

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA**



**“ANÁLISIS Y DISEÑO DEL REACTOR HETEROGÉNEO  
GAS- LÍQUIDO PARA LA ABSORCIÓN DE MONÓXIDO DE  
CARBONO PROVENIENTE DE LA TOSTACIÓN DE  
MINERALES SULFURADOS CON UNA SOLUCIÓN DE  
HIDRÓXIDO DE SODIO”**

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

**PRESENTADO POR:**

**AGUILAR LOYOLA YASMIN DE MARIA  
CULQUI BUSTOS LUIS ALBERTO**

**CALLAO - MAYO - 2015**

**PERÚ**

## PROLOGO DEL JURADO

El presente informe fue expuesto por los Señores Bachilleres **AGUILAR LOYOLA YASMIN DE MARIA** y **CULQUI BUSTOS LUIS ALBERTO**, ante el JURADO DE SUSTENTACIÓN DE TESIS conformado por los siguientes docentes ordinarios.

ING. JULIO CESAR CALDERON CRUZ : PRESIDENTE

ING. LEONARDO FELIZ MACHACA GONZALES : SECRETARIO

ING. OSCAR MANUEL CHAMPA HENRIQUEZ : VOCAL

ING. ALBERTO EMILIO PANANA GIRIO : ASESOR

Tal como está asentado en el libro de Actas de Tesis Folio N° 72 y Acta N° 255 de fecha **VEINTE Y OCHO DE MAYO DE 2015**, para la obtención del título profesional de Ingeniero Químico en la modalidad de Titulación por Tesis, de Resolución N°082-2011-CU de fecha 29 de abril de 2011, Resolución N°070-2013-R de fecha 29 de agosto de 2013 y Resolución N° N°018-2014-CU de fecha 07 de febrero de 2014

## **Dedicatoria**

"A nuestros queridos padres por su amor, trabajo y sacrificio durante nuestros años de estudio, gracias a ustedes hemos logrado alcanzar uno de los objetivos deseados, es y seguirá siendo un privilegio ser sus hijos, son los mejores padres."

*Todo este trabajo ha sido posible gracias a ellos.*

### **Agradecimientos**

A nuestros padres **MANUEL AGUILAR HONORES, MARÍA JESÚS LOYOLA SOLANO, JOSÉ CULQUI INGA y CARMELA BUSTOS TAFUR,** quienes con su amor, cariño y confianza supieron inculcarnos valores para superar los retos que estarán presentes a lo largo de nuestras vidas.

A nuestros hermanos que con sus ocurrencias y anécdotas hacían que los días sean más agradables, siempre contaremos con su apoyo incondicional en las buenas y en las malas.

Gracias por todos esos bellos momentos familia.

## INDICE

	Pág.
<b>INDICE</b>	1
<b>TABLA DE CONTENIDO</b>	4
<b>RESUMEN</b>	6
<b>ABSTRACT</b>	7
<b>INTRODUCCIÓN</b>	8
<b>CAPITULO I PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN</b>	
1.1 Identificación del problema	12
1.2 Formulación del problema	12
1.3 Objetivos de la investigación	14
1.3.1 Objetivo general	14
1.3.2 Objetivos específicos	14
1.4 Justificación	15
1.5 Importancia	15
<b>CAPITULO II MARCO TEORICO</b>	
2.1 Antecedentes del estudio	16
2.2 Marco situacional	17
2.3 Marco conceptual	17
2.3.1 Contaminación ambiental	17
2.3.2 Descripción del proceso de tostación de minerales	
Sulfurados.	19

2.3.3 Descripción del proceso de tostación del concentrado de zinc de la refinería Cajamarquilla.	27
2.3.4 Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido.	34
<b>CAPITULO III VARIABLES E HIPÓTESIS</b>	
3.1 Variables de la investigación	46
3.2 Operacionalización de variables	47
3.3 Hipótesis general e hipótesis específicas	48
<b>CAPITULO IV METODOLOGÍA</b>	
4.1 Tipo de investigación	49
4.2 Diseño de la investigación	49
4.2.1 Diseño del producto	49
4.2.2 Diseño del proceso de obtención del formaldehído.	59
4.2.3 Diseño de equipos que componen la unidad de Obtención del formaldehído.	62
4.3 Técnicas e instrumentos de recolección de datos	79
4.4 Procedimientos de recolección de datos	93
4.5 Procesamiento estadístico y análisis de datos	106
4.5.1 Balance de materia	106
4.5.2 Evaluación económica	116
<b>CAPITULO V RESULTADOS</b>	121
<b>CAPITULO VI DISCUSIÓN DE RESULTADOS</b>	
6.1 Contrastación de hipótesis con los resultados	124

<b>CAPITULO VII CONCLUSIONES</b>	126
<b>CAPITULO VIII RECOMENDACIONES</b>	128
<b>CAPITULO IX REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	129
<b>ANEXOS</b>	133
• Matriz de consistencia	

## TABLA DE CONTENIDO

	Pag.
<b>FIGURAS</b>	
FIGURA N°1 Diagrama de proceso propuesto para el tratamiento de gases efluentes de sulfuro de zinc en la refinería Cajamarquilla.	11
FIGURA N°2.1 Separación del monóxido de carbón de los gases sulfurosos por absorción y desorción.	34
FIGURA N°2.2 Perfil de concentración de la reacción gas-liquido	35
FIGURA N°2.3 Perfil de concentración de la reacción gas-liquido para una reacción de segundo orden.	38
FIGURA N°4.1 Tanque agitado mecánicamente para el contacto gas-liquido.	82
FIGURA N°4.2 Potencia del impulsor para tanques gasificados.	84
FIGURA N°4.3 Evaluación de la demanda con el modelo Exponencial del formato de sodio.	108
 <b>TABLAS</b>	
TABLA N°2.1 Sulfuros metálicos mas importantes.	20
TABLA N°2.2 Clasificación de los reactores de tostación según la forma de contacto solido-gas.	24



TABLA N°4.1 Características fisicoquímicas del formiato de sodio.	50
TABLA N°4.2 Importación, exportación y demanda de formiato de sodio en los últimos 10 años.	51
TABLA N°4.3 Propiedades fisicoquímicas de monóxido de carbono.	52
TABLA N°4.4 Propiedades fisicoquímicas de hidróxido de sodio.	54
TABLA N°4.5 Propiedades fisicoquímicas del etanol.	55
TABLA N°4.6 Empresa y lugar de adquisición del NaOH.	56
TABLA N°4.7 Empresa y lugar de adquisición de CO.	56
TABLA N°4.8 Consumo de monóxido carbono con respecto al tiempo.	58
TABLA N°4.9 Demanda de formiato de sodio en los últimos 10 años.	107
TABLA N°4.10 Modelos econométricos y sus coeficientes de correlación.	107
TABLA N°4.11 Proyección de la demanda del formiato de sodio.	109

#### GRAFICO

GRAFICO N°1.1 Consumo de monóxido de carbono con respecto al tiempo.	58
--	----

#### CUADROS

CUADRO N°3.1 Matriz de Operacionalización de variable.	47
CUADRO N°4.1 Tipos de reactores heterogéneos no catalíticos gas-líquido.	93

## RESUMEN

Se ha diseñado el reactor tanque agitado con flujo continuo para la recuperación del monóxido de carbono de los efluentes gaseosos provenientes de la tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla como una de las alternativas de solución para disminuir la contaminación ambiental haciendo burbujear el monóxido de carbono en una solución de soda caustica.

Todo el conjunto de este reactor diseñado consta de:

Reactor (recipiente), sistema de agitación (motor, impulsores, eje del impulsor), burbujeador o distribuidor del monóxido de carbono.

Para el diseño del reactor se ha empleado el modelo de la doble película de reactor tanque agitado de flujo continuo, evaluando las variables de diseño del reactor y sus componentes en función a las condiciones de operación seleccionado.

Finalmente se ha evaluado el impacto de todas las variables que afectan al diseño del reactor, así como los cálculos y criterios correspondientes para el diseño de todo el reactor en la obtención del formiato de sodio, al igual que las especificaciones y datos de construcción del reactor los cuales se mencionan en el cuadro de resultados.

reaccionado, y el  $Zn_{(s)}$  producido los cuales son separados en los ciclones, quedando los gases exento de partículas. Los gases de CO, CO<sub>2</sub> provienen de la tostación- reducción del reactor de tostación de lecho fluidizado efectuándose la reacción por efecto térmico.

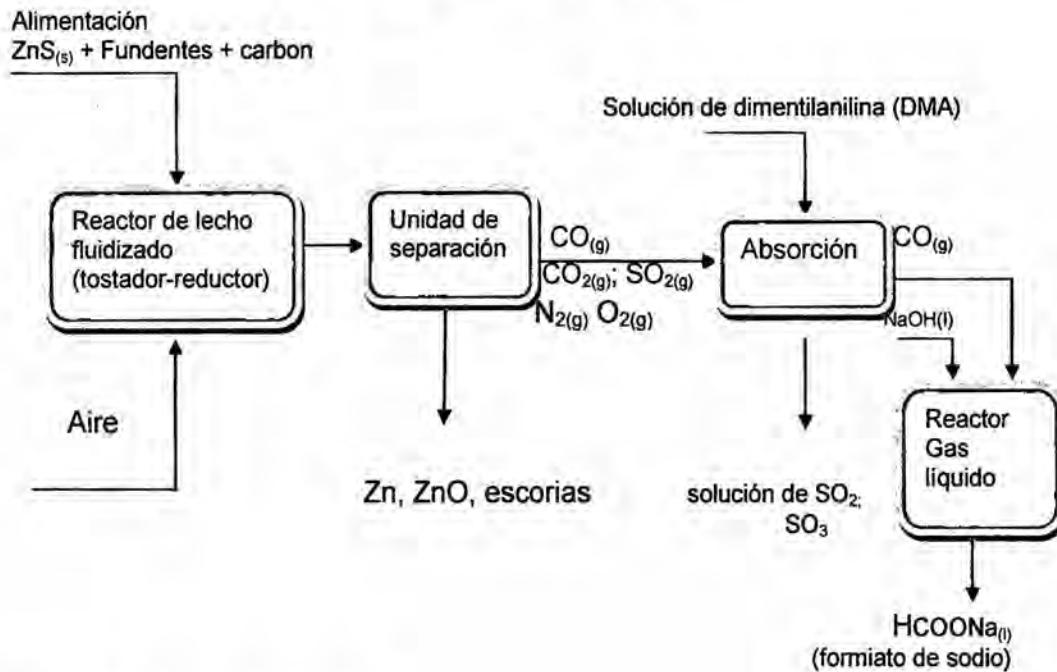
Según el estudio realizado sobre diagnóstico ambiental en la cuenca del río Rímac publicado por Orbegoso Mariliz y Ramón Alcántara (Reserva Ecológica del río Rímac, 1998) confirman la existencia de contaminación del medio ambiente por los gases de CO, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> provenientes de la refinería de zinc Cajamarquilla.

Para evitar que estos gases efluentes producidos por la tostación de minerales sulfurados contaminen el medio ambiente, se plantea una alternativa de recuperar el monóxido de carbono para los diversos usos que se pueden dar en la industria química, para lo cual se diseña el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido según el diagrama del proceso planteado en la figura N°01.

En este diagrama de proceso se muestra que los gases efluentes que salen de los ciclones son enviados a unos absorbedores donde en contacto con el agua y soluciones recirculados son absorbidos, saliendo por el tope del absorbedor el CO (monóxido de carbono), y por el fondo sale la solución de SO<sub>2(l)</sub>, SO<sub>3(l)</sub>, O<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> disueltos en el solvente.

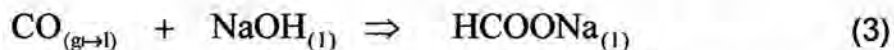
FIGURA N° 01

DIAGRAMA DE PROCESO PROPUESTO PARA EL TRATAMIENTO DE GASES EFLUENTES DE SULFURO DE ZINC EN LA REFINERÍA DE CAJAMARQUILLA.



Fuente: Elaboración propia

El monóxido de carbono que sale por el tope del absorbedor se burbujea en una solución de hidróxido de sodio en un reactor gas-líquido para llevar a cabo la producción del formiato de sodio, según la reacción:



Se observa que el monóxido de carbono para ser absorbido requiere de un reactor para su procesamiento, para lo cual es necesario diseñar un reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido.

# CAPITULO I

## PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

### **1.1 Identificación del problema**

La contaminación es uno de los problemas ambientales más importantes que afectan a nuestro mundo y surge cuando se produce un desequilibrio, como resultado de la adición de cualquier sustancia al medio ambiente, en cantidad tal, que cause efectos adversos en el hombre, en los animales, vegetales o materiales expuestos a dosis que sobrepasen los niveles aceptables en la naturaleza.

Todo esto nos ha motivado a analizar los fundamentos de diseño del reactor heterogéneo gas-líquido para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de la tostación de minerales sulfurados ya que emite CO (monóxido de carbono), utilizando una tecnología adecuada para su procesamiento, que significa diseñar separadamente el reactor para la producción del formiato de sodio el cual es presentado en este trabajo de tesis.

### **1.2 Formulación del problema**

#### **Problema general**

El análisis y diseño del reactor heterogéneo Gas-Líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio abarca

varios aspectos, entre los cuales los más relevantes, y teniendo en cuenta la descripción inicial del objeto de investigación, se podrá plantear la siguiente pregunta:

¿Cómo se diseñará el reactor heterogéneo Gas-Líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?

### **Sub-problemas**

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

¿Cuáles son los fundamentos que se analizará para la evaluación de la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas- líquido en la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?

¿Cómo y con qué modelo se diseñará el reactor heterogéneo Gas-Líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?

### **1.3 Objetivos de la investigación**

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

Analizar y Diseñar el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

#### **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 la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

3.- Analizar el fundamento de diseño del reactor heterogéneo Gas-Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación minerales sulfurados con una solución de Hidróxido de sodio.

4.- Diseñar detalladamente el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

#### **1.4 Justificación**

Nuestro país es netamente metalúrgico por lo que se procesan grandes cantidades de minerales sulfurados produciéndose en la misma proporción en sus efluentes gases sulfurosos que contaminan nuestra atmosfera.

El reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio pretende mitigar la contaminación ambiental por los gases de monóxido de carbono y a la vez aprovechar la producción del formiato de sodio como producto a ser usado en diversas actividades industriales.

#### **1.5 Importancia**

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

- 1.- Solucionar la contaminación ambiental por gases de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados contactando con una solución de hidróxido de sodio en el reactor heterogéneo Gas-Líquido diseñado.
- 2.- Dichos resultados incrementaran los diferentes estudios existentes con el propósito de dar solución a la contaminación ambiental con los gases de monóxido de carbono provenientes de otros tipos de proceso.



## **CAPITULO II**

### **MARCO TEORICO**

#### **2.1 Antecedentes del estudio**

Luego de la investigación en las literaturas existentes (artículos publicados) no existen estudios sobre los fundamentos y procedimientos del diseño adecuado, solo hay estudios de diseño de planta industrial en forma general, pero no hay estudios específicos sobre el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido para la absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados.

La asociación Americana de centros para control de intoxicación y el sistema de vigilancia de exposición a tóxicos, 1999, han estudiado e informado sobre 17000 casos de intoxicación por el monóxido de carbono. Martínez López, E. y colaboradores, 2007, han estudiado la contaminación atmosférica y los efectos sobre la salud de la población de Medellín y su área metropolitana.

Troncoso Rodríguez y colaboradores, 2008, han estudiado el efecto de las alertas y pre emergencias sobre los niveles de contaminación en Santiago de Chile.

Bartolomé, M.T.; et.al., 2010, han estudiado la intoxicación por el monóxido de carbono y han propuesto el tratamiento utilizando el oxígeno normobárico (NBO).

Oliu Gemma y colaboradores 2010, han estudiado la intoxicación por el monóxido de carbono proponiendo un tratamiento por medio de las claves fisiopatológicas.

## **2.2 Marco situacional**

El tema se encuentra ubicado dentro del área de la ingeniería Ambiental y la Ingeniería de diseño de reactores químicos heterogéneos no catalíticos gas-líquido, el primero responde fundamentalmente al estudio y los principios del proceso al tratamiento de efluentes gaseosos y el segundo responde a los fundamentos y procedimientos del diseño del reactor gas-líquido.

## **2.3 Marco conceptual**

### **2.3.1. Contaminación ambiental**

Se denomina contaminación ambiental a la presencia en el ambiente de cualquier agente (físico, químico o biológico) o bien de una combinación de varios agentes en lugares, formas y concentraciones tales que sean o puedan ser nocivos para la salud, la seguridad o para el bienestar de la población, o bien, que puedan ser perjudiciales para la vida vegetal o animal, o impidan el uso normal de las propiedades y lugares de recreación y goce de los mismos. La contaminación ambiental es también la incorporación a los cuerpos receptores de sustancias sólidas, líquidas o gaseosas, o mezclas de ellas, siempre que alteren desfavorablemente las

condiciones naturales del mismo, o que puedan afectar la salud, la higiene o el bienestar del público.

A medida que aumenta el poder del hombre sobre la naturaleza y aparecen nuevas necesidades como consecuencia de la vida en sociedad, el medio ambiente que lo rodea se deteriora cada vez más. El comportamiento social del hombre, que lo condujo a comunicarse por medio del lenguaje, que posteriormente formó la cultura humana, le permitió diferenciarse de los demás seres vivos. Pero mientras ellos se adaptan al medio ambiente para sobrevivir, el hombre adapta y modifica ese mismo medio según sus necesidades.

El progreso tecnológico, por una parte y el acelerado crecimiento demográfico, por la otra, producen la alteración del medio, llegando en algunos casos a atentar contra el equilibrio biológico de la Tierra. No es que exista una incompatibilidad absoluta entre el desarrollo tecnológico, el avance de la civilización y el mantenimiento del equilibrio ecológico, pero es importante que el hombre sepa armonizarlos. Para ello es necesario que proteja los recursos renovables y no renovables y que tome conciencia de que el saneamiento del ambiente es fundamental para la vida sobre el planeta.

La contaminación puede surgir a partir de ciertas manifestaciones de la naturaleza (fuentes naturales) o bien debido a los diferentes procesos productivos del hombre (fuentes antropogénicas) que conforman las actividades de la vida diaria.

Las fuentes que generan contaminación de origen antropogénico más importantes son: industriales (frigoríficos, mataderos y curtiembres, actividad minera y petrolera), comerciales (envolturas y empaques), agrícolas (agroquímicos), domiciliarias (envases, pañales, restos de jardinería) y fuentes móviles (gases de combustión de vehículos).

Como fuente de emisión se entiende el origen físico o geográfico donde se produce una liberación contaminante al ambiente, ya sea al aire, al agua o al suelo. Tradicionalmente el medio ambiente se ha dividido, para su estudio y su interpretación, en esos tres componentes que son: aire, agua y suelo.

### **2.3.2. Descripción del proceso de tostación de minerales sulfurados**

Los sulfuros metálicos,  $S_xMe$ , 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 para la obtención del ácido sulfúrico.

En la tabla N°2.1, se indican los metales unidos al azufre en los sulfuros más abundantes, así como los contenidos de azufre de éstos.

Todos los sulfuros, excepto 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 contaminar el aire por los gases sulfurados. El hierro es metal de valor relativo menos,

por lo que las piritas y pirrotitas se han beneficiado por el azufre (por ello se valoran según el contenido en este elemento), y, si se aprovechaba el metal, era como subproducto.

En el Perú, como país netamente minero hay abundantes yacimientos de minerales sulfurados, cuyos efluentes gaseosa provenientes de la tostación de estos minerales son usados para la fabricación de ácido sulfúrico ( $\text{SO}_4\text{H}_2$ ), y es el más económico que la que se obtiene del azufre.

**TABLA N°2.1**  
**SULFUROS METÁLICOS MÁS IMPORTANTES**

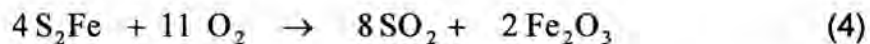
<b>Metal</b>	<b>Fórmula</b>	<b>Denominación</b>	<b>%S</b>
<b>Fe</b>	<b><math>\text{S}_2\text{Fe}</math></b>	<b>Pirita</b>	<b>53,3</b>
	<b><math>\text{SFe}</math></b>	<b>Pirrotita</b>	<b>36,7</b>
<b>Zn</b>	<b><math>\text{Szn}</math></b>	<b>Blenda</b>	<b>32,9</b>
<b>Pb</b>	<b><math>\text{SPb}</math></b>	<b>Galena</b>	<b>13,4</b>
<b>Hg</b>	<b><math>\text{SHg}</math></b>	<b>Cinabrio</b>	<b>13,8</b>
<b>Cu</b>	<b><math>\text{SCu}_2</math></b>	<b>Calcosina</b>	<b>20,2</b>
	<b><math>\text{SCu}</math></b>	<b>Covellita</b>	<b>33,6</b>
<b>Cu, Fe</b>	<b><math>\text{S}_2\text{CuFe}</math></b>	<b>Calcopirita</b>	<b>34,9</b>
	<b><math>\text{S}_3\text{Cu}_3\text{Fe}</math></b>	<b>Bornita</b>	<b>28,1</b>
<b>As, Fe</b>	<b><math>\text{SAsFe}</math></b>	<b>Mispiquel</b>	<b>19,7</b>

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

Los minerales sulfurados o piritas complejas, son aquellas que al  $S_2Fe$  acompañan cantidades significativas de  $SCu$ ,  $SZn$ ,  $SPb$ , (sulfuros de hierro, de cinc, de cobre, de plomo, etc.). Aprovechándola "integralmente", se producen mayores ingresos por toneladas de azufre.

Las reservas de piritas férrica de todo el mundo unos 400 millones de toneladas. En la práctica, pues, la pirita no es sólo la especie química  $S_2Fe$ : Acompaña a ésta en proporción variables, según los yacimientos, otros sulfuros, como los de cobre, cinc, plomo y arsénico, y en menores proporciones, a veces beneficiables.

