

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO**  
**FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA**  
**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUÍMICA**



**“DISEÑO DEL EQUIPO PARA LA  
ABSORCIÓN DEL DIOXIDO DE AZUFRE  
PROVENIENTE DEL GAS EFLUENTE DE LA  
TOSTACIÓN DEL SULFURO DE ZINC”**

**TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADA POR:**

**JUAN CARLOS MANCHEGO OBREGON  
LEONARD ORDOÑEZ SANTA MARIA  
NELSON EDUARDO HERRERA ESPINOZA**

**Callao, agosto 2017  
PERU**



## **PRÓLOGO DEL JURADO**

La presente Tesis fue Expuesto por los Bachilleres **HERRERA ESPINOZA NELSON EDUARDO, ORDOÑEZ SANTA MARIA LEONARD y MANCHEGO OBREGÓN JUAN CARLOS** ante el **JURADO DE SUSTENTACIÓN DE TESIS** conformado por los siguientes Profesores Ordinarios:

ING. Dr. ANCIETA DEXTRE CARLOS ALEJANDRO	: PRESIDENTE
ING. Dr. CALDERÓN CRUZ JULIO CÉSAR	: SECRETARIO
Lic. Mg. REYNA SEGURA ANA MARÍA	: VOCAL
ING. RANGEL MORALES FABIO MANUEL	: ASESOR

Tal como está asentado en el Libro N° 1 Folio N° 24 y Acta N° 023 de Sustentación por la Modalidad de Tesis con Ciclo de Tesis, de fecha **10 DE SETIEMBRE 2017**, para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico en la modalidad de Tesis con Ciclo de Tesis, de conformidad establecido por el Reglamento de Grados y Títulos aprobado por Resolución N° 082-2011-CU de fecha 29 de abril de 2011 y Resolución N° 221-2012-CU de fecha 19 de setiembre de 2012.

## AGRADECIMIENTOS

*A nuestra querida Universidad Nacional del Callao, por su infinita fuente de enseñanza académica, así como las valiosas lecciones de vida aprendidas a lo largo de nuestra estadía en esta maravillosa casa de estudios que nos enriquecieron como personas y como profesionales.*

*A todos aquellos docentes que durante nuestras vidas universitarias nos dieron sus enseñanzas, las que contribuyeron al desarrollo de este trabajo.*



de la Refinería de Cajamarquilla	
2.2.4 Aprovechamiento de los gases de tostación	29
2.2.5. Absorción de gases.	35
2.2.6. Desorción de gases	36
2.3. Definiciones de los términos básicos usados en el planteamiento de la tesis.	36
III. VARIABLES E HIPOTESIS.	38
3.1. Variable de la investigación.	38
3.2. Operacionalización de variables.	38
3.3. Hipótesis general e hipótesis específicas.	41
IV. METODOLOGIA.	42
4.1. Tipo de investigación.	42
4.2. Diseño de la investigación.	42
4.3. Población y muestra.	43
4.3.1. Población.	43
4.3.2. Muestra.	43
4.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos.	44
4.5. Procedimiento de recolección de datos.	44
4.6. Procesamiento estadístico y análisis de datos	44
4.7. Modelos y Métodos de diseño del equipo de absorción del dióxido de	

3. Especificaciones.	97
V. RESULTADOS.	98
VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.	103
6.1. Contrastación de hipótesis con los resultados	103
6.2. Contrastación de resultados	104
VII. CONCLUSIONES.	105
VIII. RECOMENDACIONES.	107
IX. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA.	108
ANEXOS	111
• Matriz de consistencia	112
• Otros anexos necesarios para respaldo de la Investigación	113

## INDICE DE CUADROS

	<b>Pag.</b>
Cuadro N° 1.1. Sulfuros metálicos más importantes	11
Cuadro N° 3.1. Operacionalizacion de variables	39

## INDICE DE DIAGRAMAS

	Pag.
Diagrama N° 4.1 Diagrama de flujo para el balance de materia de Gases efluentes del sulfuro de zinc	57
Diagrama N° 4.2 Diagrama de entrada y salida en el reactor tostador de lecho fluidizado	62
Diagrama N° 4.3. Diagrama de entrada y salida en la unidad de Separación y acondicionamiento	62
Diagrama N° 4.4. Diagrama de flujo codificado del proceso de absorción del dióxido de azufre	64
Diagrama N° 5.1. Diagrama de bloques para el proceso de absorción Del dióxido de azufre	97

## INDICE DE FIGURAS

	<b>Pag.</b>
Figuras N° 1.1. Diagrama de flujo para tratamiento de gases de Efluentes del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla	15
Figuras N° 2.1 Separación del dióxido de azufre de los gases Sulfuros por absorción	29
Figuras N° 4.1. Columna de relleno para absorción de gases	50
Figuras N° 4.2. Empaquetaduras para absorción de gases	53
Figuras N° 4.3. Despojador o desortor	55
Figuras N° 4.4. Despojador o desortor	56
Figuras N° 4.5. Despojador o desortor	56

## RESUMEN

Se ha diseñado el equipo para la absorción del dióxido de azufre proveniente de la tostación del sulfuro de zinc para obtener el dióxido de azufre exento de otros componentes gaseosos como uno de los subproductos que incluye el proceso de recuperación del azufre de los efluentes gaseosos provenientes de la tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla como una alternativa de solución para disminuir la contaminación ambiental.

Todo el equipo que compone la unidad de absorción diseñado consta de: la columna de empaque para la absorción, tanque despojador o desorbedor para la recuperación del solvente (dimetil anilina y agua), tanque de recepción de dióxido de azufre (recipiente burbujeador), soplador para la alimentación de la mezcla gaseosa a la columna de absorción y la bomba de traslación de la solución de dióxido de azufre.

Para el diseño de la columna de absorción se ha empleado el modelo de diseño basado en un balance diferencial en la columna para determinar la altura de empaque y el modelo de caída de presión en columnas de empaque para determinar el diámetro de la columna, evaluando las variables de diseño y sus componentes en función de las condiciones de operación.

Finalmente, se presentan los cálculos y criterios correspondientes para el diseño de todo el equipo de absorción para la obtención del dióxido de azufre exento de otros componentes gaseosos. Asimismo, presentamos las especificaciones y los datos de construcción del equipo de absorción.

Palabra Clave: Diseño del equipo de absorción y desorción para  $\text{SO}_2$ .

## **I. PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACION. -**

### **1.1. Identificación del Problema. -**

En el procesamiento de los minerales sulfurados se producen altas concentraciones de azufre y nitrógeno que incrementan la formación del dióxido de azufre y otros gases agrios contaminantes del medio ambiente [1,2].

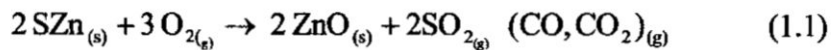
Los minerales sulfurados más importantes que se encuentran en la minería son:  $S_2Fe$ ,  $SCu$ ,  $SZn$ ,  $SPb$ , etc. que producen mayores ingresos por toneladas de azufre movilizado de ellas [17,18].

La mayor parte de los gases sulfurosos se destina a la fabricación de ácido sulfúrico. Una fracción relativamente pequeña se dedica a la obtención de azufre, sulfitos, hidrosulfitos, etc. Estos productos se utilizan por su capacidad reductora en las industrias textil, papelera, de caucho, fotografía, antisépticos, etc. [2,17,18]

La tostación, es por lo general, la primera etapa del tratamiento metalúrgico de muchos metales, pudiendo ser seguido de otros procesos piro o hidrometalúrgicos [15].

Los estudios bibliográficos mencionan que los sulfuros metálicos, representados por  $S_xMe$ , constituyen una materia prima de excepcional importancia, pues de los dos elementos que componen todo sulfuro, uno de ellos, el azufre es punto de partida tradicionalmente en el Perú para la obtención del ácido sulfúrico, que son usados casi en todas las ramas de industria química. En cuanto al otro elemento constituyente, el metal tiene, cualquiera sea, interés metalúrgico [17]. En el cuadro N° 1.1 se mencionan a los metales unidos al azufre

En la metalurgia del zinc, específicamente, la oxidación de la blenda (ZnS) es el objetivo principal del proceso de Tostación, el cual se alimenta conjuntamente con un fundente a un reactor no catalítico heterogéneo gas-sólido de lecho fluidizado para llevar a cabo el proceso de oxidación con la inyección de aire según la reacción:

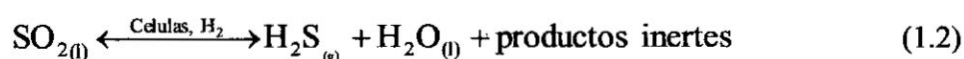


Los productos que salen del reactor luego del proceso de tostación son: Óxido de zinc (ZnO(s)) y los gases de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), nitrógeno (N<sub>2</sub>), y partículas finas llamados gases efluentes que son los grandes contaminantes del medio ambiente. Estos gases que salen del reactor arrastran partículas finas de sulfuro de zinc (ZnS) no reaccionado, óxido de zinc (ZnO) producidos, los cuales son separados en los ciclones, quedando los gases exentos de partículas [1,4,15].

Para evitar que estos gases efluentes producidos por la refinera de zinc de Cajamarquilla contaminen el medio ambiente, se plantea una alternativa de recuperar el azufre en forma líquida y sólida para los diversos usos que se pueden dar en la industria química, para lo cual se hemos diseñado el siguiente proceso: Los gases efluentes que arrastran partículas finas de sulfuro de zinc (ZnS) no reaccionados, y óxido de zinc (ZnO) producidos son enviados a dos ciclones para separar las partículas finas de los gases efluentes, estos gases son enviados al equipo de absorción, donde en contacto con una solución de metilanilina es absorbido el dióxido de azufre, saliendo por el tope los siguientes gases: CO (monóxido de carbono), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), oxígeno (O<sub>2</sub>) y nitrógeno (N<sub>2</sub>),



los cuales son acondicionados y purificados, obteniéndose el monóxido de carbono exento de otros gases, el cual es burbujeado en una solución de soda caustica en un reactor tanque para la formación de productos utilizados en la industria en general. Y, por el fondo del absorbedor sale la solución de  $\text{SO}_{2(l)}$ ,  $\text{SO}_{3(l)}$ , disueltos en el solvente acuoso de metilanilina. Esta solución que contienen dióxido de azufre, y trióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ) absorbido es enviado al desorbedor para despojar estos gases ( $\text{SO}_{2(l)}$ , y  $\text{SO}_{3(l)}$ ) del solvente orgánico acuoso de metilanilina, y este solvente recuperado es enviando al absorbedor para que continúe con el proceso de absorción, y el gas despojado se recepciona en una tanque con agua exento de impurezas, y esta solución de dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) y trióxido de azufre ( $\text{SO}_3$ ) es enviado al biorreactor para producir el disulfuro de hidrogeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ) por la hidrogenación bacteriana (células), según la reacción [1,2, 16]:



De tal manera que, en la fase final del proceso, el sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$ ) obtenido por la hidrogenación bacteriana es enviado al reactor catalítico para la desulfuración catalizado por  $\text{CoMo}/\text{Al}_2\text{O}_3$  según la reacción (descomposición catalítica de sulfuro de hidrogeno).



Por consiguiente, mediante este proceso que se plantea, se pretende disminuir la contaminación ambiental y proteger el medio ambiente dando uso a la materia contaminante para producir un producto de uso comercial como una alternativa de solución, siendo este proceso ilustrado en el diagrama de flujo que

se presenta en la figura N°1.1, En este diagrama de flujo se observa que la absorción del gas agrio de dióxido de azufre requiere de un equipo de absorción para su procesamiento, lo cual es necesario diseñar este equipo de absorción utilizando los fundamentos de diseño de equipos para procesos difusionales de absorción y desorción respectivos. Siendo esto que nos han motivado analizar los fundamentos de diseño del equipo para la absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación del sulfuro de zinc, por esta razón se toma especial análisis en la planificación y diseño detallado de la línea de tratamiento que constituye un verdadero desafío.

El diseño de la Planta de Recuperación de Azufre es un proyecto orientado a la retención de los compuestos azufrados existentes en las corrientes de gas agrio de los efluentes gaseosos provenientes de la tostación de minerales sulfurados y a su transformación en Azufre Líquido. Esto significa diseñar separadamente los equipos que componen la planta industrial, así como es el caso del diseño del equipo para la absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación del sulfuro de zinc presentado en este trabajo de tesis.

### **1.2.2. Problemas Específicos. -**

1. ¿Cuáles son las informaciones disponibles que se analizará para el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes para la recuperación del azufre?

2. ¿Cuáles son los fundamentos que se analizará para la evaluación del proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc?

3. ¿Cuáles son los fundamentos el diseño del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc?

4. ¿Cómo se diseñará detalladamente del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc?

### **1.3. Objetivos de la investigación. -**

#### **1.3.1. Objetivo General. -**

Diseñar del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

#### **1.3.2. Objetivos Específicos**

1. Analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.

2. Analizar el proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

3. Analizar el fundamento de diseño y seleccionar el tipo del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

4. Diseñar detalladamente el del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

#### **1.4. Justificación.**

La presente propuesta de tesis se justifica por lo siguiente:

1. Al investigar en las literaturas existentes y artículos científicos publicados, no se hemos encontrado hasta la actualidad los estudios sobre el diseño detallado del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc mediante la fundamentación y el procedimiento de diseño adecuado.

2. El Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc proporcionará dar la solución a la contaminación ambiental con los gases sulfurados para producir dióxido de azufre exento de otros gas, que posteriormente efectuar el proceso hidrogenación bacteriana para obtener el sulfuro de hidrógeno y finalmente efectuar el proceso de desulfurización catalítica para la producción de azufre sólido el cual será usado en la vulcanización del caucho sintético(llantas) y otros usos.

**3. Desarrollar trabajos de investigación en el campo de ingeniería química que aporte a la ingeniería ambiental con temas relacionadas al diseño de equipo de absorción.**

#### **1.5. Importancia. -**

La importancia del trabajo de investigación radica en los siguientes aspectos:

**1. El diseño del equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc, representa una alternativa novedosa para minimizar la contaminación ambiental con estos gases tóxicos, lo que conlleva a investigar más.**

**2. Los resultados obtenidos incrementaran a los diferentes estudios existentes con el propósito de dar solución a la contaminación ambiental con los gases de dióxido de azufre provenientes de otros tipos de minerales sulfurados.**

**3. Otro de los aspectos más importantes es la búsqueda de soluciones propias a nuestros problemas de contaminación ambiental con gases sulfurados, y para que otras plantas industriales haga uso de este estudio para el cumplimiento de las leyes u obligaciones definidas de forma legal, y asegurar la salud de los trabajadores, y permitiendo que las obligaciones de entorno legal por parte empresarial sean cumplidas con certeza ante alguna inspección imprevista.**

Los humos provenientes del reactor de tostación de lecho turbulento (TLR); que contienen la mayor parte de la carga, van directamente a un sistema de recuperación de calor y polvo contenidos y luego de la limpieza de los gases para ir luego a la Planta de Ácido Sulfúrico por tener una concentración de  $\text{SO}_2$  relativamente alta; mientras que los humos originados en el reactor de tostación de lecho fluidizado (FBR), luego de pasar por sus respectivos calderos y multiciclón, son tratados en las celdas de precipitación de las unidades 1,2, y 3 de Cottrell Central sin ningún acondicionamiento adicional [10,14].

El concentrado molido es enviado por medio de fajas transportadoras hacia las tolvas de alimentación, ubicadas en la parte alta del reactor de tostación.

El proceso de tostación transforma los sulfuros de zinc en óxidos de zinc los cuales son fácilmente solubles en las operaciones subsiguientes de lixiviación, generándose durante la tostación gas  $\text{SO}_2$  de alta concentración para la producción de ácido sulfúrico de 98,5%. La alimentación a los reactores de tostación de lecho fluidizado debe ser en forma de pellets duros. El concentrado es mezclado en un peletizador cilíndrico con diversos agentes aglomerantes como sulfato de zinc, ácido sulfúrico y polvos oxidados de zinc recuperados de los ciclones y del Cottrell Central. Luego son tostados a  $1000^\circ\text{C}$  manteniéndose en la cámara de combustión la velocidad de alimentación y el exceso de aire usado. Las reacciones en el tostador son exotérmicas y aproximadamente un 30% del material cargado a los reactores de tostación de lecho fluidizado es arrastrado por los gases, lo cual obliga a tener un buen sistema de recuperación de polvos [4,18,20].

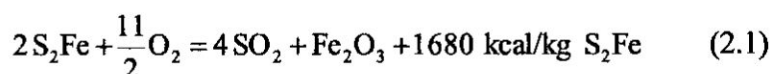
En el caso del reactor de tostación de lecho turbulento los concentrados son directamente alimentados al reactor de tostación por medio de una faja de alta velocidad. El tostador es cilíndrico con una base circular perforada para permitir el ingreso del aire teniendo una temperatura de operación de 960°C. El proceso de tostación ocurre en un lecho formado por las partículas gruesas y en la parte superior o en la cámara de combustión por las partículas más finas. Aproximadamente 70% de la carga alimentada es transportada por los gases y precipitada en el caldero, en los ciclones y en el precipitador electrostático. Los gases limpios previamente enfriados a 350°C con una concentración de SO<sub>2</sub> de 8,5%, base seca, son enviados a la Planta de Ácido Sulfúrico y por otro lado la calcina es molida y enfriada para luego ser bombeada neumáticamente a la tolva de almacenamiento [14,18].

Los sulfuros metálicos, S<sub>x</sub>Me, (sulfuros de hierro, de cinc, de cobre, de plomo, etc.), constituyen una materia prima de excepcional importancia, pues de los dos elementos que componen todo sulfuro, uno de ellos, el azufre es punto de partida para la obtención del ácido sulfúrico, todos los sulfuros, excepto el de hierro, son materia prima por el metal, tiene, cualquiera que sea, el interés metalúrgico. En la tabla 1.1 se indican los metales unidos al azufre en los sulfuros más abundantes, así como los contenidos de azufre de éstos [17,18].

