

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

Diseño de la columna de absorción y sus auxiliares en una planta de desulfuración de gases de combustión

Autor: Francisco José Rueda Maíllo

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortíz

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Diseño de la columna de absorción y sus auxiliares en una planta de desulfuración de gases de combustión

Autor:

Francisco José Rueda Maíllo

Tutor:

Prof. Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortíz

Profesor titular

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018

Trabajo Fin de Grado: Diseño de la columna de absorción y sus auxiliares en una planta de desulfuración de gases de combustión

Autor: Francisco José Rueda Maíllo

Tutor: Francisco Javier Guitiérrez Ortíz

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2018

El Secretario del Tribunal

*Dejaré que pase el tiempo
porque es sabio y es perfecto
va y coloca donde quiere
cada cosa en su momento
nunca deja que te escape
te da el sitio y el asiento
va deprisa, va despacio
va según tu movimiento*

(García, R. M.)

Agradecimientos

Quiero dar las gracias a mis padres, por su apoyo incondicional y completo, por animarme a seguir cuando he estado a punto de tirar la toalla, por darme libertad, por tener siempre una sonrisa y un buen gesto para mí, por la educación recibida, por guiarme siempre por el camino de la honradez, la humildad y el respeto. Que haya llegado hasta aquí se lo debo principalmente a ellos, este logro es tanto mío como suyo.

A mi hermana, por estar ahí siempre para lo que necesite y por compartir conmigo tantos buenos momentos que siempre recordaremos.

A mis amigos, los que realmente han pasado por lo mismo que yo, con los que he pasado momentos buenos y no tan buenos. Los que me han ayudado a desconectar cuando era necesario y a los que valoro como si fueran de mi familia.

A mi tutor, el Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortiz, por su tiempo y dedicación, por estar siempre disponible para resolver cualquier duda, por guiarme de forma concreta y precisa a la hora de redactar, calcular y dar forma a este trabajo, por compartir conmigo su conocimiento de la mejor manera posible.

En el presente proyecto se lleva a cabo el diseño de una torre de pulverización y los principales equipos auxiliares asociados a una instalación de desulfuración a escala industrial que tratará un caudal de 2.000.000 Nm³/h de gases procedentes de la combustión de carbón en una central termoeléctrica.

El caudal de gases sin tratar entrará en el absorbedor y se pondrá en contacto en contracorriente con una lechada alcalina de caliza para eliminar el SO₂. Antes de ser emitido a la atmósfera, el gas tratado atravesará un intercambiador para aumentar su temperatura por encima del punto de rocío del H₂SO₄.

La lechada alcalina se produce en un tanque de preparación en el que se vierten agua y caliza de pequeña granulometría por separado. Posteriormente, se introducirá esta lechada en la parte inferior del absorbedor, donde se encuentra la zona de oxidación, en la que se producirá la conversión del sulfito a sulfato de yeso que puede venderse al sector de la construcción. En la zona de oxidación también se introduce aire para favorecer esta conversión.

Del tanque de oxidación saldrá una corriente de purga y también otra de recirculación que se llevará a las baterías de pulverización en la parte superior del absorbedor.

El alcance del trabajo incluye el diseño del absorbedor, las bombas de recirculación, la bomba de agua para el tanque de preparación de lechada, la bomba de purga, la bomba de aporte de lechada al tanque de oxidación, la soplante de aire de oxidación. Además se ha dimensionado el volumen de la zona de oxidación, el tanque de preparación de la lechada y la tolva de almacenamiento de caliza y el tornillo encargado de aportar la caliza al tanque de preparación. También se ha planteado un posible sistema de control de la instalación, se han diseñado los agitadores del tanque de preparación de la lechada y del tanque de oxidación, y se ha especificado el aislamiento térmico de las tuberías que lo requieren.

Igualmente, se han especificado ciertos detalles del absorbedor como el tipo de boquilla y su disposición geométrica.

Abstract

This project involves the design of a spraying tower and the main auxiliary equipment associated with an industrial-scale desulphurisation plant that will treat a flow rate of 2.000.000 Nm³/h of gases from the combustion of coal in a thermoelectric plant.

The untreated gas flow will enter the absorber and come into contact with an alkaline lime slurry to remove the SO₂. Before being emitted into the atmosphere, the treated gas will pass through an exchanger to increase its temperature above the dew point of H₂SO₄.

The alkaline slurry is produced in a preparation tank into which water and small-sized limestone are poured separately. Subsequently, this grout will be introduced into the lower part of the absorber, where the oxidation zone is located, where sulphite is converted into sulphate that can be sold to the construction industry. Air is also introduced into the oxidation zone to encourage this conversion.

From the oxidation tank will come out a purge current and also a recirculation current that will be carried to the spray batteries at the top of the absorber.

The scope of work includes the design of the absorber, the recirculation pumps, the water pump for the slurry preparation tank, the purge pump, the slurry delivery pump to the oxidation tank, the oxidation air blower. In addition, the volume of the oxidation zone, the slurry preparation tank, the limestone storage hopper and the screw for feeding the limestone into the preparation tank have been sized. A possible system for controlling the installation has also been designed, as well as the agitators for the slurry preparation tank and the oxidation tank have been designed, and the thermal insulation of the pipes has been specified.

Likewise, certain details of the absorber have been specified, such as the type of nozzle and its geometric arrangement.

Agradecimientos	i
Resumen	iii
Abstract	v
Índice	vii
Índice de Tablas	ix
Índice de Figuras	xi
1. Introducción	1
1.1. <i>Antecedentes</i>	1
1.2. <i>Objetivos y alcance</i>	1
1.3. <i>Problemas relacionados con el uso de combustibles fósiles</i>	2
1.4. <i>Legislación</i>	5
2. Técnicas de desulfuración	9
2.1. <i>Criterios de selección</i>	10
2.2. <i>Desulfuración previa a la combustión</i>	10
2.2.1. Cambio a carbón con menor contenido en azufre	11
2.2.2. Cambio a gas natural	11
2.2.3. Limpieza del carbón empleado	11
2.2.4. Aplicación de una reacción gas-sólido apropiada	12
2.3. <i>Desulfuración posterior a la combustión</i>	12
2.3.1. FGD húmeda	12
2.3.2. FGD semihúmeda	23
2.3.3. FGD seca/semiseca	24
2.3.4. Procesos regenerativos	26
3. Memoria Descriptiva	29
3.1. <i>Esquema de la desulfuración por vía húmeda</i>	29
3.2. <i>Descripción de equipos</i>	31
3.2.1. Absorbedor	31
3.2.2. Depósitos de almacenamiento	34
3.2.3. Agitadores	35
3.2.4. Tornillo transportador	36
3.2.5. Equipos de impulsión	37
3.3. <i>Sistema de control</i>	38
3.3.1. Variables de operación	38
3.3.2. Control del proceso	38
3.3.3. Aislamiento y tuberías	41
4. Memoria de Cálculo	43
4.1. <i>Balances de Materia y Energía</i>	43
4.1.1. Eliminación de SO ₂ requerida	44
4.1.2. Caliza necesaria y preparación de la lechada	44
4.1.3. Humedad del gas tratado	45

4.1.4.	Composición del gas tratado	46
4.1.5.	Corriente de recirculación y composición de slurry	48
4.1.6.	Balance de agua en el absorbedor	50
4.1.7.	Balance de Energía en el GGH	51
4.2.	<i>Diseño de equipos</i>	51
4.2.1.	Absorbedor	51
4.2.2.	Equipos de impulsión	54
4.2.3.	Tornillo transportador	66
4.2.4.	Depósitos de almacenamiento	67
4.2.5.	Agitadores	69
4.2.6.	Aislamiento	72
5.	Hojas de Especificaciones	73
6.	Bibliografía	107
ANEXOS		111
A.	<i>Tablas y gráficos empleados en el diseño de equipos de impulsión</i>	111
B.	<i>Tablas y gráficos empleadas en el diseño de la tolva</i>	117
C.	<i>Tablas y gráficos empleados en el diseño del tornillo transportador</i>	118
D.	<i>Gráfico empleado en el diseño de los mezcladores</i>	120
E.	<i>Equipos</i>	121
F.	<i>Aislamiento</i>	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Topes y objetivos de reducción de emisiones de SO ₂ para las instalaciones existentes	6
Tabla 4.1. Composición volumétrica del gas de entrada en tanto por ciento	43
Tabla 4.2. Composición de la piedra caliza suministrada a la planta	44
Tabla 4.3. Composición del gas a la salida del absorbedor	48
Tabla 4.4. Composición del gas a la salida final del GGH	48
Tabla 4.5. Composición de la corriente de purga	49
Tabla 4.6. Composición de la corriente de recirculación	50
Tabla 4.7. Pérdidas de carga en los tres tipos de ramales	61
Tabla 4.8. Pérdida de carga a lo largo del colector principal	62
Tabla 4.9. Pérdida de carga debida a las tuberías y accesorios desde la bomba hasta las baterías	63
Tabla 4.10. Altura que deben proporcionar las bombas de recirculación	64
Tabla 4.11. Pérdida de carga en ramales de pulverización de aire	66
Tabla 4.12. Semejanzas geométricas impulsor tipo turbina.	70
Tabla 5.1. Hoja de especificaciones absorbedor	75
Tabla 5.2. Hoja de especificaciones bomba de aporte de agua	77
Tabla 5.3. Hoja de especificaciones bomba de aporte de lechada	79
Tabla 5.4. Hoja de especificaciones bomba de purga	81
Tabla 5.5. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 1	83
Tabla 5.6. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 2	85
Tabla 5.7. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 3	87
Tabla 5.8. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 4	89
Tabla 5.9. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 5	91

Tabla 5.10. Hoja de especificaciones soplante de oxidación	93
Tabla 5.11. Hoja de especificaciones de tanque de agua	95
Tabla 5.12. Hoja de especificaciones de tanque de preparación de lechada	97
Tabla 5.13. Hoja de especificaciones de tolva de almacenamiento de caliza	99
Tabla 5.14. Hoja de especificaciones de agitadores del tanque de preparación de caliza	101
Tabla 5.15. Hoja de especificaciones de agitadores del tanque de oxidación	103
Tabla 5.16. Hoja de especificaciones del aislamiento de tuberías	105
Tabla A.1. Longitudes equivalentes	114
Tabla A.2. Coeficientes de resistencia	114
Tabla A.3. Coeficientes de resistencia	115
Tabla A.4. Longitudes equivalentes	115
Tabla A.5. Diámetros de tubería normalizados	116
Tabla B.1. Ángulo de rozamiento en diseño de tolvas	117
Tabla C.1. Factor del material en diseño de tornillo transportador	118

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Valores límite de emisión de SO ₂	6
Figura 2.1. Clasificación de los métodos de desulfuración en plantas de carbón	9
Figura 2.2. Especies químicas presentes en el absorbedor	15
Figura 3.1. Esquema básico de desulfuración por vía húmeda con caliza	29
Figura 3.2. Diagrama simplificado de la planta a especificar en el presente proyecto	30
Figura 3.3. Banco de pulverización de lechada	32
Figura 3.4. Medidas en las baterías de boquillas	33
Figura 3.5. Boquilla de pulverización de lechada	33
Figura 3.6. Esquema del absorbedor	34
Figura 3.7. Tolva de caliza con válvula alveolar integrada	35
Figura 3.8. Impulsores empleados	35
Figura 3.9. Disposición de los mezcladores en el tanque de preparación	36
Figura 3.10. Disposición de los mezcladores en el tanque de oxidación	36
Figura 3.11. Lazo de control de nivel de líquido	39
Figura 3.12. Lazo de control de caudal de gas entrante al absorbedor	39
Figura 3.13. Lazo de control de fracción de SO ₂	40
Figura 3.14. Lazo de control de pH en el tanque de oxidación	40
Figura 3.15. Lazo de control de oxidación de sulfito a sulfato	41
Figura 4.1. Diagrama de las principales corrientes del absorbedor	50
Figura 4.2. Distribución de corrientes en el GGH	51
Figura 4.3. Implantación de la bomba de agua en la planta	54
Figura 4.4. Implantación de la bomba de lechada fresca en la planta	56
Figura 4.5. Implantación de la bomba de purga en la planta	57

Figura 4.6. Implantación de las bombas de recirculación en la planta	58
Figura 4.7. Disposición de las bombas de recirculación	59
Figura 4.8. Cono formado por las boquillas	60
Figura 4.9. Identificación de los tipos de ramales en las baterías de pulverización	59
Figura 4.10. Identificación de los tramos en el colector principal	62
Figura 4.11. Introducción de aire en el tanque de oxidación	65
Figura 4.12. Esquema mezclador en tanque	69
Figura A.1. Factor $4f$ en función de Re y rugosidad relativa	111
Figura A.2. Rugosidad relativa en función del diámetro y el material de la tubería	112
Figura A.3. Longitudes equivalentes	113
Figura B.1. Ángulo de rozamiento y de fricción	117
Figura C.1. Curvas de capacidad – velocidad en transportadores de tornillos	119
Figura D.1. Número de potencia frente a número de Reynolds para turbina de 6 palas	120
Figura E.1. Curvas características bomba de agua	121
Figura E.2. Bomba de agua	122
Figura E.3. Curvas características bomba de lechada fresca	122
Figura E.4. Bomba de lechada fresca	123
Figura E.5. Curvas características bomba de purga	123
Figura E.6. Bomba de purga	124
Figura E.7. Curvas características bombas de recirculación	124
Figura E.8. Bomba de recirculación	125
Figura E.9. Curvas características soplante de oxidación	125
Figura E.10. Soplante de oxidación	126
Figura E.11. Boquillas de pulverización de lechada	127
Figura E.12. Aislamiento en tuberías	128
Figura E.13. Aislamiento en tuberías	129

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

Las grandes instalaciones de carbón y otros combustibles fósiles deben operar cumpliendo con los límites de emisión marcados por la legislación imperante. En este sentido, las tecnologías de desulfuración de gases de combustión se han clasificado en dos grandes bloques: procesos no regenerativos y regenerativos, siendo los no regenerativos los más extendidos (Srivastava, 2001). La principal diferencia entre los dos tipos de procesos es que en el primero, el reactivo empleado para absorber el SO_2 , principalmente suspensiones acuosas de caliza por su bajo coste, se consume y se elimina. Este tipo de plantas llevan asociado la manipulación y gestión de grandes volúmenes de lodos residuales, aunque en alguna de estas tecnologías se obtienen subproductos que reducen el coste de explotación. En el lado opuesto están los procesos regenerativos, donde se recupera el reactivo después de eliminar el SO_2 , generalmente por vía térmica, y se elaboran subproductos; sin embargo, se eleva la complejidad tecnológica del diseño y el coste del absorbente utilizado.

La tecnología dominante a escala industrial es la absorción con lechada de caliza (Srivastava, 2001), por lo que se han desarrollado diferentes tipos de absorbedores: atomizadores, columnas de relleno y columnas de burbujeo (Takeshita, 1993). El más empleado es de atomización, empleando rociadores que distribuyen el líquido a distintos niveles. El tamaño de la gota es de vital importancia puesto que la solubilización de SO_2 se produce a través de la superficie de la gota (Neveus, 2011; Villanueva, 2008).

La mayoría de los autores coinciden en las variables que más influencia tienen sobre el proceso: tiempo de contacto, caudal y concentración de la lechada de caliza, pH en el absorbedor, caudal, velocidad del gas y relación L/G. Otras variables, como por ejemplo la temperatura, no tienen tanta influencia en el rango en el cual transcurre el proceso, generalmente 313-333K (Zhao J, 2007). La limitación de operar a temperaturas bajas radica en la necesidad de enfriar los gases para incrementar la absorción del SO_2 y recalentar los mismos tras la desulfuración para evitar que se alcance el punto de rocío antes de ser evacuados a la atmósfera.

1.2. Objetivos y alcance

La enorme demanda de energía necesaria para satisfacer a la población hace que los combustibles fósiles sean un pilar fundamental en la producción de ésta. Son muchas las industrias que usan carbón fósil para producir energía mediante diferentes métodos.

El principal inconveniente del carbón es que tanto el gas como las cenizas producidas son altamente contaminantes para el medio ambiente, por lo que la legislación es bastante estricta en este aspecto, y trata de evitar la contaminación en la mayor medida posible.

En este proyecto se diseñará una unidad de desulfuración que será capaz de tratar 2.000.000 Nm^3/h de gases procedentes de la combustión de carbón fósil en una central térmica y reducir la concentración de SO_2 presente en este caudal hasta 200 mg/Nm^3 , concentración impuesta por la actual ley vigente.

Para conseguir este objetivo se empleará una lechada alcalina (compuesta por agua y piedra caliza) que se pondrá en contacto en contracorriente con el caudal de gas. De esta forma, y gracias a un proceso posterior de oxidación, se conseguirá como subproducto sulfato de calcio dihidratado (popularmente conocido como yeso) que, posteriormente, se venderá a empresas relacionadas con el sector de la construcción.

En el proyecto se calculará la altura necesaria del absorberdor donde se producirá el contacto entre el gas y la lechada. La lechada será pulverizada a través de una serie de baterías de boquillas de atomización situadas a distintas alturas, que también se diseñarán. Se procederá también al diseño del tanque de oxidación, el tanque de preparación de la lechada que se introducirá en el absorberdor y la tolva de almacenamiento de caliza. Se diseñará y se seleccionará de catálogo la bomba de abastecimiento de agua al tanque de preparación, la bomba de abastecimiento de lechada fresca al tanque de oxidación, la bomba de purga del absorberdor, las bombas de recirculación de lechada de reacción y la soplante de aire de oxidación.. También se realizará el diseño del tornillo transportador de caliza al tanque de preparación de la lechada. Además, se planteará un posible sistema de control de la planta.

Se propondrá así mismo el diseño de los agitadores del tanque de preparación de lechada fresca y del tanque de oxidación y se especificará el aislamiento térmico necesario en la tubería de entrada de gas.

El sistema de filtración de la suspensión de yeso y su posterior secador así como la depuración del agua de proceso quedan fuera del alcance del TFG.

El intercambiador GH y la chimenea quedan también fuera del alcance del proyecto.

1.3. Problemas relacionados con el uso de combustibles fósiles

Actualmente, es prácticamente imposible generar toda la energía necesaria para asegurar el bienestar de la sociedad sin dañar, en parte, el medioambiente. Con las energías renovables se está supliendo parte de la necesaria, pero aun parece una utopía sustituir a las clásicas tecnologías de producción de energía a gran escala.

Téngase en cuenta que el carbón supuso el 28% del consumo de energía primaria total en el mundo en el año 2016, sólo por debajo del petróleo (BP Statistical Review, 2017), sustentando gran parte de la actividad económica global, y que de este combustible dependen muchas de las principales economías mundiales. El carbón tiene las siguientes ventajas: las fuentes de suministro son numerosas y los precios son más estables, a diferencia del petróleo o el gas natural. A continuación, se exponen los principales agentes contaminantes emitidos por las centrales térmicas de carbón (Aranda, 2014):

Monóxido de carbono

Es un gas tóxico, inodoro, incoloro e insípido, parcialmente soluble en agua, alcohol y benceno. El CO es el contaminante del aire más abundante y ampliamente distribuido de los que se encuentran en la troposfera. En las centrales termoeléctricas aparece cuando la combustión es incompleta.

Una vez incorporado a la atmósfera, el CO evoluciona CO₂ gracias al oxígeno presente en ésta. La peligrosidad del CO radica en que dicho gas presenta una gran afinidad por la hemoglobina (240 veces superior a la del oxígeno), dando lugar a la carboxihemoglobina, que al desplazar al oxígeno de la hemoglobina de la sangre provoca isquemia e hipoxia, situaciones a las que el corazón y el cerebro son especialmente sensibles.

Dióxido de carbono

Este gas se produce en la combustión en presencia de oxígeno.



El 75% de las emisiones globales de CO₂ antrópicas procede de la combustión de los combustibles fósiles, siendo el carbón y el petróleo las mayores fuentes. La previsión para el año 2030 indica una mayor participación de las emisiones de la combustión de petróleo con respecto al carbón, un 37% frente a un 33% de las emisiones globales de CO₂, siendo de un 30% las derivadas de la combustión de gas natural. Dichas emisiones globales de CO₂ derivadas del uso de combustibles fósiles se incrementaron más de un 70% desde el año 1979 hasta el año

2002, siendo la previsión un incremento del 90% con respecto al año 1990 para el año 2030. Históricamente, las emisiones han correspondido en mayor medida a las regiones industrializadas, sin embargo, se espera que dos tercios del aumento de las emisiones de CO₂ hasta el año 2030 se derive de las regiones en vías de desarrollo (Escosa, 2009).

El dióxido de carbono es uno de los gases de efecto invernadero que contribuye a que la tierra tenga una temperatura que la haga habitable, pero la actividad humana está haciendo que aumente su concentración en la atmósfera de manera excesiva (Cuadrat, 2012). Así, se considera que esta incremento en nuestra atmósfera está reduciendo la emisión de calor al espacio y, consecuentemente, produciendo un incremento de la temperatura media del planeta, así como un incremento del nivel medio de los océanos y una disminución del área terrestre cubierta por hielo (Aranda, 2014).

Partículas en suspensión

Son pequeñas partículas sólidas procedentes de la combustión con un alto contenido en silicatos alcalinos, alcalinotérreos y algunos metales pesados. Más de un 80% de las partículas presentes en la atmósfera tienen un origen natural. En cuanto al origen antropogénico, una parte importante son emitidas por los procesos de combustión, entre los que se encuentran las centrales térmicas de carbón, las cuales lanzan a la atmósfera el denominado humo de combustión, que es un conjunto formado por cenizas e inquemados (Orozco, Pérez, González, Rodríguez, Alfayate, 2004). La concentración de éstas dependerá de la distancia al foco emisor. En las centrales térmicas, las chimeneas son las encargadas de la dispersión en la atmósfera de los gases de combustión y los contaminantes no eliminados por los dispositivos correspondientes.

Óxidos de nitrógeno

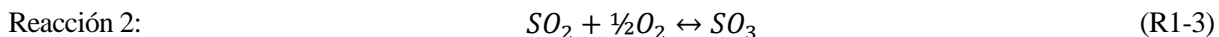
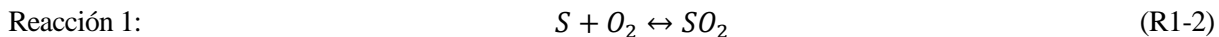
Bajo la fórmula genérica de NO_x se agrupan el dióxido de nitrógeno (NO₂) y el óxido nítrico (NO), los cuales reaccionan con el oxígeno y la humedad presentes en la atmósfera formando el ácido nítrico. Las emisiones antropogénicas por NO_x a nivel mundial representan el 50-70% del total de emisiones de este contaminante, llegando a alcanzar valores en Europa y Norteamérica del 75-90% del total de emisiones. Las principales fuentes estacionarias de emisión son las plantas de producción de ácido nítrico y las centrales termoeléctricas. En estas últimas los óxidos de nitrógeno principalmente producidos son el NO y el NO₂, suponiendo el primero más del 90% del total de NO_x (Aranda, 2014).

Con respecto a los efectos sobre los seres humanos, la toxicidad de los NO_x en sí mismos no es elevada, siendo el NO menos tóxico que el NO₂. A la concentración ambiental estos gases no resustan problemáticos, sin embargo, un aumento de la concentración sobretodo en ambientes cerrados, pueden ocasionar irritación ocular y respiratoria, pudiendo ser letal a altas concentraciones, superiores a 100 ppm de NO₂. Entre los efectos más importantes están los derivados de su contribución a la formación del llamado “smog fotoquímico” y los debidos a la lluvia ácida. Otro efecto es la contribución a la destrucción de la capa de ozono de los óxidos de nitrógeno emitidos de forma directa a la estratosfera (Orozco, Pérez, González, Rodríguez, Alfayate, 2004).

Oxido de azufre

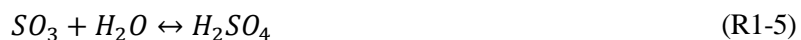
Con este nombre se engloban al dióxido y al trióxido de azufre (SO₂ y SO₃), siendo el primero el que se emite en mayor cantidad a la atmósfera. El SO₂ se origina en la centrales térmicas por la combustión del azufre contenido en el carbón, siendo estas instalaciones la mayor fuente antropogénica de emisión de este contaminante a la atmósfera. Las emisiones naturales suponen poco más del 50% del total de emisiones de SO₂ (Orozco, Pérez, González, Rodríguez, Alfayate, 2004).

La combustión de cualquier sustancia que contenga azufre producirá SO₂ y SO₃, aunque la cantidad producida el primero será muy superior a la del segundo, independientemente de la cantidad de oxígeno presente, pudiendo variar el porcentaje en función de la temperatura y de las condiciones de la combustión. Un mecanismo simplificado de la formación de estos compuestos podría ser el siguiente:



A temperaturas elevadas el trióxido de azufre es inestable, lo que se traduce en que el equilibrio en la segunda reacción esté muy desplazado hacia la izquierda, siendo más notorio si hay algún metal como catalizador como ocurre en el caso de muchos carbones. Además, debido a la baja velocidad de reacción, tampoco aumenta la formación de SO_3 al ir perdiendo temperatura los gases conforme se alejan del foco de combustión, traduciéndose todo ello en una menor presencia de trióxido de azufre en los gases de emisión (Aranda, 2014).

Al llegar a la atmósfera el dióxido de azufre (SO_2) generado en la combustión se oxida a (SO_3) y al combinarse con el agua de ésta se transforma en ácido sulfúrico (Raja, Srivastava, Dwivedi. 2006):



Esta oxidación paulatina a SO_3 se produce por procesos de naturaleza catalítica o fotoquímica en pocas horas. Debido al aspecto de niebla que adquiere el aire en estas circunstancias, esta contaminación se conoce con el nombre de “smog húmedo”

Los principales efectos de los óxidos de azufre son los derivados de su transformación en agentes causantes de la lluvia ácida. El ácido sulfúrico se forma como pequeñas gotitas que pueden ser arrastradas por el viento a grandes distancias. Ésta sustancia es la principal responsable de la formación de la lluvia ácida, en un 60-70%, debido a que el SO_2 es más soluble en agua que el NO_2 . Los principales efectos son (Raja, Srivastava, Dwivedi, 2006):

- *Sobre la salud.* Penetración en los sistemas cardiovasculares y respiratorios dando lugar a enfermedades diversas e incluso la muerte si las concentraciones son elevadas.
- *Sobre el agua.* Puede ocasionar la acidificación y con ello la desaparición de especies poco tolerantes a niveles bajos de pH.
- *Sobre el suelo.* Deterioro por destrucción de los microorganismos que lo constituyen. Inhibición de la germinación de las semillas. Aumento de la solubilidad de nutrientes de las plantas y por lo tanto, su pérdida por lixiviación al acidificarse el suelo. Aumento de contenido de metales tóxicos en las plantas, debido a la solubilización de los mismos, y posterior paso a la cadena alimentaria.
- *Sobre las plantas.* La acidificación abrasa las partes verdes de las hojas, debilitando a la planta ante ataques de hongos, parásitos y situaciones atmosféricas adversas, retrasando su crecimiento y desarrollo. La producción agrícola también se ve afectada.
- *Sobre los materiales.* Sobre todo en construcciones basadas en areniscas, calizas o mármoles. Los ácidos atacan al carbonato cálcico produciendo sulfato de calcio, creando la costra denominada sulfín, la cual es arrastrada por el agua, o bien, al absorber más agua, ocupa más volumen sobre la piedra, actuando como si fuera una cuña y erosionando de forma mecánica los materiales de construcción.

1.4. Legislación

El 24 de Septiembre de 1996 se aprobó el Directiva 96/61/CE del Consejo relativa a la prevención y al control integrado de la contaminación de las instalaciones industriales más contaminantes, mediante las que se establecen medidas para evitar, o al menos reducir, las emisiones de estas actividades a la atmósfera. Dicha Directiva supeditaba la puesta en marcha de las instalaciones que se incluían en su ámbito de aplicación a la obtención de un permiso para hacer efectivo el control integrado de la contaminación y su prevención. En ese permiso se especificarían los valores límites de emisión de sustancias contaminantes y se fijarían las condiciones ambientales que se exigirían para la explotación. Para ello se basarían en las mejores técnicas disponibles y tomando en consideración las condiciones locales del medio ambiente, la implantación geográfica y las características técnicas de la instalación (Aranda, 2014).

La incorporación al ordenamiento interno español de la mencionada Directiva 96/61/CE se lleva a cabo mediante la Ley 16/2002, de 1 de Julio, de prevención y control integrados de la contaminación. Es en la figura de la autorización ambiental integrada donde descansa el control integrado de la contaminación. Esta autorización sustituyó y aglutinó todo el conjunto disperso de autorizaciones exigibles hasta el momento de carácter ambiental.

El 20 de marzo de 2004 se publica el Real Decreto 430/2004, de 12 de Marzo, por el que se establecen nuevas normas sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión. Este decreto pretende incorporar al ordenamiento jurídico español la Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de Octubre de 2001, conocida como “Directiva GIC”, optando por establecer un plan nacional de reducción de emisiones para las grandes instalaciones de combustión existentes (PNRE-GIC), permitiendo una mayor flexibilidad en el tratamiento de dichas instalaciones.

La Directiva GIC sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión, deroga la Directiva 88/609/CEE del Consejo, de 24 de Noviembre de 1988 e integra en un único texto esta directiva y los nuevos requisitos sobre las grandes instalaciones de combustión. Establece que los Estados Miembros deberán alcanzar reducciones significativas de las emisiones de dióxido de azufre procedentes de las grandes instalaciones de combustión existentes (anteriores al 1 de Julio de 1987) a partir del 1 de Enero de 2008 (Aranda, 2014).

Cabe considerar las siguientes definiciones que cita la Ley en su artículo 3:

- *Emisión*: la expulsión a la atmósfera de sustancias procedentes de la instalación de combustión.
- *Gases residuales*: las expulsiones gaseosas que contengan emisiones sólidas, líquidas o gaseosas; su caudal volumétrico se expresará en metros cúbicos por hora referidos a condiciones normalizadas de temperatura (0 °C) y de presión (760 mmHg), previa corrección del contenido en vapor de agua, denominado en lo sucesivo Nm³/h.
- *Valor límite de emisión*: la cantidad admisible de una sustancia contenida en los gases residuales de la instalación de combustión que pueda ser expulsada a la atmósfera durante un período determinado; se determinará en masa por volumen de los gases residuales, expresado en mg/Nm³, entendiéndose el contenido en oxígeno por volumen en el gas residual del tres por ciento en el caso de combustibles líquidos y gaseosos, del seis por ciento en el caso de combustibles sólidos y del 15 por ciento en el caso de las turbinas de gas.
- *Índice de desulfuración*: la proporción entre la cantidad de azufre que no se emita al aire en el entorno de la instalación de combustión, durante un período determinado, y la cantidad de azufre que contenga el combustible que se introduzca en la instalaciones de la planta de combustión y se utilice durante el mismo período de tiempo.
- *Instalación existente*: cualquier instalación de combustión para la que la autorización inicial de construcción o, en su defecto, la autorización inicial de explotación se haya concedido antes del 1 de Julio de 1987.

Tabla 1.1. Topes y objetivos de reducción de emisiones de SO₂ para las instalaciones existentes.
BOE núm. 69 de 20 de Marzo de 2004.

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Emisiones de SO ₂ en grandes instalaciones de combustión de 1980. (kt)	Tope de emisiones (kt/año).			% Reducción sobre emisiones de 1980.			% Reducción sobre emisiones ajustadas de 1980.		
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 1	Fase 2	Fase 3
	1993	1998	2003	1993	1998	2003	1993	1998	2003
2290	2290	1730	1440	0	-24	-37	-21	-40	-50

En la Figura 1.1. se muestran los valores límite de emisión de SO₂ expresados en mg/Nm³ (contenido de O₂ del 6%) que deberán aplicar las nuevas instalaciones y las instalaciones existentes según el R. D. 430/2004.

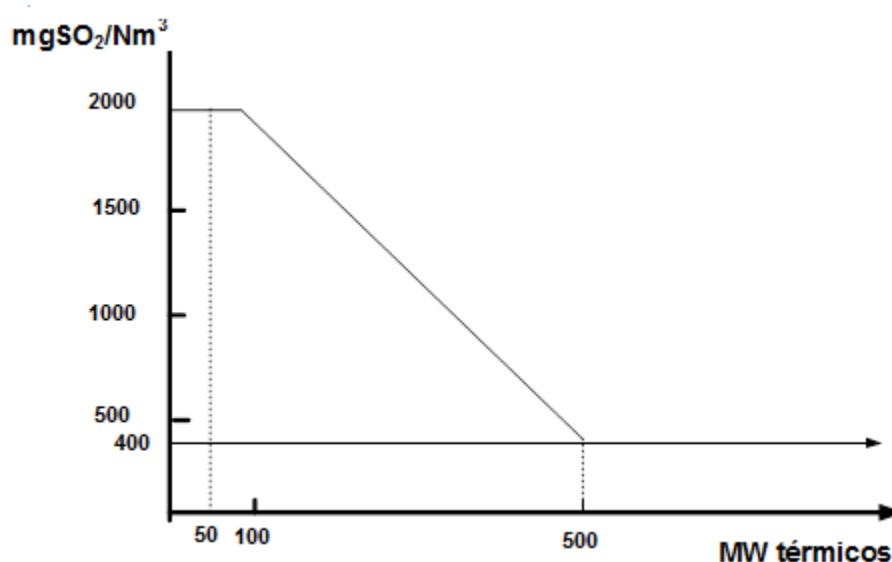


Figura 1.1. Valores límite de emisión de dióxido de azufre. Fuente: Anexo III apartado A del R. D. 430/2004.

Este R. D. también considera que la concentración de SO₂ de los gases residuales de cada instalación se deben medir de forma continua en el caso de instalaciones con una potencia térmica nominal igual o mayor de 100 MW.

Continuando con el Real Decreto anterior, en el BOE número 24 del 28 de Enero se publicó la ORDEN PRE/77/2008, de 17 de Enero, por el que se da publicidad al Acuerdo de Consejo de Ministros por el que se aprueba el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de las Grandes Instalaciones de Combustión existentes, en adelante PNRE-GIC. De su alcance cabe destacar que se establece la llamada burbuja nacional, es decir, aquellas instalaciones incluidas dentro de los compromisos globales de reducción de emisiones. El plan calcula las emisiones anuales totales de las GIC, enumera las medidas previstas por cada instalación para el cumplimiento del PNRE-GIC y señala las medidas a adoptar para el control y seguimiento del plan por la administración (Aranda, 2014).

El 17 de Diciembre de 2010 se publica en el Diario Oficial de la Unión Europea la Directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo de 24 de Noviembre de 2010 sobre las emisiones industriales (prevención y

control integrados de contaminación), en el cual se indica que deben introducirse una serie de cambios sustanciales, entre otras, en la Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de Octubre de 2001, sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de las grandes instalaciones de combustión y la Directiva 2008/1/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 15 de Enero de 2008, relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación.

Esta Directiva, conocida como “Nueva DEF”, establece los objetivos a partir de 2016, e introduce un cambio muy importante, que es la reducción del valor límite de emisión, según su artículo 30 apartado 2, para todas las instalaciones a las que se les haya concedido el permiso antes del 7 de Enero de 2013 a un valor de SO₂ de 200 mg/Nm³ para una potencia térmica nominal total mayor de 300 MW.

Respecto a la normativa nacional, hay que destacar también el Real Decreto 815/2013, de 18 de Octubre, por el que se aprueba el Reglamento de emisiones industriales y de desarrollo de la Ley 16/2002, de 1 de Julio, de prevención y control integrados de la contaminación. Mediante esta normativa se transpone la Directiva 2010/75/UE.

En el mes de Septiembre de 2013, el Ministerio de Industria, la patronal Carbuni3n y los sindicatos CC.OO., UGT y USO llegaron a un preacuerdo sobre los contenidos del Plan del Carb3n 2013-2018. El acuerdo, denominado “Marco de Actuaci3n para la Minería del Carb3n y las comarcas Mineras para el periodo 2013-2018”, garantiza una contribuci3n mínima de este mineral a la generaci3n eléctrica del 7,5%, lo que supone mantener de alguna forma el mecanismo que obliga a dar prioridad a la materia prima nacional (Aranda, 2014).

2. TÉCNICAS DE DESULFURACIÓN

A lo largo de este capítulo, se realizará una clasificación y descripción de los numerosos procesos de desulfuración desarrollados principalmente en las últimas décadas. Aunque en un momento u otro, todos han sido objeto de investigación, el número de aquellos que se han llevado a cabo a escala comercial es notablemente más reducido.

Los métodos de tratamiento están basados en operaciones de separación utilizadas en la Ingeniería Química, en las que generalmente aparecen una o varias reacciones químicas. En la Figura 2.1. quedan clasificadas aquellas técnicas que se han llevado a cabo a escala industrial.