Si la pirita no tuviera más que S y Fe, por tostación se obtendría:



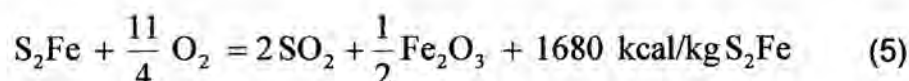
Una tendencia se centra en aplicar al mineral molido la técnica de flotación, con la que se obtiene un valioso concentrado metálico (sulfuros de Cu, Zn y Pb) y una "pirita flotada" muy pobre en esos metales, cuya tostación da  $SO_2$  - luego  $H_2SO_4$  - más unas "cenizas".

En el Perú la flotación y la tostación de los concentrados metálicos para obtener ácido sulfúrico y metales.

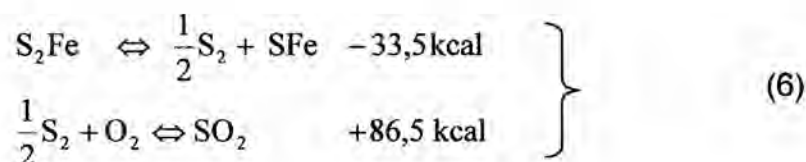
Otra tendencia consistente en tostar directamente los minerales de suficiente riqueza en metales no férricos, aprovechar así el S (azufre) como gas sulfuroso que debe llevarse el gas para que no perjudique a las cenizas y tratar las cenizas para recuperar sus valores metálicos como son: Cu, Zn, Pb, etc., con producción de  $Fe_2O_3$  de purzas siderúrgica.

## Teoría de la tostación

En conjunto, la tostación ordinaria de piritas conduce a la obtención de SO<sub>2</sub> gaseoso, cenizas de óxido de hierro y una importante cantidad de calor:



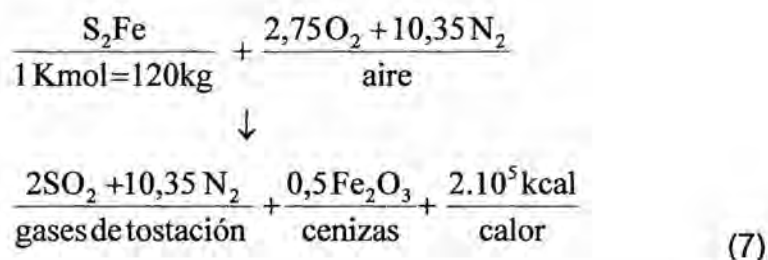
La tostación, sin embargo, sucede por etapas y es mucho más complicada. Sea un gránulo de pirita en contacto con una corriente de gases calientes y oxidantes: A medida que el gránulo se calienta, pierde la primera etapa.



Actualmente, 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.

El carácter exotérmico de la segunda etapa que supera lo necesario en la primera etapa, con lo 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.

El resultado global de la tostación en el reactor se puede expresar por:



Por ello, los reactores en los que se efectúa la tostación, han de estar especialmente diseñados para lograr lo mejor posible el triple efecto de obtener gases, obtener cenizas y hacer posible la recuperación del calor de tostación.

El diseño de los reactores viene determinando por el hecho de que la reacción de tostación es heterogénea, estando muy influido el tamaño del reactor. Otro factor que influye en el diseño es la presencia de impurezas es el mineral, especialmente arsénico, que debe eliminarse con los gases para no hacer imposible la aplicación siderúrgica de la ceniza obtenida.

En la tabla N°2.2, se indica los tipos de reactores de tostación de pirritas clasificados según la forma en que se efectúe el contacto del sólido con el gas. Esta tabla contiene los elementos esenciales para la descripción funcional de los distintos tipos de reactores.



**TABLA N°2.2**

**CLASIFICACIÓN DE LOS REACTORES DE TOSTACIÓN SEGÚN LA  
FORMA DE CONTACTO SÓLIDO – GAS**

Contacto		Tipo de reactor	% SO <sub>2</sub> en los gases	Volumen del reactor necesario para quemar 1 tonelada de mineral/día
Forma	Calidad			
Los gases llevan la carga del mineral.	Mala, porque el sólido no puede ser muy fino. Turbulencia nula.	Lecho fijo (o pisos)	7-8	3,7
Los gases pasan a través de un lecho estático de mineral	Mala, por lo mismo de antes, y tanto peor cuanto más avanza la tostación	Cinta de sintetización de cuba	7-8	-
El mineral pulverizado cae en el seno del gas, que a su vez se desplaza en contracorriente	Buena, poca turbulencia	De fluidización	14-15	0,2

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

### **Tostación de Pirita**

Como ha podido apreciarse, la tostación es obligada en el beneficio de piritas, pues la flotación implica posterior tostación. Por eso en lo que sigue se estudia con algún detalle este proceso donde confluyen las industrias química y metalúrgica.

Los reactores de lecho fijo (estático) y los rotatorios pueden tratar todo tipo de mineral, es decir, cualquier tamaño inferior a 10-12 mm procedente de la molturación normal de pirita, sin importar si tiene o no arsénico porque la circulación es contracorriente de sólidos y gases permite la destilación del arsénico ( $As_2S_3$ ) que sale arrastrado con los gases y deja la ceniza incontaminada y en condiciones de recibir el tratamiento pre siderúrgico. Ambos tipos de horno son de baja productividad, incompatible con la tendencia actual a la economía de escala. Por eso han pasado de utilizarse.

Los reactores "flash" o relámpago están especialmente diseñados para piritas muy pulverizadas, como son las que previamente han sido flotadas para separarlas del Cu y el Zn contenido. El tamaño de grano tan fino que exige la flotación provoca temperaturas muy altas en la tostación que hacen que el grano se vidrie y quede impermeabilizado para las lejías que se usan en el tratamiento pre siderúrgico. Sin embargo, la alta temperatura beneficia la recuperación del calor de los gases. Las cenizas conservan el arsénico inicial de la pirita.

Los reactores de fluidización pueden tratar tamaños de grano muy amplios, aunque en cada caso contiene cierta limitación granulométrica, es decir, o casi todos gruesos o casi todos finos: Permiten buena recuperación del calor, pero retiene el arsénico en la ceniza, salvo que se adopten precauciones especiales.

Una de estas precauciones es la que propuso el I.N.I. (“Piritas Españolas”), consistente en dividir verticalmente en dos el espacio de reacción de manera que en primero se queme solo el azufre lábil del mineral y en el segundo se complete la tostación. De esta manera se impide el contacto del  $S_3As_2$  que destila de la pirita recién alimentadas con el  $Fe_2O_3$  y, con ello, la formación de  $AsO_4Fe$ , que es la forma estable del arsénico en la ceniza. Con el arsénico escapa también el plomo – sulfuro de plomo – contenido en la pirita.

Estos reactores de doble etapa se presentan bien a crear las condiciones sulfatantes en la segunda etapa – recirculando gases de tostación por ella con lo que se consigue el “producto sulfatante” necesario para la recuperación como sulfatos solubles del Cu y del Zn.

En todos los casos, y especialmente en los hornos que trabajan producto pulverulento, los gases suelen despolvarse (ciclones, electro filtros), enfriarse (para aprovechar su calor sensible) y lavarse con disolución de  $H_2SO_4$  para retener los compuestos arsenicales ( $As_2O_3$ ).

### **2.3.3. Descripción del proceso de tostación del concentrado de zinc de la refinera de Cajamarquilla**

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 lb/pulg<sup>2</sup>.

En el caso del tostador de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla el diámetro del emparrillado 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. Durante la operación el aire es inyectado dentro de la cama 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. 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.

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.

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  $1,6 \text{ m}^3 / \text{Kg}$  de concentrado.

Los tostadores de concentrados de zinc operan en el rango de  $900 \text{ }^\circ\text{C}$  a  $940 \text{ }^\circ\text{C}$  en el nivel de la cama, aunque se manifiestan temperaturas altas de  $1000 \text{ }^\circ\text{C}$  en la parte alta de los reactores; la velocidad superficial de la cama es de 30 a 50 cm/seg.

El factor de carga en la cama es cercano a 0,3 toneladas de concentrado/hora \*  $\text{m}^2$  de área de parrilla.

A medida que el concentrado húmedo es alimentado al tostador, la carga de concentrado es secado con la alta temperatura del material de la cama y luego calentadas hasta la temperatura de la cama. Durante este periodo se produce algún aglutinamiento de las partículas finas dentro de los aglomerados más grandes, los cuales son subsecuentemente desgastados por la acción de mezcla de la cama. En efecto, todas las operaciones de tostación industrial aseguran que existe material grueso en la cama en todo momento. En los tostadores o reactores de concentrados de zinc, el agua añadida a los concentrados, ayuda en la formación de aglomerados. También es entendido que el tiempo de almacenaje de los concentrados húmedos en una tolva, promueve el envejecimiento y aglomeración de las partículas.

La existencia de la cama fluidizada sirve a un número de importantes funciones: precalienta el flujo de aire seco, precalienta y homogeniza los

sólidos alimentados, prolonga la residencia de las partículas finas en la cama y trasfiere calor a los serpentines refrigerantes de la cama.

Estudios experimentales han demostrado que la cama consiste de dos fases distintas: la mayoría de los sólidos están comprometidos en una emulsión gas-sólido, la cual se comporta como un gas empujando un líquido pastoso. En el otro lado la mayor parte del aire inyectado a través de las toberas forma grandes burbujas, las cuáles suben rápidamente a través de la cama. A medida que dichas burbujas se mueven hacia arriba, ellas agitan la emulsión y también hacen subir algunos sólidos; cuando las burbujas alcanzan la superficie de la cama, la mayoría de los sólidos son descargados mientras que las partículas finas son elutriadas y arrastradas en el flujo de gas.

Debido a esto se produce un movimiento cíclico continuo en la cama, los sólidos ascienden primero con el flujo de burbujas y luego descienden con la emulsión por la gravedad. Una prueba con trazadores radioactivos dio confirmación del tiempo de residencia. En esta prueba 70 toneladas de concentrado de zinc radioactivo fue procesado en un tostador de 6,4 metros de diámetro en Valleyfield, Quebec, y varios flujos fueron muestreados en función con el tiempo. De los resultados de esta prueba, el tiempo promedio de residencia fue estimado ser como sigue:

Producto del ciclón : 1,11 horas

Producto de caldera : 1,90 horas

Producto del over flow : 5,30 horas

La porosidad de la cama en el arranque de la fluidización es llamada la porosidad mínima de fluidización,  $E_{mf}$ , y ha sido determinada estar entre 0,5 y 0,6 para partículas de arena de forma irregular en el rango de 300 a 500 micrones de diámetro; para partículas de arena redondeadas en el mismo rango de partículas, el valor de  $E_{mf}$  fue de 0,45 a 0,55; los concentrados de sulfuro de zinc tendrían similar comportamiento a las partículas de arena ahusadas.

Como se anotó al inicio, en operación la cama consiste de una fase emulsión y de una fase burbujas. Si se asume que la cantidad de gas que sube en la fase emulsión en un tostador de zinc industrial, corresponde a la porosidad de fluidización mínima  $E_{mf} = 0,6$  el volumen de gas ocupado por la fase burbujas puede ser calculado como sigue:

En el caso de un tostador de 6,5 metros de diámetro durante la operación la cama se expande a una altura de 1,5 metros sobre las toberas de distribución y contiene un estimado de 35 toneladas de material. Asumiendo que el promedio de la gravedad específica de las partículas en la cama es de 4000 y que 95% de los sólidos están comprendidos en la fase emulsión vamos a los siguientes cálculos:

- Volumen de la cama expandida =  $\pi / 4 \times (6,5)^2 \times 1,5 = 49,8 \text{ m}^3$
- Volumen de los sólidos de la fase emulsión =  $35\,000 \text{ Kg} \times 0,95 / (4000 \text{ Kg/m}^3) = 8,31 \text{ m}^3$
- Volumen del gas asociado a la fase emulsión =  $8,31 \text{ m}^3 \times 0,6 / 0,4 = 12,5 \text{ m}^3$

- Volumen del gas asociado con la fase burbujas =  $49,8 - 8,31 - 12,5 = 28,99 \text{ m}^3 \approx 29 \text{ m}^3$ .

De acuerdo a lo antes calculado, cerca del 50% del volumen de la cama es ocupado por la fase burbujas y el resto por la fase emulsión.

La tostación de concentrados de zinc (blenda) constituye la primera etapa en la metalurgia del zinc y en la Refinería de Zinc de Cajamarquilla esta se lleva a cabo en un Tostador de Cama Turbulenta (TLR por su nombre en inglés Turbulent Layer Roaster), en el cual se produce la oxidación de la blenda (sulfuros de zinc y de otros metales) por acción del oxígeno del aire a una temperatura de entre 900-950 °C. Este proceso se produce con liberación de calor (reacción exotérmica) y en él la acción del calor y del oxígeno separan el azufre de los metales, obteniéndose como productos la calcina (óxido de zinc y óxidos de otros metales: hierro, cobre, cadmio, plata, etc.) y una masa gaseosa formada principalmente por el anhídrido sulfuroso que sirve de materia prima para la elaboración del ácido sulfúrico.

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

**1) Sistema de 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) Un 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 °C y 40 bar de presión. Esto permite enfriar los gases a aproximadamente 350°C y recuperar partículas sólidas.

2) Dos ciclones para recuperar partículas sólidas.

3) Dos electro filtros (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.

### **Aprovechamiento de los gases de tostación**

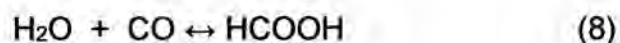
La mayor parte de los gases sulfurosos se destina a la fabricación de ácido sulfúrico. Una fracción relativamente pequeña se dedica a la obtención de azufre, sulfitos, hidrosulfitos, o ditionitos, Cloruro de sulfurilo y de tionilo, etc.

Estos productos se utilizan por su capacidad reductora en las industrias textil, papelera de caucho, fotografía, antisépticos, etc.

De estos gases de tostación será aprovechado el monóxido de carbono para la fabricación de formiato de sodio.

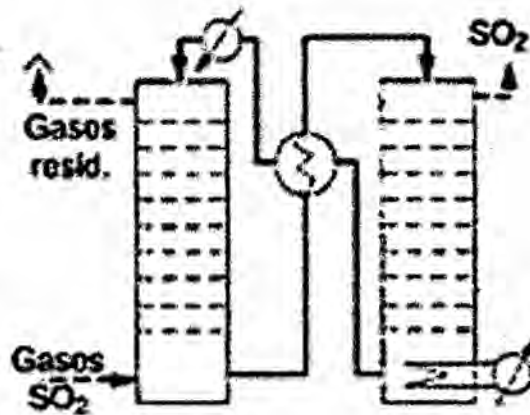
Este gas que se descarga por el tope de la torre se empleará directamente para la producción del formiato de sodio.

El ácido fórmico se sintetiza por adición del monóxido de carbono al agua según la reacción:



La reacción es catalizada por los ácidos fuertes (HCl, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) a 150-250°C, pero para la fabricación de concentraciones razonablemente altas en ácido fórmico se requieren presiones desde 1 a 3 atm.

**FIGURA N° 2.1**  
**SEPARACIÓN DEL MONÓXIDO DE CARBONO DE LOS GASES**  
**SULFUROSOS POR ABSORCIÓN Y DESORCIÓN**



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

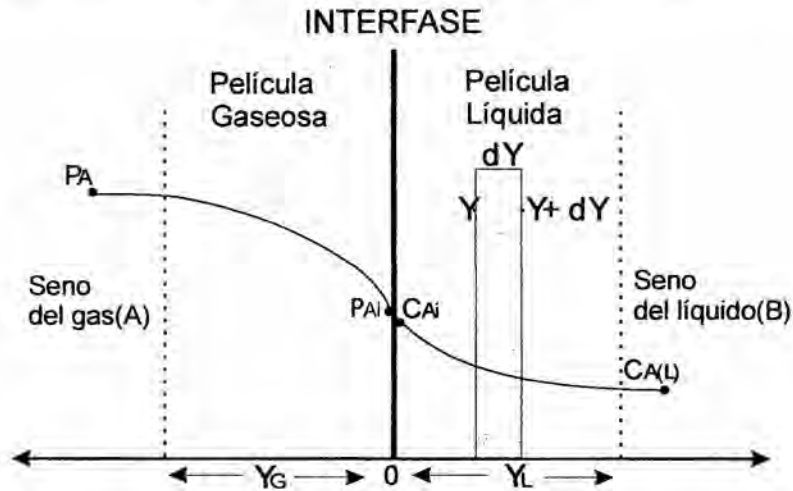
#### **2.3.4. Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-Líquido**

En la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas- líquido participan el modelo de la película o teoría de la doble película.

Realizando un balance materia en espesor de "dy" en la película para un área de sección interfacial. Se aplica la ley de Ficks para difusión molecular, para un sistema cuasi inmóvil, el cual se visualiza en el perfil de concentración.

FIGURA N°2.2

PERFIL DE CONCENTRACIÓN DE LA RECCIÓN GAS-LIQUIDO



Fuente: Machaca, G,L "Ingeniería de las reacciones químicas II". 2011

En la figura N° 02 se observa que el flujo de transferencia del reactante A que ingresa a la abscisa Y más la cantidad de A que reacciona o aparece por unidad de tiempo es igual al flujo de transporte de A que abona a la abscisa.

$$-D_A \left[ \frac{dC_A(Y)}{dY} \right] + v_i r_A dY = -D_A \left[ \frac{dC_A(Y)}{dY} \right] (Y + dY) \quad (9)$$

Si dy es desplazado hacia el origen, se puede escribir el balance de materia para cada componente:

$$-D_A \left[ \frac{dC_A}{dY} \right] + v_A r_A = 0 \quad (10)$$

### CASO I: Transferencia del componente A sin reacción química.

De la ecuación (9):

$$-D_A \left[ \frac{d^2 C_A}{dY^2} \right] = 0 \quad (11)$$

Con condiciones de contorno:

$$\text{Si } Y = 0 \quad C_A = C_{Ai} \quad (12)$$

$$\text{Si } Y = Y_L \quad C_A = C_{AL} \quad (13)$$

Resolviendo la ecuación (10):

$$C_A = C_{Ai} - \frac{C_{Ai} - C_{AL}}{Y_L} Y \quad (14)$$

Derivando la ecuación (13):

$$\frac{dC_A}{dY} = \frac{C_{Ai} - C_{AL}}{Y_L} \quad (15)$$

$$N_A = -D_A \left. \frac{dC_A}{dY} \right|_{y=0}$$

$$\left. \begin{aligned} N_A &= \frac{D_{AL}}{Y_L} (C_{Ai} - C_{AL}) \\ N_A &= \frac{D_{AG}}{Y_G} (P_{AG} - P_{AL}) \end{aligned} \right\} \quad (16)$$

$$\text{Si } \frac{D_{AL}}{Y_L} = K_L ; \quad \frac{D_{AG}}{Y_G} = K_G$$

$$\left. \begin{aligned} N_A &= k_G (P_{AG} - P_{AL}) \\ N_A &= k_L (C_{Ai} - C_{AL}) \end{aligned} \right\} \quad (17)$$

$$N_A = \frac{P_{AG} - H_A C_{AL}}{\frac{1}{K_G} + \frac{H_A}{K_L}} \quad (18)$$

$$N_A = \frac{\text{moles de A transferidos}}{m^2 \times s}$$

$$N_A = \Gamma_A''' = \frac{\text{moles de A}}{m^3 \times s}$$

Si  $a$  es el área sección interfacial ( $a$ )

$$a = \frac{m^2 \text{ sección transversal}}{m^3 \text{ de solución}}$$

La ecuación (18) indica que tiene solamente un parámetro y la resistencia a la transferencia de masa en fase gas, generalmente es despreciable:

$$r_A''' = \frac{P_{AG} - H_A C_{AL}}{\frac{1}{k_G a} + \frac{H_A}{k_L a}} \quad (19)$$

### **CASO II: Transferencia del reactante A con reacción química en la fase líquida.**

En la cinética de la reacción Gas – Líquido se observa:



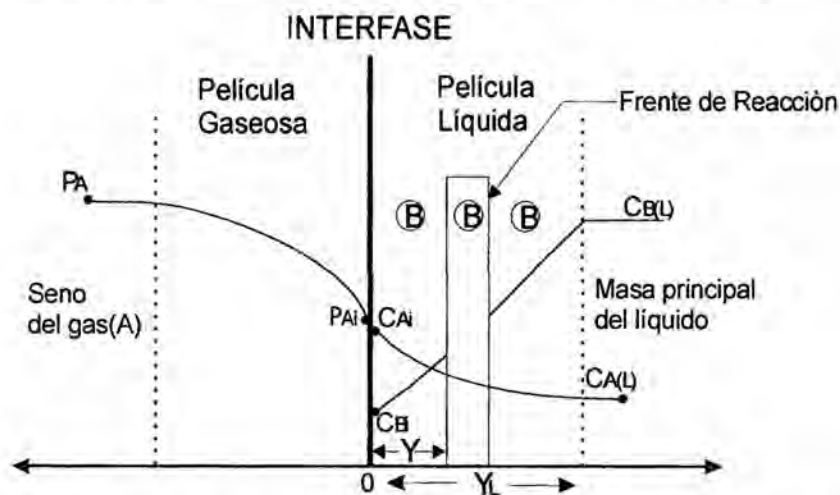
El reactante A presente en el gas es soluble en el líquido, dado por:

$$P_{Ai} = H C_{Ai} \quad (20)$$

Con respecto al reactante B, presente en el líquido, no se transfiere a la fase gaseosa, y la reacción tiene lugar solamente en el líquido, y puede ser bien cerca de la interface, o a la película del líquido, o bien en el seno del líquido.

**FIGURA N° 2.3**

**PERFIL DE CONCENTRACIÓN DE LA REACCIÓN GAS-LIQUIDO  
PARA UNA REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN**



Fuente: Machaca, G,L "Ingeniería de las reacciones químicas II". 2011

En este segundo caso (transferencia de masa con reacción química) hay tres resistencias:

1. De la película gaseosa
2. De la película líquida

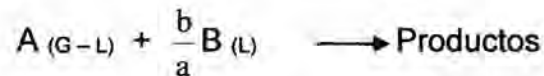
3. De la reacción en la película del líquido o en la masa principal del líquido.

