



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO

Ana Lucia Cordón Orellana

Asesorado por el Ing. Rodolfo Espinosa Smith

Guatemala, mayo de 2013

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA

ASESORADO POR EL ING. RODOLFO ESPINOSA SMITH

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

GUATEMALA, MAYO DE 2013

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL I	Ing. Alfredo Enrique Beber Aceituno
VOCAL II	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL III	Inga. Elvia Miriam Ruballos Samayoa
VOCAL IV	Br. Walter Rafael Véliz Muñoz
VOCAL V	Br. Sergio Alejandro Donis Soto
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. César Alfonso García Guerra
EXAMINADOR	Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
EXAMINADORA	Inga. Casta Petrona Zeceña Zeceña
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ACIDO SULFÚRICO

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 23 de mayo de 2011.



Ana Lucía Cordón Orellana



R.E. Ingeniería

- **Diseño y montaje de plantas**
- **Biotecnología**

Guatemala, 23 de Octubre del 2012

Sr. Director

Escuela de Ingeniería Química

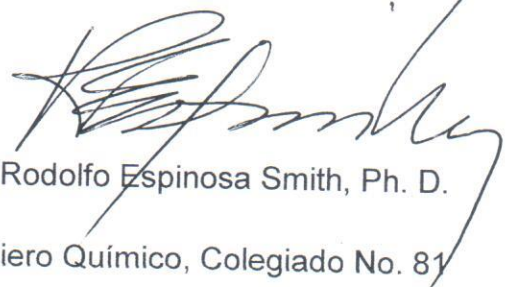
Facultad de Ingeniería

Universidad de San Carlos de Guatemala

Por este medio hago constar que he revisado el trabajo de Graduación de la estudiante de Ingeniería Química, ANA LUCIA CORDÓN ORELLANA, con numero de carnet 200511945, titulado "DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO"

El contenido y los conceptos expresados en el mismo me parecen satisfactorios, por lo que en mi calidad de asesor del trabajo me permito recomendarlo para su aprobación.

Atentamente,



Rodolfo Espinosa Smith, Ph. D.
Ingeniero Químico, Colegiado No. 81

RODOLFO ESPINOSA SMITH
Ingeniero Químico
Colegiado No. 81



Guatemala, 14 de enero de 2013
Ref. EI.Q.TG-IF.002.2013

Ingeniero
Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el Acta TG-127-2010-IF le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN

Solicitado por la estudiante universitaria: **Ana Lucia Cordón Orellana**

Identificada con número de carné: **2005-11945**

Previo a optar al título de INGENIERA QUÍMICA.


Siguiendo los procedimientos de revisión interna de la Escuela de Ingeniería Química, los Miembros de la Terna han procedido a **APROBARLO** con el siguiente título:

DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ACIDO SULFÚRICO

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por el Ingeniero Químico: **Rodolfo Espinosa Smith**.

Habiendo encontrado el referido informe final del trabajo de graduación **SATISFACTORIO**, se autoriza al estudiante, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a las normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

"ID Y ENSEÑAD A TODOS"


Ing. Pablo Enrique Morales Paniagua
COORDINADORA DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo





UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Ref.EIQ.TG.105.2013

El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Trabajo de Graduación de la estudiante, **ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA** titulado: **"DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO"**. Procède a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.


Ing. Víctor Manuel Monzón Valdés
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, mayo 2013

Cc: Archivo
VMMV/ale

Universidad de San Carlos
de Guatemala

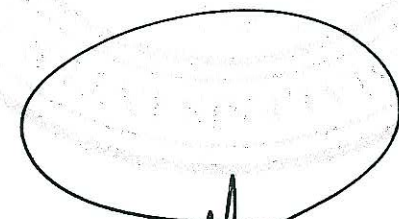


Facultad de Ingeniería
Decanato

DTG. 313 .2013

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al Trabajo de Graduación titulado: **DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO**, presentado por la estudiante universitaria **Ana Lucía Cordón Orellana**, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:



Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
Decano

Guatemala, 7 de mayo de 2013

/gdech



ACTO QUE DEDICO A:

Dios	El ingeniero por excelencia.
Mi papá	Víctor Manuel Córdón, hasta donde estás, esto es para ti.
Mi mamá	Martha Judith Orellana de Córdón, por su amor y apoyo incondicional.
Mis hermanos	Por su apoyo y su buen ejemplo.
Mi familia	Con mucho cariño y aprecio a todos.
Mis amigos	Porque ustedes me ayudaron a llegar hasta aquí.

AGRADECIMIENTOS A:

Dios

Por haber llegado a mi vida y ser mi ayuda, mi soporte, mi sostén. Porque aquel que la buena obra empezó es fiel en terminarla, sin ti Señor no hubiera llegado hasta aquí.

Mi mamá

Martha Judith Orellana de Cordón, gracias por siempre ayudarme y apoyarme en todo momento. Por ser esa mujer que supo salir adelante y ser ese ejemplo de lucha y de amor.

Mis hermanos

Héctor, Víctor y Mauricio Cordón Orellana, porque ustedes me enseñaron el camino. Han sido y serán un ejemplo y un modelo a seguir en mi vida.

Mi familia

Por venirle a dar alegría a mi vida.

Mis amigos

A todos y todas sin excepción, por los buenos y malos momentos que vivimos juntos, por los desvelos, por las alegrías. Gracias por acompañarme y hacer estos años de mi vida, hasta el momento, los mejores.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	V
LISTA DE SÍMBOLOS.....	VII
GLOSARIO	IX
RESUMEN	XIII
OBJETIVOS.....	XV
INTRODUCCIÓN	XVII
1. ANTECEDENTES.....	1
1.1. Ácido sulfúrico en la industria	1
1.2. Mezcladores continuos	2
2. MARCO TEÓRICO	7
2.1. Proceso de diseño	7
2.1.1. Diseño conceptual	9
2.1.2. Ingeniería de diseño	9
2.1.3. Determinación de costos.....	10
2.1.4. Presentación técnica.....	10
2.2. Proceso de dilución	11
2.2.1. Calor de disolución	11
2.3. Balance de masa	13
2.4. Balance de energía.....	14
2.5. Mezcladores	15
2.5.1. Mezcladores estáticos.....	16
2.5.2. Coeficiente de variación como medida de homogeneidad	18

2.5.3.	Propiedades físicas	20
2.5.4.	Tipos de mezcladores estáticos.....	21
2.5.5.	Fundamentos de diseño de mezcladores estáticos	23
2.5.5.1.	Diseño del mezclador	23
2.5.5.2.	Caída de presión	25
2.5.5.3.	Correlaciones de mezclado para flujo laminar y turbulento	28
2.5.5.4.	Orientación del mezclador	28
2.5.5.5.	Tubo de escape	29
2.6.	Sistema de control	30
2.6.1.	Sistemas de control lazo cerrado.....	32
2.6.2.	Control de calidad del producto	32
2.7.	Intercambiadores de calor	33
2.7.1.	Intercambiadores de calor de tubos concéntricos ..	34
2.7.2.	Intercambiadores de calor de flujo contracorriente	35
2.8.	Bombas.....	35
2.8.1.	Bombas centrífugas.....	37
3.	DISEÑO METODOLÓGICO	39
3.1.	Variables de diseño.....	39
3.1.1.	Variables de diseño independientes	39
3.1.2.	Variables de diseño dependientes	39
3.2.	Delimitación de campo de estudio.....	40
3.3.	Recursos humanos	40
3.4.	Recursos materiales disponibles	40
3.5.	Recolección de información	41
3.5.1.	Desarrollo del diseño.....	42

3.5.1.1.	Diseño conceptual.....	42
3.5.1.2.	Ingeniería de diseño.....	42
3.5.2.	Determinación de costos.....	43
3.6.	Ordenamiento y procesamiento de la información	43
4.	RESULTADOS	45
5.	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS	49
	CONCLUSIONES.....	53
	RECOMENDACIONES	55
	BIBLIOGRAFÍA	57
	APÉNDICES	59
	ANEXOS	127

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Keniks KMS (mezclador de cinta trenzada).....	3
2.	Koch-Sulzer SMV, mezclador de estructura envasado	4
3.	Restricciones de diseño	8
4.	Funcionamiento mezcladores estáticos	18
5.	Mezclado de fluidos	19
6.	Mezcladores estáticos (KVM, SMV, SMF, SMX, KHT y SMXL).....	23
7.	Selección del tipo de mezclador estático	24
8.	Intercambiador de calor de tubos concéntricos	34

TABLAS

I.	Parámetros para mezclado laminar y caída de presión	27
II.	Parámetros para mezclado turbulento y caída de presión.....	27
III.	Recolección de información	41
IV.	Dimensiones de tanques de almacenamiento.....	45
V.	Dimensiones de tuberías	45
VI.	Bombas	45
VII.	Mezclador estático	46
VIII.	Intercambiador de calor	46
IX.	Sistema de control	47
X.	Análisis de costos	47

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
g	Aceleración por la gravedad
h	Altura
A	Área
Δ	Cambio o gradiente
N	Cantidad
H	Carga de una bomba
Q	Caudal volumétrico
U_c	Coefficiente calculado
U_D	Coefficiente de diseño
R_d	Coefficiente de obstrucción
C_oV	Coefficiente de variación
π	Constante Pi
C	Costo
ρ	Densidad
d	Diámetro
s	Gravedad específica
lb	Libras, unidad de medida
L	Longitud
Fr	Número de Froud
Re	Número de Reynolds
%	Porcentaje
P	Presión
Pulg.	Pulgadas, unidad de medida

T	Temperatura
TM	Tonelada métrica, unidad de medida
v	Velocidad
μ	Viscosidad

GLOSARIO

Balances de masa y energía	Contabilización de la cantidad de materia y energía que entran y salen de un proceso.
Bomba	Máquina que eleva, comprime y trasporta fluidos.
Calor	Manifestación de la energía interna que un sistema posee.
Concentración	Es la proporción o relación que hay entre la cantidad de soluto y la cantidad de disolvente.
Contracorriente	Dos corrientes que fluyen en direcciones opuestas entre sí.
Corrosión	Proceso por el cual un metal se oxida por la acción de sustancias presentes en su entorno.
Dilución	Es la reducción de la concentración de una sustancia química en una disolución.
Dimensiones	Longitud, área o volumen de una línea, una superficie o un cuerpo, respectivamente.

Entalpía	Magnitud termodinámica, cuya variación expresa una medida de la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema.
Intercambiador de calor	Dispositivo diseñado para transferir calor de un fluido caliente a un fluido frío, ya sea por medio de una barrera sólida o por contacto directo.
Inversión	Cantidad de capital destinado para la obtención de un beneficio.
Material de construcción	Es la materia prima o un producto manufacturado, empleado en la construcción de edificios u obras de ingeniería.
Medidor de coriolis	Medidor preciso de caudal másico, caudal volumétrico y densidad.
Mezclador estático	Es un dispositivo para conseguir la mezcla de dos materiales fluidos.
Número de Froude	Es un número adimensional que relaciona el efecto de las fuerzas de inercia y la fuerzas de gravedad que actúan sobre un fluido.
Número de Reynolds	Es un número adimensional por medio del cual se caracteriza el movimiento de un fluido.

Proceso continuo	Proceso en el cual la operación no se detiene. Las diversas partes del proceso en general siempre están recibiendo una alimentación y de igual manera están lanzando un producto en forma continua.
Sistema de control	Es un conjunto de componentes que pueden regular su propia conducta con el fin de lograr un funcionamiento predeterminado, de modo que se reduzcan las probabilidades de fallos y se obtengan los resultados buscados.
Solución	Es una mezcla homogénea de dos o más componentes. En donde al componente que se encuentra en mayor proporción se llama solvente y al que se encuentra en menor proporción se llama soluto.
Tanques de almacenamiento	Depósito diseñado para almacenar o procesar fluidos, generalmente a presión atmosférica o presión internas relativamente bajas.
Tuberías	Es un conducto que cumple la función de transportar fluidos.
Válvulas	Es un dispositivo mecánico con el cual se puede iniciar, detener o regular la circulación de líquidos o de gases mediante una pieza movable.