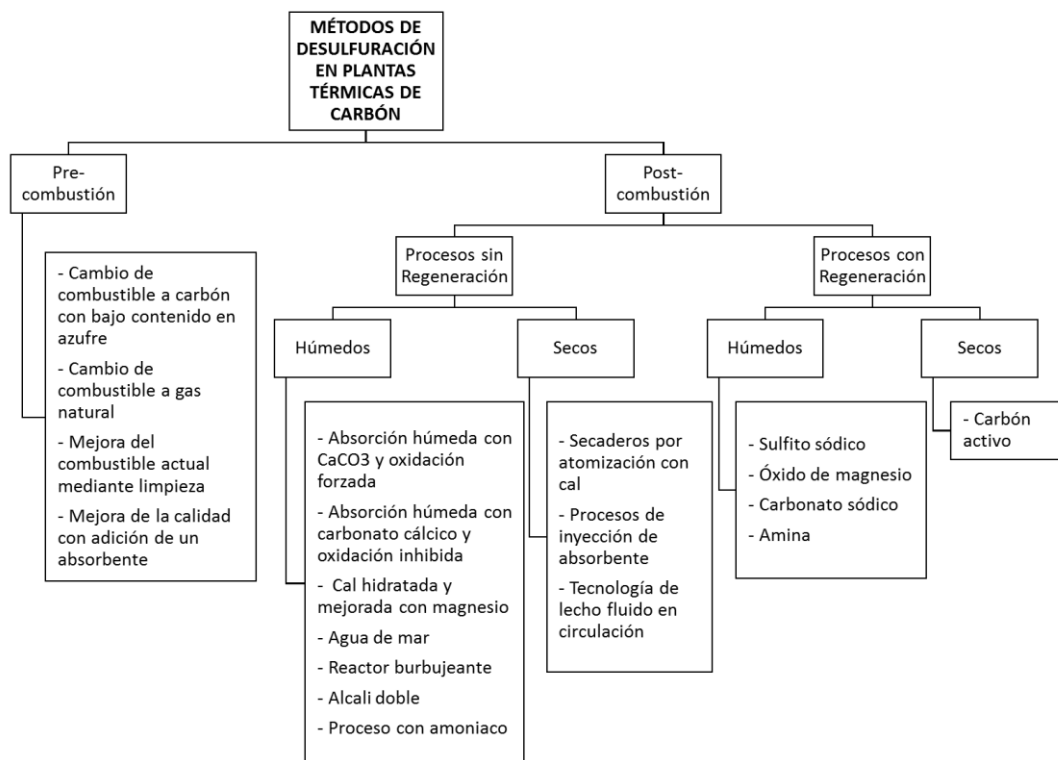


Figura 2.1. Clasificación de los métodos de desulfuración en plantas de carbón. (Aranda, 2014)

En una primera clasificación, se pueden separar los métodos de desulfuración en dos grandes bloques, según se den antes o después de la combustión del carbón; siendo el segundo caso el más extendido industrialmente. La desulfuración posterior a la combustión recibe también el nombre de “Flue Gas Desulphurization” (FGD) (Aranda, 2014).

2.1. Criterios de selección

Los factores que influyen en la selección de un sistema de desulfuración varían de uno a otro proceso, pero entre los más importantes cabe destacar (Kohl, Nielsen. 1997):

- Caudal de gas
- Concentraciones de SO₂ a la entrada y a la salida
- Costes de instalación
- Tipos, cantidades, características y opciones de almacenamiento de subproductos, sólidos y líquidos
- Caída de presión del gas
- Costes de operación y mantenimiento
- Necesidad de espacio y auxiliares
- Facilidad y tiempo de instalación
- Instalación nueva frente a retrofitting
- Materiales de construcción

La generación de un subproducto valorizable incluye, además, la necesidad de que dicho subproducto posea ciertas características y una determinada pureza. Cuando el subproducto no puede venderse, la disponibilidad de lugares de almacenamiento adecuados, las propiedades estructurales del subproducto, así como las propiedades de lixiviado del vertedero son factores importantes a considerar.

Cuando el producto que se obtiene no se vende, la decisión suele estar entre el proceso húmedo con cal o caliza y el spray-drying. El primero alcanza porcentajes de reducción de SO₂ del 98%, mientras que los spray-dryers operan, o se diseñan, para entre un 90 y un 95% de reducción. El endurecimiento de la legislación medioambiental puede llevar a desplazar del mercado la tecnología de spray-drying a favor de la desulfuración húmeda con cal/caliza.

Por otra parte, las exigencias para el almacenamiento de subproductos son cada vez mayores, reduciendo la importancia de los procesos que generan un subproducto valorizable, aunque según Henzel y Ellison (1990), sólo el yeso producido en los sistemas de desulfuración húmeda posee un mercado notable. En otros casos, la oferta supera la demanda y entonces el subproducto puede llegar a convertirse en un residuo.

2.2. Desulfuración previa a la combustión

Se usa, principalmente, en la industria del gas natural y en la de los productos petrolíferos. La eliminación del azufre contenido en el carbón es significativamente más compleja. La separación de los compuestos orgánicos de azufre presenta aún mayores dificultades, proponiéndose su eliminación mediante una licuación o gasificación del carbón (Macías, 2016).

Las técnicas para reducir la emisión de azufre previas a la combustión se podrían clasificar de la siguiente manera (Macías, 2016):

- i. Cambio del combustible existente
 - Cambio a carbón con menor contenido en azufre
 - Cambio a gas natural
- ii. Mejora de la calidad del combustible existente

- Limpieza del carbón
- Reacción gas-sólido apropiada

A continuación, se describirá brevemente cada una de estas técnicas.

2.2.1. Cambio a carbón con menor contenido en azufre

Una de las opciones para reducir la emisión de azufre es la elección de carbones con bajo contenido de este elemento como combustible (Miller, 2011).

El principal problema de esta alternativa es que las plantas deberían estar diseñadas exclusivamente para este tipo de carbón. Si se trata de una planta ya existente, es posible que la caldera o el precipitador no estén preparados para otros parámetros como el contenido de ceniza o el poder calorífico del nuevo carbón, lo que puede acarrear graves problemas de operación.

En relación a los costes, esta opción también presenta inconvenientes, ya que el transporte de este tipo de carbón hasta la planta es complejo. Normalmente, el carbón se importa de los países en los que el contenido es menor (Venezuela, Colombia, Indonesia, etc) por barcos, y posteriormente, se transporta hacia la planta con camiones o por vía férrea, lo que supone una importante repercusión sobre los costes de producción (Aranda, 2014).

2.2.2. Cambio a gas natural

Con este cambio se aprovecha la caldera convencional de carbón, pero usando el gas natural como combustible, adaptando o sustituyendo los quemadores (Kyte, 1995). El principal inconveniente es el alto coste de producción que tienen estas instalaciones, debido al precio del gas natural, sobre todo comparadas con los ciclos combinados.

Otra opción es derivar los gases de una turbina de gas hacia la caldera convencional, consiguiendo una repotenciación hasta de un 25%, o aprovechar el calor del escape de la turbina de gas para calentar el agua de alimentación del ciclo térmico de una turbina de vapor generado por una caldera convencional de carbón. En ambos casos lo que se consigue es sustituir parte de la energía calorífica derivada de la combustión del carbón por la del gas, y, por lo tanto, disminuir las emisiones de azufre globales de la planta (Aranda, 2014).

2.2.3. Limpieza del carbón empleado

Con este objetivo, se están desarrollando con éxito procesos químicos como la lixiviación con ácidos o disolventes y procesos físicos como la separación ciclónica y la flotación burbujeante (Rojas, Barraza, 2007).

El proceso de lixiviación con ácidos consiste en solubilizar los componentes inorgánicos del carbón, produciendo varios cambios en su estructura química, reduciendo incluso el contenido de azufre orgánico. Los factores que afectan a la desmineralización química son el tipo de azufre, el tamaño de partícula y la temperatura de lixiviación (Barraza, Mejía, 2009).

La separación ciclónica consiste en separar la parte más pesada de la parte más liviana por fuerza centrífuga, de tal modo que la materia orgánica liviana se irá por la parte superior del ciclón, y la materia mineral pesada, saldrá por la parte inferior (Rojas, Barraza, 2007).

En la flotación burbujeante se separa la materia mineral de la orgánica aprovechando la diferencia de tensión superficial que existe entre ambas. Las partículas de carbón se adhieren a burbujas de aire arrastrándose a la superficie superior de la suspensión de carbón (Barraza, Mejía, 2009).

2.2.4. Aplicación de una reacción gas-sólido apropiada

Este proceso se podría situar en una posición intermedia entre las tecnologías de pre-combustión y post-combustión. Consiste en añadir caliza o partículas de cal para capturar los óxidos de azufre durante la combustión, se utiliza principalmente en calderas de lecho fluido, precipitando el azufre con el sólido reaccionante. (Kyte, 1995).

La ventaja principal de este método es que la planta no necesita una unidad especial de tratamiento. Sin embargo, la introducción de cal en la ceniza presenta problemas de ensuciamiento y formación de escorias. Otro problema es la sobrecarga del precipitador porque la técnica requiere altas cantidades de agente reaccionante para capturar los óxidos de azufre (Aranda, 2014).

2.3. Desulfuración posterior a la combustión

Como se comentó anteriormente, estas tecnologías reciben el nombre de Flue Gas Desulphurization (FGD). Se desarrollaron en Japón y EE.UU. a principios de la década de los 70 del siglo XX, y posteriormente en Europa, consiguiendo un mayor éxito y expansión, desarrollo y eficacia que las tecnologías de desulfuración previas a la combustión. Para la eliminación de los óxidos de azufre de los gases existen una gran variedad de procesos, según los reactivos y las características técnicas empleadas. La toma de decisión sobre el empleo de un determinado proceso para la desulfuración de los gases de combustión requiere analizar con cuidado todas las variables de operación, localización, áreas de servicio, etc. El coste del reactivo suele determinar con frecuencia el tipo de sistema de desulfuración de gases (Aranda, 2014).

Las tecnologías FGD comercialmente disponibles pueden clasificarse en dos grandes bloques: procesos no regenerativos y procesos regenerativos, dependiendo de cómo se trate el absorbente una vez que haya reaccionado con el SO_2 (Srivastava, Jozewicz, Singer, 2001). En los procesos no regenerativos, el reactivo empleado para retener el SO_2 se consume y se elimina. Por el contrario, en los procesos regenerativos, existe una fase de regeneración donde se recupera el reactivo, generalmente, por vía térmica.

Ambas tecnologías pueden ser clasificadas a su vez en húmedas y secas. En procesos húmedos, se produce un residuo o subproducto húmedo y el gas que abandona el absorbedor está saturado en humedad. En los procesos secos, el residuo producido es seco y el gas que abandona el absorbedor no está saturado en humedad.

Dependiendo de la configuración del proceso y de las condiciones del mercado local donde esté situada la planta, los procesos húmedos no regenerativos pueden dar como resultado un residuo o subproducto con valor económico, que debe ser secado antes de su eliminación o venta para cumplir las especificaciones que permitan venderlo (Srivastava, Jozewicz, Singer, 2001).

2.3.1. FGD húmeda

Proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO_3 y oxidación (LSFO)

Fundamentalmente, consiste en la puesta en contacto de una suspensión o slurry de CaCO_3 con el gas a desulfurar. El SO_2 en el gas reacciona con el slurry para formar sulfito y sulfato de calcio. Estos compuestos son recogidos como un subproducto relativamente inerte para su posterior venta a cementeras, y el gas purificado se descarga a la atmósfera después de pasar por un eliminador de gotas. Este proceso será el que se seguirá en el diseño recogido en este TFG.

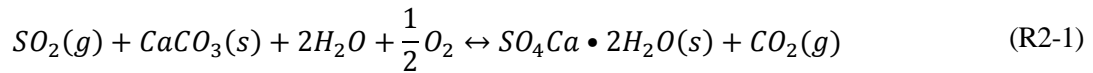
Química del proceso

La absorción de SO_2 en una lechada de caliza es un proceso complejo, en el que intervienen bastantes sustancias presentes en tres fases distintas (sólida, líquida y gas). Existen muchas especies iónicas en solución e intervienen numerosos equilibrios entre ellas. (Sánchez, 2000).

A continuación, se dará una visión global del proceso a través de las reacciones involucradas y los mecanismos de transferencia que gobiernan el proceso de absorción.

Relaciones y especies involucradas

La reacción global para la absorción de SO₂ mediante lechada de caliza es la siguiente (R2-1):



La reacción R2-1 engloba muchas otras reacciones entre las distintas especies que ocurren en las diferentes zonas del absorbedor, que son las siguientes (Sánchez, 2000):

Zona de absorción: es donde se produce el contacto gas-líquido. Aquí el gas se pone en contacto con la lechada, produciéndose la absorción del SO₂ en la misma. Inmediatamente, el SO₂ reacciona con el líquido formando iones sulfito y bisulfito que se difunden en el seno del líquido.

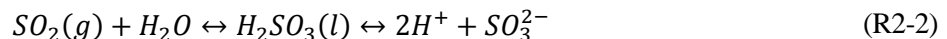
Zona de oxidación: en donde el sulfito y bisulfito son oxidadas para formar iones sulfato. La oxidación se produce mediante aporte de aire exterior o bien debido al oxígeno presente en los gases de combustión. Estas reacciones tienen lugar en el tanque de oxidación.

Zona de cristalización: en esta zona se forman los cristales de sulfito y sulfato cálcico que serán, una vez filtrados y secados, el subproducto de la planta.

En la Figura 2.2. se muestran las diferentes especies químicas que intervienen en el proceso, indicándose esquemáticamente el lugar en el que se produce cada una y las distintas fases presentes.

Las reacciones que se producen en cada una de las zonas son las siguientes (Sánchez, 2000):

En la zona de absorción, al entrar en contacto los gases con la lechada se produce la disolución selectiva del SO₂:

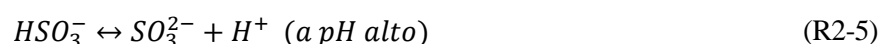
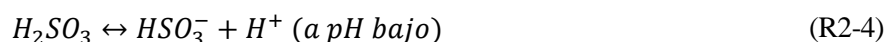


Paralelamente, pueden absorberse otras especies presentes en los gases de combustión, tales como cloruros y fluoruros (representados en la siguiente ecuación como X), o dióxido de carbono:



Tras la absorción en el líquido se produce la disociación de las diferentes especies en sus iones:

El H₂SO₃:



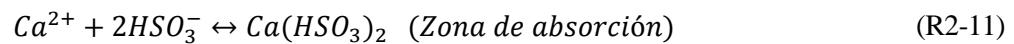
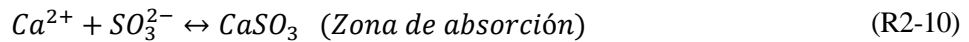
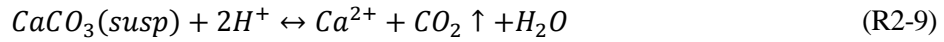
Los halógenos:



El ácido carbónico:



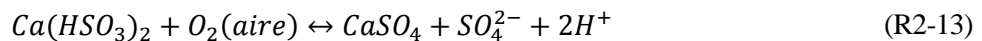
Asimismo, se elimina el H^+ mediante las etapas de disolución de la caliza:



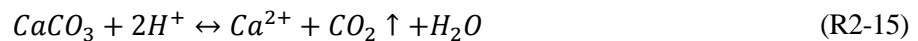
Paralelamente, los iones calcio precipitan con los halógenos absorbidos:



En la zona de oxidación, mediante el aporte de oxígeno procedente del exterior se produce la oxidación del sulfito para dar sulfato:



En el tanque de oxidación, concretamente en la zona de oxidación, se sigue produciendo la disolución de la caliza y la consecuente eliminación del H^+ :



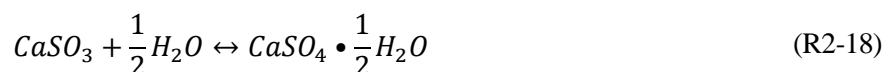
También en esta zona se produce la formación del sulfato cálcico:



En la zona de cristalización, se produce la nucleación y crecimiento de los cristales de sulfato cálcico dihidratado:



Si el grado de oxidación, definido como la cantidad de sulfito que pasa a sulfato, no es suficiente, se obtiene un producto sólido compuesto principalmente por cristales de sulfito cálcico hemihidratado, formado según la reacción:



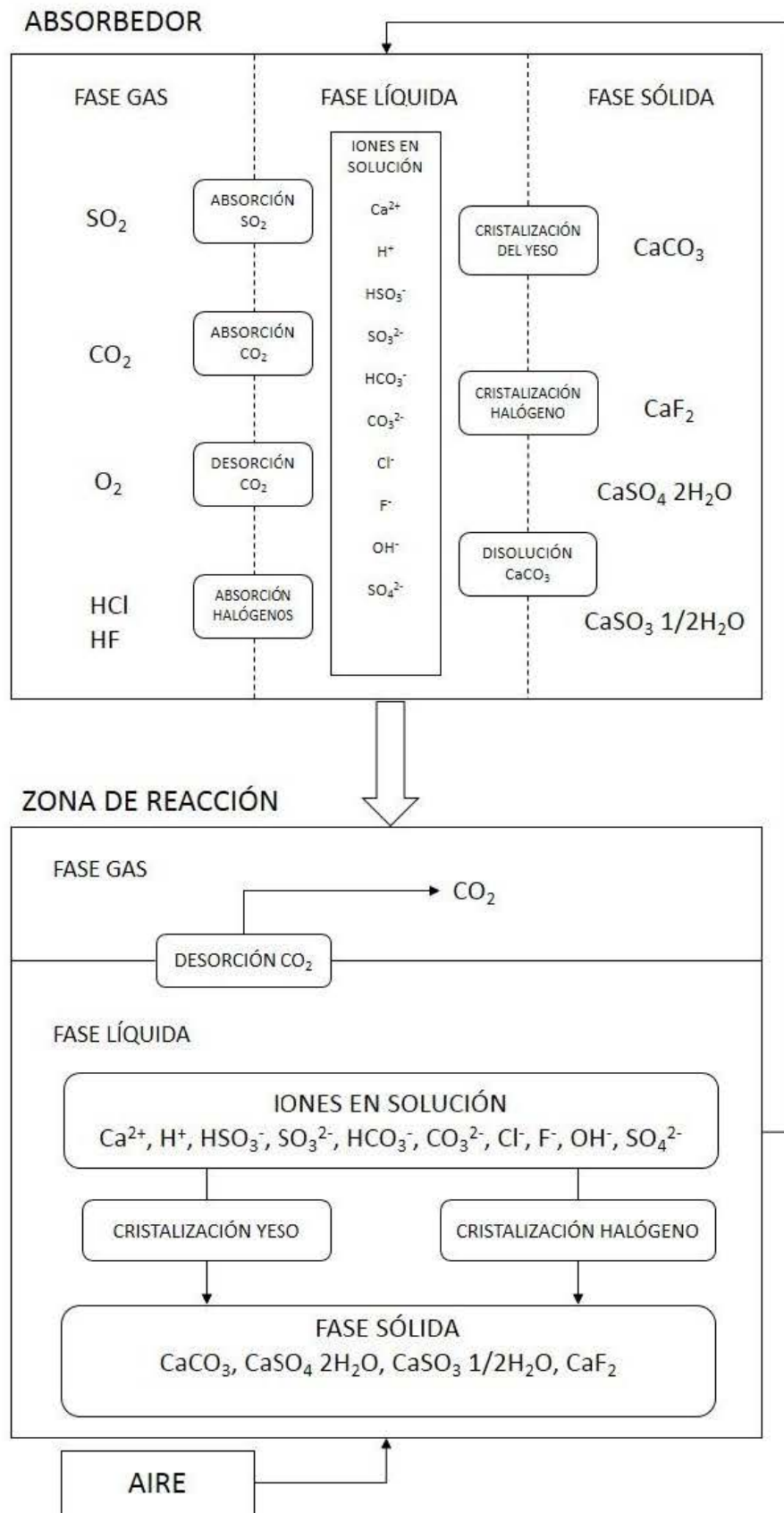


Figura 2.2. Especies químicas presentes en el absorbedor (Sánchez, 2000).

Fenómenos de transferencia

Todas las reacciones descritas anteriormente se producen en la planta de desulfuración. No obstante, se necesita favorecer las reacciones deseables y controlar la formación de sólidos de para (Sánchez, 2000):

- Obtener un alto rendimiento de desulfuración.
- Conseguir una operación estable y sin fallos.
- Minimizar el tamaño del absorbedor para obtener el rendimiento de desulfuración deseado.

Para que las reacciones tengan lugar es preciso poner en contacto el SO₂ con la caliza. Esto implica una serie de etapas:

- Reacciones de disolución de la caliza.
- Difusión del SO₂ desde el seno del gas a la interfase gas/líquido.
- Absorción física del SO₂ en la fase líquida.
- Ionización del SO₂ en el líquido adyacente a la interfase.
- Difusión de las especies iónicas hacia el seno del líquido.
- Reacciones químicas en la fase líquida entre las diversas especies en solución contenidas en la lechada alcalina.

Según se vio en el apartado anterior, el SO₂ pasa al líquido formando iones bisulfito según la reacción (R2-2).

Para desplazar este equilibrio a la derecha y aumentar la capacidad de eliminación de SO₂ del sistema se puede:

- Retirar iones HSO₃⁻ de la solución.
- Retirar iones H⁺, es decir, aumentar el pH de la solución.

Esto se consigue gracias a la presencia en la solución de la caliza. Las reacciones de precipitación retiran iones de la solución, posibilitando que se pueda seguir absorbiendo SO₂ en la lechada y, como consecuencia, alcanzar una elevada eficacia de desulfuración.

La transferencia de masa en el sistema viene dada por las siguientes ecuaciones (Henzel, 1982):

$$\text{En la película gaseosa:} \quad N = k_g(P_{SO_2} - P_{SO_{2i}}) \quad (\text{R2-19})$$

$$\text{En la película líquida:} \quad N = \phi k_l(C_{SO_{2i}} - C_{SO_2}) \quad (\text{R2-20})$$

$$\text{Equilibrio en la interfase:} \quad P_{SO_{2i}} = H * C_{SO_{2i}} \quad (\text{R2-21})$$

Eliminando las condiciones en la interfase, C_{SO_{2i}} y P_{SO_{2i}}, se llega a una ecuación global de transferencia dada por:

$$N = K_g(P_{SO_2} - H * C_{SO_2}) \quad (\text{R2-22})$$

donde:

N: velocidad de transferencia de SO₂, mol/s.

k_g, k_l: coeficientes de transferencia de materia del lado del gas y del líquido, respectivamente, mol/(s•Pa•m²) y m/s.

P: presión parcial de SO₂, Pa.

C: concentración de SO₂, mol/m³.

H: constante de Henry, Pa/(mol/m³).

Φ: factor de incremento.

K_g es el coeficiente global para la transferencia de SO₂ dado por:

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{H}{\phi k_l} \quad (\text{R2-23})$$

El factor ϕ , o factor de incremento, se define como el aumento que se produce en el coeficiente de transferencia a través del líquido debido a la existencia de la reacción química.

El cociente $(\phi k_l)/(H k_g)$ representa la relación entre las resistencias en la fase gas y la fase líquida. Cuando este cociente es mucho menor que 1, la resistencia dominante para la transferencia de SO₂ se encuentra localizada en la fase líquida, mientras que si es mucho mayor que 1, la resistencia está en la fase gas.

En los sistemas de desulfuración húmeda con caliza el valor de $k_l/(H k_g)$ oscila normalmente entre 0.05 y 0.2. Por tanto, las resistencias de las fases gas y líquido se hacen del mismo orden cuando ϕ oscila entre 5 y 20.

Factores de operación y diseño

La química del proceso y los factores de operación están estrechamente relacionados. Operando con una baja relación estequiométrica, la alta utilización de caliza reduce la obstrucción y ensuciamiento de los eliminadores de niebla. El control de la concentración de sólidos en la lechada reduce la formación de escamas en el tanque depurador. Estas y otras importantes relaciones entre la química del proceso y los factores de operación se describen a continuación, así como algunas pautas para el diseño y operación (Henzel, 1982).

Tipo y tamaño de piedra caliza

La caliza recomendada para este tipo de procesos debe tener más de un 90% de carbonato cálcico (CaCO₃) y menos de un 5% de carbonato de magnesio (MgCO₃). Está demostrado que cuanto más fino sea el tamaño de partícula de caliza, más efectivo será su uso. Disminuyendo el tamaño de partícula de caliza se incrementa la disolución de sólidos consiguiendo así una mayor eficiencia en la eliminación de SO₂. Para una eficiencia de eliminación dada, reducir el tamaño de partícula disminuye el pH requerido en la recirculación de lechada e incrementa el rendimiento del uso de la caliza.

Este rendimiento es bueno si tiene un valor mayor al 85% y, generalmente, se alcanza a un pH relativamente bajo.

Relación estequiométrica y pH

La relación estequiométrica (SR por sus siglas en inglés) se define como la relación entre la cantidad real de reactivo absorbente de SO₂, generalmente carbonato de calcio, y la cantidad teórica requerida para neutralizar el SO₂ y otras especies ácidas absorbidas del gas de combustión, popularmente llamada relación Ca/S. La capacidad neutralizante de la lechada, relacionada directamente con el nivel de pH, puede aumentarse aumentando la SR hasta un límite de aproximadamente 1,2 y manteniendo el pH en 5,8.

La absorción de SO_2 presente en los gases de combustión debe tener lugar en la torre de absorción, mientras que las reacciones de neutralización y precipitación deben producirse principalmente en el tanque oxidación.

Relación estequiométrica y ensuciamiento del eliminador de nieblas

La SR tiene un considerable impacto en la actuación de los eliminadores de nieblas o demisters, que se emplean para separar las gotas de líquido arrastradas por la corriente gaseosa. Los valores bajos de SR reflejan una alta utilización de la piedra caliza; un SR bajo previene el ensuciamiento y la obstrucción de los separadores de gotas y, por lo tanto, mejora la fiabilidad del sistema. La operación es más buena para valores que no superen una SR de 1,18.

Eliminación de SO_2 y pH

Las experiencias comerciales muestran que 5,8 es el máximo valor práctico del pH para obtener una alta eficiencia de eliminación de SO_2 en un sistema de un solo ciclo. Cuando se sobrepasa este valor de pH, la cantidad de caliza disuelta puede acarrear problemas con la química del proceso. Aumentado el pH se incrementa la capacidad de neutralización de la lechada, pero el uso excesivo de caliza puede producir formación de escamas. Un sistema de depuración con caliza debe conseguir un balance adecuado entre el consumo de caliza, el SO_2 eliminado, y el valor del pH.

Eliminación de SO_2 y relación L/G

El principal medio operativo para lograr el grado requerido de eliminación de SO_2 es el mantenimiento de una relación L/G adecuada. El principal efecto de un caudal de líquido demasiado alto, o una relación L/G alta para un caudal de gas dado, es el aumento de la eficiencia de eliminación de SO_2 . El valor mínimo de la relación L/G para una eficiencia de desulfuración dada puede disminuir gracias al aumento de la capacidad de neutralización de la recirculación de lechada, que puede efectuarse, dentro de unos límites, aumentando la relación estequiométrica de la piedra caliza.

Normalmente se necesita una alta relación L/G para tener una buena eficiencia de desulfuración habiendo establecido un bajo pH (≤ 5.8) y una baja SR (≤ 1.18) que se debe mantener para evitar el ensuciamiento del separador de gotas.

Relación L/G y retención de líquido

La relación L/G se ve afectada por la retención de líquido en la torre. En la presente proyecto la retención es mínima puesto que es de pulverización y el gas sólo está obstaculizado por las baterías de pulverización y los eliminadores de nieblas. Todos los depuradores excepto el lavador venturi y las torres de pulverización abiertas incorporan un diseño interno para obstaculizar la caída libre de la lechada y prolongar así el contacto con el gas.

Incrementar la retención de lechada puede aumentar la eficiencia de eliminación de SO_2 , pero también aumenta la pérdida de cara y la potencia necesaria en los ventiladores del sistema.

Un sistema de desulfuración bien diseñado debe ser capaz de operar en un amplio rango de caudales de gas. La relación entre el flujo de gas máximo y mínimo que un sistema de depuración puede manejar sin que pase a ser una operación inestable o se reduzca la eficiencia de eliminación de SO_2 se conoce como capacidad de reducción.

Alcalinidad de la fase líquida y L/G

Gracias a la alcalinidad de la lechada, el SO_2 absorbido es también neutralizado. La eliminación de SO_2 como producto neutralizado permite la transferencia continua de SO_2 adicional desde la fase gas a la fase líquida. La alcalinidad disponible en la fase líquida proporciona así una fuerza motriz para la absorción y neutralización de SO_2 , fuerza que será mayor cuanto mayor sea esta alcalinidad.

La disponibilidad de especies alcalinas en la fase líquida es fundamental. Además de absorber SO_2 del caudal gaseoso, gracias a estas especies también se absorbe cloruro de hidrógeno, formado por la combustión del cloro presente en el carbón. Conforme se acumula cloro en la lechada, la alcalinidad disponible para la eliminación de SO_2 es menor. El impacto de la absorción de HCl en el consumo de caliza es mínimo excepto cuando la cantidad de azufre contenido en el carbón es baja y el contenido en cloro alto. La adición de agentes solubles o amortiguadores como el MgO o el ácido adípico aumentan la alcalinidad disponible en fase líquida a un nivel de pH dado y así se reduce el impacto de los cloruros en el proceso de eliminación de SO_2 .

El principal medio operativo para aumentar la alcalinidad disponible es aumentar el caudal de líquido. El incremento del volumen de líquido por caudal de gas permite neutralizar más especies por contacto con el caudal de gas. Incrementando el caudal de líquido, sin embargo, también aumenta la energía demandada por el sistema. Por lo tanto, se debe determinar una relación óptima entre la alcalinidad disponible, relación L/G, consumo energético, y eficiencia de eliminación de SO_2 .

Efluente hacia el tanque de oxidación y saturación relativa

El diseño del tanque que retiene el efluente procedente del depurador es muy importante en el control de la saturación relativa. Todas las reacciones químicas de precipitación deberían ocurrir en el tanque de oxidación. Dicho depósito debe tener un tamaño suficiente como para permitir un mínimo de 8 minutos de tiempo de residencia de la lechada recirculada para asegurar un uso óptimo de la caliza así como la formación de yeso.

En los sistemas de desulfuración húmeda con caliza, el término “saturación relativa” (SR) hace referencia al grado de saturación (cercanía al límite de solubilidad) del sulfito y sulfato cálcico en la lechada. Este término es importante como indicador de incrustaciones, especialmente las de yeso, que pueden llegar a ser graves. La saturación relativa se define como la relación entre el producto de las actividades de sulfato y calcio y la constante del producto de solubilidad. La solución está insaturada si SR es menor a 1.0, saturada cuando SR es igual a 1.0, y sobresaturada cuando SR es mayor a 1.0. Generalmente un sistema de depuración con caliza operará en modo libre de incrustaciones cuando la SR del yeso se mantenga por debajo de 1.4 y la RS del sulfito cálcico por debajo de un valor de aproximadamente 6.

Prevención en la formación de incrustaciones

La formación de incrustaciones puede provocar la acumulación de sólidos en el interior de la torre y finalmente bloquear una parte o el sistema en su totalidad. También, puede hacer que los instrumentos no trabajen adecuadamente y se pierda el control del proceso.

Se puede controlar la formación de incrustaciones mediante un control riguroso del pH de la lechada, la relación estequiométrica (Ca/S), y la saturación relativa del sulfato de calcio en la lechada. Como se ha mencionado previamente, el control de estos parámetros se consigue con el suficiente tiempo de residencia en el tanque de oxidación, optimizando la relación L/G, y manteniendo una concentración adecuada de sólidos en la lechada. El contenido de sólidos en la lechada de recirculación no debería ser menos del 8% en peso en un sistema de desulfuración de piedra caliza sin cenizas volantes y 15% en un sistema que elimine simultáneamente las cenizas. Los agitadores presentes en el tanque de oxidación y en el tanque de preparación de la lechada fresca también ayudarán a evitar problemas de incrustaciones.

Grado de oxidación

El grado de oxidación de sulfito a sulfato en un sistema de desulfuración vía húmeda afecta a la precipitación de los productos sólidos de reacción. En general, el yeso ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) empieza a precipitar cuando el grado de oxidación excede el 16% (sulfito a sulfato en base molar).

El grado de oxidación generalmente aumenta al incrementar la relación entre O_2 y SO_2 en la corriente de entrada, aumentando las concentraciones de ciertos metales traza (como el magnesio) en la lechada, y disminuyendo el pH. Se han desarrollado varias técnicas de oxidación forzada en los sistemas de depuración con el fin de mejorar las características de deshidratación de los lodos y reducir así el volumen total de lodos generados.

Eliminación de cloro

Debido a regulaciones operacionales y reglamentarias, los diseños de los sistemas de depuración se deben hacer teniendo en cuenta la posible existencia de cloro en el caudal a tratar. El uso de un prelavador o de un sistema de dos circuitos puede confinar los cloruros haciendo posible que sean eliminados. Algunos métodos actualmente usados para purgar los cloruros son efectivos pero no se recomienda aplicarlos en circuito cerrado.

En el futuro, puede haber medidas más estrictas en la regulación de descarga que requieran el uso de opciones de control viables pero costosas, como la evaporación por compresión de vapor. La compresión de vapor puede evaporar la corriente concentrada en cloruros y reducirlos a forma de sal.

Consideraciones de equipos

Algunas consideraciones a tener en cuenta en la fase de diseño con vistas a facilitar el mantenimiento del sistema son el acceso a las partes internas y al tanque de oxidación, así como a los colectores y boquillas de pulverización. Además, el diseño debería tener en cuenta instrumentos como sopladores de hollín cerca de las interfaces húmedo/seco y tubos de recalentamiento en línea, rociadores para el lavado del separador de gotas y filtros en los tanques de retención de efluentes para evitar el taponamiento y la erosión de las tuberías y boquillas de rociado.

Absorción húmeda con carbonato cálcico y oxidación inhibida

Es conocida como Limestone Inhibited Oxidation Process (LSIO). Este proceso ha sido diseñado para controlar la oxidación en el absorbedor, siendo una tecnología con alto rendimiento para carbones con alto contenido en azufre (Srivastava, 2000). Sin embargo, inhibir la oxidación es más difícil cuanto menor sea el contenido en azufre del carbón.

En este proceso, el gas caliente procedente de la combustión entra en una torre de pulverización, donde se pone en contacto con una lechada de CaCO_3 diluida a la cual se añade tiosulfato sódico ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$) para prevenir la oxidación del sulfito a sulfato en el interior del absorbedor, bajando la oxidación de la lechada por debajo del 15%, siendo una proporción típica en esta tecnología entre el 4 y el 10%. La cantidad de aditivo necesario para inhibir la oxidación depende de las condiciones de operación del absorbedor (Miller, 2011).

A veces, por consideraciones económicas, se añade azufre directamente al tanque de reactivo en vez de tiosulfato a la lechada de caliza. Sin embargo, la conversión a tiosulfato ocurre en el tanque de reacción cuando el azufre contacta con sulfito. El total de azufre que se convierte en tiosulfato está entre el 50 y el 75%. La cantidad requerida de tiosulfato (o azufre) necesario para lograr la oxidación inhibida es una función de las condiciones de operación.

El principal beneficio de esta tecnología es el control de las incrustaciones de yeso debido a una minimización de la formación de sulfato cálcico.

Un beneficio adicional del uso del LSIO es que se incrementa la solubilidad de la caliza, lo que mejore la utilización del absorbente. Las características de deshidratación del residuo de los LSIO son mejores desde el punto de vista de operación comparado con el residuo que procede de los absorbedores donde no se ha utilizado oxidación natural, porque el sulfito cálcico tiende a formar grandes cristales.

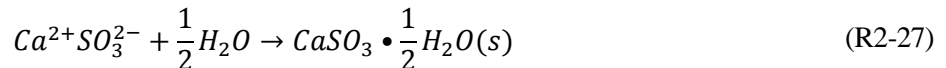
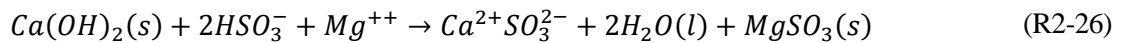
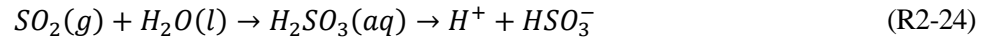
No obstante, este proceso tiene algunas desventajas, tales como que los reactivos (tiosulfato o azufre) requieren de equipos de proceso adicionales y de particularidades en el almacenaje, además de que pueden causar corrosión. También, cabe mencionar que el subproducto producido debe ser gestionado medioambientalmente y tiene poco potencial de reutilización, por lo que suele acabar en vertederos (Aranda, 2014).

