^3}{Kmol} \times \frac{100 Aire}{21 O_2}$$

$$Q_{D.O} = 653,5 Nm^3 Aire/h$$

- Se supone que el agua procedente de condensadores está al 70% de la saturación, lo cual es un valor más que aceptable para ser mezclada con el efluente de la torre y ser descargada al mar.

Una vez obtenidos los caudales de aire estequiométricos se procede al cálculo del caudal real, en función de la eficiencia de los difusores y del número necesario de difusores.

Imponiendo un caudal por difusor de $4\text{m}^3/\text{h}$ y un SOTE (Standard Oxygen Transfer Efficiency) aproximado de 0,26:

$$N_{min} = \frac{(2457,6 + 653,5) \times 298/273 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{4 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{difusor}} \times 0,26} \cong 3265 \text{ difusores}$$

Siguiendo las recomendaciones del fabricante estos deben estar instalados: a 0,25 m sobre el fondo de la balsa, a una sumergencia entre 3 y 8 m y con una separación entre discos entre 0,4 y 1,25 m.

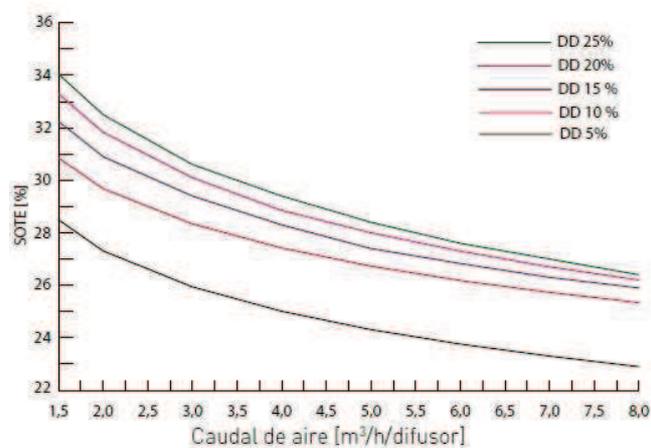
Dadas las dimensiones de la balsa, y el diámetro de los difusores (0,336 m), podemos instalar 88 difusores por fila y 43 difusores por columna, lo cual vienen a hacer unos **3784 difusores**, con una **separación entre discos de 0,45 m**.

Calculamos la cobertura de los difusores en la balsa, ya que junto al caudal por difusor, es función del SOTE:

$$DD(\%) = \frac{\pi \times 0,336^2 \frac{m^2}{dif} \times 3784 dif}{4 \times 70 \times 35 m^2} \times 100 \cong 13,7$$

Entrando en el diagrama suministrado por el fabricante Sulzer para **difusores PIK 300 TDS** en agua limpia, condiciones estándar y a **4 metros de sumergencia**; podemos comprobar que para el número de difusores instalados y operando con el carbón de diseño, el SOTE será de 0,29 y el caudal por difusor de 3 m³/h·difusor

$$G_{dif} = \frac{(2457,6 + 653,5) \times 298/273}{3784 \times 0,29} \cong 3 m^3/h \cdot dif$$

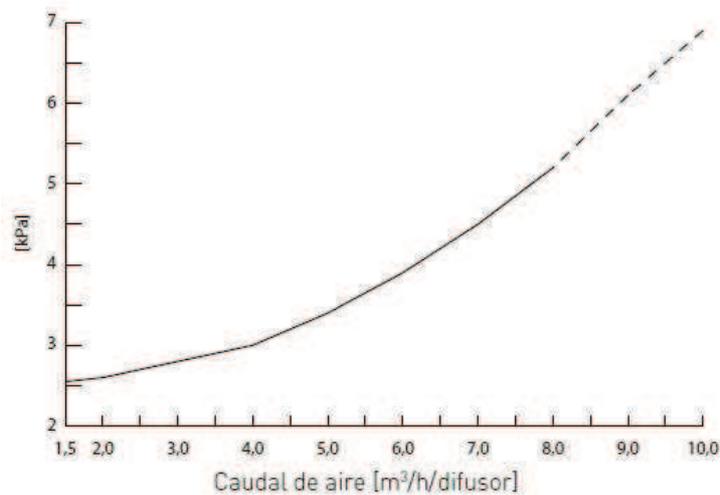


Calculamos para el peor carbón de diseño el caudal por difusor necesario:

$$G_{difP} = \frac{(5100,5 + 653,5) \times 298/273}{3784 \times 0,27} \cong 6,15 m^3/h \cdot dif$$

Como se puede apreciar se ha supuesto bien el SOTE para el peor carbón de diseño siendo válido el caudal por difusor obtenido.

Con el anterior valor entrando en la siguiente gráfica proporcionada por el fabricante, podemos estimar la pérdida de carga que genera el difusor con el peor carbón de diseño para poder dimensionar correctamente las soplantes necesarias para poder insuflar el aire en la balsa.



$$\Delta P_{dif} \cong 4 \text{ KPa} = 0,41 \text{ m. c. a}$$

Suponiendo que la fricción en los tubos y el filtro de aire incrementan la pérdida de carga del difusor en un 55 % (valor típico si el sistema de tuberías de aire está correctamente diseñado), y teniendo en cuenta la sumergencia del difusor (4 m + altura lámina de agua sobre el vertedero) se obtiene:

$$\Delta P_T = 0,41 \times 1,55 + (4 + 0,36) \cong 5 \text{ m. c. a}$$

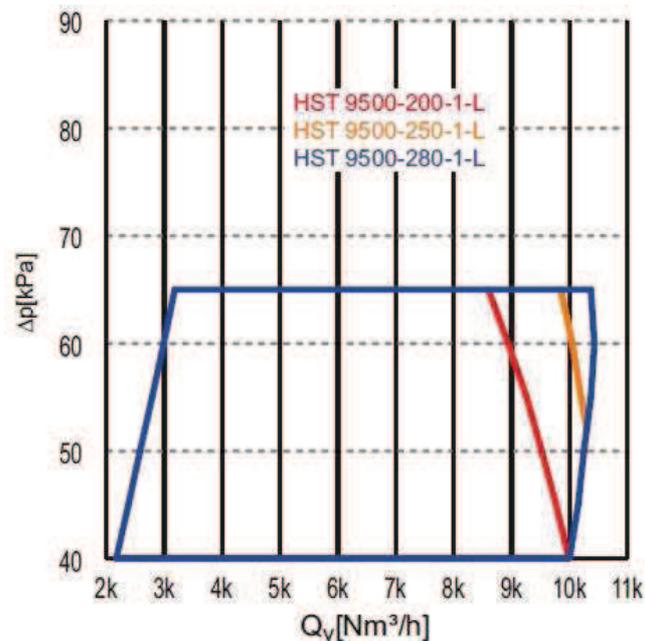
Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

Para el estimar la potencia teórica necesaria de la soplante podemos emplear la siguiente ecuación basada en la compresión adiabática.

$$P(KW) = 0,1 \times (G_p) \times \left[\left(\frac{\Delta P_T + P_{atm}}{P_{atm}} \right)^{0,2857} - 1 \right] \cong 286$$

$$G_p = G_{dif_p} \times N_{dif} = 23.267 \text{ m}^3/h$$

Consultando el catálogo del fabricante **Sulzer**, los turbocompresores **HST-280-1-L** nos permiten cubrir las necesidades. Por ello seleccionamos **3 turbocompresores** de este modelo, ya que con el funcionamiento de dos de estos casi podemos cubrir las necesidades de aireación con el peor carbón de diseño, pudiendo estar el otro en reserva.



Cada uno de estos compresores tiene absorbe una **potencia de 280 KWe/Compresor.**

Una vez obtenidos estos resultados se calcula el canal de neutralización y el canal de descarga de planta de tratamiento de agua de mar:

- El canal de neutralización es el encargado de llevar el agua que rebosa de la balsa de distribución hasta la balsa de neutralización.

$$\text{Ancho} = W = 10,8 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = L = 70 \text{ m}$$

$$\text{Pendiente} = i = \frac{0,36}{70} = 0,005$$

$$i = \left(\frac{Q_3 \times n}{S \times R_h^{2/3}} \right)^2 \rightarrow h \cong 0,18 \text{ m} \rightarrow u = \frac{2,85 \text{ m}^3/\text{s}}{0,18 \times 10,8 \text{ m}^2} \cong 1,5 \text{ m/s}$$

El canal en estas condiciones no superará la velocidad máxima permitida para el cemento.

- El canal de descarga evacuará el efluente de la planta hasta el mar.

$$W = 9 \text{ m}$$

$$h = 1 \text{ m}$$

$$n = 0,015$$

$$Q_4 = \frac{33.416 + 16.458,5 + 10.166}{3600} = 16,7 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$S = 9 \text{ m} \rightarrow u \cong 1,9 \text{ m/s}$$

$$R_h = \frac{9}{9 + 1 \times 2} = 0,82 \text{ m}$$

$$Pendiente = i = \left(\frac{Q_4 \times n}{S \times R_h^{2/3}} \right)^2 = 0,01$$

La solera del canal empezaría aproximadamente a -1.66 m sobre el nivel del terreno. Suponiendo que la planta se encuentre a 3,5 m sobre el nivel del mar y la marea más alta sea de 0,7 m, la diferencia de cotas que nos quedaría disponible sería de 1,14 m. Con la pendiente de diseño podemos construir un canal de 1140 m de longitud.

3.4. QUENCHS.

Los dos *Quenchs* que emplearemos son unos conductos adosados a la torre de absorción, se han diseñado con unas dimensiones tales que la velocidad en del gas no supere en estos los 7 m/s, por lo tanto tendrán una sección de 5,5 m de alto por 10 m de ancho cada uno. La longitud de cada *Quench* será de 10 m para proporcionar al gas el Volumen de contacto adecuado para evaporar el agua rociada mediante unas boquillas colocadas en lo alto del conducto y a lo largo de éste. El dispositivo operará en flujo cruzado y tendrá una inclinación de unos 10° para permitir que el agua no evaporada escurra hacia el fondo de la torre de absorción.

Para asegurarnos que en cada *Quench* se evaporan los 38,56 m³/h introduciremos un 25 % más de agua aproximadamente. Con lo que el nuevo caudal de agua que saldrán de las torres será $L'_{OUT}=16.458,5 \text{ m}^3/\text{h}$.

Empleando **20 boquillas 1 HH-316 SS 106SQ** de la marca **SpracoTM**, por *Quench* conseguiremos suministrar 48,2 m³/h de agua con una pérdida de carga en éstas de 10 psi, unos 7 m.c.a.

Estas boquillas estarán distribuidas en 4 ramales con 5 boquillas cada uno separadas 1,5 m unas de otras y a 2 de las paredes, consiguiendo así una buena cobertura del volumen. El agua llega a los ramales a través de una tubería procedente de las bombas que transportan el agua desde la balsa de distribución.

Para garantizar el suministro de agua en caso de fallo de las bombas, hasta que se efectúe la maniobra de cierre del dámper de la torre y apertura del de by-pass se ha dispuesto de un depósito pulmón.

Este depósito estará conectado mediante una “te” a la tubería de distribución de agua al *Quench*. Antes de la *te* habrá una válvula anti retorno y tras la *te* habrá otra de regulación, la cual en el punto nominal de operación generará una pérdida de carga suficiente para elevar agua al depósito a una cota que garantice durante su descarga, en caso de emergencia, que hay altura suficiente para suministrar el caudal de agua durante un tiempo mayor a dos minutos.