RESUMEN

El objetivo del trabajo de graduación es realizar el diseño de un sistema de dilución continua de ácido sulfúrico del 98% al 70% para una empresa dedicada a la producción de químicos y fertilizantes; dicha empresa brindará los datos que se utilizarán como base para la recolección de información y de ecuaciones de diseño.

El sistema debe contar con sus respectivos tanques de almacenamiento para los insumos del proceso, un mezclador continuo, bombas, válvulas, accesorios y sistema de control para el trasiego de fluidos, así como de un intercambiador de calor.

El diseño del sistema se logrará mediante la utilización de la información dada por la empresa, para así generar criterios de diseño, para luego con los cálculos basados en fundamentos teóricos, determinar las dimensiones y características del equipo, teniendo como fin la creación de planos para la posible utilización de los mismos en la construcción del equipo.

OBJETIVOS

General

Diseñar un sistema de dilución continua de ácido sulfúrico para una concentración final de este al 70%.

Específicos

1. Especificar las dimensiones de los tanques y tuberías que formarán parte del sistema dilución continua de ácido sulfúrico.
2. Elegir el tipo y tamaño de la bomba para la impulsión de los caudales necesarios en el proceso.
3. Determinar el tipo, dimensiones y materiales de un mezclador estático aplicable al proceso.
4. Especificar el tamaño, tipo y material de construcción de un intercambiador de calor.
5. Especificar los componentes y la operatoria del sistema de control de proceso.
6. Evaluar los materiales de construcción para los diferentes equipos que integran el sistema de dilución continua de ácido sulfúrico.

7. Desarrollar un análisis de costos para la construcción del sistema de dilución continua de ácido sulfúrico.

8. Desarrollar una serie de planos genéricos en los cuales se especifiquen las partes, dimensiones y materiales del equipo de dilución al cual se llegó a través del diseño.

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de graduación se refiere al diseño de un sistema de dilución de ácido sulfúrico, donde se incluirán todos los aspectos ingenieriles involucrados en el desarrollo de procesos. En este desarrollo se realizaron evaluaciones económicas de los procesos, el diseño individual de las diferentes piezas del sistema, así como el desarrollo de planos donde se plantea el diseño del sistema en su totalidad.

El ácido sulfúrico es uno de los productos químicos más importantes. Es de gran significado, la observación que frecuentemente se hace, es que el per cápita usado de ácido sulfúrico es un índice del desarrollo técnico de una nación, siendo una materia prima intermediaria, esencial en la mayoría de los procesos de manufactura. Su presentación usual es a una concentración del 98%, más este se utiliza a diversas concentraciones por lo cual surge la necesidad para la empresa Representaciones Químicas, dedicada a la fabricación de productos químicos, de poseer un equipo para la dilución de ácido sulfúrico y de hacerlo de forma continua para la optimización del proceso.

El diseño de este equipo se realizó con el interés de dar un aporte a la industria guatemalteca, ya que esta es el motor del país y para que la información dada pueda servir como referencia a futuros diseños de ingeniería.

1. ANTECEDENTES

1.1. Ácido sulfúrico en la industria

El ácido sulfúrico ahora es uno de los productos químicos más usados; probablemente fue descubierto poco antes del siglo XVI, después de las erupciones volcánicas al transformarse el agua circundante en este ácido a causa del azufre emanado por la erupción. Fue preparado por Johann Van Helmont por la destilación seca del vitriolo verde (sulfato ferroso hidratado, $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$) y del vitriolo azul (sulfato cúprico hidratado, $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$). El primer uso que se le dio al ácido sulfúrico a nivel industrial fue en el proceso de Leblanc para hacer el carbonato de sodio (desarrollado en 1790).

Un proceso para la síntesis de este ácido era quemando sulfuro con salitre (nitrato de potasio) fue desarrollado en primera instancia por Johann Glauber en el siglo XVII y desarrollado comercialmente por Joshua Ward en Inglaterra en 1740, el cual pronto fue reemplazado por el método de cámaras de plomo, inventado por Juan Roebuck en 1746, quien logró una concentración de un 78% de ácido sulfúrico a diferencia de los otros procesos que lograban no más del 35-40%; desde entonces continuó siendo mejorado por muchos otros químicos.

Luego se desarrolló el método de contacto en 1830 por Peregrine Phillips en Inglaterra; fue utilizado poco hasta que se presentó una necesidad del ácido concentrado, particularmente para la fabricación de tintes orgánicos sintéticos. Estos dos últimos procesos permitieron obtener ácido sulfúrico de una alta concentración, de manera económica y eficiente.

El ácido sulfúrico ha sido de mucha importancia en la industria a lo largo del tiempo, ya que forma parte de forma directa e indirecta de muchos procesos como en la manufactura de azúcar, fertilizantes superfosfatos, sales sulfatadas, celofán, rayón, detergentes, ácido clorhídrico, ácido nítrico, tintes, pigmentos, explosivos, refinación de petróleo, en el almacenaje de baterías, en el tratamiento de agua industrial, y en el blanqueado de minerales.

1.2. Mezcladores continuos

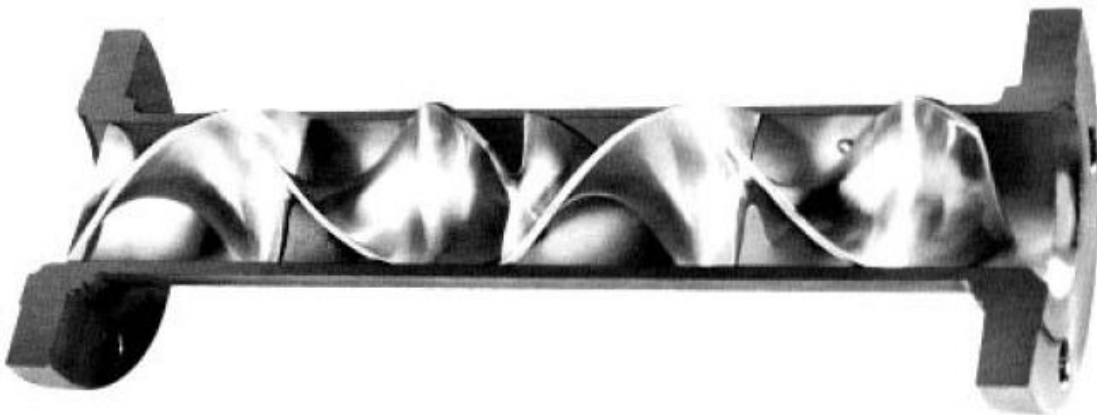
En los años cincuenta una gran cantidad de dispositivos fueron creados en la industria para tratar las regiones no homogéneas en las líneas de transferencia de polímeros. Los polímeros fundidos usualmente fluyen laminarmente y no poseen intercambio radial en su flujo. Sin embargo se pueden formar gradientes de temperatura que transforman y se propagan; esto causa problemas debido a que la transferencia de calor por medio de la pared de los tubos es muy difícil, ya que el tiempo de residencia está asociado con el perfil del flujo laminar.

El material al centro se mueve mucho más rápido que el material cercano a la pared, y tiene menos tiempo de contacto por la pobre transferencia de calor por conductividad que existe en el centro. Estos dispositivos reducirían gradientes térmicos que ocurren en el proceso de polímeros; estos fueron llamados “homogeneizadores térmicos” e “inversores de flujo”. Uno de las primeras unidades comerciales fue el dispositivo Kenics, en este un set de elementos retorcidos con giros hacia la derecha y la izquierda causan que el material se mueva de la pared al centro de la tubería así como del centro a la pared.

Después de viajar por varios de estos elementos el fluido se homogeneiza respecto de su composición y a su temperatura. Estos dispositivos fueron llamados mezcladores estáticos porque el mezclador no se movía, más el líquido sí.

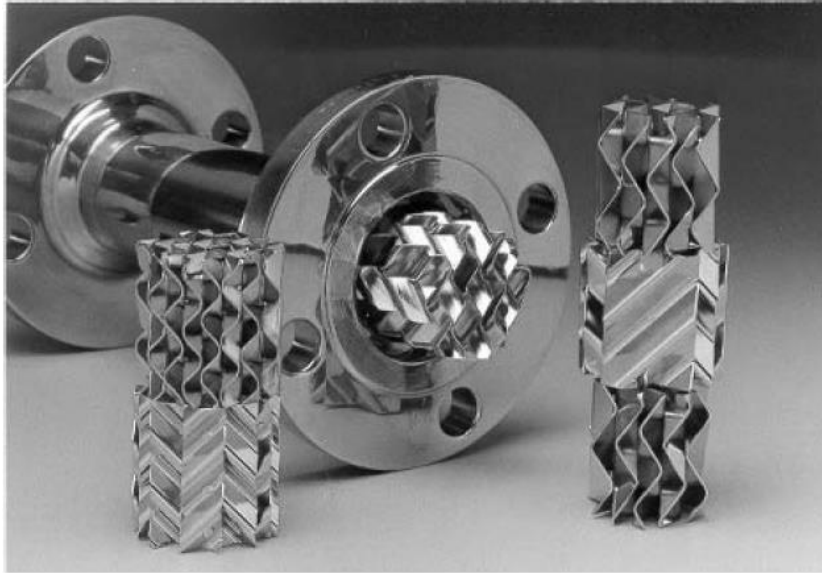
Con el paso de los años un gran número de compañías han producido mezcladores estáticos, todos basados en el principio de mover los flujos radialmente por medio de una serie de deflectores. Los deflectores pueden consistir en giros de metal, hojas corrugadas, barras paralelas y diámetros pequeños para el flujo o pestañas que sobresalen de la pared. Son esencialmente dispositivos de flujo de pistón con un pequeño grado de mezclado en retroceso, dependiendo del diseño. Dos tipos comunes de mezcladores estáticos son:

Figura 1. **Keniks KMS (mezclador de cinta trenzada)**



Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 422.

Figura 2. **Koch-Sulzer SMV, mezclador de estructura de envasado**



Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 423.

Una de las más recientes innovaciones para uso exclusivo en flujo turbulento, es la aplicación de pequeñas pestañas que se proyectan de la pared de la tubería hacia la región central del flujo turbulento. Otro diseño únicamente utiliza una pestaña de mayor tamaño montada fuera de la pared del tubo para crear vórtices grandes para el mezclado. La industria, años después descubrió que incluso en el flujo turbulento donde existe un mezclado turbulento y radial, este puede ser optimizado con el uso de mezcladores estáticos. El mecanismo es diferente, pero el efecto es el mismo. En las formulaciones para tuberías vacías se da un factor de fricción.

En los mezcladores estáticos el factor de fricción es muchas veces más grande que para una tubería vacía. Esto por si mismo causa un incremento del mezclado y reduce el largo del mezclador.

En 1988 Ecthells y Short tomaron información limitada sobre el mezclador SMV, anteriormente mencionado, y probaron que la mejorada tasa de mezclado sobre una tubería vacía se debía casi en su totalidad al incremento del factor de fricción.

La información subsecuente sobre los mezcladores que trabajan con pestañas no encajaron con ese modelo y esto se debe a que en la aplicación en flujo turbulento depende de la generaciones de vórtices lejos de las superficies de mezclado y ocupa menos pérdida de presión para obtener resultados equivalentes a los demás mezcladores.

En conclusión debido a la necesidad de tratar con líneas no homogéneas de transferencia de polímeros, se crearon los mezcladores estáticos, los cuales se han ido optimizando a lo largo del tiempo, permitiendo su uso en muchas más aplicaciones en la industria, tanto para flujo laminares como para flujos turbulentos.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Proceso de diseño

El proceso de diseño de ingeniería, es la aplicación de principios químicos, mecánicos y de otros talentos de ingeniería para el desarrollo de procesos relacionados con la planificación, diseño y decisiones económicas eficaces para la realización de un proyecto de proceso. El diseño es una actividad creativa que comienza con un objetivo específico o con determinada necesidad del cliente, y por medio del desarrollo y la evaluación de posibles diseños, llegar a crear un nuevo proceso o producto.