Su ecuación de la velocidad total para una reacción de segundo orden es:

$$r_A^m = \frac{1}{\frac{1}{k_G a} + \frac{H_A}{k_L a F_A} + \frac{H_A}{k C_B f_L}} \times P_A \quad (21)$$

$F_A$ : Factor de incremento (factor de aceleración)

**Balance de Materia para los reactantes A y B y los productos P:**



• Balance de Materia para el Reactante A :

$$D_A \frac{d^2 C_A}{dY^2} - v_A K C_A C_B = 0 \quad (22)$$

$v_A$  = Coeficiente estequiométrico

• Balance de Materia para el Reactante B :

$$D_B \frac{d^2 C_B}{dY^2} - v_B K C_A C_B = 0 \quad (23)$$

• Balance de Materia para el producto:

$$D_P \frac{d^2 C_P}{dY^2} - v_P K C_A C_B = 0 \quad (24)$$

Las condiciones de contorno:

$$Y = 0 \text{ (interface)} \longrightarrow C_A = C_{Ai} ; C_B = C_{Bi} ; C_P = C_{Pi}$$

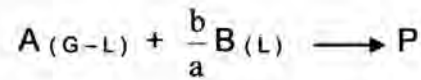
$$Y = Y_L \longrightarrow C_A = C_{AL} ; C_B = C_{BL} ; C_P = C_{PL}$$



De acuerdo a estas condiciones, tenemos:

### 1. Reacciones Irreversibles de 1er orden:

Para la reacción:



La velocidad de reacción en la fase líquida:

$$-r_A = K' C_A^n C_B^m \quad (25)$$

Si  $m = 0$  ;  $n = 1$  , entonces:

La reacción es de pseudoprimer orden

$$-r_A = K C_A^n \quad (26)$$

$$K = K' C_B$$

Del balance de materia:

$$-D_{AL} \cdot \frac{d^2 C_A}{dY^2} = -v_A r_A \quad (27)$$

$-D_{AL}$  : Difusividad en fase líquida

$$-D_{AL} \cdot \frac{d^2 C_A}{dY^2} = K C_A \quad (28)$$

Condiciones de contorno:

$$\begin{array}{ll} \text{Si } Y = 0 & \longrightarrow C_A = C_{Ai} \\ Y = Y_L & \longrightarrow C_A = C_{AL} \end{array}$$

$$N_A|_{Y=0} = -D_A \left( \frac{dC_A}{dY} \right)_{Y=0} \quad (29)$$

La solución de la ecuación (29):

$$C_A = A \cosh\left(\gamma \frac{Y}{Y_L}\right) + B \sinh\left(\gamma \frac{Y}{Y_L}\right) \quad (30)$$

$\gamma$  : Propiedad que relaciona  $Y/Y_L$

$Y$ : espesor del frente de reacción

$Y_L$ : espesor de la película

- Argumento de la función que relaciona la transferencia de masa y la reacción química

Donde:  $\gamma = Y_L \sqrt{\frac{K}{D_A}}$  ; Se sabe que:  $k_L \cong \frac{D_A}{Y_L}$

Entonces:

- **Para una reacción de 1er orden el Número o módulo de Hatta ( $\gamma$ ) :**

$$\gamma = \frac{\sqrt{KD_A}}{k_L} \quad (31)$$

Donde:  $k_L$  : coeficiente de transferencia de masa

$D_A$  : difusividad másica

- **Para caso general el Número o módulo de Hatta ( $\gamma$ ) :**

$$r_A = K C_A^n C_B^m$$

$$\gamma = \frac{\sqrt{\frac{2}{n+1} D_{AL} K C_{Ai}^{n-1} C_{Bb}^m}}{k_L} \quad (32)$$

$C_{BL} = C_{Bb}$ : Concentración de B en la masa del liquido o bulk del liquido

- Para una reacción de pseudo primer orden el Número o módulo de

Hatta ( $\gamma$ ):

Si  $m = 0$ ;  $n = 1$ ;  $C_{Bb} = \text{cte}$  ;  $C_{Ai} = \text{cte}$

$$\gamma = \frac{\sqrt{KD_{AL}}}{k_L} \quad (33)$$

Si  $m = 1$ ;  $n = 1$

$$\gamma = \frac{\sqrt{KD_{AL} C_{Bb}}}{k_L} \quad (34)$$

El grupo de Danckwerts trabaja con :  $M = \gamma^2$

M: parámetro de la conversión de la película

Usando las condiciones de contorno se determina los valores de las constantes A y B.

Resolviendo y ordenando:

$$C_A = \frac{C_{Ai} \cdot \sinh\left[\gamma\left(1 - \frac{y}{Y_L}\right)\right] + C_{Ab} \cdot \sinh\left(\gamma \cdot \frac{Y}{Y_L}\right)}{\sinh\gamma} \quad (35)$$

Cuando la reacción es violenta o muy rápida ocurre cerca de la interface entonces la concentración del reactante A,  $C_A$  en la masa principal tiende a cero.

Derivando la ecuación (35) la concentración del reactante A con respecto a Y, reemplazando en (29), tenemos:

$$N_A|_{y=0} = \frac{\gamma}{\tanh\gamma} \left[ 1 - \frac{C_{AL}}{C_{Ai}} \cdot \frac{1}{\cosh\gamma} \right] k_L \cdot C_{Ai} \quad (36)$$

### ANALISIS DEL FACTOR DE INCREMENTO ( $F_A$ )

Según Danckwertz el factor de incremento se cómo:

$$F_A = \frac{\text{Absorción con reacción química}}{\text{Absorción sin reacción química}} \quad (37)$$

$$F_A = \frac{N_A}{k_L (C_{Ai} - C_{AL})}$$

Si  $F_A \geq 1$ , entonces siempre aumenta la absorción con reacción química o la transferencia de masa es aumentada por la reacción química.

$$F_A = \frac{N_A \cdot a}{k_L (C_{Ai} - C_{AL}) a} \quad (38)$$

$N_A$ : velocidad de transferencia de masa con reacción química

$a$ : área de la superficie transversal/volumen de solución

Remplazando la ecuación (37) en (38):

$$F_A = \frac{\frac{\gamma}{\tanh\gamma} \left[ 1 - \frac{C_{AL}}{C_{Ai}} \cdot \frac{1}{\cosh\gamma} \right] k_L \cdot C_{Ai}}{k_L (C_{Ai} - C_{AL}) \frac{C_{Ai}}{C_{Ai}}} \quad (39)$$

Entonces queda esta ecuación para el **CASO GENERAL**:

$F_A$  se usa generalmente cuando  $C_{AL} \cong 0$ , entonces esto indica mejorar la *PELÍCULA DEL LÍQUIDO*; quiere decir que la concentración de A ( $C_A$ ) se agota dentro de la película y desaparece.

Para reacción muy rápida:

$$\boxed{F_A = \frac{\gamma}{\tanh \gamma}} \quad (40)$$

**Caso I:**

Si  $\gamma \rightarrow \infty$  es decir  $\gamma > 5$ , esto indica que la reacción ocurre dentro de la película:  $F_A = \gamma$ .

En la ecuación (38):

$N_{A \times a} = F_A \times k_L \times a \times (C_{Ai} - C_{AL})$  pero  $C_{AL} \cong 0$ , entonces :

$$N_{A \times a} = F_A \times k_L \times a \times C_{Ai} \quad (41)$$

$$\boxed{F_A = \frac{\sqrt{k_L D_A}}{K_L}} \quad (42)$$

La ecuación (41) en (42) :

$$\boxed{r_A = N_{A \times a} = a \sqrt{K D_A} \times C_{Ai}} \quad (43)$$

**Caso II :**

Si  $\gamma \rightarrow 0$  es decir  $\gamma < 0.3$ , entonces  $F_A \cong 1$ , entonces no hay reacción en la película es decir toda la reacción ocurre en la masa principal del líquido.

$$F_A = \frac{\gamma}{\tanh \gamma}$$

$$N_A = K_L \cdot C_{Ai} \quad (\text{transferencia de masa sin reacción química})$$

$$\boxed{r_A = N_A \cdot a = k_L \cdot a \cdot C_{Ai}} \quad (44)$$

Según Levenspiel define:

$$F_{Ai} = 1 + \frac{D_B C_{Bi}}{b D_A C_{Ai}} \quad (45)$$

$F_{Ai}$  : Factor de incremento para una reacción infinitamente rápida.

Si  $F_{Ai} > 5\gamma$ , entonces se tiene una reacción de pseudoprimer orden,

entonces:

$$\boxed{F_A \cong \gamma} \quad (46)$$

$$\text{Pero: } F_A = \gamma \left( 1 - \frac{\gamma - 1}{2F_{Ai}} + \dots \right) \quad (47)$$

Si  $F_{Ai} < \frac{\gamma}{5}$ , entonces la reacción es instantánea en el plano de la película.

$$\boxed{F_A \cong F_{Ai}} \quad (48)$$

Pero:

$$F_A = F_{Ai} - \frac{F_{Ai}^2 (F_{Ai} - 1)}{\gamma} \quad (49)$$

## CAPITULO III

### VARIABLES E HIPÓTESIS

#### 3.1 Variables de la investigación

##### **Variable dependiente:**

X = Diseño del reactor heterogéneo Gas-liquido para la absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

##### **Variables independientes:**

Y<sub>1</sub>= Velocidad total del proceso para reacciones heterogéneas no catalíticas Gas-Líquido.

Y<sub>2</sub>= Tipo de reactor y modelo de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos Gas-Líquido.

### 3.2 Operacionalización de variables

**CUADRO N° 3.1 ANÁLISIS Y DISEÑO DEL REACTOR HETEROGÉNEO GAS- LÍQUIDO PARA LA ABSORCIÓN DEL MONÓXIDO DE CARBONO PROVENIENTE DE LA TOSTACION DE MINERALES SULFURADOS CON UNA SOLUCION DE HIDROXIDO SE SODIO.**

VARIABLES	DIMENSIONES	INDICADORES
Análisis del Reactor	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Procesos metalúrgicos de tostación de ZnS en la refinería Cajamarquilla y efluentes gaseosos contaminantes.</li> <li>• Cinética de las Reacciones químicas Heterogéneas no catalíticas gas-líquido.</li> <li>• Diseño de Reactores Heterogéneos no catalíticos gas-líquido para la absorción del CO con una solución de Hidróxido de Sodio.</li> <li>• Diseño de Ingeniería de detalle para el diseño del reactor no catalítico gas-líquido para la absorción del CO con una solución de Hidróxido de Sodio.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Patente proceso de tostación.</li> <li>• Modelo de la doble película (Reacción de segundo Orden)</li> <li>• Tipos de Reactores (Reactor Heterogéneo no catalítico)</li> <li>• Diagrama de flujo codificado.</li> </ul>
Diseño del Reactor	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Estudios de procesos pirometalúrgicos.</li> <li>• Estudios de las reacciones Químicas.</li> <li>• Estudios de los modelos de reactores.</li> <li>• Estudio del diseño de detalle de reactores.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proyecto de Investigación de los procesos de tostación y medio ambiente.</li> <li>• Reacciones Homogéneas y Heterogéneas.</li> <li>• Fundamentos de diseño de ingeniería.</li> <li>• Procedimientos de diseño de ingeniería.</li> </ul>



### **3.3 Hipótesis general**

Los fundamentos y los procedimientos de la ingeniería de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos nos permiten diseñar el reactor heterogéneo gas- líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

#### **Hipótesis Específica**

- Los fundamentos de procesos metalúrgicos de minerales sulfurados nos permiten analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.
- Los fundamentos de la ingeniería de las reacciones químicas heterogéneas no catalíticas nos permiten analizar la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-líquido.
- Los fundamentos de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos gas-líquido nos permiten diseñar el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.
- Los fundamentos y los procedimientos de diseño de ingeniería de detalles nos permiten diseñar detalladamente el reactor heterogéneo Gas-Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.

## **CAPITULO IV**

### **METODOLOGIA**

#### **4.1 Tipo de investigación**

Se realizó una investigación tecnológica o aplicada, ya que se aplica en toda empresa minera metalúrgica a nivel nacional, dentro de este marco se ha utilizado los referentes teóricos y metodológicos ya existentes en relación a nuestra variable para resolver los problemas prácticos, al diseñar el reactor heterogéneo gas-líquido estamos mitigando los problemas de contaminación ambiental existentes (gases de CO), y aprovechando de esta manera la producción del formiato de sodio en base a nuestro diseño.

#### **4.2 Diseño de investigación**

##### **4.2.1. Diseño del producto**

El formiato de sodio ( $\text{HCOONa}$ ) es la sal sódica del ácido fórmico. Por lo general aparece como un polvo blanco deliquescente e higroscópico ya que fácilmente absorbe la humedad del aire. A temperaturas altas, la sustancia se descompone en oxalato de sodio e hidrógeno, y luego en carbonato de sodio. Cuando se calienta hasta la descomposición puede formarse dióxido de carbono y monóxido de carbono. Esta sustancia no se polimeriza y reacciona con ácidos fuertes para formar vapores de ácido fórmico, sus características fisicoquímicas se muestran en la tabla N° 4.1.

**TABLA N° 4.1****CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS DEL FORMIATO DE SODIO**

<b>PROPIEDAD</b>	<b>VALOR</b>
<b>Masa molar</b>	68,007 g/mol
<b>Apariencia</b>	gránulos blancos delicuescentes
<b>Densidad</b>	1,92 g/cm <sup>3</sup> (20 °C)
<b>Punto de fusión</b>	253 °C, 526 K, 487 °F
<b>Punto de Ebullición</b>	>253°C (se descompone)
<b>Solubilidad en agua</b>	97,2 g/100 mL (20 °C), 160 g/100 mL (100 °C)
<b>Solubilidad</b>	insoluble en éter soluble en glicerol, alcohol
<b>Olor</b>	Inodoro o con ligero olor a ácido fórmico.
<b>pH</b>	7,0 - 8,5

Fuente: Reactivos Químicas Meyer 2009 (hoja de datos de Seguridad)

**Usos del formiato de sodio**

- Se emplea como materia prima en la fabricación de ácido fórmico, ácido oxálico, oxalato de sodio, ditionito de sodio e hidrosulfito de sodio.
- Debido a su capacidad de reducción, se utiliza a menudo como un ingrediente en soluciones galvánicas y fijación.
- Se utiliza como un reactivo para precipitar los metales nobles, y como un agente complejante. También como solución tampón para ajustar el pH de ácidos fuertes a valores más altos, mejora la eficiencia de desulfuración y el aumento de la utilización de absorbentes de cal.

- Es un agente reductor de blanqueo: para mejorar el brillo y el color en la tintura y estampado en telas.
- En el curtido del cuero, se utiliza para estabilizar el cromo dando como resultado una mejor calidad del cuero. Asimismo ayuda a una mejor penetración y reduce el tiempo de bronceado.
- Por ser menos corrosivo en relación a otros productos químicos para el deshielo se emplea para este tipo de procesos debido a que se somete a una acción de fusión rápida. Se emplea como aditivo en la industria alimentaria para mejorar la digestibilidad.

**TABLA N° 4.2**

**IMPORTACION, EXPORTACION Y DEMANDA DEL FORMIATO DE SODIO EN LOS ÚLTIMOS 10 AÑOS**

<b>ANO</b>	<b>PRODUCCION (TM)</b>	<b>IMPORTACION (TM)</b>	<b>EXPORTACION (TM)</b>	<b>DEMANDA (TM)</b>
<b>2005</b>	<b>0</b>	<b>81,5</b>	<b>0</b>	<b>81,5</b>
<b>2006</b>	<b>0</b>	<b>120,0</b>	<b>0</b>	<b>120,0</b>
<b>2007</b>	<b>0</b>	<b>129,2</b>	<b>0</b>	<b>129,2</b>
<b>2008</b>	<b>0</b>	<b>456,0</b>	<b>0</b>	<b>456,0</b>
<b>2009</b>	<b>0</b>	<b>328,6</b>	<b>0</b>	<b>328,6</b>
<b>2010</b>	<b>0</b>	<b>280,0</b>	<b>0</b>	<b>280,0</b>
<b>2011</b>	<b>0</b>	<b>261,5</b>	<b>0</b>	<b>261,5</b>
<b>2012</b>	<b>0</b>	<b>340,0</b>	<b>0</b>	<b>340,0</b>
<b>2013</b>	<b>0</b>	<b>1813,0</b>	<b>0</b>	<b>1813,0</b>
<b>2014</b>	<b>0</b>	<b>1263,0 (*)</b>	<b>0</b>	<b>1263,0 (*)</b>

Fuente: SUNAT (\*) dato hasta mes de agosto.

## **Análisis y Descripción de la materia prima**

### **Monóxido de carbono**

Es un gas incoloro, insípido, inodoro, parcialmente soluble en agua, puede acumularse en espacios cerrados o mal ventilados y puede causar la muerte cuando se encuentra en concentraciones altas en el aire que uno respira.

Se obtiene por combustión incompleta de compuestos carbono, por combustión parcial del carbono.

En cuanto a sus propiedades fisicoquímicas, podemos visualizar la tabla N° 4.3.

**TABLA N° 4.3**

### **PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DE MONÓXIDO DE CARBONO**

<b>PROPIEDAD</b>	<b>VALOR</b>
<b>Peso molecular (g/mol)</b>	28.01
<b>Densidad (g/L, °C)</b>	1.25
<b>Densidad relativa del gas</b>	0,97
<b>Punto de ebullición (°C)</b>	-191.5
<b>Punto de fusión (°C)</b>	-199
<b>Temperatura de ignición (°C)</b>	605
<b>Máxima presión explosiva (Pa)</b>	7.3*10 <sup>5</sup>
<b>Solubilidad en agua</b>	Poco soluble (0,0026 gr en 100 gr de agua).
<b>Solubilidad en etanol</b>	Muy soluble

Fuente: Reactivos Químicas Meyer 2009 (hoja de datos de Seguridad)

Una vez respirada una cantidad bastante grande de monóxido de carbono (teniendo un 75 % de la hemoglobina con monóxido de carbono) la única forma de sobrevivir es respirando oxígeno puro. Cada año un gran número de personas pierde la vida accidentalmente debido al envenenamiento con este gas. Las mujeres embarazadas y sus fetos, los niños pequeños, las personas mayores y las que sufren de anemia, problemas del corazón o respiratorios pueden ser mucho más sensibles al monóxido de carbono.

### **Hidróxido de sodio**

Se reconoce por otros nombres como Soda Cáustica, Lejía, Lejía de Soda e Hidrato de Sodio.

A temperatura ambiente, es un sólido cristalino, blanco, sin olor y que absorbe rápidamente dióxido de carbono y humedad del aire (delicuescente). Es una sustancia muy corrosiva. Cuando se disuelve en agua o cuando se neutraliza con algún ácido libera gran cantidad de calor, el cual puede ser suficiente para hacer que material combustible en contacto con el hidróxido haga ignición.

En cuanto a sus propiedades fisicoquímicas, podemos visualizar la tabla N° 4.4.

**TABLA N° 4.4**

**PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DE HIDRÓXIDO DE SODIO**

<b>PROPIEDAD</b>	<b>VALOR</b>
<b>Peso molecular (g/mol)</b>	40
<b>Estado físico</b>	Sólido
<b>Punto de ebullición (°C, 760 mmHg)</b>	1390; puro
	105; solución acuosa 6% en peso
	120; solución acuosa 34% en peso
	150; solución acuosa 55% en peso
<b>Punto de fusión</b>	318 °C; puro
<b>Presión de vapor</b>	0 mmHg; puro
<b>PH</b>	14; solución 5%
<b>Solubilidad en agua (g/ml)</b>	1,11

Fuente: Reactivos Químicas Meyer 2009 (hoja de datos de Seguridad)

El Hidróxido de Sodio es corrosivo para muchos metales. Reacciona con sales de amonio generando peligro de producción de fuego, ataca algunas formas de plástico, caucho y recubrimientos.

En presencia de la humedad del ambiente, el hidróxido de sodio reacciona con el Dióxido de Carbono para generar Carbonato de Sodio. También reacciona con el Monóxido de Carbono bajo presión para dar formiato de Sodio, en presencia de humedad. La gran afinidad del Hidróxido de Sodio por el agua causa una reducción en la presión de vapor del agua y por tal razón es un muy buen agente secante.

## **Etanol**

Es un compuesto químico que también se conoce bajo el nombre de alcohol etílico, el cual es un líquido sin color ni olor, bastante inflamable que posee un punto de ebullición en torno a 78°C y altamente volátil.

Su fórmula es  $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$  y está presente en la mayoría de las bebidas fermentadas. Desde antaño se producía etanol a través de la fermentación anaeróbica y posterior destilación de las disoluciones que contenían en su composición azúcar y levadura.

En cuanto a sus propiedades fisicoquímicas, podemos visualizar la tabla N° 4.5

**TABLA N° 4.5**  
**PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DE ETANOL**

<b>PROPIEDAD</b>	<b>VALOR</b>
<b>Masa molecular (g/mol)</b>	46.07
<b>Punto de fusión (°C)</b>	-117
<b>Solubilidad</b>	Miscible
<b>Temperatura de inflamación (°C)</b>	13
<b>Punto de ebullición (°C)</b>	79
<b>Densidad Kg/m<sup>3</sup></b>	789

Fuente: Reactivos Químicas Meyer 2009 (hoja de datos de Seguridad)

### **Disponibilidad de la materia prima:**

El abasto suficiente en cantidad y calidad de materias primas es un elemento vital en el desarrollo exitoso de un proyecto, de ahí que es



conveniente tener una relación de todos los proveedores de materia prima e insumos y se deberá registrar su capacidad para suministrar a la empresa de los mismos, así mismo es necesario contar con las cotizaciones de los precios.