A continuación procedemos a calcular las pérdidas de carga de las conducciones que suministran el agua al Quench:

- Línea A-D: va desde la bomba hasta la *te* donde comienza el depósito pulmón. Tendrá una longitud de 120 m, $\phi=4$ in y constará de los siguientes accesorios:
 - Válvula anti retorno $L_{eq}=15$ m.
 - *Te* (2 bombas una de ellas en reserva) $K=1,2$.
 - 2 codos 45° $K=0.35 \times 2$.
 - 4 codos 90° $K=4 \times 0,7$.
 - Entrada brusca $K=0,5$

La velocidad del agua en la tubería será de 1,65 m/s, calculando el *Re* y la *rugosidad relativa* para tuberías de poliéster reforzadas con fibra de vidrio, entramos en el ábaco de *Moody* y obtenemos el factor de fricción el cual será para nuestro caso 0,00225.

$$\Delta P_{f_{AD}} = \left(8 \times 0,00225 \times \frac{120 + 15}{0,1016} + \sum K \right) \times \frac{1,65^2}{2 \times 9,8} = 4 \text{ m. c. a}$$

- Línea B-D: esta irá desde la *te* del depósito pulmón hasta las boquillas. Inicialmente será una tubería de 4 pulgadas de diámetro subdividiéndose luego en tuberías más pequeñas.
 - Tubería 1 (4 in):
 - *Te* deposito pulmón $K=0,5$.

- 3 codos 90° $K=3 \times 0,7$.
- *Te* división de caudal a la mitad $K=1,5$.

$$\Delta P_{f1} = \left(8 \times 0,00225 \times \frac{25}{0,1016} + \sum k \right) \times \frac{1,65^2}{2 \times 9,8}$$

- Tubería 2 (3 in):
 - Contracción $K=0,18$.
 - Bifurcación $K=0,1$.

$$\Delta P_{f2} = \left(8 \times 0,00225 \times \frac{3}{0,0762} + \sum K \right) \times \frac{1,47^2}{29,8}$$

- Tubería 3 (2 in):
 - Contracción $K=0,23$.
 - Entrada *Te* $K=1,4$.
 - Bifurcación $K=4 \times 0,1$.

$$\Delta P_{f3} = \left(8 \times 0,00225 \times \frac{10}{0,0508} + \sum K \right) \times \frac{1,65^2}{2 \times 9,8}$$

- Entrada boquillas (1 in):
 - Contracción $K=0,35$.
 - *Te* $K=1,4$.

$$\Delta P_{f4} = \left(\sum K \right) \times \frac{1,3^2}{2 \times 9,8}$$

$$\Delta P_{f_{BD}} = \sum_i \Delta P_{f_i} = 2,3 \text{ m.c.a}$$

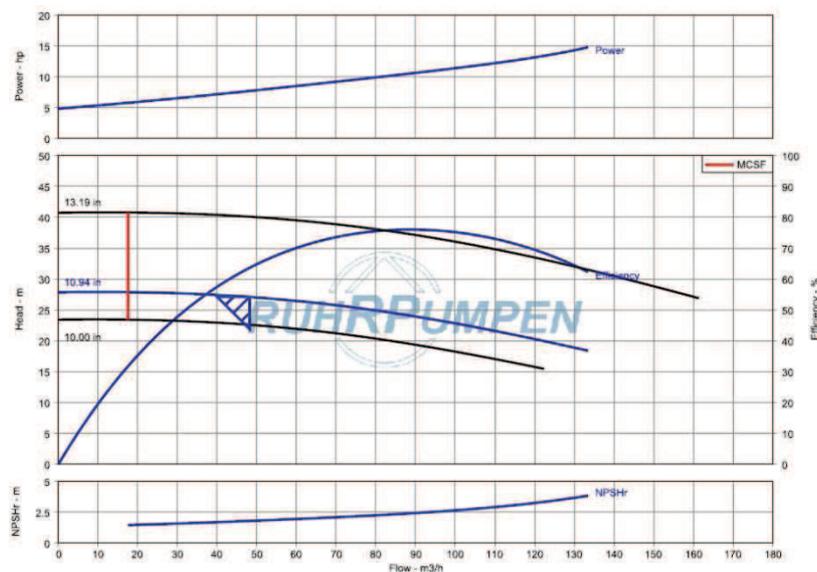
Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

Para el cálculo de la bomba necesaria que suministre el agua a cada uno de los Quench tenemos en cuenta las pérdidas de carga calculadas anteriormente y el incremento de cota que hay que salvar. La lámina de líquido en la balsa de distribución está a 0,5 m sobre el nivel del terreno. La sección del Quench comienza a tres metros sobre el nivel del terreno, ya que hemos dejado suficiente cota en el fondo de la torre para que el agua del absorbedor se pueda descargar por gravedad a la planta de tratamiento de agua de mar, y la altura del Quench es de 5,5 m, con lo que la bomba deberá proporcionar un incremento de cota de 8 metros.

Teniendo en cuenta que la válvula de regulación genera, en su punto nominal de funcionamiento un incremento de cota de 6 metros, la bomba debe suministrar una altura de:

$$\Delta H_b = 27,3 \text{ m}$$

$$Q = 48,2 \text{ m}^3/\text{h}$$



$$NPSH_d = \frac{P_{atm} - P_v}{\rho \times g} - \Delta z - \Delta P_{fasp}$$

$$NPSH_d = \frac{101325 - 3167,2}{1000 \times 9,8} - 1 - \left(8 \times 0,00225 \times \frac{2}{0,1016} + 0,5\right) \times \frac{1027 \times 1,65^2}{2 \times 9,8 \times 10^3}$$

$$NPSH_d = 9 \text{ m. c. a} \geq 1,2 \times NPSH_r$$

Habida cuenta de estos resultados, la bomba vertical **IVP 4x4x13** con un *rodete* de 10,19 in de la marca **Ruhrpumpen** será la seleccionada. El motor trabajará a 1.500 rpm y tendrá una potencia de 15 hp. Dada la importancia del funcionamiento del Quench para llevar a cabo la desulfuración instalaremos en total **2 bombas por Quench**, estando una de ellas en reserva.

