

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA

UNIDAD DE INVESTIGACIÓN



INFORME FINAL DEL PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

**“DISEÑO DEL REACTOR HETEROGENEO NO
CATALITICO GAS-LIQUIDO EXPERIMENTAL PARA EL
TRATAMIENTO DE EFLUENTES GASEOSOS
CONTAMINANTES PROVENIENTES DE PLANTAS
INDUSTRIALES”**

AUTOR:

ING° Mg LEONARDO FELIX MACHACA GONZALES

PERIODO DE EJECUCIÓN: Del 01/03/2022 al 28/02/23

Resolución de aprobación N° 244-2022-R

Callao, 2023

PERU

DEDICATORIA

A los que tuvieron paciencia:

Mi esposa VILMA y mis hijos: VALERIA Y
SEBASTIAN.

A mis estudiantes de la FIQ-UNAC

Agradecimientos

Mis agradecimientos al Vicerrectorado de Investigación de la Universidad Nacional del Callao por la aprobación del trabajo de investigación y la asignación del Fondo Especial de Desarrollo Universitario (FEDU) para el financiamiento en el desarrollo del presente trabajo de investigación.

ÍNDICE

	Pág.
INDICE	1
TABLAS DE CONTENIDO	3
TABLA DE GRAFICOS	4
RESUMEN	5
ABSTRACT	6
INTRODUCCIÓN	7
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.	9
1.1. Descripción de la realidad problemática.	9
1.2. Formulación del problema (problema general y específicos).	11
1.2.1 Problema general.	11
1.2.2 Problemas específicos.	11
1.3. Objetivos (general y específicos)	11
1.3.1. Objetivo general.	11
1.3.2. Objetivos específicos.	12
1.4. Limitaciones de la investigación. (Teórica, temporal, espacial).	12
II. MARCO TEÓRICO.	14
2.1. Antecedentes: Internacional y nacional.	14
2.1.1. Antecedentes internacionales	14
2.1.2. Antecedentes nacionales	18
2.2. Bases teóricas	21
2.2.1. Gases contaminantes en el Perú.	21
2.2.2. Ácido sulfhídrico y su implicancia en el medio ambiente	23
2.2.3. Cisteína y sus aplicaciones .	25
2.2.4. Etilendiamina y sus aplicaciones	25
2.2.5. Procesos de tratamiento de efluentes gaseosos:	
Eliminación de gases contaminante	26
2.2.6. Procesos heterogéneos no catalíticos gas-liquido	28
2.2.7. Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticos gas-liquido	29

2.2.8. Reactores heterogéneos no catalíticos gas-liquido	31
2.3. Marco conceptual	36
2.4. Definición de términos básicos.	38
III. HIPOTESIS Y VARIABLES.	40
3.1. Hipótesis (general y específicos).	40
3.1.1. Hipótesis general	40
3.1.2. Hipótesis específica	40
3.2. Definición conceptual de variables.	40
3.2.1. Operacionalización de variable	41
IV. DISEÑO METODOLOGICO.	43
4.1. Tipo y diseño de la investigación.	43
4.2. Método de investigación.	44
4.3. Población y muestra.	44
4.4. Lugar de estudio y periodo desarrollado.	44
4.5. Técnicas e instrumento para la recolección de la información.	44
4.6. Análisis y procesamiento de datos.	44
V. RESULTADOS	64
5.1. Resultados descriptivos	64
5.2. Resultados inferenciales.	64
5.3. Otro tipo de resultados estadísticos.	64
VI. DISCUSION DE RESULTADOS	68
6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados	68
6.2. Contrastación de los resultados con otros estudios similares.	69
6.3. Responsabilidad ética de acuerdo a los reglamentos vigentes.	71
CONCLUSIONES	72
RECOMENDACIONES	73
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.	74
ANEXOS.	78
Matriz de consistencia	78

TABLAS DE CONTENIDO
ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Contaminantes gaseosos más comunes	22
Tabla 2. Operacionalización de la variable.	42
Tabla 3. Datos de construcción del reactor.	65
Tabla 4. Datos de construcción del tanque de solución del etanolamina.	73

INDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Perfil de concentración gas-líquido	29
Figura 2. Reactores tanque agitado gas- líquido	32
Figura 3. Reactores torre de burbujeo gas- líquido.	33
Figura 4. Reactores torre de relleno gas- líquido	34
Figura 5. Reactores torre de platos gas- líquido	35
Figura 6. Reactor de torre de lluvia gas- líquido	36
Figura 7. Diagrama del reactor de torre empacado G-L	48
Figura 8. Perfil de concentración para reacción instantánea	51
Figura 9. Solubilidad del H ₂ S en solución acuosa de monoetanolamina.	53
Figura 10. Dimensiones del reactor columna empacada y sus accesorios	62
Figura 11. Reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental diseñado para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales	67

RESUMEN

Se ha logrado profundizar el conocimiento del uso de reactores químicos y su diseño a nivel experimental de laboratorio para la captura del sulfuro de hidrogeno y amoniaco proveniente de las plantas industriales que emiten sulfuro de hidrogeno y amoniaco gaseoso.

La investigación es conveniente porque servirá para reducir la emisión de gases contaminantes a la atmosfera producidos por las plantas industriales.

Para el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, se realizaron cálculos de ingeniería como balance de masa, cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido, y cálculos de ingeniería de detalles. El equipo contiene: un reactor cilíndrico, cerrado y abocinado con un volumen de 7,5 litros de acero 306, con las siguientes dimensiones: diámetro de 10 cm, altura del reactor de 95 cm, altura del lecho empacado de 70,56 cm, fondo tipo plato con 4,8 cm de altura, espesor del acero 306 para la construcción de la parte cilíndrica y fondo abocinado de 3mm cada uno, plato de soporte y distribuidor de gas de 9,44 cm de diámetro, con orificios de 1/8" y con empaques de anillos Raschig cerámico de 1/4".

Se ha empleado el modelo de la doble película el sistema de absorción con reacción química de Danckwerts

Se presentan los fundamentos y los procedimientos de diseño del reactor en su conjunto.

Finalmente se presentan los cálculos y criterios correspondientes para el diseño de todo el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales y, las especificaciones con los datos de construcción del reactor se mencionan en el cuadro de resultados

PALABRA CLAVE

Diseño de reactor gas-liquido no catalítico.

ABSTRACT

It has been possible to deepen the knowledge of the use of chemical reactors and their design at an experimental laboratory level for the capture of hydrogen sulfide and ammonia from industrial plants that emit gaseous hydrogen sulfide and ammonia.

The investigation is convenient because it will serve to reduce the emission of polluting gases into the atmosphere produced by industrial plants.

For the design of the experimental gas-liquid non-catalytic heterogeneous reactor for the treatment of polluting gaseous effluents from industrial plants, engineering calculations such as mass balance, kinetics of gas-liquid non-catalytic heterogeneous reactions, and engineering calculations of details. The equipment contains: a cylindrical reactor, closed and flared with a volume of 7.5 liters made of 306 steel, with the following dimensions: 10 cm diameter, 95 cm reactor height, 70.56 cm packed bed height, 4.8 cm high dish-type bottom, 306 steel thickness for the construction of the cylindrical part and bottom 3mm flare each, 9.44 cm diameter support plate and gas distributor, with 1/8" holes and 1/4" ceramic Raschig ring gaskets.

The double film model of the absorption system with chemical reaction of Danckwerts has been used.

The fundamentals and procedures for the design of the reactor as a whole are presented.

Finally, the calculations and corresponding criteria for the design of the entire experimental gas-liquid non-catalytic heterogeneous reactor for the treatment of polluting gaseous effluents from industrial plants are presented, and the specifications with the reactor construction data are mentioned in the table of results

KEYWORD

Non-catalytic gas-liquid reactor design.

INTRODUCCIÓN.

Las dinámicas biológicas y químicas de la tierra han variado con el desarrollo industrial de la humanidad. consumimos recursos de manera exponencial y producimos muchos más residuos gaseosos, líquidos y sólidos. Tal es el caso de los gases contaminantes (Pacheco, 2015).

Las concentraciones altas de gases ácidos, principalmente sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3) producidos como consecuencia de reacciones química en los procesos industriales que generan estos gases contaminantes (fabricación de fertilizantes, fabricación de celulosa y papel, plantas depuradoras de aguas residuales y acerías y fundiciones), es un reto para el área de investigación del control ambiental de procesos industriales (Energón,1999).

Los gases contaminantes son residuos que se producen en estado gaseoso. Algunos de ellos son tóxicos para los humanos, según sus concentraciones y muy contaminantes para los suelos y el agua. En el caso de los gases de efecto invernadero modifican la química atmosférica y producen el calentamiento global (IPCC, 2014).

Las principales fuentes de contaminación atmosférica son los procesos industriales, la transformación de energía, la gestión de los residuos, la agricultura, silvicultura y otros usos de la tierra. Estas actividades son responsables de la emisión de (Ateaga,2010):

- Monóxido de carbono (CO).
- Dióxido de azufre (SO_2).
- Material particulado (PM).
- Óxidos de nitrógeno (NO_x).
- Dióxido de carbono (CO_2)
- Metano (CH_4).
- Sulfuro de hidrogeno (H_2S)
- Amoniaco (NH_3)

Estos gases tóxicos se pueden absorber y hacer reaccionar con el solvente reactivo y obtener productos de uso comercial, por su alta capacidad para reaccionar con el H_2S y el amoníaco con la etanolamina se puede obtener los productos como la cisteamina y etilendiamina, de esta manera reducir la contaminación ambiental de estos gases que son provenientes de las plantas industriales.

La Ingeniería de diseño de reactores químicos ambientales, es la ciencia que desarrolla y enfoca los métodos para dimensionar el reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido y las unidades que lo componen, es decir que nos proporciona los fundamentos para diseñar un reactor químico ambiental, de tal manera que éste cumpla con su objetivo: de disminuir la contaminación ambiental de los gases tóxicos y a la vez obtener productos de uso comercial (Machaca, 2015).

A partir de aquí, si se estima que el fundamento y procedimiento de diseño permite llegar al diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales. (Machaca, 2013 y Walas, 1990).

I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

1.1. Descripción de la realidad problemática. -

La contaminación atmosférica por los gases y polvos corrosivos aumenta el riesgo de padecer diversas patologías agudas, como la neumonía, o crónicas como las enfermedades cardiovasculares o el cáncer de pulmón. Inicialmente se reconoció que el cambio climático afectaría a la economía y a las infraestructuras mundiales. La crisis climática es ya una crisis sanitaria en la que la población y el gobierno comienzan a situar el foco de la contaminación (Chung,2013).

Desde 2003, hay evidencia de su impacto en la salud y la OMS quiere tener a la salud en el debate del medioambiente. Varias Sociedades Científicas en el Mundo y en el Perú ya lo tienen en su agenda. En el caso de la polución atmosférica, los contaminantes más frecuentes son el óxido nitroso, las partículas en suspensión, el CO₂, el ozono, SO₂, H₂S, NH₃, NO_x, que se encuentra en las capas bajas de la atmósfera, en la troposfera (Arteaga, 2010).

El sulfuro de hidrogeno (H₂S) y amoniaco (NH₃) constituye una de las principales causas de muerte por envenenamiento para todas las edades, tanto en nuestro país como a nivel mundial. El H₂S es un gas tóxico, menos denso que el aire y que se dispersa con facilidad. A su alta toxicidad se suma la peligrosidad de pasar desapercibido, al ser inodoro, incoloro y no irritar las mucosas, no anunciando su letal presencia a las inadvertidas personas expuestas. La mortalidad suele estar asociada al uso de artefactos de gas defectuosos o mal instalados, fuentes de calefacción en ambientes mal ventilados, exposición a gases de motor en ambientes cerrados e inhalación de humo en el transcurso de incendios, donde el H₂S es el principal agente responsable de las alteraciones encontradas (Pacheco, 2015).

Las personas expuestas durante años al aire con un alto nivel de gases y partículas corrosivas en suspensión tienen un mayor riesgo de

sufrir enfermedad cardiovascular y cáncer, según la OMS. Por otro lado, un informe de 2013 realizado por el Centro Internacional de Investigaciones sobre el Cáncer de la OMS determinó que la contaminación del aire exterior es carcinógena para el ser humano (IPCC,2014).

Es importante controlar las emisiones atmosféricas desde las industrias. Por un lado, los gases contaminantes son sinónimo de ineficiencia en los procesos industriales. Por otro, repercuten negativamente en la salud humana y planetaria (Chung, 2013).

Por eso, se debe empezar el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes con procesos que utilicen estos gases contaminantes como materia prima para obtener productos de uso comercial en reactores a nivel experimental y luego escalar a nivel industrial, así se podrá establecer el control ambiental de procesos industriales.

Por lo tanto, es fundamental diseñar el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales con el conocimiento de la ingeniería de diseño de reactores, empleando modelos matemáticos que describen los procesos involucrados en el proceso de absorción con reacción química de los gases contaminantes obteniéndose productos de uso comercial, es el objetivo primordial de expandir esta investigación al sector industrial para el control ambiental y emprender estudios orientados hacia el desarrollo de tecnologías sostenibles.

Con el propósito de alcanzar los objetivos y metas que se pretenden, se ha diseñado el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales con la obtención del cisteamina y etilendiamina utilizando el sulfuro

de hidrogeno y el amoniaco que son gases contaminantes provenientes de plantas industriales (Machaca, 2015).

1.2. Formulación del problema. -

1.2.1. Problema general. -

¿Cómo se diseñará el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?

1.2.2. Problemas Específicos.

1. ¿Cómo será el proceso de tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes mediante la absorción y reacción química del sulfuro de hidrogeno y amoniaco con una solución de etanolamina?

2. ¿Cómo y con qué fundamento se diseñará el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?

3. ¿Cómo se diseñará detalladamente el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?

1.3. Objetivos. -

1.3.1. Objetivo General. -

Diseñar el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales

1.3.2. Objetivos Específicos

1. Analizar el proceso de tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes mediante la absorción y reacción química del sulfuro de hidrogeno y amoniaco con una solución de etanolamina.
2. Analizar el fundamento de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.
3. Diseñar detalladamente el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

1.4. Limitantes de la investigación (Teórica, temporal, espacial).

1.4.1. Teórica. -

La gran mayoría en el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, en la actualidad que se manejan incluyen el proceso de absorción con reacción química de estos gases contaminantes, estos procesos involucran una serie de etapas, así como, acondicionamiento, del efluente gaseoso y procesamiento respectivo, el cual incluye el conocimiento de la termodinámica, de la cinética de las reacciones químicas heterogéneas no catalíticas y el proceso heterogéneo no catalítico gas – liquido, el fundamento y procedimiento de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales que son específicos.

1.4.2. Temporal. -

La investigación tiene carácter teórico-experimental y observacional, pues se ha programado para ser desarrollado en el periodo aproximado de 1 año comprendido desde 01/03/2022 a 28/02/2023.