- **Hidróxido de sodio**

**TABLA N° 4.6**

**EMPRESA Y LUGAR DE ADQUISICIÓN DE NAOH**

<b>Empresa</b>	<b>Lugar</b>
<b>QUIMPAC</b>	<b>Callao</b>
<b>QUIMIA</b>	<b>San Isidro</b>
<b>QUIMICA ANDERS</b>	<b>Ate Vitarte</b>

Fuente: Elaboración propia

- **Monóxido de carbono**

**TABLA N° 4.7**

**EMPRESA Y LUGAR DE ADQUISICIÓN DE CO**

<b>Empresa</b>	<b>Lugar</b>
<b>PRAXAIR</b>	<b>Callao</b>
<b>MESSER</b>	<b>Callao</b>

Fuente: Elaboración propia

**Análisis y descripción de la tecnología**

Al investigar la tecnología de la manufactura de obtención del formiato de sodio por la reacción del monóxido de carbono y solución alcohólica de

hidróxido sodio, solo hemos encontramos en la patente 2,281,715 de mayo de 1942 (United States Patents), donde menciona que su invento puede ser utilizado para un proceso discontinuo o un proceso continuo, introduciendo la fuente de monóxido de carbono que contiene gases procedentes de la fabricación de acero, fundición de minerales, de gases de combustión de las refinerías y de otras fuentes de bases de monóxido de carbono que se pone en contacto con una solución alcohólica de hidróxido de metal alcalino o de amonio, donde el formiato de metal alcalino o de formiato de amonio que se precipita se recupera tal como se ha divulgado en la patente.

El Formiato de sodio, tal como se menciona en la patente, han obtenido cargando a una autoclave de acero inoxidable de 300 ml de capacidad, 125 gramos de la solución que contiene 8 % en peso de hidróxido sódico en etanol.

A continuación, la autoclave se cierra, y el monóxido de carbono es presurizado en la autoclave a una presión de 580 libras por pulgada cuadrada (psig). La autoclave cerrada se mantiene a temperatura del ambiente de trabajo en un rango de 25 a 27 ° C.

La caída de presión que se produjo durante un período de 16 horas fue registrada con respecto al tiempo tal como se muestra en tabla N° 4.8.

**TABLA N° 4.8**

**CONSUMO DE MONÓXIDO DE CARBONO CON RESPECTO AL  
TIEMPO**

<b>Tiempo de reaccion, minutos</b>	<b>0</b>	<b>35</b>	<b>75</b>	<b>135</b>	<b>175</b>	<b>960</b>
<b>CO Consumido, p.s.i.g. caída de presión</b>	<b>0</b>	<b>200</b>	<b>340</b>	<b>440</b>	<b>480</b>	<b>580</b>

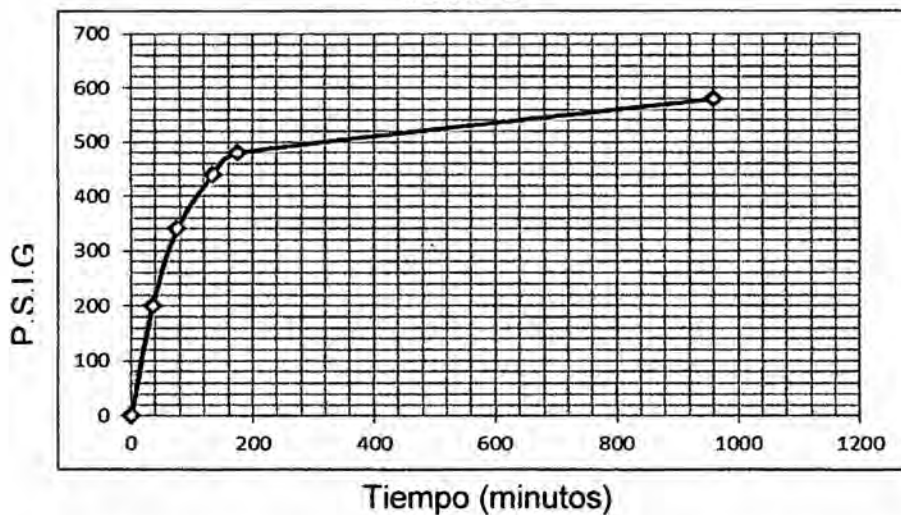
Fuente: Patente 2, 281,715 de mayo de 1942 (United States Patents)

Los datos anteriores indican, que la caída de presión es de 580 psig en 16 horas.

Finalmente el contenido de la autoclave se filtra y se recupera 16 gramos de formiato de sodio seco mediante el filtrado de las soluciones alcohólicas y secado de la torta de filtro.

**GRAFICO N°1.1**

**CONSUMO DE MONÓXIDO DE CARBONO CON RESPECTO AL  
TIEMPO**



Fuente: Datos experimentales de la patente (elaboración propia)

#### **4.2.2 Diseño del proceso de obtención del formaldehído**

El proceso consta de las siguientes operaciones:

- a) Preparación de la solución
- b) Obtención de Formiato de Sodio
- c) Separador de gases
- d) Cristalización.

##### **a) Preparación de la solución o dilución del hidróxido de sodio.-**

Se agrega el hidróxido de sodio en escarcha, junto con el etanol, transportado por una bomba peristáltica de desplazamiento positivo, y el agua, transportado por bomba centrífuga, cada uno desde su respectivo tanque, hacia un tanque mezclador con agitación mecánica, para la obtención de una solución acuo-alcoholica de hidróxido de sodio, estando la soda en un 8% en peso en relación con el etanol al 90% (según patente 3,262,973; United States Patents). El mezclamiento se realiza hasta que se disuelva el hidróxido de sodio en escarcha o granalla por un tiempo de 20 minutos.

Esta solución de hidróxido de sodio en etanol es enviado por gravedad al reactor gas-liquido heterogéneo no catalítico.

##### **b) Obtención de formiato de sodio.-**

La reacción se efectuará en un reactor gas-liquido, en donde la solución de soda en etanol es enviado al reactor, el cual se precalentada hasta

27°C., luego el monóxido de carbono es presurizado a una presión de 54,4 atm (800 psig), burbujeándose en la solución de hidróxido de sodio en etanol durante 16 horas produciéndose la reacción de formación de formiato de sodio, siendo este evacuado por la parte inferior del reactor una solución de formiato de sodio que es bombeado al cristalizador, produciéndose gránulos blancos deliquescentes de formiato de sodio y el monóxido no reaccionado es evacuado al medio ambiente.

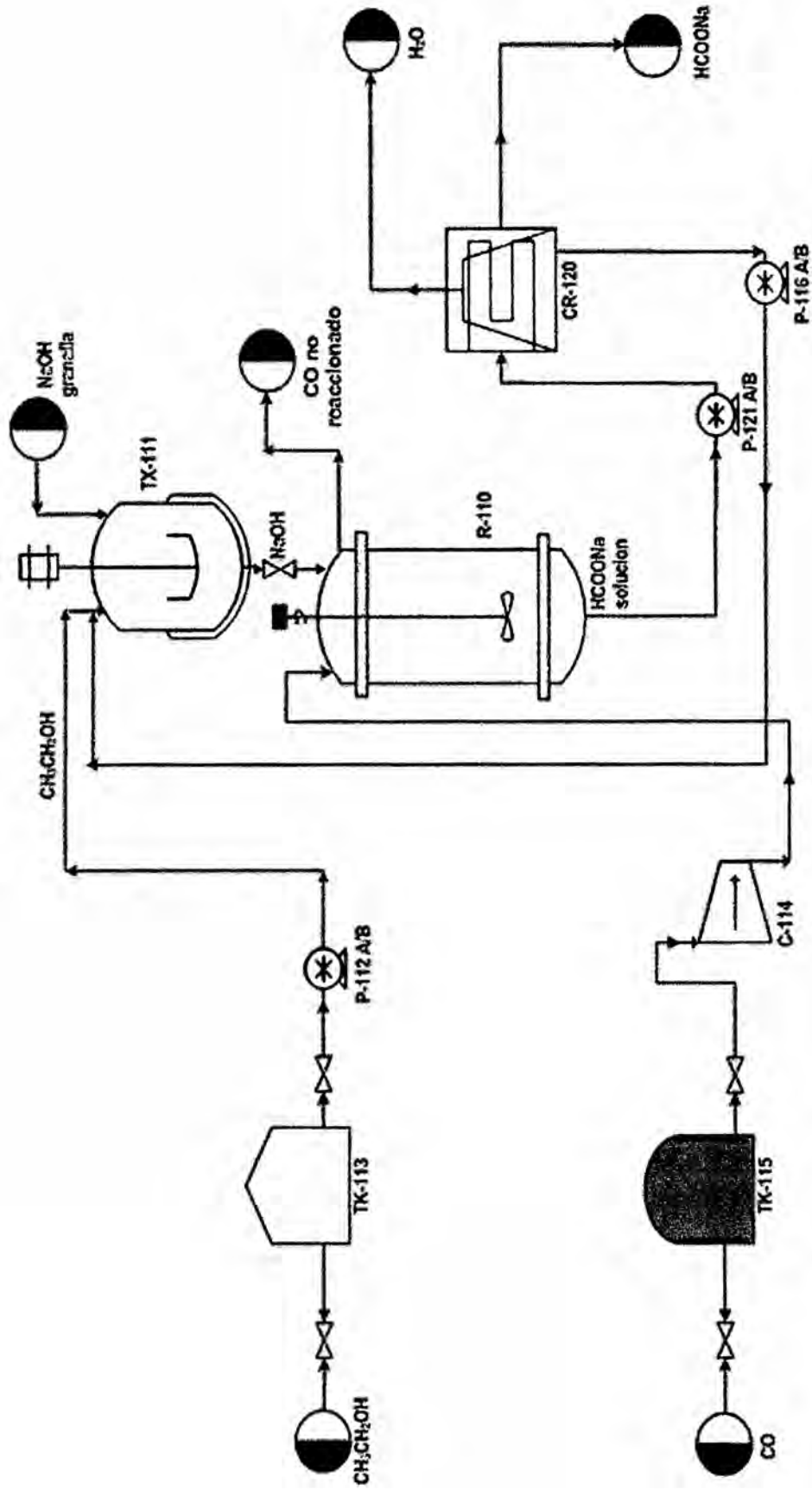
**c) Separador de gases.-**

La corriente gaseosa del monóxido de carbono no reaccionado procedente del reactor tanque gas-liquido es enviada a un depósito de separación gas-liquido, en donde se recuperará el etanol condensado hacia el mezclador por la parte inferior y se extraerá el CO impuro que no ha reaccionado por la parte superior.

**d) Cristalización.-**

La solución de formiato de sodio proveniente del reactor gas-liquido, es introducida a un expansor para disminuirle la presión y luego ser transportado hacia un cristalizador, en donde se evaporará la mayor cantidad de etanol, teniendo cristales de formiato de sodio con 2% de humedad.

DIAGRAMA DE FLUJO CODIFICADO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL FORMIATO DE SODIO (HCOONa)



Fuente: elaboración propia

#### 4.2.3 Diseño de Equipos que componen la unidad de obtención del formaldehído

##### Diseño del tanque de dilución del hidróxido de sodio en etanol

###### 1. Bases de diseño

a) **Tipo de fluido de mezclado:** El fluido a mezclarse será frío y poco viscoso.

##### Diseño de Tanque de Agitación Sólido – Líquido

###### 1. Bases de diseño

a) **Tipo de fluido de mezclado:** El fluido a mezclarse será frío y poco viscoso.

b) **Secuencia o tiempo de mezclado:** 20 minutos

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

Porcentaje en peso del sólido: 8 % p/p

**Densidad del etanol al 90% a 20°C :**

Según las tablas del Perry :  $\rho = 817,97 \text{ Kg/ m}^3$

**Densidad del hidróxido de sodio:**

A la temperatura de 20°C, de tablas:  $\rho = 2130 \text{ Kg/m}^3$

Luego la densidad de la mezcla resulta ser:

$$\frac{1}{\rho_{\text{suspension}}} = \frac{X_{\text{soda}}}{\rho_{\text{soda}}} + \frac{X_{\text{etanol}}}{\rho_{\text{etanol}}} \quad (50)$$

Reemplazando obtenemos:

$$\frac{1}{\rho_{\text{suspension}}} = \frac{0,08}{2130 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} + \frac{1-0,08}{817,97 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\rho_{\text{suspension}} = 860,36 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

### Tensión Superficial

De tablas a 20°C tenemos:

Compuesto	Tensión superficial (N/m)
Etanol	0,0223

Luego calculando la tensión superficial de la mezcla:

$$\sigma_{\text{mezcla}} = \sigma_{\text{NaOH}} X_{\text{NaOH}} + \sigma_{\text{etanol}} X_{\text{etanol}} \quad (51)$$

Reemplazando:  $\sigma_{\text{mezcla}} = 0,0223 \text{ N/m}$

### Viscosidad de la suspensión

De tablas a 21°C tenemos:

Compuesto	Viscosidad (Kg/m-s)
Etanol	$1.3 \times 10^{-3}$

Se empleara la siguiente ecuación:

$$\mu_{\text{suspension}} = \mu_{\text{etanol}} (1 + 2,5 \varphi) \quad (52)$$

Dónde:  $\varphi$  = % en volumen del NaOH de sodio en suspensión

Reemplazando:

$$\mu_{\text{suspension}} = 1,3 \times 10^{-3} (1 + 0,2)$$

$$\mu_{\text{suspension}} = 1,56 \times 10^{-3} \text{ Kg/ m - s}$$



**d) Mezclamiento:** Por lotes ya que se carga la soda manualmente y por retro mezclado porque se va recircular el etanol luego de la reacción química.

**Escala de Agitación:** Escala 5, ya que esta es aplicable para la mayoría de los procesos químicos.

Gravedad específica (Ge)

$Ge_{s-L}$  = Gravedad específica de la suspensión.

$Ge_s$  = Gravedad específica del sólido (tablas)

$Ge_L$  = Gravedad específica del sólido en el líquido al % en sólido.

$$Ge_{s-L} = 1,1534$$

$$Ge_s = 2,13$$

$$Ge_L = 0,860$$

## 2. Calculo de Capacidad

Del balance de materia tenemos:  $V_{\text{liquido}} = \frac{\text{Masa}}{\rho_{\text{liquido}}}$  (53)

Por lo que:

- Masa de etanol= 1024 Kg de etanol
- Densidad = 817,97 Kg/ m<sup>3</sup>
- Masa de NaOH= 89,05 Kg de etanol
- Densidad = 2130 Kg/ m<sup>3</sup>

Reemplazando:

$$V_{\text{liquido}} = \frac{89,05 \text{ Kg}}{2130 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} + \frac{1024 \text{ Kg}}{817,97 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 1,3\text{m}^3$$

## 3. Diseño de detalles o dimensionamiento

### Diseño del Recipiente

El volumen del recipiente es:

$$V_R = 1,2 \times L_{\text{liquido}} = 1,2 \times 1,30 = 1,56 \text{ m}^3$$

Además se sabe que  $H_a/D = 1,0$  a  $1,1$ :

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,1 D \quad (54)$$

Despejando tenemos:

$$V_R = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_R}{\pi \times 1,1}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1,56}{\pi \times 1,1}} = 1,22 \text{ m} = 4 \text{ ft}$$

Este diámetro obtenido es para un recipiente de fondo abocinado con valor obtenemos de tabla el volumen de fondo y la altura de fondo para recipiente con cabeza cóncava estándar, tenemos que:

$$D = 1,22 \text{ m} = 4 \text{ ft.} \quad \rightarrow \quad V_f = 27 \text{ gal} \quad h_f = 6,5 \text{ in}$$

### Calculo de la parte cilíndrica

$$V_R = V_f + V_{\text{cilíndrica}} \quad (55)$$

Reemplazando obtenemos:

$$V_{\text{CIL}} = 1,56 \text{ m}^3 \times \frac{264,71 \text{ galones}}{1 \text{ m}^3} - 27 = 386 \text{ gal}$$

### Calculo de la altura del recipiente:

$$H_a = H_{\text{CIL}} + 2 \times h_f \quad (56)$$

Donde:

$$H_{\text{CIL}} = \frac{4 \times V_{\text{CIL}}}{(\pi \times D^2)} = 1,25 \text{ m} \quad (57)$$

Reemplazando (74) en (73) obtenemos:

$$H_a = \frac{4 \times 1,46 \text{ m}^3}{(\pi \times (1,22 \text{ m})^2)} + 2 \times 6,5 \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,37 \text{ pulg}} = 1,58 \text{ m}$$

### Diseño del Impulsor

- Calculo del diámetro del impulsor

$$\frac{d_{ag}}{D} = 0,33 \quad \rightarrow d_{ag} = 0,33 \times 1,22 \text{ m} = 0,407 \text{ m}$$

- Calculo del ancho del baffle ( $B_1$ ) y el espacio entre baffle y baffle ( $B_2$ )

$$\frac{B_1}{D} = 0,1 \quad \rightarrow B_1 = 0,1 \times 1,22 = 0,122 \text{ m}$$

$$\frac{B_2}{D} = 0,02 \quad \rightarrow B_2 = 0,02 \times 1,22 = 0,0244 \text{ m}$$

- Calculo de la altura hasta donde se debe instalar el impulsor

$$\frac{h_2}{D} = 0,33 \quad \rightarrow h_2 = 0,33 \times 1,22 = 0,407 \text{ m}$$

### Longitud del eje del impulsor

$$L_{eje} = (H_a - h_2) \times 1,2 = (1,58 - 0,407) \times 1,2 = 1,41 \text{ m}$$

### Diámetro del eje del impulsor

- Calculo de la velocidad de rotación

El mezclado se llevara a cabo con una agitación suave lo cual su velocidad tangencial estará en el rango de  $200 < V_{ts} < 500$  y se calcula así:

$$V_{ts} = \pi \times N \times d_{ag} \quad (58)$$

Asumiendo el valor de  $V_{ts}=300$  con la ecuación mencionada obtenemos el valor de la velocidad de rotación:

$$N = \frac{300}{0,2618 \times 1,335} = 858,4 \text{ RPM}$$

Luego determinamos el número de Reynolds así:

$$Re = \frac{d_{ag}^2 \times N \times \rho_f}{\mu_f} \quad (59)$$

Reemplazando:

$$Re = \frac{(1,01574 \text{ pie})^2 \times 94,0132 \text{ s}^{-1} \times 69,29 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{2,581 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \times \frac{2,205 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}}} = 3,87 \times 10^6$$

Con el número de Reynolds (Re) y la relación diámetro del impulsor y del tanque (D/T) en la gráfica obtenemos el número de bombeo del impulsor

$$Re = 3,87 \times 10^6 \text{ y } \frac{d_{ag}}{D} = \frac{1,01574}{3} = 0,34 \rightarrow Na = 0,87$$

Luego con este valor reemplazamos en la siguiente ecuación para hallar la velocidad de rotación calculada

$$N = \frac{Q}{0,159 \times Na \times d_{ag}^3} \quad (60)$$

Determinamos el caudal

$$Q = Vv \times A_{ST} = 0,18 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ pie}}{0,3048 \text{ m}} \times \pi \times \frac{(3,078 \text{ pie})^2}{4} = 4,394 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

Reemplazando:

$$N = \frac{4,394 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{0,159 \times 0,87 \times (1,01574)^3}$$

Finalmente comparamos

$$N_{\text{asumida}} = N_{\text{calculada}} \rightarrow 94.0132 \approx 94.211$$

- Cálculo de la Potencia de Funcionamiento

$$P_f = N_p \times \rho_f \times N^3 \times d_{ag} \quad (61)$$

Donde el número de potencia ( $N_p$ ) determinado de la gráfica con el número de Reynolds es:

$$Re = 38.7 \times 10^5 \rightarrow N_p = 9$$

Reemplazando en la ecuación (78)

$$P_f = 9 \frac{s^2}{pie} \times 69.29 \frac{lb}{pie^3} \times (94 s^{-1})^3 \times (1.01574 pie)^5 \times \frac{1000w}{737.56 \frac{lb \cdot pie}{s}} \times \frac{1Hp}{745.7 W}$$

$$P_f = 3 Hp$$

- Calculo de la Potencia de Arranque

$$P_a = 2 \times P_f = 6 Hp$$

- Potencia de Instalación

$$PI = \frac{P_a}{E_{motor}} \times 1,2 = \frac{6}{0,90} \times 1,2 = 8 Hp$$

- Calculo del momento de torsión

$$\tau = \frac{9545 \times W}{N} = \frac{9545 \times 0.1636}{94} = 16.612$$

- Calculo del diámetro del eje del impulsor

$$d_{eje} = 8.36 \times \left( \frac{T \times L}{G \times \alpha} \right)^{1/3} \quad (62)$$

Donde la longitud expresada en número de veces del diámetro del impulsor resulta:

$$L = 50 \times d_{ag} = 50 \times 1,01574 = 50,787$$

Reemplazando en la ecuación (79):

$$d_{\text{eje}} = 8,36 \times \left( \frac{16,612 \times 50,787}{1,3 \times 10^7 \times 45} \right)^{1/3} = 0,094 \text{ ft}$$

## Diseño de Bombas para trasladar etanol

### 1. Bases de diseño

#### a) Características del fluido a bombearse

- Fluido a bombearse: Etanol
  - Temperatura a la cual se traslada: 21°C
  - Presión a la cual se traslada: 36.5 PSI
  - Propiedades del fluido
- Densidad (Según las tablas del Perry)

C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>
1,6288	0,27469	514	0,2378

La ecuación es:

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{C_3} \right)^{C_4} \right)} \quad (64)$$

Reemplazando para la T=21°C=294.15K

$$\rho = \frac{1.6288}{0.27469 \left( 1 + \left( 1 - \frac{294.15}{514} \right)^{0.2378} \right)} \left( \frac{\text{mol}}{\text{dm}^3} \right) \times \frac{46.068\text{g}}{1\text{mol}} \times \frac{1\text{dm}^3}{3.516 \times 10^{-2}\text{pie}^3}$$

$$\times \frac{1\text{lb}}{453.6\text{g}}$$

$$\rho = 49.23 \text{ lb/pie}^3$$

Viscosidad:  $1.3 \cdot 10^{-3} \text{Kg/m-s}$  o 3.146 lb/pie-h

**b) Flujo volumétrico**

El caudal a bombearse será de:  $Q = 10 \text{ L/s}$

**c) Condiciones de succión**

- Longitud: 1.5m
- Diámetro de succión:  $2\frac{1}{2}''$

**d) Condición de descarga**

- Presión de descarga: 14,7PSI
- Diámetro de descarga:  $3/8''$
- Longitud de descarga: 143,5m

**e) Tipo de servicio:** Intermitente

**f) Localización e Instalación**

- Carga estática: 8 ft
- Elevación: 7 m.s.n.m
- Instalación: En un lugar cerrado
- Temperatura del medio:  $20^{\circ}\text{C}$

**g) Selección de Bombas**

Se trabajara con una bomba de desplazamiento positivo el cual será rotatorio del tipo peristáltica.