Para el diseño del depósito pulmón tendremos en cuenta que la presión que habrá en la *te* (punto D) en las condiciones nominales de operación será:

$$P_D = \Delta P_{Vnom} + \Delta P_{fBD} + \Delta P_{boquilla}$$

$$P_D \cong 6 + 2,3 + 7 = 15,3 \text{ m. c. a}$$

Luego en las condiciones nominales de operación el agua se sobre elevará 15,3 metros por encima de la cota de las boquillas de pulverización del Quench.

Para una válvula de regulación de 4 in, que tenga una K_{VS} de 105 ($\text{m}^3/\text{bar}^{0,5} \cdot \text{h}$), generará la siguiente pérdida de carga cuando este al 100% abierta:

$$\Delta P_{Vmin} = \left(\frac{F}{K_{VS}}\right)^2 \times \gamma \cong \left(\frac{48,2}{105}\right)^2 \times 1 = 0,21 \text{ bar}$$

Para garantizar que en todo momento el depósito tiene cota suficiente para vencer las pérdidas de que provocan el suministro de $48,2 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua se instalará el depósito a 20 m sobre el nivel del terreno.

$$Z_{\text{depósito}_{\min}} \cong Z_{\text{Quench}} + \Delta P_{\text{boquilla}} + \Delta P_{f_{BD}} + \Delta P_{V_{\min}}$$

$$Z_{\text{depósito}_{\min}} = (5,5 + 3) + 7 + 2,3 + 2,1 \cong 20 \text{ m}$$

Con un depósito de 6 m^3 situado a 20 m sobre el suelo tendremos para suministrar agua, en caso de fallo de la bomba del Quench, 7,5 min, tiempo más que suficiente para realizar todas las maniobras de aislamiento de la torre. Por encima de este depósito existirá un conducto que permita que se eleve la lámina de líquido si la P_D es mayor que la cota del depósito lleno.

3.5. CONDUCCIONES DE AGUA.

3.5.1. LÍNEAS DE DESCARGA DE LOS SCRUBBERS.

Se va a proceder al cálculo de las conducciones de descarga por gravedad del agua acidificada desde el fondo de las torres de absorción hasta la planta de tratamiento de agua de mar.

El agua de cada torre será captada por una **tubería lateral** de **DN 1000 mm** fabricada en **PRFV** (poliéster reforzado con fibra de vidrio):

- Línea 9' (salida Scrubber 2):

- Longitud 5 m.
- Entrada brusca $K=0,5$.
- Entrada a Confluencia ($Q_i/Q=1$) $K=1,2$.
- Expansión brusca (1000 mm a 1500 mm) $K=0,56$.
- $f=0,00125$ ($Re= 3 \times 10^6$, $\epsilon_r=1 \times 10^{-5}$).
- $u= 2,9$ m/s ($Q=8.229,25$ m³/h).

$$\Delta P_{f_9} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1} + \sum K \right) \times \frac{u^2}{2 \times 9,8} \cong 1 \text{ m. c. a}$$

- Línea 9 (Salida Scrubber 1):

- Longitud 5 m.
- Entrada brusca $K=0,5$.
- Entrada Confluencia ($Q_i/Q=0,5$) $K=0,5$.
- Expansión brusca (1000 mm a 1500 mm) $K=0,56$.
- $f=0,00125$ ($Re= 3 \times 10^6$, $\epsilon_r=1 \times 10^{-5}$).
- $u= 2,9$ m/s ($Q=8.229,25$ m³/h).

$$\Delta P_{f_9} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1} + \sum K \right) \times \frac{u^2}{2 \times 9,8} \cong 0,71 \text{ m. c. a}$$

El agua procedente de la tubería de descarga de cada torre es recogida por una **tubería común** de **DN 1500 mm** también fabricada en **PRFV** y será la que conduzca el agua acidificada hasta la planta de tratamiento de agua de mar:

- Tramo de tubería entre torres:
 - Longitud 50 m.
 - Paso por Confluencia ($Q_i/Q=0,5$) $K=0,5$.
 - $u=1,3$ m/s ($Q=8.229,25$ m³/h).
 - $f=0,00125$ ($Re=2 \times 10^6$, $\epsilon_r=6 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{ent}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,5} + \sum K \right) \times \frac{u^2}{2 \times 9,8} \cong 0,05 \text{ m.c.a}$$

- Línea 10 (Tubería común desde el scrubber 1 a SWTP):
 - Longitud 100 m.
 - Codos 90° $K=3 \times 0,7$.
 - Codos 45° $K=2 \times 0,35$.
 - Descarga SWTP $K=1$.
 - $u=2,6$ m/s ($Q=16458,5$ m³/h).
 - $f=0,00125$ ($Re=4 \times 10^6$, $\epsilon_r=6 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{10}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,5} + \sum K \right) \times \frac{u^2}{2 \times 9,8} \cong 1,6 \text{ m.c.a}$$

Sumando las pérdidas de carga y teniendo en cuenta la cota de la lámina de agua en la balsa de oxidación podemos calcular la altura del agua en el fondo de la torre que permita la descarga por gravedad.