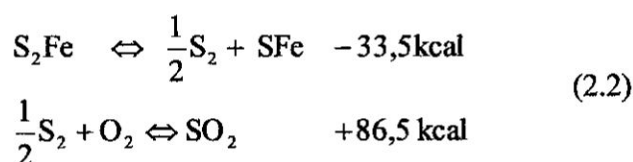
Todos los sulfuros metálicos, con excepción el de hierro, son materia prima por el metal, es decir, se consideran menas metálicas, mientras que el azufre es en tales casos productos secundarios que no siempre es económico aprovechar, aunque normalmente hay que hacerlo para evitar la contaminación del aire por los

presencia de aire, eliminando las impurezas volátiles fácilmente oxidables, dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) [18,19]

Además, en conjunto, la tostación ordinaria de piritas conduce a la obtención de SO<sub>2</sub> gaseoso, cenizas de óxido de hierro y una importancia cantidad de calor [17]:



Sin embargo, el proceso de tostación sucede por etapas y es mucho más complicada. De tal manera que, un gránulo de pirita en contacto con una corriente de gases calientes y oxidantes a medida que el gránulo se calienta, se pierde calor en la primera etapa tal como se muestra en la siguiente reacción [4,17].



En la actualidad, su industria y la importancia adquirida por las llamadas piritas complejas, que son aquellas a las que al S<sub>2</sub>Fe acompañan cantidades significativas de SCu, SZn, SPb, etc [17].

La segunda etapa del proceso de tostación es exotérmica el cual supera a la primera etapa, de tal manera que al elevarse la temperatura se incrementa el desprendimiento de más vapor de azufre. Mientras queda azufre lábil, pues, envolverá al gránulo e impedirá la oxidación del sulfuro ferroso resultante de la tostación [5,17].



### **2.2.3. Descripción del proceso de tostación del concentrado de zinc de la refinería de Cajamarquilla. -**

La fluidización de partículas en lechos es una tecnología que se ubica dentro de las reacciones sólido-fluido, mediante la cual una masa constituida por partículas sólidas dentro de un recipiente, en mayor o menor grado de división, adquiere la movilidad de un fluido y se mantiene en suspensión por el empuje o tiro de un fluido que se desplaza en dirección vertical. Durante la fluidización un gas o un líquido se ponen en contacto con un sólido, reaccionan con él y lo transforman en un producto diferente al inicial [16,18].

Puga Bullón José, [16] en su monografía publicada el 2012 menciona que, en el proceso de tostación de concentrados de zinc, el aire es inyectado a través de toberas de distribución ubicadas en el fondo de la cámara de reacción y es suministrado a la caja de viento a cerca de  $2.5\text{lb/pulg}^2$

Asimismo, menciona que en el caso del tostador de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla el diámetro del emparrilado es de 10 metros y está provisto de 9,888 toberas de 20 mm, ahusadas hacia el punto de salida a un orificio de 6 mm. Además, menciona que durante la operación el aire es inyectado dentro de la cama o lecho a una velocidad en la que la caída de presión a través de la cama es más grande que el peso de los sólidos de la cama; bajo estas condiciones los sólidos llegan a suspenderse libremente en el flujo de gas y la cama adquiere el aspecto de un líquido hirviendo violentamente. También menciona que se usan paquetes de tubos (cooling coils) extendidos horizontalmente dentro de la cama para recuperar algo del exceso de calor exotérmico originado en las reacciones de tostación.

El autor describe que los concentrados húmedos son alimentados por medio de una faja de alta velocidad (slinger belt) que los introduce dentro del horno por una ventana; este concentrado reemplaza a la parte de la cama de sólidos que es descargada y se apoya en el emparrillado.

Finalmente menciona que para un concentrado de zinc típico conteniendo aproximadamente 52 % de zinc, 32 % de azufre y 8 % de hierro, el requerimiento de aire estequiométrico para combustión completa es de  $1,6 \text{ m}^3 \text{ N/Kg}$  de concentrado.

La planta de tostación de concentrados de zinc está constituida por diversos equipos que pueden agruparse en los siguientes sistemas:

**1) Alimentación de concentrados al tostador.** - Está integrado por dos tolvas de almacenamiento de concentrado, dos fajas extractoras de concentrado, una faja de alimentación, un plato giratorio y dos alimentadores de catapulta (slingers belt)

**2) Soplador de aire,** para proporcionar el aire de fluidización

**3) Equipo auxiliar:** el tostador de cama turbulenta tiene como equipo auxiliar a un equipo de precalentamiento para las puestas en marcha, formado por un soplador auxiliar, una bomba de petróleo, quemadores y lanzas de petróleo

**4) Sistema de transporte y depuración de gases,** formado por:

1) Una caldera La Mont, formada por paquetes evaporadores y un circuito de agua-vapor para aprovechar el calor generado en la tostación y generar vapor sobrecalentado de  $350 \text{ }^\circ\text{C}$  y 40 bar de presión. Esto permite enfriar los gases a aproximadamente  $350^\circ\text{C}$  y recuperar partículas sólidas.

2) Dos ciclones para recuperar partículas sólidas

3) Dos electrofiltros (hot cottrell) para recuperar partículas muy finas

4) Un soplador intermedio que succiona los gases del tostador para enviarlos a la Planta de Ácido Sulfúrico: permite regular el tiro dentro del tostador, mediante una válvula de persiana

**5) Sistema de transporte de calcina formado:** por transportadores de cadena, un enfriador seccional y un molino de bolas

**6) Panel de control:** desde aquí se visualizan los parámetros de operación y pueden modificarse en caso de desviaciones o de cambios.

La capacidad de diseño de la Planta de Tostación fue originalmente de 601.5 Tm secas/día y se consideró que en operación normal debería trabajar 330 días al año.

#### **2.2.4. Aprovechamiento de los gases de tostación**

La refinería de Cajamarquilla la totalidad de los gases sulfurosos se destina a la fabricación de ácido sulfúrico.

La tostación de la blenda se realiza en un reactor de lecho fluidizado no catalítico gas- sólido a una temperatura de 1000 °C, pudiendo tratar al día entre 190 y 200 TM., con un volumen entre 26 000 y 28 000 m<sup>3</sup>/h.

El residuo sólido del proceso es el óxido de zinc (calcine), que se envía a la planta de zinc electrolítico.

Los gases procedentes de la tostación se concentran eliminando el oxígeno y el nitrógeno, que son los gases que lo diluyen. Este proceso se fundamenta en la absorción selectiva que la dimetilalanilina (DMA) tiene sobre el anhídrido sulfuroso, dejando libre el resto de los gases, que se realiza en una torre de

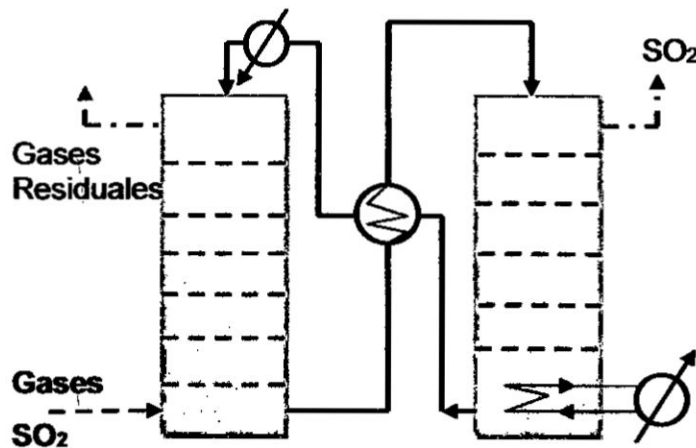
absorción del anhídrido sulfuroso y la DMA, en una segunda torre, mediante aporte calorífico.

El anhídrido sulfuroso líquido obtenido se seca con ácido licuado posteriormente mediante una batería de compresores y condensadores antes de almacenarlos para su comercialización.

La producción diaria de la planta es de aproximadamente 165 TM. de calcine y 105 TM. de anhídrido sulfuroso líquido, con una pureza superior al 99,95%.

Este gas es absorbido con una solución acuosa de dimetilaminilina que se descarga por el fondo de la torre, el cual se empleará directamente para la hidrogenación bacteriana del dióxido de azufre.

**FIGURA N° 2.1.  
SEPARACIÓN DEL DIÓXIDO DE AZUFRE DE LOS GASES  
SULFUROSOS POR ABSORCIÓN.**



Fuente: Romero, G., A., "Sulfuros metálicos como materia prima". 1994

**Paulo Motta, director de negocios zinc de Votorantim Metais**, quien informó que la firma brasilera buscará un mayor aprovechamiento de la recuperación de los subproductos de la refinería de Cajamarquilla para alcanzar la producción programada de 320 mil toneladas de zinc.

Asimismo, Motta informó que la compañía **adquirió la refinería cuando producía 126 mil toneladas anuales**, pero con las inversiones realizadas durante los años 2007 - 2008 lograron llegar a las 160 mil toneladas.

“En el último mes la producción del 2010 fue **80% del volumen proyectado, es decir 256 mil toneladas**. En los próximos meses vamos a cumplir con las 320 mil toneladas”, precisó Paulo Motta.

La empresa brasileña compró el **99% de esta refinería** de zinc a Teck Cominco y a la japonesa Marubeni que poseían el 85% y 14%, respectivamente, en el año 2004.

Motta explicó que, al inicio de la compra, el plan sólo contemplaba 240 mil toneladas de zinc, sin embargo, revisaron su planificación y se pusieron una meta más alta. “**Cajamarquilla será la quinta mayor refinería de zinc del mundo**, sino también una de las más competitivas”, subrayó.

La compañía invirtió **US\$ 210 millones** en la compra de esta refinería, e invirtió US\$ 600 millones más en las expansiones.

Además de zinc, Cajamarquilla produce **cobre, plomo, plata, cadmio en forma de concentrado**.

La sección Metales del grupo Votorantim posee **actualmente 81% del mercado brasileño del zinc** y 79% del mercado latinoamericano de zinc. En los EEUU mantienen operaciones de reciclaje de este metal.

“Tenemos 5% de participación en el mercado europeo. Con la duplicación de la producción de la planta de Cajamarquilla vamos a tener la posibilidad de **exportar más desde Perú hacia Europa**”, explicó el **director superintendente de Votorantim Metais, Joao Bosco**.

Asimismo, Motta explicó que un punto importante de la operatividad de una refinería de zinc es la habilidad de **recuperar los subproductos**, pues en el concentrado de este metal siempre hay otros metales como es el caso de plomo, plata, indio, cobre.

“Estos metales actualmente son recuperados algunos en la forma de concentrado, y son **vendidos como concentrado y otros en forma metálica**. Nuestro objetivo es producirlos en forma metálica. Para ello, estamos trabajando en un proyecto para indio y plomo en el Brasil, que en el futuro aplicaremos en Cajamarquilla”, precisó.

“Cuando se compara estas recuperaciones con el volumen de la industria es bastante bajo, pero para una refinería tiene un valor muy significativo tanto para **sus ingresos como para su rentabilidad**”, explicó Motta.

El ejecutivo también informó que en los planes de la empresa en Perú preveía **la integración entre las minas locales y la refinería**, pues esto permite un **mayor valor del mineral**, generando más ingresos y empleo al país.

### **2.2.6. Desorción de gases [15,19]. -**

Es la operación difusional contraria a la absorción. En ella un gas disuelto en un líquido es arrastrado por un gas inerte siendo eliminado del líquido. Generalmente la desorción de gases es una operación difusional que se utiliza para recuperar solvente económicamente valioso, contactando con la inyección de vapor vivo, o por una fase gaseosa, o por evaporación de algunos componentes volátiles.

En esta operación el gas soluto que se encuentra absorbido en el solvente valioso se transfiere desde la fase líquida hacia la fase gas dejando al solvente exento del gas soluto que nuevamente es bombeado al absorbedor para que continúe con la operación difusional de absorción.

### **2.3. Definiciones de los términos básicos u otros contenidos para fundamentar la propuesta de la investigación. -**

**Diseñar.** - Consiste en delinear una figura cualquiera, dar forma a un objeto cualquiera, describir las cualidades de un objeto, dimensionar a un objeto, determinar el volumen o la capacidad del objeto.

**Absorbedor.** - Es un recipiente o equipo donde se realiza la absorción de un gas en un líquido de lavado. Por dicha acción a veces se conocen como lavadores.

**Absorción.**- Es la operación unitaria que consiste en la separación de uno o más componentes de una mezcla gaseosa con la ayuda de un solvente líquido con el cual forma solución (un soluto A, o varios solutos, se absorben de la fase gaseosa y pasan a la líquida)

**Desorción.** - Operación unitaria de transferencia de materia cual uno o más

### III. VARIABLES E HIPOTESIS

#### 3.1. Variables de la Investigación. -

Las variables son las siguientes:

$$X = f(Y_1, Y_2, Y_3)$$

##### Variable dependiente:

X = Diseño del equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

##### Variables independientes:

Y<sub>1</sub> = Flujo de alimentación del efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

Y<sub>2</sub> = Composición del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

Y<sub>3</sub> = Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño de equipos de absorción de gases.

#### 3.2. Operacionalización de las Variables

##### Variables independientes, controlable:

1) Flujo de alimentación del efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc, m<sup>3</sup>/s

2) Composición del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc, % molar, fracción molar.

3) Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño de equipos difusionales gas-líquido:

Bases de diseño.

- Caudal alimentación del SO<sub>2</sub>, Kg/s



### **3.3. Hipótesis. -**

#### **3.3.1. Hipótesis General. -**

Los diseños del equipo de absorción emplean modelos matemáticos que describen los procesos difusionales involucrados en la absorción de gases como transferencia de masa convectiva e interfaciales, si estos fundamentos están bien formulados, entonces, se diseñará el **Equipo** de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

#### **3.3.2. Hipótesis Específica. -**

a) Los fundamentos de procesos metalúrgicos de minerales sulfurados nos permitirán analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.

b) Los fundamentos de la ingeniería de procesos difusionales nos permitirán analizar el proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

c) Los fundamentos de diseño de equipos industriales bien formulados nos permitirá evaluar las variables, y el modelo de diseño del equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc

d) Los fundamentos y los procedimientos de diseño de ingeniería de detalles nos permitirá diseñar detalladamente el equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

## **IV. METODOLOGIA**

Para lograr los objetivos propuestos en este trabajo de investigación, relacionado con el diseño del equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc utilizara la siguiente metodología:

### **4.1. Tipo de la investigación. -**

El tema se encuentra ubicado dentro del área, de la ingeniería Ambiental y en la Ingeniería de diseño de equipos difusionales, el primero responde fundamentalmente al estudio y a los principios del proceso al tratamiento de gases contaminantes, y la segunda responde los fundamentos y procedimiento de diseño de equipos difusionales.

Este trabajo es una investigación predictiva y aplicada, que utiliza técnicas de las ciencias aplicadas tecnológicas y sustantivas para su elaboración.

### **4.2. Diseño de la investigación. -**

#### **a) Definir el escenario de la investigación. -**

El presente trabajo de investigación tiene como escenario el Laboratorio de Operaciones y Procesos Unitarios (LOPU) de la FIQ-UNAC.

#### **b) Elegir el método o modelo de diseño. -**

Dado que los fundamentos de diseño de los equipos para procesos difusionales nos proporciona el modelo de diseño, y es necesario utilizar el enfoque de la determinación del volumen del absorbedor y desorbedor.

#### **c) Determinar la variable de diseño. -**

Se utilizara la información científica relevante, para cuantificar los indicadores de las principales variables arriba señaladas, con el propósito de determinar la

capacidad de absorción y desorción, y las dimensiones del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

**d) Recolectar la información necesaria para evaluar cada clase de uso (o de no uso) objeto de este estudio.**

Ante la imposibilidad del material de obtener información para todos los indicadores de las variables contempladas para alcanzar todos los propósitos de este estudio; se coleccionará información de fuentes secundarias; producto de investigaciones previas, ejecutadas por instituciones.

**e) Diseñar el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.** Para diseñar detalladamente el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc se aplicarán los fundamentos y procedimientos de diseño de ingeniería de detalles.

### **4.3. Población y Muestra.**

**4.3.1. Población.** El universo de la investigación o línea de trabajo es el proyecto de recuperación del azufre en forma líquida y sólida de los gases efluentes de la tostación del sulfuro de zinc. Ver figura N° 1.1.

#### **4.3.2. Muestra. -**

La muestra de la investigación es el diseño del equipo de absorción y desorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

capacidad de absorción y desorción, y las dimensiones del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

**d) Recolectar la información necesaria para evaluar cada clase de uso (o de no uso) objeto de este estudio.**

Ante la imposibilidad del material de obtener información para todos los indicadores de las variables contempladas para alcanzar todos los propósitos de este estudio; se coleccionará información de fuentes secundarias; producto de investigaciones previas, ejecutadas por instituciones.

**e) Diseñar el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.** Para diseñar detalladamente el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc se aplicarán los fundamentos y procedimientos de diseño de ingeniería de detalles.

#### **4.3. Población y Muestra.**

**4.3.1. Población.** El universo de la investigación o línea de trabajo es el proyecto de recuperación del azufre en forma líquida y sólida de los gases efluentes de la tostación del sulfuro de zinc. Ver figura N° 1.1.

#### **4.3.2. Muestra. -**

La muestra de la investigación es el diseño del equipo de absorción y desorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

#### 4.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos. -

Las técnicas del procedimiento de recolección de datos se menciono en el diseño de la investigación, y es:

- Método de cuantificación del dióxido de azufre en la en el efluente gaseoso.
- Método comparativo y de descriptivo para determinar la capacidad de absorción y desorción.
- Métodos y procedimiento de diseño de equipos difusionales.

#### 4.5. Procesamiento de recolección de datos. -

Se utilizarán las técnicas estadísticas conceptuales para este tipo de investigación.

#### 4.6. Procesamiento estadístico y análisis de datos

El dióxido de azufre es absorbido en la torre de relleno con agua obteniéndose la solución del dióxido de azufre; cuyos datos solubilidad de equilibrio se muestra en la tabla N° 2.1.