1.4.3. Espacial. -

La investigación que cubre tiene el carácter tecnológico sustantivo, operativo, y comunicativo por que propone una alternativa de solución de reducir la contaminación ambiental debido a ello es necesario el análisis de la fundamentación y el procedimiento de diseño del reactor heterogéneos no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

II. MARCO TEORICO. -

2.1. Antecedentes: Internacional y nacional. -

Los antecedentes que se han encontrado en materia de investigación bibliográfica son los siguientes:

2.1.1. Antecedentes internacionales. -

Friendland y Guttel (2021), han publicado los efectos de la transferencia masa en reacciones gas-liquido en procesos por lotes y continua, indicando el análisis dimensional y simulaciones para oxidación aeróbica, en el cual menciona que, la transferencia de masa en reacciones gas-líquido de los procesos por lotes y continua convencionales utilizando milirreactores y microrreactores se considera un paso importante hacia la intensificación del proceso. Es importante destacar que este paso de transferencia de masa debe realizarse ya en una fase temprana del desarrollo del proceso, para minimizar los esfuerzos de investigación hacia la estrategia de operación no deseada. El principal desafío de este enfoque, por lo tanto, surge de la falta de conocimiento en la etapa inicial de desarrollo del proceso y el sistema resulta con altos grados de libertad. Esta contribución presenta un enfoque para abordar este desafío mediante el modelado matemático y la simulación para la oxidación aeróbica de 9,10-dihidroantraceno (DHA) catalizada por polioxometalatos (POM) que se utiliza como ejemplo para reacciones gas-líquido. Para ello, se eligió la reacción esta reacción porque proporciona suficiente complejidad, ya que consta de tres pasos de oxidación consecutivos de DHA y un ciclo redox catalítico paralelo según un mecanismo de Mars-van-Krevelen. También proporciona el desafío de la cinética de reacción desconocida, que se ha estimado en esta contribución. Las ecuaciones de equilibrio adimensional para el modelado de reactores se derivan y parametrizan en función de los resultados experimentales de etapas iniciales obtenidas en el modo de operación por lotes. Asimismo, mencionan que, la distinción entre operación discontinua y continua se realizó por medio de números adimensionales característicos usando el modelo matemático idéntico por razones de comparabilidad. El modelo se produjo para realizar estudios de

sensibilidad con énfasis en la interacción entre las características de transferencia de masa y la cinética de reacción tanto para el modo de operación por lotes como continuo. Los resultados de la simulación muestran que el rendimiento de ambos modos de operación depende principalmente del estado de oxidación del catalizador POM, que es causado por las diferencias en la disponibilidad de oxígeno. Por lo tanto, los resultados obtenidos en el modo de operación por lotes tienden a quedar enmascarados por problemas de transferencia de masa, lo que afecta el desarrollo del catalizador y del reactor al mismo tiempo y, por lo tanto, puede causar desarrollos defectuosos. Con respecto al desarrollo del proceso, se puede concluir que la transferencia de la operación por lotes a la operación continua junto con el modelado matemático es importante ya en una fase temprana, para detectar las limitaciones que inducen un error al desarrollo. Finalmente, incluso los modelos simples con parámetros estimados aproximadamente a partir de experimentos preliminares se muestran suficientes en la fase inicial y pueden mejorarse sistemáticamente en las fases posteriores.

Akkarawatkhoosith *et.al.*(2020) han estudiado la aplicación de un contactador microcanal para la absorción o captura de dióxido de carbono utilizando agua como absorbente, especialmente para la aplicación de gas rico en dióxido de carbono y menciona que, la influencia de las condiciones de operación (temperatura, velocidad del flujo volumétrico de gas y líquido, y la concentración del dióxido de carbono en la eficiencia de absorción y el coeficiente de transferencia de masa volumétrica general del lado del líquido se presentó en términos de principales efectos e interacciones con base en el diseño factorial de experimentos se encontró que el 70,9% de la captura del dióxido de carbono se realizó en las condiciones de operación de la siguiente manera; temperatura de 50 °C, fracción de entrada del 53,7 %, caudal volumétrico de gas total de 150 ml min⁻¹ y caudal volumétrico de adsorbente de 1 ml min⁻¹. Se destaca un rendimiento excepcional de la captura del dióxido de carbono con el coeficiente de transferencia de masa volumétrica del lado líquido general de 0,26 s⁻¹. La mejora adicional del sistema mediante el

uso de 2,2 M de monoetanolamina en agua (proporción molar 1:1 de MEA a dióxido de carbono impulsó la eficiencia de absorción hasta un 88 %.

Chocho (2019) ha estudiado la dependencia energética de los combustibles fósiles, junto con el agotamiento de sus reservas y sus emisiones, han hecho que las energías renovables se hayan elevado en las últimas décadas como una alternativa a estas fuentes de energía convencional. Por ello, el desarrollo de los biocombustibles y productos derivados de la biomasa se han convertido en una línea de investigación clave en el ámbito científico. En este sentido, el dimetil éter (DME) está recibiendo gran atención como combustible limpio, pudiendo ser obtenido a partir de fuentes renovables y sustituir a las naftas ligeras. El DME y sus derivados son, además, menos dañinos para el medioambiente. En este trabajo se estudia el diseño a escala laboratorio de un reactor para la obtención de BioDME a partir de la hidrogenación de CO₂. En primer lugar, se lleva a cabo la preparación de diferentes catalizadores, en fase ácida (Al₂O₃ y zeolita HY), en fase metálica, que consisten en catalizadores sólidos polimetálicos (Cu:Mg:Al, Cu:Mn:Al, Cu:Zn:Al y Cu:Zn:Ga), y bifuncionales (Cu:Mg:Al y HY-756, en diferentes relaciones 1:1, 3:1 y 5:1). Posteriormente se caracterizan dichos catalizadores mediante el análisis del área superficial específica (SBET), microscopía electrónica de barrido combinada con espectroscopía de rayos X (SEM/EDX), difracción de rayos X (XRD), y espectroscopía infrarroja (IR). En segundo lugar, se realiza la preparación del sistema de reacción para la obtención de DME a partir de H₂ y CO₂, empleando los catalizadores elaborados en un reactor de lecho fijo a 265°C. El producto obtenido en la reacción es analizado en un cromatógrafo de gases para estudiar su selectividad a DME y su conversión de dióxido de carbono.

Diaz *et.al.* (2018) han diseñado una columna de absorción de gas en la planta de producción del centro de Bioactivos químicos de la Universidad Central de las Villas- Cuba, para el proceso de producción del 2-(2-nitrovinil-furano) como producto intermedio para la elaboración del ingrediente farmacéutico 2-bromo-5-(2-bromo-2-nitrovinil-furano) se lleva a cabo a través

de síntesis química a partir de la condensación del Furfural, etapa mediante la cual se liberan gases nitrosos causantes de la contaminación en el taller. En el presente trabajo han propuesto un nuevo proceso de lavado de gases nitrosos mediante la incorporación de una columna absorbedora rellena que sustituye a las trampas de absorción que se utilizaban anteriormente en el proceso. Con las mediciones de gases realizadas en el ambiente de trabajo han demostrado que para una hora de exposición la concentración de gases supera a 0,16 mg/m³ según se establece en la normativa ambiental vigente. Se determinaron los parámetros fundamentales que definieron el diseño de la columna absorbedora y el equipo quedó instalado en el taller de producción con una altura de empaque de 20 cm y diámetro interior de 2,4cm.

Pacheco (2015), menciona que, desde la prehistoria los recursos naturales, vistos como fuente de energía, han estado fuertemente vinculados al desarrollo y evolución de la vida del hombre y la sociedad. De ahí que sea relevante realizar una mirada histórica sobre el papel que estos han desempeñado, con el fin de resaltar dicha relación y el impacto del uso de las diferentes fuentes de energía en los procesos económicos que se llevan a cabo. La hipótesis que se asume es que los recursos naturales y la energía son factores que explica el proceso de crecimiento económico que se ha registrado especialmente desde los inicios de la Revolución Industrial. Con esta revisión teórica y conceptual, se llega a la conclusión de que los recursos naturales y energéticos constituyen la base para el crecimiento de los países, así como para la construcción de herramientas tecnológicas que permitan a los seres humanos satisfacer sus necesidades y avanzar hacia mejores niveles de vida.

Charpentier (1981), ha estudiado las velocidades de transferencia de masa en absorbedores y reactores gas-liquido, y menciona que, en el corazón de los procesos en fase líquida, el proceso de lavado de gases, la fabricación de

productos puros y los sistemas biológicos, existe el absorbedor o el reactor de una configuración particular que mejor se adapta a la absorción o reacción química que se está llevando a cabo. Su selección, diseño, dimensionamiento y desempeño dependen de la hidrodinámica y dispersión axial, transferencia de masa y calor, y cinética de reacción. Este artículo se centra en el tema de la transferencia de masa con reacción química. Presenta las técnicas, resultados y opiniones sobre coeficientes de transferencia de masa y áreas interfaciales en la mayoría de los tipos de absorbedores y reactores. Para estudiar los fenómenos de transferencia de masa gas-líquido, es conveniente considerar situaciones de estado estacionario en las que la composición del gas y el líquido son estadísticamente constantes cuando se promedian a lo largo del tiempo en una región específica. como un corte vertical corto de una columna tubular o el volumen completo de un recipiente agitado de un solo compartimiento. Se han desarrollado predicciones útiles para describir el comportamiento de sistemas complicados, utilizando modelos muy simplificados que simulan la situación con fines prácticos sin introducir un gran número de parámetros. El procedimiento difiere según se trate de absorción física o química.

2.1.2. Antecedentes nacionales. -

Machaca (2017) ha diseñado los reactores de digestión y precipitación a escala banco para la producción de citrato de calcio y magnesio a partir de conchas de choro (*Aulacomya ater*) usando el modelo de diseño de reactores tanque agitado sin flujo (batch) con lecho suspendido del sistema de reacciones heterogéneo fluido- solido no catalítico con tamaños de partículas decrecientes para el reactor digestor, y el modelo de diseño de reactores tanque agitado sin flujo (batch) para el reactor de precipitación con sistema de reacciones heterogéneas fluido- solido no catalíticas con tamaño de partículas crecientes.

Finalmente, presenta los fundamentos de diseño, el análisis de la cinética de las reacciones heterogéneas no catalítica sólido- líquido y los procedimientos de diseño para los dos reactores.

Machaca (2015) ha diseñado el reactor rotatorio de lecho móvil no catalítico para la incineración de los residuos sólidos hospitalarios peligrosos, en artículo presentan los fundamentos de diseño, el análisis de la cinética de las reacciones heterogéneas no catalítica gas-sólido y los criterios correspondientes para el diseño del reactor rotatorio no catalítico de lecho móvil.

Asimismo, menciona que, para el diseño del reactor se ha empleado el modelo de diseño del reactor de lecho móvil con flujo en contracorriente en forma continua, con cinética del núcleo sin reaccionar, evaluado las variables de diseño del reactor correspondiente y que todo el conjunto de este reactor diseñado consta de: 2 Reactores cilíndricos, uno no catalítico y el otro catalítico con sus quemadores respectivos.

Condori (2013), ha Identificado los impactos sociales y ambientales generados por el proceso de fabricación de ladrillos en las zonas de Palian y San Agustín de Cajas de la ciudad de Huancayo. Métodos: La investigación fue básica, nivel descriptivo, con diseño de investigación no experimental transversal y enfoque metodológico cuantitativo. Se aplicó un cuestionario a 80 trabajadores de las fábricas de ladrillos de las dos zonas de trabajo. Resultados: La fabricación de ladrillos generó impactos sociales tales como: perjuicios a la salud, 94%; y generación de trabajo, 88%; siendo la mayoría de los trabajadores niños. Anteriormente el 64%, se dedicaba a la agricultura; el 14%, a la ganadería; actualmente, el 60% consideró que su estilo de vida ha cambiado desde la fabricación de ladrillos; el 64% de personas que trabajan en las fábricas manifestaron haber sufrido accidentes laborales. Respecto a los impactos ambientales generados por las actividades del proceso de fabricación de ladrillos en las zonas mencionadas; el 54%, indicó que esta actividad es responsable de la baja fertilidad de las tierras agrícolas; el 81% consideró que

antes de la fabricación de los ladrillos se respiraba aire menos contaminado; el 68% afirmó que anteriormente a dicha actividad, consumían agua menos contaminada; el 86%, manifestó que la fauna y la flora se alteró; el 61%, consideró que el nivel de ruido se ha incrementado. Conclusiones: El proceso de fabricación de ladrillos generó impactos sociales, fundamentalmente en las actividades económicas; por lo tanto, cambiando su estilo de vida; asimismo, afectó significativamente a diversos ecosistemas.

Chung (2008) menciona que, la contaminación del agua, aire, suelo y alimentos es la consecuencia de las actividades que el hombre ha desarrollado para vivir y mejorar su calidad de vida. Sin embargo, el hombre se ha olvidado de vivir en armonía con la naturaleza y de cuidarla. Hoy tenemos un sinnúmero de sustancias químicas y biológicas en el ambiente que significan un riesgo para la salud porque se encuentran en altas concentraciones o debido a su naturaleza tóxica. Para tener referencia y conocimiento del nivel de contaminación que existe en cada lugar, es necesario que existan metodologías y técnicas analíticas, así como normas técnicas referidas al control de contaminantes en el ambiente, es decir en el agua, aire, suelo y alimentos. Actualmente en el país, tenemos reglamentación referidas al agua y aire; las normas para agua incluyen parámetros físicos, químicos, elementos y sustancias orgánicas e inorgánicas, las normas para aire están referidas a los contaminantes primarios, mientras que para suelos se consultan las normas internacionales y para alimentos las normas de la FDA (Food and Drug Administration). En el contexto nacional actual, con 9,7% de crecimiento en la productividad y desarrollo de actividades económicas diversas, es necesario la complementación del marco normativo medioambiental y el desarrollo de la capacidad analítica nacional para la evaluación de sustancias químicas y el control de la contaminación del ambiente, la preservación de los recursos naturales del país y la certificación de productos de exportación y consumo.

Argumé *et.al.* (2006) Menciona que, el problema del relleno sanitario es un problema mundial. Implica la producción de miles de toneladas diarias que

necesariamente ocupan un espacio físico, la cantidad de basura que generan las urbes son las que acrecienta la contaminación y dañan nuestro ambiente. Tanto el aire es afectado por los gases producidos en la descomposición de los desechos; los suelos, por la filtración de sustancias tóxicas contenidas en la basura; el agua, cuando las sustancias filtradas alcanzan los mantos o cuando los desechos tóxicos son vertidos directamente en ríos y drenajes. El Centros de Investigación de Ingeniería electrónica "CINADE", propone una salida Técnica con el Diseño de un Prototipo de una Planta para el estudio de la producción de metano con los desechos, así reducir la contaminación y proteger el Medio Ambiente, reutilizando lo obtenido con fines energéticos y fertilizantes. El diseño y construcción del reactor con fines de laboratorio, es un recinto cerrado donde se producen reacciones anaeróbicas (sin aire) en el que se degrada la materia orgánica disuelta en un medio líquido, para dar como resultado metano y dióxido de carbono, contiene porciones de hidrogeno y sulfhídrico, estos microorganismos, protozoarios hongos y bacterias que están en el interior deben ser cultivadas para la producción del Metano. El cálculo en relación con la cantidad de toneladas acumuladas en la ciudad permitirá tener una aproximación de metano a producir.

2.2. Bases teóricas. -

2.2.1. Gases contaminantes en el Perú. -

La contaminación atmosférica se define como la condición atmosférica en la que ciertas sustancias alcanzan concentraciones o niveles lo suficientemente elevados, sobre su nivel ambiental normal como para producir riesgos, daños o molestias a las personas, ecosistemas o bienes. En las ciudades, la contaminación se produce principalmente por actividades tales como tránsito automotor, combustión de combustibles fósiles y/o actividad de industrias (Pacheco, 2015).

Los gases contaminantes emitidos por las industrias más comunes en los procesos industriales se muestran en la tabla 1.

Tabla 1.