**2. Calculo de Capacidad**

**a) Cabeza o carga de succión positiva neta (NPSH)**

Según las disposiciones de las bombas, se utilizara la cuarta disposición cuya ecuación es:

$$NPSH = P - H_s - (H_{vapor} + H_f) \quad (65)$$

Con los datos de los diámetros nominales de las tuberías hemos calculado el área interna, la velocidad del fluido, el número de Reynolds y los factores de fricción

D <sub>0</sub>	#catalogo	D <sub>i</sub> (m)	A <sub>i</sub> (m <sup>2</sup> )	V (m/s)	N <sub>R</sub>	F	f <sub>T</sub>
2 ½	80	0,059	2,734*10 <sup>-3</sup>	3,6576	130973,0289	0,026316	0,024989

Fuente: A.S.A. B36.10

Por lo que:

$$\frac{L_{eq}}{D} = 170 + 4 * 32 + 2 * 7 = 312$$

$$F_{accesorio} = f_T * \frac{v^2}{2g} * \frac{L_{eq}}{D} = 0,024989 * \frac{(3,6576)^2}{2 * 9,8} * 312 = 5,32m$$

Por lo tanto:

$$\sum F_{friccion} = 45,67 + 5,32 = 50,99 m$$

Reemplazando tenemos que:

$$NPSH = \frac{(21,8 + 14,7)(2,31)}{(0,56)} + 8 - \left[ \frac{(36,5)(2,31)}{(0,56)} + 1,622 \right]$$

$$NPSH = 6,38 ft$$

### b) Capacidad total o Cabeza total (HEAD)

Para la determinación de la carga total se ha utilizado la siguiente ecuación de Bernoulli:

$$HEAD = \sum F_{friccion} + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho * g} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + (z_2 - z_1) \quad (66)$$



Reemplazando:

$$\text{HEAD} = 50,99 + \frac{(0 - 1,5 * 10^5)}{789 * 9,8} + \frac{3,6576^2 - 0}{2 * 9,8} + (2 - 0)$$

$$\text{HEAD} = 34,3 \text{ m}$$

Calculo de la potencia consumida por el motor:

$$P_f = \frac{Q * \rho * g * \text{HEAD}}{1000 * \eta} \quad (67)$$

La eficiencia del sistema de bombeo es del 80% obtenemos:

$$P_f = \frac{10 * 10^{-3} * 789 * 9,8 * 34,3}{1000 * 0,8} = 3,315 \text{ kw} \approx 4,446 \text{ Hp}$$

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 2 ½" de cedula 80 y el de descarga de 3/8" calibre 40, la longitud total de las tuberías es de 150m.
- Conexión de descarga y tipo de succión simple , con unión universal para su rápida instalación.

### Diseño de la Bomba para trasladar solución de hidróxido de sodio en etanol recuperado

#### 1. Bases de diseño

**a) Características del fluido a bombearse**

- Fluido a bombearse: Solución de hidróxido de sodio en etanol
- Temperatura a la cual se traslada: 21°C
- Presión a la cual se traslada: 36.5 PSI
- Propiedades del fluido

➤ **Densidad del etanol**

Según las tablas del Perry

$$\rho = 49,23 \text{ lb/pe}^3$$

➤ **Densidad del agua**

Para la T = 21°C = 294,15K, de tablas (Perry) =  $997,983 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 62,3 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$

➤ **Densidad del hidróxido de sodio:**

A la temperatura de 21°C, de tablas:  $2106 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 131,48 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$

Luego la densidad de la mezcla resulta ser:

$$\frac{1}{\rho_{\text{mezcla}}} = \frac{X_{\text{etanol}}}{\rho_{\text{etanol}}} + \frac{X_{\text{soda}}}{\rho_{\text{soda}}} \tag{68}$$

Reemplazando obtenemos:

$$\frac{1}{\rho_{\text{mezcla}}} = \frac{0,167}{49,23} + \frac{0,278}{131,48} \rightarrow \rho_{\text{mezcla}} = 69,29 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

➤ **Tensión superficial**

De tablas tenemos (Perry J.):

Compuesto	Tensión superficial (N/m)
Etanol	0,0223
Agua	0,736

Luego calculando la tensión superficial de la mezcla:

$$\sigma_{mezcla} = \sigma_{etanol}x_{etanol} + \sigma_{agua}x_{agua} \quad (69)$$

Reemplazando:

$$\sigma_{mezcla} = 0.0223 \times 0.167 + 0.0736 \times 0.556 = 0.0445 \text{ N/m}$$

➤ **Viscosidad:**

De tablas (Perry, J.) a 21°C tenemos:

Compuesto	Viscosidad (Kg/m-s)
Etanol	$1,3 \times 10^{-3}$
Agua	$9,79 \times 10^{-3}$

Se empleara la siguiente ecuación:

$$\mu_{mezcla} = (x_{etanol}(\mu_{etanol})^{\frac{1}{3}} + x_{agua}(\mu_{agua})^{\frac{1}{3}})^3 \quad (70)$$

Reemplazando:

$$\mu_{mezcla} = (0.167 \times (1.3 \times 10^{-3})^{\frac{1}{3}} + 0.556 \times (9.79 \times 10^{-3})^{\frac{1}{3}})^3$$

$$\mu_{mezcla} = 2.581 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

**b) Flujo volumétrico**

El caudal a bombearse será de:  $Q = 20 \text{ L/s}$

**c) Condiciones de succión**

- Longitud: 1m
- Diámetro de succión: 2 ½"

**d) Condición de descarga**

- Presión de descarga: 14.7PSI
- Diámetro de descarga: 3/8"

- Longitud de descarga: 10 m

**e) Tipo de servicio:** Intermitente

**f) Localización e Instalación**

- Carga estática: 4 ft
- Elevación: 7 m.s.n.m
- Instalación: En un lugar cerrado
- Temperatura del medio: 20°C

**g) Selección de Bombas**

La bomba elegida para este fluido fue de desplazamiento positivo el cual es rotatorio del tipo peristáltica.

## 2. Calculo de Capacidad.

**a) Cabeza o carga de succión positiva neta (NPSH)**

Según las disposiciones de las bombas, se utilizara la cuarta disposición cuya ecuación es:

$$NPSH = P - H_s - (H_{vapor} + H_f) \quad (71)$$

Con los datos de los diámetros nominales de las tuberías hemos calculado el área interna, la velocidad del fluido, el número de Reynolds y los factores de fricción

D <sub>0</sub>	#catalogo	D <sub>i</sub> (m)	A <sub>i</sub> (m <sup>2</sup> )	V (m/s)	N <sub>R</sub>	F	f <sub>T</sub>
2 ½	80	0,059	2,734*10 <sup>-3</sup>	3,6576	130973,0289	0,026316	0,024989

Fuente: A.S.A. B36.10

Sabemos:

$$A_i = \frac{\pi * D_i^2}{4} \quad V = \frac{Q}{A_i} \quad Re = \frac{D_i * v * \rho}{\mu} \quad (72)$$

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{1}{3.7 * \left(\frac{D_i}{\varepsilon}\right) + \frac{5.74}{Re^{0.9}}}\right)\right)^2} \quad f_r = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{1}{3.7 * \left(\frac{D_i}{\varepsilon}\right)}\right)\right)^2} \quad (73)$$

Donde:

- f: factor de fricción de Darcy.
- fr: factor para accesorios.

Luego:

$$\sum F_{friccion} = F_{tuberia} + F_{accesorio} \quad (74)$$

$$F_{tuberia} = f * \frac{v^2}{2g} * \frac{L}{D_i} = \quad (75)$$

$$F_{tuberia} = 0,026316 * \frac{(3,6576)^2}{2 * 9,8} * \frac{150}{0,059} = 45,666 \text{ m}$$

Para accesorios se tiene los datos de tablas:

Tipo de Accesorio	Longitud equivalente en diámetro de tubería $L_{eg}/D$
válvula de retención, abierta	170
válvulas de compuerta abierta	7
codos estándares de 90°	32
uniones universales	Despreciable

Fuente: Crane Valve, catalogue

Por lo que:

$$\frac{L_{eq}}{D} = 170 + 4 * 32 + 2 * 7 = 312$$

$$F_{accesorio} = f_T * \frac{v^2}{2g} * \frac{L_{eq}}{D} = 0,024989 * \frac{(3,6576)^2}{2 * 9,8} * 312 = 5,322m$$

Por lo tanto:

$$\sum F_{friccion} = 45,666 + 5,322 = 50,9876 m$$

Reemplazando tenemos que:

$$NPSH = \frac{(21,8 + 14,7)(2,31)}{(0,56)} + 4 - \left[ \frac{(36,5)(2,31)}{(0,56)} + 1,5682 \right]$$

$$NPSH = 2,432 ft$$

#### b) Capacidad total o Cabeza total (HEAD)

Para la determinación de la carga total se ha utilizado la siguiente ecuación de Bernoulli:

$$HEAD = \sum F_{friccion} + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho * g} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + (z_2 - z_1) \quad (76)$$

Reemplazando:

$$HEAD = 55,986 + \frac{(0 - 1,5 * 10^5)}{789 * 9,8} + \frac{3,6576^2 - 0}{2 * 9,8} + (2 - 0)$$

$$HEAD = 35,37 m$$

Calculo de la potencia consumida por el motor:

$$P_f = \frac{Q * \rho * g * HEAD}{1000 * \eta} \quad (77)$$

La eficiencia del sistema de bombeo es del 80% obtenemos:

$$P_f = \frac{10 * 10^{-3} * 789 * 9,8 * 35,37}{1000 * 0,8} = 3,41 kw \approx 4,58 Hp$$

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 2 ½" de cedula 80 y el de descarga de 3/8" calibre 40, la longitud total de las tuberías es de 150m.
- Conexión de descarga y tipo de succión simple , con unión universal para su rápida instalación

#### **Diseño de líneas o tuberías para ductos de gravedad.-**

Para el caso del ducto que traslada la solución de etanol al tanque de mezclado donde se mezclara con el hidróxido de sodio tenemos:

$$Q = 0,7854 * D^2 * v \quad (78)$$

Donde:

$$v = 5 - 7 \text{ ft/s}$$

Luego asumimos la velocidad de 6 ft/s y conociendo el valor del caudal de 3 GPM de descarga de la mezcla reemplazamos en la ecuación y obtenemos el diámetro interior:

$$3 \frac{\text{galones}}{\text{min}} * \frac{13,368 * 10^{-2} \text{ft}}{1 \text{ galon}} * \frac{1 \text{min}}{60 \text{ s}} = 0,7854 * D^2 * 6 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$D = 0,0377 \text{ ft}$$

Buscando en el catálogo de diámetro nominal para tubos de acero calibre 40 tenemos:

Para  $D_i = 0,0377 \text{ ft}$  su diámetro nominal es de 3/8".

#### **4.3 Técnicas e instrumentos de recolección de datos**

Las técnicas que se utilizaron son descriptivas:

- Método de evaluación de los gases contaminantes provenientes de minerales sulfurados.
- Método o modelo de Hatta para determinar el tipo de reacción que ocurre en la absorción de monóxido de carbono.
- Método comparativo y descriptivo para la determinación de la velocidad del proceso gas-líquido.
- Métodos y procedimientos de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos gas-líquido.

#### **Modelos y métodos de diseño del reactor heterogéneo no catalítico tanque agitado gas- líquido**

#### **Absorción de gases**

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva



uno o más componentes del gas y de obtener una solución de estos en el líquido

### **Absorción con reacción química**

Muchos procesos industriales de absorción van acompañados de una reacción química. Es especialmente común la reacción en el líquido del componente absorbido y de un reactivo en el líquido absorbente. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la absorción del dióxido de carbono en una solución acuosa de etanol aminas u otras soluciones alcalinas. Por el contrario, los gases de las calderas que contienen dióxido de azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra caliza en agua, para formar sulfito de calcio insoluble. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción: (1) la destrucción del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interface; aumenta también la rapidez de absorción; (2) el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual también contribuye a incrementar la rapidez de absorción. Estos efectos se han analizado bastante desde el punto de vista teórico, pero se han verificado experimentalmente pocos.

### **Sistema de agitación mecánica contacto Gas-líquido**

La ventaja económica del uso de agitadores mecánicos radica en la reducción del tamaño del equipo contra un incremento del costo adicional por la potencia de agitación.

El tanque con mamparas y con una profundidad del líquido de aproximadamente el diámetro del tanque, debe estar provisto de un borde libre adecuado para la retención del gas durante el flujo del gas. Es mejor introducir el gas por debajo del impulsor, a través de un burbujeador en forma de anillo con un diámetro igual o ligeramente más pequeño que el del impulsor, con los orificios en la parte superior. Los agujeros pueden tener de 3 a 6.5 mm (1/8 a 1/4in) de diámetro, en un número tal que se tenga un número de Reynolds de orificio  $Re_0$  del orden de 10000 o más, aunque esto no es especialmente importante. La distancia entre los orificios no debe ser menor que  $d_p$ , el diámetro de la burbuja de gas, como se da en la ecuación 6.5 del libro de Treybal (operaciones de transferencia de masa)

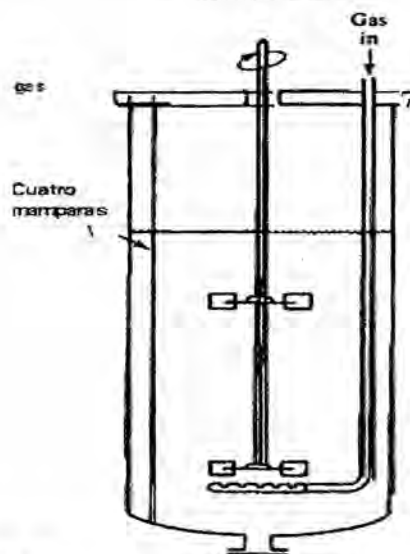
$$d_p = 0.0071Re_0^{-0.05} \quad (79)$$

Cuando el tiempo de contacto deba ser relativamente grande, se deben utilizar tanques profundos, como en la figura 4.1 donde se utilizan impulsores múltiples (de preferencia no más de dos) para volver a dispersar las burbujas del gas que coalescen; de esta forma se mantiene un área interfacial grande. Las elevadas relaciones entre diámetro del

tanque/profundidad del líquido que se generan, requieren mezcladores múltiples y puntos de introducción del gas.

**FIGURA N°4.1**

**TANQUE AGITADO MECANICAMENTE PARA EL CONTACTO GAS-LÍQUIDO**



Fuente: Treybal.E.R, "Operaciones de transferencia de masa" 1988

• **Impulsores**

Tanto las turbinas abiertas como las de hoja plana en disco se utilizan ampliamente, en particular debido a las altas velocidades de descarga normales al flujo de gas mantenida por dichas turbinas. En especial, en los tamaños grandes, se prefiere el tipo disco. Se especifican mejor mediante  $d_i/T = 0.25$  a  $0.4$  y alejadas al fondo del tanque a una distancia igual al diámetro del impulsor. En algunos casos, pueden utilizarse impulsores diseñados especialmente para inducir al flujo del gas desde el espacio arriba del líquido hacia abajo en la masa en agitación.

Para producir dispersiones afectivas del gas con turbinas de hojas planas de disco, la velocidad del impulsor debe ser mayor que la dada por:

$$\frac{Nd_i}{(\sigma g g_c / \rho_L)^{0.25}} = 1.22 + 1.25 \frac{T}{d_i} \quad (80)$$

#### • Flujo de gas

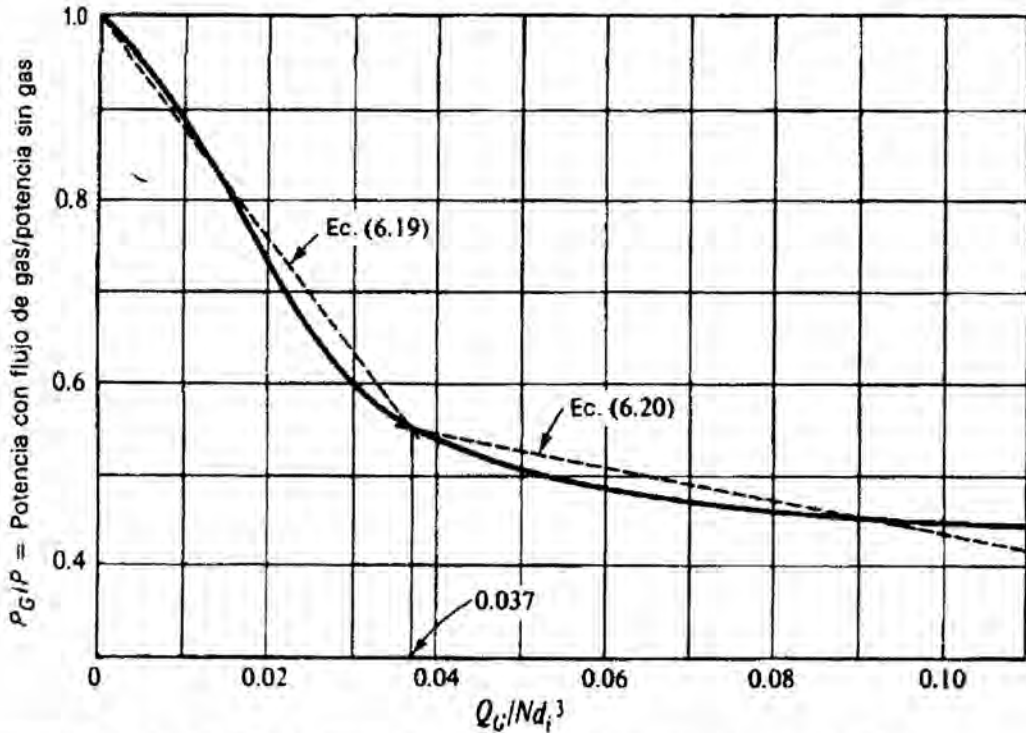
Si la rapidez el flujo del gas es muy grande, especialmente para líquidos de viscosidad alta, las burbujas del gas quedan atrapadas debajo del ojo del impulsor y bloquean el flujo del líquido en la parte inferior del impulsor. Este efecto debe minimizarse para velocidades del impulsor mayores que las de la ecuación anterior. En cualquier caso para la mayoría de las instalaciones, la velocidad superficial del gas en el área transversal del tanque no excede  $V_G = 0.08m/s$ .

#### • Potencia del impulsor

La presencia de gas en el contenido del tanque hace que disminuya la potencia requerida para mover el impulsor a una cierta velocidad, probablemente debido al descenso de la densidad media de la mezcla. De las muchas correlaciones que se han intentado, la que se muestra en la figura 4.2 ,a pesar de algunos defectos, se recomienda para turbinas de hojas planas en disco, en agua y soluciones acuosas de no electrolitos.

FIGURA N°4.2

POTENCIA DEL IMPULSOR PARA TANQUES GASIFICADOS



Fuente: Treybal, E.R., "Operaciones de transferencia de masa" 1988

Se ha encontrado que puede aplicarse a tanques con un rango en capacidad de  $4m^3(140ft^3)$  y mayores. Las líneas punteadas de la figura representan adecuadamente los datos; sus ecuaciones son:

$$\frac{P_G}{P_L} = \begin{cases} 1 - 12.2 \frac{Q_G}{Nd_i^3} & \frac{Q_G}{Nd_i^3} < 0.037 \\ 0.62 - 1.85 \frac{Q_G}{Nd_i^3} & \frac{Q_G}{Nd_i^3} > 0.037 \end{cases} \quad (81)$$

$$P_L = K_N \rho_f N^3 d_{ag}^5 \quad (82)$$

En donde  $P_G$  es la potencia con flujo de gas y  $P$  la potencia cuando no hay flujo de gas. Son comunes los niveles de potencia con gases de 600 a

1000W/m<sup>3</sup>(12.5 a 20 ft.lb/ft<sup>3</sup>.s o de 3 a 5 caballos/1000gal) aun cuando se han utilizado valores hasta cuatro veces mayores. Más aun, la relación entre potencia requerida/volumen del tanque, Decece con el tamaño del tanque.

$$P_{\text{instalacion}} = \frac{P_{\text{arranque}} \times 1.2}{\text{eficiencia del motor}} \quad (83)$$

En muchos casos, una cantidad apreciable de la potencia será proporcionada por el líquido mediante el gas.

Con el fin de que el motor de agitación no sufra una sobrecarga, en caso de que el flujo del gas se suspenda repentinamente, el motor y el eje pueden fabricarse del tamaño necesario, como si no hubiese gas. Se pueden descubrir muchos detalles en una excelente revisión.

#### • Métodos para medir la potencia

Existen dos métodos:

- Métodos eléctricos
- Métodos Mecánicos.

#### **Métodos eléctricos**

El agitador es acoplado directamente a un motor, la velocidad del agitador es controlado por un reóstato; solo son recomendables en casos donde la

potencia consumida es relativamente pequeña ya que a elevadas potencias se pierde el control dando lecturas irreales.

### **Métodos Mecánicos**

La potencia depende de un torque producido por un agitador rotacional, el instrumento utilizado es un dinamómetro en el cual:

$$HP = (f + P) (DN/63025) (L2/L1) \quad (84)$$

Donde:

D : Es la longitud del brazo de palanca en pulgadas.

F: Es la fuerza disipadas en la fuerza

f : Es la fuerza debido a la fricción en la fuerza.

L2/L1: Son las longitudes de los dos brazos de palanca adicionales en pulgadas.

#### **• Gas “hold up” $f_L$**

El hold up es la capacidad de absorción de la fase líquida en un tiempo de permanencia dada del gas, y que puede variar considerablemente si se utiliza el sistema de agitación.