Como la planta de tratamiento fue diseñada para que en la balsa de oxidación la cota de la lámina de agua coincida con la cota

del terreno, a plena carga cuando las dos torres están funcionando, entonces la altura de la columna de agua sobre el fondo de la torre será aproximadamente 2,65 m, en el caso más desfavorable.

$$H_{c.a} \cong 1 + 0,05 + 1,6 = 2,65 \text{ m}$$

Como posteriormente se comprobará tras el cálculo de las líneas de gas, esta cota es más que suficiente para garantizar el sello hidráulico de la torre.

En el supuesto de que una sola torre estuviese en funcionamiento, la altura de la columna de líquido sobre el fondo de la torre en el caso más favorable sería de aproximadamente 1 m.

$$H'_{c.a} \cong 1 + 0,4 - 0,36 = 1 \text{ m}$$

Para hacer este cálculo se ha procedido de igual manera que para el caso anterior, en el que dos torres están funcionando, pero teniendo en cuenta que el caudal ahora es la mitad y en el peor de los casos la cota de la lámina de agua en la balsa de oxidación será -0,36 m (se ha restado la altura de la lámina de agua sobre el vertedero en condiciones nominales).

Como se puede ver no se podría garantizar así el sello hidráulico de la torre si la tubería de descarga estuviese a ras de suelo, ya que el diámetro de ésta coincide con el de la columna de líquido. Para solucionarlo la entrada lateral a la **tubería desde el fondo de la torre se encontrará soterrada medio metro.**

3.5.2. LÍNEAS DE SUMINISTRO DE AGUA A LOS SCRUBBERS.

A continuación se detalla el cálculo de las conducciones que suministran el agua a las torres de absorción desde la balsa de distribución de la planta de tratamiento de agua de mar. Para ello emplearemos una tubería común a la cual están conectadas mediante “tes” **tres bombas verticales**, una de ellas en reserva. De esta tubería común se desprenderán dos ramales que transportan el agua de cada absorbedor.

El agua de mar captada por las bombas verticales es conducida a la tubería común mediante conductos de **DN 1100 mm** fabricadas en **PRFV**:

- Línea bomba 1:
 - Longitud 5 m.
 - Válvula de compuerta abierta $K=0,25$.
 - Entrada brusca $K=0,5$.
 - Expansión brusca (1100 mm a 1600 mm) $K=0,53$.
 - Entrada Confluencia ($Q_1/Q=1$) $K=1,2$.
 - Codo 90° $K=0,7$.
 - $u=2,4$ m/s ($Q=8161$ m³/h).
 - $f=0,00125$ ($Re=2,7 \times 10^6$, $\varepsilon_r=9 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{B1}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,1} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 1 \text{ m. c. a}$$

- Línea bomba 2:
 - Longitud 5 m.
 - Válvula de compuerta abierta $K=0,25$.
 - Entrada brusca $K=0,5$.
 - Expansión brusca (1100 mm a 1600 mm) $K=0,53$.
 - Entrada Confluencia ($Q_1/Q=0,5$) $K=0,5$.
 - Codo 90° $K=0,7$.
 - $u=2,4$ m/s ($Q=8161$ m³/h).
 - $f=0,00125$ ($Re=2,7 \times 10^6$, $\varepsilon_r=9 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{B2}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,1} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 0,61 \text{ m. c. a}$$

El agua procedente de las bombas es recogida por una tubería común de **DN 1600 mm** construida en **PRFV**:

- Línea entre bombas:
 - Longitud 10 m.
 - Paso por confluencia ($Q_1/Q=0,5$) $K=0,5$.
 - Paso por confluencia ($Q_1/Q=0$) $K=0,1$.
 - $u=1,15$ m/s ($Q= 8161$ m³/h).
 - $f=0,00125$ ($Re=1,9 \times 10^6$, $\varepsilon_r=6,3 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{ent Bomb}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,6} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 0,05 \text{ m. c. a}$$

- Línea 7 (Tubería común hasta el 1^{er} scrubber):

- Longitud 100 m.
- Codos 45° K=2x0,35.
- Codos 90° K=3x0,7.
- u=2,3 m/s (Q= 16322 m³/h).
- $f=0,00125$ (Re=3,8x10⁶, $\varepsilon_r=6,3 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_7} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,6} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 1 \text{ m. c. a}$$

- Línea entre Torres:

- Longitud 50 m.
- Paso por bifurcación (Q_i/Q=0,5) K=0,15.
- u=1,15 m/s (Q= 8161 m³/h).
- $f=0,00125$ (Re=1,9x10⁶, $\varepsilon_r=6,3 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{ent\ Tor}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,6} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 0,03 \text{ m. c. a}$$

El agua que es transportada por la tubería común se deriva mediante ramales de **DN 1100** fabricados en **PRFV** hasta lo alto de los scrubbers:

- Línea 8:

- Longitud 22 m.
- Entrada Bifurcación (Q_i/Q=0,5) K=0,9.