TABLA N° 4.1

DATOS DE SOLUBILIDAD DE SO<sub>2</sub> EN AGUA a 30 °C

% SO <sub>2</sub> w/w en la solución	0,05	0,2	0,15	0,2	0,3	0,5	0,7	1,0	1,5
Presión parcial de SO <sub>2</sub> en el gas mmHg.	1,2	3,2	5,8	8,5	14,1	26	39	59	92

Fuente: Manual del Ingeniero Químico, John Perry 4<sup>ta</sup> Edición.

**a) Sólidos troceados:** son los más baratos y se utilizan en tamaños muy distintos. Ofrecen buena resistencia a la corrosión, pero son menos satisfactorios en cuanto al flujo del líquido o a la superficie efectiva para la transferencia. No son rellenos uniformes con porosidad constante, (riesgo de canalizaciones).

**b) Rellenos de una forma determinada:** Estos rellenos son los más comunes usados en las plantas químicas siendo estos: Anillos Raschig, Pall, Lessing, monturas de Berl, etc., y entre los rellenos más recientes, tenemos a: anillos Mini, monturas Intalox, Hy-Pak, etc.). Estos, presentan una gran eficacia y una baja caída de presión, encontrándose disponibles en una amplia gama de tamaños y materiales. Presentan menos riesgo de canalizaciones y mejor distribución de líquidos, pero son más caros, sobre todo los de menor tamaño.

Las propiedades de algunos rellenos pueden verse en las tablas de la bibliografía consultada.

El tamaño del relleno utilizado influye en la altura y el diámetro de la columna, y en la caída de presión y coste del relleno. Generalmente, al aumentar el tamaño del relleno, se reduce el coste por unidad de volumen y la caída de presión por unidad de altura, pero se reduce la eficacia en la transferencia de materia, por lo que se precisará una mayor altura de columna.

**c) Rellenos de rejilla:** Fáciles de fabricar, se utilizan normalmente para columnas de sección cuadrada. También se construyen de diversos materiales, originando bajas caídas de presión debido a los espacios libres entre rejillas. Son fáciles de montar, pudiéndose utilizar para suspensiones. El principal problema que

presentan es la mala distribución de líquidos para flujos elevados, porque se forman canalillos, y no gotas.

La absorción de gases constituye el fenómeno básico de numerosos equipos y procesos industriales, así como:

- a) Evaporación desde tanques.
- b) Absorbedor de pared mojada.
- c) Absorbedor de relleno -en contracorriente o corrientes paralelas.
- d) Absorbedor por etapas.
- e) Absorbedor con reacción química simultánea.
- f) Depuradores de goteo.
- g) Depuradores de Venturi.

### **1. Funcionamiento de la torre de absorción. -**

En una torre de absorción la corriente de gas entrante a la columna circula en contracorriente con el líquido. El gas asciende como consecuencia de la diferencia de presión entre la entrada y la salida de la columna. El contacto entre las dos fases produce la transferencia del soluto de la fase gaseosa a la fase líquida, debido a que el soluto presenta una mayor afinidad por el disolvente. Se busca que este contacto entre ambas corrientes sea el máximo posible, así como que el tiempo de residencia sea suficiente para que el soluto pueda pasar en su mayor parte de una fase a otra

### **2. Columna o torre de absorción. -**

La columna o las torres de absorción de gases consiste en un recipiente o una columna cilíndrica que contiene una entrada de gas y un espacio de distribución

en el fondo, una entrada de líquido y un dispositivo de distribución en la parte superior, una salida de gas en la parte superior, una salida de líquido en el fondo y el empaque o relleno de la torre. El gas entra en el espacio de distribución que está debajo de la sección empacada y se va elevando a través de las aberturas o intersticios del relleno, así se pone en contacto con el líquido descendente que fluye a través de las mismas aberturas. El empaque proporciona una extensa área de contacto íntimo entre el gas y el líquido.

Los autores de las bibliografías consultados mencionan que han desarrollado muchos tipos diferentes de rellenos para torres, donde estos empaques y otros rellenos comunes se pueden obtener comercialmente en tamaños de 3 mm hasta unos 75 mm. La mayoría de los empaques para torres están contruidos con materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana o grafito. La característica de un buen empaque es la de tener una gran proporción de espacios vacíos entre el orden del 60 y el 90%. El relleno permite que volúmenes relativamente grandes del líquido pasen a contracorriente con respecto al gas que fluye a través de las aberturas en forma de película para facilitar que el gas soluto ingrese a la fase líquida, con caídas de presión del gas relativamente bajas.

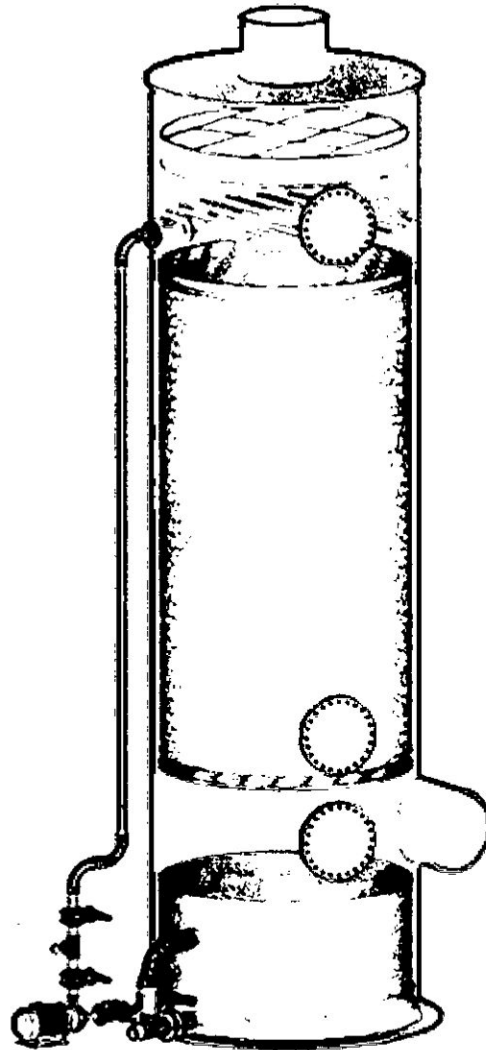
Por otro lado, la bibliografía menciona que las torres de rellenos son los equipos que consisten esencialmente en una columna que posee un conjunto de cuerpos sólidos, que descansan sobre una rejilla con agujeros, los cuales permiten el paso de los fluidos. La figuraN°4.1., se muestra una torre rellena típica, el flujo es a contracorriente, el gas entra por la parte inferior de la torre y se mueve ascendentemente y pasa a través de las capas de empaquetaduras o rellenos (1). El líquido entra por la parte superior de la torre y se distribuye uniformemente por



toda la sección transversal de la torre con ayuda del distribuidor (3). La rejilla de soporte (2) se construye con un material resistente. Distribuidor de líquido Cono de distribución Capa de Empaquetadura Generalmente el equipo no se llena por una capa de empaquetadura continua, sino que se divide el relleno en bloques de aproximadamente 1,5 a 3 m, con el propósito de evitar que el líquido se mueva preferentemente cerca de la pared y deje de mojar la zona central de la capa de empaquetaduras. Este fenómeno, perjudicial para la transferencia de masa, se denomina efecto pared y está motivado porque al existir una mayor densidad del relleno en la parte central que en la zona próxima a las paredes del aparato, la resistencia hidráulica cerca de las paredes es menor por lo que el líquido se desplazará preferentemente hacia esa región. En la figura puede observarse un relleno en dos secciones. Para redistribuir el líquido entre las capas de empaquetadura, se colocan los conos de redistribución. Las torres muy altas o de gran diámetro se dividen en varias secciones Durante el trabajo de la torre empacada el líquido corre por la superficie de la empaquetadura en forma de película fina, por lo cual la superficie de contacto entre las fases es, en lo fundamental, la superficie mojada del relleno. Al pasar el líquido de uno 35 a otro elemento del empaque la película mencionada se quiebra y se forma una nueva en el elemento inferior. También existe descenso de líquido en forma de gotas y en pequeños chorros. Generalmente, una parte de la superficie del relleno está mojada por una capa de líquido estancado, por lo que el gas burbujea en dicha capa inmóvil.

FIGURA N° 4.1.

TORRE O COLUMNA DE RELLENO PARA ABSORCION DE GASES



Fuente: ENQUIOL, Barcelona 2010

**3. Regímenes hidrodinámicos. -**

Los regímenes hidrodinámicos de las torres rellenas pueden trabajar en diferentes regímenes hidrodinámicos. Generalmente, la velocidad del gas influye en la cantidad de líquido retenido en el relleno y por tanto en la resistencia hidráulica

del relleno. Para pequeños valores de la velocidad del gas, el líquido forma una película descendente cuya masa es prácticamente independiente de la velocidad del gas. Este régimen se conoce como régimen pelicular. Si aumenta la velocidad del gas lo suficiente como para que resulten importantes las fuerzas de rozamiento entre el gas y el líquido, la corriente líquida resulta frenada, aumenta el espesor de la película y la cantidad de líquido retenido en el relleno. Éste se denomina régimen de suspensión y se caracteriza por un aumento de la superficie mojada del relleno: al aparecer remolinos, salpicaduras con pequeños borboteos de gas en el líquido, disminuye la intensidad del proceso de transferencia de masa. Si la velocidad del gas es tan elevada que la fuerza de rozamiento entre el gas y el líquido es suficiente como para equilibrar la fuerza de gravedad del líquido descendente, se establece una capa continua del líquido en el interior del relleno, en la cual deberá burbujear el gas. Éste se denomina régimen de emulsión, se caracteriza por una elevada resistencia hidráulica y por una intensificación del contacto gas-líquido. La velocidad para la cual el gas es capaz de establecer una capa de líquido en todo el relleno se denomina velocidad de inundación, su valor se determina gráficamente o mediante ecuaciones empíricas. La velocidad de inundación es una condición límite de los procesos de absorción, su valor depende principalmente del flujo de líquido, de su densidad y viscosidad y de las características del relleno.

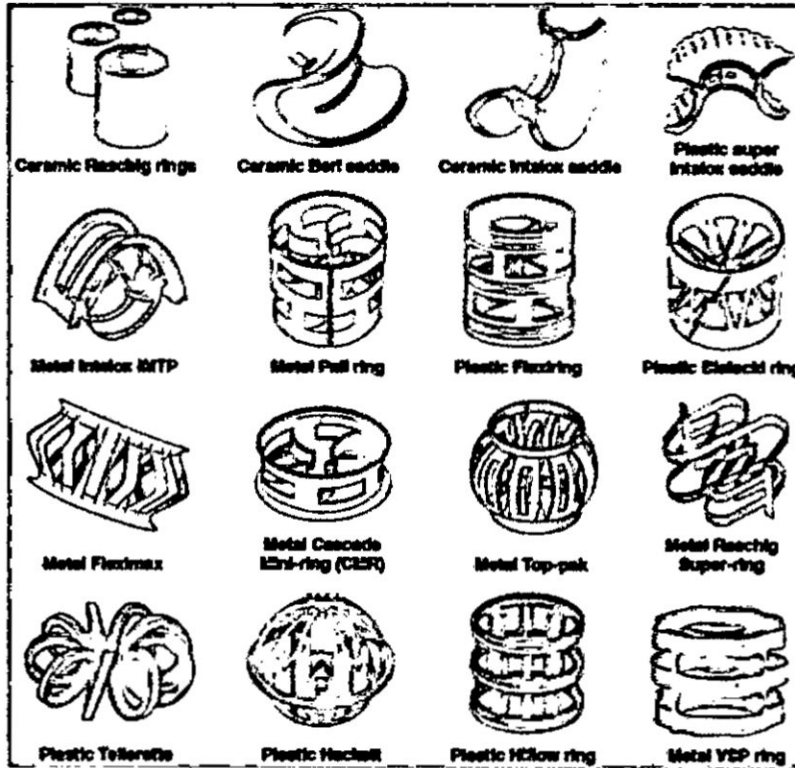
**3. Elección de las empaquetaduras o rellenos.** - Según la bibliografía consultada, mencionan que, existen diversos cuerpos que se emplean como relleno para las torres empacadas. Las principales características que debe reunir un relleno para lograr una elevada eficacia en la transferencia de masa son:

- Tener gran superficie específica.
- Tener elevada porosidad.
- Proporcionar un buen contacto entre el gas y el líquido.
- Ofrecer pequeña resistencia hidráulica al gas.
- Ser químicamente inerte respecto a los fluidos procesados.
- Poseer gran resistencia mecánica.
- Ser baratos, costo razonable.

Los más comunes son: (a) Anillos Rasching (b) Anillos con tabiques (c) Relleno Gudloye (d) Anillos Pale (e) Relleno Spreypack (f) Montura de Berl (g) Relleno de rejilla de madera Anillos Lessing, Anillos en espiral Monturas Intalox. Los rellenos se fabrican de diferentes materiales tales como cerámica, porcelana, acero, plástico, vidrio, etc, estos son mostrados en la figura N° 4.2. Los más difundidos son los Rashing y sus modificaciones. En los últimos años aparecieron los rellenos Gudloye y de Spreypack, este último consiste en una red formada con cintas y alambres metálicos. Las piezas del empaque pueden colocarse manualmente en orden o irregularmente, en el primer caso es menor la resistencia hidráulica y se admiten mayores velocidades del gas, aunque es más difícil obtener un buen rociado del líquido.

FIGURA N° 4.2.

EMPAQUETADURAS O RELLENOS PARA ABSORCION DE GASES



Fuente: Production Made Easy Selasa, 2014

Las monturas Berl son de porcelana, se les coloca desordenadamente, son muy eficaces y su tamaño varía entre 1,5 y 7,5 cm. Las empaquetaduras de tamaño pequeño poseen mayor superficie específica, lo cual permite disminuir la altura de trabajo del aparato, aunque originan una mayor resistencia hidráulica. Se utilizan preferentemente en torres que trabajan con presiones elevadas o cuando se requiere gran intensidad en la transferencia de masa. Los rellenos de mayor diámetro permiten disminuir el diámetro de la torre y reducir el costo inicial de la misma, a pesar de que la altura del empaque sea relativamente mayor que el de los

rellenos menudos. Cuanto menor sea el tamaño del elemento, tanto mayor será la velocidad admisible del gas y por tanto, la capacidad de la torre. Debe cumplirse que el diámetro de la torre sea por lo menos ocho veces mayor que el diámetro del elemento, para disminuir el efecto pared. Los rellenos con diámetros menores que 50 cm se colocan en forma desordenada y en forma ordenada los de diámetros mayores. Las torres de relleno flotante tienen una estructura especial, en las mismas los elementos del relleno son esferas de pequeña densidad que permanecen suspendidas en la corriente líquida. Este tipo de torre se emplea con líquidos contaminados. Otro tipo especial es aquel que posee un sello hidráulico externo que permite regular la altura de una capa estacionaria de líquido en el empaque, con lo cual se garantiza que la torre opere en el régimen de emulsificación. Las torres rellenas presentan las ventajas de tener estructuras más sencillas y tienen pequeña resistencia hidráulica, en general son más baratas que las de platos. Las limitaciones son que no se le puede utilizar con líquidos sucios, presentan dificultad para extraer el calor evolucionado en el proceso, no se pueden emplear con pequeños gastos de líquidos, pues no se garantiza una buena densidad de irrigación.

El diseño de la torre de relleno consiste en realizar los cálculos respecto a determinar la altura de relleno ( $Z$ ), el diámetro ( $D$ ), el consumo del solvente ( $L$ ) o del absorbente y la resistencia hidráulica.

FIGURA N° 4.3  
DESPOJADOR O DESORTOR



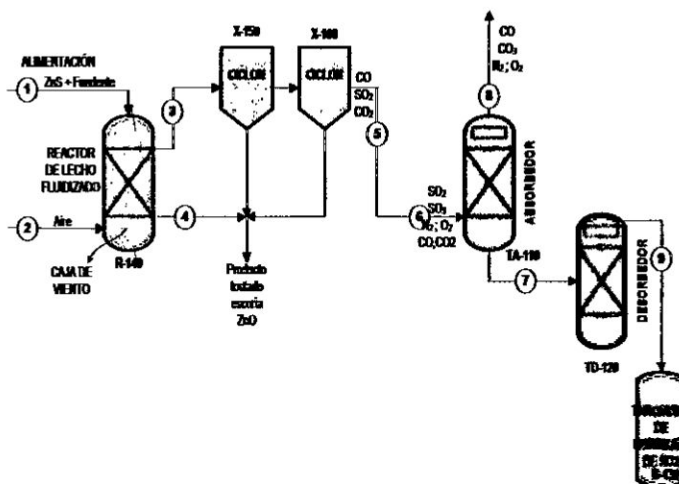
Fuente: Ecochimica System, Barcelona 2010

**4.7.2. Procedimiento de diseño del diseño del equipo de absorción y desorción del dióxido de azufre [12,15,19].**

**Calculo del flujo de alimentacion del gas effluente de la tostación del sulfuro de zinc.**

Para determinar el flujo de alimentacion que ingresa al absorbedor, hemos realizado el balance de materia de acuerdo al diagrama N° 4.1. propuesto y usando los datos publicados por el señor José Puga Bullón.