Contaminantes gaseosos más comunes.

Proceso industrial	Gases contaminantes	
	Nombre químico	Forma molecular
Refinería de petróleo	Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S
Fabricación de celulosa y papel	Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S
Plantas depuradoras y aguas residuales	Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S
Fabricación de fertilizantes	Amoniaco	NH ₃
Acerías	Amoniaco	NH ₃
	Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S

Fuente: Enercon, S.A. (1999)

La contaminación se mide en la atmósfera exterior, como la concentración de uno o más contaminantes o sus combinaciones, teniendo en cuenta la duración y frecuencia de ocurrencia que puedan afectar la vida humana, de animales, de plantas, o la propiedad. Existen metodologías estandarizadas internacionalmente y en algunos casos validadas nacionalmente por IRAM que indican para cada parámetro, cómo captarlo y analizarlo. En rasgos generales en los muestreos se utiliza una bomba y un captador para retener los contaminantes, por ejemplo, un filtro para material particulado. Las chimeneas deben poseer orificios de toma de muestra (OTM) que estarán ubicados en función del diámetro de la chimenea. Para garantizar una correcta dispersión al remate de los conductos debe ser a los cuatro vientos (Grupo Intergubernamental de Expertos Sobre el Cambio Climático, (IPCC, 2015).

En el sector de hidrocarburos, las mayores emisiones a la atmosfera son el metano (CH₄) y el dióxido de azufre (SO₂). En tal sentido, en el país solo están reguladas las emisiones provenientes de las de vapor (explotación y refinación). Las emisiones generadas en la comercialización no están reguladas (Pacheco,2015).

El MINAM en su calidad de Secretaría Técnica del Grupo de Trabajo de la Comisión Multisectorial Ambiental es responsable de liderar el monitoreo y evaluación del Plan de Acción para la Implementación de las Recomendaciones de la EDA. Dicha acción se realizará de manera periódica y para verificar los avances y logros conseguidos de acuerdo con las metas establecidas en el Plan. Es importante para efectos de la implementación de las recomendaciones de la Evaluación de Desempeño Ambiental, conocer los estándares que la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos OCDE ha adoptado a través de recomendaciones, decisiones y declaraciones denominadas comúnmente como Actos, respecto a diversas materias vinculadas con la gestión ambiental y el manejo sostenible de los recursos naturales, tales como el crecimiento verde, gestión de residuos, sustancias químicas, gestión de la información, utilización de instrumentos económicos en la gestión ambiental.

2.2.2. Ácido sulfhídrico y su implicancia en el medio ambiente. -

El ácido sulfhídrico (H_2S) es un gas incoloro inflamable, de sabor algo dulce y olor a huevos podridos; en altas concentraciones puede ser venenoso. Otros nombres con los que se conoce incluyen ácido hidrosulfúrico, gas de alcantarilla y sulfuro de hidrógeno. Generalmente se puede detectar el olor a bajas concentraciones en el aire, entre 0.0005 y 0.3 partes por millón (ppm) (0.0005 a 0.3 partes de ácido sulfhídrico en 1 millón de partes de aire). Sin embargo, en altas concentraciones, una persona puede perder la capacidad para olerlo. Esto puede hacer al ácido sulfhídrico muy peligroso.

El ácido sulfhídrico ocurre en forma natural y como producto de actividades humanas. Se encuentra entre los gases de volcanes, manantiales de azufre, emanaciones de grietas submarinas, pantanos y cuerpos de aguas estancadas y en el petróleo crudo y gas natural. El ácido sulfhídrico también está asociado con alcantarillas municipales, plantas para el tratamiento de desagües, operaciones de manejo de cerdos y abonos y operaciones relacionadas con pulpa de madera y papel. Las fuentes industriales de ácido sulfhídrico incluyen

a las refinerías de petróleo, plantas de gas natural, plantas petroquímicas, plantas de hornos de coque, plantas que procesan alimentos y curtidurías. En la boca y en el tracto gastrointestinal hay bacterias que producen ácido sulfhídrico al degradar materiales que contienen proteínas de origen animal o vegetal. El ácido sulfhídrico es uno de los componentes principales en el ciclo natural del azufre.

El ácido sulfhídrico es liberado principalmente en forma de gas y se dispersa al aire. Sin embargo, en algunas ocasiones, puede ser liberado en el residuo líquido de una industria o como resultado de un evento natural. Cuando se libera en forma de gas, permanece en la atmósfera durante un promedio de 18 horas. En este período, el ácido sulfhídrico puede transformarse a anhídrido sulfuroso y a ácido sulfúrico. El ácido sulfhídrico es soluble en agua. En el agua forma un ácido débil.

Las exposiciones domésticas al ácido sulfhídrico pueden ocurrir a causa del uso impropio de materiales para limpiar desagües. El ácido sulfhídrico puede encontrarse en agua de pozo y puede formarse en calentadores de agua, dándole al agua un olor a huevo podrido. El humo de cigarrillo y las emisiones de vehículos a gasolina contienen ácido sulfhídrico. La población general puede estar expuesta a niveles bajos de ácido sulfhídrico como resultado de liberaciones accidentales o intencionales desde fábricas de papel; perforación y refinación de gas natural; y de áreas de actividad geotérmica alta tales como manantiales de aguas termales.

Las personas que trabajan en ciertas industrias pueden estar expuestas a niveles de ácido sulfhídrico más altos que la población general. Estas industrias incluyen la manufactura de tejidos de rayón, manufactura de pulpa y papel; operaciones de perforación de petróleo y gas natural; y plantas de tratamiento de aguas residuales. Los trabajadores en fincas con fosos donde se almacenan abonos o en vertederos pueden estar expuestos a niveles de ácido sulfhídrico más altos que la población general. Como miembro del público en general, usted podría estar expuesto a cantidades de ácido sulfhídrico más altas que lo

normal si vive cerca de una planta de tratamiento de aguas residuales, cerca de donde se conducen operaciones de perforación de petróleo y gas natural, cerca de una finca donde hay ganado o se almacena abono o cerca de un vertedero. La exposición debido a estas fuentes ocurre principalmente al respirar aire que contiene ácido sulfhídrico.

2.2.3. Cisteína y sus aplicaciones. –

La cisteína, principalmente como enantiómero L, es un precursor utilizado en la industria alimenticia, en la industria farmacéutica y en la industria del cuidado personal. Una de sus mayores aplicaciones es la producción de sabores. Por ejemplo, la reacción de cisteína con azúcares en la reacción de Maillard produce sabores de la carne. En el campo de productos para el cuidado personal, la cisteína es usada como permanente predominantemente en Asia, ya que la cisteína es usada para romper los puentes disulfuros que se encuentran en la queratina del cabello. La cisteína es un objetivo muy popular en laboratorios a la hora de investigar estructuras biomoleculares. En 1994, en estudios en cinco de las principales compañías tabaqueras se observa que la cisteína es uno de los 599 aditivos de los cigarrillos. Como muchos aditivos del tabaco, su uso a propósito es desconocido (Hui,2001)

2.2.4. Etilendiamina, y sus aplicaciones. –

Según Quiñoa, Riguera, y Vila (2006) La etilendiamina es un líquido incoloro con olor a amoníaco que se disuelve en el agua formando una disolución de pH básico. Es un compuesto orgánico, fuertemente básica Su fórmula semidesarrollada es: $H_2NCH_2CH_2NH_2$ y su fórmula desarrollada es: $C_2H_8N_2$. Sus vapores más pesados que el aire son inflamables y pueden producir mezclas explosivas con el aire. La etilendiamina se usa como solvente de caseína, albúmina y Azufre. Se usa como emulsificante, estabilizante para látex de caucho, inhibidor en soluciones anticongelantes y como intermediario en la síntesis de agentes quelantes y fungicidas de carbamato.

Asimismo, menciona que la fórmula semidesarrollada muestra todos los átomos que forman una molécula covalente, y los enlaces entre átomos de carbono (en compuestos orgánicos) o de otros tipos de átomos. No se indican los enlaces carbono-hidrógeno. Es posiblemente la fórmula química más empleada en química orgánica, aunque no permite ver la geometría real de las moléculas. La etilendiamina es irritante en contacto con la piel, al inhalar los vapores o en contacto con ojos y las mucosidades. Al ingerirlo daña riñones e hígado.

La etilendiamina se utiliza en grandes cantidades para la producción de muchos productos químicos industriales. Forma derivados con ácidos carboxílicos (incluidos ácidos grasos), nitrilos, alcoholes (a temperaturas elevadas), agentes alquilantes, disulfuro de carbono y aldehídos y cetonas. Debido a su naturaleza bifuncional, con dos aminas, forma fácilmente heterociclos como imidazolidinas.

Precursor de quelantes, fármacos y agroquímicos. Es un derivado más destacado de la etilendiamina es el agente quelante EDTA, que se deriva de la etilendiamina mediante una síntesis de Strecker con cianuro y formaldehído. La hidroxietiltilendiamina es otro agente quelante de importancia comercial. Numerosas sustancias bioactivas y fármacos contienen el enlace N-CH₂-CH₂-N, incluidos algunos antihistamínicos. Las sales de bisditiocarbamato de etileno son fungicidas comercialmente importantes con los nombres comerciales Maneb, Mancozeb, Zineb y Metiram. Algunos fungicidas que contienen imidazolina se derivan de la etilendiamina (Hui,2001).

2.2.5. Proceso de tratamiento de efluentes gaseosos: Eliminación de gases contaminantes. -

Los efluentes gaseosos son sustancias (gases, aerosoles, material particulado, humos negros, nieblas y olores) que se vierten a la atmósfera a través de conductos o como emanaciones difusas (Condori, 2013).

Según Martínez, (2004) los efluentes industriales son las corrientes residuales tanto en forma líquida, sólida o gaseosa originados durante los procesos

industriales. En dichos efluentes industriales, se pueden encontrar sustancias contaminantes disueltas y/o en suspensión. Las sustancias disueltas pueden ser compuestos orgánicos (DQO soluble) o inorgánicos (iones) que pueden presentar cierta toxicidad. Asimismo, en las sustancias en suspensión también pueden tener naturaleza orgánica o inorgánica.

El proceso de tratamiento de efluentes gaseosos es complejo, debido a la complejidad de las sustancias que se presentan. En la práctica nos obliga a emplear una combinación de procedimientos de limpieza de los gases, en estos casos se usan combinación de sistemas de eliminación de partículas (Arteaga,2010)

Existen cuatro formas para el tratamiento o reducción de efluentes gaseosos contaminantes:

- Reducir o eliminar el proceso de producción.
- Hacerlos reaccionar en procesos químicos que generen menos gases contaminantes.
- Extraer el producto indeseable por absorción (transferencia gas-líquido) por adsorción (gas-sólido).

En los procesos de tratamiento de efluentes gaseoso, los sistemas de eliminación de gases son los siguientes:

1. Absorción física y absorción con reacción química. -

Son técnicas que se usan para la eliminación de gases haciendo una transferencia de gas con un líquido, empleándose para dicha transferencia aparatos llamados absorbedores y reactores no catalíticos gas-liquido, haciéndose de la siguiente manera: se hace circular con el gas, un líquido capaz de disolver el agente que se desea separar o reaccionar con él formando productos de uso comercial (Machaca, 2011).

Los diferentes absorbedores y reactores gas-liquido son:

a) Torre de platos. - la torre está dividida en platos o bandejas perforadas, el cual líquido va descendiendo por rebose. El gas circula a contracorriente burbujeando a través del líquido por los orificios perforados. El contacto gas-líquido será mejor cuanto más pequeñas sean las burbujas del gas.

b) Torres de relleno: las torres están rellenas por un material inerte y el líquido se introduce por la parte superior formando una película sobre los elementos de relleno para lograr una gran superficie de contacto. El gas se introduce por la parte inferior a contracorriente.

2. Adsorción. - es un proceso de retención de sustancias desde la fase gaseosa o la líquida a la superficie de un sólido. El sólido se llama *adsorbente* y la sustancia a elimina de la corriente se llama *adsorbato*. Los materiales absorbentes más usados son: carbón activo, gel de sílice y alúmina. Los sistemas pueden ser:

a) Adsorbedor de lecho fijo. - De son los sistemas más habituales y consiste en pasar el gas contaminado a través de un lecho fijo de adsorbente.

b) Adsorbedor de lecho fluidizado. Los lechos fluidizados eliminan la necesidad de duplicar el equipo, ya que los procesos de adsorción y regeneración pueden ser llevados a cabo continuamente en el mismo lecho. Se está aplicando a emisiones ácidas, CO₂, SH₂, NO_x, eliminación de compuestos orgánicos volátiles

2.2.6. Procesos heterogéneos no catalíticos gas-líquido. -

Según Machaca (2011). los procesos heterogéneos no catalíticos gas-líquidos, son aquellos procesos de transformación donde las reacciones químicas ocurren mediante el contacto de sustancias reaccionantes iniciales (carga) en diferentes fases (gas-líquido) puestas a las condiciones definidas de temperatura, presión y concentración, para transformar en nuevas formas moleculares llamadas productos.

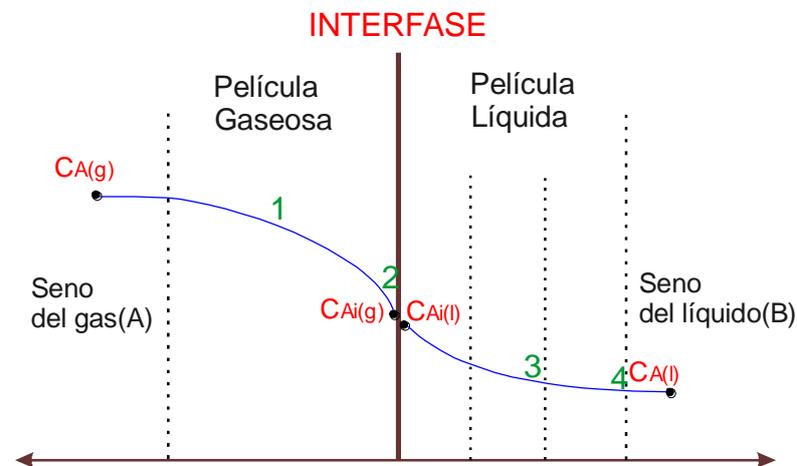
Son muy frecuentes en la industria química obedeciendo a necesidades de síntesis, separación o selectividad, la presencia de estos sistemas heterogéneos no catalíticos gas-líquido, es decir, no se limita a la industria química, sino que también están presentes en procesos de la descontaminación ambiental, metalúrgicos, fisiológicos y biológicos.

2.2.7. Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas Gas-Líquido.

Etapas del proceso:

Figura 1

Perfil de concentración Gas-líquido



1. Transporte del Reactante A desde el seno del fluido hasta la superficie de la Interfase. (r_{TM} ; k_G)
2. Transporte del Reactante A desde la interfase de la película del lado del gas hacia la interfase del lado del líquido. (r_{TM} ; D_A)
3. Transporte del Reactante A desde la superficie de la interfase del lado del líquido hacia el frente de reacción o al frente del fluido. (r_{TM} ; k_G)
4. Reacción del componente A con el componente B en la película del líquido o masa principal del líquido. (r_{Rxn} ; k)

5. Transporte del producto desde el frente de reacción o en la película del líquido hacia el seno del fluido líquido. (r_{TM} ; Kg).