Procesos FGD basados en cal hidratada y mejora con magnesio

Este tipo de procesos se usan cuando la concentración de iones de hidrógeno de la lechada tiende a ser alto, al aumentar la concentración de H^+ , el pH de la lechada disminuye y por consiguiente, la tasa de absorción de SO_2 disminuye. Con la presencia de reguladores como el magnesio, se puede reducir la concentración de iones hidrógeno en la zona de contacto gas-líquido y la tasa de absorción de SO_2 se puede maximizar (Fernández

Díez).

En el proceso de cal mejorada con magnesio, el flujo caliente de gas de combustión entra en una torre de pulverización, donde se pone en contacto con una lechada de sulfito de magnesio/cal. El SO₂ es absorbido en la reacción con el sulfito de magnesio, formando bisulfito de magnesio. Esto ocurre a través de las siguientes reacciones:



Dentro del absorbedor, algo de sulfito de magnesio presente en la solución se oxida a sulfato. Este sulfito reacciona con la cal para formar sólidos de sulfato de calcio. El sulfito de calcio y los sólidos de sulfato son los principales productos del proceso. Mediante espesadores y sistemas de filtración a vacío se elimina el agua presente en el lodo de sulfito, luego éste se fija con cenizas volantes y cal antes de su eliminación en un vertedero. El magnesio permanece disuelto en la fase líquida (Miller, 2011).

Algunas ventajas de este proceso en comparación con el de oxidación forzada (LSFO) son:

- Mayor eficiencia de eliminación de SO₂ en absorbedores más pequeños.
- Menor utilización de lechada para el mismo nivel de eficiencia de eliminación.
- Debido a que se necesita recircular menos, las bombas son más pequeñas y la energía que necesita el gas para circular por la torre también es inferior. Por lo que el ventilador de refuerzo necesita menos potencia. Esto se traduce en un menor consumo de electricidad.
- Si se requiere, se puede obtener como subproducto Mg(OH)₂, que se puede usar para reducir las emisiones de SO₂.

Las desventajas principales del proceso son el gasto de cal como reactivo en relación con la piedra caliza y la complejidad en la eliminación del agua presente en el lodo sulfito/sulfato de calcio. El sulfito puede ser oxidado para producir yeso, pero esto requiere gran equipamiento y control.

Desulfuración con agua de mar

Este proceso emplea la alcalinidad natural del agua de mar para neutralizar el SO₂ (Kohl, 1997). La química del proceso es similar a la del LSFO con la excepción de que no existe ninguna disolución o precipitación de sólidos. El agua de mar está presente en grandes cantidades en las plantas energéticas como medio refrigerante en condensadores. Es alcalina por naturaleza, y con alta capacidad de neutralización de SO₂.

La absorción de SO₂ tiene lugar en el absorbedor, donde el agua marina y el gas de combustión se ponen en contacto a contracorriente. El efluente del absorbedor va hacia la planta de tratamiento, donde se pulveriza para oxidar el SO₂ absorbido a sulfato antes de la descarga. Debido a que el sulfato se disuelve en agua marina, no se obtiene ningún producto que requiera tratarse como residuo. El sulfato es un componente natural del agua del mar, y, como mucho, puede haber una ligera concentración superior a la normal en la descarga, dentro de las variaciones naturales del agua salada, dando niveles casi indetectables a no mucha distancia de la descarga.

Debido a que se vierte un efluente al océano, para la instalación de este tipo de tecnología, los mayores requerimientos son estudios previos medioambientales. Las altas concentraciones de clorhídrico que se dan en estas instalaciones tras la desulfuración, deben tenerse en cuenta a la hora de elegir los materiales, por la corrosión que se produce (Aranda, 2014).

El uso de agua de mar solamente puede considerarse si la disponibilidad de agua salina es grande (zonas costeras) y sería indispensable un estudio de Impacto Ambiental para excluir la posibilidad de efectos ambientales negativos (Velasco Hurtado, Rodríguez, 2005).

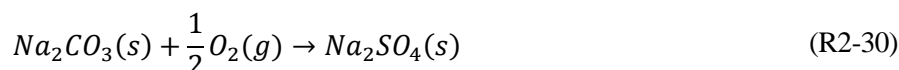
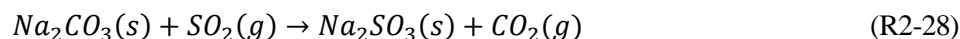
Reactor burbujeante

Esta tecnología se conoce industrialmente por el reactor empleado, el “Jet Bubbling Reactor”. Representa un enfoque diferente entre el contacto gas/líquido para la eliminación del SO₂ en comparación a los casos de los LSFO y LSIO. En este proceso, la oxidación del sulfito/bisulfato y la precipitación del yeso se realizan en un tanque de reacción.

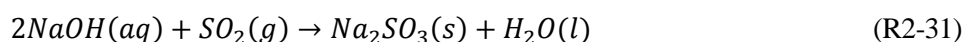
El contacto se logra haciendo pasar el gas de la combustión a través de unos tubos situados por debajo de la superficie de la lechada de caliza. Se forma entonces, la zona burbujeante, en la que el gas de combustión burbujea vigorosamente a través del líquido envolvente, creando una gran área líquido/gas para la absorción del SO₂. En esta zona, se mantiene un pH inferior al de los LSFO (3.5 – 4.5 frente a 5.5 – 6.5) para incrementar los ratios de reacción y prevenir formaciones de depósitos de sulfitos y carbonatos, neutralización y oxidación de bisulfitos y formación de cristales de yeso. Gracias a este bajo pH se puede usar el 100% de la caliza.

Proceso de Doble Alkali

En este proceso el gas se pone en contacto con una solución de sulfito de sodio (Na₂SO₃) pulverizada en el interior de la torre. Una carga inicial de carbonato sódico (Na₂CO₃) reacciona directamente con el SO₂ para formar sulfito de sodio y CO₂. Posteriormente, el sulfito reacciona con más SO₂ y agua para formar bisulfito de sodio (NaHSO₃). Algo de sulfito de sodio es oxidado por exceso de oxígeno en la corriente gaseosa formando sulfato de sodio (Na₂SO₄). Las siguientes reacciones describen el proceso (Miller, 2011):



Junto con la reacción que se da en menor medida:



Este proceso tiene numerosas ventajas frente a un LSFO:

- El sistema tiene mayor disponibilidad porque hay, potencialmente, menores problemas de incrustaciones y obstrucciones ocasionadas por los productos de reacción.
- Se previene la corrosión y erosión porque la solución tiene un pH de entre 6 y 7.
- La alta disponibilidad del sistema reduce las labores de mantenimiento.
- Las bombas de recirculación principales son de menor potencia, debido a que la razón de alimentación al absorbedor líquido/gas es menor.
- El consumo eléctrico de auxiliares es menor debido a los menores requerimientos de bombas.
- La mayor reactividad de los componentes alcalinos en la solución para la absorción permite una mayor versatilidad frente a diferentes cargas.

Las dos desventajas principales del proceso son que el reactivo (carbonato sódico) es mucho más caro que la caliza y que los lodos deben ser tratados debido a la contaminación del sodio contenido en el lodo de los sulfitos/sulfatos de calcio (Miller, 2011).

Proceso con amoniaco

Este proceso utiliza el amoniaco (NH₃) como absorbente para eliminar el SO₂ de los gases de combustión (Srivastava, 2011). Es un proceso húmedo más novedoso que los anteriores que permite combinar una mejora de la gestión del subproducto con una eficiencia de desulfuración mayor del 95%.

Desde el punto de vista de la absorción, la alcalinidad del amoniaco es más favorable que la de absorbentes cálcicos para la absorción del SO₂. Además, debido a varios parámetros en los desulfuradores que utilizan cal o caliza, como la baja velocidad de reacción o las reacciones incompletas, son necesarios unos equipos enormes, sistemas complejos y un elevado consumo de energía. Por el contrario, en el proceso que usa amoniaco, debido a que la reacción es completa y a la alta utilización de absorbente, los sistemas son más pequeños y sencillos, consumiendo menos energía.

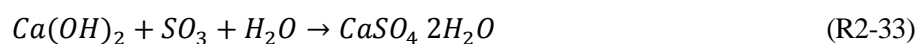
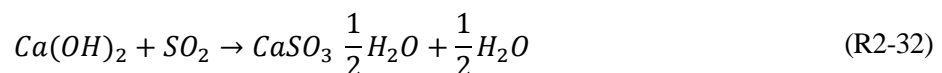
Entre las ventajas hay que destacar que el subproducto (sulfato amónico) es un fertilizante para la agricultura y su venta puede influir sobre los costes de producción. Este proceso no origina contaminaciones secundarias, no produce aguas residuales. Por último, debido al consumo completo del reactivo en la reacción, estos desulfuradores no suelen tener problemas de incrustaciones (Aranda, 2014).

Las desventajas principales son la formación de aerosoles y las restricciones económicas por el alto coste de absorbente (Curiel Alegre, 2017).

2.3.2. FGD semihúmeda

Spray-Drying con cal

Este proceso es normalmente usado en plantas que emplean un carbón con un contenido medio-bajo en azufre. Se usan atomizadores rotativos para dispersar finamente la suspensión de cal en el gas. El flujo caliente de gas se mezcla en el interior del spray dryer con una lechada de cal fresca finamente atomizada. Se requiere una temperatura cercana a la de saturación adiabática (de 10 a 15°C para los gases derivados de la combustión del carbón) para lograr una alta eliminación de SO₂. Las principales reacciones en el interior del spray-dryer son las siguientes (Srivastava, 2011):



Sin embargo, la saturación completa puede perjudicar el funcionamiento de un secador por atomización debido a que los sólidos húmedos se adhieren a las paredes del recipiente, a las tuberías y al colector de partículas. También es necesario controlar minuciosamente la cantidad de agua en la lechada alimentada al spray dryer para evitar la saturación completa del gas.

Las ventajas principales del proceso son (Aranda, 2014):

- Tecnología altamente desarrollada.
- Instrumentación simple.

- Construcción en acero al carbono.
- Bajo consumo de agua.
- No hay tratamiento de aguas residuales.

Por el contrario, las desventajas fundamentales son:

- Su utilización está limitada a carbones con niveles de azufre medio-bajo.
- Tratamiento de especial cuidado con el subproducto, que se tratará como un residuo.
- Alta calidad de agua requerida.

2.3.3. FGD seca/semiseca

Procesos de inyección de absorbente

Se conocen como “Sorbent Injection Processes” y se pueden considerar varios tipos (Aranda, 2014):

- Inyección en el hogar de la caldera (Furnace Sorbent Injection (FSI)).
- Inyección en el hogar de la caldera con humidificación posterior (LIFAC).
- Inyección en el economizador de la caldera (Economiser Sorbent Injection).
- Inyección en conductos (Duct Sorbent Injection).
- Inyección híbrida de absorbente (Hybrid Sorbent Injection)

Inyección de adsorbente en el hogar de la caldera

En este proceso, un absorbente seco es inyectado directamente en la parte superior del hogar de la caldera, distribuyéndose por toda la sección y reaccionando con el SO₂ de los gases de combustión. La temperatura en esa zona está en torno a 1000 °C (Srivastava, 2000).

Este sistema tiene varias ventajas. La principal es la simplicidad del sistema. No requiere un recipiente separado para la absorción. Además, la inyección de la cal en forma seca requiere menos complejidad en el sistema de manejo del reactivo, lo cual supone menores labores de operación, menores costes de mantenimiento y prácticamente se eliminan los problemas de obstrucciones, incrustaciones y corrosiones presentes en los sistemas que emplean una lechada. Al emplearse menos equipos, el consumo eléctrico es menor. Adicionalmente, no se necesita vapor auxiliar u otras formas de recalentamientos para prevenir corrosiones aguas abajo den dirección del flujo, como ocurre en otros sistemas.

La principal desventaja de este proceso es que tiene una eficiencia de entre el 40 al 80% de SO₂ con un ratio molar Ca/S de 2 (lo que también resulta en una mayor producción de residuo), mientras que sistemas como el que usa lechada de caliza con oxidación forzada es capaz de conseguir más del 90% de eliminación de SO₂ empleando ratios comprendidos entre 1.05 y 1.10 moles de Ca por mol de SO₂ eliminado (Srivastava, 2000).

Inyección de adsorbente en el hogar de la caldera con humidificación posterior

En este proceso se desarrolló para mejorar la eficiencia de eliminación de SO₂ del proceso FSI. La caliza se inyecta en la parte superior de la caldera, donde parte del SO₂ se elimina de la forma descrita anteriormente en el FSI (Srivastava, 2001). Los productos de la reacción junto con las cenizas volantes pasan a un reactor de activación donde se pulveriza agua para humidificar el gas de combustión para conseguir una eliminación adicional de SO₂ y acondicionar las partículas. Los productos sólidos secos se capturan aguas abajo en el precipitador electrostático.

La principal ventaja del proceso LIFAC es que se puede conseguir una eficiencia de eliminación del 80% con un ratio molar Ca/S de 2. Los parámetros críticos de este proceso son la temperatura de los gases de combustión

en el punto de inyección del absorbente y en el reactor de activación, así como los tiempos de residencia en la caldera y en reactor (Miller, 2011).

Entre las desventajas cabe citar que pueden aparecer problemas de ensuciamiento y escoria, afectando a la estabilidad de la llama y también puede aumentar la cantidad de carbono inquemado en las cenizas (Curiel Alegre, 2017).

Inyección del adsorbente en el economizador de la caldera

En este proceso, la cal hidratada se inyecta en la corriente de gases cerca del economizador donde la temperatura está comprendida entre 300 y 600 °C. Este proceso fue muy estudiado porque se encontraron resultados similares al proceso de inyección en hogar de la caldera. En este proceso la temperatura es demasiado baja para deshidratar la cal por completo. El producto principal es CaSO_3 en lugar de CaSO_4 (Miller, 2011).

Este sistema puede aplicar en unidades antiguas que necesitan una actualización y se puede usar con carbones de contenido en azufre medio-bajo. Las ventajas y desventajas de este proceso son similares a las del FSI, con la excepción de que no hay CaO en el residuo. No se usa actualmente.

Inyección de absorbente en conductos

Se realiza la desulfuración directamente en el conducto de gases de combustión dispuesto entre el precalentador de aire y el dispositivo de control de partículas. Si es necesario, se pueden humedecer con agua los gases de combustión. Por lo tanto la reacción con el SO_2 se produce en dichos conductos, capturándose el subproducto en un filtro aguas abajo (Srivastava, 2000).

El absorbente empleado en este proceso es cal hidratada o, ocasionalmente, bicarbonato de sodio. El agua puede ser inyectada por separado aguas abajo o aguas arriba del punto de inyección de absorbente seco para humidificar el gas de combustión. La posición relativa de la inyección de absorbente seco y de agua se optimiza para promover al máximo la eliminación de gotas o impactos entre las partículas de absorbente y las gotas de agua, ambas suspendidas en el gas de combustión. Las partículas de absorbente seco deben ser de una pequeña granulometría. La molienda húmeda alcanza partículas menores que la molienda seca, por lo que resulta más eficiente el absorbente en el caso de ir en suspensión; sin embargo, es mucho más difícil de manejar que en seco.

Con una humedad relativa elevada el absorbente presenta su forma más activa. Sin embargo los gases de combustión deben mantenerse por encima del punto de rocío para minimizar el riesgo de depósitos no deseados en los conductos de combustión y equipos posteriores a la inyección del reactivo (Aranda, 2014).

Muchos son los factores que influyen en el rendimiento de este tipo de proceso, como la cantidad de absorbente inyectado, humedad relativa de los gases de combustión, reactividad del absorbente, tiempo de residencia en el conducto del gas y de los sólidos, y cantidad de absorbente reciclado sin reaccionar.

Las cenizas volantes, los productos de reacción y cualquier absorbente que no haya reaccionado se recogen en el dispositivo de control de partículas.

Es una opción apropiada para centrales térmicas de baja potencia (<300 MW) en las que se utilicen combustibles con bajo contenido en azufre (<1,5% de azufre en peso) (Curiel Alegre, 2017).

Inyección híbrida de absorbente

Este proceso normalmente es una combinación del de inyección en cámara de hogar e inyección en conductos, con el objetivo de conseguir mayores rendimientos de desulfuración y una mejor utilización de absorbentes. En los sistemas híbridos se utilizan varios tipos de tratamientos posteriores a la cámara de combustión, como la inyección de un segundo absorbente dentro del conducto (sobre todo compuestos de sodio) y la humidificación en un tanque específico, así como la humidificación del CaO sin reaccionar. Dependiendo del proceso, puede incluso aumentar hasta un 90% la eficiencia de eliminación.

En muchos casos, se instala un nuevo filtro de mangas aguas debajo de un dispositivo de eliminación de partículas existente (normalmente un precipitador electrostático). El precipitador electrostático sigue eliminando la ceniza y la eliminación del dióxido de azufre se realiza de manera similar a la inyección en el conducto, con

la inyección de absorbente antes del nuevo filtro de mangas. Como inconveniente, el coste de capital se ve incrementado notablemente (Miller, 2011).

Las ventajas principales de este proceso son las siguientes:

- Alta eficiencia de eliminación del SO₂.
- Costes de operación y capital necesario relativamente bajos.
- Fácil adaptación.
- Fácil operación y mantenimiento, sin manejo de lodos.
- Áreas de instalación reducidas debido al uso de equipos compactos.
- No hay tratamiento de aguas residuales.

Tecnología de Lecho Fluido en Circulación

En este proceso, el absorbente seco se pone en contacto con el gas de combustión humidificado en un lecho fluidizado circulante. Con este sistema se pueden alcanzar eficiencias de eliminación de entre el 93% y el 97%, con una relación mola Ca/S de 1,2 a 1,5. Este lecho fluidizado se forma como resultado de que los gases de combustión fluyen hacia arriba a través de un lecho de sólidos absorbentes. Con este sistema se consigue un largo tiempo de contacto entre el absorbente y el gas de combustión ya que se hacen varios pasos. El gas de combustión cargado con productos de reacción se dirige luego a un dispositivo de control de partículas. Parte de la captura de este dispositivo es recirculada en el lecho para aumentar la utilización del absorbente, mientras que la fracción restante se desecha (Srivastava, 2000).

Esta tecnología se caracteriza por tener una buena transferencia de masa desde la fase gas a la sólida. Esto se consigue por el contacto tan íntimo entre el gas y el sólido así como por la alta velocidad de deslizamiento entre las dos fases. Un beneficio adicional del lecho fluidizado es la abrasión continua de las partículas absorbentes, que da como resultado la exposición de álcali fresco sin reaccionar. Este sistema además tiene poco impacto ambiental, y no requiere de chimeneas húmedas. Además, no necesita tratamiento de aguas residuales.

Entre los principales inconvenientes se hallan la necesidad grandes filtros de mangas y bombas de alimentación de agua de gran potencia, además de que el transporte del subproducto generado es peligroso (Johnson, 2010).

2.3.4. Procesos regenerativos

Procesos regenerativos húmedos

Proceso húmedo regenerativo basado en Sulfito Sódico

También llamado “The Wellman-Lord process” emplea sulfito sódico para absorber el SO₂ que, posteriormente, es regenerado para conseguir una corriente de SO₂ concentrado. La mayoría del sulfito es convertido es bisulfito sódico al reaccionar con el SO₂, como en el proceso doble álcali. Algo de sulfito de sodio se oxida a sulfato (Miller, 2011).

Se necesita un pretratamiento de depuración de los gases de combustión para saturarlo y enfriarlo hasta unos 55°C. Así, se consigue eliminar los cloruros y cualquier remanente de cenizas volantes, y evitar evaporaciones en el absorbedor.

El sulfito sódico es regenerado en un evaporador- cristalizador mediante la aplicación de calor. Se produce una corriente de SO₂ concentrado (90% de riqueza) al mismo tiempo.

La corriente de dióxido de azufre que se produce puede ser comprimida, licuada y oxidada para obtener ácido

sulfúrico o reducirlo a azufre elemental. Una pequeña porción de SO₂ recogido se oxida a sulfato y se convierte en un cristalizador en sulfato de sodio sólido que puede ser comercializado.

Las ventajas de este proceso son la pequeña producción de residuo sólido, el poco consumo de reactivo alcalino y el uso de solución en forma de lechada, lo que previene las incrustaciones y permite la producción de subproductos comerciales.

Los inconvenientes son el alto consumo energético que requiere la planta y el alto coste de mantenimiento debido a la complejidad de los procesos y a la gran extensión de área que necesita la planta. Otra desventaja es que se requiere una purga del 15% de la solución de depuración para prevenir la acumulación del sulfato de sodio (Aranda, 2014).

Proceso húmedo regenerativo basado en Óxido de Magnesio

En este proceso conocido como “Magnesium Oxide”, la lechada de MgO se utiliza de la misma forma que la cal o caliza en los procesos no regenerativos. La diferencia principal entre ambos procesos es que el óxido de magnesio es regenerado, mientras en el otro caso el reactivo no se regenera.

El proceso de óxido de magnesio utiliza el hidróxido de magnesio Mg(OH)₂ para eliminar el SO₂ de los gases de combustión formando sulfito y sulfato de magnesio.

La mezcla de sulfito y sulfato de magnesio se calienta para descomponer la mayor parte en SO₂ y MgO. Se produce una corriente de SO₂ del 10 al 15%. Se añade un agente reductor en el paso de calcinación para reducir cualquier sulfato presente. El MgO regenerado se hidrata y se usa en el absorbedor.

La principal ventaja de este proceso es la gran eficiencia de desulfuración, por encima del 99%; la fluctuación en los niveles de entrada del SO₂ no influye en la eficiencia de eliminación y apenas existen problemas respecto a las incrustaciones químicas. La principal desventaja del proceso es su complejidad y la necesidad de una planta de producción de ácido sulfúrico para producir sulfúrico de calidad comercial (Aranda, 2014).

Proceso húmedo regenerativo con Carbonato Sódico

Se conoce como “Sodium Carbonate”, y en este proceso el SO₂ entra en contacto con una disolución atomizada de carbonato sódico. Los productos de la reacción son sulfito y sulfato sódico, que son reducidos a sulfuro de sodio. Posteriormente, la reacción de sulfuro de sodio con el dióxido de carbono y agua, regenera el carbonato sódico y el sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre (Srivastava, 2000). Las reacciones químicas más importantes de este proceso no:

Absorción,



Reducción (a temperaturas de entre 1170 y 1320 K)



Proceso húmedo regenerativo con Amina

Este proceso, conocido como “Amine”, usa una amina en forma acuosa como absorbente para la eliminación de SO₂. La amina se regenera vía térmica y se produce una corriente saturada en SO₂. Éste es tratado posteriormente con tecnologías convencionales para producir ácido sulfúrico (Srivastava, 2000).

Proceso regenerativo seco

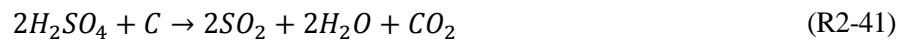
Proceso seco regenerativo con Carbon activo

Conocido como “Carbón Activate”, en este proceso el carbón activo captura el SO₂ en un lecho móvil formado por carbón activo granular. El carbón activo se regenera térmicamente produciendo una corriente de SO₂ concentrado, que se trata para producir ácido sulfúrico (Stirling, 2000).

El carbono cataliza la oxidación del SO₂ en exceso de oxígeno y temperatura de entre 110 y 180 °C. Es necesaria la presencia de agua para que la reacción se produzca en una extensión razonable.



El adsorbente se puede regenerar de dos formas: lavando con agua para eliminar el sulfato como ácido sulfúrico diluido; o bien, calentándolo a 420 °C para reducir el sulfato a SO₂. En este caso el carbón actúa como agente reductor (Aranda, 2014).



3. MEMORIA DESCRIPTIVA

3.1. Esquema de la desulfuración por vía húmeda

La desulfuración de gases de combustión por vía húmeda consiste, básicamente, en poner en contacto el gas con una lechada alcalina (o solución absorbente) finamente pulverizada, que absorbe el dióxido de azufre del gas. Dicho contacto se realiza en un equipo, especialmente diseñado para ello, denominado absorbedor o lavador húmedo.

En líneas generales, un sistema de desulfuración por vía húmeda de un efluente gaseoso, que emplee cal o caliza como reactivo absorbente, tiene los siguientes componentes (Pérez, 1997):

- Sistema de alimentación del reactivo alcalino absorbente (cal/caliza).
- Tanque de reacción, también conocido, en algunas configuraciones, como tanque de oxidación.
- Separador de gotas para el gas que abandona el absorbedor, conocido también por eliminador de nieblas.
- Sistema de emisión y acondicionamiento del gas depurado.
- Sistemas de deshidratación y evacuación del subproducto o los residuos sólidos del proceso.
- Sistema de aporte, recuperación y almacenamiento de agua del proceso.
- Equipos de impulsión para los fluidos involucrados: bombas, ventiladores, soplantes y compresores.
- Sistemas auxiliares de alimentación de aditivos.
- Equipos de instrumentación adecuados para el control de la planta.

El esquema general de una planta de desulfuración húmeda con caliza queda representado en la Figura 3.1.

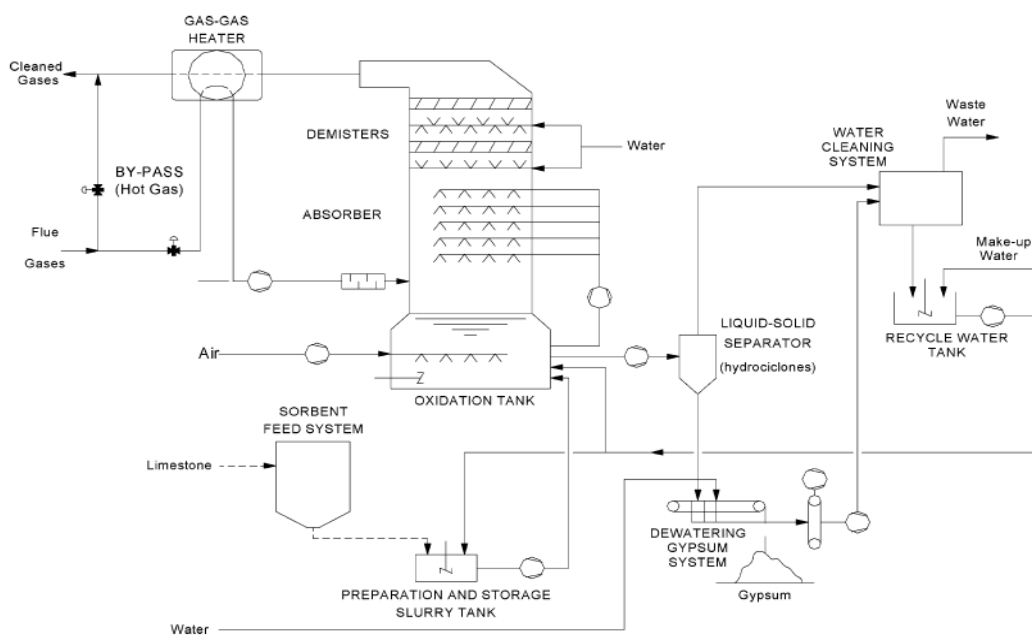


Figura 3.1. Esquema básico de desulfuración por vía húmeda con caliza (obtención de yeso). (Gutiérrez Ortiz et al. 2006)

El presente proyecto no abarcará el diseño de todos los equipos que aparecen en la Figura 3.1. sino que se centrará en el diseño del absorbedor como equipo principal y los siguientes equipos auxiliares:

- Tolva de almacenamiento de caliza
- Bomba de aporte de agua al tanque de preparación de lechada fresca
- Tanque de preparación de lechada fresca
- Bomba de aporte de lechada fresca al tanque de oxidación
- Soplante de aporte de aire al tanque de oxidación
- Bomba de extracción de lechada de reacción en la corriente de purga
- Bombas de recirculación de lechada de reacción
- Agitadores del tanque de preparación de lechada y del tanque de oxidación
- Configuración de boquillas de pulverización de lechada y del anillo de distribución de aire en el tanque de oxidación.

Aunque no se ha diseñado el GGH, si se ha tenido en cuenta en los balances de masa y energía. Dichos equipos se muestran en la Figura 3.2., que servirá de base para realizar una descripción de la planta diseñada en este TFG.

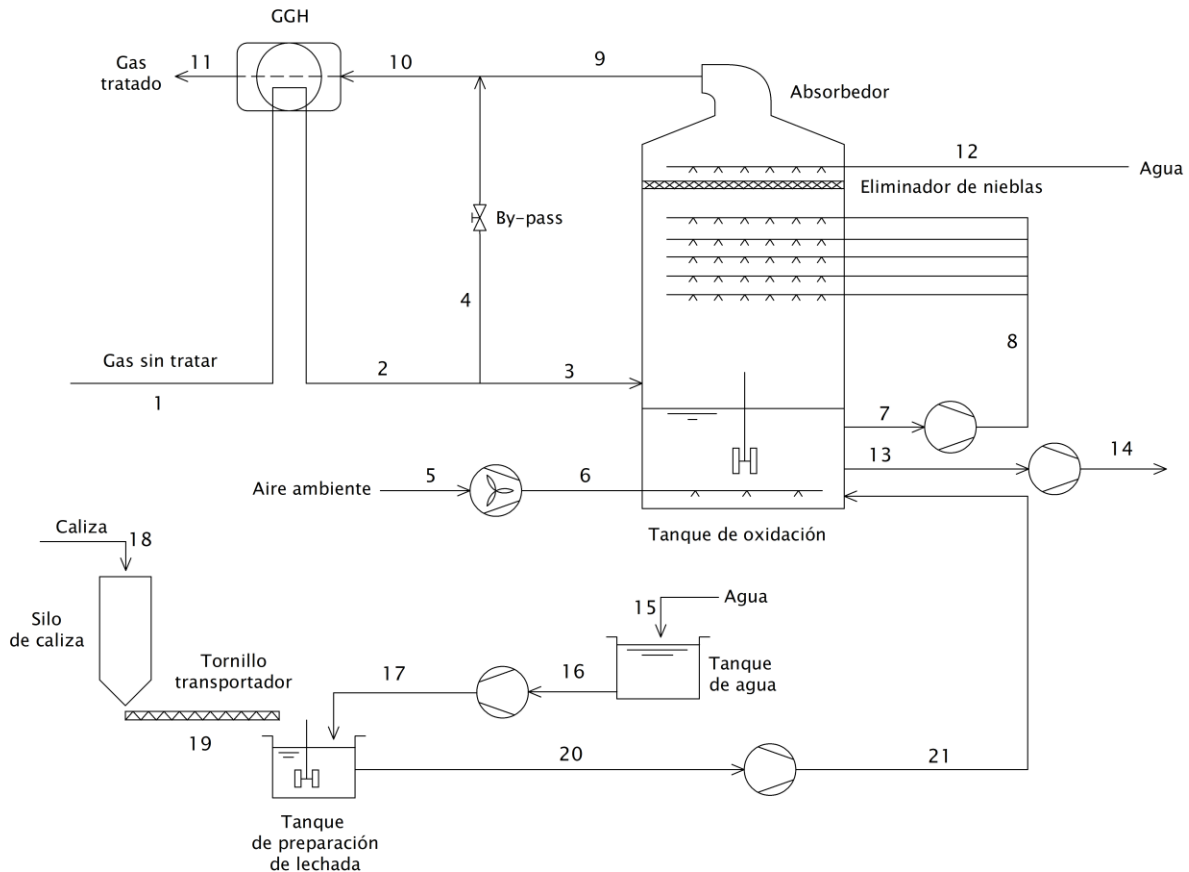


Figura 3.2. Diagrama simplificado de la planta a especificar en el presente proyecto.

El gas de combustión entra en el absorbedor tras pasar a través de un intercambiador de calor regenerativo (GGH) con el fin de recalentar el gas de salida hasta los niveles de temperatura requeridos para su posterior emisión por chimenea. Adicionalmente, previamente a la entrada al absorbedor, parte de la corriente gaseosa se desvía a través de un by-pass hacia la corriente que sale de la torre de absorción. De esta forma puede variarse el caudal de gas tratado y, por consiguiente, tanto la temperatura como el contenido en SO₂ de los gases emitidos.

Por otra parte, la caliza, de granulometría fina y almacenada en tolvas, se alimenta a través de un tornillo sin fin a un tanque de mezclado, al igual que el agua necesaria, donde se prepara la lechada absorbente, que se introduce en el tanque de oxidación.

En el tanque de oxidación (forzada) se alimenta aire ambiente, que se burbujea a través de la solución con el fin de mejorar el contacto entre fases y así favorecer las reacciones de oxidación. Del tanque de oxidación se extrae la lechada que se pulveriza a través de los rociadores instalados en el absorbedor. En este equipo se ponen en contacto el efluente gaseoso y la lechada absorbente, llevándose a cabo la reacción entre el SO₂ y el reactivo alcalino (caliza). Antes de dejar el absorbedor, los gases “limpios” atraviesan los eliminadores de nieblas con el fin de separar las gotas líquidas arrastradas por éstos.

Finalmente, antes de su emisión por chimenea, los gases atraviesan el intercambiador de calor regenerativo, para alcanzar el nivel de temperatura requerido.

Del tanque de oxidación se extrae una corriente de purga a fin de controlar la concentración de sólidos en el mismo y conseguir un proceso estacionario. Una parte del agua necesaria para la producción de lechada fresca y la que entra por encima de los eliminadores de niebla se obtiene directamente de la red, si bien otra parte procede del agua depurada en un sistema cuyo diseño queda fuera del alcance del TFG.

Adicionalmente, en el tanque de reacción se produce la cristalización de las diversas especies disueltas presentes en la lechada, como consecuencia de la superación de los límites de solubilidad de las mismas en las condiciones del medio. Aquí intervienen los agitadores, que permiten que haya un cierto grado de sobresaturación que dificulta la precipitación del sólido hacia el fondo del tanque. La fracción sólida del slurry consiste, principalmente, en una mezcla de sulfito cálcico, sulfato cálcico, carbonato cálcico sin reaccionar y otros silicatos inertes presentes en la caliza fresca alimentada. Es muy importante que la formación de la fracción sólida se lleve a cabo en este tanque y no en el absorbedor u otros equipos, como bombas y conductos de lechada, donde podrían aparecer graves problemas de incrustaciones y deposiciones, afectándose al buen funcionamiento del sistema.

3.2. Descripción de equipos

En este apartado se detallarán las principales características de los equipos diseñados en el proyecto.

3.2.1. Absorbedor

El absorbedor es una vasija hueca cilíndrica de sección circular con una base de 16 m de diámetro, recubierto internamente por un engomado de caucho para evitar corrosiones por acidificación. La parte inferior, denominada zona de oxidación, tiene una altura de 5 m. La lechada tiene un tiempo de residencia de 14 h en el tanque, y el volumen de éste es de 888 m³.

En el tanque de oxidación se introduce aire por la parte lateral inferior a través de seis ramales con DN 4” provenientes de un colector principal con DN 24”. Los ramales tienen orificios en la parte inferior, de modo que el aire se dirige hacia abajo para evitar, en la medida de lo posible, la obstrucción de éstos con los sólidos presentes en la lechada.

La entrada de gas al absorbedor se realiza mediante un conducto de DN 184” de diámetro y está situada a 3 m

sobre la superficie de la zona de oxidación. A su vez, en la superficie lateral del tanque de oxidación se dispone de 5 orificios circulares de DN 24" por donde sale la lechada para su recirculación, otra salida de DN 6" para el caudal de purga y otra de DN 3½" para la entrada de lechada fresca.

La entrada de la lechada recirculada se hará a través de 5 orificios circulares de DN 24" de diámetro, y estarán situadas a distintas alturas en la torre. La primera se situará a 10 m sobre la cota de entrada del gas, la segunda a 3 m de la primera, la siguiente a 2 m de esta y las dos restantes separadas 2 m también, como se mostrará más adelante.

Para pulverizar la lechada se usarán bancos de atomización como el que muestra la Figura 3.3.

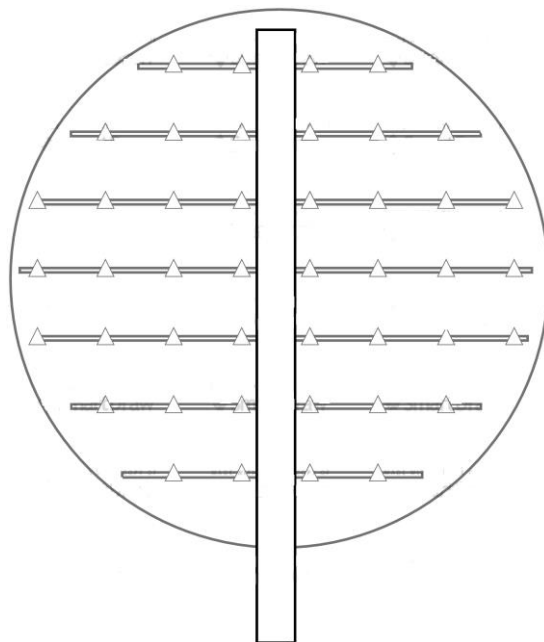


Figura 3.3. Banco de pulverización de lechada.