**DIAGRAMA N° 4.1.  
DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL BALANCE DE MATERIA DE GASES  
EFLUENTES DE L SULFURO DE ZINC DE LA REFINERÍA DE  
CAJAMARQUILLA PARA EL DISEÑO DEL ABSORBEDOR**



Fuente: Elaboración propia



José Puga Bullón en el 2012 publica la monografía “principios teóricos y prácticos de la tostación de concentrado de zinc” de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla de Minero Perú S.A.; donde menciona que la capacidad de la Planta de tostación originalmente fue de 601,5 TM secas/día operando 330 días al año, y en la actualmente la empresa VOTORANTIM METAIS ha aumentado su capacidad de planta de tostación a **1863,3 TM/día** operando 330 días al año, llegando su volumen de producción a 321 171 TM/año al 99,95% en el 2013. Asimismo, menciona que el análisis de la mezcla concentrada de ZnS es como sigue:

Zn = 53,1 % p/p

S = 31,7 % p/p

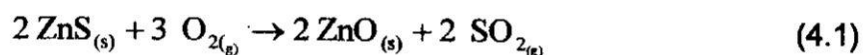
Pb = 1,6 % p/p

Fe = 8,1 % p/p

Cu = 0,41 % p/p

Cd = 0,21 % p/p

La refinería de Cajamarquilla aplica varias tecnologías en los diferentes procesos de obtención de zinc refinado a partir de concentrados sulfurados (blenda) dentro de los principales tenemos: la tostación de la blenda o sulfuro de zinc, que utiliza la tecnología alemana LURGI con reactores de tostación-reducción de lecho fluidizado operando en el rango de 900 a 940 °C (José Puga Bullón, 2012), produciéndose la siguiente reacción:



- Calculo de la cantidad de nitrógeno formado o desprendido en el reactor de tostación-oxidación del sulfuro de zinc.

$$726,4 \frac{\text{TM O}_2}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM O}_2}{32 \text{ TM O}_2} \times \frac{1 \text{ mol TM aire}}{0,20946 \text{ mol TM O}_2} \times \frac{0,79054 \text{ mol TM N}_2}{1 \text{ mol TM aire}} =$$

$$= 85,67 \frac{\text{mol TM N}_2}{\text{dia}} \times \frac{28,02 \text{ TM N}_2}{1 \text{ mol TM N}_2} = 2400,5 \frac{\text{TM N}_2}{\text{dia}} \text{ formado}$$

- Calculo de la cantidad de aire remanente en el reactor de tostación-oxidación del sulfuro de zinc.

$$5,984 \frac{\text{mol TM O}_2}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM aire}}{0,20946 \text{ mol TM O}_2} = 28,57 \frac{\text{mol TM aire}}{\text{dia}} \times \frac{28,9 \text{ TM aire}}{1 \text{ mol TM aire}} =$$

$$= 826,7 \frac{\text{TM aire}}{\text{dia}} \text{ remanente o saliente del reactor}$$

- Calculo de la cantidad de óxido de zinc (ZnO) formado en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor, rendimiento 79,14 %.

$$1863,3 \frac{\text{TM ZnS}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM ZnS}}{97,44 \text{ TM ZnS}} \times \frac{2 \text{ mol TM ZnO}}{2 \text{ mol TM ZnS}} \times \frac{81,38 \text{ TM ZnO}}{1 \text{ mol TM ZnO}} \times 0,7914 = 1231,5 \frac{\text{TM ZnO}}{\text{dia}}$$

- Calculo de la cantidad de carbón (0,0366%p/p del concentrado sulfuroso) que acompaña al fundente que ingresa al reactor de lecho fluidizado tostador-reductor:

$$1863,3 \frac{\text{TM ZnS}}{\text{dia}} \times \frac{0,0003661 \text{ TM Carbon}}{1 \text{ TM ZnS}} = 0,682 \frac{\text{TM Carbon}}{\text{dia}}$$

- Calculo de la cantidad de monóxido de carbono CO efluentes en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor.

$$0,682 \frac{\text{TM Carbon}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM Carbon}}{12,01 \text{ TM Carbon}} \times \frac{1 \text{ mol TM CO}}{1 \text{ mol TM Carbon}} \times \frac{28,01 \text{ TM CO}}{1 \text{ mol TM CO}} = 1,59 \frac{\text{TM CO}}{\text{dia}}$$

- Calculo de la cantidad de óxido de zinc (ZnO) necesario para la reacción con el Carbón y producir los gases de CO y el zinc en polvo en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor:

$$\frac{0,682 \text{ TM Carbon}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM Carbon}}{12,01 \text{ TM Carbon}} \times \frac{1 \text{ mol TM ZnO}}{1 \text{ mol TM Carbon}} \times \frac{81,38 \text{ TM ZnO}}{1 \text{ mol TM ZnO}} = 4,62 \frac{\text{TM ZnO}}{\text{dia}}$$

- Calculo de la cantidad de zinc (Zn) en polvo formado en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor que es enviado a la planta de lixiviación:

$$\frac{0,682 \text{ TM Carbon}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM Carbon}}{12,01 \text{ TM Carbon}} \times \frac{1 \text{ mol TM Zn}}{1 \text{ mol TM Carbon}} \times \frac{65,38 \text{ TM Zn}}{1 \text{ mol TM Zn}} = 3,71 \frac{\text{TM Zn}}{\text{dia}}$$

- Calculo de la cantidad de óxido de zinc (ZnO) enviado a la planta de lixiviación conjuntamente con el zinc en polvo:

$$(1231,5 - 4,62) \frac{\text{TM ZnO}}{\text{dia}} = 1226,9 \frac{\text{TM ZnO}}{\text{dia}}$$

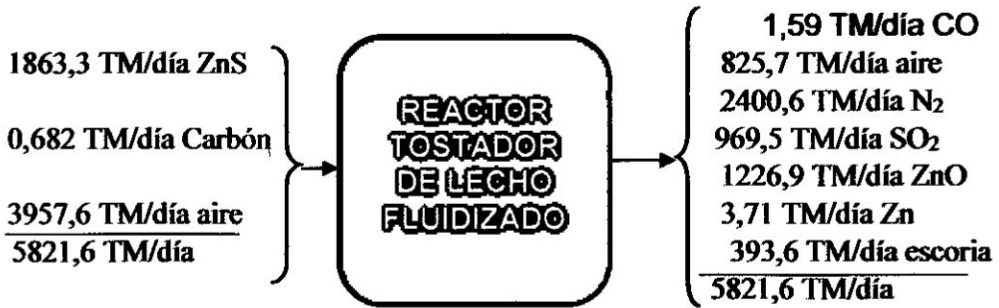
- Calculo de la cantidad de gas de SO<sub>2</sub> efluentes del reactor de lecho fluidizado tostador-reductor.

$$1863,3 \frac{\text{TM ZnS}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM ZnS}}{97,44 \text{ TM ZnS}} \times \frac{2 \text{ mol TM SO}_2}{2 \text{ mol TM ZnS}} \times \frac{64,06 \text{ TM SO}_2}{1 \text{ mol TM SO}_2} \times 0,7914 = 969,5 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{dia}}$$

393,6 TM/día de escoria (ZnS no reaccionado y otros)

DIAGRAMA N° 4.2

DIAGRAMA DE ENTRADA Y SALIDA EN EL REACTOR TOSTADOR DE  
LECHO FLUIDIZADO

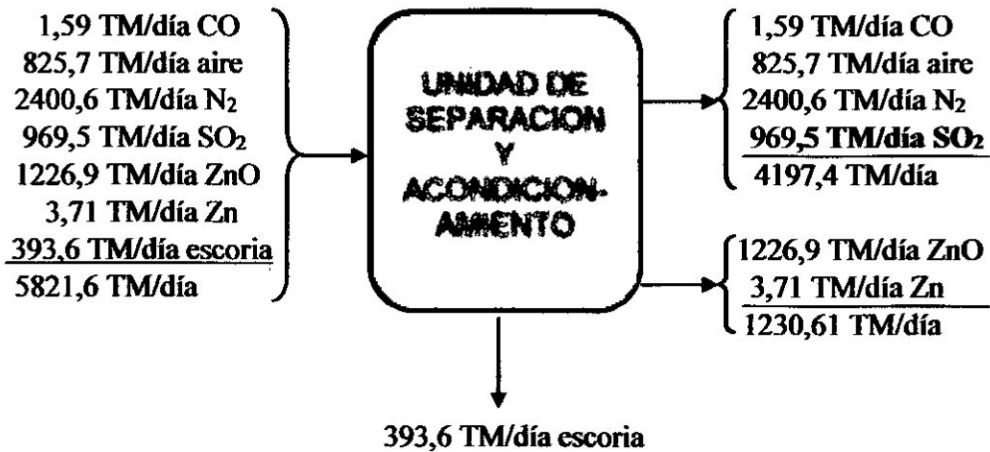


Fuente: Elaboración propia

2° Balance de materia en el separador.

DIAGRAMA N° 4.3

DIAGRAMA DE ENTRADA Y SALIDA EN LA UNIDAD DE SEPARACION  
Y ACONDICIONAMIENTO



### 3° Balance de materia del efluente que ingresa al Absorbedor.

			Fracción molar
Aire:	825,7 TM/día	= 28,57 molTM/día	0,2207
N <sub>2</sub> :	2400,6 TM/día	= 85,675 molTM/día	0,6619
SO <sub>2</sub> :	969,5 TM/día	= 15,134 molTM/día	0,11692
CO:	<u>1,59 TM/día</u>	= <u>0,05677 molTM/día</u>	<u>0,000439</u>
Total:	4197,4 TM/día	129,44 molTM/día de gas que ingresa al Absorbedor	<u>1,0000</u>

Luego del balance de materia calculado según el diagrama N°4.1, ahora planteamos el diagrama de flujo codificado N° 4.4, con las unidades que componen el equipo de absorción del dióxido de azufre del gas efluente de la tostación del sulfuro de zinc para su diseño respectivo.

Este diagrama de flujo codificado muestra la secuencia del proceso mediante esquemas funcionales.



transferencia de contaminante al líquido deseado, en función del equilibrio que tienen entre gas y líquido.

### **Procedimiento de diseño. -**

#### **1. Bases de diseño. -**

- Tipo de absorción: Sistema de absorción de un solo componente en otros estancados.

- Capacidad de absorción: 99%

- Condiciones de operación:

Temperatura: 30 °C.

Presión: 1 atm.

- Composición del dióxido de azufre que ingresa al absorbedor:

Del balance de materia, tenemos que el efluente gaseoso ingresa al absorbedor conteniendo 11,692 % molar de dióxido de azufre.

$$y_{\text{SO}_2} = y_1 = 0,11692$$

Relación molar:

$$Y_{\text{SO}_2} = \frac{y_{\text{SO}_2}}{1 - y_{\text{SO}_2}} = \frac{0,11692}{1 - 0,11692} = 0,1324 \frac{\text{molTM de SO}_2}{\text{molTM de gas}}$$

- Cálculo del flujo de gas que ingresa,  $G_1$

$$G_1 = 129,44 \text{ molTM/día de gas}$$

- Cálculo del flujo de gas inerte,  $G_s$ :

$$G_s = G_1 (1 - y_1) = 129,44 \text{ molTM/día} (1 - 0,11692) = 114,45 \text{ molTM/día}$$

- Selección y cálculo del solvente de absorción.

$$\% A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \times 100 \quad (4.4)$$

$$0,99 = \frac{0,1324 - Y_2}{0,1324}$$

$$Y_{SO_2} = Y_2 = 0,001324 \frac{\text{molTM de } SO_2}{\text{molTM de gas}}$$

$$y_{SO_2} = \frac{Y_{SO_2}}{1 + Y_{SO_2}} = \frac{0,001324}{1 + 0,001324} = 0,001322$$

$$y_{SO_2} = 0,001322$$

$$G_2 = \frac{G_s}{1 - y_2} = \frac{114,3}{1 - 0,001322} = 114,45 \frac{\text{molTM de gas salida}}{\text{día}}$$

Haciendo el balance a la salida del absorbedor, tenemos:

			Fracción molar	
Aire:	825,7 TM/día	=	28,57 molTM/día	0,2496
N <sub>2</sub> :	2400,6 TM/día	=	85,675 molTM/día	0,7485
SO <sub>2</sub> :	9,67 TM/día	=	0,151 molTM/día	0,00132
CO:	<u>1,59 TM/día</u>	=	<u>0,05677 molTM/día</u>	<u>0,000496</u>
Total:	3237,53 TM/día		114,45 molTM/día de gas que sale del Absorbedor	<u>1,0000</u>

El factor de diseño [15,19] para la absorción de gases es,  $f_D = 1,2$  a  $2,0$ , para equipo nuevo se recomienda usar  $1,2$ ., entonces tenemos que:

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} = \frac{0,1324 - 0,001324}{6 \times 10^{-3} - 0} = 21,846 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{molTM gas inerte}}$$

$$L_{s_{\min}} = 21,846 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{molTM gas inerte}} \times 114,4 \frac{\text{molTM gas inerte}}{\text{día}} =$$



$$L_{s_{\min}} = 2497 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{día}}$$

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{op}} = 1,2 \left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{min}} \quad (4.5)$$

$$L_{s_{\text{op}}} = 1,2 \times 21,846 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{molTM gas inerte}} \times 114,3 \frac{\text{molTM gas inerte}}{\text{día}} =$$

$$L_{s_{\text{op}}} = 2996,4 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{día}}$$

• Calculo de la cantidad de solvente:

$$L_2 = L_{s_{\text{op}}} = 2996,4 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{día}}$$

$$L_2 = 2996,4 \frac{\text{molTM solvente puro}}{\text{día}} \times 18,02 \frac{\text{TM H}_2\text{O}}{\text{molTM solvente}} = 53995,1 \frac{\text{TM solvente}}{\text{día}}$$

Usando los datos publicados por Basu y Dutta, (1987) donde menciona que 1mol de dimetilnilina absorbe 1 mol de dióxido de azufre, por lo que, para 15,134 molTM/día de dióxido de azufre requiere 15,134 molTM/día de dimetilnilina (DMA), entonces:

$$15,134 \frac{\text{molTM DMA}}{\text{día}} \times \frac{121,18 \text{ TM DMA}}{\text{molTM DMA}} = 1833,94 \frac{\text{TM DMA}}{\text{día}}$$

$$1833,94 \text{ TM DMA} + 52161,16 \text{ TM agua} = 53995,1 \text{ TM /día}$$

$$L_2 = 53995,1 \frac{\text{TM solvente al } 3,4\% \text{ p/p de DMA}}{\text{día}}$$

Calculo de la composición de salida de la solución,  $X_{1\text{real}}$ :

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{op}} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{1\text{real}} - X_2} \quad (4.6)$$

Reemplazando en la ecuación (4.6), tenemos

$$26,2152 = \frac{0,1324 - 0,001324}{X_{1,real} - 0}$$

$$X_{1,real} = 0,005$$

$$x_{1,real} = \frac{X_{1,real}}{1 + X_{1,real}} = \frac{0,005}{1 + 0,005} = 0,00498$$

$$x_{1,real} = 0,00498$$

Calculo de la solución de salida L<sub>1</sub>:

$$L_1 = \frac{L_s}{1 - x_1} = \frac{2996,4}{1 - 0,00498} = 3011,4 \frac{\text{molTM de solución salida}}{\text{día}}$$

Calculo del peso molecular promedio:

$$PM_{SO_2} = PM_{SO_2} x_{SO_2} + (1 - x_{SO_2}) PM_{solvente} \quad (4.7)$$

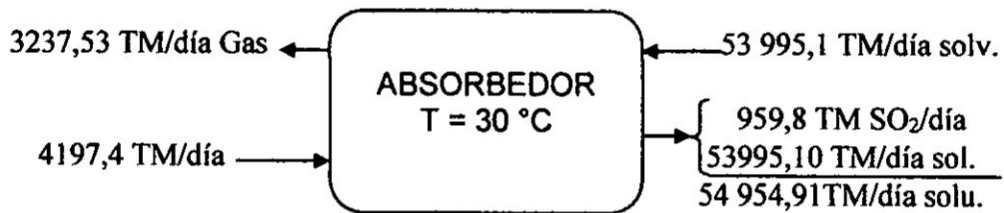
$$PM_{SO_2} = 64,06 \times 0,00498 + (1 - 0,00498) 18,554 = 18,7804 \frac{\text{TM}}{\text{molTM}}$$

$$L_1 = 3011,4 \frac{\text{molTM de solución salida}}{\text{día}} \times \frac{18,7804 \text{ TM}}{\text{molTM}} = 56555,3 \frac{\text{TM solución de salida}}{\text{día}}$$

$$15,134 \frac{\text{molTM de SO}_2}{\text{día}} \times 0,99 = 14,983 \frac{\text{molTM SO}_2}{\text{día}} \times 64,06 \frac{\text{TM}}{\text{molTM SO}_2} = 959,81$$

$$= 959,81 \frac{\text{TM SO}_2 \text{ que se absorbe}}{\text{día}}$$

Ahora bien; El balance de materia de entrada y salida en el absorbedor tenemos:



Entrada

Salida

4197,4 TM/día de gas  
 53 995,1 TM/día solvente  
58192,5 TM/día

3237,53 TM/día de gas  
 54 954,91 TM/día solución  
58 192,45 TM/día

• Propiedades del fluido [11,15]:

Densidad de la mezcla de gases a 30 °C, 1 atm = 1,304 Kg/m<sup>3</sup>

Peso molecular de la mezcla de gases = 32,437 Kg/m<sup>3</sup>

Densidad del dimetilanilina a 30 °C = 956 Kg/m<sup>3</sup>

Densidad de la solución = 993,7 Kg/m<sup>3</sup>

Viscosidad de agua a 30 °C = 0,8305x10<sup>-3</sup> Kg/ms.

Viscosidad del dimetilanilina a 30 °C = 1,2x10<sup>-3</sup> Kg/m.s.

Viscosidad de la solución a 30 °C = 0,832x10<sup>-3</sup> Kg/m.s.

Temperatura ebullición del DMA = 194 °C

Capacidad calorífica del agua a 30 °C = 4,1813 J/ g K

Peso molecular solvente = 18,554 Kg/kmol

Peso molecular solución de salida = 18,7804 Kg/ Kmol

Calor latente de vaporización del agua:  $\lambda_v = 558$  Kcal/Kg a 68,7°C

**Selección del empaque:**

De las consideraciones prácticas para el diseño de columna de absorción [15,19]:

Para alimentación de 0,25 m<sup>3</sup>/s usar empaques de 25 mm de tamaño nominal

Para alimentación de 1,00 m<sup>3</sup>/s o mayores usar empaques de 50 mm de tamaño nominal o mayores.