La velocidad total del proceso será:

$$r_{\text{proceso}} = r_{TM\text{gas}} + r_{\text{Difusión}} + r_{TML\text{íquido}} + r_{Rxn} + r_{TM\text{Producto}}$$

$$r_{\text{proceso}} = \left[\frac{1}{\frac{1}{k_G a} + \frac{1}{k_L a F_A} + \frac{1}{k C_B^n f_L}} \right] \times P_A \quad (1)$$

Características del sistema gas – líquido

1. El desplazamiento de una fase a otra limitará la solubilidad de equilibrio de los reactantes. Siendo este factor que influye en la formación de la ecuación cinética de la reacción.
2. La velocidad global del proceso toma en cuenta la velocidad de transporte de materia y la velocidad de reacción.

$$r_T = r_{TM} + r_{Rxn} Q_{ca}$$

3. Método de contacto; el sistema o el recipiente para que las dos fases entren en contacto.

G – L : Contacto semicontinuo

L – L : Contacto en contracorriente

Contacto discontinuo

Flujo de mezcla perfecta (mezclador – sedimentador)

Corrientes directas

Modelos que intervienen en el proceso gas – líquido:

1. Modelo de la Película (doble película) la del gas y la del líquido: Whitman 1923.
2. Modelo de la Renovación de la superficie o de penetración de Higbie 1935 – Danckwert 1951.
3. Modelo de la Película – Penetración Toor y Marcelo 1958.

2.2.8. Reactores heterogéneos no catalíticos gas-liquido

Los reactores heterogéneos no catalíticos gas-liquido son recipientes cilíndricos donde se lleva a cabo gran número de reacciones industrialmente importantes entre un gas y un líquido, y entre liquido-liquido inmiscibles. En algunas ocasiones, el líquido es simplemente el medio de reacción que contiene al otro reactante no catalítico, y los reactantes y productos son todos gaseosos. En otros casos, el objetivo es separar un componente de una mezcla gaseosa, como el H_2S , mediante su absorción en un líquido. En este caso, aunque podría utilizarse agua pura para la absorción del H_2S , si se utiliza una disolución alcalina de hidróxido sódico, carbonato potásico, o de etanolaminas, tanto la capacidad como la velocidad de absorción del líquido aumentan considerablemente debido a la reacción química con la etanolamina presente en la fase líquida

Tipos de reactores gas-liquido.

1. Reactor de tanque agitado
2. Reactor de torre o columna
3. Reactor de torre de burbujeo
4. Reactor de torre de relleno
5. Reactor de torre de platos perforados
6. Reactor de torre de lluvia
7. Reactor de torre de puente con recirculación externa

1. 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 las reacciones intermedias de pseudo primer orden y para reacciones intermedias de 2do orden.

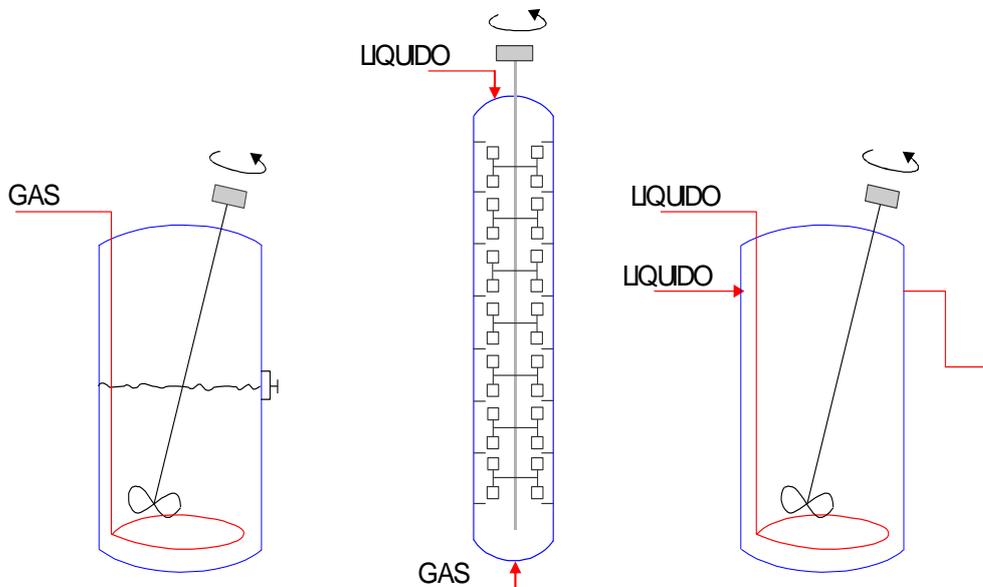
Desventajas

No son usados para reacciones con sustancias corrosivas de presión y/o temperaturas altas, así mismo no son adecuados caudales elevados de gas.

Ejemplo: Reacción de oxidación parcial en fase líquida de o-xileno a ácido o-metil benzoico (Machaca, 2011 ; Astarita, 1961).

Figura 2.

Reactores tanque agitado gas- líquido



2. Reactores torre de burbujeo. -

- Son los reactores donde la columna está llena 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 a las 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 4×10^{-4} m/s

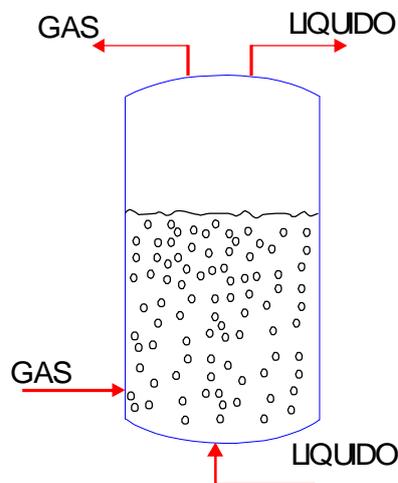
El número de Hatta $\gamma = 0.035 - 0.14$

Desventajas:

La coalescencia de la burbuja provoca grandes calidades del gas, y por lo consiguiente baja la eficiencia del contacto G – L. Esto se puede evitar rellenando con empaques, y operando en torre de un modo de inundación (Machaca, 2011 ; Astarita, 1961).

Figura 3.

Reactores torre de burbujeo gas- líquido



3. 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 baja.

- La reacción se concibe como una absorción acelerada.

- 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.

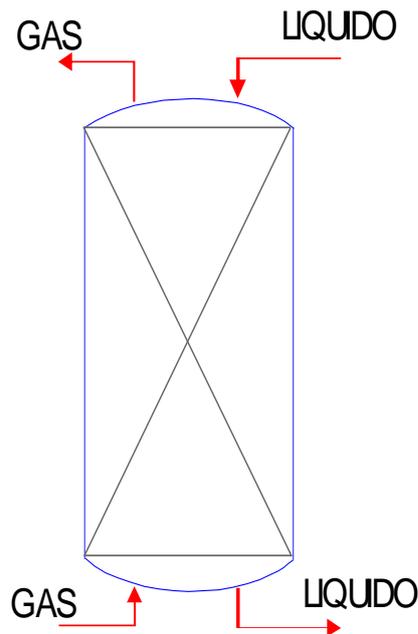
El coeficiente de transferencia en estos reactores toma los valores de:

El coeficiente de transferencia $K_L = 1 \times 10^{-4}$ a 4×10^{-4} m/s

El número de Hatta $\gamma = 0.069 - 0.35$

Figura 4.

Reactores torre de relleno gas- líquido



Los reactores de columnas de relleno son sin duda las más simples y tradicionales para los sistemas Gas-Líquido. En principio la columna dispone de un plato de soporte sobre el cual se deposita el relleno (anillos Raschig, pall, intalox, sillas berl, ...) distribuido al azar o algunas veces de forma ordenada. Las características de estos lechos (a , d_p , fracción de huecos, factor de empaquetamiento) están perfectamente establecidas. El líquido fluye por gravedad y un plato distribuidor, situado en la cabeza de la columna, permite asegurar una distribución uniforme. El flujo del gas suele ser en contracorriente, pero también son posibles la cocorriente y la corriente cruzada. En general, se aplica en este contexto todo lo que aplica en las columnas de relleno para operaciones de absorción puramente físicas (Machaca, 2011; Astarita, 1961).

DESVENTAJAS:

No son adecuados para caudales elevados del gas.



4. 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

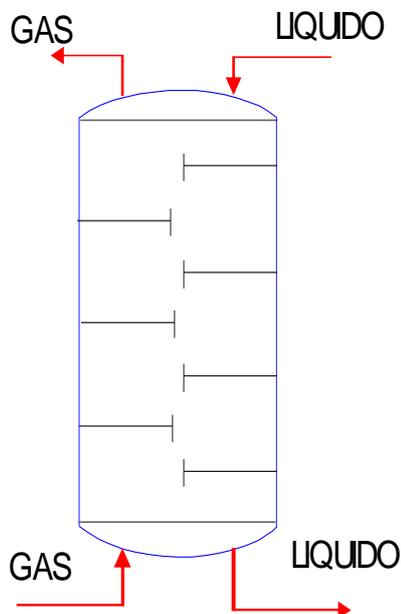
Platos perforados

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.

Figura 5.

Reactores torre de platos gas- líquido

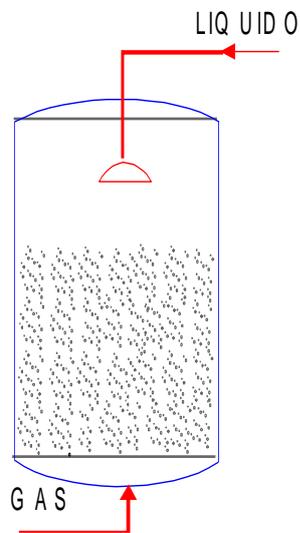


4. Reactor de lluvia

- 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 cualecen al descender, por lo tanto, disminuye el área rápidamente.
- Se usan para reacciones relativamente rápidas.

Figura 6.

Reactor de torre de lluvia gas- líquido



2.3. Marco conceptual. -

En el presente trabajo se ha investigado y analizado las condiciones óptimas del proceso de absorción y reacción del sulfuro de hidrogeno y del amoniaco proveniente del efluente gaseoso de plantas industriales con una solución de etanolamina, y en base a ello se ha diseñado el reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

En un equipo llamado reactor, el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, consiste en absorber el sulfuro de hidrogeno y amoniaco (solute) por la acción del solvente (solución de etanolamina) para obtener la cisteamina y etilendiamina. Esto implica la elección del solvente reaccionante y las condiciones de operación del proceso de obtención que satisfaga las normas de productos establecidos y la instalación de un equipo que asegure el buen rendimiento en el proceso de tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes proveniente de plantas industriales, primero se analizara el proceso de absorción con reacción química termodinámicamente posible del sulfuro de hidrogeno y amoniaco, y se hacen una comparación entre los resultados obtenidos para finalmente predecir las variables de diseño a escala Industrial. Por consiguiente, el diseño final del equipo no es un proceso a priori, sino que está dado a través de una realimentación.

También se evaluarán las diversas alternativas de diseño de reactores y sus unidades, en función de las alternativas seleccionadas para dar mayor estabilidad y/o mejores propiedades al producto.

Luego de analizar el proceso de absorción con reacción química de efluentes gaseosos contaminantes y la cinética de las reacciones químicas heterogéneas no catalíticas gas-liquido incluyendo el balance de materia, transferencia de materia y energía, se inicia con el planteamiento de las variables de diseño del reactor, calculando la capacidad o volumen, que nos conduce a la obtención de datos reales para el dimensionamiento detallado del reactor para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales obteniendo productos químicos de uso industrial, es decir la determinación de la geometría del reactor, de lo cual se obtienen los datos de construcción, luego se ha determinado las especificaciones de los materiales a usar para la construcción del reactor, y este sería el procedimiento para el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.

Finalmente se ha evaluado el impacto de todas las variables que afectan al diseño del reactor para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, incluyendo materias primas y/o tipo de solventes reactantes, efecto de transferencia de masa para dar con las condiciones óptimas de operación, y de esta manera aportar una tecnología selectiva técnica y económicamente rentable para el control ambiental de procesos industriales.

2.4. Definiciones de términos básicos. -

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

Efluentes Gaseosos. - son sustancias (gases, aerosoles, material particulado, humos negros, nieblas y olores) que se vierten a la atmósfera a través de conductos o como emanaciones difusas.

Cisteína. - Es un α -aminoácido con la fórmula química HS-CH₂-CHNH₂-COOH. Se trata de un aminoácido no esencial, que ejerce una acción desintoxicante que ayuda al organismo a limpiarse. Es antioxidante y evita que las células se oxiden.

Etilendiamina. - Es un líquido incoloro con olor amoniacal que se disuelve en el agua formando una disolución de pH básico. Sus vapores más pesados que el aire son inflamables y pueden producir mezclas explosivas con el aire.

Tecnología- Es el conjunto de reglas técnicas que se apoyan en un fundamento científico, necesarias para la fabricación de uno o más productos, y para establecer una empresa con ese fin (El saber hacer)

Cinética de las reacciones químicas. - Es la rapidez de las reacciones químicas y estudian los factores que influyen en la rapidez de un proceso químico, como lo son la temperatura, los cambios de concentración de reactantes, la adición de catalizadores, modificación de PH (potencial de hidrógeno), constante dieléctrica, etc.

Procesos. – Secuencia de un conjunto de fases sucesivas de un fenómeno natural o artificial.

Procesos heterogéneos no catalíticos. – Son aquellos donde la reacción química involucra a los reactantes en diferentes fases (Gas-Líquido, sólido-líquido, gas-líquido-sólido) para transformar en nuevas formas moleculares llamados productos.

Reactor. - Recipiente o sistema donde ocurre una transformación de las reacciones químicas a las condiciones de operación favorables.

Reacción. - Es la transformación de carácter químico.

Diseño detallado de ingeniería. -

Es el conjunto de cálculos matemáticos, diagramas detallados y hojas de especificaciones que se deben llevar a cabo para producir planos y documentos complementarios que sirvan posteriormente para la adquisición, instalación, fabricación de equipos, así como extractores, tanques a presión, intercambiadores, hornos, tuberías.

Diseño de reactores heterogéneos no catalíticos gas-líquido

Diseñar reactores consiste en determinar la capacidad del sistema para transformar el reactante en producto mediante las condiciones de operación establecidas, es decir, con el tamaño determinado debe lograr la eficiencia deseada.

Endulzamiento del gas natural. -

Es la remoción de los gases ácidos de la corriente del gas. Esta remoción puede realizarse a través de varios procesos, como lo son la absorción de los gases ácidos, con solventes químicos, físicos y mixtos.

Reactor de torre de relleno No catalítico gas-líquido. - Son recipientes cilíndricos tubulares donde las partículas reaccionantes y el fluido correactante, se mueven y fluyen continuamente en flujo paralelo, o en contracorriente.

III. HIPOTESIS Y VARIABLES. -

3.1. Hipótesis (general y específicas)

3.1.1. Hipótesis General. -

La aplicación del fundamento de la ingeniería de diseño de reactores no catalíticos incide de manera significativa en el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.

3.1.2. Hipótesis Específica. -

1. La aplicación de los fundamentos de la ingeniería de procesos nos permitirá analizar el proceso de absorción y reacción del sulfuro de hidrogeno y del amoniaco proveniente del efluente gaseoso de plantas industriales con una solución de etanolamina.

2. La aplicación de los fundamentos de la ingeniería de diseño bien formulada nos permitirá evaluar las variables, y el modelo de diseño del reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.

3. La aplicación del procedimiento de diseño de ingeniería de detalles nos permitirá diseñar detalladamente el reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.