- Contracción brusca (1600 mm a 1100 mm)
 $K=0,22$.
- Codos 90° $K=3 \times 0,7$.
- Válvula de compuerta abierta $K=0,25$.
- Salida brusca $K=1$.
- $u=2,4$ m/s ($Q=8161$ m³/h).
- $f=0,00125$ ($Re=2,7 \times 10^6$, $\varepsilon_r=9 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_8} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,1} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 1,4 \text{ m. c. a}$$

- Línea 8':

- Longitud 22 m.
- Entrada Bifurcación ($Q_1/Q=1$) $K=1,5$.
- Contracción brusca (1600 mm a 1100 mm)
 $K=0,22$.
- Codos 90° $K=3 \times 0,7$.
- Válvula de compuerta abierta $K=0,25$.
- Salida brusca $K=1$.
- $u=2,4$ m/s ($Q=8161$ m³/h).
- $f=0,00125$ ($Re=2,7 \times 10^6$, $\varepsilon_r=9 \times 10^{-6}$).

$$\Delta P_{f_{8'}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{1,1} + \sum K \right) \times \frac{\rho_{sw} \times u^2}{2 \times 9,8 \times \rho_w} \cong 1,6 \text{ m. c. a}$$

Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

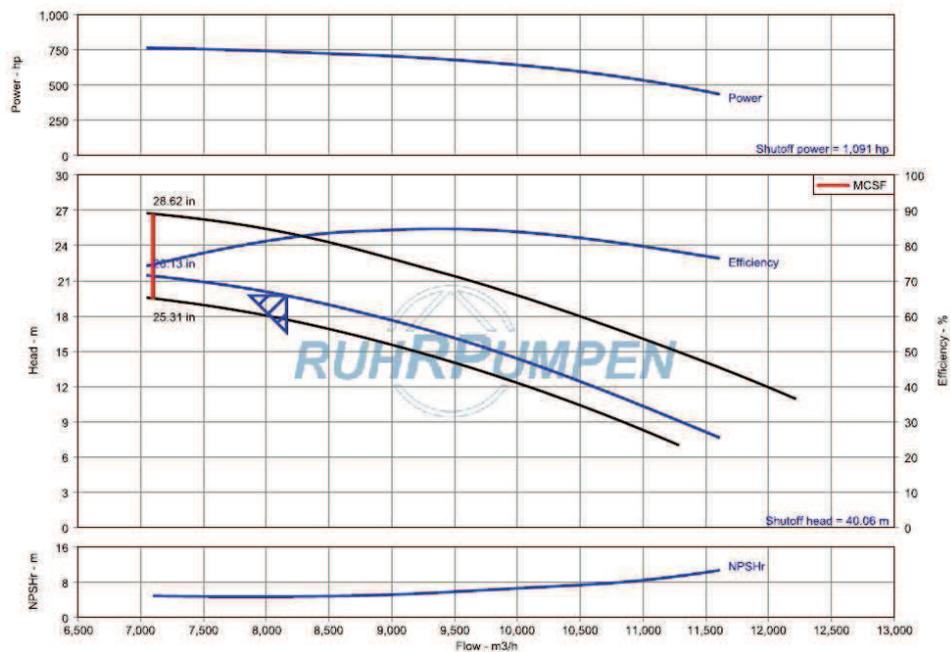
Sumando las pérdidas de carga en el caso más desfavorable:

$$\Delta P_{T_f} \cong 3,7 \text{ m. c. a}$$

Teniendo en cuenta que el nivel de la lámina de agua en la balsa de distribución es de 0,78 m, cuando la central trabaja a plena carga, y que la cota a la que se sitúa el distribuidor de líquido en la torre es de 17 m, entonces la altura que deben de vencer las bombas es de:

$$\Delta H_b = \Delta Z_{geo} + \Delta P_{T_f} \cong (17 - 0,78) + 3,7 = 20 \text{ m. c. a}$$

Teniendo en cuenta que el caudal que tiene que suministrar la bomba es de $8.161 \text{ m}^3/\text{h}$, la **bomba** vertical **42 VML** de la marca *Ruhrpumpen* con un rodete de 26,13 in será de aplicación. Ésta contará con un motor de 700 KW el cual girará a la velocidad síncrona de **420 rpm**.



$$NPSH_d = \frac{P_{atm} - P_v}{\rho \times g} + H_{columna} - \Delta z - \Delta P_{fasp}$$

$$NPSH_d = \frac{101325 - 3167,2}{1000 \times 9,8} + 4 - 1 - \left(8 \times 0,00125 \times \frac{1}{1,1} + 0,5\right) \times \frac{1027 \times 2,4^2}{2 \times 9,8 \times 10^3}$$

$$NPSH_d = 12,9 \text{ m.c.a} \geq 1,2 \times NPSH_r$$

3.6. LÍNEAS DE GASES.

Se procederá al cálculo de las pérdidas de carga del lado gas y al dimensionamiento de los conductos para posteriormente seleccionar un ventilador adecuado.

- Línea 1 y 1':
 - Acero al carbono.
 - Sección: 5,5x2,5 m².
 - Longitud: 40 m.
 - T_g 140°C.
 - ρ_g=0,87 kg/m³.
 - μ_g=2,28x10⁻⁵ Pa.s.
 - Flujo: G₁=142 Nm³/s.
 - u=15,7 m/s.
 - f=0,00125 (Re=2,1x10⁶, ε_r=1,35x10⁻⁵).
 - Singularidades:
 - Entrada K=0,5.

- Codo $K=2 \times 0,4$.
- Te $K=3$.
- Expansión $K=0,6$.

$$\Delta P_{f_1} = \left(8 \times f \times \frac{L}{3,4} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 54,7 \text{ mm. c. a}$$

- Línea 2:

- Acero al Carbono.
- Sección: $5,5 \times 5,5 \text{ m}^2$.
- Longitud: 20 m.
- $T_g=145^\circ\text{C}$.
- $\rho_g=0,87 \text{ kg/m}^3$.
- $\mu_g=2,28 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$.
- Flujo: $G_1=284 \text{ Nm}^3/\text{s}$.
- $u=14,2 \text{ m/s}$.
- $f=0,00125$ ($\text{Re}=3 \times 10^6$, $\epsilon_r=8,4 \times 10^{-6}$).
- Singularidades:
 - Codo $K=0,4$.

$$\Delta P_{f_2} = \left(8 \times f \times \frac{L}{5,5} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 3,9 \text{ mm. c. a}$$

- Línea 3:
 - Acero al Carbono.
 - Sección: 5,5x5,5 m².
 - Longitud: 10 m.
 - T_g=145°C.
 - ρ_g=0,87 kg/m³.
 - μ_g=2,28x10⁻⁵ Pa.s.
 - Flujo: G₁=284 Nm³/s.
 - u=14,2m/s.
 - f=0,00125 (Re=3x10⁶, ε_r=8,4x10⁻⁶).
 - Singularidades:
 - Dámper K=0,25.
 - Expansión entrada Quench K=1,2.
 - Paso bifurcación K=0,1.

$$\Delta P_{f_3} = \left(8 \times f \times \frac{L}{5,5} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 14,1 \text{ mm. c. a}$$

- Quench:
 - Acero al Carbono revestido con Neopreno.
 - Sección: 5,5x10 m².
 - Longitud: 10 m.
 - T_g=80°C.