**Características del empaque:** Del anexo N°8, de acuerdo al flujo volumétrico de alimentación, se ha seleccionado usar el empaque de anillos Raschig cerámico de 2": con factor de empaque,  $C_F = 65$ ; área superficial,  $a = 92 \text{ m}^2/\text{m}^3$

TABLA N° 4.1

**CARACTERISTICAS DEL EMPAQUE ANILLOS RASCHIG CERAMICO**

Tipo de empaque	Tamaño nominal		Peso aprox. por $\text{m}^3$ , kg(densidad)	Área superficial aprox. $\text{m}^2/\text{m}^3$	Espacio vacío (%)	Factor de empaque: $F_p$ , $\text{m}^{-1}$
	mm	pulg				
Anillos Raschig, cerámica	6	0,25	960	710	62	1680
	13	0,50	880	370	64	640
	16	0,625	800	240	72	270
	25	1,0	670	190	74	160
	38	1,5	740	120	68	95
	51	2,0	660	92	74	65
	76	3,0	590	62	75	36
	89	3,5	560	46	80	25

Fuente: Treybal, R., 1982

**2. Cálculo de capacidad. -**

$$V_{\text{absorbador}} = \pi/4 D^2 H_a \tag{4.8}$$

$$H_a = Z \times 1,2 \tag{4.9}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_{st}}{\pi}} \tag{4.10}$$

**3. Diseño de detalles o dimensionamiento. -**

**3.1. Determinación del diámetro de la columna o torre de absorción. -**

$$A_{ST} = \frac{G'}{G''_{op}} \tag{4.11}$$

$A_{ST}$ : área de sección transversal de la columna;

$G'$ : Flujo másico de alimentación de la mezcla gaseosa a la columna, Kg/s

$G_{op}$ : Flujo másico de operación de la mezcla gaseosa en la columna,  $\text{Kg/m}^2 \text{ s}$

Determinación del Flujo másico de operación de la mezcla gaseosa en la columna,  
 $\text{Kg/m}^2 \text{ s}$

$$G_{op} = \sqrt{\frac{\text{factor} \times \rho_G (\rho_L - \rho_G) \times g_c}{C_F \times \mu_L^{0.1} \times J}} \quad (4.12)$$

Densidad del gas,  $\rho_G = 1,3 \text{ kg/m}^3$

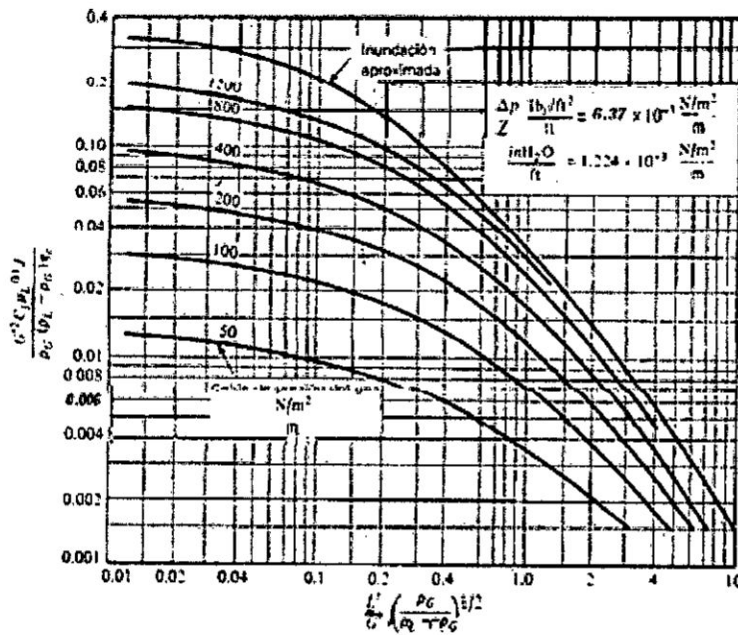
Densidad del líquido (solución),  $\rho_L = 993,7 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad del líquido (solución),  $\mu_L = 0,832 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$

$C_F$  factor característico del empaque = 65

La caída de presión dentro de la columna para absorbedores y desorbedores de gases operan con 200 a 400  $\text{N/m}^2 \cdot \text{m}$  de empaque, para el diseño se ha elegido, el valor máximo de 400  $\text{N/m}^2 \cdot \text{m}$  de empaque, por seguridad de diseño.

GRAFICO N° 4.1



Fuente: Treybal, R. 1982

$$A_{ST} = \frac{16,197 \text{ kg/s}}{1,0437 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}}$$

$A_{ST} = 15,52 \text{ m}^2$  reemplazando en la ecuación (4.10)

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 15,52 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$D = 4,45 \text{ m} < 4,5 \text{ m}$ ., está en el rango.

### 3.2. Determinación de la altura de la columna o torre de absorción. -

Según la ecuación (4.9) tenemos que:  $H_a = Z \times 1,2$

Z: es la altura de empaque o relleno

Determinación de la altura de relleno o empaquetadura.

Hemos usado el método actual, que se basa en un balance diferencial en una columna empacada.

$Z = f$  (flujo del gas y del líquido, las composiciones en la fase gas y fase líquida ( $y, x$ ), resistencia a la transferencia de mas,  $1/k_G, 1/K_G$ , tipo de relleno, características de la empaquetadura).

$$Z = f[G, L, y_i, 1/k_G, 1/K_G]$$

La ecuación general para determinar la altura de empaque, es[19]:

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G \, dy}{y_2 F_a a (1-y) \ln \left| \frac{1-y_i}{1-y} \right|} \quad (4.14)$$

Existen casos para determinar la altura de relleno, y son:

Caso I. Para soluciones concentradas, es cuando la composición filmica es mayor 10%, es decir:  $y_f \geq 10\%$  (v/V)

Caso II. Para soluciones moderadamente, es cuando la composición filmica esta entre 5% y 10% v/V, es decir:  $5\% < y_f \leq 10\%$

Caso III. Para soluciones diluidas, es cuando la composición filmica es menor que 5%, esa decir que:  $y_f \leq 5\%$

Para este problema hemos determinado que la composición filmica es:

$$y_f = \frac{y_1 + y_2}{2} \quad (4.15)$$

$$y_f = \frac{0,11692 + 0,001322}{2} = 0,059121$$

La composición filmica indica que nuestro problema es una solución moderadamente concentrada, por lo que hemos usado el siguiente modelo matemático [13,19]:

$$Z = H_{tG} N_{tG} \quad (4.16)$$

$$H_{tG} = \frac{G_{prom}}{k_y a (1-y)_{iM}} \quad (4.17)$$

$$Z = H_{tG} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{iM} dy}{(1-y)(y-y_i)} \quad (4.18)$$

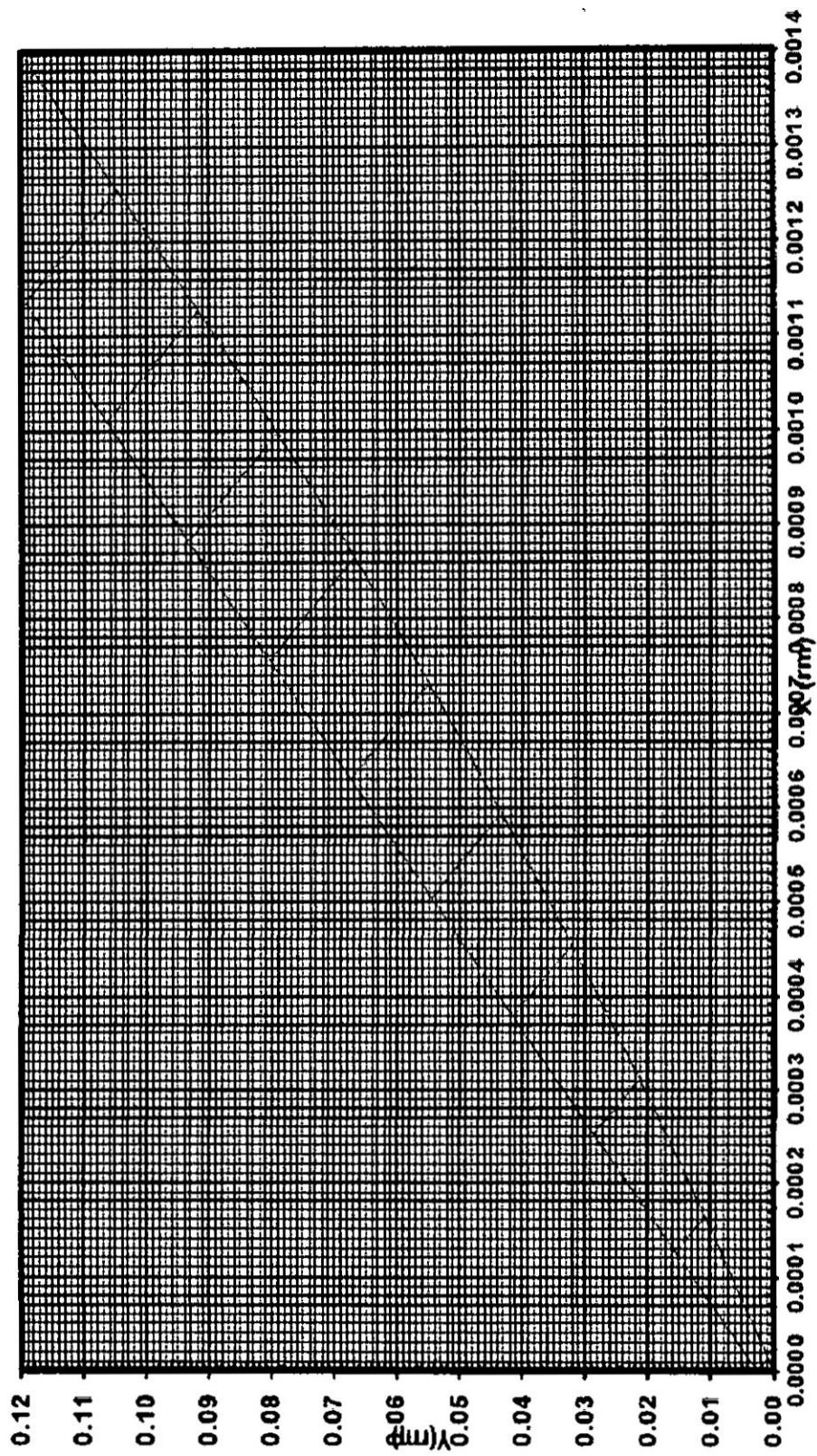
Reemplazando la ecuación (4.17) en (4.18) tenemos:

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G_s dy}{k_y a (y-y_i)} \quad (4.19)$$

Reemplazando datos en la ecuación (4.19) y resolviendo en Excel se tiene:

GRAFICO N° 4.2

DETERMINACION DE LAS COMPOSICIONES INTERFACIALES





#### 4.7.2.2. Diseño del desorbedor.

##### Balance de materia en el desorbedor.

Para el balance de materia en el desorbedor se ha tomado en cuenta el artículo publicado por Basu y Dutta, (1987) donde mencionan que calentando hasta 70 °C se despoja o se separa el dióxido de azufre del dimetilnilina con una capacidad de desorción del 99% igual que para la absorción.

Por consiguiente, la solución proveniente del absorbedor conteniendo 14,983 molTM/día de dióxido de azufre, según la ecuación (4.2) tenemos:

$$14,983 \frac{\text{molTM SO}_2 \text{ absorbido}}{\text{día}} \times 0,99 = 14,833 \frac{\text{molTM SO}_2 \text{ desorbido}}{\text{día}}$$

$$14,983 \frac{\text{molTM SO}_2 \text{ absorbido}}{\text{día}} - 14,833 \frac{\text{molTM SO}_2 \text{ desorbido}}{\text{día}} = 0,15 \frac{\text{molTM SO}_2 \text{ no desorbido}}{\text{día}}$$

$$30114 \frac{\text{molTM de solución}}{\text{día}} - 14,833 \frac{\text{molTM SO}_2}{\text{día}} = 2996,57 \frac{\text{molTM de solución}}{\text{día}}$$

$$14,833 \frac{\text{molTM SO}_2}{\text{día}} \times 64,06 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{molTM SO}_2} = 950,2 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{día}} \text{ despojado}$$

$$0,15 \frac{\text{molTM SO}_2}{\text{día}} \times 64,06 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{molTM SO}_2} = 9,609 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{día}} \text{ no despojado}$$

$$2996,4 \frac{\text{molTM solvente}}{\text{día}} \times 18,02 \frac{\text{TM solvente}}{\text{molTM solv}} = 53995,10 \frac{\text{TM solvente}}{\text{día}}$$

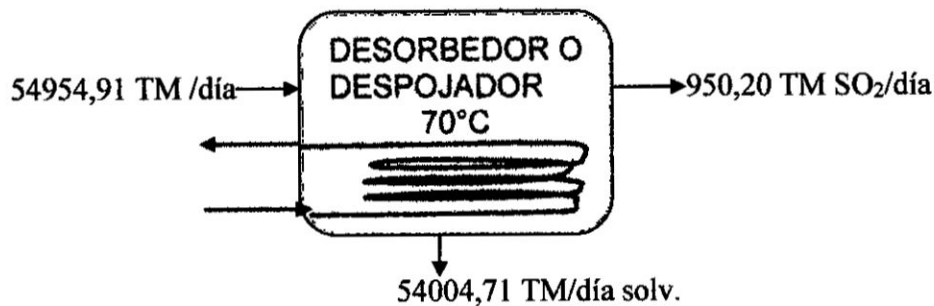
Entonces:

$$F = L + V \quad (4.20)$$

$$53995,10 \text{ TM /día} + 9,609 \text{ TM SO}_2 = 54004,709 \text{ TM /día}$$

Calculo del solvente recuperado:

$$54954,91 \text{ TM /día} - 950,2 \text{ TM SO}_2 = 54004,71 \text{ TM /día con } 1,75\% \text{ p/p}$$



### Procedimiento de diseño. -

#### 1. Bases del diseño

a) Operación: Desorción de gases.

b) Alimentación: 54 954.91 TM/día (2289,78 TM/h) de solución conteniendo 1,75% p/p de dióxido de azufre.

c) Capacidad de desorción: 99% (dato de Basu- Dutta)

d) Tipo de fluido de calentamiento: solución dimetilanilina- SO<sub>2</sub> al 1,75%.

b) Cantidad de solución para calentamiento: (2304,3 m<sup>3</sup>).

c) Tiempo de calentamiento: 60 minutos (dato práctico)

d) Características del fluido o propiedades del fluido:

- Peso molecular del dimetilanilina, PM = 121,19 Kg/Kmol
- Densidad del dimetilanilina,  $\rho = 956 \text{ Kg/ m}^3$
- Viscosidad del dimetilanilina,  $\mu = 1,25 \times 10^{-3} \text{ Pas a } 30 \text{ }^\circ\text{C}$
- Capacidad específico del dimetilanilina,  $C_p = 2 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$
- Calor latente de vaporización del agua:  $\lambda_v = 558,1 \text{ Kcal/Kg a } 70^\circ\text{C}$

e) Condiciones de calentamiento:

- Temperatura inicial: 20 °C

• Temperatura final: 7°C

**2. Calculo del volumen del Tanque de desorción o despojamiento con calentamiento:**

**Carga Térmica (QT): para procesos difusionales la carga térmica viene del balance térmico.**

$$Q_T = Q_c + Q_s \quad (4.21)$$

**Calor de calentamiento o enfriamiento**

$$Q_c = \dot{m} \lambda v \quad (4.22)$$

$$Q_s = \dot{m} C_e \Delta T \quad (4.23)$$

$$Q_c = 2289780 \text{Kg} \times 558,1 \text{Kcal/Kg} = 1,28 \times 10^9 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_s = 2289780 \text{Kg} \times 2,0 \text{KJ/Kg}^\circ\text{C} (70 - 20)^\circ\text{C} = 2,29 \times 10^8 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_T = \dot{m} C_e \Delta T \quad (4.24)$$

$$Q_T = Q_c + Q_s \quad (4.25)$$

$$Q_T = 1,51 \times 10^9 \text{ Kcal/h}$$

Ahora bien, la carga térmica por desorbedor o despojador es:  $Q_T / 3$  de sorbedores, en forma análoga a los absolvedores:

$$Q_T = 5,033 \times 10^8 \text{ Kcal/h}$$

**Área de transferencia de calor.**

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + ff_i + \frac{X}{K} + ff_j + \frac{1}{h_j} \quad (4.26)$$

$$Nu = \frac{h_i D}{K} \quad (4.27)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + ff_i + \left(\frac{X}{K}\right) \left(\frac{d_{Co}}{d_{cm}}\right) + \left(\frac{1}{h_a}\right) \left(\frac{d_{Co}}{d_{ci}}\right) + ff_{ci} \quad (4.28)$$

### 3. Dimensionamiento:

Volumen del tanque = 1.1 volumen solución = 1.1 x 2304,3 = 2534,73 m<sup>3</sup>

$$2534,73 \text{ m}^3 = \pi/4 D^2 H_a$$

Diametro del desorbedor con calentamiento:

Relación entre  $\frac{H_a}{D} = 3$  [15,16]

$$2534,73 \text{ m}^3 = \pi/4 D^2 \times 3D$$

Resolviendo:

$$D = 10,25 \text{ m}$$

En forma análoga al diseño del absorbedor hemos propuesto 3 tanques desorbedores para cada absorbedor, resultando que:

Volumen total por tanque desorbedor,  $V_T = 281,64 \text{ m}^3$ , entonces:

$$281,64 \text{ m}^3 = \pi/4 D^2 \times 3D$$

$$D = 4,93 \text{ m}$$

Calculando la altura del fondo: de tabla [13]

- $h_f = 27'' = 0,684 \text{ m}$

- Fondo principal tipo plato:

$$V_F = 1017 \text{ galones} = 3,85 \text{ m}^3$$

- Calculo de la altura de la parte cilíndrica

$$V_{TD} = V_{cil} + V_f \quad (4.29)$$

$$V_{cil} = V_{TD} - V_f = 281,64 \text{ m}^3 - 3,85 \text{ m}^3 = 277,8 \text{ m}^3$$

$$281,64 \text{ m}^3 = \pi/4 4,93^2 \times H_{cil}$$

$$H_{cil} = 14,55 \text{ m}^3$$

- Calculo de la altura del tanque desorbedor con calentamiento

$$H_T = H_{cil} + hf \quad (4.30)$$

$$H_T = 14,55 \text{ m} + 2 \times 0,684 \text{ m} = 15,92 \text{ m}$$

$$H_T = 15,92 \text{ m}$$

• Espesor del tanque de calentamiento

Altura de la parte cilíndrica: 14,55 m

Espesor de la chapa para el fondo y parte cilíndrica: 1/2"

Nipple de carga (2): 4 pulgadas de diámetro

Nipple de descarga : 3 pulgadas de diámetro

$$Ah = 390 \text{ m}^2$$

$d_c$  = diámetro del serpentín de calentamiento : 3"

$$L_T = \eta L_{C1} + H_{cil} = 16,98 \times 15,5 \text{ m} + 5,66 \text{ m} = 269 \text{ m}$$

**Cálculo del espesor del recipiente:**

Para calcular el espesor del recipiente de la parte cilíndrica y del fondo abocinado usamos las siguientes condiciones de diseño:

La temperatura de diseño para un proceso isotérmico (70 °C) es:

$$T_D = 70 \text{ °C} + 10 \text{ °C} = 80 \text{ °C} = 176 \text{ °F}$$

La presión de diseño es calculado de la siguiente manera:

Cuando la presión de operación es menor a 250 psi, se usa la siguiente ecuación:

Peso específico del fluido  $\gamma_{liq} = 1,0113 = 1011,3 \text{ Kg/m}^3$

$$P_{hidraulica} = 1011,3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 5,66 \text{ m} = 5723,96 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2} = 0,57224 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} * 14,22 = 8,14 \text{ lbf/pulg}^2$$

$$P_{operacion} = 14,696 \text{ psi} + 8,14 \text{ psi} = 22,84 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} < 250 \text{ psi}$$

$$P_D = 22,84 \text{ psi} + 15 \text{ psi}$$

$$P_D = 37,84 \text{ lbf/pulg}^2$$

Para recipientes de paredes delgadas:

Parte cilíndrica del recipiente del desorbedor:

$$t = \frac{P_D \times R}{S E - 0,6 P_D} + C \quad (4.31)$$

P = Presión de diseño interna o externa, lb/pulg<sup>2</sup> = 37,84 lbf/pulg<sup>2</sup>

E = Eficiencia de la junta, E = 0,65

R = Radio interior del recipiente = 101 pulgadas

S = Esfuerzo admisible del material, libras/pulgadas<sup>2</sup>

Para acero 306 a las condiciones de diseño es 18750 lbf/pulg<sup>2</sup>

C: tolerancia a la corrosión (1/16" – 1/8")

C = Tolerancia a la corrosión = 0,0625 pulg.

t = Espesor de la parte cilíndrica, pulgadas

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} = \frac{37,84 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} \times 101 \text{ pulg}}{\frac{18750 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 0,65 - 0,6 \times 37,84 \text{ lbf/pulg}^2} + 0,0625$$

$$= 0,3777 \text{ pulg} \cong \frac{1}{2} \text{ pulg}$$

t = ½ pulg.