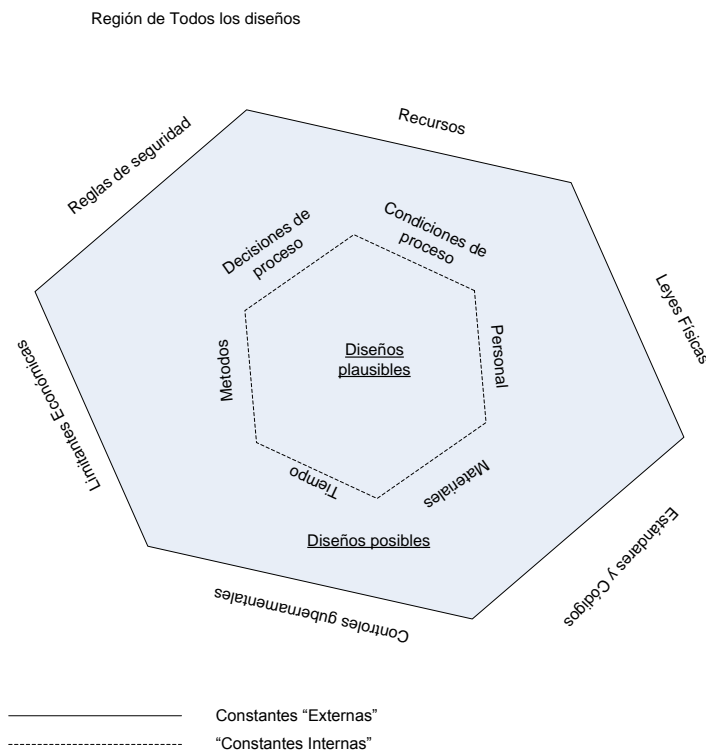
La importancia del diseño de un proceso radica en que este permite tener una configuración del equipo a realizar de una manera clara y global, abarcando tanto sus diferentes características, especificaciones y capacidades, así como una visualización económica de su construcción, costos fijos y de su funcionamiento, costos variables.

El objetivo del diseño en un proceso químico, nace de la necesidad de crear un nuevo producto o de mejorar uno ya existente. Para la realización de este diseño es necesario seguir una serie de pasos los cuales son:

- Diseño conceptual
- Ingeniería de diseño
- Determinación de costos
- Presentación técnica

En el proceso de lograr el objetivo de diseño, se presentarán diferentes restricciones dadas a muchos factores como leyes físicas, regulaciones gubernamentales y estándares de fabricación, entre otras, las cuales marcarán el camino de los posibles diseños. Las restricciones que se encuentran fuera de la influencia del diseñador son llamadas restricciones externas. Estas establecen el límite exterior de diseños posibles; dentro de este límite, habrá una serie de dibujos y modelos plausibles delimitados por las otras restricciones. Las restricciones internas, son aquellas sobre las cuales el diseñador tiene un cierto control, tales como elección del proceso, y de las condiciones del proceso, materiales y equipos.

Figura 3. Restricciones de diseño



Fuente: TOWLER, Gavin. *Chemical Engineering Design*. p. 3.

2.1.1. Diseño conceptual

El diseño conceptual o síntesis de proceso es la etapa en la cual se arma la topología del proceso, es decir el esquema o diagrama de flujo básico que presenta la secuencia de operaciones necesarias para transformar las materias primas en los productos deseados.

Por simple que parezca, la conceptualización del proceso es un tema complejo de alta responsabilidad, ya que los errores de esta etapa se trasladarán y amplificarán en las etapas siguientes. En esta etapa cuenta mucho la experiencia del ingeniero de procesos, ya que él tendrá que seleccionar las operaciones y procesos unitarios que se deben incluir en el proceso, considerando por supuesto aspectos no sólo técnicos sino económicos y ambientales; además, no una única solución, por lo cual es necesario ponderar los pro y contras de cada alternativa posible.

2.1.2. Ingeniería de diseño

Es la concreción del diseño conceptual en cuanto a la definición de las variables de operación y los parámetros de construcción de los equipos. El ingeniero de procesos en esta etapa debe calcular y seleccionar los equipos, sistemas de control, tuberías y accesorios que harán parte de la planta de proceso. Los parámetros de construcción en este caso son las dimensiones básicas que se refieren a diámetros y altura de tanques; tipo, altura, dimensiones y configuración de las partes internas de mezcladores, intercambiadores de calor y reactores; tipo y potencia de bombas y compresores, entre otros.

Antes que ser un diseño mecánico, la ingeniería de diseño es el cálculo de los parámetros de construcción de los equipos requeridos en el proceso, para proceder a su compra o a su diseño mecánico.

2.1.3. Determinación de costos

En esta parte del diseño se determina el costo de las diferentes partes del equipo, mediante cotizaciones realizadas a empresas que se encargan tanto de la venta como de la construcción del equipo a utilizar.

2.1.4. Presentación técnica

Esta es la parte del diseño de equipo en la que se resumen y condensan los resultados obtenidos a lo largo de todo el proceso. Por lo general estos datos se presentan en un documento formal en el cual se especifican los resultados y los medios que se utilizaron para llegar a los mismos.

Una parte fundamental de la presentación técnica es la selección del equipo que finalmente deberá ser construido. Dicha selección deberá ir acompañada de un plano o maqueta a escala que especifique las dimensiones a las que se llegó mediante los algoritmos. Actualmente existen diversos software que permiten la realización de planos digitales, los cuales dan una gran facilidad en el diseño.

Estos software no solamente permiten el desarrollo del diseño en dos dimensiones, sino también existen ciertos programas que hacen posible el desarrollo del diseño en tres dimensiones. De esta manera se presentan diversas facilidades en el diseño de equipos industriales.

2.2. Proceso de dilución

La dilución es el proceso de reducción de la concentración de una sustancia química. Consiste en la adición de dos sustancias químicas las cuales por medio de agitación y mezclado forman una disolución.

Una disolución es una mezcla homogénea; esto es, un sistema de una sola fase con más de un componente, donde el soluto es la sustancia presente en menor cantidad y el disolvente la sustancia que está en mayor cantidad. Las disoluciones pueden encontrarse en estado gaseoso, sólido o líquido.

Las disoluciones se logran mediante el mezclado de dos líquidos miscibles o de sólidos en líquidos; esto se efectúa con el objetivo de lograr una distribución uniforme de los componentes entre sí por medio de un flujo. Dicho flujo es producido por medios mecánicos.

El proceso de mezclado implica partir de dos fases individuales, tales como un fluido y/o un sólido pulverizado o dos fluidos y lograr que ambas fases se distribuyan al azar entre sí.

2.2.1. Calor de disolución

Las atracciones intermoleculares que mantienen juntas a las moléculas en líquidos y sólidos, también tienen un papel importante en la formación de las disoluciones.

Cuando una sustancia se disuelve en otra, las partículas del soluto se dispersan en el disolvente. Las partículas de soluto ocupan posiciones que estaban ocupadas por moléculas de disolvente.

La facilidad con la que una partícula de soluto reemplaza a una molécula de disolvente depende de la fuerza relativa de tres tipos de interacciones:

- Interacción disolvente-disolvente
- Interacción soluto-soluto
- Interacción disolvente-soluto

El proceso de disolución se lleva a cabo en tres etapas diferentes. La etapa 1 es la separación de las moléculas del disolvente (ΔH_1) y la etapa 2 implica la separación de las moléculas del soluto (ΔH_2). Estas etapas requieren de energía para romper las fuerzas de atracción intermoleculares, por lo tanto son endotérmicas. En la etapa 3 las moléculas del disolvente y del soluto se mezclan; este proceso puede ser exotérmico o endotérmico (ΔH_3). El calor producido en este proceso es llamado calor de disolución (ΔH_{dis}) y está dado por:

$$\Delta H_{\text{dis}} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 \quad (\text{Ec. 1})$$

Si la atracción soluto-disolvente es mayor que la atracción disolvente-disolvente y que la que la atracción soluto –soluto, el proceso de disolución será favorable o exotérmico ($\Delta H_{\text{dis}} < 0$). Si la interacción soluto disolvente es más débil que las interacción es disolvente-disolvente y soluto-soluto, el proceso de disolución será endotérmico ($\Delta H_{\text{dis}} > 0$)

La disolución de un soluto en un disolvente produce cambios de calor que pueden medirse. A presión de constante, el cambio de calor es igual al cambio de entalpia.

El calor de disolución o entalpia de disolución (ΔH disolución) es el calor generado o absorbido cuando cierta cantidad de soluto se diluye en cierta cantidad de disolvente. La cantidad ΔH disolución representa la diferencia entre la entalpia de la disolución final y la entalpia de los componentes originales, es decir, soluto y disolvente antes de mezclarse:

$$\Delta H_{disolución} = H_{disolución} - H_{componentes} \quad (\text{Ec. 2})$$

2.3. Balance de masa

La ley de conservación de la materia establece que la materia no se puede crear ni destruir. Esto conduce al concepto de masa, y la ley puede enunciarse en la forma de que la masa de los materiales que intervienen en un proceso es constante.

Actualmente se sabe que la ley está muy restringida para el caso de materia que se mueve con velocidades próximas a la de la luz o para sustancias que experimentan reacciones nucleares. En estas circunstancias, la materia y la energía son interconvertibles, de forma que la suma de las dos permanece constante en vez de cada una por separado. Sin embargo, en la mayor parte de las situaciones de ingeniería esta transformación es demasiado pequeña para ser detectada y en este libro se considera que la masa y la energía son independientes.

La conservación de la materia exige que los materiales que entran en un proceso, o bien se acumulan o salen del proceso, de forma que no puede haber pérdida ni ganancia.

La ley se aplica con frecuencia en la forma de balances de materia:

$$\Delta \text{Entrada} = \text{salida} \quad (\text{Ec. 3})$$
$$\text{Generación} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida}$$

El proceso es deudor respecto de lo que entra y acreedor respecto de lo que sale. La suma del debe tiene que ser igual a la suma del haber. Los balances de materia han de cumplirse para todo el proceso o equipo, así como para cualquier parte de los mismos. Se cumplen tanto para todo el material que entra y sale del proceso como para cualquier material individual que pasa a través del proceso sin modificarse.

2.4. Balance de energía

A un proceso, o a una parte del mismo, separado de los alrededores por un límite imaginario, se le puede aplicar un balance de energía. Como en un balance de materia, la entrada que cruza el límite tiene que ser igual a la salida, más la acumulación. Si las condiciones son de estado estacionario (no varían con el tiempo), la entrada es igual a la salida. En un balance de energía es preciso incluir todas las formas de energía. Sin embargo, en la mayor parte de los procesos de flujo, algunas formas de energía, tal como magnética, superficial y de esfuerzo mecánico, no varían y no es preciso tenerlas en cuenta. Las formas más importantes son la energía cinética (E_k), la energía potencial (E_p), la entalpía (H), el calor (Q) y el trabajo (w).

Es posible obtener una ecuación de balance integral de energía para un sistema cerrado entre dos instantes de tiempo.

Dado que la energía no puede crearse ni destruirse, los términos de generación y consumo dados en la ecuación de balance de masa son eliminados, quedando:

$$\textit{Entrada} - \textit{Salida} = \textit{Acumulación} \quad (\text{Ec. 4})$$

$$\textit{Energía final del sistema} - \textit{Energía inicial del sistema} = \textit{Energía neta transferida al sistema}$$

Entonces:

$$\textit{Energía inicial del sistema} = H_i + E_{ki} + E_{pi} \quad (\text{Ec. 5})$$

$$\textit{Energía final del sistema} = H_f + E_{kf} + E_{pf} \quad (\text{Ec. 6})$$

$$\textit{Energía transferida} = Q + W \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde los subíndices i y f se refieren a los estados inicial y final del sistema.

$$\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p = Q + W \quad (\text{Ec. 8})$$

En el sistema, el balance de energía se realiza dentro del mezclador debido al calor generado al momento de realizar la mezcla, luego este calor generado debe de ser eliminado mediante el uso de un intercambiador de calor, por lo cual es necesario realizar en este equipo otro balance de energía.