El banco de pulverización está formado por un colector principal de DN 22" del que salen 14 de DN 8" cada uno, con la disposición que se muestra en la Figura 3.3. Dichos ramales estarán colocados cada 2 m y, en ellos, se dispondrán boquillas pulverizadoras a una distancia de 2 m entre ellas, exceptuando la primera de cada ramales, que se situará a 1 m del colector principal. Estas medidas quedan plasmadas en la Figura 3.4.

Las boquillas empleadas tienen el aspecto mostrado en la Figura 3.5, son del tipo ST de cono lleno, con un ángulo de 90°. Están fabricadas con una aleación de cobalto y son resistentes a la abrasión y a las obstrucciones puesto que no tienen partes internas. Producirán una atomización fina que favorece la absorción del SO₂. Tendrán una altura 0,2 m y una apertura de 0,1 m.

El eliminador de nieblas está situado 2 m por encima del último banco de pulverización de lechada y, como se comentó anteriormente, impedirá la salida por chimenea del azufre que no haya sido eliminado previamente. Un metro por encima del eliminador de nieblas se pulveriza agua para lavar tanto este dispositivo como el absorbedor en sí. El diseño de dicho eliminador de nieblas queda fuera del alcance del TFG.

Tres metros por encima del banco de pulverización de agua se sitúa la chimenea del absorbedor. Teniendo en cuenta la disposición comentada, la altura del absorbedor será de aproximadamente 35 m, como se muestra en la Figura 3.6.

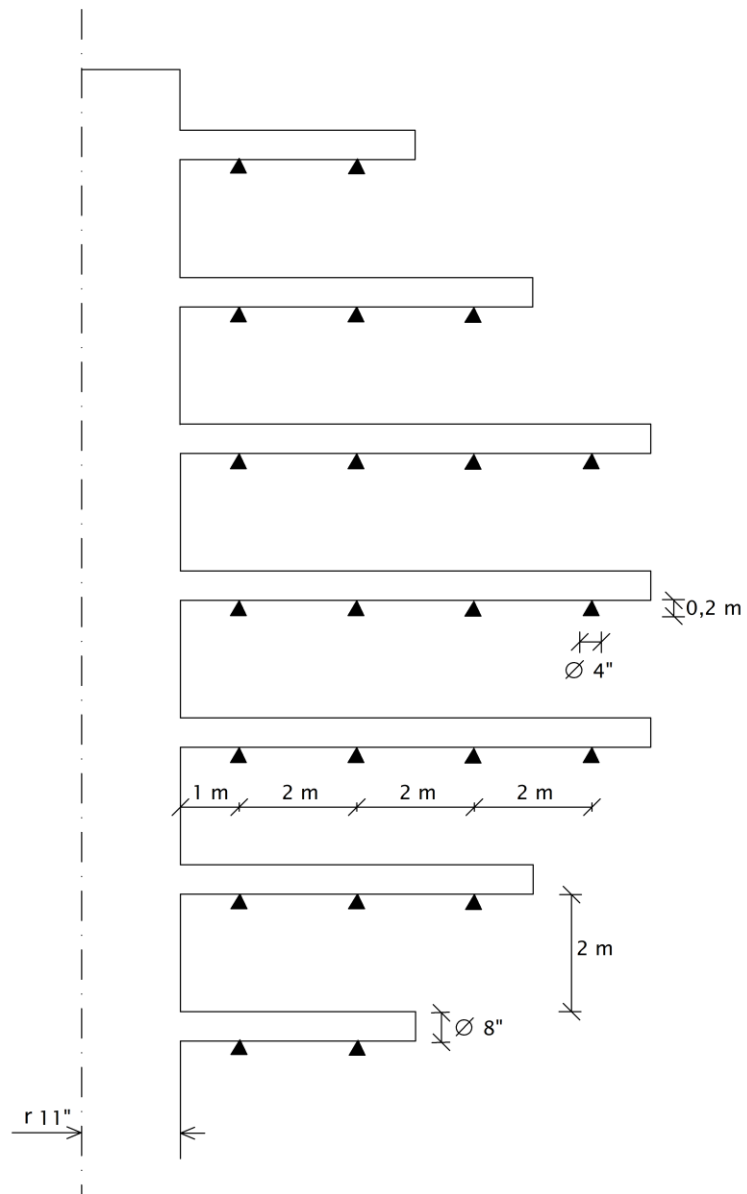


Figura 3.4. Medidas en las baterías de boquillas.

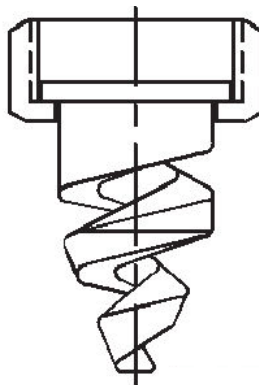


Figura 3.5. Boquilla de pulverización de la lechada.

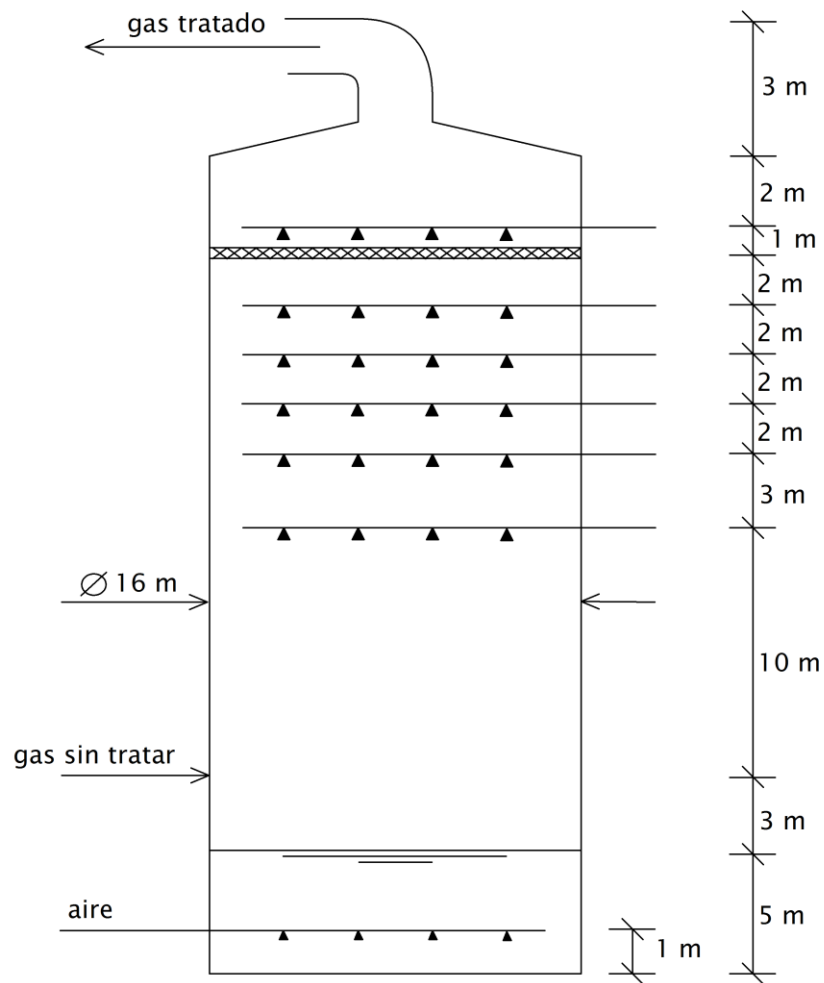


Figura 3.6. Esquema del absorbedor.

3.2.2. Depósitos de almacenamiento

Tolva de almacenamiento de Caliza

La tolva que almacena la caliza para después formar la lechada en el tanque de preparación será de acero al carbono y tendrá una capacidad de 53,6 m³, suficiente para 8 horas de trabajo. Se rellenará con caliza almacenada en una serie de silos situados aguas arriba de dicha tolva. Estará formada por una parte superior cilíndrica y otra inferior troncocónica. La altura de la tolva será de 14 m. En la parte inferior se dispondrá de una válvula alveolar que incorporará un variador de frecuencia y se encargará de la dosificación de la caliza al tornillo transportador, tanto la especificación de la válvula alveolar como del variador de frecuencia quedan fuera del alcance del TFG. La Figura 3.7. muestra un esquema orientativo del sistema.

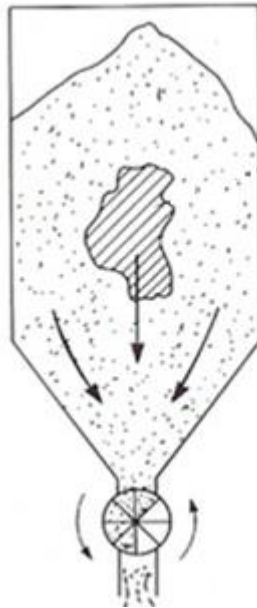


Figura 3.7. Tolva de caliza con válvula alveolar integrada.

Tanque de preparación de lechada fresca

El tanque donde se preparará la lechada que posteriormente se introducirá en la zona de oxidación del absorbedor será de acero inoxidable AISI 316. Tendrá forma cilíndrica con una sección circular de 3,5 m de diámetro y una altura de 3,5 m. Tanto el agua como la caliza entrarán por la parte superior del tanque, que estará abierta a la atmósfera. Dispondrá de un orificio lateral de DN 3½” por donde saldrá la lechada con destino al tanque de oxidación. El tanque dispone de 4 placas deflectoras equidistantes en su interior para favorecer la eficiencia de mezclado de los agitadores.

Tanque de almacenamiento de agua previo al de elaboración de lechada

En este tanque se almacenará el agua antes de verterla al tanque de preparación de la lechada. Estará construido con PVC, tendrá una sección circular de 3,5 m de diámetro y una altura de 3,5 m.

3.2.3. Agitadores

Los agitadores estarán presentes tanto en el tanque de preparación de la lechada como en el tanque de oxidación. En ambos tanques, los empleados serán impulsores de turbina del tipo hojas planas y disco de 6 paletas como el que se muestra en la Figura 3.8.

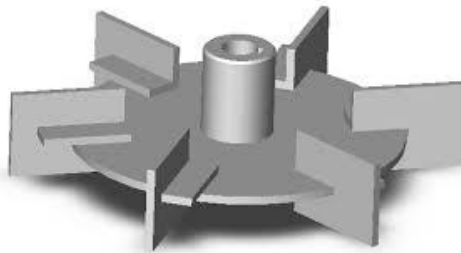


Figura 3.8. Impulsores empleados (Mártinez Nélis, 2010).

El material de construcción será acero inoxidable AISI 316 y gira a una velocidad de 115 rpm. El diámetro del

disco es de 1,15 m y la distancia del fondo del tanque a la base del impulsor es de 1,15 m. Cada paleta mide 28,8 cm de largo y 23,1 cm de ancho. El tanque de preparación de lechada fresca contará con un agitador dispuesto como se muestra en la Figura 3.9.

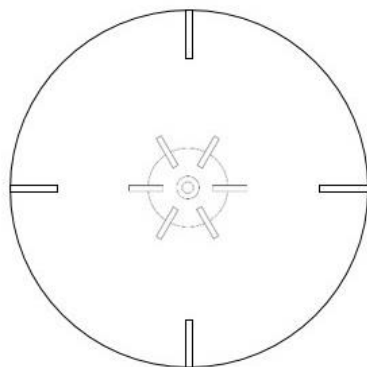


Figura 3.9. Disposición de los mezcladores en el tanque de preparación.

Ambos tanques estarán provistos de cuatro placas verticales deflectoras para facilitar la homogeneización de la mezcla. La potencia requerida para la agitación será de 132,86 kW.

El tanque de oxidación contará con una batería de 6 agitadores del mismo tipo, dispuestos según muestra la Figura 3.10, habida cuenta de las dimensiones del tanque de oxidación.

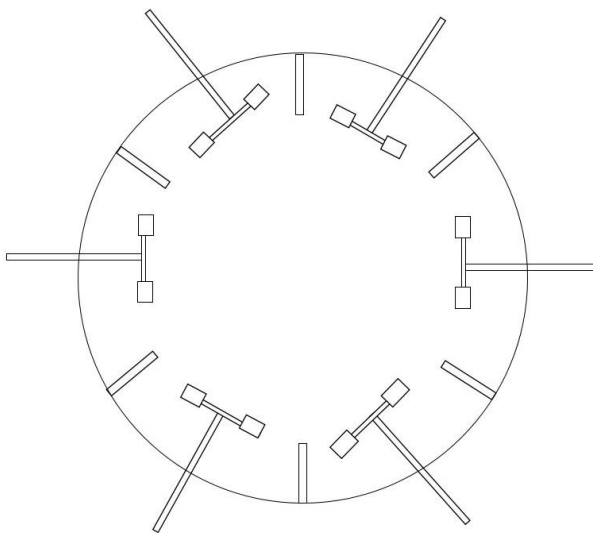


Figura 3.10. Disposición agitadores en tanque de oxidación.

La potencia requerida para la agitación en cada mezclador será de 127,77 kW.

3.2.4. Tornillo transportador

El tornillo se encargará de transportar la caliza desde la tolva de almacenamiento al tanque de preparación de la lechada fresca. Tendrá un diámetro de 0,23 m, una longitud de 5 m y una potencia requerida de 3,8 CV (rendimiento del 30%). El rango de operación será de entre 3,1 y 3,8 m³/h de caliza. El transportador estará fabricado en acero al carbono a partir de un canal tubular con una boca de entrada y otra de salida. El sinfín estará equipado de motorreductor. El factor de llenado será de 4 pues el material (caliza) pertenece a la clase d (abrasivos) como se puede ver en el Anexo C.

3.2.5. Equipos de impulsión

Todos los equipos de impulsión estarán equipados con variadores de frecuencia, cuya especificación queda fuera del alcance del TFG, evitando así el uso de válvulas de control y optimizando la instalación energéticamente. Para obtener el valor de la rugosidad relativa se han usado los valores de aceros comerciales.

Bomba de aporte de agua al tanque de preparación de lechada fresca

Bomba de doble rotor con conexión de brida, relé de alarma (mensaje de error acumulativo) y un variador de frecuencia integrado para el control continuo de la presión diferencial variable. Tanto la carcasa como el rodete son de acero inoxidable.

Tiene un diámetro nominal de 142 mm, en condiciones normales impulsa un caudal de 25 m³/h y da una altura de 0,14 bar. Potencia requerida de 0,2 kW y trabaja a 950 rpm.

Bomba de aporte de lechada fresca al tanque de oxidación

Bomba horizontal monoetapa, de voluta partida radialmente, anillos de desgaste reemplazables, impulsor cerrado radial con múltiples álabes y protección del eje mediante camisa recambiable. Tiene una única etapa e impulsor radial cerrado con hojas curvadas. Se emplea para el manejo de líquidos agresivos en la industria química y petroquímica. Fabricada con AISI 316.

Equipada con sistema de presión inteligente. Este dispositivo está formado por dos sensores de presión y un panel de visualización. Registra el perfil de carga de la bomba para indicar, en caso necesario, el potencial existente para aumentar la eficiencia energética y la disponibilidad.

El diámetro de rodete es 169 mm, trabaja a 1.450 rpm y la potencia requerida es de 1 kW. Impulsa un caudal de 26 m³/h y da una altura de 0,5 bar.

Bomba de purga

La bomba encargada de extraer la corriente de purga es del mismo tipo y las mismas prestaciones que la que impulsa la lechada fresca hacia el tanque de oxidación.

La diferencia entre una y otra son las condiciones de operación, esta bomba impulsa en condiciones nominales un caudal de 63,40 m³/h. Tiene un diámetro de rodete de 169 mm, trabaja a 2600 rpm, potencia requerida de 6 kW, dando una altura de 2,40 bar.

Bombas de recirculación

Las 5 bombas de recirculación serán el mismo modelo, la única diferencia entre ellas serán las condiciones de operación. Se trata de bombas centrifugas para manipular mezclas abrasivas de partículas finas, de carcasa de voluta modificada, horizontal de extremo de succión con alta rigidez de sección y 4 impulsores de vano.

Su rendimiento es del 83%, el caudal en condiciones nominales de operación es 7424 m³/h, potencia requerida 1,5 MW, el diámetro del álabe es de 1.372 mm, 450 rpm, las alturas requeridas para cada bomba son 4,7; 5; 5,3; 5,5; 5,8 bar.

Soplante de aire de oxidación

Es una turbo soplante de una etapa con multiplicador integrado, impulsor de aluminio, aletas de bronce y aleación de aluminio, engranaje de acero de alta resistencia endurecido, rodamiento eje rápido de bolas cerámicas de contacto de alta presión, rodamiento de eje lento rígido a bolas, lubricación forzada de aceite con bomba integrada de desplazamiento positivo, enfriador de aceite/aire, y filtro de aceite de 10 micras.

Dispone de un motor eléctrico de jaula en ardilla, con una entrada con filtro de grano grueso primero y un filtro tipo bolsa después. Gira a 450 rpm, su potencia requerida es de 150 kW y en condiciones normales de operación trata un caudal de 9.658 m³/h y da una altura de 0,6 bar.

3.3. Sistema de control

En toda planta de proceso industrial es imprescindible controlar una serie de variables de operación para poder asegurar el correcto funcionamiento de los equipos.

Debido a la naturaleza dinámica de los procesos, se presentan continuamente cambios o perturbaciones en las variables, y si no se llevan a cabo acciones de control, no se puede asegurar el cumplimiento de las condiciones impuestas por el diseño ni la seguridad en la planta.

3.3.1. Variables de operación

Las variables asociadas al sistema descrito son concentración de SO₂, caudal, temperatura y nivel, las cuales se describirán a continuación.

Temperatura

En el presente proyecto es necesario controlar la temperatura de salida del intercambiador gas-gas, la temperatura a lo largo de la columna de absorción, la temperatura de entrada del gas y la temperatura en el tanque de oxidación para asegurar un correcto funcionamiento.

Caudal

El caudal debe controlarse en la entrada de alimentación al absorbedor y en el aporte de lechada fresca para mantener el valor óptimo que proporciona eficiencias deseadas. También debe medirse el caudal de agua inyectado y el caudal de purga.

Nivel

El nivel que se controlará será el del tanque de oxidación, ya que si es demasiado bajo puede povocar serios problemas en los equipos. También debe medirse el nivel en el tanque de preparación de lechada fresca y el nivel del silo de caliza.

Concentración SO₂

Se deberá medir la concentración de SO₂ a la salida del GGH para evitar quedar fuera de los límites impuestos en la legislación vigente.

3.3.2. Control del proceso

Lazo 1: Control del nivel de líquido en el fondo del absorbedor

Control de lazo en cascada. Un sensor de nivel (LT) mide la cantidad de líquido que existe en el fondo de la columna. Si el nivel de líquido supera el máximo establecido, este envía una señal a un controlador de nivel (LC). Al mismo tiempo, un sensor de caudal (FT) mide el caudal de agua de lavado de los demisters y le envía la señal a un controlador de caudal (FC). El controlador de nivel interactúa con el de caudal, que envía una señal al actuador de la válvula para abrirla o cerrarla. La integración en el sistema sería de la forma que muestra la Figura 3.11.

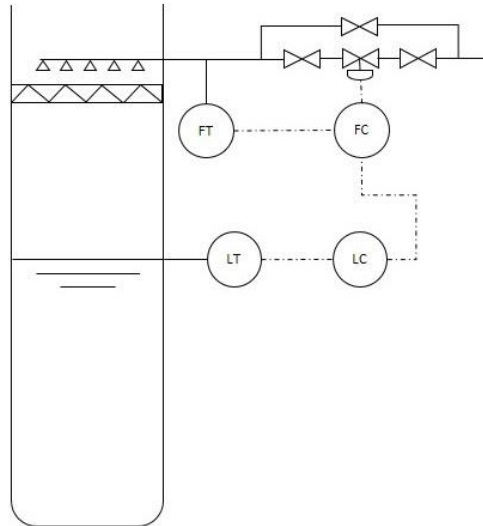


Figura 3.11. Lazo de control de nivel de líquido.

Lazo 2: Control de caudal de gas en la línea de alimentación al absorbedor

Se mide el caudal mediante un caudalímetro (FT) en la corriente que entra en la columna. Este caudalímetro manda una señal a un controlador (FC). Si el caudal de la corriente no es el adecuado se envía una señal al actuador de la válvula de by-pass para que se abra o se cierre según convenga. La Figura 3.12. muestra su implantación en el sistema.

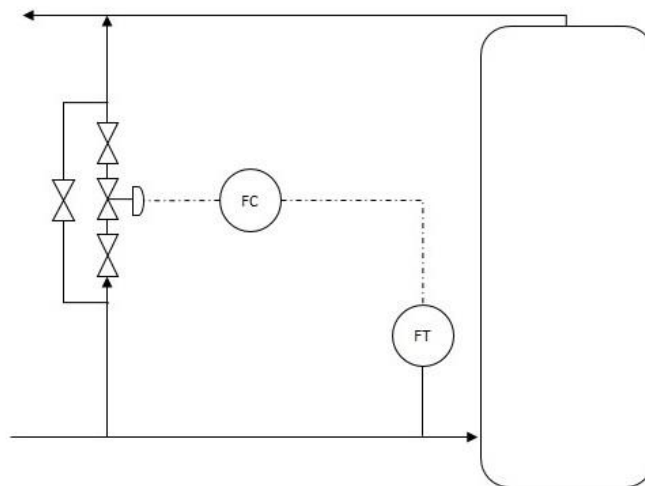


Figura 3.12. Lazo de control de caudal de gas entrante al absorbedor.

Lazo 3: Control de fracción de SO₂ en las baterías de pulverización

Control de lazo en cascada. Se mide la cantidad de SO₂ en el interior del absorbedor justo encima de la batería de pulverización mediante el AT, este envía una señal al AC. Por otro lado un transmisor de caudal (FT) mide el caudal en la línea de recirculación y envía una señal al controlador de caudal (FC). El FC y el AC interactúan para modificar la relación L/G en el absorbedor variando la frecuencia de la bomba. La Figura 3.13. muestra su implantación en el sistema.

Hay cinco baterías de pulverización de lechada, por que lo que el sistema de control de SO_2 se repetirá 5 veces, una por cada batería. En todo caso, el sistema puede operar poniendo todas las baterías de atomizadores en servicio mediante los variadores de frecuencia o poniendo las diferentes baterías a medida que se incremente el valor de L/G.

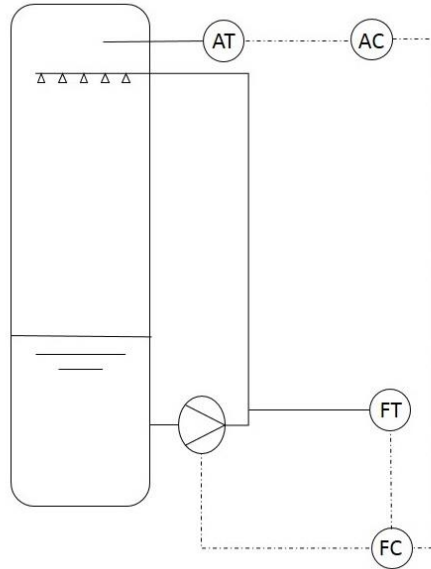


Figura 3.13. Lazo de control de fracción de SO_2 .

Lazo 4: Lazo de control del pH en el tanque de oxidación

El control es de lazo en cascada. Un sensor de análisis de pH (AT) mide el pH en el tanque de oxidación y envía una señal a un controlador de pH (AC). Al mismo tiempo, un caudalímetro (FT) mide el caudal de lechada fresca que entra en el absorbedor y envía su señal a un controlador de caudal (FC). El controlador de pH interactúa con el de caudal mandándole una señal, que compara con el “set point” fijado. Si el pH en el tanque baja por debajo del valor fijado, el controlador de caudal enviará una señal al variador de frecuencia de la bomba para disminuir el caudal de lechada.

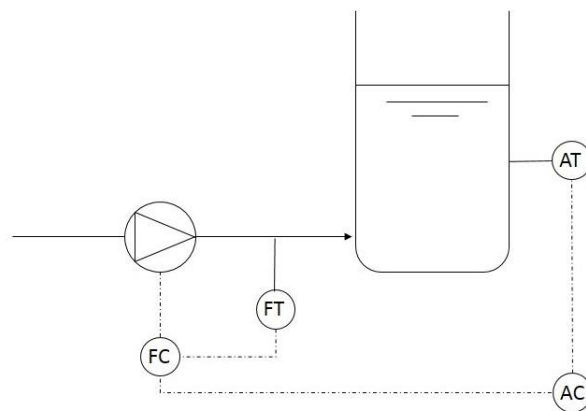


Figura 3.14. Lazo de control del pH en el tanque de oxidación.

Lazo 5: Control de oxidación de sulfito a sulfato

Control de lazo en cascada. Se mide la cantidad de CaCO_3 en la corriente de purga mediante el AT, este envía una señal al AC. Al mismo tiempo un transmisor de caudal (FT) mide el caudal de aire introducido en el tanque de oxidación y envía su señal al controlador de caudal (FC). El FC actuará sobre el variador de frecuencia de la soplante para que se introduzca más aire y así aumentar la conversión si fuera necesario. La Figura 3.15. muestra la implantación de este sistema de control.

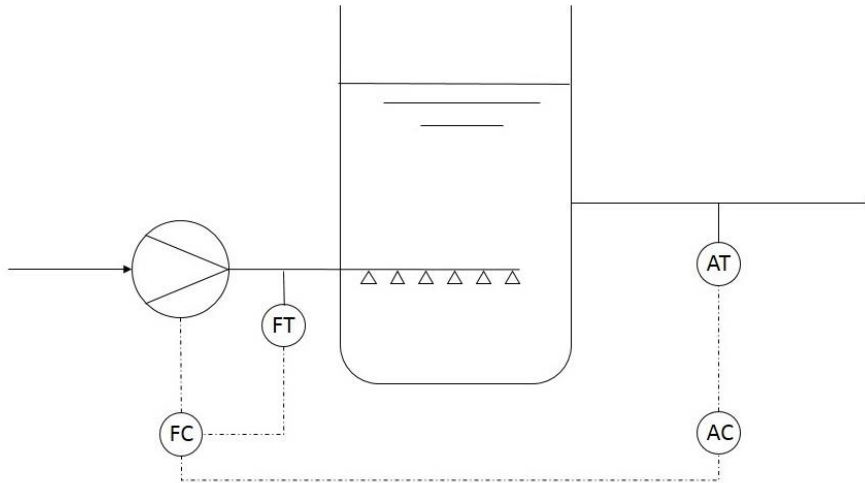


Figura 3.15. Lazo de control de oxidación de sulfito a sulfato.

Podrían aplicarse otras estrategias diferentes a las propuestas, pero estas funcionarían con las variables de control consideradas. Para controlar la cantidad de CaCO_3 podría manipularse la relación Ca/S, es decir, el aporte de caliza. Como esta ya se hace en el control del pH del tanque, podría actuarse sobre el caudal de purga.

Queda fuera del alcance del TFG la especificación de la instrumentación específica (PT, TT, FT, AT, LT y variadores de frecuencia).

3.3.3. Aislamiento y tuberías

La mayoría de los equipos y tuberías presentes en el proyecto no necesitan aislamiento puesto que el fluido en contacto con ellos está a temperatura ambiente. En el absorbedor, el gas entra a $100\text{ }^\circ\text{C}$, pero se puede suponer que en el interior la temperatura es de $52\text{ }^\circ\text{C}$ (temperatura de saturación del gas) puesto que la relación L/G es de 20 como se comentó anteriormente.

Sin embargo, la tubería encargada de conducir el gas sin tratar hasta el absorbedor debe estar aislada térmicamente, fundamentalmente por seguridad.

Las tuberías por donde circulan los gases de combustión serán de acero al carbono, resistente a la acción del azufre. Por otro lado, aquellas por donde circulan los líquidos serán de acero inoxidable para evitar así la corrosión que pudiera provocar el agua. Las tuberías tienen un DN que oscila entre 3" y 6" en el caso de los líquidos. En el caso de los gases las se ha calculado se ha especificado el DN de la tubería de aire de oxidación (DN 24") y el de la tubería de entrada de gases de combustión al absorbedor (DN 200").

4. MEMORIA DE CÁLCULO

4.1. Balances de Materia y Energía

El cálculo de los balances de materia a lo largo de todo el proceso de desulfuración parte de un caudal de gases de 2.000.000 Nm³/h a 200 °C (que sale a 100 °C del GGH) y una composición volumétrica también conocida.

Tabla 4.1. Composición volumétrica del gas de entrada en tanto por ciento.

	BASE HUMEDA	BASE SECA
CO ₂	14,50	16,16
H ₂ O	10,30	0
O ₂	3,90	4,35
SO ₂	0,07	0,07
N ₂	71,23	79,41

Estos cálculos se desarrollarán en seis pasos, los cuales son:

- Eliminación de SO₂ requerida
- Caliza necesaria y preparación de la lechada
- Humedad del gas tratado
- Composición del gas tratado
- Corriente de recirculación y producción de slurry
- Balance de agua en el absorbedor

Una vez que se conoce el agua de proceso necesaria, el total de agua requerida se fija en base a los eliminadores de niebla.

4.1.1. Eliminación de SO₂ requerida

La concentración de SO₂ a la entrada de la unidad es de 2.000 mg/Nm³ (700 ppm). Atendiendo a la legislación vigente, la concentración de SO₂ en la salida final por chimenea no puede superar los 200 mg/Nm³ de gas tratado (70 ppm). Considerando una eficiencia de eliminación de SO₂ en la torre del 97%, el by-pass máximo permitido para cumplir con la legislación es de un 7,2%.

Teniendo en cuenta estas restricciones, el caudal que circulará por el by-pass será:

$$2.000.000 \times 0,072 = 144.000 \frac{Nm^3}{h}$$

Y el caudal de entrada a la torre de absorción:

$$2.000.000 \times (1 - 0,072) = 1.856.000 \frac{Nm^3}{h}$$

Del cual, será SO₂

$$1.856.000 \times 0,0007 = 1.299,2 \frac{Nm^3}{h}$$

Aplicando el 97% de efectividad de eliminación en la torre, el caudal de SO₂ a la salida de ésta será:

$$1.299,2 \times (1 - 0,97) = 38,98 \frac{Nm^3}{h}$$

Por lo que el SO₂ eliminado es

$$1.299,2 - 38,976 = 1.260,22 \frac{Nm^3}{h} \left(56,26 \frac{kmol}{h} \right)$$

4.1.2. Caliza necesaria y preparación de la lechada

La caliza requerida depende de la cantidad de SO₂ que se necesita eliminar en el sistema. Por cada mol de SO₂ será necesario un mol de CaCO₃ (ecuación 3-1). Atendiendo a esta relación molar, la cantidad teórica de CaCO₃ será de 56,26 kmol/h.

Se ha escogido una relación Ca/S_{eliminado} de 1,05 (5% por encima del valor teórico), por lo que el CaCO₃ real aportado será:

$$56,26 \times 1,05 = 59,07 \frac{kmol}{h}$$

$$59,073 \times 100 = 5.907,30 \frac{kg}{h}$$

El exceso de CaCO₃ aportado es entonces

$$59,07 - 56,25 = 2,81 \frac{kmol}{h} \left(281,3 \frac{kg}{h} \right)$$

La caliza suministrada a la planta tiene la siguiente composición másica:

Tabla 4.2. Composición de la piedra caliza suministrada a la planta.

	% p/p
CaCO ₃	95
Impurezas	5

Entonces, el caudal másico de caliza necesaria es:

$$5.907,30 \frac{kg CaCO_3}{h} \times \frac{100 kg Caliza}{95 kg CaCO_3} = 6.218,20 \frac{kg}{h}$$

que contendrá

$$6.218,20 \frac{kg caliza}{h} \times \frac{5 kg impurezas}{100 kg caliza} = 310,90 \frac{kg impurezas}{h}$$

La composición másica de la lechada será de 80% agua y 20% caliza, por lo que el agua que se necesita aportar para la preparación de la caliza es:

$$6.218,20 \frac{kg caliza}{h} \times \frac{80 kg agua}{20 kg caliza} = 24.872,80 \frac{kg agua}{h}$$

4.1.3. Humedad del gas tratado

La humedad inicial en el gas tratado será:

$$\frac{2.000.000 \times 0,103}{2.000.000 - 2.000.000 \times 0,103} = 0,11 \frac{Nm^3 H_2O}{Nm^3 gas seco}$$

$$0,11 \frac{Nm^3 H_2O}{Nm^3 gas seco} \times 0,8 \frac{kg H_2O}{Nm^3 H_2O} \times \frac{1}{1,374} \frac{Nm^3 gas seco}{kg gas seco} = 0,06 \frac{kg H_2O}{kg gas seco}$$

Esta humedad también será la correspondiente al gas que entra en la torre de absorción y la del gas que circula por el by-pass.

Cuando se introducen gases de combustión calientes no saturados en un sistema de depuración en el que se inyecta agua pulverizada, el agua se evapora y se integra en el gas de combustión en condiciones aproximadamente adiabáticas a presión constante, y el gas se enfría. La temperatura del bulbo húmedo se considera constante durante todo el período de vaporización.

Si la evaporación continúa hasta que el gas de combustión se sature con el vapor de agua, la temperatura final del gas será la misma que la temperatura del bulbo húmedo. El sistema se puede asimilar a uno de aire-agua, y la temperatura del bulbo húmedo y las líneas de enfriamiento adiabático serán prácticamente las mismas (Henzel, 1982).

El gas que sale de la torre estará saturado, por lo que, conocidas las condiciones de entrada (temperatura y humedad), y con ayuda del diagrama psicrométrico, se puede estimar la temperatura del gas a la salida del absorbedor, siendo ésta de aproximadamente 52 °C.

Conociada la temperatura de saturación, la humedad se puede obtener a partir de la ecuación 4-1.

$$y = \frac{P_v}{P - P_v} \times \frac{PM_{H_2O}}{PM_{gas seco}} \quad (Ec4-1)$$

donde:

- P_v es la presión de vapor del agua a la temperatura de salida del absorbedor (0.132 bar)
- P es la presión a la entrada de la torre de absorción (1,135 bar). Para estimar esta presión se ha supuesto que el GGH tiene una pérdida de carga de 0,12 bar y que la pérdida de carga en tuberías es de

aproximadamente 0,015 bar. La caída de presión en la torre se ha considerado despreciable (0,0025 bar).

- PM hace referencia a los pesos moleculares del agua y del gas seco (18 y 30,8 kg/kmol respectivamente)

Sustituyendo estos valores en la ecuación 4-1 se obtiene una humedad de saturación de $7,69 \times 10^{-2} \frac{kg H_2O}{kg gas seco}$. Este procedimiento para calcular la humedad no es del todo exacto aunque es una buena aproximación.

4.1.4. Composición del gas tratado

La relación molar SO_2 tratado – $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ formado es uno, por lo que en el sistema se producirán $56,26 \frac{kmol CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}{h}$.