3.2. Definición conceptual de las variables. -

Las variables son las siguientes:

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

Variable dependiente:

X = Diseño del reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

Variables independientes:

Y₁ = Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido

Y₂ = Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño del reactor heterogeneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

Variables intervinientes:

- Rendimiento de la reacción.
- Eficiencia del equipo

3.2.1. Operacionalización de la variable (dimensiones, indicadores, índices, métodos y técnica). -

La definición operacional de la variable para el proyecto de investigación se muestra en la tabla 1.

Tabla 2
Operacionalización de variable

VARIABLE DEPENDIENTE	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
X = Diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.	m ³ m m	- Volumen del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales. - Altura del equipo - Diámetro del equipo	Lógico-hipotético-deductivo Analítico. Observacional - experimental. Modelación
VARIABLES INDEPENDIENTES	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
Y ₁ = Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido.	Mol/m ³ s	Velocidad de reacción gas-liquido.	Lógico- hipotético deductivo. Observacional-experimental. Analítico. Modelación.
Y ₂ = Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales a nivel banco.	m ³ /s m ³ /s atm, °C h	a) Flujo de alimentación del efluente gaseoso contaminante (sulfuro de hidrogeno, amoniaco) b) Flujo de alimentación del solvente reactante(etanolamina) c) Condición de operación (presión, temperatura). d) Tiempo de reacción	Lógico- hipotético deductivo. Observacional-experimental. Analítico. Modelación.

IV.- DISEÑO METODOLOGICO.

4.1. Tipo y diseño de la investigación.

4.1.1. Tipo de la Investigación. -

El presente trabajo es una investigación predictiva y aplicada, y se encuentra ubicado dentro del área de Ingeniería y tecnología química con la codificación de acuerdo con la UNESCO 3303.09 otros (Diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales), porque responde a los fundamentos de la Ingeniería de diseño y a los aspectos tecnológicos ambientales.

4.1.2. Diseño de la investigación. -

a) Investigación bibliográfica:

Revisión de la bibliografía sobre el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

Búsqueda, recopilación, organización, valoración, crítica, selección e información bibliográfica sobre procesos de reacción heterogénea no catalítico gas-liquido.

b) Análisis del proceso de reacción heterogénea no catalítica del gas- liquido de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

c) Análisis y diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

d) Determinación del modelo y de las variables de diseño del equipo reactor heterogéneo no, catalítico gas-liquido.

e) Diseño detallado del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

4.2. Método de investigación

Método lógico-hipotético-deductivo.

Método observacional-experimental.

Método analítico.

Método de la modelación

4.3. Población y muestra. -

El criterio de población y muestra no es aplicable al presente trabajo por ser una investigación sustantiva tecnológica comunicativa.

4.4. Lugar de estudio y periodo desarrollado. -

El presente trabajo de investigación se ha desarrollado en el Laboratorio de Operaciones y Procesos Unitarios de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao en el periodo de 12 meses del 01/03/2022 al 28/02/2023.

4.5. Técnicas e instrumentos para la recolección de la información. -

Las técnicas del procedimiento lógico que se utilizará para la recolección de la información serán:

- Técnica deductivo, observacional y cuantitativo de evaluación del proceso de absorción con reacción química del tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.
- Técnica experimental, y observacional para la determinación de los parámetros de diseño del reactor.
- Técnica cuantitativa de ingeniería de diseño, para el diseño detallado del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

4.6. Análisis y procesamiento de datos.

En el trabajo de investigación planteado, el procesamiento de datos se ha llevado a cabo mediante las siguientes unidades de análisis:

4.6.1. Fundamento de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

En los reactores de columnas empacadas, la transferencia de materia se hace de forma continua. El reactor de columna empacada o torre de relleno más común es la que consiste en un recipiente cilíndrico que contiene el material inerte en su interior. Este material inerte, es el que recibe el nombre de empaque o relleno y cuyo objetivo es proporcionar una superficie de contacto más amplia entre el gas y el líquido despojador, de esta manera aumenta su turbulencia y, por tanto, mejora su eficiencia de absorción y el rendimiento de reacción. Además, se les suelen colocar pantallas deflectoras en las paredes de forma que éstas devuelvan la corriente de líquido absorbente hacia el centro, ya que dicha corriente tiende a acumularse en las paredes. La mayoría de estos contactores son muy semejantes entre sí. Existen diferentes tipos de relleno o empaques muy variados en cuanto a su forma y tamaño, siendo los de uso más frecuente los empaques de anillos y sillas o monturas, y los anillos son cilindros huecos que tienen igual altura que diámetro externo (Prasad et al., 2011).

En estos reactores de columnas empacadas, el líquido y el gas pasan en corrientes paralelas, o en contracorriente, a través de los huecos que deja el material de relleno. El líquido se distribuye sobre el relleno en forma de película y el gas forma una fase continua. La cantidad de líquido retenido es baja. Estos reactores son utilizados a menudo para la absorción de un constituyente de una fase gaseosa, y la reacción se concibe como una absorción acelerada. La caída de presión para la fase gaseosa es relativamente baja, por lo que las torres de relleno son muy adecuadas para tratar caudales elevados de gas. Asimismo, son utilizadas para tratar corrientes corrosivas por la facilidad de construcción y de elección de materiales.

Los antecedentes bibliográficos mencionan que se suelen situar estos empaques en forma aleatoria o al azar en el interior del reactor de columna quedando inclinados respecto al eje de esta, dando lugar con esto a la circulación de los fluidos en forma de zig-zag. Los más conocidos son los anillos Raschig y los anillos Lessing, entre otros. En cuanto a las sillas o monturas, se trata de un relleno que ofrece menores pérdidas de presión que los anillos, pero tienen un coste más elevado. Cabe indicar que, cuando se trata de un proceso en el que se necesite un reactor de torre de relleno, se suele optar por instalar varias más pequeñas colocadas en serie. Del mismo modo, cuando la cantidad de líquido necesaria para disolver el gas es demasiado pequeña para mojar la superficie de relleno necesario, se suelen montar varias unidades colocadas en serie con recirculación de líquido. Aunque en las columnas de relleno, el gas y el líquido pueden circular en paralelo, es más usual la operación en contracorriente (Kreangkrai et al., 2010).

Los reactores de columna de relleno son sin duda las más simples y tradicionales para los sistemas Gas-Líquido. En principio la columna dispone de un plato de soporte sobre el cual se deposita el relleno (anillos Raschig, pall, intalox, sillas berl) distribuido al azar o algunas veces de forma ordenada. Las características de estos lechos (a , d_p , fracción de huecos, factor de empaquetamiento) están perfectamente establecidas. El líquido fluye por gravedad y un plato distribuidor, situado en la cabeza de la columna, permite asegurar una distribución uniforme. El flujo del gas suele ser en contracorriente, pero también son posibles la cocorriente y la corriente cruzada. En general, se aplica en este contexto todo lo que aplica en las columnas de relleno para operaciones de absorción puramente físicas (Machaca, 2011).

Algunas aplicaciones de la absorción son la producción industrial de disoluciones ácidas o básicas en agua, la eliminación de SO_2 de gases de combustión con disoluciones acuosas de hidróxido sódico o la recuperación

de gases ácidos como H₂S y CO₂ con disoluciones de alcanolaminas (Prasad et al., 2011; Kreangkrai et al., 2010).

El diseño del reactor condiciona en gran medida el éxito de una planta química. Esto es así porque, aunque el coste del reactor en sí mismo, incluyendo su equipo auxiliar, a menudo constituye sólo una pequeña parte del coste total en la planta, los procesos de separación de productos y tratamiento de efluentes, una fracción muy significativa no sólo del inmovilizado en la planta, sino sobre todo de sus costes de operación, depende fuertemente de la composición obtenida a la salida del reactor. En el reactor es, además, donde suele encontrarse la mayor complejidad del proceso, las condiciones más severas de presión y temperatura y las mejores oportunidades para el desarrollo del proceso, junto con las probabilidades más altas de un accidente grave en la operación de la planta industrial

Para diseñar un reactor de columna empacada se debe tener en cuenta los siguientes:

1. El problema es determinar la altura (h) y el diámetro (D) del reactor para la reacción del tipo : $A_{(g \rightarrow l)} + bB_{(l)} \Rightarrow R_{(l)}$, en el cual el reactante A se transfiere desde la fase gas para reaccionar con el reactante B no volátil en la fase líquida.

2. La altura del reactor es determinado por balance de materia apropiado. La columna o torre puede tratarse como un continuum físico, y haciendo un balance de materia en el elemento de control de la altura diferencial dh del reactor se obtiene la ecuación para calcular la altura (h) ver Figura 1.

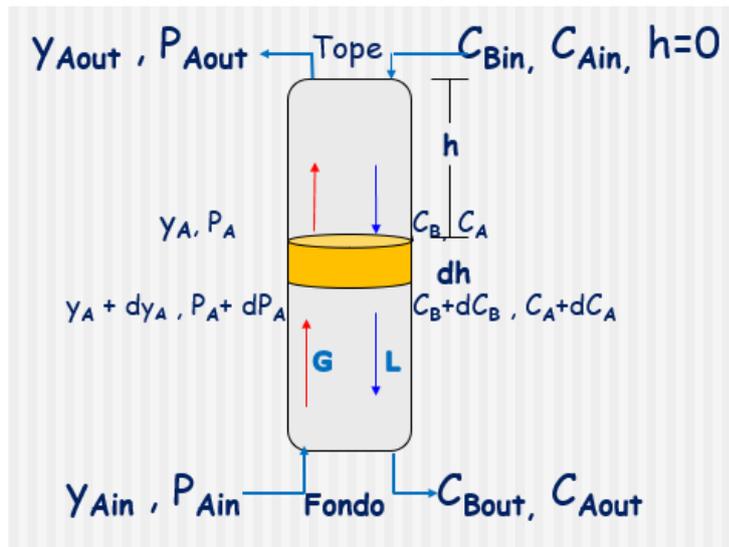
3. Hipótesis para la simplificación:

a) El flujo del gas, F_G y del líquido, F_L son constantes a lo largo del reactor, es decir, el balance de materia de una fase a otra no afecta la velocidad de flujo de cualquiera de las dos fases

b) En cada fase es flujo pistón.

Figura 7

Diagrama del reactor de torre empacado G-L



d) Opera en estado estable

e) El modelo de la doble película es aplicable

f) La altura es medida desde el tope del reactor tal como se ilustra en la figura 1. La composición y la velocidad del flujo de cada línea de alimentación (gas en el fondo y el líquido en el tope) son especificados, directa o indirectamente. Este permite la evaluación de las cantidades de $P_{Ain}, C_{Ain}, C_{Bin}, L(F_L)$ y $G(F_G)$. Las cantidades de P_{Aout} y C_{Aout} no conocidas son determinadas en conjunto con la altura, o el volumen del empaque. La determinación implica el desarrollo de la cinética de las reacciones químicas para los regímenes apropiados:

1. Reacción solamente en el seno del líquido, velocidad de reacción intrínseca relativamente lenta ó.
2. Reacción solamente en la película líquida, reacción relativamente rápida, ó.
3. Reacción en la masa principal y en la película del líquido.

Para el caso 2, $C_A = 0$ a través del seno del líquido y las ecuaciones desarrollados para el caso general (3); $C_A \neq 0$ por consiguiente son simplificados.

De la ecuación de la continuidad para flujo pistón

$$\left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{ingreso del} \\ \text{reactante A al} \\ \text{flujo principal o} \\ \text{al elemento de} \\ \text{volumen} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{reactante A} \\ \text{del elemento} \\ \text{de volumen} \\ \text{del reactor} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{transferencia de} \\ \text{masa del reactante A} \\ \text{a la película líquida} \\ \text{dentro del elemento} \\ \text{de volumen} \end{array} \right]$$

(1)

$$(y_A + dy_A) G A_{st} = y_A G A_{st} + N_{A y=0} a'_i A_{st} dh \quad (2)$$

$$\frac{G}{P_t} * \frac{dP_A}{dh} = N_{A y=0} a'_i \quad (3)$$

4.6.2. Procedimiento de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

Diseñar reactores consiste en determinar la capacidad del sistema para transformar el reactante en producto mediante las condiciones de operación establecidas, es decir, con el tamaño determinado debe lograr la eficiencia deseada.

El procedimiento de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-líquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales es el siguiente:

1. Bases de diseño.

a) Producto: Cisteamina y etilendiamina.

b) Flujo o escala de producción: a nivel de laboratorio

c) Tipo de proceso: transformación heterogéneo no catalítico Gas-Líquido

d) Condiciones de operación:

- Temperatura: 20°C (mayor solubilidad. Revollo, 2011)
- Presión: 4 atm
- Conversión: 99,64%
- Flujo de alimentación del gas: 3×10^{-3} molg/cm² s (Danckwerts, 1970)
- Flujo volumétrico del gas H₂S: 0,018044 L/cm²s (calculado)

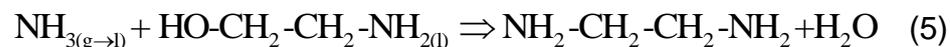
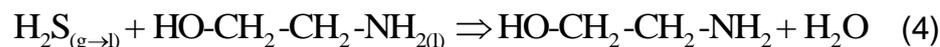
e) Propiedades del Fluido gaseoso:

- Composición del reactante A en la alimentación: 5% de H₂S (Danckwerts, 1970)
- Peso molecular: 34,09 g/molg
- Densidad del fluido: $\rho = 1,36$ Kg/m³
- Viscosidad del fluido: $\mu = 0,0001179$ poise

f) Propiedades del reactante B Monoetanolamina (MEA):

- Concentración: solución de MEA al 30% peso: 0,25 mol /L (Danckwerts, 1970)
- Peso molecular: 61,08 g/molg
- Densidad del fluido a 20°C: 1,012- 1,016 kg/m³
- Viscosidad cinemática del fluido a 23 °C: 20 mm²/s (20 cts.)
- pH: 12 (10%)
- Solubilidad en agua: miscible en cualquier proporción con desprendimiento de calor

g) Sistema de las reacciones químicas del gas efluente:

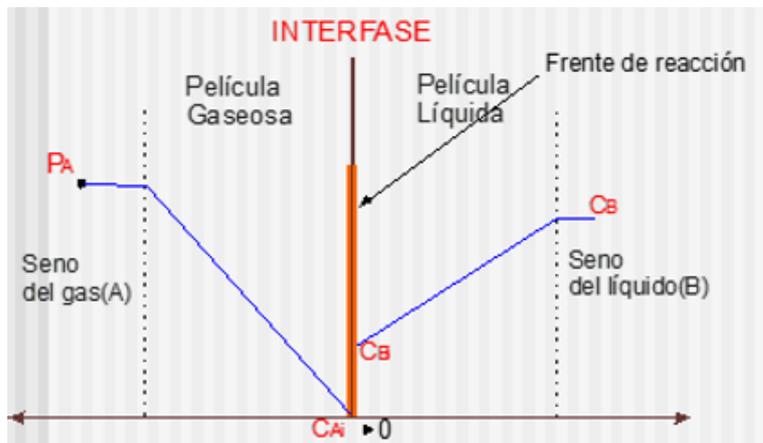


h) Cinética de las reacciones químicas.

La reacción química del H₂S con el MEA (alcanolaminas) ocurre instantáneamente formándose un ion bisulfito. Esta reacción se llama reacción de transferencia directa de protón y ello implica la velocidad de absorción es prácticamente la misma para toda las alcanolaminas, esto indica que es una reacción irreversible de pseudo primer orden, con una constante de velocidad de 4,07x10³ m³/mol. s (Rebolledo librereros, 2006).