2.5. Mezcladores

En las industrias químicas de procesos y en otras semejantes, muchas operaciones dependen en alto grado de la agitación y mezclado eficaz de los fluidos. Por lo general, la agitación se refiere a forzar un fluido por medios mecánicos para que adquiera un movimiento circulatorio en el interior de un recipiente.

El mezclado implica partir de dos fases individuales, tales como un fluido y un sólido pulverizado o dos fluidos, y lograr que ambas fases se distribuyan al azar entre sí.

Generalmente, los líquidos se mezclan en un recipiente cilíndrico que puede estar cerrado o abierto. Sin embargo, la mezcla puede llevarse a cabo en las tuberías que conectan estos recipientes de proceso, y cuando este sea el caso, las tuberías sirven efectivamente como tanques de mezclado. En muchos casos, cuando las tuberías están provistas de un empaque interno que funciona como un mezclador estas tuberías se vuelven un mejor equipo para mezclar y mucho más económico.

En el sistema a diseñar se decidió trabajar con mezcladores estáticos, dejando a un lado los tanques de agitación, ya que este tipo de mezcladores ofrecen grandes beneficios, como el flujo constante, pueden colocarse en un espacio limitado, son de fácil instalación y como se dijo anteriormente, tienen un bajo costo de operación.

2.5.1. Mezcladores estáticos

Los mezcladores estáticos son dispositivos que son utilizados para operaciones continuas. Estos logran un rendimiento predecible a través una serie de caídas de presión definidas. Pueden lograr un alto grado de homogeneidad en una corta longitud de tubería.

Estos son una solución práctica, económica y eficiente para la mezcla conveniente de fluidos mientras son bombeados. El fluido se mueve a través del mezclador estático en línea, creando un flujo continuo y homogéneo con baja caída de presión.

Los mezcladores estáticos tienen las siguientes características:

- Diseñados para soportar grandes cambios de presión
- Tienen pequeños diámetros
- Fáciles de instalar
- Posibilidad de acoplamiento bridado o roscado
- Con elemento mezclador fijo o removible de acuerdo con la necesidad
- Virtualmente libres de mantenimiento
- Previenen el sobremezclado, el submezclado y el ensuciamiento de tuberías.
- Aseguran un producto final homogéneo

Su funcionamiento es el siguiente:

- La bomba empuja el líquido dentro del mezclador
- El flujo es cortado y forzado a dirigirse contra las paredes opuestas de la tubería.
- Un vórtice es creado axialmente en la línea central de la tubería
- El vórtice es cortado de nuevo y el proceso ocurre pero en rotación contraria.
- Los cambios de rotación, aseguran un producto final homogéneo

Figura 4. **Funcionamiento mezcladores estáticos**

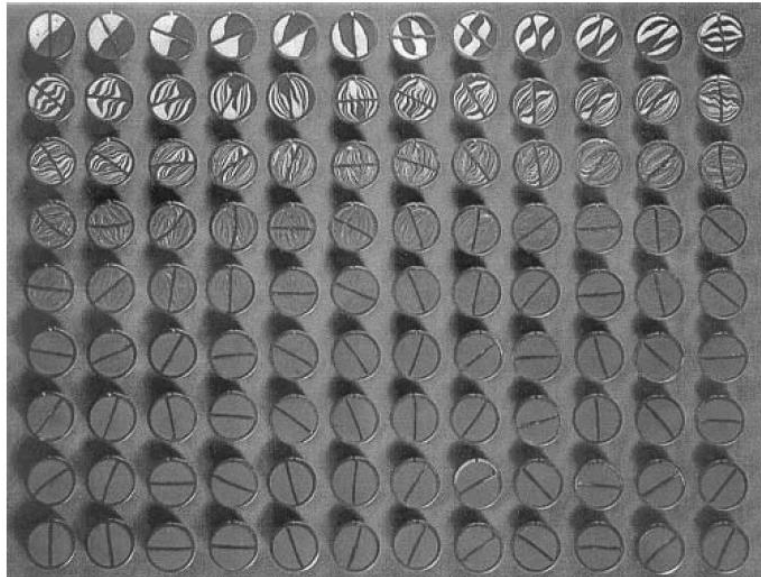


Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 426.

2.5.2. Coeficiente de variación como medida de homogeneidad

Al considerar la parte central de una tubería en la cual una pequeña cantidad de material ha sido agregado, inicialmente los materiales están totalmente segregados en dos áreas. Conforme se va realizando el mezclado, las áreas se entremezclan.

Figura 5. **Mezclado de fluidos**



Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 434.

Ya teniendo estas imágenes, si se sobreimpone una rejilla de cuadros en la sección transversal, se puede describir el proceso estimando cuánto de cada color hay en cada cuadro. La concentración media global se mantendrá igual, pero los cuadros individuales mantendrán los fluidos segregados, disminuyendo así conforme se acerquen a la longitud de mezclado. Alternativamente, se puede tomar muestras en muchos puntos de la sección transversal a lo largo del flujo del mezclador como puntos de medida del valor de segregación de la mezcla; estas muestras no interferían con el proceso de mezclado.

El resultado son una serie de números de un determinado espacio, los cuales son utilizados estadísticamente para producir la medida de uniformidad de la mezcla.

Se determina el promedio y la desviación estándar; esta es normalizada dividiéndola por el promedio de los datos, dando como resultado una función llamada el coeficiente de variación (CoV).

$$C_oV = \frac{\text{Desviación estándar de la concentración}}{\text{Promedio de la concentración}} \times 100\% \quad (\text{Ec. 9})$$

Este concepto es usado para comprender el grado de segregación de la mezcla y también es llamado como “intensidad de mezclado”. El coeficiente de variación aceptable será indicado de acuerdo con el proceso, en un proceso típico de mezclado se considera que un aditivo está bien mezclado con un coeficiente de variación del 5%, mas en aplicaciones críticas el producto puede requerir coeficientes de mezclado de 0.5%. El CoV es usualmente independiente de las cantidades mezcladas, pero el largo del mezclador para lograr cierta intensidad de mezclado, sí depende de las cantidades mezcladas debido al grado inicial de segregación.

2.5.3. Propiedades físicas

Las dos propiedades clave en el flujo de una sola fase son la densidad y la viscosidad. En flujo turbulento, la caída de presión es directamente proporcional a la densidad, por lo que la exactitud de la densidad es la exactitud de la predicción de la caída de presión. Los sistemas de baja viscosidad usualmente se encuentran en flujo turbulento, donde la viscosidad tiene poco o ningún efecto sobre la caída de presión. En este caso la viscosidad es usada básicamente para calcular el número de Reynolds y así determinar si el flujo es laminar o turbulento.

Con el flujo turbulento existe un intercambio de masa en direcciones radial y axial, debido a los *eddies* turbulentos. Si se fija un punto en el que las velocidades de inyección son iguales, se puede determinar el coeficiente radial de difusividad así como el factor de fracción a una velocidad promedio. En este caso, si se da una inyección central, esta se extiende hacia las paredes a lo largo de la tubería.

Debido de las relaciones lineales entre el tiempo y la difusividad, un incremento en la velocidad incrementa la turbulencia de la difusividad pero reduce el tiempo de contacto; así que los parámetros críticos serían la relación largo/diámetro (L/D), el factor de fricción y el coeficiente de variación (CoV).

2.5.4. Tipos de mezcladores estáticos

Los mezcladores estáticos más comunes son:

- Kenics:
 - KMS: mezclador de cinta trenzado, con giros alternativos de izquierda derecha. Tiene un elemento de 1.5 o 1 de diámetro en el largo.
 - KMX: una serie de barras inclinadas que crean una red en forma de X, alternando la dirección de cada elemento con cada diámetro de longitud recorrido.
 - HEV: está formado por una serie de cuatro pestañas espaciadas a lo largo de la tubería. El elemento consiste de cuatro pestañas colocadas simétricamente. Axialmente, las pestañas están colocados a 1.5 diámetros de separación.

- Koch-Glitsch, LP
 - SMV: varias hojas apiladas de metal corrugado funcionando a 30 o 45 grados del eje de la tubería. Cada elemento es de 0.5 a 1 de diámetro en la longitud. Los elementos adyacentes se giran 90° respecto del elemento anterior. El diámetro del mezclador hidráulico está determinado por el número de hojas apiladas.
 - SMX: aletas guías se intersectan con barras a 45° al eje del tubo. Cada elemento tiene una longitud e 1 diámetro y están rotados a 90°, según la posición del elemento anterior.
 - SMXL: similar al SMX, pero con barras que se intersectan a 30° del eje de la tubería.
 - SMR: se conforma por tubos huecos por donde circula el líquido de transferencia de calor. El haz tubular está arreglado similar a la forma de diseño SMX.
 - KVM: formado por una única pestaña montada axialmente fuera de la pared de la tubería, aproximadamente 2.5 diámetros.
 - KHT: mezclador de cinta trenzado, con giros alternativos de izquierda derecha.
 - SMF: tres paletas guías que se proyectan desde la pared del tubo de manera que no se tocan entre ellas. El elemento tiene un diámetro de longitud.

Figura 6. **Mezcladores estáticos (KVM, SMV, SMF, SMX, KHT y SMXL)**



Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 428.

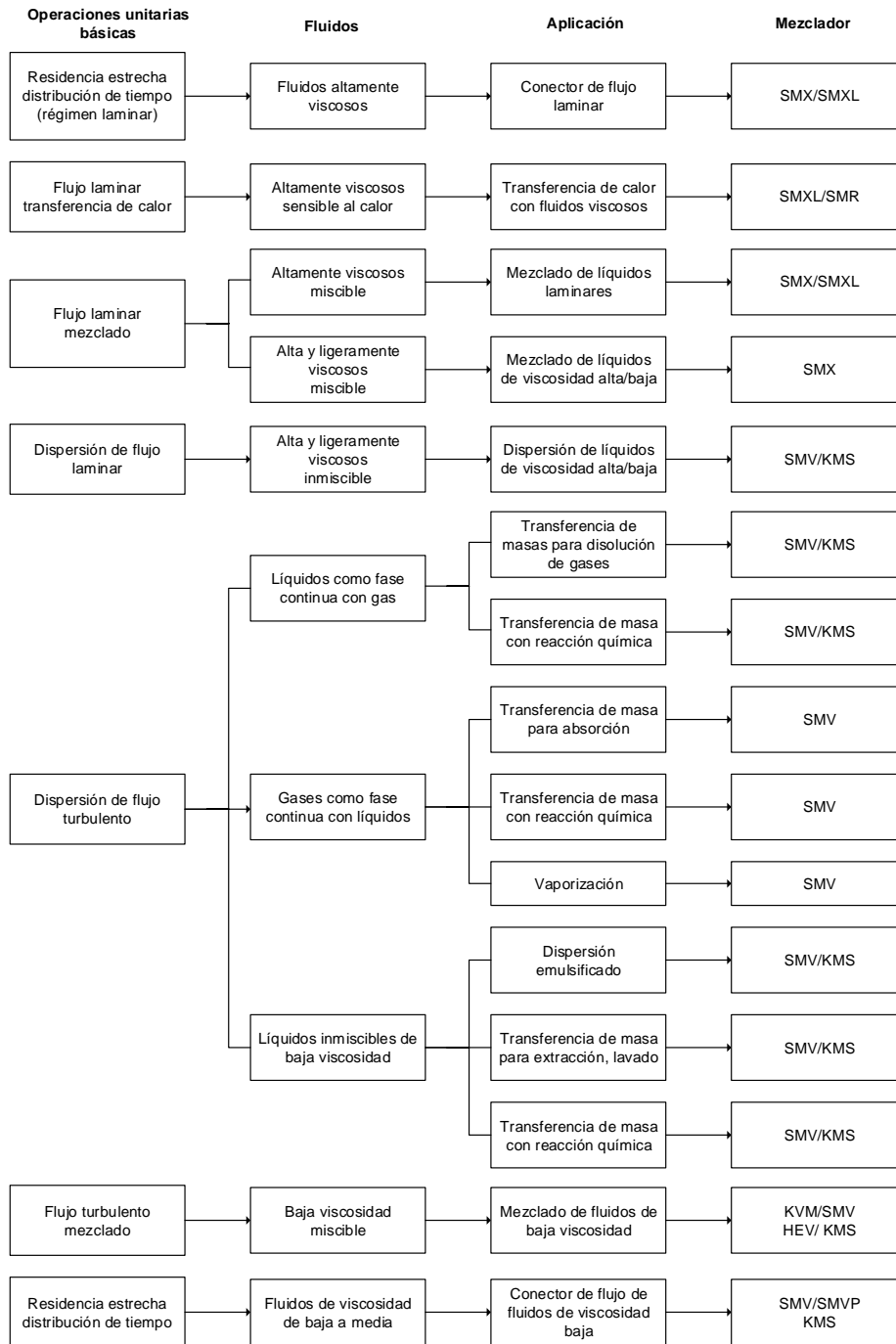
2.5.5. Fundamentos de diseño de mezcladores estáticos