Este $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ será el que reaccione con el O_2 y el agua presentes en el tanque de oxidación para producir $CaSO_4 \cdot 2H_2O$

Por cada mol de $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ se consume medio mol de O_2 , por lo que el O_2 estequiométrico a aportar será

$$56,26 \times 0,5 = 28,13 \frac{kmol O_2}{h}$$

Este O_2 será introducido con la corriente de aire atmosférico en el tanque de oxidación. Para conseguir una conversión a $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ casi completa se introducirá el triple del estequiométrico, es decir,

$$3 \times 28,13 = 84,39 \frac{kmol O_2}{h}$$

Suponiendo una composición molar del aire de 79% N_2 y 21% O_2 se calcula el caudal de aire introducido

$$84,39 \frac{kmol O_2}{h} \times \frac{100 mol aire}{21 mol O_2} = 401,86 \frac{kmol aire}{h}$$

Teniendo en cuenta que no todo el O_2 introducido reaccionará, $84,39 - 28,13 = 56,26 \frac{kmol O_2}{h}$ sobrarán y saldrán por cabeza de torre junto con el O_2 presente en el gas de entrada, que es:

$$1.856.000 \times 0,039 = 72384 \frac{Nm^3 O_2}{h} \quad (3.231,43 \frac{kmol O_2}{h})$$

por lo que el caudal de O_2 a la salida del absorbedor es

$$56,26 + 3.231,43 = 3.287,7 \frac{kmol O_2}{h}$$

Para conocer el caudal de O_2 en la salida final del sistema, hay que sumar a éste el O_2 que va por el by-pass, que es

$$144.000 \times 0,039 = 5.616 \frac{Nm^3}{h} \quad (250,7 \frac{kmol O_2}{h})$$

Lo que da como resultado un caudal de O_2 a la salida de

$$3.287,7 + 250,7 = 3538,4 \frac{kmol O_2}{h}$$

En el aire introducido en el tanque de oxidación también hay presente N_2 , concretamente

$$401,8 \frac{kmol aire}{h} \times \frac{79 kmol N_2}{100 kmol aire} = 317,5 \frac{kmol N_2}{h}$$

Y el N₂ que entra a la torre con el gas es

$$1.856.000 \times 0,7123 = 1.322.029 \frac{Nm^3 N_2}{h} \left(59.019,14 \frac{kmol N_2}{h} \right)$$

Por lo que el N₂ en la salida del absorbedor será:

$$317,5 + 59.019,14 = 59.336,61 \frac{kmol N_2}{h}$$

El N₂ en la corriente de by-pass es

$$144.000 \times 0,7123 = 102.571,2 \frac{Nm^3 N_2}{h} \left(4.579,1 \frac{kmol N_2}{h} \right)$$

Entonces el caudal de N₂ a la salida final del sistema es

$$59.336,61 + 4.579,1 = 63.915,68 \frac{kmol N_2}{h}$$

En la reacción de CaSO₃ con SO₂ también se produce CO₂ en relación molar 1-1, lo que es igual a 56,26 $\frac{kmol CO_2}{h}$

El CO₂ que entra en el absorbedor es

$$1.856.000 \times 0,145 = 269.120 \frac{Nm^3}{h} \left(12.014,29 \frac{kmol}{h} \right)$$

Y entonces a la salida de éste será

$$12.014,29 + 56,26 = 12.070,55 \frac{kmol}{h}$$

Junto con el CO₂ del by-pass

$$144.000 \times 0,145 = 20.880 \frac{Nm^3}{h} \left(932,1 \frac{kmol CO_2}{h} \right)$$

El caudal de CO₂ a la salida de la planta será

$$12.070,55 + 932,143 = 13.002,69 \frac{kmol}{h}$$

Se puede calcular entonces el caudal seco a la salida del absorbedor, que será

Caudal seco = caudal seco entrada - SO₂ eliminado + CO₂ producido + O₂ sobrante + N₂ introducido con el aire de oxidación

$$\begin{aligned} \text{Caudal seco} &= 74.322,8 - 56,26 + 56,26 + 56,26 + 317,5 \\ &= 74.696,6 \frac{kg \text{ gas seco}}{h} \left(2.297.846,5 \frac{kg}{h} \right) \end{aligned}$$

Con respecto al H₂O, el caudal de entrada al absorbedor es

$$1.856.000 \times 0,103 = 191.168 \frac{Nm^3}{h} \left(153,6 \frac{kg}{h} \right)$$

El gas que sale del absorbedor estará saturado, por lo que el agua a la salida de la torre será

$$2.297.846,5 \frac{kg \text{ gas seco}}{h} \times 0,0769 \frac{kg H_2O}{kg \text{ gas seco}} = 176.712,7 \frac{kg H_2O}{h}$$

Por lo tanto, se necesitan $176.712,7 - 153.617 = 23.095 \frac{kg H_2O}{h}$ para saturar el gas.

Por el by-pass circulan

$$144.000 \times 0,103 = 14.832 \frac{Nm^3}{h} \left(11.918,57 \frac{kg H_2O}{h} \right)$$

Por lo que el caudal de agua en la salida final será

$$176.712,7 + 11.918,57 = 188.631,2 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

A continuación, quedan especificadas las corrientes de salida del absorbedor y de la planta final en las tablas 4.3. y 4.4.

Tabla 4.3. Composición del gas a la salida del absorbedor.

Compuesto	BASE SECA				BASE HUMEDA			
	kg/h	Nm ³ /h	%p/p	%v/v	kg/h	Nm ³ /h	%p/p	%v/v
CO ₂	531.104,01	270.380,22	24,20	16,89	531.104,01	270.380,22	22,40	14,85
O ₂	1.800,32	1.260,22	0,082	0,078	1.800,32	1.260,22	0,076	0,069
N ₂	1.661.425,08	1.329.140,06	75,71	83,03	1.661.425,08	1.329.140,064	70,07	73,00
SO ₂	111,36	38,98	5,07x10 ⁻³	2,43x10 ⁻³	111,36	38,98	4,70x10 ⁻³	2,14x10 ⁻³
H ₂ O	0	0	0	0	176.712,67	219.909,10	7,45	12,07
TOTAL	2.194.440,77	1.600.819,49	100	100	2.371.153,44	1.820.728,589	100	100

Tabla 4.4. Composición del gas a la salida final del GGH.

Compuesto	BASE SECA				BASE HUMEDA			
	kg/h	Nm ³ /h	%p/p	%v/v	kg/h	Nm ³ /h	%p/p	%v/v
CO ₂	572.118,30	291.260,22	23,11	16,16	572.118,30	291.260,22	21,47	14,30
O ₂	113.228,89	79.260,22	4,57	4,38	113.228,89	79.260,22	4,25	3,89
N ₂	1.789.639,08	1.431.711,26	72,30	79,43	1.789.639,08	1.431.711,264	67,18	70,28
SO ₂	399,36	139,78	0,016	7,76x10 ⁻³	399,36	139,776	0,015	6,86x10 ⁻³
H ₂ O	0	0	0	0	188.631,242	234.741,10	7,08	11,52
TOTAL	2.475.385,63	1.802.371,49	100	100	2.664.016,87	2.037.112,59	100	100

4.1.5. Corriente de recirculación y composición de slurry

Debido al aporte de O₂ en el tanque de oxidación, se consiguen conversiones muy altas de CaSO₃•½H₂O a CaSO₄•2H₂O, se considerará una conversión del 99%. De esta forma, reaccionarán $55,70 \frac{\text{kmol CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}}{\text{h}}$ de los $56,25 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$ que se han formado previamente, dando lugar a $55,70 \frac{\text{kmol CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}}{\text{h}}$.

Atendiendo a datos bibliográficos (Henzel, 1982), se ha considerado que la lechada de reacción (presente en el tanque de oxidación) estará compuesta por un 14% en peso de sólidos y un 86% de agua, igual que la de la

corriente de purga, mostrada en la tabla 4.5. Los sólidos serán el exceso de CaCO₃ introducido, la parte de CaSO₃•½H₂O que no se oxida, el CaSO₄•2H₂O formado y los inertes presentes en la caliza introducida.

La composición de la corriente de purga queda reflejada en la tabla 4.5.

Tabla 4.5. Composición de la corriente de purga.

Compuesto	kg/h	%p/p
CaCO ₃	281,30	0,38
CaSO ₃ ½H ₂ O	72,58	0,10
CaSO ₄ •2H ₂ O	9.579,95	13,09
Inertes	310,91	0,42
H ₂ O	62.931,97	86,00
TOTAL	73.176,71	100

La relación (litros de lechada por Nm³ de gas tratado) máxima se ha escogido 20, por lo que el caudal necesario en la corriente de recirculación será:

$$1.856.000 \frac{Nm^3 \text{ gas}}{h} \times 20 \frac{L \text{ lechada}}{Nm^3 \text{ gas}} \times 1154 \frac{kg \text{ lechada}}{m^3} \times \frac{1 m^3}{1000 L} = 42.836.480 \frac{kg \text{ lechada}}{h}$$

La densidad de la lechada de reacción se ha obtenido a partir de las densidades de los sólidos y el agua, según el porcentaje de cada uno en la solución. Como una aproximación se ha considerado que todos los sólidos presentes son sulfato cálcico, puesto que es el que se encuentra en mayor proporción, la densidad es entonces:

$$\rho_{lechada \text{ reacción}} = 0,14 \times 2.100 \frac{kg \text{ sulfato cálcico}}{m^3} + 0,86 \times 1.000 \frac{kg \text{ agua}}{m^3} = 1.154 \frac{kg}{m^3}$$

El caudal y la composición queda reflejada en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Composición de la corriente de recirculación.

Compuesto	kg/h	%p/p
CaCO ₃	162.778,62	0,38
CaSO ₃ ½H ₂ O	42.836,48	0,10
CaSO ₄ 2H ₂ O	5.607.295,23	13,09
Inertes	179.913,22	0,42
H ₂ O	36.839.373	86,00
TOTAL	42.836.480	100

4.1.6. Balance de agua en el absorbedor

En la Figura 4.1. se muestran las corrientes a tener en cuenta para calcular el agua necesaria en el proceso de desulfuración.

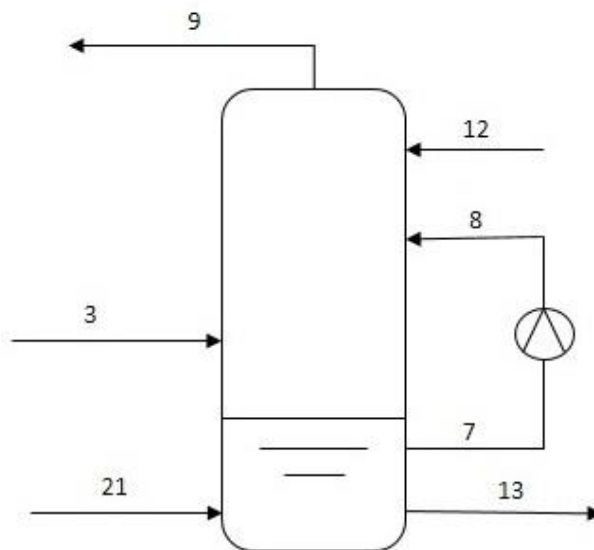


Figura 4.1. Diagrama de las principales corrientes del absorbedor.

La corriente 3 representa la entrada de gas sin tratar al absorbedor, por esta corriente circulan $153.61 \frac{kg H_2O}{h}$. Por la corriente 21 entra $24.87 \frac{kg H_2O}{h}$ correspondientes a la lechada fresca. Por la corriente 13 salen $64.942,14 \frac{kg H_2O}{h}$. Las corrientes 7 y 8 no se tienen en cuenta para hacer el balance de agua puesto que no entra ni sale del volumen de control. Por la corriente 9, que es la de salida de gas tratado, circulan $188.631,24 \frac{kg H_2O}{h}$. El balance lo cerrará el agua introducida por la corriente 12, que se corresponde con la de los eliminadores de nieblas, y que es $75.083,39 \frac{kg H_2O}{h}$.

4.1.7. Balance de Energía en el GGH

En la Figura 4.2. se representa el intercambiador gas-gas presente en la planta.



Figura 4.2. Distribución de corrientes en el GGH.

Se necesita que la temperatura de la corriente 11 sea mayor a 120 °C (temperatura de rocío del ácido sulfúrico) para evitar que se produzcan condensaciones de H₂SO₄. La temperatura del gas en la corriente 1 es de 200 °C y la de la corriente 2 se ha supuesto de 100 °C. El caudal en estas dos corrientes es el mismo ($2.631.357,14 \frac{kg \text{ gas}}{h}$), al igual que ocurrirá en las corrientes 10 y 11, cuyo caudal será $2.664.016,87 \frac{kg \text{ gas}}{h}$. La temperatura de la corriente 10 se puede calcular en función de la temperatura y caudal de la corriente de by-pass y la corriente de salida del absorbedor de la siguiente forma (esta expresión sale de considerar que los Cp apenas varían con la temperatura, es una aproximación):

$$T_{10} = \frac{T_{sat} \times \dot{m}_{salida \text{ absorbedor}} + T_{by-pass}}{\dot{m}_{10}} \quad (Ec4-2)$$

T_{sat} es la temperatura de saturación del gas 52 °C, T_{by-pass} es la temperatura del gas que circula por el by-pass, 100 °C (la misma que la de la corriente 2) y \dot{m}_{10} es el caudal que circula por la corriente 10. Sustituyendo en la ecuación 4.7.1. se obtiene una T₁₀ = 53,39 °C.

Para calcular la temperatura de la corriente 11 se emplea la ecuación 4-3

$$\dot{m}_1 \times Cp_1 \times (T_1 - T_2) = \dot{m}_{10} \times Cp_{10} \times (T_{11} - T_{10}) \quad (Ec4-3)$$

El Cp se puede considerar el mismo para ambos fluidos por lo que no interfiere en el cálculo. Los demás datos son conocidos, excepto T₁₁. Sustituyendo los correspondientes valores en la Ec4-3. se obtiene T₁₁ = 152,17 °C, que es una temperatura suficientemente alta para evitar la condensación de H₂SO₄.

4.2. Diseño de equipos

4.2.1. Absorbedor

Como se comentó anteriormente, en el absorbedor se distinguirán dos partes principales, una zona de oxidación y otra de absorción.

Para el cálculo del diámetro del tanque se ha tomado el caudal máximo a tratar de gas (2.000.000 Nm³/h) que en las condiciones de operación (100 °C y 1,13 bar) sería 2.124.635,6 m³/h (590,2 m³/s). Se ha supuesto una velocidad del gas en el absorbedor de 3 m/s, obteniendo como resultado:

$$A_{transversal} = \frac{590,18}{3} = 196,72 \text{ m}^2$$

El diámetro será entonces:

$$D_{absorbedor} = \sqrt{\frac{4 \times 196,72}{\pi}} = 15,8 \text{ m} \approx 16 \text{ m}$$

Para el diseño del tanque de oxidación se ha partido del caudal desalojado en la corriente de purga cuando by-pass está cerrado (78.854,21 kg/h o 68,33 m³/h).

Para pasar de kg/h a m³/h se ha usado la densidad de la lechada de reacción (1.154 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$).

El tiempo de residencia en el tanque de oxidación se ha tomado de 14 horas, por lo que el volumen del tanque será

$$68,33 \times 14 = 956,6 \text{ m}^3$$

Teniendo en cuenta que el diámetro del tanque son 16 m, se puede obtener la altura de manera sencilla

$$h_{tanque \text{ oxidación}} = \frac{956,6 \text{ m}^3}{196,72 \text{ m}^2} = 4,8 \text{ m} (\approx 5 \text{ m})$$

Para calcular la altura de las baterías de pulverización de lechada se han usado las ecuaciones (4-4) - (4-6). (Gutiérrez Ortiz, 2010)

$$z_i = HTU \times NTU_i \quad (\text{Ec4-4})$$

$$HTU = \frac{G}{(K_G a)} \quad (\text{Ec4-5})$$

$$NTU_i = \ln\left(\frac{y_{i-1}}{y_i}\right) \quad (\text{Ec4-6})$$

donde:

- z_i es la altura de absorción (m)
- HTU es la altura de las unidades de transferencia (m)
- NTU es el número de unidades de transferencia
- G es el flujo molar superficial (kmol/(h m²))
- $K_G a$ es el coeficiente global de transferencia de masa (kmol/(h m³ bar))
- y es la fracción molar de SO₂

El valor de G se obtiene de la relación entre el caudal máximo en kmol/h de gas que puede entrar en la torre y el área transversal de esta

$$G = \frac{89.285,71 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}}{196,72 \text{ m}^2} = 453,86 \frac{\text{kmol}}{\text{h} \times \text{m}^2}$$

Para pasar de Nm^3/h a kmol/h se divide entre 22,4 que es el volumen que ocupa una sustancia en condiciones normales (1 atm y 0°C).

El valor de K_{GA} se ha considerado que se mantiene constante a lo largo de todo el absorbedor y vale $6,1 \text{ lbmol/h ft}^3 \text{ atm}$ o $96,45 \text{ kmol/h m}^3 \text{ bar}$ (Nannen, 1974). La presión en el interior de la torre se puede aproximar a 1 bar.

Sustituyendo los valores de G y K_{GA} en la ecuación 4-5 se obtiene que $HTU = 4,7 \text{ m}$. Este valor se considerará constante a lo largo del absorbedor.

La y_{SO_2} en la corriente de entrada al absorbedor es $7 \cdot 10^{-4}$ y en la corriente de salida $2,14 \cdot 10^{-5}$. Se tendrán 5 baterías de pulverización en las que se asume que se eliminará el mismo SO_2 , por lo que la fracción de SO_2 en cada batería se reducirá

$$\frac{7 \times 10^{-4} - 2,14 \times 10^{-5}}{5} = 1,36 \times 10^{-4}$$

Empleando la ecuación 4-6 se pueden calcular las unidades de transferencia en los distintos niveles

$$\begin{aligned} NTU_1 &= \ln\left(\frac{0,0007}{0,0007 - 0,000136}\right) = 0,216 \\ NTU_2 &= \ln\left(\frac{0,0007 - 0,000136}{0,0007 - 2 \times 0,000136}\right) = 0,275 \\ NTU_3 &= \ln\left(\frac{0,0007 - 2 \times 0,000136}{0,0007 - 3 \times 0,000136}\right) = 0,381 \\ NTU_4 &= \ln\left(\frac{0,0007 - 3 \times 0,000136}{0,0007 - 4 \times 0,000136}\right) = 0,622 \\ NTU_5 &= \ln\left(\frac{0,0007 - 4 \times 0,000136}{0,0007 - 5 \times 0,000136}\right) = 2,054 \end{aligned}$$

Es posible entonces obtener la altura de las baterías de pulverización a través de la ecuación 4-4.

La primera batería se situará a 10 m de la entrada de gas, la siguiente a tres metros de la primera, y las tres restantes cada dos metros. Por lo tanto, las baterías ocuparán una altura de 9 metros.

El diámetro del conducto de entrada de gas al absorbedor se calcula a partir de la ecuación 4-7.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)}{\pi \times v}} \quad (\text{Ec4-7})$$

Q es el caudal máximo a tratar y v se puede suponer 40 m/s puesto que las pérdidas de carga en la línea son muy pequeñas. Sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene un $D = 4,60 \text{ m}$. El conducto de entrada de gas al absorbedor se situará 3 m por encima del nivel de líquido en el tanque de oxidación.

4.2.2. Equipos de impulsión

El diseño de los equipos de impulsión se hará para los caudales máximos, puesto que en este caso la velocidad del fluido en las tuberías será mayor y, por tanto, las pérdidas de carga en las líneas también. El caudal máximo se producirá cuando la válvula de by-pass esté totalmente cerrada y todo el gas que entra en la planta pasará por el absorbedor.

Bomba de aporte de agua al tanque de preparación de la lechada fresca

El caudal máximo que tendrá que impulsar la bomba será $26,8 \text{ m}^3/\text{h}$. Suponiendo la velocidad del fluido $1,5 \text{ m/s}$, se puede calcular el diámetro de tubería necesaria empleando la ecuación 4-7.

Sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene un $D = 0,08 \text{ m}$. De catálogo se obtiene un DN $3 \frac{1}{2}$ ", $D_{int} = 0,08545 \text{ m}$. Sustituyendo este diámetro en la ecuación 4-7. y despejando v , se obtiene que la velocidad real del fluido para este caudal será de $1,3 \text{ m/s}$.

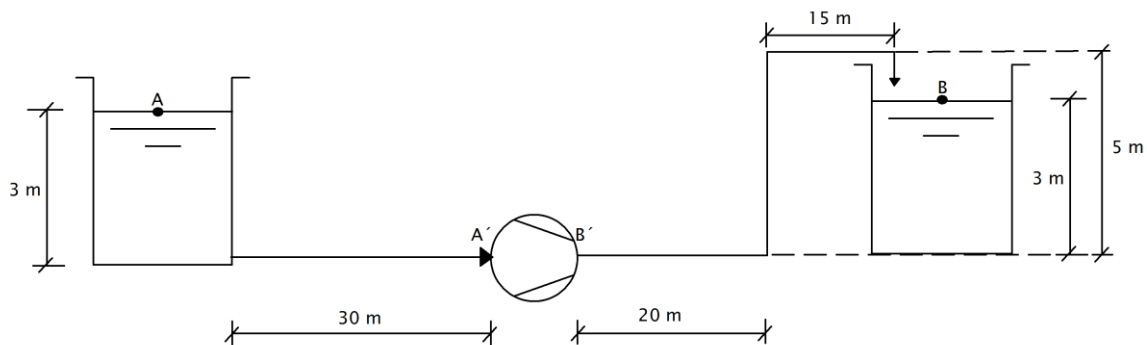


Figura 4.3. Implantación de la bomba de agua en la planta.

Para calcular la pérdida de carga en la bomba, se obtendrá primero la pérdida de carga en la línea de aspiración y posteriormente en la de impulsión, ambas mediante la ecuación 4-8. Conviene aclarar que se usa uno u otro método, es decir, o longitud equivalente o factor K , según el accesorio.

$$hf = 4 \times f \times \frac{L + \Sigma L_{eq}}{D_{int}} \times \frac{v^2}{2} + \Sigma K \frac{v^2}{2} \quad (\text{Ec4-8})$$

Donde

- hf es la pérdida de carga en el tramo (m^2/s^2)
- $4f$ es el factor de fricción en tuberías y está tabulado
- L es la longitud de tramo recto (m)
- L_{eq} es la longitud equivalente de tubería recta de los accesorios, que se obtiene de tablas (Anexo A)
- D es el diámetro interno de la tubería (m)
- v es la velocidad del fluido en la tubería (m/s)
- K es el coeficiente de resistencia de accesorios y se obtiene de tablas (Anexo A)

Para obtener el factor de fricción es necesario calcular la rugosidad relativa (E/D), que se obtendrá a partir de la Figura A.2., y el número de Reynolds, que se obtendrá de la ecuación 4-9.

$$Re = \frac{\rho \times v \times D_{int}}{\mu} \quad (Ec4-9)$$

donde

- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)
- μ es la viscosidad dinámica del fluido ($\frac{\text{kg}}{\text{m} \times \text{s}}$)

Una vez conocidos los valores de Re y E/D se puede conocer el valor de $4f$ a través de la Figura A.1.

Para esta bomba operando en estas condiciones, el valor de la rugosidad relativa es 0,0005 (y $Re = 110.936$ por lo que $4f = 0,02$).

La corriente de aspiración mide 30 m de tubería recta y tiene una embocadura ordinaria que proporciona 2 m de longitud equivalente de tubería recta por lo que sustituyendo en la ecuación 4-8, se obtiene una pérdida de carga en esta línea de 0,06 bar.

La corriente de impulsión mide 42 m de tubería recta y tiene tres codos cuya longitud equivalente en tubería recta son 9 m y una salida brusca cuya longitud equivalente es 0,7 m. El valor de $4f$ sigue siendo el mismo, al igual que el diámetro y la velocidad en la tubería. Sustituyendo entonces de nuevo en la ecuación 4-8 se obtiene que la pérdida de carga en la línea de impulsión es de 0,1 bar.

Sumando las pérdidas de carga se obtiene la total, que será de $16,5 \text{ m}^2/\text{s}^2$ (0,2 bar).

La altura que necesita dar la bomba se obtendrá a partir de la ecuación 4-10.

$$\frac{P_A}{\rho} + g \times z_A + \frac{v_1^2}{2} + H_b = \frac{P_B}{\rho} + g \times z_B + \frac{v_2^2}{2} + hf_{total} \quad (Ec4-10)$$

donde

- P_A es la presión en la superficie del tanque de suministro
- P_B es la presión en el extremo de la tubería de descarga en el tanque de destino
- g es la aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- z_A es la altura de la superficie del tanque de suministro(m)
- z_B es la altura en la tubería de descarga sobre el tanque de destino (m)
- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)
- v_1 es la velocidad del fluido en la superficie del tanque de suministro (m/s)
- v_2 es la velocidad del fluido en la línea de descarga sobre el tanque de destino (m/s)
- H_b es la altura de la bomba en m^2/s^2
- hf_{total} es la pérdida de presión total en m^2/s^2

Ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, por lo que la presión P_A y P_B es la atmosférica (101.325 Pa), g tiene un valor de $9,81 \text{ m/s}^2$, la bomba está a nivel del suelo y $z_A=3\text{m}$ (altura de líquido en el tanque de almacenamiento de agua) y tendrá que descargar por la parte de arriba del depósito de preparación de lechada $z_B = 3 \text{ m}$. La densidad del agua es $\rho = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Todos los términos de la ecuación 4-10 son entonces

conocidos excepto la altura de la bomba, por lo que sustituyendo se obtiene $H_b = 16,5 \frac{m^2}{s^2}$ (0,16 bar).

También se puede calcular el NPSH disponible de la bomba, mediante la ecuación 4-11

$$NPSH_d = \frac{P_A - P_v}{\rho} - g \times z_A - hf_{max} \quad (Ec4-11)$$

donde el único término nuevo que aparece es P_v que es la presión de vapor a la temperatura del fluido (para el agua a 25 °C vale 3.169 Pa), y el término hf_{max} hace referencia a la pérdida de carga máxima en la línea de succión, a caudal máximo.

Sustituyendo en la ecuación 4-11 se obtendrá un valor $NPSH_d = 121,2 \frac{m^2}{s^2}$ (1,21 bar). Este valor se usará posteriormente para la selección de equipos. El NPSH disponible debe ser mayor o igual que el NPSH requerido, que es una función no decreciente con el caudal. El $NPSH_{requerido}$ lo suministra el fabricante en los catálogos (véanse las hojas de especificaciones).

Bomba de aporte de lechada fresca al tanque de oxidación

Esta bomba deberá impulsar un caudal máximo de 30 m³/h de lechada fresca con densidad $\rho = 1200 \frac{kg}{m^3}$. Suponiendo inicialmente que el fluido circula a 1,5 m/s, se obtiene un diámetro de tubería de 0,081 m (empleando la ecuación 4-7). De catálogo se tendrá una tubería de DN 3 1/2", $D_{int} = 0,08545 m$. Sustituyendo en la ecuación 4-7., la velocidad real del fluido será $v = 1,35 m/s$.

Para esta bomba en estas condiciones de operación el valor de la rugosidad relativa es 0.0005 y $Re = 138.670$ por lo que $4f = 0,02$.

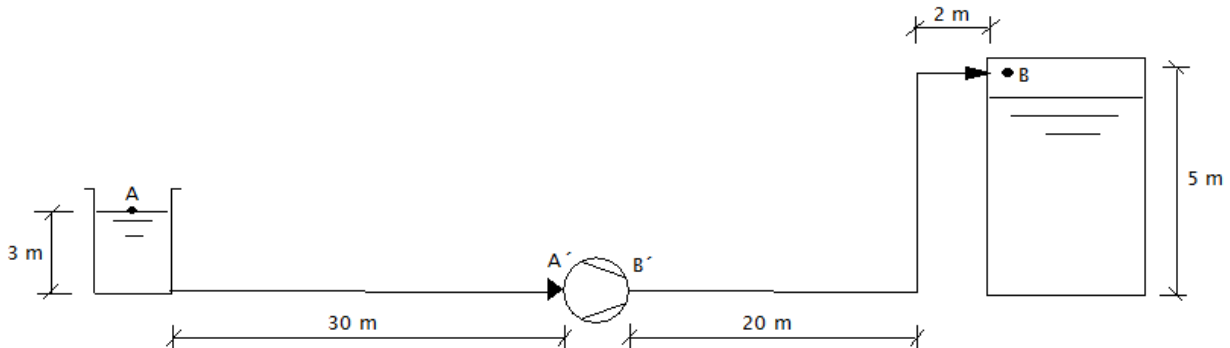


Figura 4.4. Implantación de la bomba de lechada fresca en la planta.

La corriente de aspiración tiene 30 m de tubería recta y una embocadura ordinaria que proporcionará una longitud equivalente de 2 m. Sustituyendo los datos necesarios en la ecuación 4-8 se obtiene que la pérdida de carga en esta línea es de 0,08 bar.

La corriente de impulsión tiene 27 m de tubería recta, 2 codos tipo que darán un longitud equivalente de 6 m y una salida brusca con un $K = 1$. Sustituyendo de nuevo en la ecuación 4-8 se obtiene que la pérdida de carga en esta corriente será de 0,1 bar.

Sumando ambas pérdidas de carga, $hf_{total} = 0,2 bar$.

P_A será la presión atmosférica (101.325 Pa) y P_B se considerará como la presión en el interior del absorbedor que se ha subestimado en 1,13 bar. Los valores de z_A y z_B son 3 y 5 m respectivamente.

Entonces se tiene que la altura que tendrá que dar la bomba en estas condiciones será de $H_b =$

$$44,2 \frac{m^2}{s^2} (0,53 \text{ bar}).$$

Considerando una Pv similar a la del agua a 25 °C y sustituyendo en la ecuación 4-11 se obtiene que $NPSH_d = 103,5 \frac{m^2}{s^2} (1,24 \text{ bar})$.

Bomba de purga

Esta bomba deberá impulsar un caudal máximo de 68,33 m³/h de lechada de reacción con $\rho = 1.154 \text{ kg/m}^3$. Suponiendo inicialmente que el fluido circula con una velocidad de 1,5 m/s y empleando la ecuación 4-7 se obtiene que se necesita un diámetro de tubería $D = 0,13 \text{ m}$. Se seleccionará de catálogo una tubería de 6 pulgadas, $D_{int} = 0,14633 \text{ m}$. Sustituyendo en la ecuación 4-7, la velocidad real del fluido será $v = 1,13 \text{ m/s}$.

Para esta bomba en estas condiciones de operación el valor de la rugosidad relativa es 0,0003 y $Re = 190.589$ por lo que $4f = 0,018$.

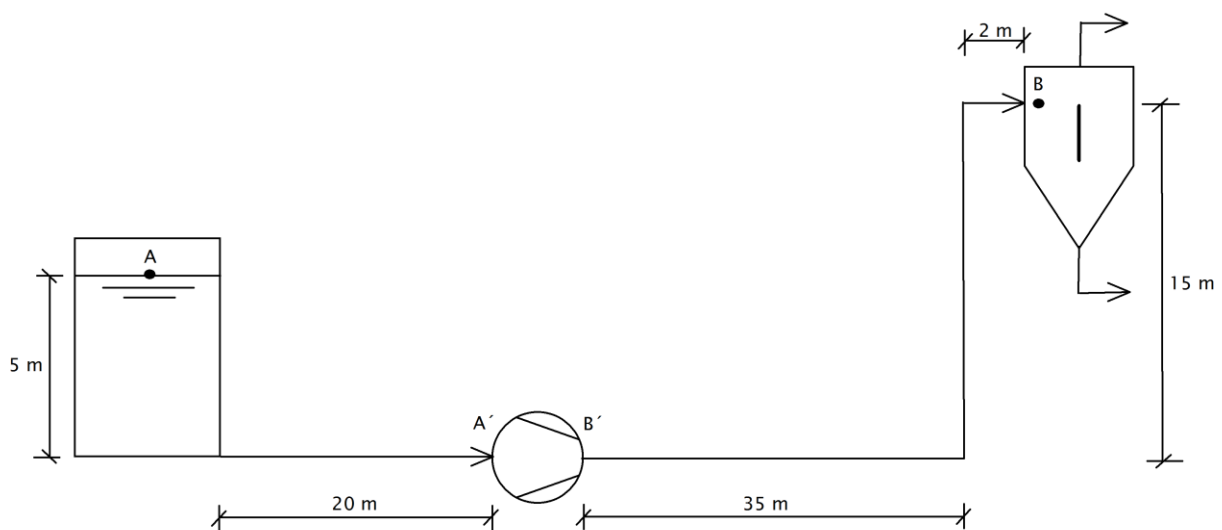


Figura 4.5. Implantación de la bomba de purga en la planta.

La corriente de aspiración tiene 20 m de tubería recta y una embocadura ordinaria que proporcionará una longitud equivalente de 3 m. Empleando la ecuación 4-8 se obtiene que la pérdida de carga en esta línea es de 0,02 bar.

La corriente de impulsión tiene también 52 m de tubería recta, dos codos que darán una longitud equivalente de 10 m y una salida brusca con coeficiente de resistencia igual a 1. Esta línea llega a un separador líquido sólido que provocará una pérdida de presión supuesta de 1 bar (100000 Pa), por lo que la pérdida de carga en esta línea será la suma del valor obtenido mediante la ecuación 4-8 y la pérdida de presión a causa del separador. En total serán 1,06 bar.

Sumando ambas (corriente de aspiración y de impulsión), se obtiene que $hf_{total} = 1,08 \text{ bar}$.

P_A es la presión en el interior del absorbedor (1,13 bar) y P_B es la presión en el interior del separador (1 bar), Z_A y Z_B valdrán 5 y 15 m respectivamente. Entonces sustituyendo en la ecuación 4-10 se tiene que la altura de la bomba será $H_b = 181 \frac{m^2}{s^2} (2 \text{ bar})$. Considerando una Pv similar a la del agua a 25 °C y sustituyendo en la ecuación 4-11 se obtiene que $NPSH_d = 132 \frac{m^2}{s^2} (1,52 \text{ bar})$.

Bombas de recirculación

Tomando una relación máxima de 20 litros de lechada por Nm³ de gas tratado, el caudal máximo que tendrá que impulsar cada una de las 5 bombas de recirculación será de 8.000 m³/h (cuando el by-pass está cerrado), es decir,

cada bomba tendrá una relación L/G de 4.

$$\frac{2.000.000 \frac{\text{Nm}^3 \text{ gas}}{h} \times 20 \frac{\text{L lechada}}{\text{Nm}^3 \text{ gas}}}{1000} = 40.000 \frac{\text{m}^3 \text{ lechada}}{h}$$

$$\frac{40.000 \frac{\text{m}^3 \text{ lechada}}{h}}{5} = 8.000 \frac{\text{m}^3 \text{ lechada}}{h}$$

Se ha supuesto una velocidad del fluido de 9 m/s para evitar un diámetro excesivamente grande de la tubería, a partir de la ecuación 4-7 se tiene que $D = 0,55 \text{ m}$. De catálogo se obtiene una tubería de 24 pulgadas, $D_{int} = 0,585 \text{ m}$. Por lo que la velocidad real del fluido será $v = 8,27 \text{ m/s}$.

El valor de la rugosidad relativa es 0,00007 y $Re = 5.581.457$ por lo que $4f = 0,012$.

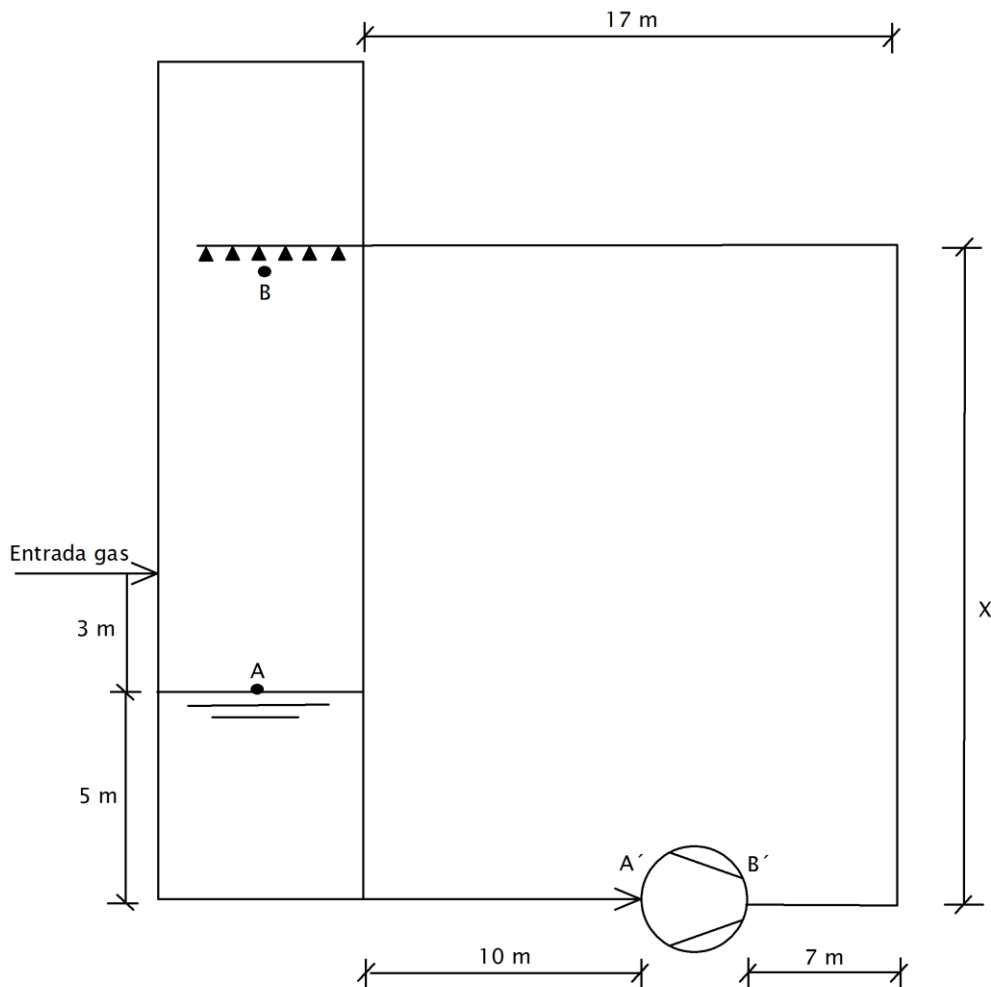


Figura 4.6. Implantación de las bombas de recirculación en la planta.