Calderbank mediante las correlaciones obtenidas en la medida del área interfacial concluyo que el hold up es función del tamaño de burbujas promedio de gas y el área interfacial, mediante esto obtuvo:

$$f_L = \left(\frac{V_S a_0}{V_t}\right)^{1/2} + \frac{0.0216(P_g/V)^{0.4} \rho_c^{0.2}}{T_{int}^{0.6}} \left(\frac{V_S}{V_t}\right)^{0.5} \quad (85)$$

Esta correlación fue aplicada para muchos sistemas gas-liquido variando el volumen del reactor.

Para casos en que la potencia disipada sea elevada se obtiene que:

$$f_L = \left(\frac{P_g}{V_C}\right)^{0.4} x (V_S)^{0.5} \quad (86)$$

Esta correlación puede ser comparada con la de Rushton:

$$f_L \propto \left[\frac{P_g}{V_C}\right] x (V_S)^{0.53} \quad (87)$$

### **Diámetro de burbuja, retención del gas y área interfacial**

Si el impulsor se está moviendo a una velocidad adecuada, romperá al gas en burbujas muy pequeñas que serán arrastradas radialmente desde la punta. En la vecindad inmediata de la punta del impulsor, el área interfacial específica será, en consecuencia muy grande. La coalescencia de las burbujas en el líquido, que se mueve más lentamente en otras partes del tanque, aumenta el diámetro de las burbujas y disminuye el área local. Con velocidades moderadas del impulsor, solo el gas que se alimenta en el impulsor produce área interfacial específica designada por  $a_0$ , empero, a velocidades mayores del impulsor, especialmente en



tanques pequeños, el gas arrastrado desde el espacio que queda por arriba del líquido contribuye en forma importante a producir el área específica media elevada, a. para turbinas de hojas planas en disco, el área específica puede calcularse a partir de:

$$\text{Re}^{0,7} \left( \frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0,3} < 30\ 000: \quad (88)$$

$$a_0 = 1,44 \left[ \left( \frac{P_G}{v_L} \right)^{0,4} \left( \frac{\rho_L}{\sigma^3 g_c} \right)^{0,2} \right] \left( \frac{V_G}{V_T} \right)^{1/2} \quad (89)$$

$$\text{Re}^{0,7} \left( \frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0,3} > 30\ 000: \quad (90)$$

$$\frac{a}{a_0} = 8,33 \times 10^{-5} \text{Re}^{0,7} \left( \frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0,3} - 1,5 \quad (91)$$

La cantidad dentro de los paréntesis cuadrados en la ecuación  $\beta$  tiene la dimensión neta,  $L^{-1}$ . El número de Reynolds del impulsor se calcula con la densidad y la viscosidad del líquido.

El diámetro medio para la burbuja, en turbinas de hoja plana en disco está dado por:

$$d_p = K \left[ \left( \frac{v_L}{P_G} \right)^{0,4} \left( \frac{\sigma^3 g_c}{\rho_L} \right)^{0,2} \right] \varphi_G^m \left( \frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0,25} \quad (92)$$

En donde, para solutos orgánicos en agua,  $K=1.90$   $m=0.65$ .

Entonces la retención del gas puede calcularse sustituyendo las ecuaciones tenemos:

$$a = \frac{6\phi_G}{d_p} \quad (93)$$

Así, para  $Re^{0.7}(Nd_i/V_G)^{0.3} \leq 30\,000$ , Se obtiene:

$$\phi_G = \left[ 0.24K \left( \frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.25} \left( \frac{V_G}{V_t} \right)^{1/2} \right]^{1/(1-m)} \quad (94)$$

El uso de las ecuaciones mostradas, requiere el procedimiento de solución por tanteo.

Para iniciarlo, generalmente es satisfactorio probar  $V_t = \frac{0.21m}{s}$ , o el equivalente en otras unidades.

### **Reactores heterogéneos no catalíticos**

Los reactores heterogéneos no catalítico gas- líquido son de diferentes tipos:

1. Reactor de tanque agitado
  2. Reactor de torre o columna
- Burbujeo
  - Relleno

- Platos perforados
- Lluvia
- De puente con recirculación externa

**a) Reactores tanque agitado.-**

Es un equipo versátil que se usa para dispersión de gases mediante discos perforados. Proporciona burbujas pequeñas y áreas interfaciales de contacto Gas – Líquido altas. Son de utilidad para llevar a cabo reacciones lentas que requieren un holdup ( $f_L$ ) de líquido grande. Pueden usarse varios reactores instalados en serie. También son usados reactores de columna con dispersores y agitadores montados sobre un eje común que se usa para la reacciones intermedias de pseudo primer orden y para reacciones intermedias de 2do orden.

**b) Reactores torre de burbujeo.-**

Son los reactores donde la columna está lleno de líquido y tienen anillos perforados en el fondo para la entrada y la dispersión de la corriente gaseosa.

Las burbujas del gas ascienden a través del líquido que contienen, agitándolos y mezclándolos a su paso. Habitualmente tienen una altura al menos tres veces superior al valor de su diámetro.  $H = 3D$

La velocidad máxima superficial de la corriente gaseosa es mucho menor que una columna no inundada. Son usados generalmente para reacciones relativamente lentas donde el componente clave está en la fase líquida, la reacción puede ser lenta de pseudo primer orden o reacción muy lenta. Son equipos más económicos que el tanque de agitación.

El coeficiente de transferencia,  $k_L = 1 \times 10^{-4}$  a  $4 \times 10^{-4}$  m/s, y el N<sup>o</sup> de Hatta  $\gamma = 0.035 - 0.14$

#### **c) Reactor de torre de relleno.-**

Son los reactores que pueden operar con flujo en contracorriente y corriente paralela que pasan a través del relleno. La cantidad líquida retenida es pequeña. La reacción se concibe como una absorción acelerada y la caída de presión en la fase gas es relativamente baja. Son usados para tratar corrientes corrosivas, por la facilidad de construcción y la elección del material. Se lleva a cabo reacciones rápidas de 2do orden, reacción rápida de pseudo primer orden.

El coeficiente de transferencia en estos reactores toma los valores de:  
 $\gamma = 0.069 - 0.35$

#### **d) Reactor de torre de platos.-**

Son los reactores donde el líquido y el gas circulan separadamente entre las etapas y se ponen en contacto el gas con el líquido en cada plato.

Durante este contacto el gas es dispersado en el líquido. Los platos pueden ser:

Platos de barboteo

Platos perforados

Platos de válvula

La pérdida de carga en el plato es baja. La cantidad de líquido retenido es mayor que en la columna de relleno.

Son usados cuando se requiere una operación por etapas y cuando deben tratarse cantidades de líquido relativamente grandes, o para reacciones lentas que requieren un tiempo de contacto elevado.

#### **e) Reactor de lluvia.-**

Son aquellos reactores donde el líquido es dispersado por boquillas desde la parte superior de la columna y el gas circula en dirección opuesta.

La cantidad de líquido retenido es relativamente pequeña y la fase gas es continua. Cerca de la dispersión se crea un área interfacial alta, pero las gotas coalescen al descender, por lo tanto disminuyen el área rápidamente y son usadas para reacciones relativamente rápidas.

## CUADRO N°4.1

### TIPOS DE REACTORES HETEROGENEOS NO CATALITICOS GAS-LIQUIDO

1.-REACTOR TANQUE AGITADO	SE USA PARA DISPERSION DE GASES MEDIANTE DISCOS PERFORADOS
	PROPORCIONA BURBUJAS PEQUEÑAS Y AREAS INTERFACIALES DE CONTACTO GAS-LIQUIDO ALTAS
	SON DE UTILIDAD PARA LLEVAR A CABO REACCIONES LENTAS QUE REQUIEREN UN HOLDUP(LI) DE LIQUIDO GRANDE
2.-REACTOR DE TORRE DE BURBUJEO	LAS BURBUJAS DEL GAS ASCIENDEN A TRAVES DEL LIQUIDO QUE CONTIENEN AGITANDOS Y MEZCLANDOS A SU PASO.
	HABITUALMENTE TIENE UNA ALTURA AL MENOS TRES VECES SUPERIOR AL VALOR DE SU DIAMETRO H=3D
	SON USADOS GENERALMENTE PARA REACCIONES RELATIVAMENTE LENTAS DONDE EL COMPONENTE CLAVE ESTA EN LA FASE LIQUIDA
3.-REACTOR DE TORRE DE RELLENO	OPERAN CON FLUJO EN CONTRACORRIENTE Y CORRIENTE PARALELA QUE PASAN A TRAVES DEL RELLENO
	LA REACCION SE CONCEBE COMO UNA ABSORCION ACELERADA Y LA CAIDA DE PRESION EN LA FASE GAS ES RELATIVAMENTE BAJA
	SON USADOS PARA TRATAR CORRIENTES CORROSIVAS POR LA FACILIDAD DE CONSTRUCCION Y LA ELECCION DEL MATERIAL
4.-REACTOR DE TORRE DE PLATOS	EL LIQUIDO Y GAS CIRCULAN SEPARADAMENTE ENTRE LAS ETAPAS Y SE PONEN EN CONTACTO EL GAS CON LIQUIDO EN CADA PLATO
	LA PERDIDA DE CARGA EN EL PLATO ES BAJA, LA CANTIDAD DE LIQUIDO RETENIDO ES MAYOR QUE EN LA COLUMNA DE RELLENO
	SON USADAS CUANDO SE REQUIERE UN OPERACIÓN POR ETAPAS Y CUANDO DEBEN TRATARSE CANTIDADES DE LIQUIDO RELATIVAMENTE GRANDES
5.-REACTOR DE LLUVIA	EL LIQUIDO ES DISPERSADO POR BOQUILLAS DESDE LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA Y EL GAS CIRCULA EN DIRECCION OPUESTA.
	LA CANTIDAD DE LIQUIDO RETENIDO ES RELATIVAMENTE PEQUEÑA Y LA FASE GAS ES CONTINUA.
	SON USADAS PARA REACCIONES RELATIVAMENTE RAPIDAS.

Fuente: elaboración propia

#### 4.4 Procedimiento de recolección de datos

Procedimiento de diseño del reactor para la absorción del monóxido de carbono con soda caustica

##### Bases de diseño:

- a) Capacidad de producción: 1200 TM/año de Formiato de sodio
- b) Tipo de proceso: Proceso de transformación Heterogénea no Catalítica.

c) Condiciones de operación:

- Temperatura: 27°C
- Presión: 54,4 atm
- conversión: 94,14%
- Alimentación Líquida: 1113,1 kg/h
- Alimentación Gaseosa: 66,25 Kg/h

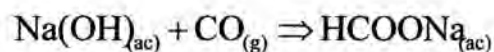
d) Propiedades del fluido Líquido:

- composición de la soda en la alimentación: 8%
- Peso molecular: 40 g/mol
- Densidad de fluido: 860,36 Kg/m<sup>3</sup>
- Difusividad:

e) Propiedades del fluido Gaseoso:

- Composición del CO en la alimentación: 99%
- Peso molecular: 28 g/mol
- Densidad de CO: 61,86 kg/m<sup>3</sup>
- Difusividad: 1,7\*10<sup>-9</sup> m<sup>2</sup>/s
- Constante de difusión (k<sub>AG</sub>\*a): 0,06 Kmol/ m<sup>3</sup>\*s\*bar.
- Constante de difusión (k<sub>AL</sub>): 1,25\*10<sup>-4</sup> m/s
- Constante de Henry: 28 bar \* m<sup>3</sup>/Kmol

f) Cinética de las reacciones químicas gas- líquido.



$$-r_A = K * C_{CO} * C_{NaOH}$$

(95)

- Calculo de la resistencia relativa de cada película, entonces tenemos:

Resistencia para la película gas:

$$R_G = \frac{1}{K_{AG} * a} = 16.6667 \quad (96)$$

Resistencia para la película líquida:

$$R_L = \frac{H_A}{K_{AL} * a * E} \quad (97)$$

Dónde: E = factor de mejoramiento

Para una reacción lenta y de pseudo primer orden tenemos que:

$$E \cong M_H = \frac{\sqrt{D_A * K * C_B}}{K_{AL}} \quad (98)$$

$M_H$  = Numero de Hatta

Reemplazando en (97)

$$R_L = \frac{H_A}{K_{AL} * a * E} = \frac{H_A}{a * \sqrt{D_A * K * C_B}} = \frac{28}{295 * \sqrt{1.7 * 10^{-9} * 10^4 * 19}}$$

$$R_L = 5,2812$$

$$\% R_G = \frac{16.6667}{16.6667 + 5.2812} * 100$$

- Por lo tanto

$$\% R_G = 75.9 \%$$

**• Calculo de la constante de velocidad de reaccion**

$$A = 1,5 \times 10^{-13} (1 + 0,6 P_{atm}) \text{ cm}^3 \text{ molecule}^{-1} \text{ s}^{-1} \quad (99)$$

$$E/R = 0 \pm 300 \text{ k}$$



$$k_{(T)} = A e^{-\frac{E}{R(T)}} \quad (100)$$

$$k = 4,525 \times 10^{-13} \text{ m}^3/\text{mol} \cdot \text{s} \quad \text{a } 473^\circ\text{K}$$

• **Calculo el Numero Hatta**

$$C_B = 0,5 \text{ mol/Lt}$$

$$\gamma = \frac{\sqrt{k C_B D_A}}{k_1} \quad \gamma = 0,015 \quad (101)$$

Este dato nos confirma que la reacción es muy lenta y se desarrolla en la masa principal del líquido, usando un reactor tanque agitado gas líquido.

• **Entalpia de Formación**

$$H_{\text{CO}} = -110,525 \text{ KJ/mol}$$

$$H_{\text{Na(OH)}} = -469,61 \text{ KJ/mol}$$

$$H_{\text{HCOONa}} = -425,6 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H = 154,535 \text{ KJ/mol}$$

$$G_{\text{Na(OH)}} = -419,15 \text{ KJ/mol}$$

$$G_{\text{CO}} = -137,169 \text{ KJ/mol}$$

$$G_{\text{HCOONa}} = -351 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G = 205,319 \text{ KJ/mol}$$

Correlaciones del coeficiente de transferencia de masa

$$\bullet \text{ Sh}_L = 2,00 + 0,31 \text{ Ra}^{1/3} \quad (102)$$

Ra = número de Rayleigh

- $Sc = \frac{u}{\rho D_{AB}}$

$$Sc = \frac{2,547 \times 10^{-4} P}{7,2145 \text{ Kg/m}^3 \times 1,666 \times 10^{-4} \text{ m/s}} = 2119,08$$

- $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$

$$Re = \frac{7,21 \text{ Kg/m}^3 (0,05 \text{ m/s}) (2 \text{ m})}{2,47 \times 10^{-4} P} = 283070,813 \ 11$$

- $Sh = 0,023 Re^{0,83} Sc^{1/3}$

$$Sh = 0,023 \times 283070,813 \ 11^{0,83} \ 2119,08^{1/3} = 1463,9487$$

- $Sh = \frac{K_G P_{BM} R T I}{P_T D_{AB}} \quad (103)$

$$P_{BM} = \frac{P_{B1} - P_{B2}}{\text{Ln} \frac{P_{B1}}{P_{B2}}} \quad (104)$$

$$P_T = 10 \text{ atm}$$

En la fase gas se cumple :  $y_{A1} = \frac{P_{A1}}{P_T} \quad (105)$

En la fase liquida se cumple :  $P_{A1} = x P_{A1}^0 \quad (106)$

- $F = K_G P_{BM} \quad (107)$

- $N_A = k_L (C_{A1} - C_{AL}) \quad (108)$

$$\bullet N_A = K_L (C_A^* - C_{AL}) \quad (109)$$

• Difusividad de la mezcla G-L

$$D_{AB}^o = \frac{(117,3 \times 10^{-18}) (\varphi M_B)^{0,5} T}{\mu \nu^{0,6}} \quad (110)$$

$$D_{AB} = 1,666 \times 10^{-9} \text{ m/s}$$

A: CO      B: NaOH

Por lo tanto, el tiempo de reaccion es de 2,92 horas

### Calculo de capacidad

$$\text{Volumen de Reactor: } V_G = \frac{\pi}{4} D_R^2 H \quad (111)$$

$$V_R = V_0 + \frac{F_B M_B \times t_R}{\rho_B} \quad (112)$$

$$V_R = 1,293 \text{ m}^3 + \frac{2,37 \text{ Kmol CO/h} \times 28,01 \text{ Kg/Kmol} \times 2,92 \text{ h}}{61,25 \text{ Kg/m}^3}$$

$$V_R = 4,42 \text{ m}^3 \times 1,2 = 5,304 \text{ m}^3 \approx 5,3 \text{ m}^3$$

$$V_R = 5,3 \text{ m}^3$$

### Dimensionamiento o diseño de detalles:

• **Calculo de la altura y el diámetro del Reactor:**

Con el volumen del reactor calculado, y usando la relación altura diámetro para un reactor semicontinuo.

$$\frac{H_a}{D} = 1,25 \quad \text{y} \quad \frac{h_2}{D} = 0,26 \quad (0,17 \text{ a } 0,34)$$

Se tiene que el diámetro es:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_R}{1,25 \times \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 5,3}{1,25 \times \pi}} = 1,76 \text{ m} = 69,29 \text{ pulg}$$

✓ Altura del fondo, con el diámetro calculado usando tablas para fondo cóncavo estándar encontramos que:

$$h_f = 9,34 \text{ pulg (23,73 cm)} \quad \text{y} \quad V_f = 80,97 \text{ galones (0,307 m}^3\text{)}$$

✓ Calculo del volumen de la parte cilíndrica:

$$V_{\text{cilindro}} = V_{\text{reactor}} - 2 \times V_{\text{fondo}} \quad (113)$$

$$V_{\text{cilindro}} = 5,3 - 2 \times 0,307 = 4,69 \text{ m}^3 = 1238 \text{ gal.}$$

✓ Calculo de la altura de la parte cilíndrica:

$$H_{\text{cilin}} = \frac{4 \times V_{\text{cilin}}}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 4,69 \text{ m}^3}{\pi \times (1,76 \text{ m})^2} = 1,93 \text{ m}$$

✓ Calculo de la altura real del reactor:

$$H_{\text{Real}} = H_{\text{cilindro}} + 2 \times h_{\text{fondo}} \quad (114)$$

$$H_{\text{Real}} = 1,93 + 2 \times 0,2373 = 2,40 \text{ m}$$

✓ Calculo de la altura de la mezcla en el reactor:

$$Z_{\text{liquido}} = \frac{4 \times V_{\text{mezcla}}}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 4,42 \text{ m}^3}{\pi \times (1,76 \text{ m})^2} = 1,82 \text{ m}$$

✓ Calculo del volumen de la mezcla en el cilindro:

$$V_{\text{mezcla en cilindro}} = V_{\text{mezcla}} - V_{\text{fondo}} \quad (115)$$

$$V_{\text{mezcla en cilindro}} = 4,42 - 0,307 = 4,11 \text{ m}^3$$

✓ Calculo de la altura de la mezcla en el cilindro:

$$Z_{\text{mezcla en cilindro}} = \frac{4 \times V_{\text{mezcla cilindro}}}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 4,11 \text{ m}^3}{\pi \times (1,76 \text{ m})^2} = 1,689 \text{ m} \cong 1,70 \text{ m}$$

✓ Calculo del número de impulsores de la siguiente relación:

$$\frac{Z_{\text{liq.cil}}}{D} = \frac{1,70}{1,76} = 0,966 < 1,4$$

**Por lo que solo se utiliza un impulsor de turbina de palas planas**

### **Diseño del impulsor**

✓ Calculo de la longitud del eje del impulsor:

$$L_{\text{eje}} = (H_R - h_2) \times 1,2 \quad (116)$$

$$L_{\text{eje}} = (2,40 - 0,334) \times 1,2 = 2,48 \text{ m}$$

✓ Calculo del diámetro del impulsor:

$$\frac{d_{\text{ag}}}{D} = 0,33 \quad (117)$$

$$d_{\text{ag}} = 0,33 \times 1,76 = 0,581 \text{ m}$$

✓ Calculo de la capacidad de bombeo(Q):

$$Q = V_V \times A_{ST} \quad (118)$$

Para una escala de agitación III, se tiene que la velocidad de volumen es 0,3m/s, entonces y  $NQ = 0,6$

$$Q = 0,3 \times \frac{\pi}{4} (1,76)^2 = 0,73 \text{ m}^3/\text{s}$$

Velocidad de rotación(N) = 280 RPM (dato de laboratorio)

Calculo del  $N_{RE}$ :

$$N_{RE} = \frac{(0,581\text{m})^2 \times 4,67 \text{ rps} \times 860,36 \text{ Kg/m}^3}{1,4 \text{ cp} \times 0,001 \text{ Kg/m s}} = 9,69 \times 10^5$$

✓ Calculo de la potencia de funcionamiento sin la presencia del gas:

$$P_L = N_p \times \rho_f \times N^3 \times d_{ag}^5 \quad (119)$$

$$P_L = 1,4 \times 860,36 \times 4,67^3 \times 0,581^5 = 8122 \text{ W} = 10,892 \text{ hp}$$

✓ Calculo de la potencia de funcionamiento con la presencia del gas:

P: potencia de agitación gas-liquido

$$\frac{P_G}{P_L} = \begin{cases} 1 - 12,2 \frac{Q_G}{N d_i^3} ; & \frac{Q_G}{N d_i^3} < 0,037 \\ 0,62 - 1,85 \frac{Q_G}{N d_i^3} ; & \frac{Q_G}{N d_i^3} > 0,037 \end{cases} \quad (120)$$

En donde  $P_G$  es la potencia con flujo de gas y  $P_L$  la potencia cuando no hay flujo de gas.

$$\text{Calculamos: } \frac{Q_G}{N d_i^3} = \frac{0,0002975 \text{ m}^3/\text{s}}{4,67 \text{ rps} \times (0,581)^3 \text{ m}^3} = 0,0003248 < 0,037$$

De la ecuación (120) tenemos que:

$$\frac{P_G}{P_L} = 1 - 12,2 (0,0003248) = 0,996$$

$$P_G = 0,996 \times 8122 \text{ W} = 8089,82 \text{ W}$$

✓ Potencia de instalación:

$$P_a = 1,45 \times P_G = \frac{1,45}{0,93} \times 8089,92 \text{ W} = 12613,3 \text{ W} = 16,92 \text{ hp} \approx 17 \text{ hp}$$

✓ Momento de torsión:

$$T = \frac{9545 \text{ W}}{N} = \frac{9545 \times 12,61}{280} = 429,9$$

✓ El diámetro del eje del impulsor es:

$$d_{\text{eje}} = 8,36 \times \left( \frac{TL}{G\alpha} \right)^{1/3} \quad (121)$$

$$d_{\text{eje}} = 8,36 \times \left( \frac{429,9 * 50}{(9 \times 10^{10}) \times 1} \right)^{1/3} = 0,052 \text{ m} = 2 \text{ ''}$$

### Diseño del recipiente del reactor

✓ **Calculo de las dimensiones de los deflectores:**

Con  $B_1/D = 0,1$  tenemos:  $B_1 = 0,1 * 1,76 \text{ m} = 0,176 \text{ m} \approx 7''$

$L_{\text{baffle}} = 1,93 \text{ m}$

El espacio entre el deflector y el recipiente

Con  $B_2/D = 0,02$  tenemos:  $B_2 = 0,02 * 1,76 \text{ m} = 0,0352 \text{ m} \approx 1,5''$ , se usan

4 deflectores instalados a  $90^\circ$ .