Cálculo del espesor del fondo abocinado del tanque desorbedor.

$$t = \frac{P_D \times D \times K}{2 S E - 0,2 P_D} + C \quad (4.32)$$

P<sub>D</sub> = Presión del diseño del tanque.

D = Diámetro del tanque.

S = Esfuerzo admisible del material o de la placa.

E = Eficiencia de las juntas del casco y el fondo.

K = Factor de corrección, de tablas [18,27] = 1,83

Cálculo de la presión:

$$\text{Área del fondo: } \frac{\pi}{6}(D^2 - d^2) = 20,754 \text{ m}^2 = 32162,6 \text{ in}^2$$

Peso del fluido: 99080 kg = 218430,3 lb.

$$P_{op} = 6,79 \text{ lbf/m}^2$$

$$P_D = 6,79 \text{ Psi} + 15 \text{ Psi} + 14,696 = 36,486 \text{ lbf/in}^2$$

$$t = \frac{36,486 \text{ lbf/in}^2 \times 202 \text{ in} \times 1,83}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,65 - 0,6 (36,486)} + 0,0625 =$$

$$t = 0,616 \text{ pulg} = \frac{3}{4} \text{ pulg.}$$

#### 4 Especificaciones

Datos operativos:

- Debe tener un recipiente de acero inoxidable tipo 306, según normas americanas resistentes a la acción de ácidos y compuestos inorgánicos.
- Debe tener 1 distribuidor de gas con un diámetro de 4,93 m tipo anillo espiral con 10 378 orificios instalados a una distancia de 2,54 cm (1 pulgada).
- Debe tener 1 manómetro con un rango de 0 a 100 atmosferas.
- Fondo tipo plato.
- Debe tener toma muestra y un aerómetro para marcar las concentraciones en Be.

#### 5. Datos de construcción:

Diámetro del recipiente: 4,93 m.

Altura de recipiente : 15,24 m.

Altura de liquido : 13,895 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,684 \text{ m} (68,4 \text{ cm})$

Altura de la parte cilíndrica: 14,55 m

Espesor de la chapa para la parte cilíndrica:  $\frac{1}{2}$  pulg

Espesor de la chapa del fondo abocinado:  $\frac{3}{4}$  pulg

#### **4.7.2.3. Diseño del tanque de recepción y dilución del dióxido de azufre**

Se ha calculado la cantidad de agua para la recepción y dilución dióxido de azufre

proveniente del desortor, usando la relación  $L/G = 1,5$  tenemos:

$$L = 1,5 \times 950,2 = 1425,3 \text{ TM agua/día}$$

Finalmente calculamos que la cantidad de la solución del dióxido de azufre es:

$$1425,3 \text{ TM agua/día} + 950,2 \text{ TM SO}_2/\text{día} = 2375,5 \text{ TM solución/día}$$

#### **1. Bases de diseño**

**a) Tipo de fluido de burbujeo:** El fluido a mezclarse es poco viscoso.

**b) Secuencia o tiempo de burbujeo:** continuo

**c) Características del fluido:** gas- líquido

**d) Propiedades del fluido [15]:**

• Densidad del dióxido de azufre,  $\text{SO}_2$  a  $30^\circ\text{C}$ :  $\rho = 1011,3 \text{ Kg/ m}^3$

• Viscosidad del dióxido de azufre,  $\text{SO}_2$  a  $30^\circ\text{C}$ :

$$\mu_{\text{dióxido de azufre}} = 0,315 \text{ cp} = 3,15 \times 10^{-4} \text{ Kg/ m - s}$$

• Viscosidad del agua a  $30^\circ\text{C}$

$$\mu_{\text{agua}} = 0,88 \text{ cp} = 8,8 \times 10^{-4} \text{ Kg/ m - s}$$

• Viscosidad de la solución a  $30^\circ\text{C}$

$$\mu_{\text{solución}} = 5,12 \times 10^{-4} \text{ Kg/ m - s}$$



## 2. Cálculo de la capacidad

Del balance de materia tenemos:

$$V_{\text{liquido}} = \frac{\text{Masa}}{\rho_{\text{liquido}}} \quad (4.33)$$

Por lo que:

- Masa de SO<sub>2</sub> = 950,2 TM/día
- Masa de agua = 1425,3 TM/día
- Masa total de la solución = 2375,5 TM/día = 98979,2 kg/h
- Densidad de la solución = 1011,3 Kg/ m<sup>3</sup>

Reemplazando:

$$V_{\text{liquido}} = \frac{98979,2 \text{ Kg}}{1011,3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 97,75 \text{ m}^3$$

## 3. Diseño de detalles o dimensionamiento

### Diseño del recipiente

El volumen del recipiente es:

$$V_R = 1,2 \times L_{\text{liquido}} = 1,2 \times 97,75 = 117,3 \text{ m}^3$$

Además, se sabe que Ha/D = 1,0 a 1,1:

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,1 D \quad (4.34)$$

Despejando tenemos:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_R}{\pi \times 1,1}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 117,45}{\pi \times 1,1}} = 5,14 \text{ m} = 202''$$

De tablas para recipientes con fondo abocinado [13] con este diámetro calculado se ha obtenido el volumen y la altura del fondo para recipiente con cabeza cóncava estándar:

$$V_f = 7,047 \text{ m}^3 = 1862,4 \text{ gal},$$

$$h_f = \frac{4 \times V_f}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 7,047 \text{ m}^3}{\pi \times (5,14 \text{ m})^2} = 0,34 \text{ m} = 13,36 \text{ in}$$

Cálculo de la parte cilíndrica

$$V_R = V_f + V_{\text{cilíndrica}} \quad (4.35)$$

$$V_{\text{cilíndrica}} = V_R - V_f \quad (4.36)$$

Reemplazando obtenemos:

$$V_{\text{CIL}} = 117,45 \text{ m}^3 \times \frac{264,71 \text{ galones}}{1 \text{ m}^3} - 1862,4 \text{ gal} = 29\,227,8 \text{ gal}$$

Cálculo de la altura del recipiente:

$$H_a = H_{\text{CIL}} + 2 \times h_f \quad (4.37)$$

Dónde:

$$H_{\text{CIL}} = \frac{4 \times V_{\text{CIL}}}{(\pi \times D^2)} \quad (4.38)$$

$$H_{\text{CIL}} = \frac{4 \times 117,45 \text{ m}^3}{(\pi \times 5,14^2 \text{ m})} = 5,66 \text{ m}$$

Reemplazando en 4.25 obtenemos:

$$H_a = 5,66 \text{ m} + 2 \times 0,667 \text{ m} = 6,99 \text{ m}$$

Cálculo de la altura del líquido:

- Cálculo de la altura de la solución burbujeada.

$$Z_{\text{liquido}} = \frac{4 \times V_{\text{mezcla}}}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 97,87 \text{ m}^3}{\pi \times (5,14 \text{ m})^2} = 4,72 \text{ m}$$

### Diseño del burbujeador

- Cálculo del diámetro del burbujeador, tipo anillo

$$D_{\text{burbujeador}} = D_{\text{recipiente}} - 2(\beta_2) \quad (4.39)$$

$$D_{\text{burbujeador}} = 5,14\text{m} - 2(0,02 \times 5,14) = 4,93 \text{ m}$$

Longitud del tubo burbujeador [13, 15]

- Cálculo del diámetro del distribuidor burbujeador del gas dióxido de azufre, tipo anillo espiral:  $L_c = \pi d_{\text{burbujeador}} = \pi \times 4,93 \text{ m} = 15,5 \text{ m}$

Cálculo de número de orificios:

$$n^{\circ}_{\text{orificio}} = \frac{\text{flujo de gas de entrada}}{\text{flujo de gas por orificio}} \quad (4.40)$$

Flujo de gas de entrada = 950,2 TM SO<sub>2</sub> /dia = 10,998 ≈ 11Kg/s

Flujo del gas por cada orificio:

De [19] tenemos que el número de Reynolds del fluido dentro del orificio:

$$R_{e0} = \frac{4 W_0}{\pi d_0 \mu_G} \quad (4.41)$$

$$W_0 = R_{e0} \times \frac{\pi}{4} \times d_0 \times \mu_G \quad (4.42)$$

Para una aireación o inyección de gas superficial según [15,19] para  $d_0$  de 1/8 pulgadas el número de Reynolds,  $R_{e0} \geq 30\ 000$ , asumiendo que  $R_{e0} = 35\ 000$ , entonces:

$$W_0 = 35\ 000 \times \frac{\pi}{4} \times 3,175 \times 10^{-3} \text{ m} \times 1,21 \times 10^{-5} \text{ kg/m s.} =$$

$W_0 = 1,06 \times 10^{-3} \text{ kg/s}$  flujo másico para cada orificio

$$n^{\circ} \text{ orificio} = \frac{11 \text{ kg/s}}{1,06 \times 10^{-3} \text{ kg/s}} = 10\,377,4 \approx 10\,378 \text{ orificios}$$

Cálculo de la longitud y diámetro del tubo:

De tablas, ver anexo N° 05 Para un caudal de  $256,3 \text{ m}^3/\text{min}$ , se observa que le diámetro de la tubería debe ser  $525 \text{ mm} = 52,5 \text{ cm} = 20,7 \text{ pulgadas}$

Entonces:  $n^{\circ} \text{ orificio por vuelta}$ , tomando la distancia entre agujero, 1 pulgada,  $L_0 = 0,0254 \text{ m} = 1 \text{ pulgada}$

$$n^{\circ} \text{ orificio por vuelta} = \frac{L_{CT}}{L_0} = \frac{15,5 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} = 610,23 \approx 611 \text{ orificios por vuelta, por lo}$$

tanto:

$$\frac{1 \text{ vuelta}}{(611 \text{ orificios})} \times 10378 \text{ orificios} = 16,98 \approx 17 \text{ vueltas}$$

Cálculo de la longitud del tubo.

$$L_T = \eta L_{CT} + H_{cil} = 16,98 \times 15,5 \text{ m} + 5,66 \text{ m} = 269 \text{ m}$$

**Cálculo del espesor del recipiente:**

Para calcular el espesor del recipiente de la parte cilíndrica y del fondo abocinado usamos las siguientes condiciones de diseño:

La temperatura de diseño para un proceso isotérmico ( $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ) es:

$$T_D = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} + 10 \text{ }^{\circ}\text{C} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

La presión de diseño es calculada de la siguiente manera:

Cuando la presión de operación es menor a 250 psi, se usa la siguiente ecuación:

Peso específico del fluido  $\gamma_{liq} = 1,0113 = 1011,3 \text{ Kg/m}^3$

$$P_{hidraulica} = 1011,3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3_{liq}} * 5,66 \text{ m} = 5723,96 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2} = 0,57224 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} * 14,22 \\ = 8,14 \text{ lbf/pulg}^2$$

$$P_{\text{operacion.}} = 14,696 \text{ psi} + 8,14 \text{ psi} = 22,84 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} < 250 \text{ psi}$$

$$P_D = 22,84 \text{ psi} + 15 \text{ psi}$$

$$P_D = 37,84 \text{ lbf/pulg}^2$$

Para recipientes de paredes delgadas:

Parte cilíndrica del recipiente burbujeador:

$$t = \frac{P_D \times D \times K}{S E - 0,6 P_D} + C \quad (4.43)$$

P = Presión de diseño interna o externa, lb/pulg<sup>2</sup> = 37,84 lbf/pulg<sup>2</sup>

E = Eficiencia de la junta, E = 0,65

R = Radio interior del recipiente = 101 pulgadas

S = Esfuerzo admisible del material, libras/pulgadas<sup>2</sup>

Para acero 306 a las condiciones de diseño es 18750 lbf/pulg<sup>2</sup>

C: tolerancia a la corrosión (1/16" – 1/8")

C = Tolerancia a la corrosión = 0,0625 pulg.

t = Espesor de la parte cilíndrica, pulgadas

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} = \frac{37,84 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} \times 101 \text{ pulg}}{\frac{18750 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 0,65 - 0,6 \times 37,84 \text{ lbf/pulg}^2} + 0,0625$$

$$= 0,3777 \text{ pulg} \cong \frac{1}{2} \text{ pulg}$$

t = ½ pulg.

Cálculo del espesor del fondo abocinado del tanque burbujeador.

$$t = \frac{P_D \times D \times K}{2 S E - 0,2 P_D} + C \quad (4.44)$$

P<sub>D</sub> = Presión del diseño del tanque.

D = Diámetro del tanque.

S = Esfuerzo admisible del material o de la placa.

E= Eficiencia de las juntas del casco y el fondo.

K = Factor de corrección, de tablas [18,27] = 1,83

Cálculo de la presión:

$$\text{Área del fondo: } \frac{\pi}{6}(D^2 - d^2) = 20,754 \text{ m}^2 = 32162,6 \text{ in}^2$$

Peso del fluido: 99080 kg = 218430,3 lb.

$$P_{op} = 6,79 \text{ lbf/m}^2$$

$$P_D = 6,79 \text{ Psi} + 15 \text{ Psi} + 14,696 = 36,486 \text{ lbf/in}^2$$

$$t = \frac{36,486 \text{ lbf/in}^2 \times 202 \text{ in} \times 1,83}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,65 - 0,6(36,486)} + 0,0625 =$$

$$t = 0,616 \text{ pulg} = \frac{3}{4} \text{ pulg.}$$

#### 4 Especificaciones

Datos operativos:

- Debe tener un recipiente de acero inoxidable tipo 306, según normas americanas resistentes a la acción de ácidos y compuestos inorgánicos.
- Debe tener 1 distribuidor de gas con un diámetro de 4,93 m tipo anillo espiral con 10 378 orificios instalados a una distancia de 2,54 cm (1 pulgada).
- Debe tener 1 manómetro con un rango de 0 a 100 atmosferas.
- Fondo tipo plato.
- Debe tener toma muestra y un aerómetro para marcar las concentraciones en Be.

#### 5. Datos de construcción:

Diámetro del recipiente: 5,14 m.

Altura de recipiente : 6,99 m.

Altura de liquido : 4,72 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,34 \text{ m (34 cm)}$

Altura de la parte cilíndrica: 5,66 m

Espesor de la chapa para la parte cilíndrica:  $\frac{1}{2}$  pulg

Espesor de la chapa del fondo abocinado:  $\frac{3}{4}$  pulg

Burbujeador:

Diámetro del distribuidor = 4,93 m

Longitud total del burbujeador =  $L_{\text{T burbujeador}} = 269 \text{ m}$

Diámetro del tubo distribuidor = 20,7 pulgadas

Espacio entre la pared y el tubo distribuidor,  $B_2 = 4,3 \text{ pulgadas (10,88cm)}$

$d_{\text{orificio}} = 1/8''$

Número de orificios = 10 378

Número de orificios por vuelta= 611 vueltas

Número de vueltas del burbujeador = 17 vueltas

#### **4.7.2.4. Diseño de bombas para trasladar la solución del dióxido de azufre absorbido a la torre de desorción. -**

##### **a) Bases de diseño:**

Característica de la solución

Flujo (Q)	:	2492,5 GPM (9969/4 GPM)
Gravedad específica (S)	:	1,0113
Densidad ( $\rho$ )	:	52,98 lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad ( $\mu$ )	:	0,963 cp.
Temperatura (T)	:	30 °C
Tiempo de bombeo (t)	:	20 min.

b) Cálculo de la capacidad

$$\text{NPSH} = P_{\text{atm}} + LH - (P_v + \Delta P_{fs}) \quad (4.45)$$

Calculamos el diámetro de la tubería (o línea) de succión:

Asumiendo que sea una línea de 3" de diámetro

Se hace el chequeo de la velocidad (v):

$$v = 0,408 \frac{Q}{d^2} \quad (4.46)$$

Donde:

d: diámetro de línea en pulg.