Figura 8

Perfil de concentración para reaccion instantánea



Determinación de la ecuación de velocidad total de la reacción:

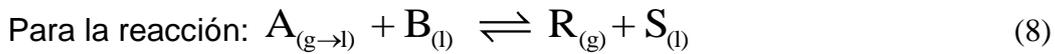
De las etapas del proceso heterogéneo no catalítico gas-líquido relacionando las resistencias de cada etapa del proceso, la termodinámica de equilibrio, solubilidad, calor de reacción, el fenómeno de transporte se tiene:

$$r_A''' = \left[\frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{AL}a F_A} + \frac{H_A}{k C_{BL}f_L}} \right] * P_{Ag} \quad (6)$$

$$-\frac{1}{V_R} \frac{dn_A}{dt} = N_A a = r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_G a} + \frac{H_A}{k_L a F_A} + \frac{H_A}{k C_{BL} f_L}} P_{AG} \quad (7)$$

- Evaluación del modelo de Hatta Y

De la ecuación general del módulo de Hatta:



Cuando se trata de una reacción de neutralización ácido base se considera una reacción irreversible instantánea (Danckwerts, 1970), entonces:



Su ecuación de velocidad de reacción: $-r_A = k_2 C_A C_B$ (10)

Para una reacción irreversible el módulo Hatta Y

$$\gamma = \frac{\sqrt{\frac{2}{n+1} \cdot D_{AL} \cdot k \cdot C_{Ai}^{n-1} \cdot C_{BL}^m}}{k_L} \quad (11)$$

La ecuación general del módulo de Hatta se reduce para una reacción de pseudo primer orden, si $n = 1$ y $m = 1$:

$$\gamma = \frac{\sqrt{D_{AL} \cdot k \cdot C_{BL}}}{k_L} \quad (12)$$

Para determinar el factor de incremento (F_A), se usa la siguiente ecuación

$$F_A = \frac{\gamma \sqrt{1 - \left(\frac{F_A - 1}{\alpha}\right)}}{\text{Tanh} \left[\gamma \sqrt{1 - \left(\frac{F_A - 1}{\alpha}\right)} \right]} \quad (13)$$

El parámetro de crecimiento α es:

$$\alpha = \frac{a D_{BL} C_B H_A}{b D_{AL} P_{Ai}} \quad (14)$$

El factor de incremento para una reacción infinitamente rápida (F_{Ai}) es:

$$F_{Ai} = 1 + \frac{D_{BL} C_{BL} H_A}{b D_{AL} P_{Ai}} \quad \text{si } D_{BL} \cong D_{AL} \quad (15)$$

$$F_{Ai} = 1 + \frac{C_{BL} H_A}{b P_{Ai}} \quad (16)$$

Con los datos siguientes a $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ (Danckwerts, 1970), determinamos el módulo de Hatta

$$D_{AL} = D_{\text{H}_2\text{S-agua}} = 1,5 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{BL} = D_{\text{MEA-agua}} = 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k_g a = 6 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3 \text{ s atm}$$

$$k_L a = 0,030 \text{ s}^{-1}$$

$$k_L = 3 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$H_A = 0,115 \text{ atm L/mol}$$

$$a = 100 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Reemplazando los valores en la ecuación la ecuación 12

$$\gamma = \frac{\sqrt{1,5 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \times 4,07 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{mol s} \times 250 \text{ mol/m}^3}}{3 \times 10^{-4} \text{ m/s}} = 130,32$$

$$\gamma = 130,32 \gg 5$$

El módulo de Hatta calculado indica que la reacción es instantánea o reacción muy rápida, por lo que la resistencia en la película gaseosa controla la velocidad del proceso, esto indica que el gas es muy soluble.

En consecuencia, en la ecuación 6 los términos

$\frac{H_A}{k_L a F_A}$ y $\frac{H_A}{k C_{BL} f_L}$ sus aportes son muy pequeños, entonces la ecuación de la velocidad del proceso no catalítico gas-liquida es:

$$r_A''' = k_{Ag} a P_{Ag} \quad (17)$$

i) Termodinámica de las reacciones

Balance de energía (calor de reacción, entropía, energía libre de Gibbs, calor de disolución)

Entalpia, $\Delta H_f^0_{gas} = -20,5 \text{ kJ/mol}$

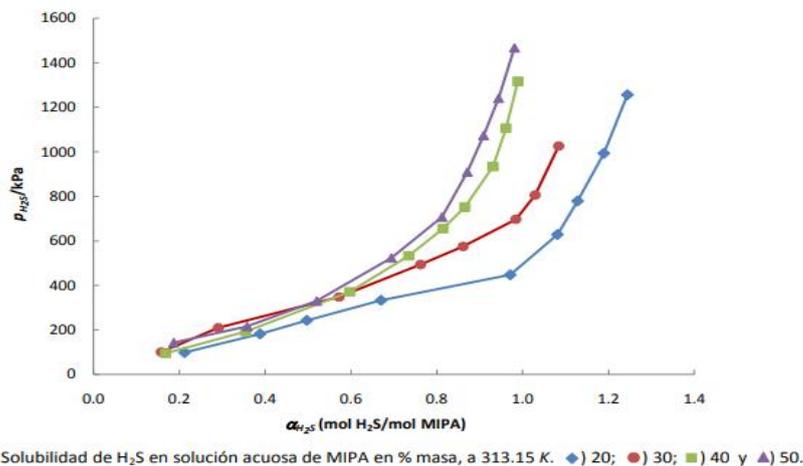
Entropía, $S^0_{gas} = 205,77 \text{ j /mol } ^\circ\text{K}$:

Constante de Henry a 20 °C, $H_A = 483 \text{ atm}$

Entalpia de solución o entalpia de absorción en disolventes:

Figura 9

Solubilidad del H₂S en solución acuosa de monoetanolamina.



Fuente: Rebolledo, 2011

i) Determinación del flujo del líquido de entrada al reactor.

Para el caso que de $C_{A \text{ salida}} \approx 0$, se tiene: (Rase, 1977 y Machaca, 2011)

$$L_{\min} = \frac{G (P_{\text{Ain}} - P_{\text{Asal}})}{P (C_{\text{Bin}})} \quad (18)$$

$$L = \alpha L_{\min} \text{ y } \alpha > 1 \quad (19)$$

Reemplazando datos en la ecuación (18) tenemos:

$$L_{\min} = \frac{3 \times 10^{-3} \text{ mol/cm}^2 \text{ s} (0,2 - 7,073 \times 10^{-4}) \text{ atm}}{4 \text{ atm} \times 0,25 \text{ mol/L}} = 5,97878 \times 10^{-4} \text{ L/cm}^2 \text{ s}$$

$$L' = Q_L = 0,029894 \text{ L/cm}^2 \text{ s}$$

$$Q_g = F_{\text{tg}} \frac{RT}{P} \quad (20)$$

Reemplazando datos en la ecuación (20) tenemos:

$$Q_g = \frac{3 \times 10^{-3} \text{ mol/cm}^2 \text{ s} \times 82,057 \text{ cm}^3 \text{ atm/mol } ^\circ\text{K} \times 293,2 \text{ } ^\circ\text{K}}{4 \text{ atm}} = 0,0180443 \text{ L/cm}^2 \text{ s}$$

$$G' = Q_g = 0,0180443 \text{ L/cm}^2 \text{ s}$$

$$\frac{L}{G} = \frac{0,029894}{0,0180443} = 1,66 \text{ rango (1 a 10)}$$

j) Selección del tipo de reactor o unidad.

Con los parámetros de la cinética de reacciones evaluados se selecciona el tipo de reactor a utilizar comparando con los datos heurísticos así:

$$\gamma = 130,32 > 5$$

$$k_g a = 6 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3 \text{ s atm} = 5,92 \times 10^{-2} \text{ kmol/m}^3 \text{ s bar}$$

$$0,003 \times 10^{-2} \text{ a } 51 \times 10^{-2} \text{ kmol/m}^3 \text{ s bar}$$

$$k_L a = 0,030 \text{ s}^{-1} = 3 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0,04 \times 10^{-2} \text{ a } 102 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$L/G = 1,66 > 1$ (1 a 10) para reactores de columna empacadas

El módulo de Hatta confirma que la reacción es irreversible e instantánea y los coeficientes de transferencia de masa y la relación L/G están en el rango para reactores de columnas empacadas, por lo que, se ha seleccionado el reactor de columna de empaque, cuya ecuación de diseño se muestra en la ecuación (22).

2. Cálculo de capacidad

La capacidad o el volumen del reactor, se determina con las ecuaciones de diseño para los diferentes tipos de reactores.

$$V_R = \frac{\pi}{4} D^2 H (1,2 \text{ a } 1,3) \quad (21)$$

Calculo de la altura del reactor

$$h = \frac{G}{\pi} \int_{P_{A2}}^{P_{A1}} \frac{dP_A}{(-r_A''')} \quad (22)$$

Donde:

H = Altura del reactor.

π = Presión total.

a = Área interfacial o de empaque.

G = Flujo molar total del gas, mol/h m^2 .

D = Diámetro del reactor.

V = Flujo volumétrico.

L = Flujo molar total del líquido, mol/h m^2 .

U_{sg} = Velocidad superficial del fluido gaseoso

$$\int_{h1}^{h2} dh = \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{G}{Pt} * \frac{dP_A}{N_{A y=0} a_i'} \quad (23)$$

Integrando la ecuación (23) se tiene:

$$h = \frac{G}{P_t k_G a} \text{Ln} \frac{P_{A2}}{P_{A1}} \quad (24)$$

$$h = \frac{3 \times 10^{-3} \text{ mol/cm}^2 \text{s}}{4 \text{ atm} \times 6 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3 \text{s atm}} \text{Ln} \frac{0,2 \text{ atm}}{7,073 \times 10^{-4} \text{ atm}}$$

$$h = 70,56 \text{ cm} \times 1,34 = 94,55 \approx 95 \text{ cm}$$

Cálculo del diámetro altura del reactor.

Según, Sahay, 1973, Rase, 1977 y Machaca, 2011.

$$A_{st} = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{Q_g}{u_{sg}} \quad (25)$$

A_{st} = área de sección transversal del reactor.

D = Diámetro del reactor.

Q_g = Caudal volumétrico del gas, $\text{cm}^3/\text{s} = 283,44 \text{ cm}^3/\text{s}$

U_{sg} = Velocidad superficial del fluido gaseoso, $\text{cm/s} = 5 \text{ cm/s}$

$$A_{st} = \frac{283,44 \text{ cm}^3/\text{s}}{5 \text{ cm/s}} = 56,69 \text{ cm}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_{st}}{\pi}} \quad (26)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 56,69}{\pi}} = 8,5 \times 1,2 \approx 10 \text{ cm}$$

$D = 10 \text{ cm}$.

Volumen del reactor, en la ecuación (23):

$$V_R = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} (10\text{cm})^2 \times 95 = 7461,3 \approx 7462\text{mL} \approx 7,5 \text{ L}$$

3. Diseño de detalles o dimensionamiento:

3.1. Diseño del recipiente (espesor del recipiente):

Como la presión de operación es menor a 250 psi se usa la siguiente ecuación de diseño (Machaca, 2013)

Cálculo del espesor del recipiente (Machaca,2013):

$$P_{op} = 5\text{atm} = 74 \text{ Psi} = 74 \text{ lbf/pulg}^2$$

$$P_{hidraulica.} = \gamma_{liq} * H_{liq} \quad (27)$$

$$\text{Peso específico del fluido } \gamma_{liq} = 1,14 = 1140 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_{hidraulica.} = 1140 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 0,35,2 \text{ m} = 401 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2} = 0,0401 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} * 14,22 = 0,5706 \text{ lbf / pulg}^2$$

$$P_{operación} = P_{atmosférica} + P_{hidráulica} \quad (28)$$

$$P_{operación.} = 73,5\text{psi} + 0,5706 \text{ psi} = 74,05 \frac{\text{lbf}}{\text{pulg}^2} < 250 \text{ psi} .$$

$$P_D = P_{op.} + 15,25\text{psi} \quad (29)$$

$$P_D = 89,30 \text{ lbf/pulg}^2$$

$$T_D = T_{operación} + 10 \text{ }^\circ\text{C} \quad (30)$$

$$T_D = 20 \text{ }^\circ\text{C} + 10 \text{ }^\circ\text{C} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

Para recipientes cilíndricos de paredes con acero 306 (parte cilíndrica):

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad (31)$$

P= Presión de diseño interna o externa, 89,30 lbf/pulg²

Eficiencia de la junta E = 0,65

D= Diámetro del recipiente = 3,94 pulg

R=Radio interior del recipiente= 1,97 pulg

S=Valor máximo de esfuerzo permitido del material, libras/pulgadas²

S= 13053,44 lbf/in²

C = Tolerancia a la tracción = 0.0625pulg.

t=Espesor de la lámina de fondo, pulgadas

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} = \frac{\frac{89,30 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 1,971 \text{ pulg}}{\frac{13053 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 0,65 - 0,6 \times \frac{89,30 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2}} + 0,0625 .$$

t = 0,08337 pulg ≈ 3 mm

Para recipientes cilíndricos de paredes de acero 306 (fondo tipo plato):

La presión en el fondo del recipiente, sumando la presión atmosférica y la reserva se tiene = 92,177 lbf/ in², K = 0,0625 para presiones menores a 250 psia.

$$t = \frac{P \times D_T \times K}{2 S E - 0,2 P} + C \quad (32)$$

$$t = \frac{\frac{92,177 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 4 \text{ pulg} \times 1,83}{2 \times \frac{13053,44 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2} \times 0,65 - 0,2 \times \frac{92,177 \text{ lbf}}{\text{pulg}^2}} + 0,0625 = 0,10230 \text{ pulg} .$$

t= 0,10230 pulg = 2,598 mm ≈ 3 mm

Diseño del soporte y distribuidor:

Un reactor de columna de relleno debe tener un distribuidor de gas que muestre un funcionamiento uniforme, evitando así zonas de aireación excesiva o insuficiente en el reactor de columna. Un método de diseño fue propuesto recientemente por Ruff, (1978). Primero se selecciona un diámetro de orificio de perforación que cumpla con los requisitos tecnológicos, como los riesgos de obstrucción, la resistencia mecánica, etc.

Luego se calcula un diámetro crítico del soporte distribuidor con:

$$d_D = 1.13 \left[\frac{G'}{G''} \right]^{1/2}, \text{ ft} \quad (33)$$

G' = Caudal masico del gas, lbm/s = 0,256 mol/s = 0,01575 lbm/s

G'' = Caudal masico del gas, lbm/ft² s = 3×10^{-3} mol/cm² s = 0,20953 lbm/ft² s

$$d_D = 1.13 \left[\frac{0,01575 \text{ lbm/s}}{0,20953 \text{ lbm/ft}^2 \text{ s}} \right]^{1/2} = 0,3098 \text{ ft} = 9,44 \text{ cm}$$

1.4. Datos de construcción. -

Volumen del reactor : 7,5 L

Diámetro : 10 cm.

Altura del reactor : 95 cm.

Altura del lecho + solvente : 70,56 m.