Los fundamentos de diseño de para un mezclador estático son los siguientes:

2.5.5.1. Diseño del mezclador

Como ya se vio anteriormente, hay una serie de tipos de mezcladores estáticos, los cuales todos tienen como propósito final el mezclado de fluidos, dispersión y/o reacción. Para determinar el equipo correcto, el régimen de flujo es fundamental, así como su viscosidad, la miscibilidad de un fluido en otro, el tiempo de residencia y la caída de presión disponible en las líneas de flujo. A continuación se presenta una tabla para determinar el tipo de mezclador a utilizar según su aplicación.

Figura 7. Selección del tipo de mezclador estático



Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*. p.430.

2.5.5.2. Caída de presión

Tanto en el caso del flujo turbulento como del flujo laminar, el hecho de agregar deflectores a las tuberías vacías, para así formar mezcladores estáticos incrementa la caída de presión y por lo tanto se necesita mas energía para lograr el efecto de mezclado.

Los mezcladores de cinta trenzado y los de estructura empacada incrementan la caída de presión por unidad de longitud en comparación de una tubería estándar, por lo menos en un factor de 7 a varios cientos, dependiendo del número de Reynolds.

Un factor fundamental es que la energía de presión es requerida para mezclar en la línea de flujo de una tubería y si se reduce el tiempo de mezclado, o sea un mezclador más corto, se dará un aumento en la tasa de energía de disipación.

La caída de presión en un mezclador estático de geometría fija se expresa como la relación de la caída de presión a través de una tubería abierta del mismo diámetro y longitud por un factor dado según el tipo de mezclador y el tipo de flujo.

$$\Delta P_{sm} = K_L \times \Delta P_{pipe} \quad (\text{Ec. 10})$$

$$\Delta P_{sm} = K_T \times \Delta P_{pipe} \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde:

- ΔP_{sm} es la caída de presión en el mezclador
- K_L es una constante para el flujo laminar que depende del tipo de mezclador
- K_T es una constante para el flujo turbulento que depende del tipo de mezclador
- ΔP_{pipe} es la caída de presión en una tubería estándar con las mismas medidas del mezclador

El cálculo de la caída de presión para una tubería estándar sería:

$$\Delta P = 4 \times \frac{0.079}{Re^{0.25}} \times \frac{L}{D} \times \rho \times \frac{v^2}{2} \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

- ΔP es la caída de presión en la tubería
- Re es el número de Reynolds
- L es largo del mezclador (m)
- D es el diámetro del mezclador (m)
- ρ es la densidad de la mezcla (kg/m^3)
- V es la velocidad de la mezcla (m/s^2)

Tabla I. **Parámetros para mezclado laminar y caída de presión**

Device	KL	KiL
Empty pipe	1	—
KMS	6.9	0.87
SMX	37.5	0.63
SMXL	7.8	0.85
SMF	5.6	0.83
SMR	46.9	0.81

Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 431.

Tabla II. **Parámetros para mezclado turbulento y caída de presión**

Device	Ne ^a	KT	KiT
Empty pipe	0.01	1	0.95
KMS	1.5	150	0.50
KVM	0.24	24	0.42
SMX	5	500	0.46
SMXL	1	100	0.87
SMV	1–2	100–200	0.21–0.46
SMF	1.3	130	0.40

Fuente: PAUL, Edward. *Handbook of Industrial Mixing*.p. 431.

2.5.5.3. Correlaciones de mezclado para flujo laminar y turbulento

Los resultados de mezclado para mezcladores estáticos pueden ser relacionados mediante el trazado del coeficiente de variación versus L/D (largo/diámetro); estos usualmente tienen una correlación exponencial.

$$CoV = K_i^{L/D} \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

- CoV es el coeficiente de variación
- K es una constante que depende del tipo de mezclador (tablas #)
- L es la longitud
- D es el diámetro

2.5.5.4. Orientación del mezclador

Si el mezclador está colocado verticalmente, existe muy poco o ningún efecto de la densidad entre la corriente principal y la secundaria. Si el mezclador está colocado horizontalmente, la relación de densidades puede causar separación antes del mezclado. Esto es muy importante para tuberías simples, donde un 10% de la diferencia de densidad es reportada para incrementar el largo de mezclado. La orientación vertical es recomendada por algunos productores, cuando el número de Froud es menor de 10 en flujo turbulento, y la relación del número de Froud y el número de Reynolds debiera de ser menor a 1 para flujo laminar.

$$Fr = \frac{\rho \times V^2}{\Delta\rho \times D \times g} \quad (\text{Ec. 14})$$

Donde:

- ρ es la densidad del ácido sulfúrico al 98% (kg/m^3)
- V es la velocidad del fluido en la tubería. (m/s)
- $\Delta\rho$ es la diferencia de densidad entre el ácido sulfúrico al 98% y el agua (kg/m^3)
- D es el diámetro de la tubería (m)
- g es la constante gravitacional (m/s^2)

Los criterios para el flujo turbulento según Paul (2002) son:

$$\text{Posicion horizontal, } 20 \leq Fr$$

$$\text{Posicion vertical, } 20 \geq Fr$$

Los criterios para el flujo laminar según Paul (2002) son:

$$\text{Posicion vertical, } \frac{Fr}{Re} < 1$$

$$\text{Posicion horizontal, } \frac{Fr}{Re} > 1$$

2.5.5.5. Tubo de escape

A la longitud del mezclador, ya habiendo acabado la parte empacada, se le llama “tubo de escape”. En el flujo laminar, no ocurre ningún tipo de mezclado en esta área. En flujo turbulento, pasa todo lo contrario, el mezclado continúa hasta que la turbulencia extra creada por el mezclador desaparece. Este efecto dura uno o dos diámetros más del largo del mezclador.

2.6. Sistema de control

Un sistema es un ordenamiento, conjunto o colección de cosas conectadas o relacionadas, de manera que constituyan un todo y es un ordenamiento de componentes físicos conectados o relacionados, de manera que formen una unidad completa la cual pueda funcionar como tal.

La palabra control generalmente se usa para designar regulación, dirección o comando. Al combinar las definiciones anteriores se obtiene que un sistema de control es un ordenamiento de componentes físicos conectados de tal manera que el mismo pueda comandar, dirigir o regularse a sí mismo o a otro sistema. En el sentido más abstracto es posible considerar cada objeto físico como un sistema de control. Cada cosa altera su medio ambiente de alguna manera, activa o positivamente.

Los sistemas de control están formados una entrada (*input*) es el estímulo o la excitación que se aplica a un sistema de control desde una fuente de energía externa, generalmente con el fin de producir de parte del sistema de control, una respuesta especificada, por una salida (*output*) es la respuesta obtenida del sistema de control. Puede no ser igual a la respuesta especificada que la entrada implica.

Toda industria que maneja procesos requiere cuantificar las cantidades de productos que entran o salen de un recipiente, tubería o sencillamente de un espacio limitado por bordes virtuales, en plantas de procesos por lo general hay que medir también las propiedades (temperatura, presión, masa, densidad, etc.).

La medición de las cantidades involucradas permite controlar el proceso, agregando otro componente a la mezcla, reduciendo o incrementando la temperatura y/ o la presión, en fin, permite tomar decisiones acerca del paso siguiente para lograr un objetivo.

La cuantificación de las cantidades se realiza a través de dispositivos que emiten señales dependientes, por lo general del cambio en la cantidad involucrada, definiéndose entonces la señal como un estímulo externo o interno a un sistema que condiciona su comportamiento.

Matemáticamente, la señal se representa como una función de una o más variables independientes que contienen información acerca de la naturaleza o comportamiento de algún fenómeno, los sistemas responden a señales particulares produciendo otras señales.

Para citar un ejemplo cotidiano, cuando el conductor de un automóvil presiona el pedal del acelerador, el automóvil responde incrementando la velocidad del vehículo. En este caso, el sistema es el automóvil, la presión sobre el pedal del acelerador es la entrada del sistema y la velocidad del automóvil es la respuesta.

Las cantidades o características que se miden (las cuales sirven de base de control) se denominan variables, frecuentemente reciben el nombre de variables de medición, de instrumentación o de proceso. Estas se dividen en variables controladas que son el flujo, nivel, concentración o presión del proceso que se desea controlar y la variable manipulada es la cantidad o condición modificada por el controlado, a fin de afectar la variable controlada.

2.6.1. Sistemas de control lazo cerrado

Este tipo de control, incluye dentro de sus elementos al medidor de la variable controlada, para que su señal sea comparada con el *set-point*, se le llama así al valor que debe de llegar la variable controlada. El nombre de control de lazo cerrado viene del hecho de que el elemento primario de medición está percibiendo la variable controlada y le indica al controlador las variaciones que está teniendo para que envíe la salida necesaria al elemento final, el cual se encarga de controlar la variable manipulada y para llevar al proceso a los valores deseados.

Los sistemas de control de lazo cerrado pueden ser automáticos, o sea un instrumento electrónico se encuentra a cargo de realizar las mediciones, mandar las señales y realizar los cambios en el proceso.

2.6.2. Control de calidad del producto

En estos sistemas de control, están inmersos en la medida y control de la aceptación general de un producto para cumplir con necesidades específicas, ya sea como producto intermedio o como el producto final dado al consumidor. La aceptabilidad está determinada mediante el análisis del material en cuestión. En el caso de control de calidad de líquidos existen tres tipos de medición posibles:

- El parámetro del pH, el cual es una medida de la acidez o alcalinidad de un material, es muy importante, ya que una variación del mismo puede acarrear serias consecuencias dependiendo del material con el que se trabaje. Este parámetro puede ser medido en línea, lo que permite una corrección inmediata de cualquier tipo de variación.

- El parámetro de la conductividad es una medida de la habilidad del material para conducir electricidad, en este caso de un fluido. Esta medida también puede ser realizada en línea.
- Por último se encuentra la densidad como parámetro de medición de acuerdo a esta se determina la calidad del fluido; este último caso se puede realizar en línea, pero es muy útil para proceso de control manuales donde una persona determina la densidad, y dependiendo de esto modifica las variables de entrada.

2.7. Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo diseñado para transferir calor de un fluido a otro, sea que estos estén separados por una barrera sólida o que se encuentren en contacto. Son parte esencial de los dispositivos de refrigeración, acondicionamiento de aire, producción de energía y procesamiento químico.

En las industrias de proceso, la transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es uno en el cual el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curva. La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placa por conducción, y luego por convección al fluido frío.