En la Figura 4.6. el valor de “x” dependerá de la bomba a la que se haga referencia; como se calculó anteriormente, la primera batería de boquillas estará a 10 m de la entrada de gas, por lo que para la bomba 1 de recirculación $x = 18 \text{ m}$, la siguiente batería se situará a 3 metros de la primera, entonces para la bomba 2, $x = 21 \text{ m}$ y las tres baterías restantes estarán separadas 2 m por lo que $x = 23, 25, 27 \text{ m}$, respectivamente, para las bombas 3, 4 y 5 de recirculación.

La corriente de aspiración tiene 10 m de tubería recta y una embocadura ordinaria que supone una longitud

equivalente de 10 m de tubería recta. Empleando la ecuación 4-8 se obtiene que la pérdida de carga en esta línea es de 0,02 bar. En total salen 5 corrientes como esta del absorbedor con la disposición que se representa en la Figura 4.7., pero todas serán exactamente iguales.

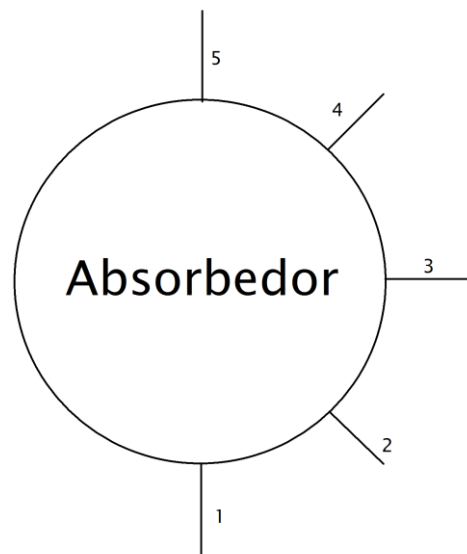


Figura 4.7. Disposición de las bombas de recirculación.

La pérdida de carga en el tramo de impulsión variará según la altura a la que se halle la batería de pulverizadores.

Es necesario calcular la pérdida de carga que se produce en las baterías de pulverización para saber la altura que deberá proporcionar cada bomba. Cada una de las 5 baterías tendrá la misma pérdida de carga puesto que el caudal que circula por ellas es el mismo, las boquillas son exactamente iguales y se disponen de la misma manera en todas las baterías.

Se han escogido boquillas de cono lleno para conseguir abarcar la mayor superficie de contacto posible entre la lechada y el gas. También, con este objetivo se ha seleccionado un ángulo de cono de 90° . De esta forma, se evita que los conos producidos por boquillas aldañas se solapen a una distancia demasiado pequeñas desde la salida de las baterías. Asimismo, hay que tener en cuenta la distancia a la que se encuentran las baterías entre sí y el solapamiento de los conos de las boquillas se debe producir antes de la batería inferior. Se ha establecido una distancia entre boquillas de 2 m y la Figura 4.8. muestra el cono producido por estas.

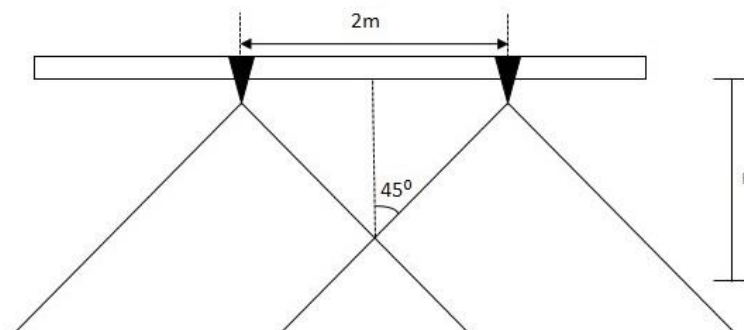


Figura 4.8. Cono formado por las boquillas.

La distancia de solapamiento de los conos (indicada en la Figura 4.8. como “h”) es:

$$h_{\text{solapamiento}} = \frac{1 \text{ m}}{\tan 45^\circ} = 1 \text{ m}$$

que es una distancia adecuada teniendo en cuenta que las baterías estarán separadas entre 2 y 3 m. El diámetro de la vasija es 16 m y los ramales se situarán cada 2 metros a lo largo de un colector principal. Teniendo en cuenta que la distancia entre boquillas será también de 2 m en cada ramal, cada batería estará compuesta por 14 ramales (7 a cada lado del colector principal) y 44 boquillas. El diámetro del colector principal es constante y tiene un valor de 0,585 m (22 pulgadas). Lo mismo sucede con el diámetro de los ramales, con un valor de 0,2 m (8 pulgadas). La Figura 3.3. muestra el aspecto que tendría cada batería de pulverización.

Para calcular la pérdida de carga en la batería, será necesario conocer la pérdida de carga en cada ramal. Se parte de la suposición de que por cada boquilla saldrá el mismo caudal, que será

$$\frac{8.000 \frac{m^3}{h}}{44 \text{ boquillas}} = 181,82 \frac{m^3}{h} \left(0,0505 \frac{m^3}{s} \right)$$

Éstas son condiciones de máximo caudal ($L/G=20$) lo que implica máxima DP en las boquillas.

A partir del catálogo (Anexo E) se tiene que, para este caudal, las boquillas producirán una pérdida de presión de 1,5 bar. En función del número de boquillas, habrá tres tipos de ramales distintos (de 2,3 y 4 boquillas). La Tabla 4.7. muestra el cálculo de las pérdidas de carga en cada tipo de ramal y en la Figura 4.9. se identifica cada uno de los tipos de ramales.

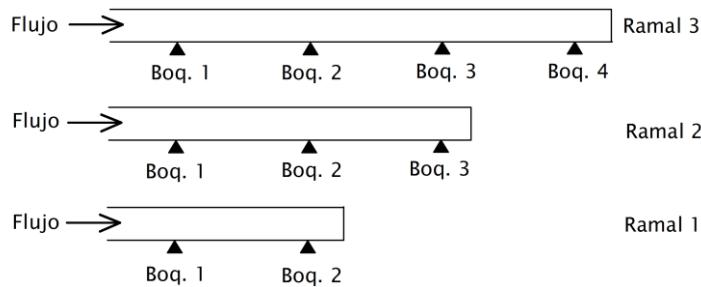


Figura 4.9. Identificación de los tipos de ramales en las baterías de pulverización.

Tabla 4.7. Pérdidas de carga en los tres tipos de ramales.

Ramal	Boquilla	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	E/D	4f	L+L _{eq} (m)	hf (bar)	hf _{total}
1	1	0,10	3,21	742.080	0,0002	0,015	4	0,018	2,65
	2	0,05	1,61	371.040	0,0002	0,0165	2	0,002	
2	1	0,15	4,82	1.113.120	0,0002	0,015	4	0,040	2,68
	2	0,10	3,21	742.040	0,0002	0,016	2	0,009	
	3	0,05	1,61	371.040	0,0002	0,0165	2	0,002	
3	1	0,20	6,43	1.484.160	0,0002	0,0145	4	0,069	2,74
	2	0,15	4,82	1.113.120	0,0002	0,0155	2	0,021	
	3	0,10	3,21	742.040	0,0002	0,016	2	0,009	
	4	0,05	1,61	371.040	0,0002	0,0165	2	0,002	

El caudal Q (m³/s) de la tabla 4.7. hace referencia al caudal que atraviesa cada subtramo en cada ramal.

Conociendo el caudal que sale por cada boquilla, se puede conocer el caudal que circula por cada ramal. Las boquillas se empiezan a numerar desde el colector principal hacia afuera. Al inicio de cada ramal, el caudal será la suma de los caudales de las distintas boquillas que lo compongan; este caudal irá disminuyendo a lo largo del ramal hasta ser 0,0505 m³/s en la última boquilla. La velocidad se calcula con la ecuación 4-7 y el número de Reynolds con la ecuación 4-9. Los valores de E/D y 4f se obtienen de tablas, al igual que L_{eq}, que solo influirá en la primera boquilla de cada ramal porque hay una contracción brusca del diámetro de tubería. Por último, hf se obtiene de la ecuación 4-8 y hf_{total} es la suma de los valores de hf.

Entre cada par de ramales también se produce una pérdida de carga cuyo procedimiento de cálculo será el mismo que los ramales y se muestra en la Tabla 4.8. La identificación de los tramos se muestra en la Figura 4.10.

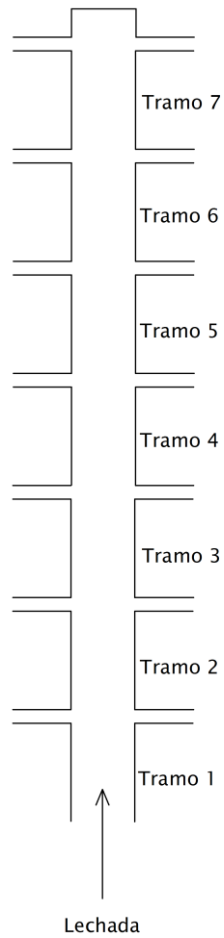


Figura 4.10. Identificación de los tramos del colector principal.

Tabla 4.8. Pérdidas de carga a lo largo del colector principal.

Tramo	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	E/D	4f	L (m)	hf (bar)
1	2,22	8,27	5.581.457	0,00007	0,012	2	0,0162
2	2,02	7,52	5.074.051	0,00007	0,012	2	0,0134
3	1,72	6,39	4.312.944	0,00007	0,012	2	0,0097
4	1,31	4,88	3.298.133	0,00007	0,012	2	0,0056
5	0,91	3,38	2.283.323	0,00007	0,0125	2	0,0028
6	0,50	1,88	1.268.513	0,00007	0,013	2	0,0009
7	0,20	0,75	507.405,1	0,00007	0,0145	2	0,0002

La presión en el colector principal a la altura de cada ramal y en cada ramal a la altura de cada boquilla vendrá dada por la ecuación 4-12

$$P_i = P_{i+1} + \Delta P_{i,i+1} \quad (\text{Ec4-12})$$

donde $\Delta P_{i,i+1}$ es la pérdida de carga en el tramo entre ramales o entre boquillas.

Por lo tanto, se debería cumplir que $P_i > P_{i+1}$. En el caso de los cálculos anteriores, esta condición no se cumple. El motivo es que se ha considerado que el caudal que sale por cada boquilla es el mismo y por lo tanto la caída de presión que aportan también lo es, cuando en realidad el caudal de la boquilla más próxima al colector principal será algo mayor que el de la siguiente boquilla y este a su vez mayor que el de la que está a continuación, de modo que la presión disminuye conforme se avance en el ramal y el fluido circula correctamente. Aún así, el error que se comete es del 0,35 % por lo que se pueden considerar unos cálculos bastante próximos a la realidad.

Para calcular la pérdida de presión en la batería de boquillas se ha cogido la pérdida de presión producida por el ramal de 4 boquillas (valor más grande) y se le ha sumado la de los tramos 1, 2 y 3 obtenido que:

$$hf_{batería} = 2,70 + 0,0162 + 0,0134 + 0,0097 = 2,77 \text{ bar}$$

La pérdida de carga será distinta para cada batería de atomizadores en función de la altura a la que se encuentre. En la Tabla 4.9, se muestra el valor de la pérdida de carga debida a las tuberías y accesorios desde la bomba hasta cada una de las baterías. En la línea de impulsión de cada bomba hay 2 codos cuya longitud equivalente de tubería recta es 22 m.

Tabla 4.9. Pérdida de carga debida a las tuberías y accesorios desde la bomba hasta las baterías.

Bomba	L (m)	Leq (m)	hf (bar)
1	42	22	0,51
2	45	22	0,54
3	47	22	0,56
4	49	22	0,57
5	51	22	0,59

La velocidad el fluido y el diámetro de la tubería es la misma en el tramo de aspiración y en el de impulsión por lo que el factor $4f$ también se mantiene constante.

Se puede calcular entonces la altura total que debe dar la bomba empleando la ecuación 4-10. En la Tabla 4.10. se muestran los datos y el resultado final.

Tabla 4.10. Altura que deben proporcionar las bombas de recirculación.

Bomba	z_B (m)	hf_{total} ($\frac{m^2}{s^2}$)	Hb (bar)
1	18	299	4,81
2	21	301,6	5,20
3	23	303	5,42
4	25	304,4	5,66
5	27	305,8	5,90

z_A vale 5 m para todas las bombas, P_A y P_B se han considerado iguales, aunque hay una diferencia mínima entre ellas debida a la pérdida de carga del gas en el absorbedor y $\rho = 1.154 \text{ kg/m}^3$. hf_{total} es la suma de la pérdida de carga en la línea de aspiración, la de la línea de impulsión y la debida a las baterías de boquillas.

Considerando la P_v similar a la del agua a 25 °C, se puede calcular el NPSH disponible a través de la ecuación 4-11 obteniéndose un resultado de $NPSH_d = 1,5 \text{ bar}$.

Soplante de aire de oxidación

El caudal máximo de aire que deberá proporcionar la soplante será 10.407,3 m³/h, cuando el by-pass está cerrado. Suponiendo una velocidad del aire de 10 m/s y empleando la ecuación 4-7. se obtiene un diámetro de tubería de $D_{int} = 0,6 \text{ m}$ (24 pulgadas).

Esta tubería principal se dividirá en dos con la mitad de diámetro y a su vez de esta saldrán 6 ramales de 12 pulgadas cada uno. Cada uno de estos ramales medirá 7 m y tendrá 3 salidas de aire separadas 2 m. La Figura 4.11. muestra un esquema de la batería de introducción de aire en el tanque de oxidación.

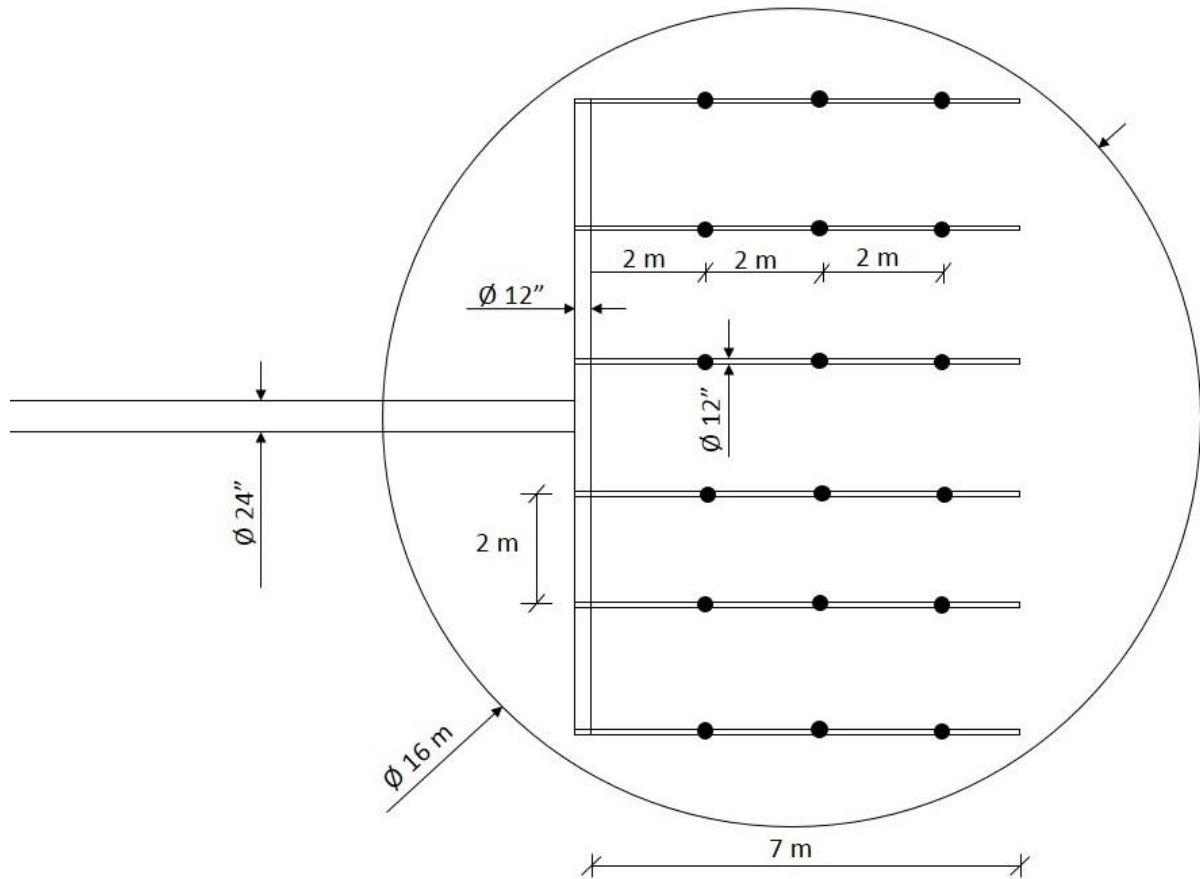


Figura 4.11. Introducción de aire en el tanque de oxidación.

La pérdida de carga en cada ramal se ha calculado usando el mismo procedimiento que se empleó con las baterías de pulverización de lechada. El caudal de aire que sale por cada orificio es

$$Q_{orificio} = \frac{10.407,3}{18} = 578,18 \frac{m^3}{h} \left(0,165 \frac{m^3}{s}\right)$$

Los orificios se identifican siguiendo el mismo método que se usó para reconocer las boquillas en las baterías de lechada, es decir, el primer orificio es el más próximo al colector principal y a partir de éste, se numeran consecutivamente hacia los extremos de los ramales.

En la tabla 4.11 se indican las pérdidas de carga en los ramales.

Tabla 4.11. Pérdidas de carga en ramales de pulverización de aire.

Orificio	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	E/D	4f	L (m)	K	hf (bar)	hf _{total}
1	0,48	6,67	132.611,6	0,00015	0,018	2	1,45	0,00041	1,58
2	0,32	4,44	88.407,75	0,00015	0,019	2	1	0,00013	
3	0,16	2,22	44.203,87	0,00015	0,022	2	1	0,00003	

Los datos anteriores se han obtenido siguiendo el mismo procedimiento de cálculo que se usó en las baterías de pulverización. El factor K para el cambio de sección transversal es 0,45 y para la salida bruca (orificios) es 1. El valor de hf_{total} resulta de sumar las pérdidas de carga en los orificios (calculadas a partir de la ecuación 4-8) y la presión en el tanque a la altura de la batería.

La distribución de aire se situará a 1 m por encima del fondo. La presión en la entrada de la soplante será la atmosférica y en la salida se puede aproximar a la suma de la presión en el interior del absorbedor y la que crea la columna de líquido del tanque de oxidación, valdrá entonces

$$P_B = 1,13 \text{ bar} + \frac{9,8 \times 4 \times 1.154}{100.000} \text{ bar} = 1,6 \text{ bar}$$

Sustituyendo en la ecuación 4-10 y considerando que z_A y z_B tiene el mismo valor se obtiene que la presión que debe superar la soplante es Hb = 0,6 bar.

4.2.3. Tornillo transportador

El caudal máximo para el diseño del tornillo se ha obtenido a partir del caudal molar de SO₂ que debe ser eliminado cuando el by-pass está cerrado, que serán los mismos que se necesite aportar de CaCO₃ (relación 1-1 molar), mayorado un 20%

$$Q_{max} = \frac{60,2 \frac{\text{kmol CaCO}_3}{\text{h}} \times 100 \frac{\text{kg CaCO}_3}{\text{kmol}}}{\frac{95 \text{ kg CaCO}_3}{100 \text{ kg Caliza}}} \times 1,2 = 7.657 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

De bibliografía (JOSSoft) se tiene que la densidad de la caliza se puede considerar 2.000 kg/m³, Q_{max} = 3,8 m³/h.

El caudal mínimo se ha calculado considerando las condiciones normales de operación, suponiendo una relación Ca aportado - S eliminado de 1,05

$$Q_{min} = \frac{(1,05 \times 56,25) \frac{\text{kmol CaCO}_3}{\text{h}} \times 100 \frac{\text{kg CaCO}_3}{\text{kmol}}}{\frac{95 \text{ kg CaCO}_3}{100 \text{ kg Caliza}}} = 6.218,21 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(3,11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$$

Observando la Tabla C.1. se tiene que el material pertenece a la clase d con factor del material de entre 3 y 4, se usará 4 porque dará una mayor potencia del tornillo, conociendo esto, en la Figura C.1. se llega a la conclusión de que el tornillo tendrá 23 cm de diámetro y operará a una velocidad de 30 rpm.

Para calcular la potencia del tornillo se empleará la ecuación 4-13 (apuntes de OBSF).

$$W = \frac{\dot{m} \times L \times F}{270 \times \eta} \quad (\text{Ec4-13})$$

Donde

- W es la potencia (CV)
- \dot{m} es el caudal másico (t/h)
- L la longitud del tornillo (m)
- F es el factor del material y se obtiene de tablas (Anexo C)
- η es el rendimiento (30%)

Suponiendo una longitud de tornillo de 10 m y sustituyendo los valores en la ecuación 4-13 se obtiene una potencia del tornillo de $W = 3,8 \text{ CV}$ (2,8 kW).

4.2.4. Depósitos de almacenamiento

Para el diseño de estos equipos se ha partido de los caudales necesarios de caliza y lechada fresca en las condiciones más desfavorables de operación (by-pass cerrado).

Tolva de almacenamiento de Caliza

En dichas condiciones, el caudal de caliza necesario es 6.700 kg/h o 6,7 m³/h. Para hacer este cambio de unidades se ha empleado la ecuación 4-14.

$$\rho_{aparente} = \rho_{real} \times (1 - \varepsilon) \quad (\text{Ec4-14})$$

Donde

- ρ_{real} es la densidad real del material y vale 2.000 kg/m³ para la caliza
- ε es la fracción de hueco libre que queda al apilar el material en la tolva y vale 0,5 para la caliza (Sanders, 1998).
- $\rho_{aparente}$ es la densidad aparente del material

Se ha establecido que la tolva, cuya parte cilíndrica tendrá 3 metros de diámetro, se rellenará cada 8 horas, por lo que el volumen es de:

$$V_{tolva} = 6,7 \times 8 = 53,6 \text{ m}^3$$

A través de la Tabla B.1. se elige un ángulo de rozamiento de 30° por ser el valor más desfavorable y con este valor, en la Figura B.1. se obtiene que el semiángulo de inclinación de la parte cónica de la tolva será de 15° .

Entonces la altura de la parte cónica de la tolva será:

$$h_{cono} = \frac{1,5 \text{ m}}{\tan 15^\circ} = 5,88 \text{ m}$$

El volumen de la parte cónica será:

$$V_{cono} = \frac{\pi}{3} \times \frac{D^2}{4} \times h_{cono} \quad (\text{Ec4-15})$$

Sustituyendo en la ecuación 4-15 se tiene $V_{cono} = 13,84 \text{ m}^3$.

Por lo que el volumen de la parte cilíndrica de la tolva tendrá que ser $53,6 - 13,84 = 39,76 \text{ m}^3$. La altura de esta parte se calcula con la ecuación 4-16.

$$h_{cilindro} = \frac{4 \times V_{cilindro}}{\pi \times D^2} \quad (\text{Ec4-16})$$

Sustituyendo se obtiene que $h_{cilindro} = 5,6 \text{ m}$

Sumando ambas alturas y aplicando un factor de seguridad del 20%, se tiene que la altura final de la tolva será $h_{tolva} = 13,77 \text{ m}$ ($\approx 14 \text{ m}$).

El llenado de esta tolva de alimentación intermedia se producirá con caliza proveniente de una batería de silos más grandes situada aguas arriba de la tolva y cuyo diseño queda fuera del alcance del proyecto.

Tanque de preparación de lechada

En las condiciones de diseño, el aporte de lechada fresca al tanque de oxidación será de $33.503,29 \text{ kg/h}$ o $28 \text{ m}^3/\text{h}$ ($\rho_{lechada \text{ fresca}} = 1200 \text{ kg/m}^3$).

El tanque de preparación de lechada será cilíndrico, de $3,5 \text{ m}$ de diámetro y la lechada tendrá un tiempo de residencia de 1 h , por lo que el volumen del será

$$V_{tanque} = 28 \times 1 = 28 \text{ m}^3$$

Y la altura vendrá dada por la ecuación 4-16. Aplicando un factor de seguridad del 20%, se tiene que la altura final del tanque será:

$$h_{tanque} = 3,48 \text{ m} (\approx 3,5 \text{ m})$$

Tanque de agua previo a la preparación de lechada

En las condiciones de diseño, el aporte de agua al tanque de preparación de la lechada fresca será de $26.802,63 \text{ kg/h}$ o $26,80 \text{ m}^3/\text{h}$ ($\rho_{agua} = 1000 \text{ kg/m}^3$).

El tanque de agua será cilíndrico, de $3,5 \text{ m}$ de diámetro y tendrá una autonomía de 1 h (contará con un sistema de control de nivel, que queda fuera del alcance el TFG), por lo que el volumen será:

$$V_{tanque} = 26,80 \times 1 = 26,80 \text{ m}^3$$

Y la altura vendrá dada por la ecuación 4-16. Aplicando un factor de seguridad del 20%, se tiene que la altura final del tanque será:

$$h_{tanque} = 3,34 \text{ m } (\approx 3,5 \text{ m})$$

4.2.5. Agitadores

Para los agitadores se ha decidido utilizar un impulsor de turbina del tipo álabes planos y disco de 6 palas, ya que este tipo de impulsor trabaja principalmente con fluidos de baja viscosidad y para velocidades que pueden ser medias o altas. Este tipo de impulsor resulta más económico y fácil de construir que un agitador de hélice o de turbina con palas inclinadas (Castillo Uribe, 2013).

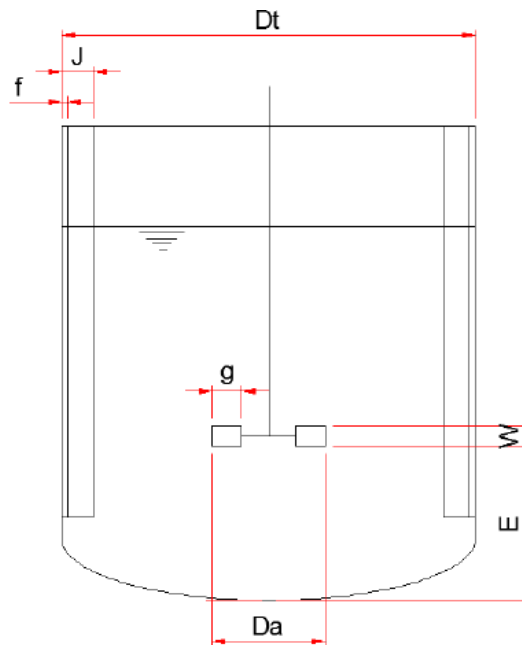


Figura 4.12. Esquema de mezclador en tanque (Castillo Uribe, 2013).

Se utilizarán placas deflectoras para evitar los vórtices alrededor del eje y reducir así los esfuerzos que actúan sobre este. Se dispondrán 4 placas deflectoras equidistantes en el tanque de preparación de la lechada y 6 en el de oxidación para evitar la formación de vórtices en el fluido.

El motor deberá trabajar a velocidades medias. Como velocidad media para una turbina las velocidades pueden ser del orden de 100 a las 300 rpm. En este diseño se ha definido una velocidad de 115 rpm (Castillo Uribe, 2013).

Considerando el medio húmedo al cual estará expuesto el agitador, se ha optado por usar acero inoxidable AISI 316, por su resistencia a la corrosión y los ambientes húmedos.

Como punto de partida para el diseño de los agitadores se usarán las semejanzas geométricas estandarizadas que relacionan las medidas generales del estanque con el tipo de impulsor (Castillo Uribe, 2013).

Tabla 4.12. Semejanzas geométricas impulsor tipo turbina (Castillo Uribe, 2013).

$\frac{D_a}{D_t} = 0,33$	$\frac{E}{D_t} = 0,33$	$\frac{W}{D_a} = 0,2$
$\frac{g}{D_a} = 0,25$	$\frac{J}{D_t} = 0,1$	$\frac{f}{D_t} = 0,02$

D_t valdrá 3,5 m en el caso del tanque de preparación de la lechada fresca y 16 m en el caso del tanque de oxidación.

La distancia desde el fondo a la base del impulsor (E) de cada agitador será

$$E = 0,33 \times 3,5 = 1,15 \text{ m}$$

El diámetro del impulsor D_a será

$$D_a = 0,33 \times 3,5 = 1,15 \text{ m}$$

La longitud de cada álabe (g)

$$g = 0,25 \times 1.155 = 288,75 \text{ mm}$$

Y el ancho (W)

$$W = 0,2 \times 1.155 = 231 \text{ mm}$$

Las placas deflectoras del tanque de preparación de la lechada fresca tendrán un ancho (J) de

$$J = 0,1 \times 3,5 = 0,35 \text{ m}$$

Y el espacio entre la placa y el estanque (f) será

$$f = 0,02 \times 3,5 = 0,07 \text{ m}$$

Para calcular los datos referentes a los mezcladores del tanque de oxidación se ha seguido el mismo procedimiento de cálculo que para el tanque de preparación de la lechada. Si embargo, en este caso, los mezcladores no entran al tanque por arriba, sino que lo hacen lateralmente, bien de forma horizontal o con un cierto ángulo de inclinación. Este método en este caso sería una aproximación.

Se han decidido colocar 6 mezcladores con las mismas características que el del tanque de preparación de la lechada, cogiéndose $D_t=3,5$ m. Por otra parte, en el caso de las placas del tanque de oxidación,

$$J = 0,1 \times 16 = 1,6 \text{ m}$$

$$f = 0,02 \times 16 = 0,32 \text{ m}$$

Para el cálculo de la potencia (P) consumida se calcula en primera instancia el número de Reynolds según la ecuación 4-17 (Castillo Uribe, 2013).

$$Re = \frac{N \times d^2 \times \rho}{\mu} \quad (\text{Ec4-17})$$

Donde

- N es la velocidad angular
- d es el diámetro del agitador
- ρ es la densidad del fluido
- μ es la viscosidad

La velocidad angular se ha tomado 115 rpm (1,92 rps) (Castillo Uribe, 2013), el diámetro del agitador es 1,15 m, la viscosidad se toma 0,001 kg/m•s y la densidad será 1.200 kg/m³ en el caso del tanque de preparación de lechada fresca y 1.154 kg/m³ en el tanque de oxidación.

Considerando estos valores, el Reynolds en el tanque de preparación de lechada fresca es

$$Re = \frac{1,92 \times 1,15^2 \times 1.200}{0,001} = 3.047.040$$

Y en el tanque de oxidación será

$$Re = \frac{1,92 \times 1,15^2 \times 1.154}{0,001} = 2.930.236,8$$

De los datos obtenidos se concluye que el carácter del fluido en ambos tanques es turbulento.

A través de la Figura D.1. se puede determinar el número de potencia (Np) mediante una interpolación con el número de Reynolds calculado, para un impulsor de turbina de 6 palas con 4 placas deflectoras.

El número de potencia se relaciona con la potencia (P) según la ecuación 4-18 (Castillo Uribe, 2013).

$$Np = \frac{P}{N^3 \times d^5 \times \rho} \quad (\text{Ec4-18})$$

El número de potencia para ambos fluidos es 7, y sustituyendo los valores apropiados en la ecuación 4-18, se obtiene que la potencia que necesita aportar el motor a los agitadores del tanque de preparación de la lechada es

$$P = 7 \times 1,92^3 \times 1,15^5 \times 1.200 = 119,58 \text{ kW}$$

Y la potencia de cada agitador en el tanque de oxidación será

$$P = 7 \times 1,92^3 \times 1,15^5 \times 1.154 = 115 \text{ kW}$$

Considerando que la eficiencia del motor será del 90%, las potencias reales serán

$$P_{\text{preparación lechada}} = \frac{119,58}{0,9} = 132,86 \text{ kW}$$

$$P_{\text{oxidación}} = \frac{115}{0,9} = 127,77 \text{ kW}$$

4.2.6. Aislamiento

Para la selección del tipo de aislante en esta tubería se ha partido de que la máxima temperatura a la que circulará el fluido por el interior será de 200 °C, condición extrema en la que el GGH no está operativo.

Teniendo en cuenta esta temperatura y el diámetro de la tubería (DN 200”) se ha seleccionado del catálogo mostrado en anexo F una lana mineral ISOVER TECH wired Mat MT 3.1 constituida por mantas armadas de lana de roca que incorpora por una de sus caras una malla de acero galvanizado cosida con hilos de acero galvanizado, tiene una conductividad de 0,067 W/m•K a esa temperatura, clase de reacción al fuego A1 y código de designación MW EN 14303-T2-ST(+)-560-WS1.

Para calcular este aislamiento se ha partido de la ecuación 4-19 mostrada en Anexo F (es un procedimiento aproximado)

$$d = \frac{D}{2} \times (e^{\frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \times \frac{D+2 \times d_{ref}}{D}} - 1) \quad (\text{Ec 4-19})$$

Donde:

- λ_{ref} es la conductividad térmica de referencia (0,04 W/m•K)
- λ es la conductividad térmica del material (0,067 W/m•K)
- d_{ref} es el espesor mínimo de referencia (60 mm)
- d es el espesor mínimo del material empleado (mm)
- D es el diámetro interior del material aislante, coincide con el diámetro exterior de la tubería

Sustituyendo en la ecuación 4-19 se tiene que el espesor mínimo de aislante necesario es 100 mm.

5. HOJAS DE ESPECIFICACIONES

Índice de hojas de especificaciones

Tabla 5.1. Absorbedor	75
Tabla 5.2. Bomba de aporte de agua	77
Tabla 5.3. Bomba de aporte de lechada	79
Tabla 5.4. Bomba de purga	81
Tabla 5.5. Bomba de recirculación 1	83
Tabla 5.6. Bomba de recirculación 2	85
Tabla 5.7. Bomba de recirculación 3	87
Tabla 5.8. Bomba de recirculación 4	89
Tabla 5.9. Bomba de recirculación 5	91
Tabla 5.10. Soplante de oxidación	93
Tabla 5.11. Tanque de agua	95
Tabla 5.12. Tanque de preparación de la lechada	97
Tabla 5.13. Tolva de almacenamiento de Caliza	99
Tabla 5.14. Agitadores tanque prep. de lechada	101
Tabla 5.15. Agitadores tanque de oxidación	103
Tabla 5.16. Aislamiento tuberías	105

Tabla 5.1. Hoja de especificaciones absorbedor.