Fondo principal tipo plato:

Altura del fondo : 4,8 cm (fondo abocinado tipo, plato)

Espesor del acero 306 de construcción parte cilíndrica: 3 mm

Espesor del fondo de construcción del fondo tipo plato: 3 mm

Plato de soporte y distribuidor del gas $d_D = 9,44$ cm

Diámetro del orificio del distribuidor, $D_o =$

Empaques: anillos Raschig cerámico de diámetro $d_p = \frac{1}{4}'' = 6,3$ mm

Área específica del empaque, $A_p = 800 \text{ m}^2/\text{m}^3$

Factor de empaque, $F_p = 3300 \text{ m}^2/\text{m}^3$

Fracción vacía del empaque, $1 - \epsilon_B = 0,70$

1.5. Especificaciones. -

Datos operativos:

- Debe tener un recipiente de acero 306, según normas americanas resistentes a la acción de gases corrosivos y tóxicos y a la presión temperatura del solvente extractor.

- Fondo tipo plato.
- Distribuidor con perforaciones de 1/8" = 3,175 mm
- Espesor de plato distribuidor de 2 mm
- Debe tener termocuplas para el control de temperatura de reacción un conmutador, ajustado en un tablero de control.
- Debe tener toma muestra y un aerómetro para marcar las concentraciones en Be.

1.6. Elaboración del plano. – ver figura 10

2. Diseño del tanque de la solución del etanolamina.

2.1. Bases de diseño. -

- Tipo de fluido: solución de etanolamina al 30%.
- Cantidad de solución: 4000 mL
- Características del fluido o propiedades del fluido:
- Peso molecular del etanol, PM = 61,08 g/mol
- Densidad del etanolamina, $\rho = 1,012 \text{ Kg/ m}^3$
- Viscosidad cinemática del etanolamina $\nu = 20 \text{ cst. a } 23 \text{ }^\circ\text{C}$

2.2. Cálculo del volumen del tanque de solución etanolamina. -

Volumen del tanque = 1,2 volumen total = $1,2 \times 4000 \text{ cm}^3 = 4800 \text{ cm}^3$

Volumen del tanque de solución de etanolamina = 4800 cm^3

2.3. Dimensionamiento:

$V_T = 4800 \text{ mL}$

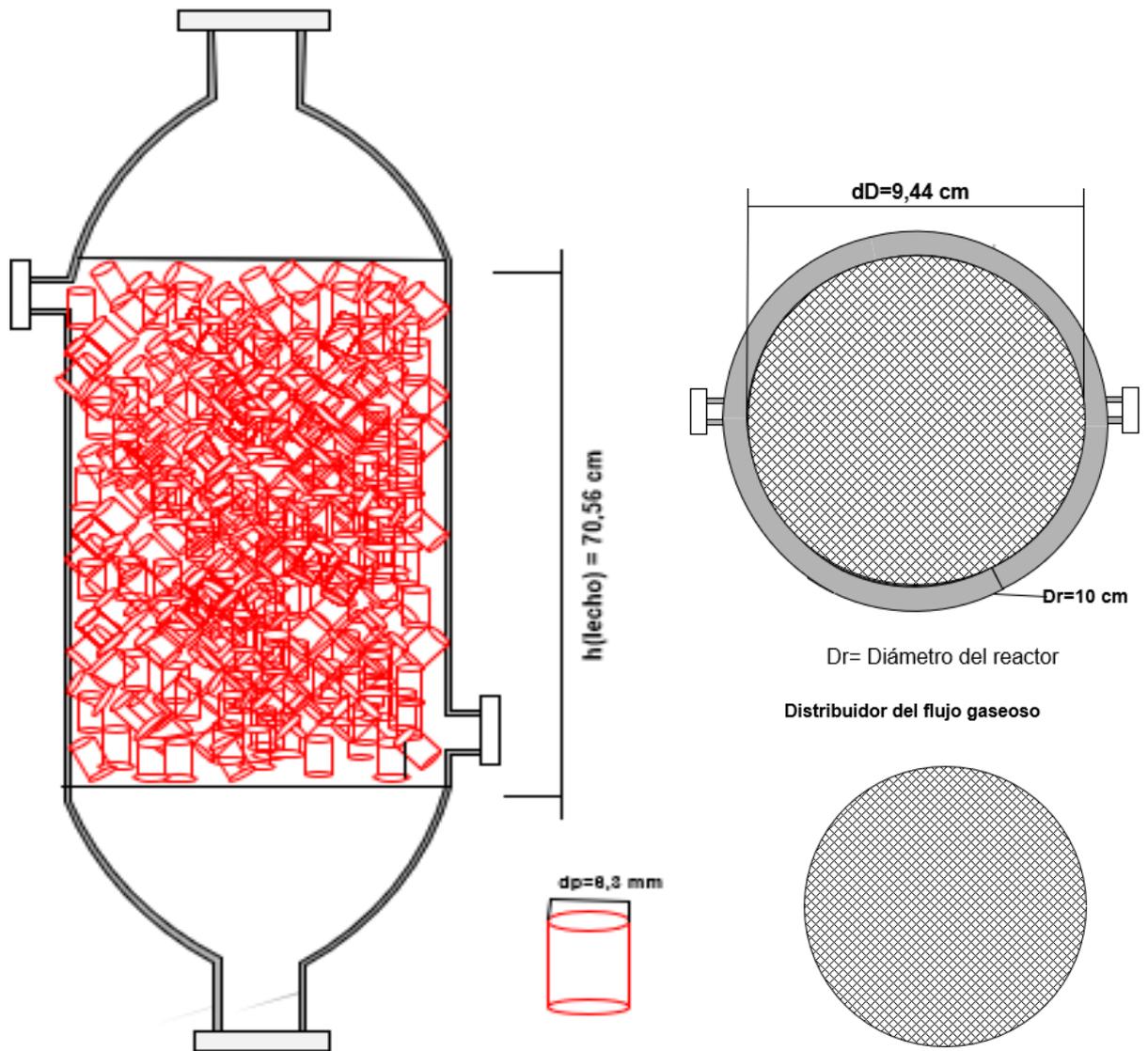
Relación entre $\frac{H}{D} = 1,1$

Diámetro del tanque de calentamiento $4800 \text{ cm}^3 = \frac{\pi}{4} D^2 \times 1,1 D =$

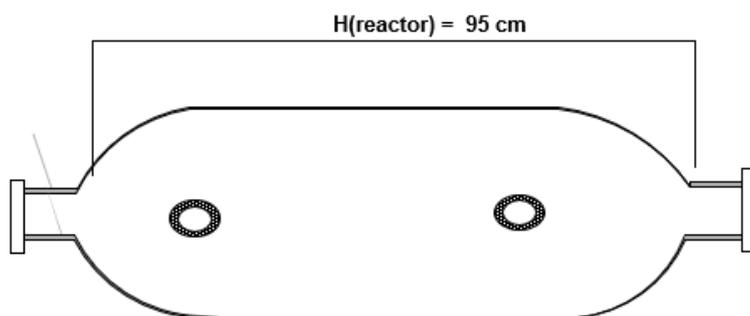
$D = 17,71 \text{ cm}$

Figura 10

Dimensiones del Reactor columna empacada y sus accesorios



VISTA EXTERIOR



Fondo principal tipo plato (tablas):

- $V_f = 23 \text{ mL}$
- Cálculo de la altura de la parte cilíndrica

$$V_E = V_C + V_F \quad (22)$$

$$H_T = 23,4 \text{ cm.}$$

Por lo tanto, el espesor del tanque de vidrio es de 2 mm la parte cilíndrica y el fondo tipo plato de 2 mm de espesor.

Calculando la altura del fondo: de tabla (Machaca,2013)

- $h_f = 1,1 \text{ cm}$

2.4. Datos de construcción. -

Volumen del tanque de solución de etanolamina: 4800 mL

Diámetro : 17,71 cm.

Altura de tanque : 41,0 cm.

Altura del solvente : 19,5 cm.

Altura de la parte cilíndrica : 23,4 cm

Fondo principal tipo plato:

Altura del fondo : 1,1 cm

Espesor del vidrio de construcción parte cilíndrica: 2 mm

Espesor del fondo de construcción del fondo tipo plato: 2 mm

Nipple de carga (2) : 1 cm de diámetro

Nipple de descarga : 1 cm de diámetro

V. RESULTADOS

5.1. Resultados descriptivos. -

No es del caso su aplicación al presente trabajo de investigación, puesto que los resultados descriptivos son aquellos resultados recopilados en unos valores numéricos al aplicar:

- a) Medidas de centralización: moda, media, mediana, deciles, cuartiles, y percentiles.
- b) Medidas de dispersión: desviación típica, varianza, rango, rango intercuartílico.
- c) Medidas de forma: coeficiente de variación de Pearson.
- d) Relación entre variables: coeficiente de correlación lineal, recta de regresión.

5.2. Resultados inferenciales. -

No es del caso, debido que el criterio de población y muestra no fue aplicado a este trabajo de investigación, puesto que, estos resultados inferenciales son provenientes de la muestra de una población del diseño metodológico. Se apoya fuertemente en el cálculo de probabilidades.

5.3. Otro tipo de resultados de acuerdo con la naturaleza del problema y la hipótesis.

Los resultados del presente trabajo de investigación se han obtenido aplicando el procedimiento de la ingeniería de diseño detallado, los cuales se muestran en las tablas de resultados 3, y 4, y Figura 11.

Tabla 3.*Datos de construcción del reactor*

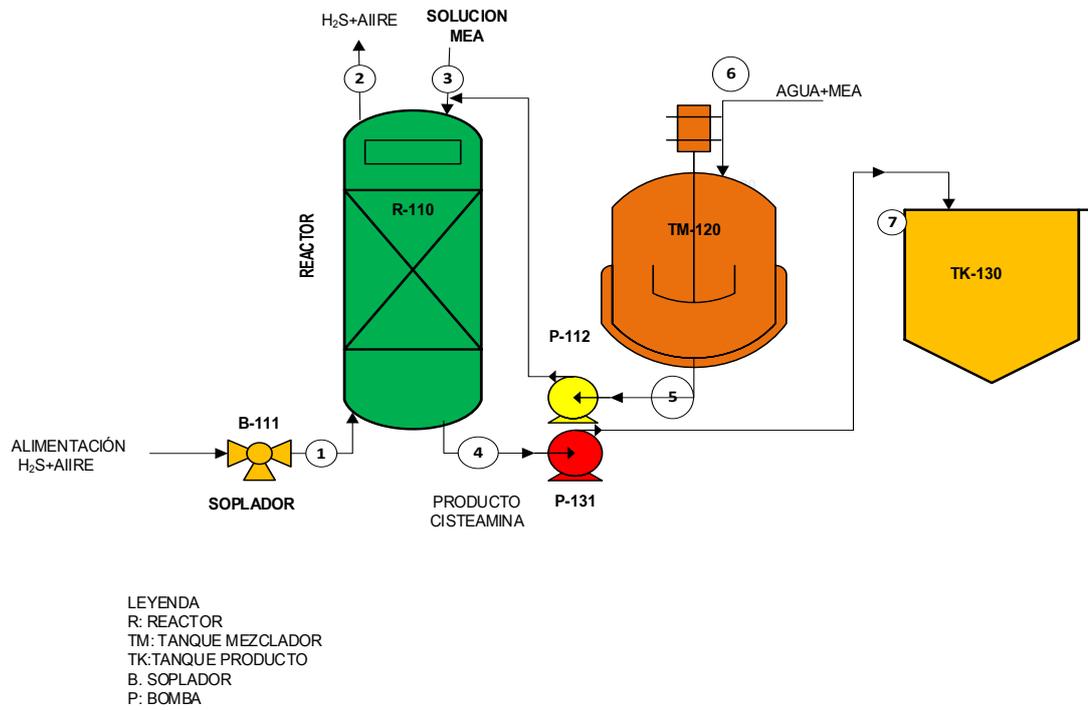
COMPONENTES DEL TANQUE EXTRACTOR	DIMENSIONES Y UNIDADES
Caudal molar de alimentación del flujo gaseoso	$3 \times 10^{-3} \text{ molg/cm}^2 \text{ s}$
Volumen del reactor	7,5 L
Diámetro del reactor	10 cm
Altura del reactor	95 cm
Altura del lecho + solvente	70,56 cm
Fondo tipo plato:	
Volumen del fondo	391 mL.
Altura del fondo	4,8 cm
Espesor del recipiente de acero 306 de la parte cilíndrica	3 mm.
Espesor del recipiente de acero 306 del fondo tipo plato	3mm
Diámetro del distribuidor y soporte	9,44 cm
Diámetro del orificio	1/8" (3,175 mm)
Espesor del distribuidor	4,8 mm
Empaques: anillos Raschig cerámico:	
Diámetro del anillo, d_p	1/4"
Área específica de empaque, A_p	$800 \text{ m}^2/\text{m}^3$
Factor empaque, F_p	$800 \text{ m}^2/\text{m}^3$
Fracción vacía del empaque $1 - \epsilon_B$	0,70

Tabla 4.*Datos de construcción del tanque de solución del etanolamina*

COMPONENTES	DIMENSIONES Y UNIDADES
Volumen del tanque de solución de etanolamina	4800 L
Diámetro del tanque de solución de etanolamina	17,71 cm
Altura del tanque de solución de etanolamina	23,4 cm
Altura de la solución	19,5 cm
Fondo tipo plato:	
Volumen del fondo	23 mL.
Altura del fondo	1,1 cm
Espesor del recipiente de vidrio pyrex de la parte cilíndrica	2 mm.
Espesor del recipiente de vidrio pyrex del fondo tipo plato	2mm
Diámetro de niple de carga	1 cm
Diámetro de niple de descarga	1 cm

Figura 11.

Reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental diseñado para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales



VI. DISCUSION DE RESULTADOS

6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados. -

EL diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, se analizó el fundamento y procedimiento de diseño forma separada para cada unidad, cuyo resultado se muestra en la figura 11. Para la selección y especificación de las partes que componen el equipo completo del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, se tuvo en cuenta su facilidad para la construcción en el mercado nacional. Esto para evitar que, por difícil consecución de una unidad, el equipo entero quede inutilizado y relegado a un rincón del laboratorio de investigación.

Se han evaluado los parámetros que influyen en el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales, considerando la escala de producción, condición de operación, propiedades físicas del fluido gaseosos y líquido, sistema de reacciones del gas efluente con la solución de etanolamina, la cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido evaluando el módulo de Hatta, la termodinámica de las reacciones químicas analizando y evaluando la solubilidad del sulfuro de hidrogeno en función de la temperatura, balance de materia y la relación del L/G parámetros que permitieron seleccionar el tipo de reactor experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

La ventaja del equipo diseñado radica en la alta eficiencia de absorción con reacción química del gas efluente contaminante con la solución de etanolamina formándose cisteamina y etilendiamina como producto de uso comercial. El reto tecnológico está en el escalamiento del reactor experimental de laboratorio a escala banco y escala industrial.

El tanque de preparación de la solución del etanolamina es un recipiente cilíndrico de vidrio con un fondo tipo plato que presenta una conexión exterior a un tubo bridado que transporta la solución reaccionante, y una tapa abocinada tipo plato bridada. La tapa posee tres aberturas o bocas, una abertura central que se conecta al sistema de agitación con un sello mecánico, la otra abertura para la salida de la solución de etanolamina al reactor, este recipiente tiene un volumen nominal de 4,8 litros

6.2. Contratación de los resultados con otros estudios similares. -

Machaca (2011). Ha estudiado la transferencia de masa acompañada de una reacción química en sistemas gas-líquido tiene una gran importancia industrial, fisiológica, biológica y ambiental. También ha tomado en cuenta la cinética de las reacciones químicas heterogéneas no catalíticas gas- líquido.