- $\rho_g=1,03 \text{ kg/m}^3$.
- $\mu_g=2,1 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$.
- Flujo: $G_1=297 \text{ Nm}^3/\text{s}$.
- $u=7 \text{ m/s}$.
- $f=0,00125$ ($Re=2,4 \times 10^6$, $\epsilon_r=1,4 \times 10^{-6}$).
- Singularidades:
 - Expansión brusca entrada Torre $K=1$.

$$\Delta P_{f_Q} = \left(8 \times f \times \frac{L}{7,1} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 2,6 \text{ mm. c. a}$$

- Torre:
 - Acero al carbono revestido con copos de vidrio rellenos con resina de poliéster.
 - Se desprecia la fricción en la torre.
 - Se estima que la pérdida de carga del distribuidor de líquido es de 6,35 mm.c.a.
 - La pérdida de carga del relleno será de 2 mbar/m.
 - La pérdida de carga del MES es de 18 mm.c.a.

$$\Delta P_{TORRE} \cong 6,35 + 2 \times 10 \times 2,5 + 18 = 74,4 \text{ mm. c. a}$$

- Línea 4:
 - Acero al carbono revestido con bloques de cristal borosilicatado (*PennguardTM*).
 - Sección: 4,5x4,5 m².
 - Longitud: 15 m.
 - T_g=(25-35)°C.
 - ρ_g=1,2 kg/m³.
 - μ_g=1,75x10⁻⁵ Pa.s.
 - Flujo: G₁=276 Nm³/s.
 - u=15 m/s.
 - f=0,00125 (Re=4,6x10⁶, ε_r=2,2x10⁻⁶).
 - Singularidades:
 - Contracción brusca salida Torre K=0,5.
 - Dámper abierto K=0,25.
 - Paso por confluencia K=0,1.

$$\Delta P_{f_4} = \left(8 \times f \times \frac{L}{4,5} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 12,2 \text{ mm. c. a}$$

- Chimenea Húmeda:
 - Acero al carbono revestido con bloques de cristal borosilicatado (*PennguardTM*).
 - Diámetro 4,75 m.

- Longitud: 220 m (Se ha supuesto una altura típica de chimenea ya que no se ha procedido al cálculo de su altura de forma rigurosa, basada en la dispersión de los contaminantes).
- $T_g=(25-35)^{\circ}\text{C}$.
- $\rho_g=1,2 \text{ kg/m}^3$.
- $\mu_g=1,75 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$.
- Flujo: $G_1=276 \text{ Nm}^3/\text{s}$.
- $u=17,3 \text{ m/s} < 18 \text{ m/s}$.
- $f=0,00125$ ($\text{Re}=5,6 \times 10^6$, $\epsilon_r=2,1 \times 10^{-6}$).
- Singularidades:
 - Codo entrada $K=0,5$.

$$\Delta P_{f_{Stack}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{4,75} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 17 \text{ mm. c. a}$$

- Choke:
 - Diámetro 3,7 m.
 - $T_g=(25-35)^{\circ}\text{C}$.
 - $\rho_g=1,2 \text{ kg/m}^3$.
 - $\mu_g=1,75 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$.
 - Flujo: $G_1=276 \text{ Nm}^3/\text{s}$.
 - $u=28,5 \text{ m/s} < 30 \text{ m/s}$.

- Singularidades:
 - Contracción $K=0,35$.
 - Expansión brusca $K=1$.

$$\Delta P_{Choke} = \left(\sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 67 \text{ mm. c. a}$$

$$MR = \frac{\rho_g \times u_g^2}{\rho_{aire} \times u_{aire}^2} = \frac{1,2 \times 28,5^2}{1,22 \times 16^2} \cong 3,1$$

Como se puede ver con la velocidad de salida del gas por la chimenea se evita el *downwash* para una velocidad del aire de 16 m/s y una temperatura del ambiente de 15°C.

- Tiro de la chimenea:
 - En el caso estándar
 - $T_g=30^\circ\text{C}$ ($\rho_g=1,2 \text{ kg/m}^3$).
 - $T_{aire}=25^\circ\text{C}$. ($\rho_{aire}=1,18 \text{ Kg/m}^3$).

$$\nabla P_{Tiro} \cong (\rho_{aire} - \rho_{gas}) \times H_{Chimenea} = -4,4 \text{ mm. c. a}$$

- Caso más desfavorable.
 - $T_g=30^\circ\text{C}$ ($\rho_g=1,2 \text{ kg/m}^3$).
 - $T_{aire}=40^\circ\text{C}$. ($\rho_{aire}=1,12 \text{ Kg/m}^3$).

$$\nabla P_{Tiro} \cong (\rho_{aire} - \rho_{gas}) \times H_{Chimenea} = 17,6 \text{ mm. c. a}$$