La base para el diseño de un intercambiador se basan en la aplicación de la siguiente ecuación:

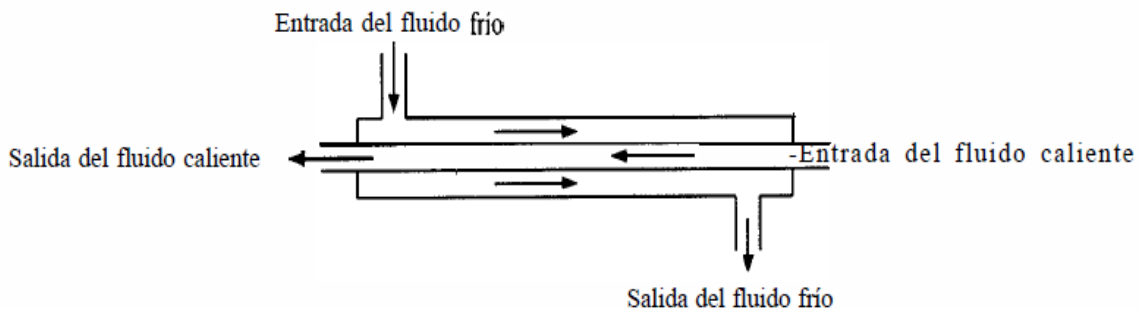
$$dq = -U \times \Delta T \times dA \quad (\text{Ec. 15})$$

Donde dq es la velocidad de transferencia de calor y U es el coeficiente total de transferencia de calor que se basa sobre el area (dA) de la superficie externa del equipo.

2.7.1. Intercambiadores de calor de tubos concéntricos

El intercambiador más simple es el de doble tubo o de tubos concéntricos. Donde uno de los fluidos fluye en el interior de una tubería y el otro lo hace en el espacio anular entre ambas tuberías. Los fluidos pueden circular en paralelo o a contracorriente. El intercambiador puede fabricarse con un simple par de tubos adaptando las conexiones en los extremos, o con varios pares interconectados en serie. Este tipo de intercambiador es útil principalmente para velocidades de flujo bajas.

Figura 8. Intercambiador de calor de tubos concéntricos



Fuente: KERN, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. p. 112.

2.7.2. Intercambiadores de calor de flujo contracorriente

En este tipo se presenta cada uno de los fluidos que entra al intercambiador por diferentes extremos. El fluido con menor temperatura sale en contraflujo del intercambiador de calor en el extremo donde entra el fluido con mayor temperatura, la temperatura del fluido más frío se aproximará a la temperatura del fluido de entrada. Este tipo de intercambiador resulta ser más eficiente que los otros dos tipos mencionados anteriormente.

En contraste con el intercambiador de calor de flujo paralelo, el intercambiador de contraflujo puede presentar la temperatura más alta en el fluido frío y la más baja temperatura en el fluido caliente, una vez realizada la transferencia de calor en el intercambiador.

2.8. Bombas

Una bomba es una máquina hidráulica generadora que transforma la energía (generalmente energía mecánica) con la que es accionada en energía hidráulica del fluido incompresible que mueve. El fluido incompresible puede ser líquido o una mezcla de líquidos y sólidos, como puede ser el hormigón antes de fraguar o la pasta de papel. Al incrementar la energía del fluido, se aumenta su presión, su velocidad o su altura; todas ellas relacionadas según el principio de Bernoulli.

En general, una bomba se utiliza para incrementar la presión de un líquido añadiendo energía al sistema hidráulico, para mover el fluido de una zona de menor presión o altitud a otra de mayor presión o altitud.

Para la selección de una bomba se deben de considerar los parámetros siguientes:

- Naturaleza del líquido por bombear
- Capacidad requerida (flujo volumétrico)
- Condiciones del lado de succión (entrada de la bomba)
- Condiciones del lado de la descarga (salida de la bomba)
- Tipo de sistema donde la bomba impulsa fluido
- Tipo de fuente de potencia
- Limitaciones de espacio, peso y posición
- Condiciones ambientales
- Costo de adquisición e instalación
- Costo de operación
- Carga total sobre la bomba

Para obtener la carga total sobre la bomba es necesario al utilización de la ecuación general de la energía, la cual se deriva de la ecuación de Bernoulli.

$$\frac{P_1}{\rho} + gz_1 + \frac{v_1^2}{2} + h_a - h_g - h_L = \frac{P_2}{\rho} + gz_2 + \frac{v_2^2}{2} \quad (\text{Ec. 16})$$

Donde:

- P es la presión
- Z se refiere a la altura
- G es la constante de la gravedad
- V es la velocidad del fluido
- H_a es la cantidad de energía que le transfiere la bomba al fluido
- H_g es la energía cedida para mover un dispositivo externo
- H_L es la energía perdida debido a la fricción

2.8.1. Bombas centrífugas

Una bomba centrífuga es un tipo de bomba hidráulica que transforma la mecánica de un impulsor rotatorio llamado rodete, en energía cinética y potencial requerida. El fluido entra por el centro del rodete, que dispone de unos álabes para conducirlo, y por efecto de la fuerza centrífuga es impulsado hacia el exterior, donde es recogido por la carcasa o cuerpo de la bomba, que por el contorno, su forma lo conduce hacia las hacia el siguiente rodete.

Aunque la fuerza centrífuga producida depende tanto de la velocidad en la periferia del impulsor como de la densidad del líquido, la energía que se aplica por unidad de masa del líquido es independiente de la densidad del líquido. Por tanto, en una bomba dada que funcione a cierta velocidad y que maneje un volumen definido de líquido, la energía que se aplica y transfiere al líquido, es la misma para cualquier líquido sin que importe su densidad.

Tradicionalmente, la presión proporcionada por la bomba en metros de columna de agua o pie-lb/lb, se expresa en metros o en pies y es por ello que se denomina genéricamente como "altura", y aún más, porque las primeras bombas se dedicaban a subir agua de los pozos desde una cierta profundidad (o altura).

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. Variables de diseño

Las variables de diseño, tanto independientes o dependientes son las siguientes:

3.1.1. Variables de diseño independientes

- Capacidad del proceso
- Toneladas procesadas de ácido sulfúrico
- Concentración del ácido sulfúrico al entrar al equipo de dilución
- Concentración del ácido sulfúrico al salir del equipo de dilución

3.1.2. Variables de diseño dependientes

- Calor transferido
- Temperatura del ácido sulfúrico al salir del proceso
- Cantidad de agua requerida para la dilución
- Cantidad de agua requerida para el enfriamiento del ácido a la salida del equipo de dilución.
- Dimensiones del equipo de dilución con enfriamiento

3.2. Delimitación de campo de estudio

El universo de estudio serán los equipos de dilución, los cuales en la salida de flujo tengan un equipo para la transferencia de calor producido en el proceso, así como los diferentes dispositivos y accesorios para el trasiego del fluido dentro del proceso. La muestra a estudiar será el diseño de un sistema para la dilución de ácido sulfúrico del 98% al 70%, con enfriamiento para la empresa Representaciones Químicas S.A.

3.3. Recursos humanos

- Investigador: Ana Lucía Cordón Orellana
- Asesor: Rodolfo Espinosa Smith

3.4. Recursos materiales disponibles

El equipo a utilizar en la realización de la parte experimental del trabajo de graduación será un equipo computacional, en el cual se utilizarán los siguientes programas:

- Autocad 2009: software operativo utilizado para la elaboración de los planos de los equipos.
- Microsoft Excel 2009: hojas de cálculo electrónicas que facilitan el uso de cálculos matemáticos.
- Microsoft Word 2009: programa de documentación.

- Visio 2010: sistema operativo utilizado para la realización de diagramas de flujo.

3.5. Recolección de información

La recolección de información es una etapa fundamental para la realización del proyecto, ya que en ella se obtienen fundamentos teóricos del proceso, ecuaciones de diseño y datos técnicos, tanto como de los insumos como del producto terminado.

La información obtenida es usada para poder generar correctamente los criterios de diseño con la debida solidez teórica, así como las bases sobre las cuales se debe de realizar el proyecto, brinda validez y permite la comprensión tanto del fenómeno como del equipo a efectuar. En la siguiente tabla se enuncia la información a recolectar y las fuentes de obtención de las mismas:

Tabla III. **Recolección de información**

No	Procedimiento	Instrumento a utilizar
1	Recolección de las características deseadas del Equipo	Estos datos son dados según los requerimientos dados por la empresa.
2	Recolección de fundamentos teóricos	Bibliografía sobre transferencia de calor, flujo de fluidos, diseño de equipo y química general.
3	Recolección de datos técnicos sobre los productos a utilizar	Manual del ingeniero químico

Fuente: elaboración propia.

3.5.1. Desarrollo del diseño

El diseño de un sistema se divide en dos fases:

3.5.1.1. Diseño conceptual

En esta parte del proceso se utiliza la información obtenida para poder generar correctamente los criterios de diseño con la debida solidez teórica, así como las bases sobre las cuales se debe de realizar el proyecto. Permite plantear las debidas ecuaciones bajo las cuales se realizara el diseño, brinda validez y permite la comprensión tanto del fenómeno como del equipo a efectuar.

3.5.1.2. Ingeniería de diseño

Ya habiendo realizado el diseño conceptual, se procede a determinar las especificaciones del sistema así, como su dimensionamiento, de la siguiente manera:

- Se realiza un balance de masa y energía en el sistema de dilución, obteniendo así el calor producido en la dilución así como el caudal en la salida del mismo
- Se obtiene la temperatura de salida del caudal, para la futura selección del material a utilizar.
- Determinar y detallar las partes de las cuales debe contar el equipo a diseñar.

- Determinar la dimensiones que debe de poseer el sistema (mezclador, tanques de almacenamiento, tuberías) basándose en criterios teóricos.
- Determinar qué tipo de equipo se utilizará para el enfriamiento del fluido, las características que va a poseer, así como sus dimensiones.
- Determinar la instrumentación de control a utilizar para que el sistema pueda responder siempre a la necesidad de producir ácido sulfúrico a la concentración deseada.
- Determinar los materiales a utilizar para cada parte del equipo.
- Realizar una caracterización de las diferentes bombas a utilizar.

3.5.2. Determinación de costos

En la determinación de costos se realizan cotizaciones de los materiales que se desean utilizar, así como del valor de construcción del equipo. Se realizan cotizaciones también de las bombas, sistemas de control, válvulas y accesorios

3.6. Ordenamiento y procesamiento de la información

Los datos encontrados a través del diseño de cada parte del sistema de dilución, mediante la utilización de ecuaciones de diseño, serán utilizados para la realización de planos, donde se especificarán dimensiones, espesores, partes, materiales y equipos, que pueden ser utilizados para la construcción de dicho proyecto. Los costos obtenidos son utilizados para presentar un estimado del costo de la realización del sistema.

4. RESULTADOS

Tabla IV. **Dimensiones de tanques de almacenamiento**

	Radio (pie)	Altura (pie)	Material
H ₂ O	5,92	11,8	Acero al carbón
H ₂ SO ₄ (98%)	7,03	14,1	Acero al carbón
H ₂ SO ₄ (70%)	8,22	16,4	S.S. 316

Fuente: elaboración propia.

Tabla V. **Dimensiones de tuberías**

	Diámetro (pulg)	Largo (pie)	Material
H ₂ O	1	49,2	Acero al carbón
H ₂ SO ₄ (98%)	1,25	49,2	Acero al carbón
H ₂ SO ₄ (70%)	1,5	16,4	S.S. 316

Fuente: elaboración propia.

Tabla VI. **Bombas**

	Potencia (HP)	Material
Bomba H ₂ SO ₄ (98%)	6	Acero al carbón
Bomba H ₂ O	2	Acero al carbón

Fuente: elaboración propia.

Tabla VII. **Mezclador estático**

Tipo	SMV
Radio (pulg)	2,5
Longitud (pie)	2,78
Material	Hastelloy B2

Fuente: elaboración propia.