Nardhani y Chandalia (1969) han estudiado la oxidación con aire en fase líquida del etilbenceno a acetofenona, y mencionan que los factores de difusión no eran importantes y que la velocidad de oxidación estaba gobernada por la reacción química lenta entre el oxígeno y el etilbenceno.

Charpentier (1981). Ha estudiado la velocidad de transferencia de masa con reacción química en absorbedores y reactores químicos, pero no menciona sobre el diseño de reactores para la descontaminación ambiental.

Machaca (2011). Ha estudiado los fundamentos y procedimientos de diseño de reactores heterogéneos no catalíticos gas-líquido y sus aplicaciones en la industria química, a la descontaminación ambiental en forma general, .

Chocho (2019). Ha diseñado a escala laboratorio un reactor para la obtención de biodimetileter (BioDME) que es un gas no tóxico en condiciones normales a partir de CO₂. Tesis de Máster en ingeniería

industrial. Escuela de doctorado y estudios de posgrado de la Universidad de La Laguna- España.

Machaca (2015), Ha analizado y diseñado el reactor de lecho móvil para la incineración de residuos sólidos hospitalarios, mencionado los fundamentos y procedimiento de diseño de reactores no catalíticos Gas-sólido.

Argumé y Sánchez (2004), ha diseñado un reactor experimental para la obtención de gas metano de relleno sanitario GRS, pero no menciona el fundamento y procedimiento de diseño de reactores.

Friendland y Guttel (2021), han publicado los efectos de la transferencia de masa en reacciones gas-líquido en procesos por lotes y continua, indicando el análisis dimensional y simulaciones para oxidación aeróbica, en el cual menciona que, la transferencia de masa en reacciones gas-líquido de los procesos por lotes y continua convencionales utilizando microreactores y microrreactores se considera un paso importante hacia la intensificación del proceso.

Akkarawatkhoosith *et.al.*(2020) han estudiado la aplicación de un contactador microcanal para la absorción o captura de dióxido de carbono utilizando agua como absorbente, especialmente para la aplicación de gas rico en dióxido de carbono y menciona que, la influencia de las condiciones de operación (temperatura, velocidad del flujo volumétrico de gas y líquido, y la concentración del dióxido de carbono en la eficiencia de absorción y el coeficiente de transferencia de masa volumétrica general del lado del líquido. Se destaca un rendimiento excepcional de la captura del dióxido de carbono con el coeficiente de transferencia de masa volumétrica del lado líquido general de $0,26 \text{ s}^{-1}$, pero no menciona sobre el diseño detallado de reactor para la descontaminación ambiental.

6.3. Responsabilidad ética. - El presente trabajo de investigación es netamente teórico-experimental, y se ha procedido con mucha responsabilidad ética en su desarrollo especialmente en la obtención y análisis de los datos y de variables de diseño del reactor experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales

CONCLUSIONES. -

Se logró cumplir eficazmente con los objetivos señalados en el presente trabajo de investigación, cubriendo en todos los aspectos de evaluación de los parámetros de diseño detalladamente.

Se puede observar en los resultados obtenidos, el cumplimiento del fundamento y el procedimiento de diseño de los componentes del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales en forma detallada, estas unidades son:

El reactor que consta de un recipiente cilíndrico cerrado y abocinado, de soporte y distribuidor del fluido gaseoso.

Tanque de preparación de la solución de etanolamina con su sistema de agitación, y alimentación al reactor.

Tanque de recepción del producto obtenido.

Dos bombas, uno para el traslado de la solución de etanolamina al reactor y la otra para la recepción del producto obtenido.

El fundamento y procedimiento de diseño, se llega a lograr la recopilación, y la revisión bibliográfica que requiere la investigación relacionada con el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.

RECOMENDACIONES. -

Al concluir el presente trabajo de investigación, se recomienda:

- 1.** Construir el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales con los datos de construcción y las especificaciones técnicas obtenidas como resultados del diseño detallado para tener como un prototipo en el estudio de la descontaminación ambiental.
- 2.** Realizar el estudio de escalamiento a nivel industrial con los datos de diseño detallado obtenidos a escala banco.
- 3.** Realizar investigaciones para evaluar las condiciones de operación a nivel piloto, y luego a escala industrial con sus respectivos instrumentos de control.
- 4.** Realizar investigaciones el diseño de reactores químicos aplicados a la descontaminación ambiental.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

- Akkarawatkhoosith, N., Nopcharoenkul, w., Kaeuchada, A. y Janne, A. (2020). *Mass transfer correlation and optimization of Carbon dioxide capture in a Microchanel Contactor. A case of CO₂ Rich gas*. Energías, 13 (20), 5465,
- Argumé, A. y Sánchez, C. (2004). *Diseño de un reactor experimental para la obtención de gas metano de relleno sanitario GRS*. Universidad Privada de Tacna. *Circulo de investigación CINADE*. Tacna-Perú.
- Arteaga, B. (2010). *Mitigación del H₂S en la tecnología de inyección con vapor mediante el uso de formulaciones con aminas de origen natural*. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela.
- Astarita, G. (1961). *CO₂ absorption in aqueous monoethanolamine solutions*. Chem. Eng. Sci. 16, 202-207.
- Baorong Wang et al. (2020) *Intensification on mass transfer between gas and liquid in fine bubble jet reactor*. Journal of Environmental Chemical Engineering
- Bolhar- Nordenkamp, M., Friedl, A., Koss, U., Tork, T. (2004) *Modelling selective H₂S absorption and desorption in an aqueous MDEA-solution using a rate based non equilibrium approach*. Chem. Eng. Proc. 43 (6), 701-715.
- Condori, M. (2013). Impactos socioambientales por la fabricación de ladrillos en Huancayo. *Apuntes de ciencia & sociedad*. 03(02).
- Charpentier, J.C. (1981). Mass-transfer rates in gas-liquid absorbers and reactors, en *Advances in Chemical Engineering*, Vol. 11 (Drew, T.B., Cokelet, G.R., Hoopes, J.W., Vermeulen, T., editors), Academic Press, New York.
- Chocho, C.A. (2019). *Diseño a escala laboratorio de un reactor para la obtención de BioDME a partir de CO₂*. Tesis de Máster en ingeniería industrial. Escuela de doctorado y estudios de posgrado de la Universidad de La Laguna- España.
- Chung, B. (2013). Control de los contaminantes químicos en el Perú. *Revista peruana de medicina experimental y salud pública (SciELO Perú)*. V.25, Nº 4. Lima.

- Danckwerts, P.V. (1970). *Gas - liquid reactions*: McGraw-Hill, New York.
- Diaz, I., Lago, C., Rodríguez, Z., Gallardo, I. (2018). Diseño de una columna de absorción de gases en la planta de producción del centro de Bioactivos Químicos. Universidad Central de las Villas- Cuba. *Afinidad LXXV*, 584, p.268.
- Enercon. S.A. (1999), *Corrosión ambiental de los sistemas de control*. Ingeniería Química, 84-91.
- Erdmann. E., Ruiz, L., Martínez, J., Gutiérrez, J., Tarifa, E. (2012), *Endulzamiento de gas natural con aminas. simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico*. Avances en Ciencias e Ingeniería - ISSN: 0718-8706 Av. cien. ing.: 3(4), 89-101.
- Friendland, J. y Guttel, R. (2021). Challenges in transfer of gas-liquid reactions from batch to continuous operation: dimensional analysis and simulations for aerobic oxidation. *Journal of Flow Chemistry*, 11, 625-640.
- Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, IPCC. (2015). *Cambio Climático 2014: informe de síntesis*. Organización Meteorológica Mundial, Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente.
- Harja M. (2018) *effectiveness factor approach for chemical absorption process*. Environmental Engineering and Management Journal April 2018, Vol.17, No. 4, 813-820 <http://www.eemj.icpm.tuiasi.ro/> ; <http://www.eemj.eu>
- Hui, H., Nip, W., Rogers, R. (2001). *Meat Science and applications*. CRC Press. ISBN 978-0-203-90808-2.
- Kreangkrai, M., Raphael, O., Paitoon, T. (2010). *Comparative mass transfer performance studies of CO₂ absorption into aqueous solutions of DEAB and MEA*. Ind. Eng. Chem. Res. 49 (6), 2857-2863.
- Maddox, R.N. (1982). *Gas Conditioning and Processing*. Volume 4: Gas and Liquid Sweetening. Campbell Petroleum Series. Oklahoma, USA, pp. 59-128.
- Manahan, E. (2001). *Introducción a la química ambiental* Traducido por Ivette Mora Leyva. Editor Reverte, ISBN 84-291-7907-0 Pag 402.

- Martínez, E., Díaz de Mera, Y. (2004). *Contaminación atmosférica*. Universidad de Castilla - La Mancha. España ISBN8484273245, 9788484273240 pág. 13.
- Martínez, M. (2000). *Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Endulzamiento del Gas Natural*. Ingenieros Consultores SRL. Maracaibo, Venezuela, pp. 8-281.
- Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino (http://www.mma.es/portal/secciones/calidad_contaminacion/atmosfera/emisiones/programa_techos.htm).
- Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible (s.f.). *Contaminación Atmosférica*. <https://www.minambiente.gov.co/index.php/asuntos-ambientales-sectorial-y-urbana/gestion-del-aire/contaminacion-atmosferica>
- Machaca, L. (2017). *Diseño del reactor para la producción de citrato de calcio y magnesio a partir de conchas de choro (Aulacomya ater)*. Trabajo de Investigación presentado al VRI-UNAC, Callao-Perú.
- Machaca, L. (2015). *Diseño del reactor de lecho móvil para la incineración de residuos sólidos hospitalarios*. Trabajo de Investigación presentado al VRI-UNAC, Callao-Perú.
- Machaca, L. (2013). *Texto: Diseño de Plantas Químicas (Volumen I)*, Trabajo de Investigación presentado al VRI - UNAC, Callao-Perú.
- Machaca, L. (2011). *Texto: "Ingeniería de las Reacciones Químicas II (Catalíticas y no catalíticas)"*, Trabajo de Investigación presentado al VRI_UNAC, Callao-Perú.
- Machaca, L. (2005). *Análisis, Diseño, y Construcción del Reactor Catalítico de Lecho Fijo a nivel banco para la obtención de derivados del etanol*. Trabajo de Investigación presentado al VRI-UNAC, Callao-Perú.
- Nardhani, M., Chandalia, B. (1969). *Indian. Chem. Engr.*, 11, (3), 101. 174) J. Blum et al., *J. Chem, Soc., Sect. B*, (8), 1000.

- Pacheco, M. y Melo-Poveda, E. (Junio de 2015). Recursos naturales y energía. Antecedentes históricos y su papel en la evolución de la sociedad y la teoría económica. *Revista Energética* (45), pp. 107-115.
- Pino, G. (2006). *Metodología de la Investigación*. Editorial. San Marcos, (2da. Edición) Lima, Perú, p. 187.
- Prasad, M., Hans, H. (2011). *Pilot plant study of post-combustion carbon dioxide capture by reactive absorption: methodology, comparison of different structured packing and comprehensive results for monoethanolamine*. Chem. Eng. Res. Des. 89, 1216-1228.
- Rase, F. (1977). *Chemical Reactor Design for Process Plants*. Volume One: Principles and Techniques, Wiley, New York.
- Rebolledo-Libreros, E., Trejo. A., (2004). *Fluid Phase Equilibrio*.218, 261-260.
- Riveros, H. y Rosas, L. (1990). *El método científico aplicado a las ciencias experimentales*. Editorial Trillas, México p.62.
- Ruiz, L. (2019), Investigación experimentales. Monografía. Oaxaca de Juárez. México.
- Ruff, K., Pilhofer, T. y Mersmann, A. (1978). *Int. Chem. Eng.*, 18, (3), 395.
- Sahay, B. N., y Sharma, M .M. (1973). *Chem. Eng. Sc.*, 28, 1245.
- Smith, M. (1981). *Chemical engineering kinetics*. 3rd ed. Aukland Madrid: McGraw-Hill 24.
- Trambouze, P. et al. (1988). *Chemical reactors: Design engineering operation*. Paris, Technip.
- Walas, S. (1990). *Chemical process equipment, selection and design*. Departamento de Ingeniería Química y Petróleo de la Universidad de Kansas, U.S.A. Primera Edición, pp. 459-493.

ANEXOS.

Matriz de consistencia: DISEÑO DEL REACTOR HETEROGENEO NO CATALITICO GAS-LIQUIDO EXPERIMENTAL PARA EFLUENTES GASEOSOS CONTAMINANTES

FORMULACION DEL PROBLEMA	OBJETIVOS	HIPOTESIS	VARIABLES	METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION
<p>Problema General</p> <p>¿Cómo se diseñará el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?</p> <p>Problemas Específicos.</p> <p>1. ¿Cómo será el proceso de tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes mediante la absorción y reacción química del sulfuro de hidrogeno y amoniaco con una solución de etanolamina?</p> <p>2. ¿Cómo y con qué fundamento se diseñará el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?</p> <p>3. ¿Cómo se diseñará detalladamente el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales?</p>	<p>Objetivo General. -</p> <p>Diseñar el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>Objetivos Específicos</p> <p>1. Analizar el proceso de tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes mediante la absorción y reacción química del sulfuro de hidrogeno y amoniaco con una solución de etanolamina</p> <p>2. Analizar el fundamento de diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>3. Diseñar detalladamente el reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales</p>	<p>Hipótesis General. -</p> <p>La aplicación del fundamento de la ingeniería de diseño de reactores no catalíticos incide de manera significativa en el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>Hipótesis Especifica. -</p> <p>1. La aplicación de los fundamentos de la ingeniería de procesos nos permitirá analizar el proceso de absorción y reacción del sulfuro de hidrogeno y del amoniaco proveniente del efluente gaseoso de plantas industriales con una solución de etanolamina.</p> <p>2. La aplicación de los fundamentos de la ingeniería de diseño bien formulada nos permitirá evaluar las variables, y el modelo de diseño del reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>3. La aplicación del procedimiento de diseño de ingeniería de detalles nos permitirá diseñar detalladamente el reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluente gaseoso contaminantes provenientes de plantas industriales.</p>	<p>Las variables son las siguientes: $X = f(Y_1, Y_2)$</p> <p>Variable dependiente:</p> <p>X = Diseño del reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>Variables independientes: Y_1 = Cinética de las reacciones heterogéneas no catalíticas gas-liquido Y_2 = Fundamento y procedimiento de la ingeniería de diseño del reactor heterogeneo no catalitico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>Variables intervinientes:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rendimiento de reacción. • Eficiencia del equipo 	<p>Se utilizará la siguiente metodología:</p> <p>Tipo de la Investigación. - El presente trabajo es una investigación tecnológica sustantiva y operativa, y se encuentra ubicado dentro del área de Ingeniería y tecnología química con la codificación de acuerdo con la UNESCO 3303.09 otros,</p> <p>Diseño de la investigación. -</p> <p>a) Investigación bibliográfica: Revisión de la bibliografía sobre el diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales. Búsqueda, recopilación, organización, valoración, crítica, selección e información bibliográfica sobre procesos de reacción heterogénea no catalítico gas-liquido.</p> <p>b) Análisis del proceso de reacción heterogénea no catalítica del gas- liquido de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>c) Análisis y diseño del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p> <p>d) Determinación del modelo y de las variables de diseño del equipo reactor heterogéneo no, catalítico gas-liquido.</p> <p>e) Diseño detallado del reactor heterogéneo no catalítico gas-liquido experimental para el tratamiento de efluentes gaseosos contaminantes provenientes de plantas industriales.</p>