- By-Pass de Emergencia:
 - Acero al Carbono.
 - Sección: 4,5x5,5 m².
 - Longitud: 15 m.
 - T_g=140°C.
 - ρ_g=0,87 kg/m³.
 - μ_g=2,28x10⁻⁵ Pa.s.
 - Flujo: G₁=284 Nm³/s.
 - u=17,4 m/s.
 - f=0,00125 (Re=3,3x10⁶, ε_r=9,3x10⁻⁶).
 - Singularidades:
 - Dámper abierto K=0,25.
 - Codo K= 0,4.
 - Entrada confluencia K=1,5.

$$\Delta P_{f_4} = \left(8 \times f \times \frac{L}{4,95} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 50 \text{ mm. c. a}$$

Procediendo de igual forma que antes se calculan las pérdidas de carga en la chimenea para la temperatura actual del gas:

$$\Delta P'_{f_{Stack}} = \left(8 \times f \times \frac{L}{4,75} + \sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 25,2 \text{ mm. c. a}$$

$$\Delta P'_{choke} = \left(\sum K \right) \times \frac{\rho_g \times u^2}{2 \times 9,8} \cong 96 \text{ mm. c. a}$$

$$\nabla P'_{Tiro} \cong (\rho_{aire} - \rho_{gas}) \times H_{Chimenea} = -55 \text{ mm. c. a}$$

$$\Delta P_{By-Pass} = 50 + 25,2 + 96 - 55 = 116 \text{ mm. c. a}$$

Para obtener las pérdidas de carga que introduce la unidad de desulfuración sumamos las de los conductos, tanto de entrada como de salida de la torre, y la pérdida de carga del scrubber:

$$\Delta P_{SWFGD} = 54,7 + 3,9 + 14,1 + 2,6 + 74,4 + 12,2 + 17 + 67 - 4,4$$

$$\Delta P_{SWFGD} = \mathbf{241,5 \text{ mm. c. a}}$$

Para seleccionar los ventiladores de la central tendremos en cuenta las pérdidas de carga que provocan los equipos situados aguas arriba de la unidad de desulfuración.

- $\Delta P_{ESP} = 102 \text{ mm.c.a.}$
- $\Delta P_{APH} = 80 \text{ mm.c.a}$

$$\Delta P_{Fan} = (\Delta P_{SWFGD} + \Delta P_{ESP} + \Delta P_{APH}) \times 1,25 = 550 \text{ mm. c. a}$$

El incremento de temperatura que proporcionará el ventilador a los gases será:

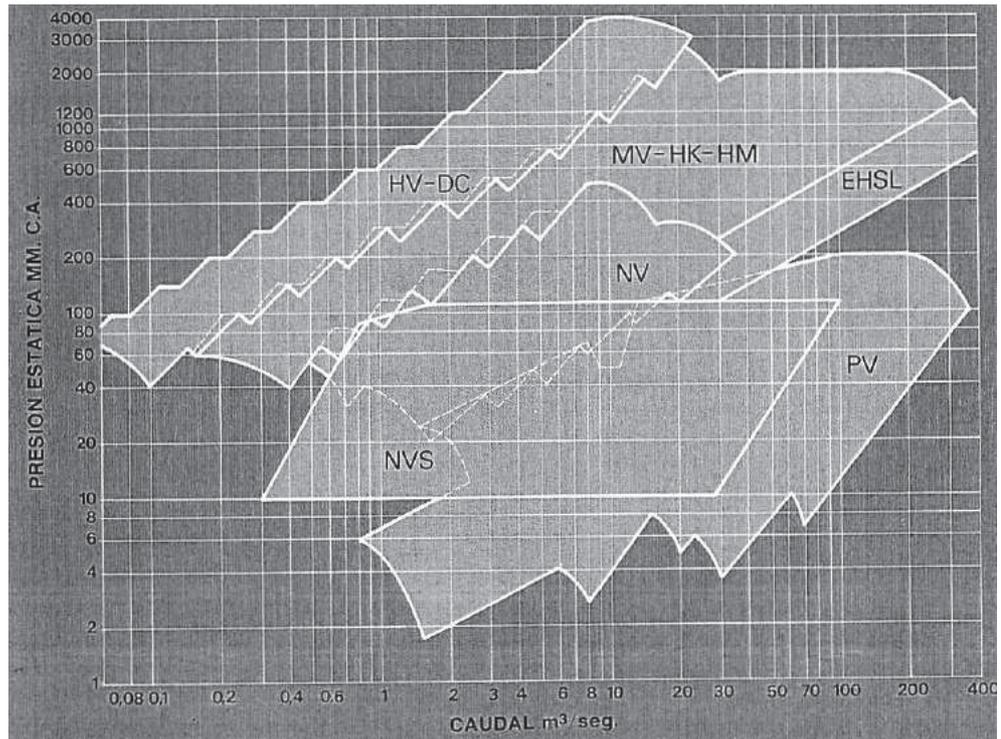
$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

$$T_2 = (140 + 273) \times \left(\frac{10 + 0,2415}{10 - 0,102 - 0,08} \right)^{\frac{0,4}{1,4}} = 418 \text{ K}$$

Capítulo 3: Memoria de Cálculo.

$$\Delta T \cong 5^{\circ}\text{C}$$

Entrando en el catálogo del fabricante de ventiladores **GRUBER HERMANOS S.A**, escogemos **4 ventiladores** centrífugos **EHSL** con álabes inclinados hacia atrás.



$$P_{Fan} = \frac{G_1 \frac{m^3}{s} \times \Delta P_{Fan(mm.c.a)} \times 9,8 \times 10^{-3}}{\eta_{Fan} \times \eta_M \times \eta_{Acople}}$$

$$P_{Fan} = \frac{215,4 \times 550 \times 9,8 \times 10^{-3}}{0,8 \times 0,9 \times 0,9} = 1.792 \text{ KWe}$$