HOJA DE ESPECIFICACIONES				
Absorbedor				
Altura	35			m
Diámetro	16			m
Recubrimiento interior	Engomado de caucho			
<p>El diagrama muestra un absorbedor vertical cilíndrico con un diámetro de 16 m. El flujo de gas sin tratar entra por la parte inferior y el gas tratado sale por la parte superior. El tanque está dividido en varias secciones con alturas especificadas: 3 m en la parte superior, 2 m para una zona con 4 triángulos, 1 m para una zona con 4 triángulos, 2 m para una zona con 4 triángulos, 2 m para una zona con 4 triángulos, 2 m para una zona con 4 triángulos, 3 m para una zona con 4 triángulos, 10 m para la zona principal, 3 m para una zona con 4 triángulos, y 5 m en la base. Una zona de 1 m de altura está marcada en la parte inferior derecha.</p>				
Tanque de oxidación				
DATOS DE OPERACIÓN			DIMENSIONES	
Fluido	Lechada de reacción		Capacidad	1.005 m ³
Temperatura	25	°C	Posición	Vertical
Presión	Atmosférica	atm	Tipo	Cilíndrico
Sólidos en suspensión	Si		Diámetro exterior	16.000 mm
Compuestos corrosivos	Si		Altura	5.000 mm
Densidad líquido	1.154	kg/m ³	Aislamiento	No

DATOS CONSTRUCTIVOS		ACCESORIOS	
Fondo	Plano	Refrigeración	No
Sobrespesor por corrosión	No	Calentamiento	No
Tratamiento térmico	No	Fluido calent./refrig.	-/-
Aislamiento	No	Válvula seguridad	No
Pintura	No	Venteo	Si
Recubrimiento interno	Si	Tapa	No
		Deflector	Si

Tabla 5.2. Hoja de especificaciones bomba de aporte de agua.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de aporte de agua al tanque de preparación de lechada fresca		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Agua de red		Presión aspiración	101.325	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	101.325	Pa
Densidad	1.000	kg/m ³	Altura requerida	14,2	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	122	m ² /s ²
Viscosidad	10 ⁻³	kg/m s			
Caudal	25	m ³ /h			
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB		Presión de diseño	16.000	Pa
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	142	mm
Modelo	Etanorm 065-050-125		Número de etapas	1	
NPSH requerido	7	m ² /s ²	MOTOR		
			Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	200	W	Modelo	KSB SuPremE	
Caudal mínimo	6	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	950	r.p.m.			
Altura manométrica	44,10	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
Temperatura de diseño	110	°C	Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.3. Hoja de especificaciones bomba de aporte de lechada.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de aporte de lechada fresca al tanque de oxidación		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada fresca		Presión aspiración	101.325	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.200	kg/m ³	Altura requerida	40,7	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	102,4	m ² /s ²
Caudal			26 m ³ /h		
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB		Presión de diseño	25.000	Pa
Norma de diseño	DIN EN ISO 5199		Diámetro impulsor	169	mm
Modelo	CPKN		Número de etapas	1	
NPSH requerido	9,8	m ² /s ²	MOTOR		
			Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.000	W	Modelo	KSB IE3	
Caudal mínimo	1	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	1.450	r.p.m.			
Altura manométrica	58,8	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
Temperatura de diseño	400	°C	Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.4. Hoja de especificaciones bomba de purga.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de purga		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	100.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	184	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	128,6	m ² /s ²
Caudal			63,40 m ³ /h		
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB		Presión de diseño	25.000	Pa
Norma de diseño	DIN EN ISO 5199		Diámetro impulsor	169	mm
Modelo	CPKN		Número de etapas	1	
NPSH requerido	24,5	m ² /s ²	MOTOR		
			Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	6.000	W	Modelo	KSB-IE3	
Caudal mínimo	1	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	2600	r.p.m.			
Altura manométrica	58,80	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
Temperatura de diseño	400	°C	Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.5. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 1.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de recirculación 1		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	407	m ² /s ²
Presión de Vapor	3.169	Pa	NPSH disponible	132,6	m ² /s ²
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB				
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	1.372	mm
Modelo	LSA 22x24x54 C/4ME		Número de etapas	1	
NPSH requerido	68,6	m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento	85	%	Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.500.000	W			
Caudal mínimo	23	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.			
Altura manométrica	671,4	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
			Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.6. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 2.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de recirculación 2		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	438.44	m ² /s ²
Presión de Vapor	3.169	Pa	NPSH disponible	132,6	m ² /s ²
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB				
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	1.372	mm
Modelo	LSA 22x24x54 C/4ME		Número de etapas	1	
NPSH requerido	68,6	m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento	85	%	Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.500.000	W			
Caudal mínimo	23	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.			
Altura manométrica	671,4	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
			Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.7. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 3.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de recirculación 3		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	459,25	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	132,6	m ² /s ²
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB				
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	1.372	mm
Modelo	LSA 22x24x54 C/4ME		Número de etapas	1	
NPSH requerido	68,6	m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento	85	%	Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.500.000	W			
Caudal mínimo	23	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.			
Altura manométrica	671,4	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
			Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.8. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 4.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de recirculación 4		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	480	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	132,6	m ² /s ²
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB				
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	1.372	mm
Modelo	LSA 22x24x54 C/4ME		Número de etapas	1	
NPSH requerido	68,6	m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento	85	%	Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.500.000	W			
Caudal mínimo	23	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.			
Altura manométrica	671,4	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
			Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.9. Hoja de especificaciones bomba de recirculación 5.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Bombas Centrífugas			DESCRIPCIÓN: Bomba de recirculación 5		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión aspiración	113.000	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	113.000	Pa
Densidad	1.154	kg/m ³	Altura requerida	500,8	m ² /s ²
Presión de Vapor	1.369	Pa	NPSH disponible	132,6	m ² /s ²
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	KSB				
Norma de diseño	Directiva 2009/125/CE		Diámetro impulsor	1.372	mm
Modelo	LSA 22x24x54 C/4ME		Número de etapas	1	
NPSH requerido	68,6	m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento	85	%	Fabricante	KSB	
Potencia absorbida	1.500.000	W			
Caudal mínimo	23	m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.			
Altura manométrica	671,4	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
			Fluido	Aceite	
NOTAS					

Tabla 5.10. Hoja de especificaciones soplante de oxidación.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Soplantes			DESCRIPCIÓN: Soplante de aire de oxidación		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
Fluido	Aire		Presión aspiración	101.325	Pa
Temperatura	25	°C	Presión impulsión	163.034,80	Pa
Densidad	1,2	kg/m ³	Altura requerida	50.140	m ² /s ²
Presión de Vapor		Pa	NPSH disponible		m ² /s ²
Viscosidad	0,0000018	kg/m s			
Caudal	9.658	m ³ /h			
DATOS DEL FABRICANTE					
Fabricante	MAPNER		Presión de diseño	101.325	Pa
Norma de diseño			Diámetro impulsor		mm
Modelo	TSC30 GTB		Número de etapas	1	
NPSH requerido		m ² /s ²	MOTOR		
Rendimiento		%	Fabricante	MAPNER	
Potencia absorbida	200.000	W	Modelo		
Caudal mínimo		m ³ /h	Frecuencia	50	Hz
Velocidad	450	r.p.m.	Potencia		W
Altura manométrica	66.666,67	m ² /s ²	LUBRICACIÓN		
Temperatura de diseño	0	°C	Fluido		
NOTAS					

Tabla 5.11. Hoja de especificaciones de tanque de agua.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Tanques			DESCRIPCIÓN: Tanque de agua		
DATOS DE OPERACIÓN			DIMENSIONES		
Fluido	Agua		Capacidad	33,7	m ³
Temperatura	25	°C	Posición	Vertical	
Presión	Atmosférica	atm	Tipo	Cilíndrico	
Sólidos en suspensión	No		Diámetro exterior	3.500	mm
Compuestos corrosivos	No		Altura	3.500	mm
Densidad líquido	1.000	kg/m ³	Aislamiento	No	
Viscosidad	10 ⁻³	kg/m•s			
DATOS CONSTRUCTIVOS			ACCESORIOS		
Fondo	Plano		Refrigeración	No	
Sobrespesor por corrosión	No		Calentamiento	No	
Tratamiento térmico	No		Fluido calent./refrig.	-/-	
Aislamiento	No		Válvula seguridad	No	
Pintura	No		Venteo	No	
Material constructivo	PVC		Tapa	Si	
Recubrimiento interno	No		Deflector	No	
NOTAS					

Tabla 5.12. Hoja de especificaciones de tanque de preparación de lechada

HOJA DE ESPECIFICACIONES Tanques			DESCRIPCIÓN: Tanque de preparación de lechada		
DATOS DE OPERACIÓN			DIMENSIONES		
Fluido	Lechada fresca		Capacidad	33,7	m ³
Temperatura	25	°C	Posición	Vertical	
Presión	Atmosférica	atm	Tipo	Cilíndrico	
Sólidos en suspensión	Si		Diámetro exterior	3.500	mm
Compuestos corrosivos	No		Altura	3.500	mm
Densidad líquido	1.200	kg/m ³	Aislamiento	No	
Viscosidad		kg/m•s			
DATOS CONSTRUCTIVOS			ACCESORIOS		
Fondo	Plano		Refrigeración	No	
Sobrespesor por corrosión	No		Calentamiento	No	
Tratamiento térmico	No		Fluido calent./refrig.	-/-	
Aislamiento	No		Válvula seguridad	No	
Pintura	No		Venteo	No	
Material constructivo	Acero inoxidable		Tapa	Si	
Recubrimiento interno	No		Deflector	4	
NOTAS					

Tabla 5.13. Hoja de especificaciones de la tolva de almacenamiento de caliza.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Silos			DESCRIPCIÓN: Silo de almacenamiento de caliza		
DATOS DE OPERACIÓN			DIMENSIONES		
Material almacenado	Caliza en polvo		Capacidad	35,7	m ³
Temperatura	25	°C	Posición	Vertical	
Presión	Atmosférica	atm	Tipo	Cilíndrico	
Densidad material	2.000	kg/m ³	Diámetro exterior	11.000	mm
			Altura	3.000	mm
			Aislamiento	No	
DATOS CONSTRUCTIVOS			ACCESORIOS		
Fondo	Tolva		Refrigeración	No	
Sobrespesor por corrosión	No		Calentamiento	No	
Tratamiento térmico	No		Fluido calent./refrig.	-/-	
Aislamiento	No		Válvula seguridad	No	
Pintura	No		Venteo	Si	
Material constructivo	Acero al carbono		Tapa	Si	
Recubrimiento interno	Caucho		Deflector	No	
NOTAS					
En el fondo del silo se sitúa una válvula alveolar para la dispensación de caliza					

Tabla 5.14. Hoja de especificaciones de agitadores del tanque de preparación de caliza.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Agitadores			DESCRIPCIÓN: Agitadores del tanque de preparación de caliza		
DATOS DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada fresca		Presión	Atmosférica	atm.
Sólidos	20	%	Temperatura	25	°C
Densidad	1.200	kg/m ³	Num. agitadores	1	
CARACTERÍSTICAS DE LA AGITACIÓN			CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR		
Finalidad	Homogeneizar		Modelo	IEC	
Funcionamiento	Continuo		Frecuencia	50	Hz
			Potencia	132,86	kW
CARACTERÍSTICAS DEL AGITADOR					
Modelo	Sumergible		Material	AISI 316	
Tipo	Turbina hojas planas				
Número de palas	6		Diámetroo disco	1,15	m
Montaje	Vertical		Velocidad de rotación	115	rpm
NOTAS					

Tabla 5.15. Hoja de especificaciones de agitadores del tanque de oxidación.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Agitadores			DESCRIPCIÓN: Agitadores del tanque de oxidación		
DATOS DE OPERACIÓN					
Fluido	Lechada de reacción		Presión	Atmosférica	atm.
Sólidos	20	%	Temperatura	25	°C
Densidad	1.154	kg/m ³	Num. agitadores	6	
CARACTERÍSTICAS DE LA AGITACIÓN			CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR		
Finalidad	Homogeneizar		Modelo	IEC	
Funcionamiento	Continuo		Frecuencia	50	Hz
			Potencia	127,77	kW
CARACTERÍSTICAS DEL AGITADOR					
Modelo	Sumergible		Material	AISI 316	
Tipo	Turbina hojas planas				
Número de palas	6		Diámetro disco	1,15	m
Montaje	Horizontal		Velocidad de rotación	115	rpm
NOTAS					

Tabla 5.16. Hoja de especificaciones del aislamiento de tuberías.

HOJA DE ESPECIFICACIONES Aislamiento tuberías		DESCRIPCIÓN: Tubería de entrada de gas	
PROPIEDADES			
			Norma
Conductividad térmica	0,067	W/m•K	EN 12667 EN 12939
Reacción al fuego	A1	Euroclase	EN 13501-1
Temperatura máxima de servicio	560	°C	EN 14706
Absorción de agua	< 1	kg/m ²	EN 1609
Resistencia a la difusión de vapor de agua	1		EN 14303
Estabilidad dimensional	< 1	%	EN 1604
Espesor	100	mm	
Tipo	Manta		
NOTAS			

6. BIBLIOGRAFÍA

Aranda Hidalgo J. L. “Desulfuración de los gases de combustión mediante absorción húmeda con CaCO_3 ” Tesis Doctoral. Dpto. de Química Inorgánica e Ing. Química. Universidad de Córdoba. Septiembre 2014.

Apuntes de la asignatura Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos (OBSF). Departamento de Ingeniería Química y Ambiental. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.

BP Statistical Review of World Energy. June 2017.

Barraza J., Mejía I. "Producción de carbones ultralimpios usando flotación burbujeante y lixiviación con ácidos". Editorial Universidad de Antioquía. 2009.

Castillo Uribe V. “Diseño y cálculo de un agitador de fluidos”. Proyecto Fin de Carrera. Universidad del Bío-Bío. Octubre 2013.

Cuadrat A. “Combustión de carbón con captura de CO_2 usando ilmenita como transportador de oxígeno”. Tesis Doctoral. Dpto. de Ing. Química y Tecnologías del Medio Ambiente. Universidad de Zaragoza. 2012.

Curiel Alegre S. “Estudio del Estado del Arte de las Tecnologías de Desulfuración mediante Inyección de Absorbente Seco. Evaluación del Retrofitting en una Central Térmica”. Trabajo Fin de Máster. Universidad de Sevilla. 2017

Escosa J. M. “Reducción de emisiones de dióxido de carbono en centrales térmicas de carbón pulverizado. Repotenciación y ciclo de captura óxido de calcio-carbonato cálcico.” Tesis Doctoral. Consejo Económico y Social de Aragón. 2009.

España. Ley 16/2002, de 1 de Julio, de prevención y control integrados de la contaminación. Boletín Oficial del Estado, 2 de Julio de 2002, num 157, p. 23910.

España. Orden PRE/77/2008, de 17 de Enero. Boletín Oficial del Estado, 28 de Enero de 2008, num. 24, p. 5061.

España. Real Decreto 646/1991 de 22 de Abril. Boletín Oficial del Estado, 25 de Abril de 1991, num 99.

España. Real Decreto 430/2004, de 12 de marzo. Boletín Oficial del Estado, 20 de marzo de 2004, num 69, p. 12292.

España. Real Decreto 805/2013, de 14 de Octubre. Boletín Oficial del Estado, 15 de Octubre de 2013, núm. 247, p. 83746.

Europa. 98/686/CE. Decisión del Consejo de 23 de Marzo de 1998 relativa a la celebración por la Comunidad Europea del Protocolo del Convenio de 1979 sobre contaminación atmosférica transfronteriza a gran distancia, relativo a nuevas reducciones de azufre.

Europa. Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de Octubre de 2001. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, 27 de Noviembre de 2001, L 309/1.

Europa. Directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 24 de Noviembre de 2010 sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación). Diario Oficial de la Unión Europea, 17 de Diciembre de 2010, L 334/17.

Europa. Directiva 88/609/CEE del Consejo de 24 de noviembre de 1988 sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, de 7 de Diciembre de 1988, L 336.

Europa. Directiva 96/61/CE DEL CONSEJO de 24 de Septiembre de 1996 relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, de 10 de Octubre de 1996, L257, p 0026-0040.

Fernández Díez P. "Centrales Térmicas. Control y eliminación de SO_x". pfernandezdiez.es.

Gutiérrez Ortiz F. J., Vidal F., Ollero P., Salvador L., Cortés V. "Pilot-Plant Technical Assessment of Wet Flue Gas Desulfurization Using Limestone", Industrial & Engineering Chemistry Research. 2006. p. 1466-1477.

Gutiérrez Ortiz F.J. "A simple realistic modeling of full-scale wet limestone FGD units". Chemical Engineering Journal. 2010. p. 427-439.

Henzel D. S. "Handbook for Flue Gas Desulfurization Scrubbing with Limestone". Noyes Data Corporation 1982.

Johnson B. "An Unbiased Comparison of FGD Technologies: Wet, Spray Dry and CDS". Worldwide Pollution Control Association. IL Regional Technical Seminar. 2010.

JOSSoft. Pesos específicos de materiales. www.jossoft.com.ar. info@jossoft.com.ar

Kohl A., Nielsen R. "Gas Purification". 5th ed. Houston: Gulf Pub, 1997.

Kyte W. S. "Desulphurisation 4" Rugby: Institution of Chemical Engineers, Symposium series. Rugby, Great Britain. 1995. N 138.

Martínez Nelis F. M. "Estudio numérico de la fluidodinámica de un estanque de agitación utilizando método de mallas deslizantes". Proyecto Fin de Carrera. Universidad de Santiago de Chile. Marzo 2010.

Miller B. "Emissions Control Strategies for Power Plants". Clean Coal Engineering Technology. 2011. p. 376-476.

Macías Leal, R. "Diseño de una planta para la captura de SO₂ y CO₂ de gases industriales de combustión y reutilización de residuos de minería". Trabajo Fin de Grado. Universidad de Cádiz. 2016.

Nannen L.W., West R. E., Kreith F. "Removal of SO₂ from Low Sulfur Coal Combustion Gases by Limestone Scrubbing". Journal of the Air Pollution Control Association. 1974. p. 29-39.

Neveux T., Le Moullec Y. "Wet Industrial Flue Gas Desulfurization Unit: Model Development and Validation on Industrial Data". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2011. p. 7579-7591.

Orozco C., Pérez A., González M. N., Rodríguez F. J., Alfayate J. M. "Contaminación ambiental: Una visión desde la química". Thomson Editores Spain Paraninfo, S. A. 2004.

Pérez Reyes J. A., "Manual de Operación y Procesos de una unidad de Desulfuración Húmeda para una C. T. de Carbón". 1997.

Portilla Jarilla A. "Diseño de una columna de absorción de relleno para la desulfuración de gas natural". Proyecto Fin de Carrera. Universidad de Cádiz. 2016.

Raja A. K., Srivastava A. P., Dwivedi M. "Power plant engineering". New Delhi: New Age International (P) Ltd. Publishers, 2006.

Rodríguez Jiménez J. J. "La Ingeniería Ambiental. Entre el reto y la oportunidad". Editorial Síntesis. 2002.

Rojas A. F., Barraza J. M. "Particionado de Elementos en dos carbones del sur-occidente colombiano". Dyna Colombia. 2007.

Sánchez López M. "Ingeniería de una Planta Piloto para la Desulfuración de Gases de Combustión mediante Lechada de Caliza y Agua de Mar". 2000.

Sanders L. "A Manual of Field Hydrogeology". Prentice-Hall. 1998.

Srivastava R. "Controlling SO₂ Emissions: A Review of Technologies". U.S. Environmental Protection Agency. Office of Research and Development. Washington, D.C. November 2000.

Srivastava R., Jozewicz W., Singer C. "SO₂ Scrubbing Technologies: A Review". Environmental Progress & Sustainable Energy. December 2001. p. 219-227.

Srivastava R., Jozewicz W. "Flue Gas Desulfurization: The State of the Art". J. Air & Waste Manage. Assoc. December 2001. p. 1676-1687.

Stirling D. "The Sulfur problema: cleaning up industrial feedstocks". Royal Society of Chemistry. Cambridge. 2000.

Takeshita M., Soud, H. "FGD performance and experience on coalfired plants". IEA Coal Research. IEACR/58. London 1993.

Velasco Hurtado C., Rodríguez N. "Tecnologías de Desulfuración de Gases". Revista metalúrgica UTO n.26 Oruro jun. 2005.

Villanueva A., Ollero P., Gutierrez F. J. et al. "Dynamic Analysis and Identification of a Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. p. 756-772. 2008.

Zhao J., Jin B., Zhong Z.. "The Degree of Desulphurization of a Limestone/Gypsum Wet FGD Spray Tower using Response Surface Methodology". Chem. Eng. Technol. 2007. p. 1236-1255.

A. Tablas y gráficos empleados en el diseño de equipos de impulsión

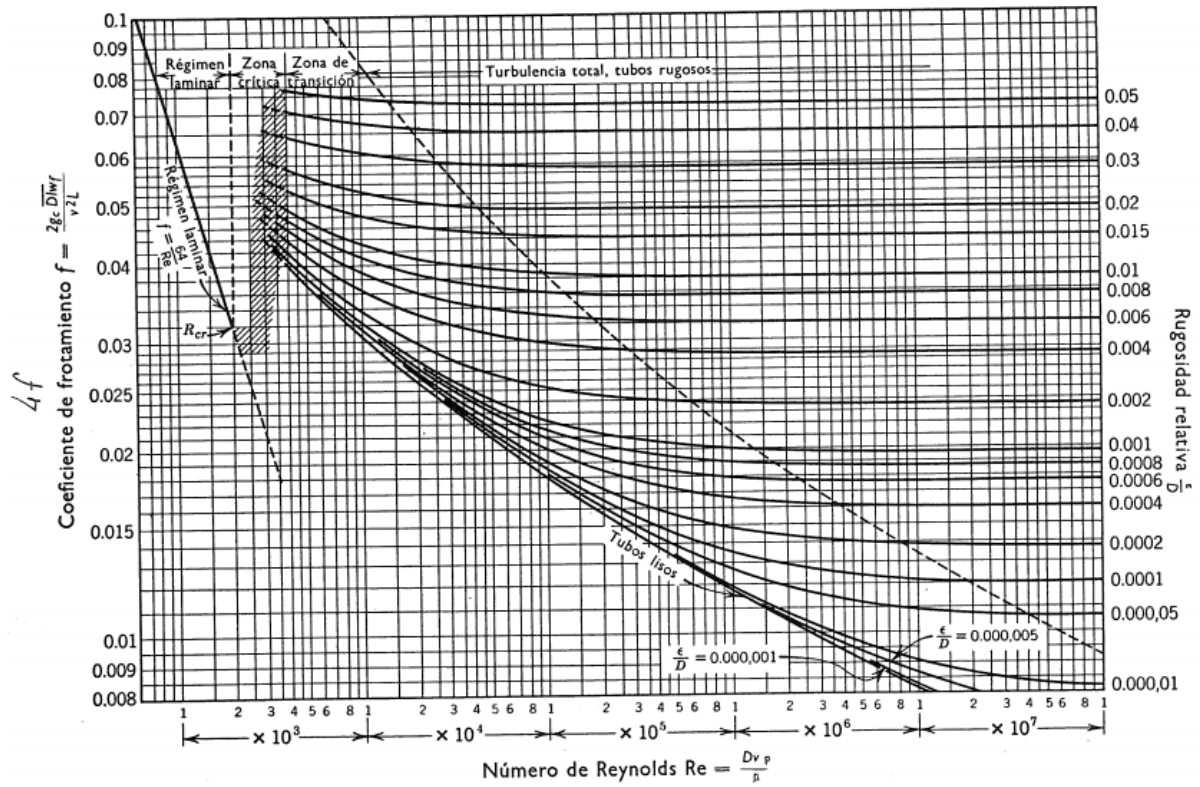


Figura A.1. Factor $4f$ en función de Re y rugosidad relativa.

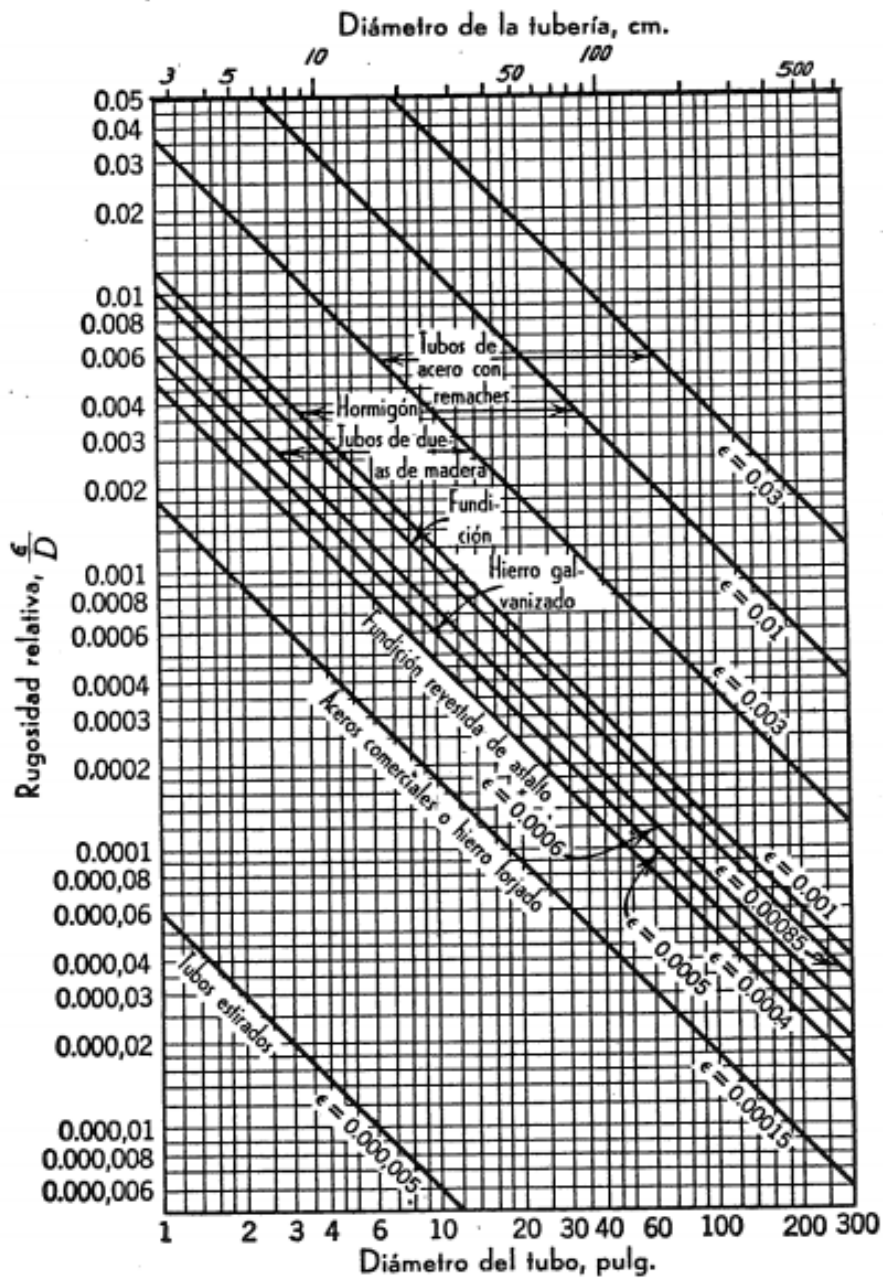


Figura A.2. Rugosidad relativa en función del diámetro y el material de la tubería.

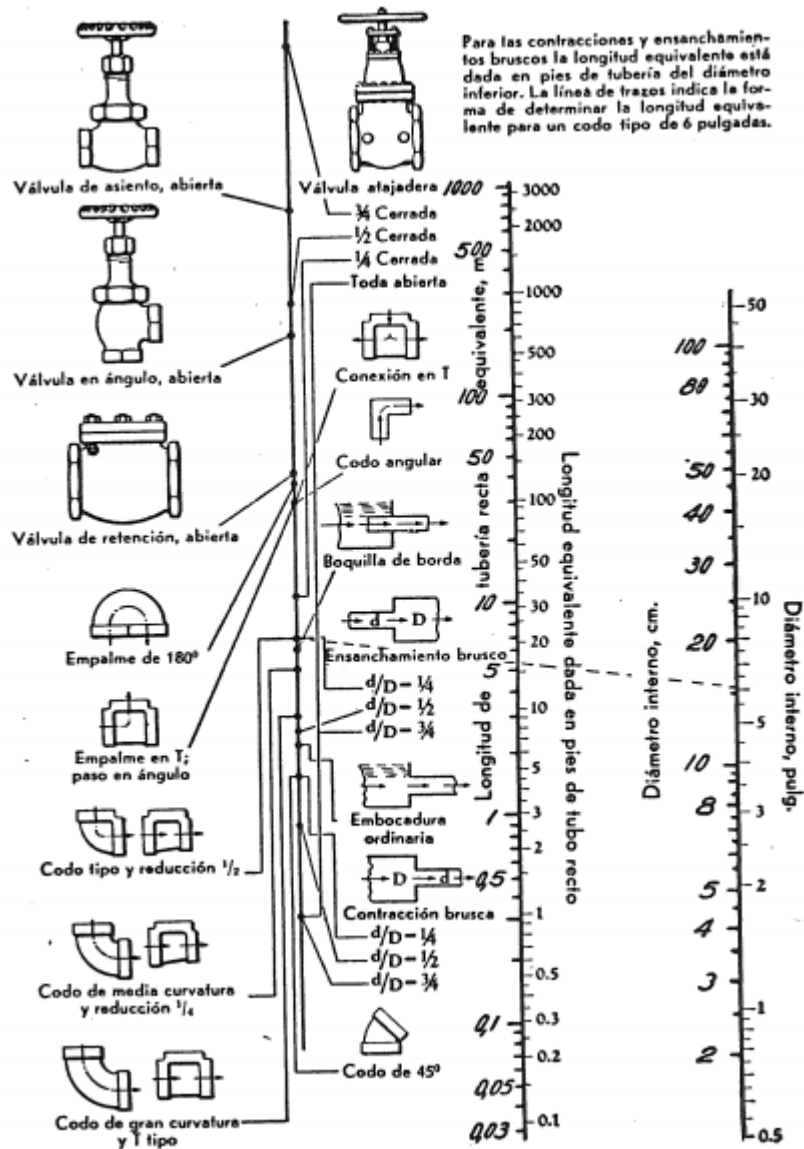


Figura A.3. Longitudes equivalentes.

Tabla A.1. Longitudes equivalentes.

Diámetro interior del tubo, en pulgadas	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Codo de 90°	2-2,5	4-5	6-7	9-10	10-11	12-14	18	27	26	31	35	40	45	52
Codo largo de 90°	1,5-2	2,5-4	5	6-7	7-8	9-11	12-14	16-17	20	23	27	30	34	40
Codo de 45°	1,5	2,5	3,5	4,5	6	7,5	10	12,5	15	17	19	21	23	28
Codo largo de 45°	1	1,5	2	2,7	3,5	4	5	6	7	9	10	12	14	16
Curva de 180°						36	46	60	75	-	-	-	-	-
Curva de 180°, de gran radio						20	25	30	40	-	-	-	-	-
Curvas de 90° soldadas = 0,5	-	7	10	12	15	19	25	32	38	44	50	56	-	-
1,0	-	3	5	6	7	8	11	14	17	20	23	28	-	-
1,5	-	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	-	-
2,0	-	1	2	3	3,5	4	6	8	10	12	14	16	-	-
3,0	-	1	1,5	2,5	3	4	6	7	9	11	13	15	-	-
Tes	5.5	10	15	20	25	32	41	55	65	75	85	100	115	130
Válvula de compuerta abierta	0,6	1,25	1,7	2,3	2,9	3,5	4,5	6	7	8	9	10	12	14
cerrada 1/4	-	7	10	13	16	19	26	33	40	-	-	-	-	-
cerrada 1/2	-	33	50	70	86	100	130	160	190	-	-	-	-	-
cerrada 3/4	-	140	200	280	340	400	540	700	800	-	-	-	-	-
Válvula esférica	27	56	80	107	133	160	215	270	320	375	430	480	540	640
Válvula de retención	7	13	20	27	33	40	53	67	80	93	107	120	135	160
Válvula de pie	2	4	6	8	10	12	16	20	24	28	32	36	40	48
Colador	4	5	6	8	10	11	13	16	18	21	24	30	36	40
Entrada típica	1,5	3	4,5	6	7,5	9	12	15	18	21	24	27	30	35

NOTA. Estos valores son necesariamente aproximados porque el valor específico variará con el tipo de accesorio (por ejemplo, roscado o con pletine), las dimensiones geométricas reales y el sistema de construcción (por ejemplo, forjado o soldado).

Tabla A.2. Coeficientes de resistencia.

Diámetro del tubo, en pulgadas	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Tubo curvado $R = 3D$						0,04								
$R = 4D$						0,025								
Codo de 90°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,55	0,3	0,27	0,25	0,24	0,23	0,23	0,22	0,22	0,20
Codo largo de 90°	0,75	0,4	0,3	0,25	0,20	0,18	0,18	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09	0,07
Codo de 45°	0,35	0,30	0,29	0,28	0,27	0,26	0,25	0,25	0,25	0,25	0,28	0,25	0,25	0,25
Codo largo de 45°	0,25	0,21	0,20	0,19	0,18	0,17	0,16	0,16	0,16	0,15	0,15	0,14	0,14	0,12
Curva de 180°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,25	0,23	0,22	0,21	0,2	0,19
Curva de 180° de gran radio	0,8	0,5	0,4	0,35	0,3	0,2	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10	0,10
Tes-Flujo principal						0,9								
Flujo derivado	1,8	1,4	1,2	1,1	1,0									
Válvula de compuerta, abierta		0,2-0,3	0,15-0,25	0,15	0,12	0,10	0,08	0,06	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03
cerrada 1/4		0,8 a 0,2							0,15					
cerrada 1/2		4,0 a 0,8							0,6					
cerrada 3/4		16,0 a 2,0							1,5					
Válvula esférica	12,5	8,5	7,5	6,5	6	5,9	5,8	5,7	5,8	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5
Válvula de retención	3,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Válvula de pie						0,8								
Colador		1,5 a 1,0						1,0 a 0,4						

NOTA. Estos valores son necesariamente aproximados porque los valores específicos variarán con el tipo de accesorio (por ejemplo, roscado o de pletine), con las dimensiones geométricas reales y con el sistema de construcción (por ejemplo, forjado o soldado).

Tabla A.3. Coeficientes de resistencia.

	Razón del diámetro menor al mayor								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
10 % de conicidad				0,35	0,25	0,20			
20 % de conicidad				0,15	0,12	0,10			
Expansión brusca	2,0								0,15
Contracción brusca	0,5	0,45	0,45	0,45	0,45	0,4	0,3	0,2	0,15
Entrada: Brusca Gradual Tubo saliente				Normalmente 0,5 Superior a 0,5					
Salida: Brusca Gradual				Normalmente 1,0 Superior a 0,12					

Tabla A.4. Longitudes equivalentes.

Diámetro del tubo, en pulgadas	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Expansión d/D														
= 0,25	3	5	8	11	14	16	20	26	31	36	42	48	55	65
0,5	2	4	6	7	9	11	15	18	22	25	29	34	46	52
0,75	0,5	1	2	2	3	3	4	6	7	8	10	12	15	20
Contracción $d/D = 0,5$	1	2	3	3	4	6	8	10	12	14	16	18	20	26

Tabla A.5. Diámetros normalizados.

<i>Diámetro nominal (pulgadas)</i>	<i>Diámetro exterior (cm)</i>	<i>Diámetro interior (cm)</i>	<i>Espesor de pared (cm)</i>	<i>Número de catálogo</i>
1/8	1,029	0,683	0,173	40
1/8	1,029	0,546	0,241	80
1/4	1,372	0,925	0,224	40
1/4	1,372	0,767	0,302	80
3/8	1,715	1,252	0,231	40
3/8	1,715	1,074	0,320	80
1/2	2,134	1,580	0,277	40
1/2	2,134	1,387	0,373	80
3/4	2,667	2,093	0,287	40
3/4	2,667	1,885	0,391	80
1	3,340	2,664	0,338	40
1	3,340	2,431	0,455	80
1 1/4	4,216	3,505	0,356	40
1 1/4	4,216	3,246	0,485	80
1 1/2	4,826	4,089	0,368	40
1 1/2	4,826	3,810	0,508	80
2	6,033	5,250	0,391	40
2	6,033	4,925	0,554	80
2 1/2	7,303	6,271	0,516	40
2 1/2	7,303	5,900	0,701	80
3	8,890	7,793	0,549	40
3	8,890	7,366	0,762	80
3 1/2	10,16	9,012	0,574	40
3 1/2	10,16	8,545	0,808	80
4	11,43	10,226	0,602	40
4	11,43	9,718	0,856	80
5	14,13	12,819	0,655	40
5	14,13	12,225	0,953	80
6	16,83	15,405	0,711	40
6	16,83	14,633	1,097	80
8	21,91	20,272	0,818	40
8	21,91	19,368	1,270	80
10	27,31	25,451	0,927	40
10	27,31	24,287	1,509	80
12	32,39	30,323	1,031	40
12	32,39	28,890	1,748	80

B. Tablas y gráficos empleadas en el diseño de la tolva

Tabla B.1. Ángulo de rozamiento en diseño de tolvas.

Producto	Peso específico (en montón)	Talud natural	ANGULO DE ROZAMIENTO	
			Madera u hormigón	Chapa de acero
Maíz	0,7 ÷ 0,8	28 ÷ 34	22 ÷ 30	20 ÷ 28
Trigo	0,75 ÷ 0,85	25 ÷ 30	24 ÷ 28	20 ÷ 25
Arroz	0,7 ÷ 0,75	27 ÷ 32	25 ÷ 30	20 ÷ 28
Centeno	0,7 ÷ 0,8	28 ÷ 34	25 ÷ 30	20 ÷ 28
Avena... ..	0,5 ÷ 0,6	28 ÷ 34	25 ÷ 30	20 ÷ 28
Harina de cereal ...	0,5 ÷ 0,6	60	70	68
Remolacha	0,6 ÷ 0,75	35 ÷ 45	30 ÷ 43	30 ÷ 43
Azúcar refinado ...	0,7 ÷ 0,9	35 ÷ 50	35 ÷ 50	35 ÷ 45
Carbón vegetal... ..	0,3 ÷ 0,4	40 ÷ 50	40 ÷ 50	38 ÷ 45
Lignito	0,7 ÷ 0,8	35 ÷ 50	35 ÷ 50	32 ÷ 45
Coque	0,4 ÷ 0,5	35 ÷ 50	35 ÷ 50	32 ÷ 45
Tierra seca	1,4 ÷ 1,6	35 ÷ 45	35 ÷ 45	35 ÷ 42
Arena seca	1,6 ÷ 1,7	30 ÷ 35	30 ÷ 35	30 ÷ 32
Arena húmeda	1,8	40 ÷ 45	40 ÷ 45	40 ÷ 42
Piedra caliza troceada	1,6 ÷ 2	35 ÷ 45	32 ÷ 42	30 ÷ 40
Cal viva troceada...	0,9 ÷ 1,3	30 ÷ 45	30 ÷ 45	30 ÷ 42
Cemento en polvo.	1,2 ÷ 1,4	20 ÷ 25	28 ÷ 30	26 ÷ 28

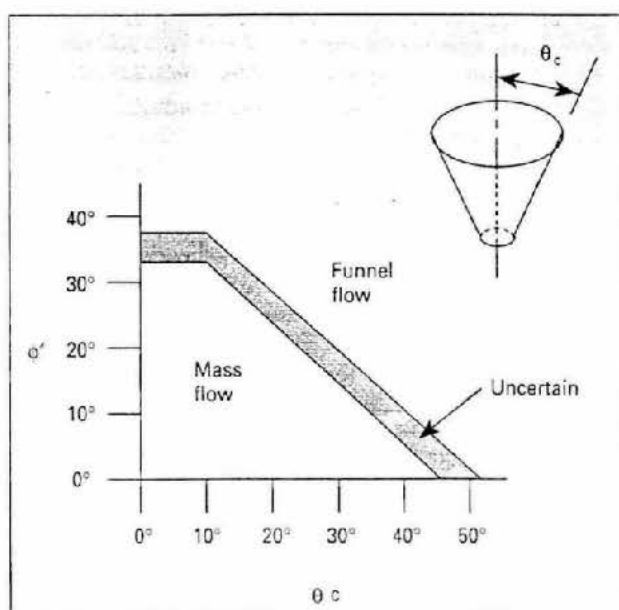


Figura B.1. Ángulo de rozamiento y de fricción.