Q: caudal GPM

Para un diámetro nominal de 20 pulg. de diámetro el di = 19 in

$$v = 0,408 * \frac{2492,3 \text{ GPM}}{19^2} = 2,82 \text{ ft/s}$$

Rango de velocidad recomendado para la succión: [1-3 ft/s]

v = 2,82 ft/s entonces el diámetro asumido es correcto

d = 19"

Cálculo de la caída de presión por fricción en la succión ( $\Delta P_{fs}$ ):

$$\Delta P_{fs} = \Delta P_{100} * L_e * S$$

$\Delta P_{100}$  = Caída de presión por cada 100 ft de línea

$L_e$  = Longitud equivalente, ft.

S = Gravedad específica

Con Q = 24902,3 GPM y  $\mu/s = 0,963/1,0113 = 0,952$

Se obtiene de la gráfica  $\Delta P_{100/s} = 8,2$



### Cálculo de Le

$$\text{Línea de 20"} = 3,28 \text{ ft}$$

$$\text{Conexión} = 0,8 \text{ ft}$$

$$\text{Válvula de compuerta} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Filtro} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\text{Le} = 18,58 \text{ ft}$$

$$\text{Reemplazando: } (\Delta P_{fs}) = 8,2 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} * \frac{18,58 \text{ ft}}{100 \text{ ft}} * 1,0113 = 1,541 \frac{\text{lb-f}}{\text{in}^2}$$

Cálculo de la presión de succión ( $\Delta P_s$ ):

Cálculo de la presión hidrostática: ( $L_s$ )

$$P = \rho gh = 52,98 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} * 11,48 \text{ ft} = 19589,4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

$$19589,4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} * \frac{\text{lb-f} * \text{s}^2}{32,174 \text{ ft lb}} = 608,9 \frac{\text{lb-f}}{\text{ft}^2} \frac{\text{ft}^2}{(12 \text{ in})^2} = 4,23 \frac{\text{lb-f}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P_s = L_s - \Delta P_{fs} = (4,23 - 0,023) \text{ lb-f/in}^2 = 4,21 \text{ lb-f/in}^2$$

Cálculo de la presión de vapor:

$$\text{De tablas, para una solución: } P_v = 0,58 \text{ lb-f/in}^2$$

Cálculo de NPSH para la solución:

$$\text{NPSH} = P_{atm} - P_v + \Delta P_s = 14,7 - 0,58 + 4,21 = 18,33 \text{ lb-f/in}^2$$

$$18,33 \frac{\text{lb-f}}{\text{in}^2} * 32,2 \frac{\text{lb-ft}}{\text{lb-f} * \text{s}^2} \frac{144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2} \frac{\text{s}^2}{32,2 \text{ ft}} * \frac{\text{ft}^3}{52,98 \text{ lb}} = 49,82 \text{ ft}$$

Presión de descarga ( $P_d$ ):

$$\Delta P_D = L_D - \Delta P_{fD}$$

### Cálculo del diámetro de la línea de descarga

Para diámetros mayores que 10 in, el diámetro de succión es igual al diámetro de descarga o puede ser menor que la de succión, asumimos un diámetro de 18pulg. ( $d_i = 15,25$ )

Chequeo de la velocidad:

$$v = 0,408 * \frac{2492,3}{15,25^2} = 4,37 \text{ ft/seg}$$

Rango de velocidad de descarga [3 – 10] ft/s, está en del rango, entonces el diámetro de descarga es:

Diámetro = 15,25 la caída de presión en la descarga, por fricción ( $\Delta P_m$ )

$$\Delta P_{fD} = \Delta P_{100} * L_e * S$$

Con  $Q = 2492,3$  GPM y  $\mu/S = 0,963/1,0113 = 0.952$

De la gráfica para un diámetro de 18"

$$\frac{\Delta P_{100}}{S} = \frac{1,65 \text{ lb/in}^2}{100\text{ft}}$$

Cálculo de la carga estática de descarga ( $L_D$ )

$$L_D = \frac{14,83 \text{ ft}}{2,31} * 0,8486 = 5,45 \text{ lb-f/in}^2$$

$\Delta P_d$ : Presión de descarga

$$\Delta P_d = (5,45 + 0,187) = 5,64 \text{ lb-f/in}^2$$

carga estática total

$$\Delta(P_d - P_s) = (5,64 - 4,21) = 1,43 \text{ lb-f/in}^2$$

$\Delta P = 3,33$  ft de agua.

Cálculo de la potencia hidráulica P(hp)

$$P(\text{Hp}) = \frac{\Delta P * Q}{1714 * \eta_B} \quad \eta_B : \text{Eficiencia de la bomba}$$

$$B(\text{hp}) = \frac{1,43 \text{ lb-f/in}^2 * 2492}{1714 * 0,6} = 3,47$$

$$\text{Motor} \quad , \quad \frac{B\text{Hp}}{0,9} = \frac{3,47}{0,9} \approx 5 \text{ hp}$$

Por lo tanto, se recomienda trabajar con una bomba de 5Hp

### 3. Especificaciones. -

El material de construcción de la bomba debe ser hierro fundido a acero al carbón.

Potencia de funcionamiento = 5 Hp

Las tuberías son de hierro galvanizado, donde el diámetro nominal de succión es de 20" de cedula 80 y el de descarga de 18 calibre 80, la longitud total de las tuberías es de 150m.

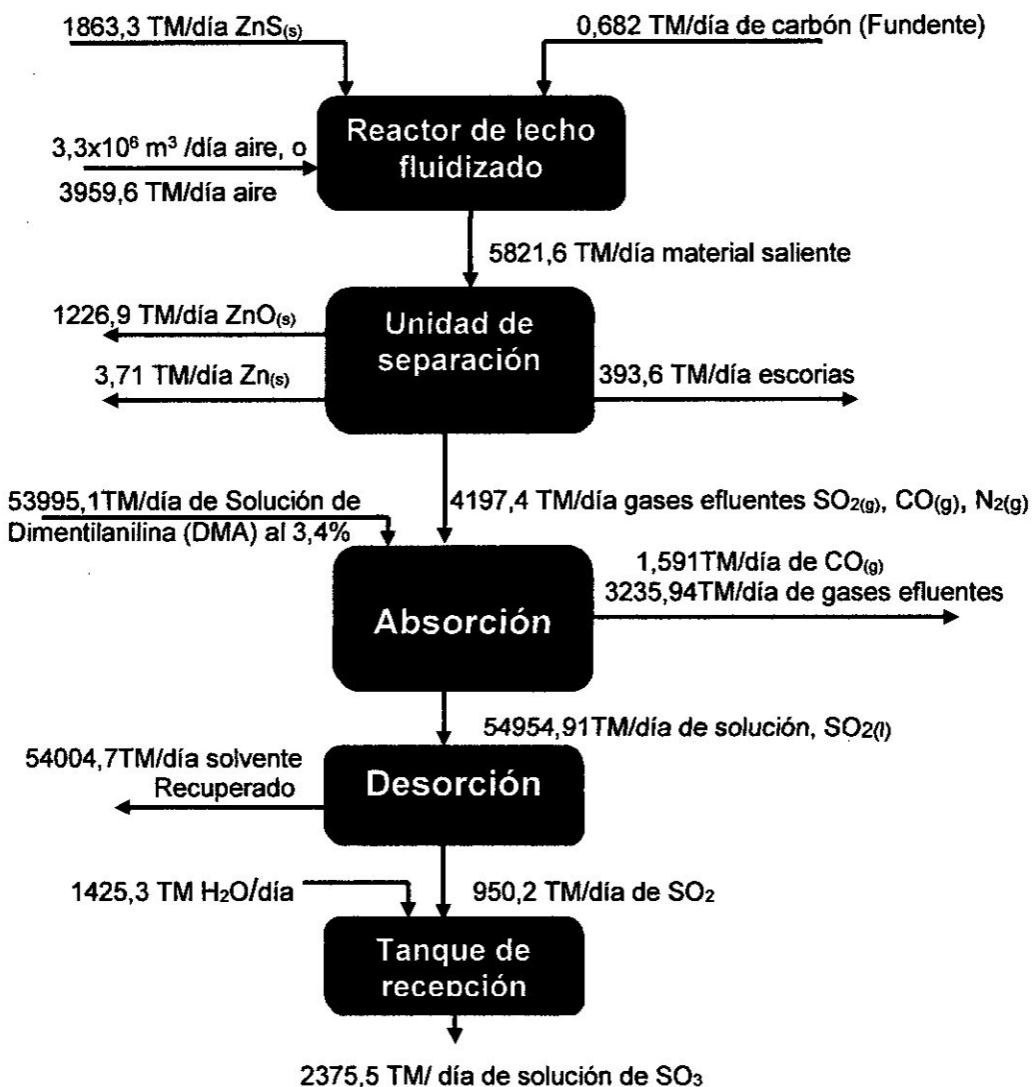
- Conexión de descarga y tipo de succión simple, con unión universal para su rápida instalación

## V. RESULTADOS

**Diagrama de bloques.** - El diagrama de bloques elaborado N° 5.1, es el resultado que muestra la secuencia del proceso de recuperación del azufre de la tostación del sulfuro de zinc indicando el balance de materia.

DIAGRAMA N° 5.1

### DIAGRAMA DE BLOQUES PARA EL PROCESO DE ABSORCIÓN DEL DIOXIDO DE ZUFRE (SO<sub>2</sub>)



Fuente: Elaboración propia

TABLA N° 5.3

RESULTADOS DEL DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCION CON RESPECTO A LA CAPACIDAD DE ABSORCION Y LA ALTURA DE LA COLUMNA

Tamaño de anillo Raschig cerámico. pulgadas	Característica de empaque anillos Raschig. $C_F$	Flujo másico de alimentación $G$ , Kg/ s	Area de superficial del empaque $m^2/m^3$	Altura de relleno. para 99% de capacidad de absorción. $Z$ , m	Altura de relleno. para 98% de capacidad de absorción. $Z$ , m
2"	65	115,86	92	43,32	34,81

Fuente: Elaboración propia

Asimismo, los resultados obtenidos para los otros equipos que componen esta unidad de absorción, son los resúmenes de los cálculos obtenidos del procedimiento de diseño correspondientes a los datos de construcción y estos son:

**Datos de construcción del equipo de desorción de gases:**

Diámetro del recipiente: 4,93 m.

Altura de recipiente : 15,24 m.

Altura de liquido : 13,895 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,684$  m (68,4 cm)

Altura de la parte cilíndrica: 14,55 m

Espesor de la chapa para la parte cilíndrica: ½ pulg

Espesor de la chapa del fondo abocinado: ¾ pulg

Datos operativos:

- Debe tener un recipiente de acero inoxidable tipo 306, según normas americanas resistentes a la acción de ácidos y compuestos inorgánicos.
- Debe tener 1 distribuidor de gas con un diámetro de 4,93 m tipo anillo espiral con 10 378 orificios instalados a una distancia de 2,54 cm (1 pulgada).
- Debe tener 1 manómetro con un rango de 0 a 100 atmosferas.
- Fondo tipo plato.
- Debe tener toma muestra y un aerómetro para marcar las concentraciones en Be.

**Datos de construcción del tanque de recepción y dilución de dióxido de azufre.**

Diámetro del recipiente: 5,14 m.

Altura de recipiente : 6,99 m.

Altura de liquido : 4,72 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,34$  m (34 cm)

Altura de la parte cilíndrica: 5,66 m

Espesor de la chapa para la parte cilíndrica: ½ pulg

Espesor de la chapa del fondo abocinado: ¾ pulg

Burbujeador:

Diámetro del distribuidor = 4,93 m

Longitud total del burbujeador =  $L_{T \text{ burbujeador}} = 269$  m

Diámetro del tubo distribuidor = 20,7 pulgadas

Espacio entre la pared y el tubo distribuidor,  $B_2 = 4,3$  pulgadas (10,88cm)

$d_{\text{orificio}} = 1/8''$

Número de orificios = 10 378

Número de orificios por vuelta= 611 vueltas

Número de vueltas del burbujeador = 17 vueltas

**Datos y especificaciones técnicas de la bomba para trasladar la solución del dióxido de azufre. -**

El material de construcción de la bomba debe ser hierro fundido a acero al carbón.

Potencia de funcionamiento = 5 Hp

Las tuberías son de hierro galvanizado, donde el diámetro nominal de succión es de 20" de cedula 80 y el de descarga de 18 calibre 80, la longitud total de las tuberías es de 150m.

- Conexión de descarga y tipo de succión simple, con unión universal para su rápida instalación.

## **VI. DISCUSION DE RESULTADOS**

### **6.1. Contrastación de hipótesis con los resultados. -**

El equipo de absorción para el dióxido de azufre proveniente del efluente gaseoso de la tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla, Ha sido diseñado en base a los fundamentos y procedimiento de diseño planteado.

En el diagrama N° 5.1., se muestran los resultados de los cálculos del balance de materia y la secuencia del proceso metalúrgico del sulfuro de zinc de refinería de Cajamarquilla.

En las tablas N° 5.1, 5.2., y 5.3., muestran los resultados de las variables y datos de diseño del proceso de absorción del dióxido de azufre en los efluentes gaseosos provenientes de la tostación del sulfuro de zinc, correspondientes para el diseño detallado de cada uno de los equipos que componen el equipo de absorción del dióxido de azufre. Se observa que el tamaño del relleno seleccionado para la absorción del dióxido de azufre influye en el cálculo de la altura y el diámetro de la columna empacada y, asimismo en la caída de presión y el coste del relleno. Generalmente, al aumentar el tamaño del relleno, se reduce el coste por unidad de volumen y la caída de presión por unidad de altura, pero, se reduce la eficacia en la transferencia de materia, por lo que se precisará una mayor altura de columna tal como se observa en la tabla N° 5.2.

Por otro lado, al aumentar el tamaño del relleno disminuye el diámetro de la columna como se puede observar en la tabla N°5.1.



También, se observa que la altura de la columna depende de la composición de salida del gas, que al aumentar la capacidad de absorción disminuye composición del gas y aumenta la altura de la columna significativamente, como se puede observar en la tabla N° 5.1., que, para una capacidad de absorción del 99% se tiene una altura de columna que llega a 43,32 metros y el gas sale con una composición de 0,1324 % mientras que para una capacidad de absorción del 98 %, la altura de la columna llega a 34,81 metros y el gas sale con una composición de 0,265%, disminuyendo la altura de la columna en 8,52 m minimizando el costo de construcción del equipo.

## **6.2. Contratación de resultados con otros estudios similares. -**

Cabe resaltar también, que en las bibliografías consultadas mencionan que las columnas presentan tamaños muy distintos, según sean las operaciones a efectuar: desde 2,5 cm hasta 4,5 m de diámetro, y hasta 35 m de altura, siendo que estos datos respaldan a nuestros cálculos de diseño obtenidos.

Con respecto al desorbedor diseñado, se ha encontrado que no es un equipo común que se usa en el proceso de desorción de gases debido al comportamiento que tiene la solución de metilanilina con el dióxido de azufre.

## VII.- CONCLUSIONES

1. Se ha analizado el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinera de Cajamarquilla y hemos encontrado que los productos obtenidos de la tostación del sulfuro de zinc son el  $ZnO_{(s)}$  y los efluentes gaseosos, que contienen  $SO_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $N_2$  y partículas finas, siendo estos que son los grandes contaminantes del medio ambiente. Estos gases son enviados al absorbedor para la separación del dióxido de azufre y otros gases, materia prima altamente contaminante que se recupera para la producción del sulfuro de hidrogeno por hidrogenación bacteriana y finalmente obtener azufre en forma líquido y sólido.

2. Se ha Analizado el proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. Y se ha encontrado que el dimetilnilina es el gran absorbente y fijador del dióxido azufre, separándolo de los demás componentes del gas efluente por ser altamente soluble en este solvente. Por otro lado, también se ha analizado el proceso de desorción encontrándose que el dióxido de azufre absorbido con metilanilina se puede despojar calentando la solución hasta  $70^{\circ}C$ .

3. Se ha analizado el fundamento de diseño y se ha seleccionado el tipo del Equipo de Absorción, desorción del dióxido de azufre del efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.

4. Se ha diseñado detalladamente las unidades que componen el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc, y con el procedimiento adecuado se ha encontrado que el

absorbedor y los otros equipos que componen la unidad de absorción tienen las dimensiones mostradas en la tabla de resultados del capítulo V.

## **VIII. RECOMENDACIONES.**

Al concluir la presente tesis, recomendamos:

- Continuar con el diseño de los otros equipos que forma parte del proceso de recuperación de azufre proveniente de la tostación del sulfuro de zinc como una alternativa para solucionar la contaminación ambiental por gases de dióxido de azufre y cubrir la demanda insatisfecha de este producto.
- De acuerdo a los parámetros establecidos durante la fase de diseño, este estudio garantiza su instalación del equipo de absorción en la refinería de zinc de la localidad de Cajamarquilla.
- Que, las industrias que generen gases de dióxidos de azufre, en su proceso de producción, producir, productos usando el azufre en diversas actividades industriales.
- Hacer el estudio de factibilidad económica del producto obtenido azufre buscando su rentabilidad respectiva.

## **IX. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- [1] ALCÁNTARA, F. **Análisis de la distribución de azufre en productos, emisiones de SO<sub>x</sub> y la recuperación del mismo en el sistema nacional de refinación** Rev. Int. Contam. Ambie. 27 (2) 153-163, 2011.
- [2] ADEX. **Proceso de recuperación de azufre**, Revista. Sistema de Control Adaptativo Predictivo Experto. Industrias, 2007.
- [3] BARCELÓ, J., **Diccionario tecnológico de química**, 2º Edición, 1982.
- [4] CARAVACA, M. C. **Pretratamiento de menas refractarias. Tostación a altas temperaturas**. Tesis para optar el Grado de Doctor en Ciencias Químicas. Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid-España, 1993.
- [5] CARRASCO, J. Y BARRERA, F. **Ingeniería en Prevención de riesgos laborales y ambientales**. Editorial Prezi, Viña del Mar, Chile, 2014.
- [6] DEXTER DYER, BETSEY A **Field Guide to Bacteria**. Ithaca and London: Comstock Publishing Associates/Cornell University Press. (2003).
- [7] GARY J.H. Y HANDWERK G. E., **Petroleum Refining Technology and Economics**. Cuarta Edición. Editorial Marcel Dekker Inc. New York, EUA. 441p. 2001
- [8] EPA. **Regulatory Impact Analysis: Heavy-duty engine and vehicle standards and highway diesel fuel sulfur control requirements**. Environmental Protection Agency. Washington, D.C. USA. 2000.
- [9] JOHNSTONE, E. **Scaling-up of Chemical plant and processes**. Joint Symposium church House. London, Mayo 1957.