✓ **Calculo 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 (27 °C) es:**

$$T_D = T_{\text{Operación}} + 10 \text{ °C} \quad (122)$$

$$T_D = 27 \text{ °C} + 10 \text{ °C} = 37 \text{ °C} = 98,6 \text{ °F}$$

**La presión de diseño es calculado de la siguiente manera:**

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

$$P_D = P_{\text{Op.}} + 25\text{psi} \quad (123)$$

$$P_{\text{operacion.}} = P_{\text{Atmosferica.}} + P_{\text{hidraulica.}} \quad (124)$$

$$P_{\text{hidraulica.}} = \gamma_{\text{liq}} * H_{\text{liq}} \quad (125)$$

Peso específico del fluido  $\gamma_{\text{liq}} = 0,860 = 860,36 \text{ Kg/m}^3$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidraulica.}} &= 860,36 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 1,82 \text{ m} = 1565,9 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2} = 0,15659 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} * 14,22 \\ &= 2,23 \text{ lbf/pulg}^2 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operacion.}} = 14,696\text{psi} + 799,46\text{psi} + 2,23 \text{ psi} = 816,4 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} > 250 \text{ psi}$$

$$P_D = 816,4 \text{ psi} + 25\text{psi}$$

$$P_D = 841,4 \text{ lbf/pulg}^2$$

**Para recipientes de paredes gruesas:**

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad (126)$$

P = Presión de diseño interna o externa,  $\text{lb/pulg}^2 = 841,4 \text{ lbf/pulg}^2$

E = Eficiencia de la junta, E = 0,6



R = Radio interior del recipiente = 34,645 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 lámina de fondo, pulgadas

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} = \frac{841,4 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} \times 34,645 \text{ pulg}}{\frac{18750 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 0,6 - 0,6 \times 841,4 \text{ lbf/pulg}^2} + 0,0625$$
$$= 2,74 \text{ pulg} \cong 2\frac{3}{4} \text{ pulg} \quad t = 2\frac{3}{4} \text{ pulg.}$$

## Especificaciones

Datos operativos:

- Debe tener un recipiente de acero inoxidable tipo 306, según normas americanas resistentes a la acción de ácidos y compuestos orgánicos.
- Debe tener 4 baffles instalados a 90° cada uno en la pared del recipiente.
- Debe tener 1 manómetro con un rango de 0 a 100 atmosferas.
- Debe tener agitador de turbina radial tipo Rushton con motor eléctrico estándar de tipo AGMA de una potencia de 17 Hp.
- Fondo tipo plato.
- Debe tener toma muestra y un aerómetro para evaluar las concentraciones en grados baumé (Be) y ph-metro para medir el ph.

**Datos de construcción:**

Diámetro del reactor : 1,76 m.

Altura del reactor : 2,40 m.

Altura del liquido : 1,82 m.

Fondo principal tipo plato :  $h_f = 0,2373$  m (23,73 cm)

Altura de la parte cilíndrica: 1,93 m

Espesor de la chapa para el fondo y parte cilíndrica: 2¾ pulgadas.

Baffle: Longitud,  $L_{baffle} = 1,93$  m.

Ancho,  $B_1 = 7$  pulgadas (17,6 cm).

Espacio entre la pared y el Baffle,  $B_2 = 1,5$  pulgadas (0,0352 m)

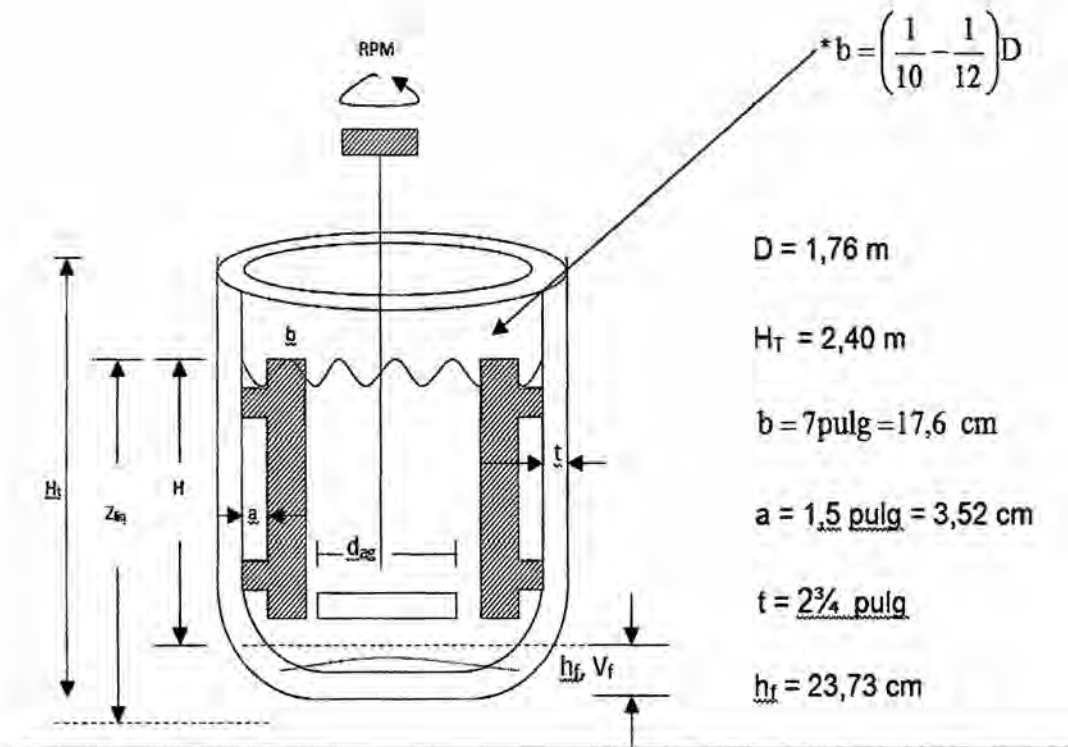
Sistema de agitación:

Impulsor: Diámetro del impulsor = 58,1 cm

$$d_{\text{eje del impulsor}} = 2''$$

$$L_{\text{eje}} = 2,48 \text{ m}$$

Motor eléctrico: 17 Hp .



## 4.5 Procesamiento estadístico y análisis de datos

### 4.5.1. Balance de Materia

Los datos de la tabla N°4.2 (pag.52) nos proporciona el historial de la demanda del formiato de sodio, el cual ha sido proyectado para la evaluación del tamaño de planta- mercado, con el cual se ha efectuado el balance de materia para el proyecto.

**TABLA N° 4.9**

**DEMANDA DEL FORMIATO DE SODIO EN LOS ÚLTIMOS 10 AÑOS**

ANO	DEMANDA(TM)
2005	81,5
2006	120,0
2007	129,2
2008	456,0
2009	329,0
2010	280,0
2011	262,0
2012	340,0
2013	1813,0
2014	1263,0 (*)

Fuente: SUNAT (\*) dato hasta mes de agosto.

**TABLA N° 4.10**

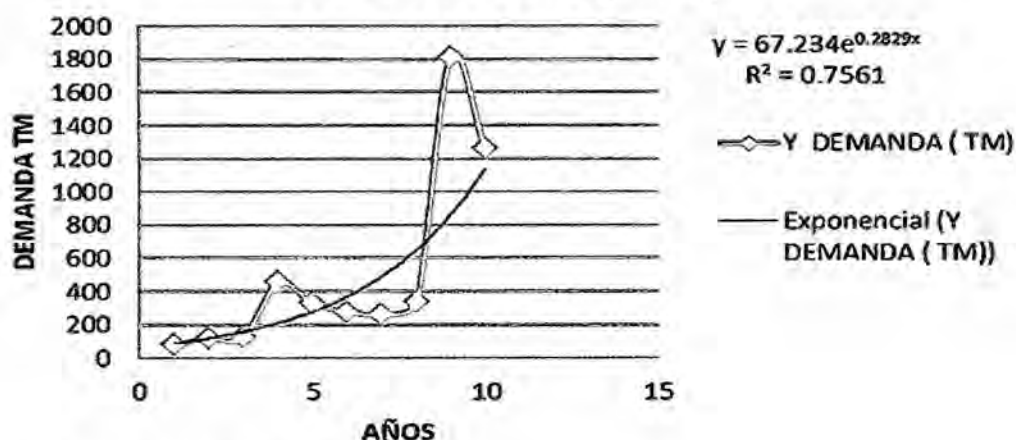
**MODELOS ECONÓMICOS Y SUS COEFICIENTES DE  
CORRELACIÓN**

MODELO	ECUACION	R <sup>2</sup> (Coeficiente de correlación)
Líneal	$Y = 138.83x - 256.21$	R <sup>2</sup> = 0.5437
Exponencial	$Y = 67.234 e^{0.2829x}$	R <sup>2</sup> = 0.7561
Logarítmica	$Y = 482.54\ln(x) - 221.48$	R <sup>2</sup> = 0.385
Potencial	$Y = 59.23 x^{1.1142}$	R <sup>2</sup> = 0.6873
Polinómica	$Y = 26.037x^2 - 147.57x + 316.6$	R <sup>2</sup> = 0.6661

Fuente: Elaboración propia

Se desea saber si existe una relación Lineal entre tales variables, luego de la corrida en Excel se obtuvieron los resultados que se muestran en la Figura N° 4.3.

**FIGURA N° 4.3**  
**EVALUACIÓN DE LA DEMANDA CON EL MODELO**  
**EXPONENCIAL DEL FORMIATO DE SODIO**  
**Y DEMANDA ( TM)**



Fuente: Elaboración propia

Del análisis de los modelos econométricos y sus coeficientes de correlación se ha determinado que el modelo que se ajusta más a nuestros datos históricos reales, es el modelo exponencial. Por lo consiguiente, este modelo es usado para calcular la proyección de la demanda del formiato de sodio, el cual se muestra en la tabla N°4.11.

**TABLA N° 4.11**

**PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DEL FORMIATO DE SODIO**

**SEGÚN EL MODELO ECONÓMICO:  $Y = 67.234 E^{0.2829X}$**

<b>ANO</b>	<b>TASA DE CRECIMIENTO (r<sub>i</sub>)</b>	<b>DEMANDA DE FORMIATO DE SODIO PROYECTADO (TM/año)</b>
<b>2015</b>	<b>-----</b>	<b>1510</b>
<b>2016</b>	<b>0,3270</b>	<b>2004</b>
<b>2017</b>	<b>0,3273</b>	<b>2660</b>
<b>2018</b>	<b>0,3267</b>	<b>3529</b>
<b>2019</b>	<b>0,3270</b>	<b>4683</b>
<b>2020</b>	<b>0,3269</b>	<b>6214</b>
<b>2021</b>	<b>0,3270</b>	<b>8246</b>
<b>2022</b>	<b>0,32695</b>	<b>10942</b>
<b>2023</b>	<b>0,32699</b>	<b>14520</b>
<b>2024</b>	<b>0,326997</b>	<b>19268</b>

Fuente: Elaboración propia

Con estos datos determinamos el tamaño de planta- mercado utilizando el siguiente modelo matemático:

$$T_0 = D_1(R)^{n_0} \quad (127)$$

$$\frac{1}{R^{n_0}} = 1 - \frac{2(1-\alpha)(R-1)(N-n_0)}{\alpha(R+1)} \quad (128)$$

$$R = 1 + \bar{r} \quad (129)$$

$$\bar{r} = \frac{r_1 + r_2 + r_3 + r_4 + r_5 + r_6 + r_7 + r_8 + r_9}{9} \quad (130)$$

Donde:

$T_0$  = Tamaño de planta en TM/año

$D_1$  = Demanda proyectada del año base

$\bar{r}$  = tasa de crecimiento promedio.

$\alpha$  = Factor de escala; para industria química es 0,6

$N$  = número de datos de la proyección

$\eta_0$  = parámetro de corrección

La tasa de crecimiento calculamos con:

$$\bar{r} = \frac{D_2 - D_1}{D_1} \quad (131)$$

Por lo que  $\bar{r} = 0,3270$  y  $R = 1,3270$ ; con estos datos remplazamos en la ecuación (128) para determinar el tamaño intermedio, Tamaño de planta-materia prima:

$$\frac{1}{(1,3270)^{\eta_0}} = 1 - \frac{2(1-0,6)(1,3270-1)(9-\eta_0)}{0,6(1,3270+1)}$$

Por el método de Newton Raphson determinamos el valor de  $\eta_0$ :

$$\eta_0 = 4,97$$

Por lo consiguiente remplazamos los datos obtenidos en la ecuación (127):

$$T_0 = 1510 (1,3270)^{4,97} \quad T_0 = 6161 \text{ TM/año}$$

Asimismo, se ha encontrado en una monografía publicada en 2012 "principios teóricos y prácticos de la tostación de concentrado de zinc" por José Puga Bullón quien trabajo en la Refinería de Zinc de Cajamarquilla

de Minero Perú S.A., entre los años 1979 y 2002, menciona que la capacidad de la Planta de tostación fue originalmente de 601,5 TM secas/día operando 330 días al año, y que actualmente la empresa VOTORANTIM METAIS ha triplicado 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 de zinc refinado al 99,95% en el 2013. También menciona que el análisis de la mezcla concentrada de ZnS es como sigue:

$$\text{Zn} = 53,1 \% \text{ p/p}$$

$$\text{S} = 31,7 \% \text{ p/p}$$

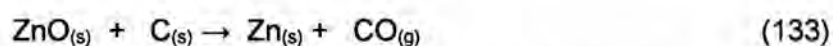
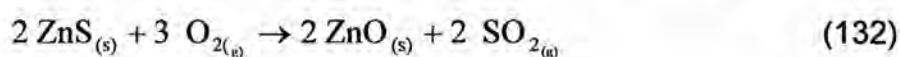
$$\text{Pb} = 1,6 \% \text{ p/p}$$

$$\text{Fe} = 8,1 \% \text{ p/p}$$

$$\text{Cu} = 0,41 \% \text{ p/p}$$

$$\text{Cd} = 0,21 \% \text{ p/p}$$

La refinera aplica diversas tecnologías en los diferentes procesos de obtención de zinc refinado a partir de concentrados sulfurosos dentro de los principales tenemos: la tostación que utiliza la tecnología alemana LURGI con reactores de tostación- reducción de lecho fluidizado usando como reductor 0,0366 % de carbón operando en el rango de 900 a 940 °C (José Puga Bullón, 2012), produciéndose la siguiente reacción:



Con estos datos efectuamos el balance de materia siguiente:



**A) Balance de materia en el reactor tostador-reductor gas-solido de lecho fluidizado:**

Balance de materia de gases de SO<sub>2</sub> efluentes del reactor de lecho fluidizado tostador-reductor:

$$1863,3 \frac{\text{TM ZnS}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM ZnS}}{97,44 \text{ TM ZnS}} \times \frac{2 \text{ mol TMSO}_2}{2 \text{ mol TM ZnS}} \times \frac{64 \text{ TMSO}_2}{1 \text{ mol TMSO}_2} = 1223,84 \frac{\text{TM SO}_2}{\text{dia}}$$

Balance de materia de aire estequiometrico para la tostación-oxidación de concentrados sulfuroso en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor:

$$1863,3 \frac{\text{TM ZnS}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM ZnS}}{97,44 \text{ TM ZnS}} \times \frac{3 \text{ mol TM O}_2}{2 \text{ mol TM ZnS}} \times \frac{32 \text{ TM O}_2}{1 \text{ mol TM O}_2} = 917,88 \frac{\text{TM O}_2}{\text{dia}}$$

$$917,88 \frac{\text{TM O}_2}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM O}_2}{32 \text{ TM O}_2} \times \frac{1 \text{ mol TM aire}}{0,20946 \text{ mol TM O}_2} \times \frac{28,9 \text{ TM aire}}{1 \text{ mol TM aire}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ TM}} \dots$$

$$\dots \times \frac{1 \text{ m}^3}{1,1993 \text{ Kg}} = 3,3 \times 10^6 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{dia}}$$

Balance de materia de óxido de zinc (ZnO) efluentes del 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) como reductor que acompaña al fundente que ingresa al reactor de lecho fluidizado tostador-reductor:

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

Balance de materia de gases de CO efluentes del reactor de lecho fluidizado tostador-reductor.

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

$$1,591 \frac{\text{TM CO}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{\text{TM}} = \frac{66,25 \text{ Kg CO}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CO}}{28,01 \text{ Kg CO}} = 2,37 \frac{\text{kmol CO}}{\text{h}}$$

Balance de materia 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:

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

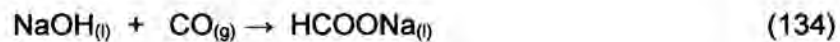
Balance de materia de zinc (Zn) en polvo formado en el reactor de lecho fluidizado tostador-reductor que es enviado a la planta de lixiviación:

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

Calculo de la cantidad de óxido de zinc que es enviado a la planta de lixiviación conjuntamente con el zinc en polvo:

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

**B) Balance de materia en el reactor gas-liquido no catalítico para la producción de formiato de sodio (según la patente la conversión es de 94,12%):**



Balance del producto: formiato de sodio

$$1,591 \frac{\text{TM CO}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ mol TM CO}}{28,01 \text{ TM CO}} \times \frac{1 \text{ mol TM HCOONa}}{1 \text{ mol TM CO}} \times \frac{68,01 \text{ TM HCOONa}}{1 \text{ mol TM HCOONa}} \times 0,9412 =$$

$$3,634 \frac{\text{TM HCOONa}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} = 0,1514 \frac{\text{TM HCOONa}}{\text{h}} = 151,4 \frac{\text{Kg HCOONa}}{\text{h}}$$

$$0,1514 \frac{\text{TM HCOONa}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{dia}} \times \frac{330 \text{ dias}}{\text{año}} = 1200 \frac{\text{TM HCOONa}}{\text{año}}$$

Balance del reactante: Hidróxido de sodio (según patente 8% p/p de NaOH en la solución de etanol):

$$151,4 \frac{\text{Kg HCOONa}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ mol Kg HCOONa}}{68,01 \text{ Kg HCOONa}} \times \frac{1 \text{ mol Kg NaOH}}{1 \text{ mol Kg HCOONa}} \times \frac{40 \text{ Kg NaOH}}{1 \text{ mol Kg NaOH}} = 89,05 \frac{\text{Kg NaOH}}{\text{h}}$$

**Balance del solvente: Etanol al 90 % (según patente 8% p/p de NaOH en la solución de etanol):**

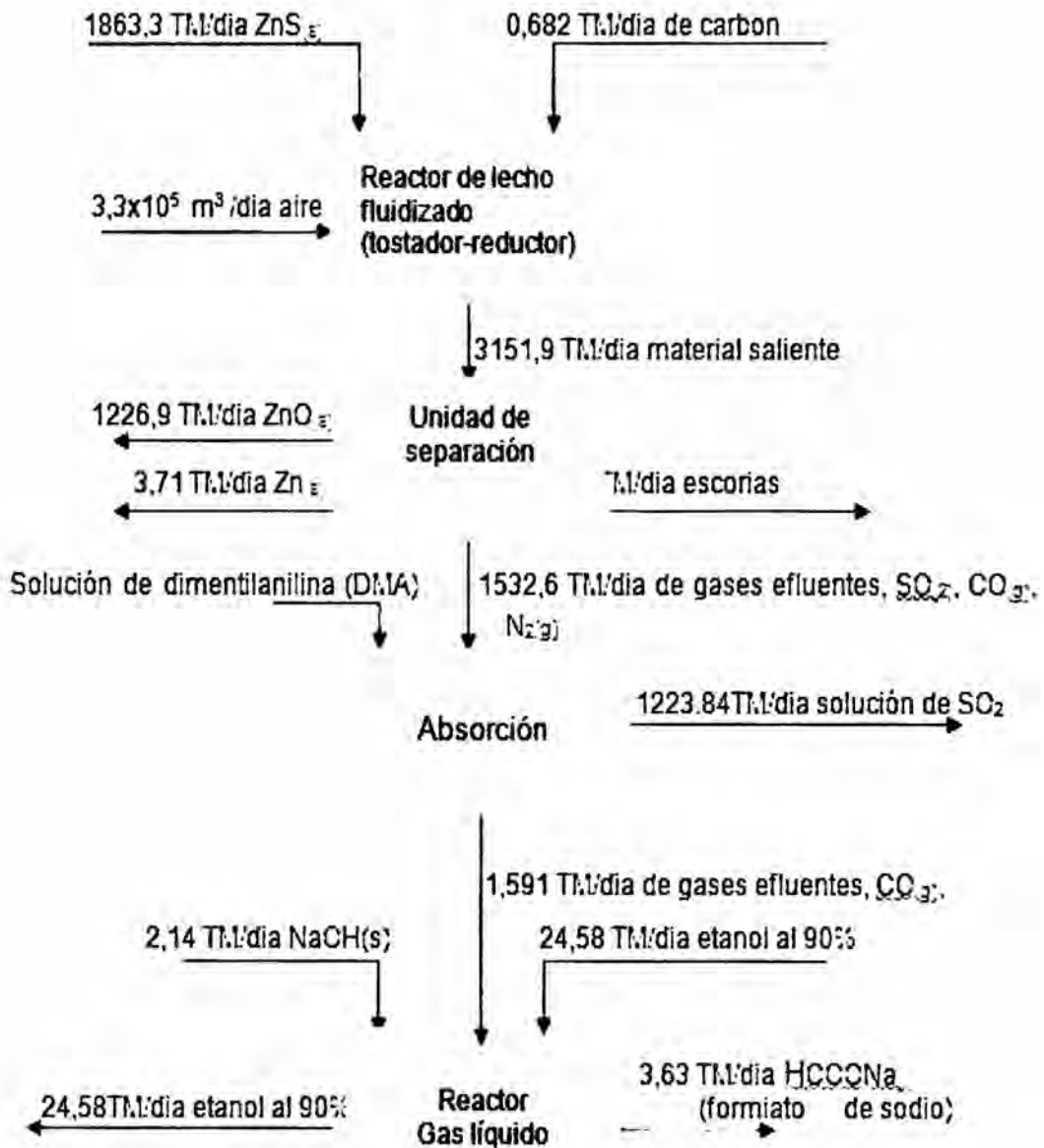
$$89,05 \frac{\text{Kg NaOH}}{\text{h}} \times \frac{100 \text{ Kg solución de etanol}}{8,0 \text{ Kg NaOH}} = 1113,1 \frac{\text{Kg solución NaOH en etanol}}{\text{h}}$$

Calculo de la cantidad de etanol:

$$1113,1 \frac{\text{Kg solución NaOH en etanol}}{\text{h}} \times \frac{92 \text{ Kg solución de etanol}}{100 \text{ Kg solución NaOH en etanol}} =$$

$$= 1024 \frac{\text{Kg solución etanol al 90\%}}{\text{h}}$$

## DIAGRAMA DE BLOQUES



Fuente: Elaboración propia

#### 4.5.2. Evaluación Económica

La planta industrial trabajara con un factor operacional de 90,41 % lo cual indica que el total de días a trabajar en la planta durante un año será:

$$0,9041 \times 365 \text{ días/ año} = 330 \text{ días/año.}$$

##### **Determinación del costo total de producción:**

Para determinar el costo total de producción, hemos considerado todo los costos que están asociados al proceso de producción del formiato de sodio, para lo cual planteamos:

**CTP** = costo de fabricación + costos generales

**Costo de Fabricación** = Materia Prima+ Mano de obra de operación + costo de supervisión de operación + servicios auxiliares y potencia + mantenimiento y reparación + suministros para operarios + costos de laboratorios + regalías y patentes + catalizadores y solventes + costos fijos + costos generales de planta + costos de administración + costos distribución y comercialización + costos de investigación y desarrollo.