Tabla VIII. **Intercambiado de calor**

Tipo	Intercambiador de calor de tubos concéntricos
Diámetro tubo interno (pulg.)	2
Diámetro tubo externo (pulg.)	3
Longitud (pie)	183
Material tubos internos	Hastelloy B2
Material tubos externos	Acero al carbón

Fuente: elaboración propia.

Tabla IX. **Sistema de control**

Material	Hastelloy C22
Componentes	Sensor
	Transmisor
	Sistema de control
	Válvula de control
Operativa	El sistema de control a implementar, llamado Fork 7826, es de lazo cerrado y automático; en este se medirá la densidad de la dilución. 7826 usa una horquilla vibrante para medir la densidad. La densidad del líquido en el que las puntas de la horquilla vibran, cambia la frecuencia de resonancia del medidor. Al supervisar esta frecuencia resonante y aplicar conversiones el medidor proporciona medidas de densidad.

Fuente: elaboración propia.

Tabla X. **Análisis de costos**

Costo total (Q)
663 225,00

Fuente: elaboración propia.

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

El objetivo principal de este diseño es plantear las características necesarias que debe de tener el sistema de dilución para ácido sulfúrico a 98% a una concentración final del 70%. Estas características incluyen los diferentes equipos, sus dimensiones y materiales a utilizar que garanticen tiempo de vida al sistema.

La concepción del proceso, de los equipos y finalmente el diseño de un sistema de dilución continua de ácido sulfúrico se basó en una intensa bibliografía y para poder realizarlo fue necesario determinar cuáles son las condiciones de operación del mismo. Esta información fue proporcionada por la empresa Representaciones Químicas S.A., la cual fue básica para la realización del diseño.

El proceso inicia en los tanques de almacenamiento de agua y de ácido sulfúrico, los cuales tienen la capacidad de almacenar los insumos necesarios para que el sistema funcione de manera continua durante 24 horas, según los flujos sugeridos, para obtener un flujo final de 5,92TM/h de ácido diluido.

El equipo a utilizar para impulsar los fluidos fuera de los tanques son bombas centrífugas, ya que estas son muy versátiles en su funcionamiento, presentan costos iniciales, de instalación y de mantenimiento considerablemente bajos. La potencia de la bomba fue determinada mediante la ecuación de continuidad, utilizando las cabezas de velocidad, altura, presión y fricción; para el ácido se requiere una bomba de 6HP y para el agua una bomba de 2HP.

Para el trasiego de los fluidos se utilizará tubería de 1 pulgada de diámetro para el agua y 1,25 pulgadas; para el ácido concentrado ambos flujos no sobrepasarán la velocidad de 3,28 pie/s equivalente a 1 m/s y se combinarán a la entrada del mezclador, para así llevar a cabo la dilución. El sistema se busca que sea continuo, por lo cual se debe de utilizar un mezclador estático, ya que estos pueden lograr un alto grado de homogeneidad en una corta longitud de tubería además de pueden colocarse en un espacio limitado, son de fácil instalación y tienen un bajo costo de operación.

Debido a que el sistema opera en un régimen turbulento, según el número de Reynolds, los fluidos son miscibles entre ellos y poseen baja viscosidad, se optó por el tipo de mezclador estático SMV, el cual consta de varias hojas apiladas de metal corrugado, funcionando a 30 o 45 grados del eje de la tubería. Cada elemento es de 0,5 a 1 de diámetro en la longitud. Los elementos adyacentes se giran a 90° respecto del elemento anterior.

La orientación del mezclador será vertical, ya que en este caso la relación de densidades puede afectar el mezclado si se coloca en posición horizontal; dicha aseveración es dada por el número de Froude, el cual es un número adimensional que relaciona el efecto de las fuerzas de inercia y la fuerzas de gravedad que actúan sobre un fluido.

Al momento de realizar la dilución de ácido sulfúrico al 70%, se da una reacción sumamente exotérmica la cual eleva la temperatura aproximadamente a 290°F; a esta temperatura, el ácido es altamente corrosivo y por lo tanto difícil de manejar, por lo cual es necesario disipar el calor liberado por medio de un intercambiador de calor, mediante el cual se pretende extraer 80Btu/lb, llevando la dilución a una temperatura final de 120°F.

El intercambiador de calor a utilizar será de tubos concéntricos, debido a que este tipo de intercambiador ya posee una estructura simple lo cual facilita su construcción en comparación con los intercambiadores de concha y tubo; de igual manera, el costo de fabricación y de mantenimiento es menor comparado con otros intercambiadores. En este caso, debido a lo altamente corrosivo del ácido y del manejo especial que debe tener este, debe de ir en los tubos y el fluido que absorberá el calor, en este caso agua, debe de ir dentro del ánulo. Para utilizar la menor área posible para la transferencia de calor se operará en contracorriente teniendo una longitud de 183 pies.

Al final del proceso el ácido sulfúrico al 70% se almacena en un tanque al cual es trasegado por medio de una tubería con 1,5 de diámetro y este al igual que los tanques al inicio del proceso tiene una capacidad de almacenamiento según el flujo dado de 24 horas.

La parte fundamental del sistema de dilución continua es el sistema de control el cual es llamado *fork*, es de lazo cerrado, ya que el elemento primario de medición, un sensor, está percibiendo la variable controlada, densidad, y por medio de un transmisor le indica al controlador las variaciones que está teniendo esta para que envíe la salida necesaria al elemento final, válvula de control, la cual se encarga de controlar la variable manipulada y así llevar al proceso a los valores deseados. El material de construcción para el sistema de control es Hastelloy C22, teniendo una incertidumbre de 0,001 g/ml.

Los materiales de construcción a utilizar para la construcción del sistema son tres: acero al carbón, acero inoxidable 316 y Hastelloy B2; los tres fueron escogidos según sus resistencia a las condiciones bajo las cuales van a ser sometidos y así incrementar el tiempo de vida útil del sistema.

El acero al carbón será utilizado para las partes del sistema que tengan contacto con ácido sulfúrico concentrado y agua (tanques de almacenamiento al igual que las tuberías que trasiegan dichos fluidos).

El acero inoxidable 316 será utilizado para las partes del sistema donde se maneje ácido sulfúrico diluido a baja temperatura, como el tanque de almacenamiento y su respectiva tubería, el cual es resistente a la corrosión, ya que contiene molibdeno.

El Hastelloy B2, es una solución sólida reforzada de aleación de níquel-molibdeno, con una resistencia significativa a ambientes de reducción como ácido sulfúrico, acético y fosfórico. Se decidió por este material, ya que es usado cuando se necesita estructuras resistentes a la corrosión bajo condiciones de altas temperaturas, debido a que este sobresale en su resistencia a la corrosión de ácido sulfúrico a altas temperaturas. Las partes del sistema de dilución de ácido sulfúrico que estarían formadas de este material son el mezclador, la tubería que conduce la solución al intercambiador de calor y el tubo interno del intercambiador.

En relación con las partes del sistema como tuberías, tanques y el intercambiador de calor, se determinó su costo a partir del peso de material y del costo por tonelada. A partir del precio del metal procesado, se tiene directamente el costo del equipo con base en el material respectivo. Para el caso de las bombas, mezclador estático y sistema de control, se cotizaron los precios directamente con base en las características de los equipos, sumando estos datos más los costos aproximados de mano de obra (30% sobre el costo del equipo) y obra civil (14.5% sobre el costo del equipo) Se llegó a una suma total de construcción del sistema de dilución continua de ácido sulfúrico de 663 225,00 quetzales.

CONCLUSIONES

1. Los tanques de almacenamiento para el agua y ácido sulfúrico al 98% tienen las siguientes medidas, respectivamente: 5,92 pies de radio y 11,8 pies de altura, y 7,03 pies de radio y 14,1 pies de altura.
2. El tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico al 70% es de 8,22 pies de radio y 16,11 pies de altura.
3. El diámetro de tuberías para el trasiego de los fluidos de agua, ácido sulfúrico al 98% y ácido sulfúrico al 70%, son de 1, 1,25 y 1,5 pulgadas respectivamente.
4. El tipo de bomba a utilizar es centrífuga donde la potencia para el bombeo de ácido sulfúrico al 98% es de 5,23 hp y para el bombeo de agua es de 1.73 hp.
5. La dilución de ácido sulfúrico al 98% hasta 70% se debe de llevar a cabo en un mezclador estático tipo SMV de 2,78 pies de longitud y 2,5 pulgadas de diámetro.
6. El material a utilizar que resista las altas temperaturas a las que llega el ácido al momento de su dilución es Hastelloy B2
7. El intercambiador de calor utilizado para disipar el calor exotérmico de dilución es de tubos concéntricos con una longitud de 183 pies.

8. Las partes del sistema que tienen contacto con agua y con ácido sulfúrico concentrado estarán construidas con acero al carbón.
9. Las partes del sistema que tienen contacto con ácido sulfúrico diluido y a baja temperatura estarán construidas con acero inoxidable 316.
10. El sistema de control a utilizar es de tipo Fork 7826 está construido con Hastelloy C22 y la variable a medir es la densidad.
11. La inversión inicial de un sistema de dilución continua de ácido sulfúrico es de Q663 225,00, aproximadamente \$80 000,00.

RECOMENDACIONES

1. La función del sistema de control es mantener la concentración del flujo del sistema al 70%, asumiendo esta operación como crítica, se recomienda agregar al sistema de control un mecanismo para cerrar totalmente el sistema y regresar el fluido para su correcta concentración en el caso de una considerable variación.
2. Debe utilizarse el agua que proviene del intercambiador de calor como alimentación a la caldera.
3. Se debe de verificar el correcto funcionamiento del sistema de control dentro del proceso general de dilución, ya que de este dependerá el éxito del mismo.
4. Es necesario que todo el sistema de dilución continua tenga el mantenimiento correspondiente, para que este pueda cumplir con su vida útil estimada y mantenga su eficiencia.
5. Las dimensiones dadas para el sistema fueron determinadas mediante la información de flujos y concentraciones dadas por la empresa Representaciones Químicas S.A., por lo cual al no variar dichas condiciones de trabajo, el dimensionamiento debe de ser aplicado estrictamente.
6. Integrar el mezclador estático al intercambiador de calor para incrementar la transferencia de calor y disminuir los costos de operación.

BIBLIOGRAFÍA

1. CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor y masa*. 3a ed. México: McGraw-Hill, 2007. 932 p.
2. DESÁ, Douglas O.J. *Applied technology and instrumentation for process control*. Great Britain: Taylor & Francis Books, 2004. 425 p.
3. FELDER, Richard; ROUSSEAU, Ronald W. *Principios básicos de los procesos químicos*. 3a ed. México: Limusa, 2004. 712 p.
4. GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 3a ed. México: Continental, 1998. 1008 p.
5. *Handbook of Industrial Mixing*. Paul, Edward L; Atiemo-Obeng, Victor A; Kresta, Suzanne (edi.). New Jersey, USA: John Wiley and Sons, 2004. 1432 p.
6. JIMÉNEZ GUTIERREZ, Arturo. *Diseño de procesos en ingeniería química*. México: Reverte, 2003. 256 p.
7. KERN, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. 3a ed. México: Continental, 1995. 980 p.
8. KOTZ, John C; TREICHEL, Paul M. *Química y reactividad química*. 5a ed. México: Thompson, 2003. 997 p.

9. LUDWIG, Ernest. *Applied process design for chemical and petrochemical plants*. Volume I. 3rd ed. USA: Gulf Professional Publishing, 1999. 630 p.
10. MOTT, Robert. *Mecánica de fluidos*. 6a ed. México: Prentice Hall, 2006. 626 p.
11. PERRY, Robert H; GREEN, Don W. *Manual del ingeniero químico*. 7a ed. USA: McGraw-Hill, 1997. 2638 p.
12. TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. *Chemical engineering design*. USA: Elsevier, 2008. 1245 p.