- [10] JOSEPH F. F.; **Design for fluidization, Hydrocarbons Div., Monsanto Chemical Co.**, Chemical Engineering September 17, 1962
- [11] KIRK, J., **Diccionario Químico Industrial**, 1 ° Edición, pag. 154- 169, 1970.
- [12] LUDWIG, E.E., **Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants**, Volumen II, Editorial Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1964.
- [13] MACHACA, G. L.F., **Diseño de Plantas Químicas (Volumen I)**, trabajo de investigación (informe final). Facultad de Ingeniería Química Universidad Nacional del Callao, Callao- Perú, 2013.
- [14] MATHUR, A.B. **White Head Fluidization, Roasting and flotation of pyrite in a fluid bed: residence times and kinetics**. Tor Kinstad Giv Advances in Extractive Metallurgy and Refining
- [15] PERRY, J. H., **Chemical Engineers' Handbook**, fourth edition, Tomo I, Editorial McGraw- Hill Books Company, Inc, USA, 1981
- [16] PUGA BULLON, J. **Principios teóricos y prácticos de la tostación de concentrados de zinc**. Monografía de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla, Minero Perú S.A. (Actual Votorantin Metais), Huachipa, Lima- Perú publicada en junio del 2012.
- [17] REPSOL., **Recuperación de Azufre. Innovación Tecnológica**, Madrid, España, 2012
- [18] ROMERO GONZALES, A. **Sulfuros metálicos. La pirita como materia prima. Introducción a la Química Industrial**. Editorial Reverte S.A. Barcelona, España 1994.

[19] TREYBAL, R.E. Mass Transfer Operation, 3rd. Edition. McGraw. Hill, International Edition, U.S.A 1982.

[20] THORPE, E., **Enciclopedia de química industrial. Tomo II**, 1º edición, pág. 304- 309, 1905.

[21] SACK, J.A, Paz C., **Prácticas y principios de de tostación en camas fluidizadas**. Cerro de Pasco Corporation

[22] SEOANEZ M. C. **Tratado de Reciclado Y Recuperación de Productos de los residuos**. Ed. Alambra mexicana, México

# ANEXOS



## ANEXO N° 1.

### MATRIZ DE CONSISTENCIA

PROBLEMA	OBJETIVOS	HIPOTESIS	VARIABLES E INDICADORES	METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION
<p><b>PROBLEMA GENERAL</b> El diseño del Equipo para la absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación del sulfuro de zinc abarca varios aspectos, entre los cuales los más relevantes, y teniendo en cuenta a la descripción inicial del objeto de investigación, se podrá plantear la siguiente pregunta, tal como: ¿Cómo y con qué modelo se diseñará el Equipo para la absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación del sulfuro de zinc?</p> <p><b>Problemas Específicos.-</b> 1. ¿Cuáles son las informaciones disponibles que se analizará para el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes para la recuperación del azufre? 2. ¿Cuáles son los fundamentos que se analizará para la evaluación del proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc? 3. ¿Cuáles son los fundamentos al diseño del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc? 4. ¿Cómo se diseñará detalladamente el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc?</p>	<p><b>OBJETIVO GENERAL</b> Diseñar del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</p> <p><b>Objetivos Específicos</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.</li> <li>2. Analizar el proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</li> <li>3. Analizar el fundamento de diseño y seleccionar el tipo del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</li> <li>4. Diseñar detalladamente el del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</li> </ol>	<p><b>HIPOTESIS GENERAL</b> El diseño del equipo de absorción emplean modelos matemáticos que describen los procesos difusionales involucrados en la absorción de gases como transferencia de masa convectiva e interfaciales, si estos fundamentos están bien formulados, entonces, se diseñará el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</p> <p><b>Hipótesis Específica.-</b> a) Los fundamentos de procesos metalúrgicos de minerales sulfurados nos permitirán analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes. b) Los fundamentos de la ingeniería de procesos difusionales nos permitirán analizar el proceso de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. c) Los fundamentos de diseño de equipos industriales bien formulados nos permitirá evaluar las variables, y el modelo de diseño del equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc d) Los fundamentos y los procedimientos de diseño de ingeniería de detalles nos permitirá diseñar detalladamente el equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc.</p>	<p><b>Variable I:</b> Las variables son las siguientes: <math>X = f(Y_1, Y_2)</math></p> <p><b>Variable dependiente:</b> X = Diseño del equipo de absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. <b>Variables independientes:</b> Y<sub>1</sub> = Flujo de alimentación del efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. Y<sub>2</sub> = Composición del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. Y<sub>3</sub> = Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño de equipos de absorción de gases.</p> <p><b>Variables dependientes:</b> Diseño detallado del equipo del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. a) Capacidad o volumen del Absorbedor, y desorbedor, m<sup>3</sup> - Dimensiones: Altura del absorbedor y desorbedor, m - Diámetro del absorbedor y desorbedor, m b) Datos de construcción c) Especificaciones técnicas</p> <p><b>Variables intervinientes:</b> Rendimiento de la absorción y desorción. Eficiencia del equipo.</p>	<p><b>Tipo de la investigación.-</b> Es una investigación predictiva y aplicada, que utiliza técnicas de las ciencias aplicadas tecnológicas y sustantivas para su elaboración.</p> <p><b>Diseño de la investigación.-</b> a) Definir el escenario de la investigación.- El presente trabajo de investigación tiene como escenario el Laboratorio de Operaciones y Procesos Unitarios (LOPU) de la FIQ-UNAC. b) Elegir el método o modelo de diseño.- Dado que los fundamentos de diseño de los equipos para procesos difusionales nos proporciona el modelo de diseño, y es necesario utilizar el enfoque de la determinación del volumen del absorbedor y desorbedor. c) Determinar las variables de diseño.- Se utilizará la información científica relevante para cuantificar los indicadores de las principales variables analizadas, con el propósito de determinar la capacidad de absorción y desorción, y las dimensiones del Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. d) Recolectar la información necesario para evaluar cada caso de uso (o de no uso) objeto de este estudio. Ante la imposibilidad del material de obtener información para todos los indicadores de las variables contempladas para alcanzar todos los propósitos de este estudio; se recolectará información de fuentes secundarias; producto de investigaciones previas, ejecutadas por instituciones. e) Diseñar el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc. Para diseñar detalladamente el Equipo de Absorción del dióxido de azufre en el efluente gaseoso proveniente de la tostación de sulfuro de zinc se aplicarán los fundamentos y procedimientos de diseño de ingeniería de detalles.</p>

## ANEXO N° 2

**TABLA 18.1**  
Características de empaques para torres<sup>a,b,c,d</sup>

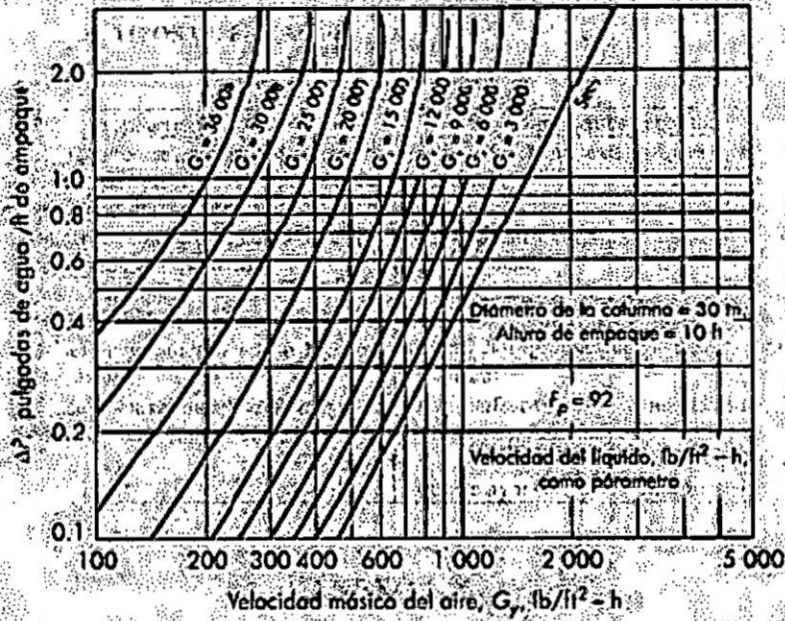
Tipo	Material	Tamaño, nominal, in.	Densidad global, <sup>1</sup> lb/ft <sup>3</sup>	Área total, <sup>2</sup> ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	Porosidad $\epsilon$	Factores de empaque <sup>3</sup>	
						$F_p$	$f_p$
Anillos Raschig	Cerámica	1	55	112	0.64	580	1.528
		1½	42	58	0.74	155	1.368
		2	41	37	0.73	95	1.0
Anillos Pall	Metal	2	41	28	0.74	65	0.928
		1	30	63	0.94	36	1.54
		1½	24	39	0.95	40	1.36
	Plástico	2	22	31	0.96	27	1.09
		1	5.5	63	0.90	55	1.36
		1½	4.8	39	0.91	40	1.18
Monturas Berl	Cerámica	1	54	142	0.62	240	1.588
		1	45	76	0.68	110	1.368
		1½	40	46	0.71	65	1.078
Monturas Intalox	Cerámica	1	46	190	0.71	200	2.27
		1	42	78	0.73	92	1.54
		1½	39	59	0.76	52	1.18
		2	38	36	0.76	40	1.0
		3	36	28	0.79	22	0.64
Monturas Super Intalox	Cerámica	1	—	—	—	60	1.54
		2	—	—	—	30	1.0
IMTP	Metal	1	—	—	0.97	41	1.74
		1½	—	—	0.98	24	1.37
		2	—	—	0.98	18	1.19
Hy-Pak	Metal	1	19	54	0.96	45	1.54
		1½	—	—	—	29	1.36
		2	14	29	0.97	26	1.09

<sup>a</sup> La densidad global y el área total están referidas a la unidad de volumen de la columna.

<sup>b</sup> El factor  $F_p$  es un factor de caída de presión y el factor  $f_p$  es un coeficiente relativo de transferencia de materia. El factor  $f_p$  se estudia en la página 630 en el apartado "Finelaminado de otros empaques". Su uso se ilustra en el ejemplo 18.7.

<sup>c</sup> Con base en datos de  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ ; los demás factores se basan en datos de  $\text{CO}_2\text{-NaOH}$ .

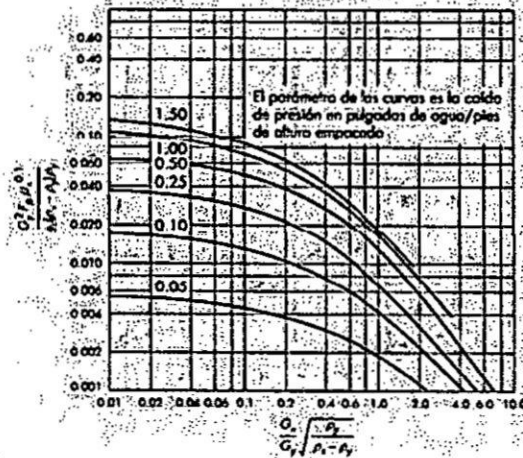
### ANEXO N° 3



**FIGURA 18.4**

Cafda de presión en una torre empacada para el sistema aire-agua con montaje Intalox de 1 in. (1 000 lb/ft<sup>2</sup>·h = 1 356 kg/m<sup>2</sup>·s; 1 in. H<sub>2</sub>O/ft = 817 Pa/m)

### ANEXO N° 4



**FIGURA 18.6**

Correlación generalizada para la caída de presión en columnas empacadas. (1 in. H<sub>2</sub>O/ft = 817 Pa/m) (Según Eckert.)

## ANEXO N° 7

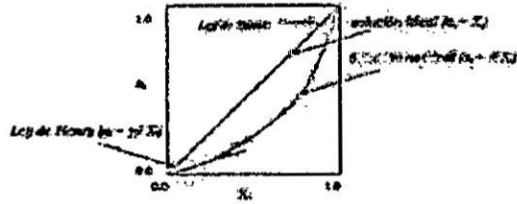
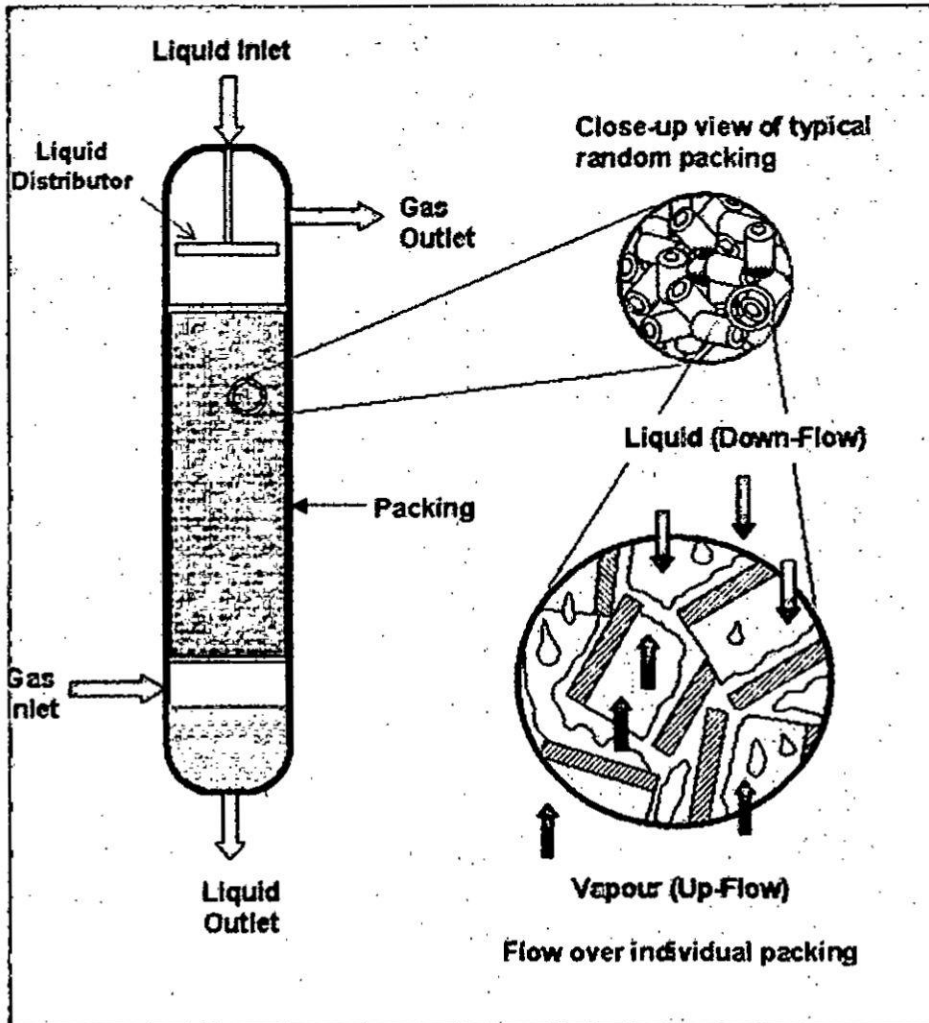


Figura 3.2 Solubilidad de gases en agua

Fuente: Elaboración propia

La variación de la curva roja representa cómo es que u a solución real, presenta gran desviación de la idealidad.

## Anexo N°8



## Anexo N° 9

Tamaño recomendado de empaque	
Diámetro de la columna	Tamaño
< 0,3 m	< 25 mm
0,3 - 0,9 m	25 - 39 mm
> 0,9 m	50 - 75 mm

### Características de distintos tipos de empaque:

Tipo de empaque	Tamaño nominal		Peso aprox. por m <sup>3</sup> , kg/(densidad)	Área superficial aprox. m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Espacio vacío (%)	Factor de empaque: F <sub>p</sub> , m <sup>-1</sup>
	mm	polg				
Monturas Berl, cerámica	6	0,25	900	900	60	900
	13	0,50	865	465	62	240
	25	1,0	720	250	68	110
	38	1,5	640	150	71	65
	51	2,0	625	105	72	45
Monturas Intalox, cerámica	6	0,25	865	625	75	725
	13	0,50	737	480	78	200
	25	1,0	673	255	77	92
	38	1,5	625	195	80	52
	51	2,0	609	118	79	40
	76	3,0	577	92	80	22
Monturas Intalox, metal	(No. 25)				97	41
	(No. 49)				97	25
	(No. 59)				98	15
	(No. 79)				98	13
Monturas Intalox, plástico (polipropileno)	25	1,0	76	206	91	32
	51	2,0	64	108	93	21
	76	3,0	60	88	94	15
Anillos Pall, metal	16	0,625		341	92	70
	25	1,0	480	210	94	48
	38	1,5	415	130	95	28
	51	2,0	385	105	96	20
	89	3,5	270	66	97	16
Anillos Pall, plástico (polipropileno)	16	0,625	116	340	87	97
	25	1,0	88	205	90	52
	38	1,5	76	130	91	40
	51	2,0	72	100	92	25
	89	3,5	68	85	92	16
Anillos Rasching, cerámica	6	0,25	960	710	62	1680
	13	0,50	880	370	64	640
	16	0,625	800	240	72	270
	25	1,0	670	190	74	160
	38	1,5	740	120	68	95
	51	2,0	660	92	74	65
	76	3,0	590	62	75	36
	89	3,5	580	46	80	25
Anillos Rasching, acero	13	0,5	1 500	417	80	222
	25	1,0	1 140	207	88	137
	38	1,5	785	130	90	82
	51	2,0	590	102	92	57
	76	3,0	400	72	95	32
Hy-pac (acero)	(No. 1)		300	117	96	43
	(No. 2)		225	95	97	18