- **Costos de Fabricación** = Materia Prima + 0,15CTP + 0,2 (0,15CTP) + 0,15CTP + 0,06 ICF + 0,0075 ICF + 0,15 (0,15CTP) + 0,04CTP + 0,0005CTP (135)

- **Costos fijos:**

$$CF=0,15CTP \quad (136)$$

- **Costos generales de planta:**

$$\text{Costos generales de planta} = 0,10CTP \quad (137)$$

- **Costos generales:**

$$\text{Costos generales} = 0,035CTP + 0,11CTP + 0,05CTP \quad (138)$$

$$\begin{aligned} CTP = & \text{Materia Prima} + 0,15CTP + 0,2 (0,15CTP) + 0,15CTP + 0,06CFI + \\ & 0,0075CFI + 0,15 (0,15CTP) + 0,04CTP + 0,0005CTP + 0,15CTP + 0,10CTP \\ & + 0,035CTP + 0,11CTP + 0,05CTP \end{aligned} \quad (139)$$

Entonces:

$$CTP = 0,838CTP + 0,0675CFI + \text{Materia Prima} \quad (140)$$

- **Costo de la materia prima:**

✓ Hidróxido de sodio:

$$706,2 \frac{\text{TM}}{\text{año}} \times 648 \frac{\$}{\text{TM}} = 457618 \frac{\$}{\text{año}} \quad (\text{Costo de hidróxido de sodio anual})$$

✓ Etanol al 90 % :

El etanol al 90%, es el solvente de dilución del hidróxido sodio, el cual es recuperado luego de la cristalización, siendo recirculado al tanque de dilución. Para el cálculo del costo del etanol se ha considerado una pérdida por evaporación un 2 % p/p, por lo tanto: (Costo de etanol anual)

$$24,58 \frac{\text{TM}}{\text{dia}} \times \frac{330 \text{ dias}}{\text{año}} \times 0,02 = 162,23 \frac{\text{TM}}{\text{año}} \times 1650 \frac{\$}{\text{TM}} = 267\ 680 \frac{\$}{\text{año}}$$

**Costo total de materia prima:**  $457\,618 + 267\,680 = 725\,298$  \$/año

• **Hallando la inversión de capital fijo (ICF)**

Para una planta similar cuya capacidad de planta es de  $1300 \frac{\text{TM}}{\text{año}}$  con una

inversión de  $336\,570 \frac{\$}{\text{año}}$

✓ Al año 2000 CEPCI = 395,6

✓ Al año 2014 CEPCI=585,7

$$I_1 = 336\,570 \frac{\$}{\text{año}} \times \left( \frac{585,7}{395,6} \right) = 498\,304 \frac{\$}{\text{año}} \quad (\text{Inversión para } 1300 \frac{\text{TM}}{\text{año}} \text{ al 2014})$$

Comparando la capacidad de planta de  $1200 \frac{\text{TM}}{\text{año}}$  con una capacidad de

planta de  $1300 \frac{\text{TM}}{\text{año}}$

$$\frac{I_2}{I_1} = \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^\alpha \quad \Rightarrow \quad I_2 = I_1 \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^\alpha \quad (141)$$

Para un proceso químico,  $\alpha = 0,6$

$$I_2 = 498\,304 \left( \frac{1200}{1300} \right)^{0,6} = 474\,939 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$I_2 = 474\,939 \frac{\$}{\text{año}} \quad \text{Para una capacidad de planta de } 1200 \frac{\text{TM}}{\text{año}}$$

Además sabemos que la ICF es el 80% de la inversión total.

$$\text{ICF} = 0,8 I_2 \quad \Rightarrow \quad \text{ICF} = 379\,951 \frac{\$}{\text{año}}$$

**Entonces:**

$$\text{CTP} = 0,838 \text{ CTP} + 0,0675 \text{ ICF} + \text{Materia Prima} \quad (142)$$

Remplazando datos

$$0,162 \text{ CTP} = 0,0675 (379\,951) + 725\,298$$

$$0,162 \text{ CTP} = 750\,945 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{CTP} = 4\,635\,461 \frac{\$}{\text{año}}$$

Dividiendo entre la capacidad de planta:

$$\overline{\text{CTP}} = \frac{4\,635\,461 \frac{\$}{\text{año}}}{1200 \frac{\text{TM}}{\text{año}}} = 3863 \frac{\$}{\text{TM}}$$

$$\overline{\text{CTP}} = 3,87 \frac{\$}{\text{Kg}}$$

**Ingreso por ventas:**

Precio del formiato de sodio: 5,1 \$/Kg

Ingreso por ventas:

$$5,1 \frac{\$}{\text{Kg}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{\text{TM}} \times 1200 \frac{\text{TM}}{\text{año}} = 6\,060\,606,1 \frac{\$}{\text{año}}$$

**Rentabilidad económica:**

Beneficio o rentabilidad = Ingreso por ventas - costo total de producción.

$$\text{Rentabilidad} = 6\,060\,606,1 \frac{\$}{\text{Kg}} - 4\,635\,461 \frac{\$}{\text{Kg}} = 1\,425\,145,1 \frac{\$}{\text{Kg}}$$



Tiempo de retorno de la inversión: 3 años.

**Rentabilidad ambiental:**

Protección ambiental del CO producido en la manufactura del Zinc en la refinería de Cajamarquilla, 1,591 TM/día.

## CAPITULO V

### RESULTADOS

Se han diseñado los equipos que componen la unidad de producción de formiato de sodio con las dimensiones siguientes:

**El reactor tiene las siguientes dimensiones son:**

Diámetro del reactor : 1,76 m.

Altura del reactor : 2,40 m.

Altura del liquido : 1,82 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,2373$  m (23,73 cm)

Altura de la parte cilíndrica: 1,93 m

Espesor de la chapa para el fondo y parte cilíndrica:  $2\frac{3}{4}$  pulg '

Baffle:

Longitud,  $L_{baffle} = 1,93$  m.

Ancho,  $B_1 = 7$  pulgadas (17,6 cm).

Espacio entre la pared y el Baffle,  $B_2 = 1,5$  pulgadas (0,0352 m)

Sistema de agitación:

Impulsor:

Díámetro del impulsor = 58,1 cm

$d_{\text{eje del impulsor}} = 2''$

Leje = 2,48 m

Motor eléctrico: 17 Hp

**El tanque de dilución del hidróxido de sodio en etanol tiene las siguientes dimensiones son:**

Diametro del tanque : 1,22 m.

Altura del tanque : 1,58 m.

Altura del liquido : 1,46 m.

Fondo principal tipo plato:  $h_f = 0,16513$  m (16,51 cm)

Altura de la parte cilíndrica: 1,25 m

Espesor de la chapa para el fondo y parte cilíndrica:  $\frac{3}{4}$  pulg

Baffle:

Longitud,  $L_{\text{baffle}} = 1,25$  m.

Ancho,  $B_1 = 0,122$  m

Espacio entre la pared y el Baffle,  $B_2 = 0,0244$  m)

Sistema de agitación:

Impulsor:

Diametro del impulsor = 40,7 cm

$d_{\text{eje del impulsor}} = 3\text{cm}$

Leje = 1,41 m

Motor eléctrico: 8 Hp

**Bomba para trasladar de etanol:**

Potencia de instalación: 5 Hp

**Bomba para trasladar de solución hidróxido de sodio - etanol:**

Potencia de instalación: 5 Hp .

## CAPITULO VI

### DISCUSIÓN DE RESULTADOS

#### 6.1 Contrastación de hipótesis con los resultados

1. Los efluentes gaseosos que contienen monóxido de carbono se puede hacer reaccionar con una solución de soda caustica utilizando el modelo de la doble película de Whitman.

2. La contaminación de gases sulfurados en la industria metalúrgica se puede evitar diseñando tecnologías racionalmente ecológicas.

3. El reactor es un cilindro de acero inoxidable con fondo y tapa bombeados, que presenta una conexión superior a un tubo bridado (cuello). La tapa cuenta con dos niples para la toma de muestras o mediciones internas de temperatura o presión. El cuerpo posee dos barras laterales para su sostén en la Unidad y su movilidad externa. Este mismo tubo permite gracias a una válvula de globo, la purga del líquido contenido en el aparato.

El reactor debe tener un recipiente de acero inoxidable tipo 316, según normas americanas resistentes a la acción de ácidos y compuestos orgánicos, conteniendo 4 baffles instalados a 90° cada uno en la pared del recipiente incluyendo, un agitador de turbina radial tipo Rushton con motor eléctrico estándar de tipo AGMA de una potencia de 17 Hp. El recipiente

debe ser de fondo tipo plato para la mejor distribución de los materiales dentro del equipo, así mismo debe tener toma muestra y un aerómetro para evaluar las concentraciones en grado Baumé. Los datos de construcción se han mencionado en la sección de resultados.

## CAPITULO VII

### CONCLUSIONES

1.-Se ha analizado el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y se ha encontrado que los productos obtenidos son  $ZnO_{(s)}$  y los efluentes gaseosos, que contienen son  $SO_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $N_2$  y partículas finas, que son los grandes contaminantes del medio ambiente. Estos gases son enviados al absorbedor para la separación del monóxido de carbono, materia prima altamente contaminante que se recupera para la producción formiato de sodio, burbujeando en una solución alcohólica, y usando un reactor tanque gas-liquido.

2.- Se ha analizado la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados y se ha encontrado que al burbujear en una solución alcohólica se obtiene el formiato de sodio según la reacción:  $CO_{(g \rightarrow l)} + NaOH_{(l)} \rightleftharpoons HCOONa_{(l)}$ , y sigue una cinética de pseudo primer orden heterogéneo no catalítico gas-liquido, que ocurre en la película líquida, cuya velocidad de reacción es:  $r_A^* = F_A k_L a C_{Ai}$

3.-Al analizar el fundamento de diseño de reactores no catalíticos gas-líquido para la absorción con reacción química del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados en una solución de hidróxido de

sodio, se ha elegido que el tipo de reactor a usarse para este proceso, es el reactor tanque mecánicamente agitado gas-liquido.

4.-Se ha diseñado detalladamente el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido tanque agitado mecánicamente, y con el procedimiento de diseño adecuadamente planteada , se encontrado que el reactor tiene una capacidad de  $4,42 \text{ m}^3$ , cuyas dimensiones son:

- Diámetro = 1,76 m
- Altura = 2,40 m



## **CAPITULO VIII**

### **RECOMENDACIONES**

- 1.-Construir e instalar el reactor tanque agitado mecánicamente gas-liquido, para solucionar la contaminación ambiental por gases de monóxido de carbono provenientes de la tostación de minerales sulfurados, contactando con una solución de hidróxido de sodio.
- 2.-De acuerdo a los parámetros establecidos durante la fase de diseño, este estudio garantiza su instalación del reactor tanque agitado mecánicamente en la refinería de zinc de la localidad de Cajamarquilla.
- 3.-Incentivar a las industrias que en su proceso que generen gases de monóxido de carbono, producir, productos usados en diversas actividades industriales.
- 4.-Hacer el estudio de factibilidad económica del producto obtenido (formiato de sodio) en el mercado buscando su rentabilidad respectiva.

## CAPITULO IX

### REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Álvarez, E., "Industria Minero Metalúrgico", México, 2012.
2. Barceló, J., "Diccionario tecnológico de química". 2º Edición, 1982
3. Bruce, E. Poling, George H. Thompson, Daniel G. Friend, Richard L. Rowley W. Vincent Wilding, Perry's Chemical Engineers 'Handbook, Editorial McGraw-Hill, 8<sup>TH</sup> Edición, 2008 USA
4. Carberry., J., J., "Chemical and Catalytic Reaction Engineering", Editorial McGraw-Hill, U.S.A. 1976.
5. Cortes Ruiz, V., J., F., "Química III. Industria Minero Metalúrgico". Universidad Nacional Autónoma de México, 2010.
6. Curras, E., y Morales, M., "El presente de la tostación de minerales sulfurados en España". España, 1998.
7. Coudurier, J., y Wilkemirsky, I., "Fundamentos de los Procesos Metalúrgicos". Universidad de Concepción, Chile, 1971.
8. Danckwerts, P., V., "Gas – Liquid Reactions", Ed. McGraw-Hill, New York, 1970.
9. Eckhard Ströfer; Karl-Heinz Westbrook y Markus Weber, "Procedimiento para la obtención de mezclas de formiato metálico-ácido fórmico"; Oficina Española de Patentes y Marcas, España 2006.

10. Edward A. Swakon, "Preparation of alkali metal formates in alcoholic medium", Standard Oil Company, Estados Unidos 1966.
11. Gálvez, E., "Apuntes de Clase de Pirometalurgia" Facultad de Metalurgia de la Universidad Católica del Norte, Chile, 2003.
12. Geankoplis, Ch., "Mass Transport Phenomena", Holt, Rinchart and Winston, Inc., New York, U.S.A. 1971
13. Froment, G and Bischoff, K., Chemical Reactor Analysis and Design, 2<sup>o</sup> Edition; Ed. J. Wiley & Sons, Inc. New York, 1990.
14. Joffre, J., "Termodinámica Metalúrgica", Universidad Autónoma de San Luis Potosí, Bolivia, 1993.
15. Levenspiel, O., "Ingeniería de las Reacciones Químicas", Editorial Reverte S.A., Barcelona, España, 1990.
16. Machaca, G., L., F., "Ingeniería de las Reacciones Químicas II (Catalíticas y No catalíticas)" trabajo de investigación (informe final). Facultad de Ingeniería Química Universidad Nacional del Callao, Callao- Perú, 2011.
17. 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.
18. Maldonado Cerrón, L., A., "Fundamentos de los Procesos Pirometalúrgicos". Bucaramanga, Colombia 1985.

19. Ministerio de Salud, 1998. Norma General Técnica N°25 "Manipulación de Medicamentos Antineoplásicos" Cap. VII "Normas para el tratamiento de desechos de fármacos antineoplásicos y de residuos contaminados".
20. Niigata Awane Yasushi; Nagareyama Sada Otsuka; Masao Nagata y Fumio Tanaka, "Process for the continuous production of highly pure sodium formate"; Japón 1975.
21. Ortuña, V., A., "Introducción a la Química Industrial"., Editorial Reverte, Barcelona, España, 2006.
22. Ortuña, V., A., "Problemática de la pirita Española" An. Soc. Esp. Físico-química, 6,533, Junio 1959.
23. Payno, H., M., y otros., "Metalurgia y Siderurgia" Departamento de ciencia e ingeniería de la Universidad de Cantabria, Santander, España, 2013.
24. Perry, J. "Manual del ingeniero químico", 7° edición, Editorial McGraw-Hill Book Company, Inc., U.S.A. 1997
25. Quevron, L., y Oudine, L. "Metalurgia", 7° Edición, Editorial Aguilar, Argentina, 1963.
26. Restrepo, O.,J., y otros. "Pirometalurgia" Notas de clase de la asignatura, Universidad Nacional de Colombia, 2008.
27. Rosenqvist, T., "Fundamentos de Metalurgia Extractiva" Editorial Limusa, México, 1987.

28. Son Bruce, M. y Donald, Y., "Fundamentos de mecánica de fluidos" Editorial Limusa Wiley, México DF, 2003.
29. Sherwood, T., K., Pigford, R., L., Wilke, Ch., R., "Mass Transfer" editorial McGraw-Hill Book Company, U.S.A.1975.
30. Wells, A., F., "Química Inorgánica Estructural", Editorial Reverte S.A. España, 1978.
31. Treybal,E,R "Operaciones de transferencia de masa" 2da edición, Editorial McGraw-Hill ,1988.

# **ANEXOS**

## MATRIZ DE CONSISTENCIA

### TEMA DE TESIS: "ANÁLISIS Y DISEÑO DEL REACTOR HETEROGÉNEO GAS-LÍQUIDO PARA LA ABSORCIÓN DEL MONÓXIDO DE CARBONO PROVENIENTE DE LA TOSTACION DE MINERALES SULFURADOS CON UNA SOLUCION DE HIDROXIDO SE SODIO"

PROBLEMA	OBJETIVO	HIPOTESIS	METODOLOGIA	VARIABLES
<p><b>PROBLEMA GENERAL:</b> ¿Cómo se diseñará el reactor heterogéneo gas- líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?</p> <p><b>SUB PROBLEMA:</b> ¿Cuáles son las informaciones o fuentes disponibles que se analizará para el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes?</p> <p>¿Cuáles son los fundamentos que se analizará para la evaluación de la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas- líquido en la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?</p> <p>¿Cómo y con qué modelo se diseñará el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?</p> <p>¿Cómo diseñará el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio?</p>	<p><b>OBJETIVO GENERAL:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Análisis y diseñar el reactor heterogéneo gas- líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.</li> </ul> <p><b>OBJETIVOS ESPECIFICOS:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Análisis el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.</li> <li>Análisis la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas- líquido</li> <li>Análisis el fundamento de diseño del reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de Hidróxido de sodio.</li> <li>Diseñar detalladamente el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de Hidróxido de sodio.</li> </ul>	<p><b>HIPOTESIS GENERAL:</b> Los fundamentos y los procedimientos de la ingeniería de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos nos permiten diseñar el reactor heterogéneo gas- líquido para la absorción del monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.</p> <p><b>HIPOTESIS ESPECIFICA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Los fundamentos de procesos metalúrgicos de minerales sulfurados nos permiten analizar el proceso de tostación del sulfuro de zinc de la refinería de Cajamarquilla y los efluentes gaseosos contaminantes.</li> <li>Los fundamentos de la ingeniería de reacciones químicas heterogéneas no catalíticas nos permiten analizar la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas- líquido.</li> <li>Los fundamentos de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos gas- líquido nos permiten diseñar el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio</li> <li>Los fundamentos y los procedimientos de diseño de ingeniería de detalles nos permiten diseñar detalladamente el reactor heterogéneo Gas- Líquido para la Absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.</li> </ul>	<p><b>Tipo</b> Se realizó una investigación tecnológica o aplicada, ya que se aplicaría en toda empresa minera metalúrgica a nivel nacional, dentro de este marco se ha utilizado los referentes teóricos y metodológicos ya existentes en relación a nuestra variable para resolver los problemas prácticos, al diseñar el reactor heterogéneo gas- líquido estamos mitigando los problemas de contaminación ambiental existentes (gases de CO), y aprovechando de esta manera la producción del formiato de sodio en base al diseño del Reactor.</p> <p><b>Método</b> El método que utilizaremos es el de análisis.</p> <p><b>Diseño de la investigación</b> La investigación que se desarrolla presenta el diseño Descriptivo, por los procedimientos lógicos que se aplican.</p>	<p><b>VARIABLES independientes:</b> Condiciones tecnológicas</p> <p>Y1= Velocidad total del proceso para reacciones heterogéneas no catalíticas Gas-Líquido. Y2= Tipo de reactor y modelo de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos Gas-Líquido.</p> <p><b>Variable dependiente:</b> Es el diseño del reactor que cumplirá con el proceso de absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio</p> <p>X= Diseño del reactor heterogéneo Gas- líquido para la absorción de monóxido de carbono proveniente de la tostación de minerales sulfurados con una solución de hidróxido de sodio.</p> <p><b>Indicadores:</b> X1 tipo de material (acero inoxidable 316) X2 diámetro del reactor (metros) X3 Altura del reactor (metros) X4 Altura del líquido (metros) X5 Altura Fondo principal tipo plato (metros) X6 Altura parte cilíndrica (metros) X7 Espesor de la chapa y parte cilíndrica (metros) X8 sistema de agitación impulsor (paulgadas) X9 longitud del eje y motor eléctrico (metros y Hp)</p>