C. Tablas y gráficos empleados en el diseño del tornillo transportador

Tabla C.1. Factor del material en diseño de tornillo transportador.

$F =$ factor del material

Materiales de clase *a*: ligeros, finos, no abrasivos, que fluyen libremente, de 480 a 640 kg/m³.
 Materiales de clase *b*: no abrasivos de peso medio, granulares o pequeños terrones mezclados con finos, hasta 830 kg/m³.
 Materiales de clase *c*: no abrasivos o semiabrasivos, granulares o pequeños terrones mezclados con finos, de 640 a 1.200 kg/m³.
 Materiales de clase *d*: abrasivos o semiabrasivos, finos, granulares o pequeños terrones mezclados con finos, de 830 a 1.600 kg/m³.

Clase <i>a</i> ($F = 1,2$)	Clase <i>b</i> ($F = 1,4$ a $1,8$)	Clase <i>c</i> ($F = 2$ a $2,5$)	Clase <i>d</i> ($F = 3$ a 4)
Cebada † Malta seca en granos Carbón pulverizado Harina de maíz † Harina de semilla de algodón Semillas de lino (linaza) Harina de trigo † Cal pulverizada Malta † Arroz * † Trigo †	Alumbre, fino Soja † Carbón, finos y sueltos Semillas de Cacao † Semillas de café * † Maíz desgranado † Sémola de maíz Gránulos de gelatina * † Grafito en escamas Cal hidratada.	Alumbre aterronado † Bórax Malta mojada en granos Carbón de madera Carbón de hulla clasificado Carbón de lignito Cacao † Corcho-en trozos Cenizas Cal apagada Leche seca † Pulpa de papel Papel en bloques Sal, gruesa o fina † Fangos, aguas fecales Jabón pulverizado Cenizas de sosa Almidón † Azúcar refinado	Bauxita Harina de huesos Negro de humo Cemento Creta Arcilla Espato fluor Yeso machacado Oxidos de plomo Guijarros de cal Polvo de piedra caliza Fosfato ácido, de calcio en terrones, 7 % humedad. Arena seca Pizarra machacada Esquistos machacados Azúcar crudo Azufre Oxido de zinc

* Para reducir la degradación al mantener el material bajo en la artesa, algunas veces es aconsejable utilizar las líneas *c* o *d* con la reducción correspondiente en la capacidad.

† Debe evitarse que el aceite de engrase esté en contacto con el material, por lo que se utilizarán cojinetes que no lo precisen.

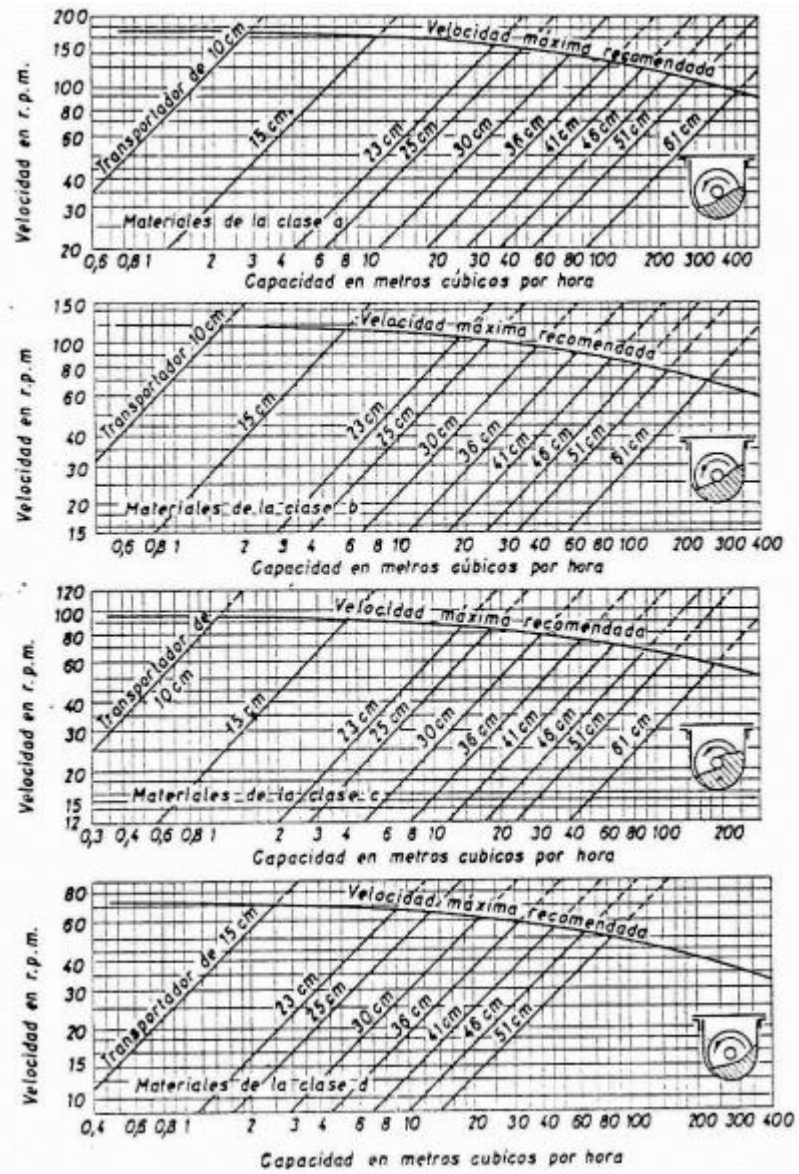


Figura C.1. Curvas de capacidad-velocidad en transportadores de tornillo.

D. Gráfico empleado en el diseño de los mezcladores

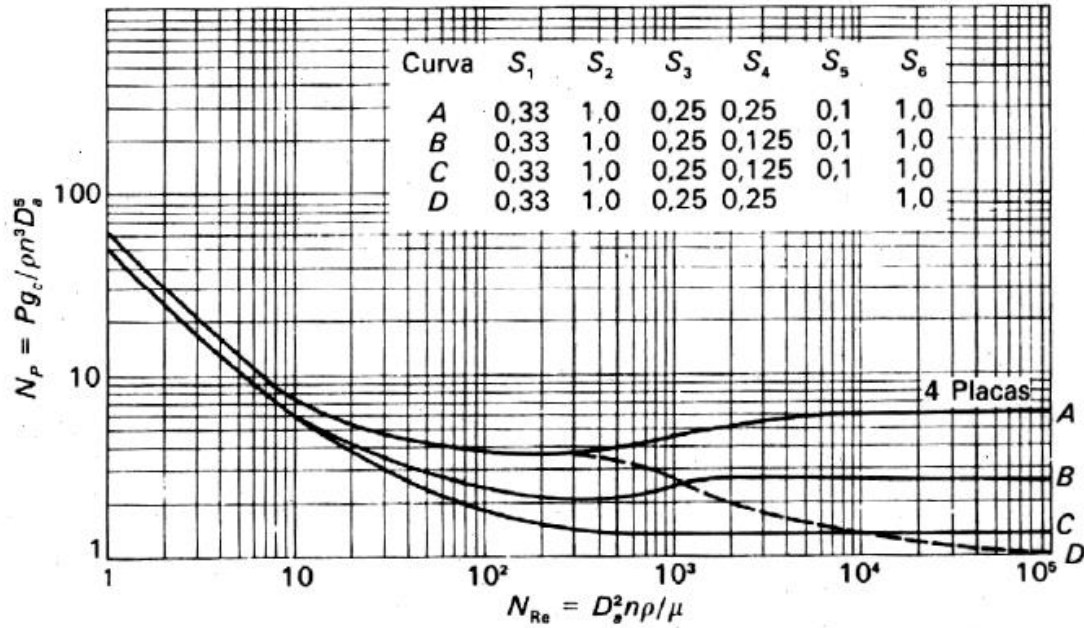


Figura D.1. Número de potencia frente a número de Reynolds para turbina de 6 palas.

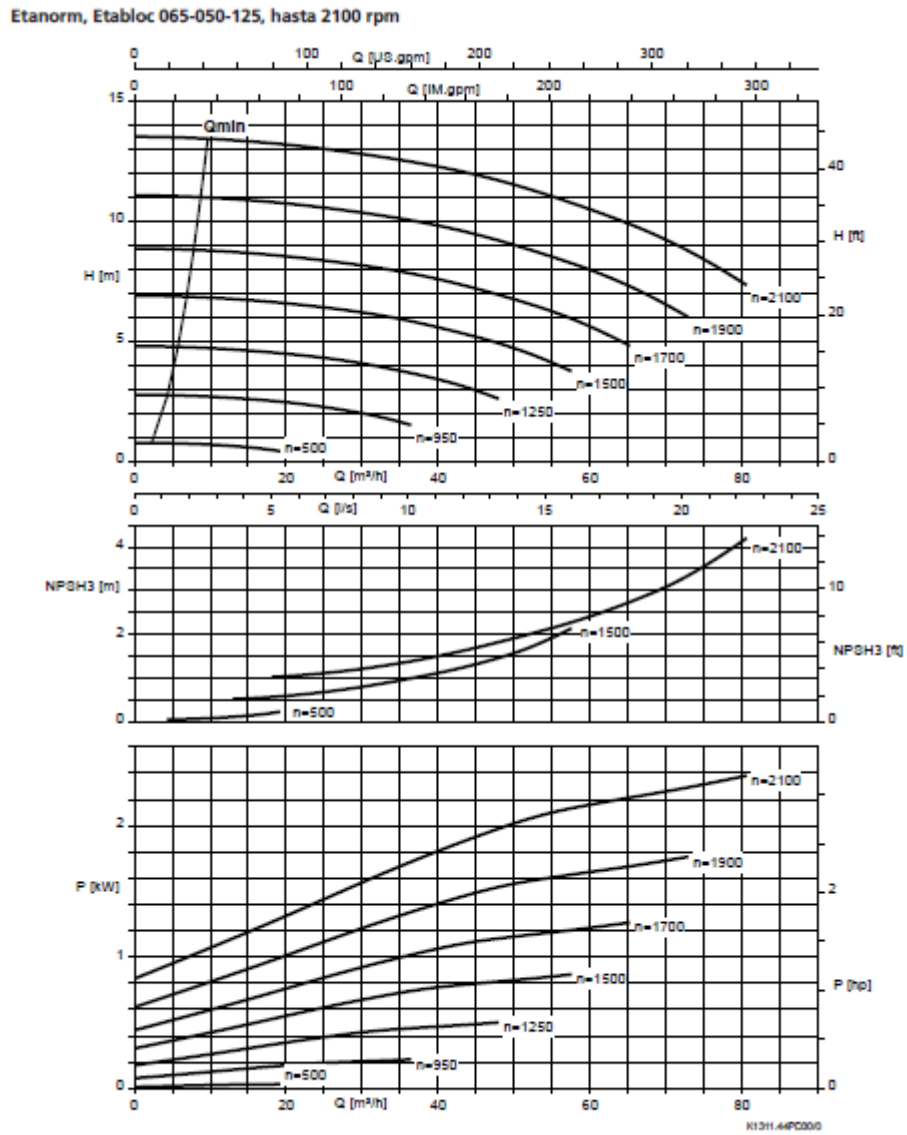
Las letras S1, S2, S3, etc. Del gráfico muestran los factores de forma relacionando las medidas principales del impulsor y el depósito.

$$S_1 = d/Dt \quad S_2 = E/d \quad S_3 = L/d \quad S_4 = h/d \quad S_5 = w/Dt \quad S_6 = H/D$$

La curva A se utiliza para palas verticales del impulsor, la curva B y C para palas verticales y estrechas, la curva D se utiliza en un depósito que no posee placas deflectoras.

E. Equipos

Bomba de agua al tanque de preparación



Diámetro del rodete: 142 mm

Figura E.1. Curvas características bomba de agua.



Figura E.2. Bomba de agua.

Bomba de lechada fresca

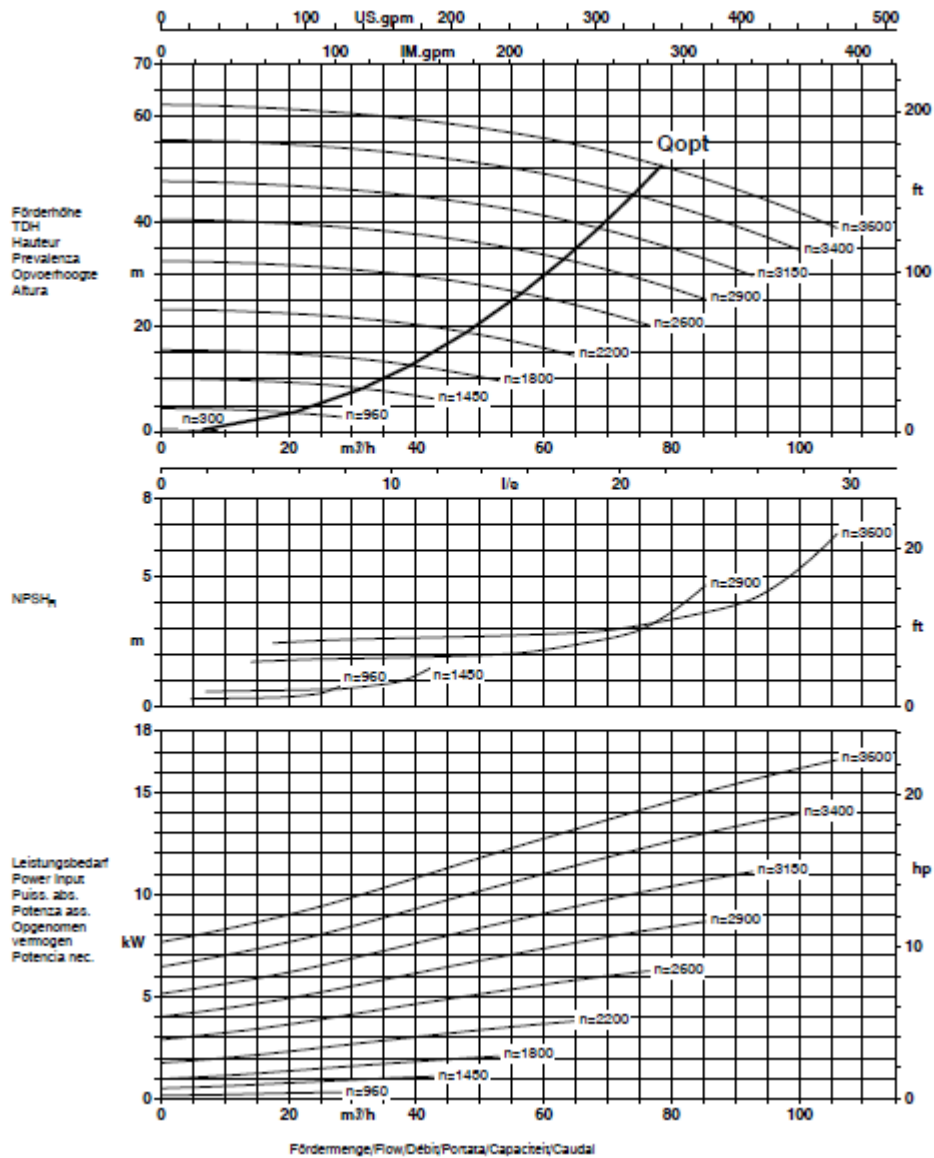


Figura E.3. Curvas características bomba de lechada fresca.



Figura E.4. Bomba de lechada fresca

Bomba de purga

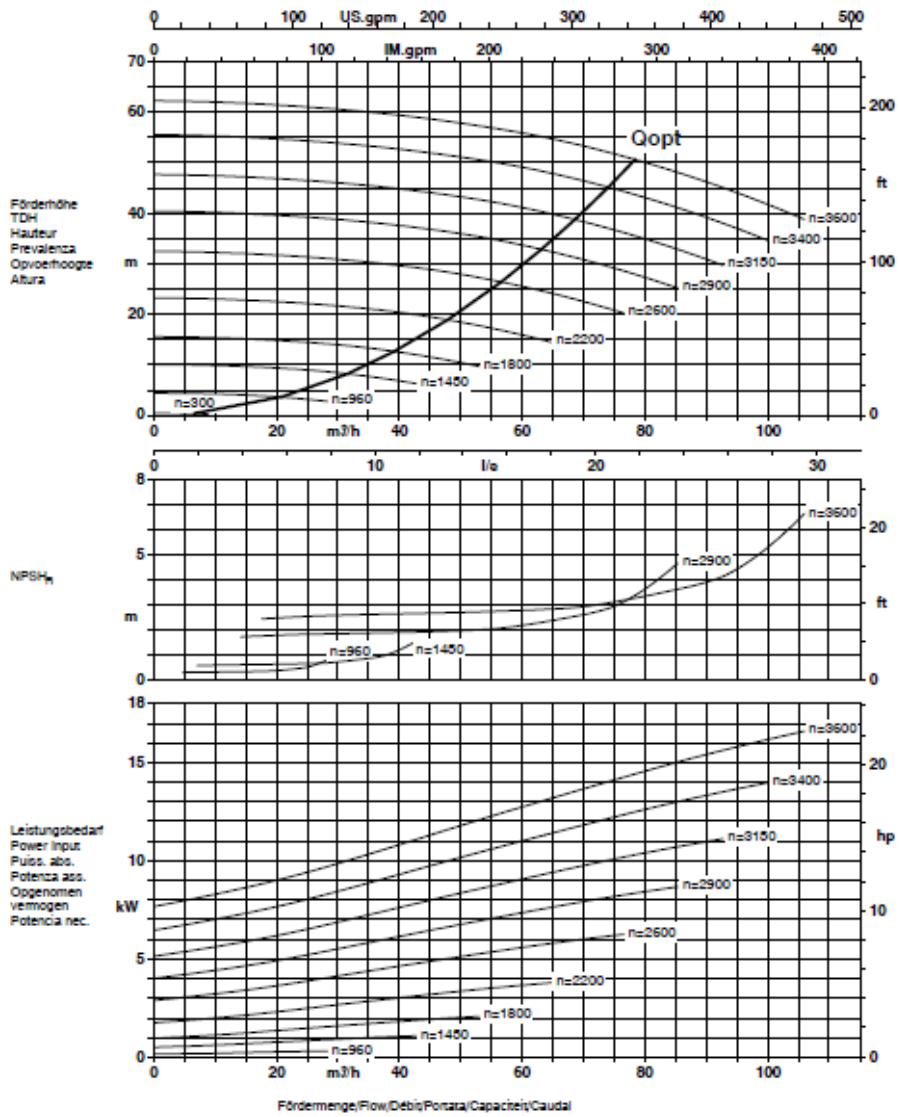


Figura E.5. Curvas características bomba de purga.



Figura E.6. Bomba de purga.

Bombas de recirculación

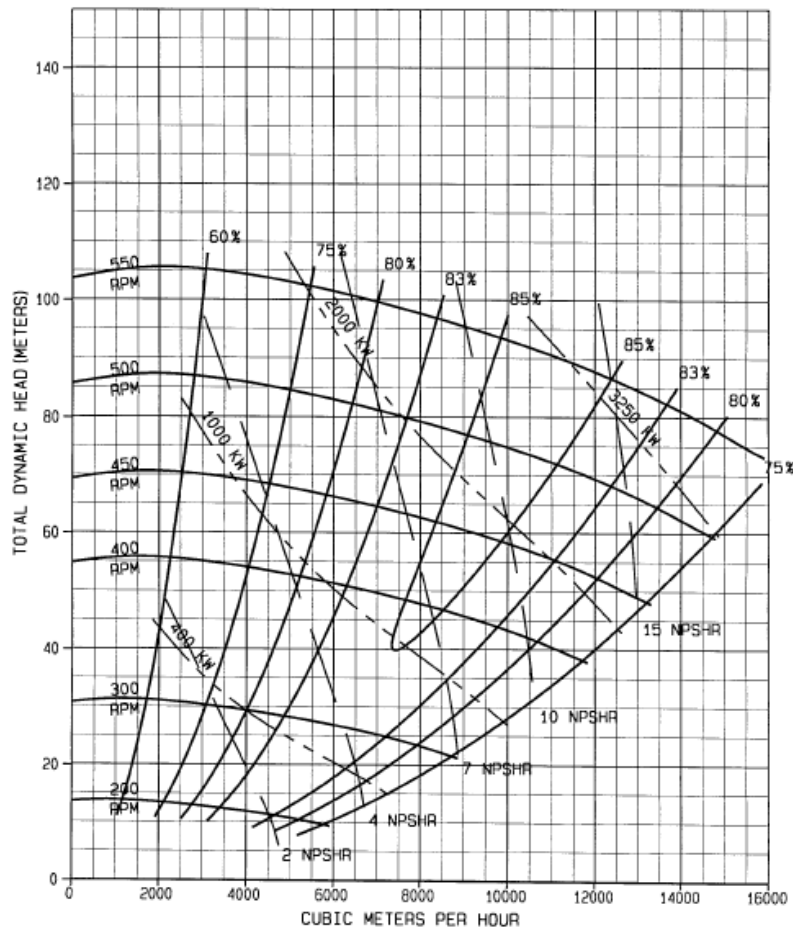


Figura E.7. Curvas características bombas de recirculación.



Figura E.8. Bomba de recirculación.

Soplante aire de oxidación

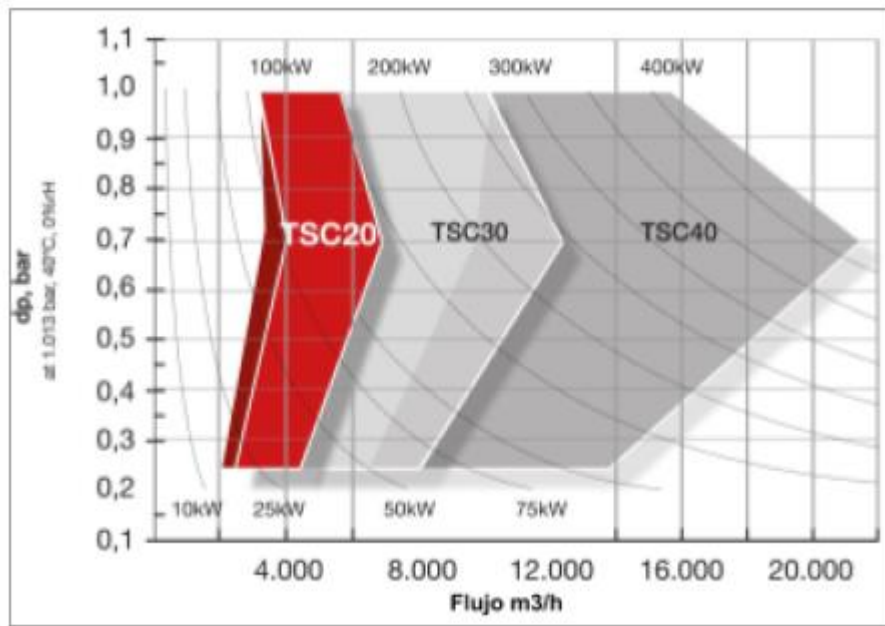


Figura E.9. Curvas características soplante de aire de oxidación.



Figura E.10. Soplante de aire de oxidación.

Boquillas de pulverización

FULL CONE

Abrasion-Resistant

DESIGN FEATURES

- Cobalt Alloy 6 or RBSC ceramic parts in high-wear areas
- High energy efficiency
- No internal parts
- Clog-resistant
- Male and female connections
- Flanged and special connections available as required

SPRAY CHARACTERISTICS

- Fine atomization
- Spray pattern:** Full Cone (Hollow Cone available by special order)
- Spray angles:** 90° and 120° standard
- Flow rates:** 2.26 to 10700 l/min (Higher flow rates available)

Full Cone 90° (FCN)

Full Cone 120° (FFC)

3-piece Male

3-piece Female

2-piece Female

2-piece Flanged

Dimensions are approximate. Check with BETE for critical dimension applications.

ST Flow Rates and Dimensions																						
Full Cone, 90° (FCN or FFCN) and 120° (FC or FFC) Spray Angles, 1/4" to 4" Pipe Sizes, BSP or NPT																						
3 piece Male or Female Pipe Size	** 2 piece Female Pipe Size	Nozzle Number	K Factor	LITERS PER MINUTE @ BAR										Approx. (mm) Free Orifice Pass.		Approximate Dimensions (mm)						Wt. (kg) Male
				0.5 bar	0.7 bar	1 bar	2 bar	3 bar	5 bar	10 bar	20 bar	Di.	Pass.	A	B	C	D	E	F			
1/4		ST6	3.19	2.26	2.67	3.19	4.5	5.5	7.1	10.1	14.3	2.38	2.38	63.5	65.0	30.0	17.5	17.5	20.6	0.09		
		ST8	5.93	4.19	4.96	5.93	8.4	10.3	13.2	18.7	26.5	3.18	3.18	65.0	65.0	29.2	17.5	17.5	20.6			
		ST10	9.12	6.45	7.63	9.12	12.9	15.8	20.4	28.8	40.8	3.97	3.18	65.0	65.0	29.7	17.5	17.5	20.6			
3/8		ST12	13.7	9.67	11.4	13.7	19.3	23.7	30.6	43.2	61.1	4.76	3.18	74.7	74.7	33.3	23.9	23.9	28.7	0.14		
		ST14	18.5	13.1	15.4	18.5	26.1	32.0	41.3	58.4	82.6	5.56	3.18	73.2	74.7	31.8	23.9	23.9	28.7			
		ST16	24.2	17.1	20.2	24.2	34.2	41.8	54.0	76.4	108	6.35	3.18	73.2	74.7	34.5	23.9	23.9	28.7			
		ST20	37.6	26.6	31.5	37.6	53.2	65.1	84.1	119	168	7.94	3.18	73.2	74.7	31.8	23.9	23.9	28.7			
3/4		ST24	54.9	38.8	46.0	54.9	77.7	95.1	123	174	246	9.53	4.76	90.4	95.3	30.2	35.1	35.1	38.1	0.28		
		ST28	75.2	53.2	62.9	75.2	106	130	168	238	336	11.1	4.76	89.7	95.3	45.2	35.1	35.1	38.1			
		ST32	95.7	67.7	80.1	95.7	135	166	214	303	428	12.7	4.76	93.7	95.3	44.7	35.1	35.1	38.1			
1		ST40	153	108	128	153	216	264	341	483	683	15.9	6.35	116	116	61.0	47.8	44.5	50.8	0.57		
		ST48	216	153	181	216	306	375	484	685	968	19.1	6.35	116	116	60.5	47.8	44.5	50.8			
1 1/2		ST56	294	208	246	294	416	509	657	930	1320	22.2	7.94	143	145	84.8	49.3	54.1	55.6	0.79		
		ST64	385	272	322	385	545	667	861	1220	1720	25.4	7.94	143	145	85.6	49.3	54.1	55.6			
		ST72	438	309	366	438	619	758	978	1380	1960	28.6	7.94	143	145	83.8	49.3	54.1	55.6			
2	2 1/2	ST88	638	451	534	638	902	1110	1430	2020	2850	34.9	11.1	194	162	121	76.2	88.9	88.9	2.27		
	3	ST96*	806	570	674	806	1140	1400	1800	2550	3600	38.1	11.1	229	210	143	92.2	102	102	3.18		
3	3	ST112*	1170	826	977	1170	1650	2020	2610	3690	5220	44.5	14.3	251	168	92.2	102	102	4.08			
		ST128*	1540	1090	1290	1540	2180	2670	3450	4880	6900	50.8	14.3	270	185	92.2	102	102	4.08			
4	4	ST160*	2390	1690	2000	2390	3380	4140	5350	7570	10700	63.5	15.9	295	208	116	127	127	6.35			

Flow Rate (l/min) = K √ bar * Three turn nozzles ** Parallel threads only

Standard Materials: Base and Caps - 316 Stainless Steel; Tip - Cobalt Alloy 6 or RBSC Ceramic. (RBSC not available on nozzle numbers ST6 - ST32).

Spray angle performance varies with pressure. Contact BETE for specific data on critical applications.

TO ORDER: specify pipe size, connection type, nozzle number, spray angle, and material.

Figura E.11. Boquillas de pulverización de lechada.

F. Aislamiento



TECH Wired Mat MT 3.1 Manta armada de Lana de Roca

Manta armada de Lana de Roca que incorpora por una de sus caras una malla de acero galvanizado cosida con hilos de acero galvanizado. Disponible bajo petición malla e hilo de acero inoxidable. Aislamiento térmico y acústico para la industria. Calorifugado de tuberías de gran diámetro, tanques, hornos, chimeneas, calderas y otros equipos industriales.

Propiedades técnicas

Símbolo	Parámetro	Icono	Unidades	Valor	Norma				
WS	Absorción de agua a corto plazo		kg/m ²	< 1	EN 1609				
MU	Resistencia a la difusión de vapor de agua μ		—	1	EN 14303				
—	Reacción al fuego		Euroclases	A1	EN 13501-1				
DS	Estabilidad dimensional		%	< 1	EN 1604				
ST(+)	Temperatura límite de empleo	—	°C	560	EN 14706				
Conductividad térmica									
λ	Temp.* (°C)	50	100	150	200	300	400	500	550
	λ (W/m.K)	0,040	0,047	0,057	0,067	0,094	0,130	0,173	0,200
—	Características de durabilidad								
El comportamiento de reacción al fuego y de resistencia térmica de este producto no varía con el tiempo ni al ser sometido a la temperatura máxima declarada.									

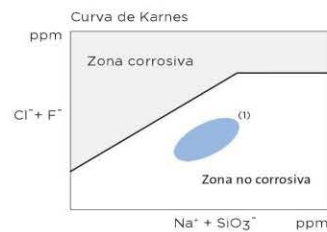
*Temperatura Media en el Aislamiento. Según Norma EN 12667.

Presentación

Espesor d (mm)	Largo l (m)	Ancho b (m)	m ² /bulto	m ² /palé	m ² /camión
40	6,00	1,00	6,00	90,00	2,340
50	5,00	1,00	5,00	75,00	1,950
60	5,00	1,00	5,00	75,00	1,950
70	4,00	1,00	4,00	60,00	1,560
80	3,50	1,00	3,50	52,50	1,365
100	3,00	1,00	3,00	45,00	1,170

Corrosión de acero

No corrosivo. Según ASTM C-795 y C-871.



Note: los análisis químicos de iones realizados según las normas ASTM C-795 y C-871 demuestran que los productos de Lana de Roca ISOVER no provocan la corrosión en el acero ya que la relación de iones $Cl^- + F^- + SiO_3^-$ se sitúa en la parte inferior de la Curva de Karnes.
(1) Posición de las Lanas Minerales ISOVER.

Código de designación

MW EN 14303-T2-ST(+)-560-WS1. Según Norma EN 14303.

Certificados



Guía de instalación

Información adicional disponible en: www.isover.es

www.isover.es
ISOVERblog.es
 @ISOVERes
 ISOVERaislamiento
 ISOVERes
 ISOVER Aislamiento
 ISOVER Aislamiento



Figura E.12. Aislamiento de tuberías.

1.2. El RITE “Reglamento de Instalaciones Térmicas en los Edificios”

El Reglamento de Instalaciones Térmicas en los Edificios, RITE, es un documento de carácter básico, considerado marco normativo, que tiene por objeto establecer y regular las exigencias y requisitos mínimos de eficiencia energética y de seguridad que deben cumplir las instalaciones térmicas en los edificios, nuevos y existentes destinadas a atender la demanda de bienestar e higiene de las personas durante su diseño y dimensionado, ejecución, mantenimiento y uso, así como determinar los procedimientos que permitan acreditar su cumplimiento.

La caracterización y cuantificación de las exigencias técnicas que deben cumplir este tipo de instalaciones se realiza mediante el establecimiento tanto de valores límite como de procedimientos, contenidos en las denominadas Instrucciones Técnicas, IT, que forman parte integrante del RITE y que deben mantenerse adaptadas al progreso de la técnica y a lo dispuesto en la normativa comunitaria. Destaca de forma especial el hecho de que la exigencia de eficiencia energética, así como su necesidad de actualización, deba ser revisada periódicamente en intervalos no superiores a cinco años.

El RITE es de aplicación a todas las instalaciones Térmicas, ya sean fijas de Climatización (calefacción, refrigeración y ventilación) o de producción de agua caliente sanitaria, destinadas a atender la demanda de bienestar térmico e higiene de las personas en:

- Edificios de nueva construcción.
- La/s parte/s reformada/s de edificios existentes.
- Lo relativo a su mantenimiento, uso e inspección.

Por lo tanto, dicho Reglamento no será de aplicación a las instalaciones térmicas de procesos industriales, agrícolas o de otro tipo, en la parte que no esté destinada a atender la demanda de bienestar térmico e higiene de las personas.

1.2.1. Exigencias para aplicaciones en tuberías según RITE

Para el cálculo del espesor mínimo de aislamiento se puede optar por el procedimiento simplificado o por el alternativo.

1.2.1.1. Procedimiento simplificado

En el procedimiento simplificado los espesores mínimos de aislamiento térmico representados en la tabla 1, expresados en mm, varían en función del diámetro exterior de la tubería o conductos sin aislar y de la temperatura del fluido o aire de la red para un material de conductividad térmica de referencia a 10 °C de 0,040 W/(m.K). Si se deciden utilizar materiales de conductividad térmica distinta a la de referencia, se considera válido el cálculo de los espesores mínimos aplicando las siguientes ecuaciones:

- Superficies planas

$$d = d_{ref} \frac{\lambda}{\lambda_{ref}}$$

- Superficies cilíndricas

$$d = \frac{D}{2} \left[\text{EXP} \left(\frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \cdot \ln \frac{D+2 \cdot d_{ref}}{D} \right) - 1 \right]$$

Donde:
 λ_{ref} = Conductividad térmica de referencia, igual a 0,04 W/(m.K) a 10 °C.
 λ = Conductividad térmica del material empleado, en W/(m.K).
 d_{ref} = Espesor mínimo de referencia, en mm.
 d = Espesor mínimo del material empleado, en mm.
 D = Diámetro interior del material aislante, coincidente con el diámetro exterior de la tubería.
 \ln = Logaritmo neperiano.
 EXP = Significa el número neperiano elevado a la expresión entre paréntesis.

Tabla 1. Espesores mínimos de aislamiento (mm) de tuberías y accesorios

	Interior Edificios				Exterior edificios			
	Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)			Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
		40...60	>60...100	>100...180		40...60	>60...100	>100...180
Fluidos calientes	D ≤ 35	25	25	30	D ≤ 35	35	35	40
	35 ≤ D ≤ 60	30	30	40	35 ≤ D ≤ 60	40	40	50
	60 < D ≤ 90	30	30	40	60 < D ≤ 90	40	40	50
	90 < D ≤ 140	30	40	50	90 < D ≤ 140	40	50	60
	140 < D	35	40	50	140 < D	45	50	60
Fluidos fríos	Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)			Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
		>-10...0	>0...10	<10		>-10...0	>0...10	<10
	D ≤ 35	30	25	20	D ≤ 35	50	40	40
	35 ≤ D ≤ 60	40	30	20	35 ≤ D ≤ 60	60	50	40
	60 < D ≤ 90	40	30	20	60 < D ≤ 90	60	50	50
90 < D ≤ 140	50	40	30	90 < D ≤ 140	70	60	50	
140 < D	50	40	30	140 < D	70	60	50	

Figura E.13. Aislamiento de tuberías.