APÉNDICES

Apéndice 1. **Muestra de cálculo**

Para el diseño de un sistema de dilución de ácido sulfúrico es necesario determinar las diferentes partes y equipos que conformaran dicho sistema, las cuales serán:

- Flujos de H_2SO_4 y agua
- Tanques de almacenamiento
- Tuberías
- Mezclador estático
- Intercambiador de calor de tubos concéntricos
- Bombas

Los datos que brinda la empresa para realizar dichos cálculos son los siguientes:

- Concentración inicial $\text{H}_2\text{SO}_4 = 98\%$ pp
- Concentración final $\text{H}_2\text{SO}_4 = 70\%$ pp
- Flujo final de $\text{H}_2\text{SO}_4 = 6$ TM/h

A. Determinación de flujos

Para saber los flujos de H_2SO_4 y H_2O , es necesario tener las concentraciones molares, para el ácido sulfúrico al 98%

$$\frac{98 \text{ g } H_2SO_4}{100 \text{ g } H_2SO_4 + H_2O} \times \frac{1,831 \text{ g } H_2SO_4}{\text{ml}} \times \frac{1000 \text{ ml}}{1 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ mol } H_2SO_4}{98,08 \text{ g } H_2SO_4} = 18,29 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Para el ácido sulfúrico al 70%

$$\frac{70 \text{ g } H_2SO_4}{100 \text{ g } H_2SO_4 + H_2O} \times \frac{1,54 \text{ g } H_2SO_4}{\text{ml}} \times \frac{1000 \text{ ml}}{1 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ mol } H_2SO_4}{98,08 \text{ g } H_2SO_4} = 10,99 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$6 \frac{\text{TM}}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ TM}} \times \frac{\text{m}^3}{1540,5 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} = 3894,84 \frac{\text{L}}{\text{h}} H_2SO_4 \text{ 70\%}$$

Ya teniendo las concentraciones molares se utiliza la siguiente ecuación, para determinar el volumen inicial de ácido sulfúrico al 98%

$$C_0V_0 = C_fV_f$$

Donde:

- C_0 = concentración inicial
- V_0 = volumen inicial
- C_f = concentración final
- V_f = volumen final

$$C_0V_0 = C_fV_f$$

$$18,29 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times H_2SO_4 \text{ (98\%)} \times V_0 = 10,99 \frac{\text{mol}}{\text{L}} H_2SO_4 \text{ (70\%)} \times 3894,84 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times H_2SO_4 \text{ (70\%)}$$

$$V_0 = 2340,64 \frac{\text{L}}{\text{h}} H_2SO_4 \text{ (98\%)}$$

Con ambos volúmenes de ácido al 98% y 70% se procede a obtener el volumen de agua necesario para realizar la dilución:

$$V_f - V_0 = V_{H_2O} \quad (\text{Ec. 18})$$

$$3\,894,84 \frac{L_{H_2SO_4(70\%)}}{h} - 2\,340,64 \frac{L_{H_2SO_4(98\%)}}{h} = 1\,554,19 \frac{L_{H_2O}}{h}$$

B. Determinación de dimensiones de tanques de almacenamiento

Para el cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento se utilizaron las siguientes ecuaciones:

B.1. Cálculo del caudal:

$$Q = \frac{m \times 1000 \text{ kg} \times 3,28 \text{ pie}}{\rho}$$

Donde:

- Q = caudal pie^3/h
- m = flujo másico (TM/h)
- ρ = densidad en (kg/m^3)

Reemplazando datos

$$Q = \frac{m \times 1\,000 \text{ kg}}{\rho}$$

$$Q = \frac{6 \frac{\text{TM}}{\text{h}} \times 1\,000 \text{ kg}}{1\,605 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 3,28^3$$

$$Q = 132,02 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}}$$

B.2. Cálculo del volumen del líquido de retención:

$$V = Q \times t$$

Donde:

- v = volumen (pie^3)
- Q = caudal (m^3/h)
- T = tiempo de retención (h)

Reemplazando datos:

$$V = Q \times t$$
$$V = 132,02 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}} \times 24\text{h}$$
$$V = 3\,168,48 \text{ pie}$$

B.3. Cálculo del volumen del tanque de retención:

Para el cálculo del volumen de retención es necesario mencionar que el volumen del líquido debe ocupar un máximo del 90% del volumen total del tanque, por lo tanto se ocupara un factor de corrección (f)

$$V_T = \frac{V}{f}$$

Donde:

- V_T = volumen del tanque
- V = volumen del líquido retenido
- f = factor de corrección

Reemplazando datos:

$$V_T = \frac{V}{f}$$
$$V_T = \frac{3\,168,48 \text{ pie}^3}{0,9}$$
$$V_T = 3\,520,53 \text{ pie}^3$$

B.4. Cálculo del radio del tanque

El cálculo del radio del tanque en un principio se supone que la altura (h) es el doble del radio (r) del volumen total de líquido (V), por lo tanto se utiliza la siguiente ecuación:

$$V = \pi r^2 \times h$$

Como:

$$h = 2r$$

Entonces:

$$V = \pi r^2 \times 2r$$
$$V = 2\pi r^3$$

Despejando el radio (r):

$$r = \sqrt[3]{\frac{V}{2\pi}}$$

Reemplazando datos en la ecuación anterior:

$$r = \sqrt[3]{\frac{V}{2\pi}}$$
$$r = \sqrt[3]{\frac{3\,631,19 \text{ pie}^3}{2\pi}}$$
$$r = 8,22 \text{ pie}$$

Para la altura:

$$h = 2r$$
$$h = 2 \times 8,22 \text{ pie}$$
$$h = 16,4 \text{ pie}$$

De la misma manera se realizaron los cálculos de los tanques de almacenamiento de ácido sulfúrico al 98% y de agua.

C. Determinación de dimensiones de tuberías

Ya que el fluido utilizado en esta tubería es un ácido el valor máximo recomendable de velocidad es de 2m/s, por lo tanto se asume una velocidad de:

$$V = 1,2 \frac{m}{s}$$

C.1. Para el área de flujo de la tubería es necesario la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{V \times 3,28 \times 3\,600}$$

Donde:

- A = área de flujo (pie²)
- Q = caudal (pie³/h)
- V = velocidad de flujo (pie/s)

Reemplazando datos:

$$A = \frac{Q}{V \times 3,28 \times 3\,600}$$
$$A = \frac{132,02 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}}}{1,2 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 3,28 \times 3\,600}$$
$$A = 0,0097 \text{ pie}^2$$

C.2. Diámetro de la tubería

$$D = 12 \times \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

Donde:

- D = diámetro (pulg)
- A = área de flujo (pie²)

Reemplazando datos:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$
$$D = 12 \times \sqrt{\frac{4 \times 0,0097 \text{ pie}^2}{\pi}}$$
$$D = 1,33 \text{ pulg}$$
$$D = 1,33 \text{ pulg} \cong 1,5 \text{ pulg}$$

D. Determinación de dimensiones mezclador estático

Para la determinación de las dimensiones del mezclador deben de realizarse diferentes cálculos los cuales se enuncian a continuación:

D.1. Para determinar el tipo de mezclador estático a utilizar es necesario calcular el número de Reynolds

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

Donde:

- ρ = número de Reynolds
- v = velocidad del fluido (m/s)
- D = diámetro de la tubería
- μ = viscosidad

Reemplazando datos:

$$Re = \frac{96,04 \frac{lb}{pie^3} \times 1,148 \frac{pie}{s} \times \frac{2,5}{12} m}{0,00121 \frac{lb}{pie * s}}$$

$$Re = 18\,983,58$$

Ya que el número de Reynolds es mayor a 2 000 se determina que el flujo es turbulento y como la operación a realizar es mezclado de líquidos miscibles y de baja viscosidad, se opta x utilizar el mezclador SMV, el cual es un mezclador; este posee un elemento de mezcla helicoidal que dirige el flujo de material radialmente hacia las paredes de la tubería y de vuelta al centro.

El diámetro a utilizar para el mezclador es de:

$$D = 2,5 \text{ pulg}$$

Para calcular el largo del mezclador es necesario determinar primeramente el coeficiente de variación reducido para la mezcla (C_oV_r), este coeficiente se determina por medio de una serie de fórmulas:

D.2. Coeficiente de variación

$$C_v = \frac{\text{flujo volumétrico (98\%)}}{\text{flujo volumétrico (H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%)} + \text{flujo volumétrico H}_2\text{O}}$$

Reemplazando datos:

$$C_v = \frac{82,659}{82,659 + 54,886}$$

$$C_v = 0,601$$

D.3. Coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada

$$C_oV_0 = \left(\frac{1 - C_v}{C_v} \right)^{0.5}$$

Donde:

- C_v = coeficiente de variación
- C_oV_0 = coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada.

Reemplazando datos:

$$C_oV_0 = \left(\frac{1 - 0,601}{0,601} \right)^{0.5}$$

$$C_oV_0 = 0,815$$

D.4. Coeficiente de variación reducido

$$C_oV_r = \frac{C_oV}{C_oV_0}$$

Donde:

- C_oV = coeficiente de variación estándar
- C_oV_0 = coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada
- C_oV_r = coeficiente de variación reducido

Reemplazando datos:

$$C_oV_r = \frac{0,05}{0,815}$$

$$C_oV_r = 0,061$$

D.5. Largo del mezclador estático

Ya habiendo determinado el coeficiente de variación reducido, con la siguiente correlación se determina el largo del mezclador estático:

$$C_oV_o = K_i^{\frac{L}{D}}$$

$$\log C_oV_o = \frac{L}{D} \log K_i$$

$$L = D \times \frac{\log C_oV_r}{\log K_i}$$

Donde:

- C_oV_r = coeficiente de variación reducido
- L = largo del mezclador
- D = diámetro del mezclador
- K_i = constante la cual depende del mezclador a utilizar (tabla II)

Reemplazando datos:

$$L = 0,208 \times \frac{\log 0,061}{\log 0,5}$$

$$L = 2,223 \text{ pie}$$

Luego:

$$\frac{L}{D_{unequal}} = \frac{L}{D_{equal}} + k \log \frac{\mu_c}{\mu_d}$$

Donde:

- $(L/D)_{unequal}$ = relación largo/diámetro del mezclador para flujos de diferentes viscosidades
- $(L/D)_{equal}$ = relación largo/diámetro del mezclador para flujos de diferentes viscosidades
- K = constante que depende del tipo de mezclador
- μ_c = viscosidad de la fase continua (ácido sulfúrico)
- μ_d = viscosidad de la fase dispersa (agua)

Reemplazando datos:

$$\frac{L}{D_{unequal}} = 10,67 + 2 \times \log \frac{2,2 \text{ cp}}{1 \text{ cp}}$$

$$\frac{L}{D_{unequal}} = 11,35$$

$$\frac{L}{D_{unequal}} = 11,35$$

$$L = 2,37 \text{ pie}$$

D.6. Número de Froude

El mezclador debe de ir colocado en una posición específica para así tener un rendimiento óptimo; esto se determina mediante el cálculo del número de Froude (Fr):

$$Fr = \frac{\rho \times V^2}{\Delta\rho \times D \times g}$$

Donde:

- ρ = densidad del ácido sulfúrico al 98% (lb/pie³)
- V = velocidad del fluido en la tubería. (pie/s)
- $\Delta\rho$ = diferencia de densidad entre el ácido sulfúrico al 98% y el agua (lb/pie³)
- D = diámetro de la tubería (pie)
- g = constante gravitacional (pie/s²)

Reemplazando datos:

$$Fr = \frac{114,15 \times 1,148^2}{(114,15 - 62,16) \times 2,5/12 \times 32,14}$$
$$Fr = 0,432$$

Ya habiendo determinado el número de Froude se aplica la siguiente condicional:

$$\text{Posición horizontal } 20 \leq Fr$$

$$\text{Posición vertical } 20 \geq Fr$$

Ya que el número de Froude es menor a 20, la posición óptima para colocar el mezclador es vertical.

D.7. Determinación de la caída de presión en el mezclador

$$\Delta P_{sm} = K \Delta P_{pipe}$$

$$\Delta P_{pipe} = 4 \times \frac{0,079}{Re^{0,25}} \times \frac{L}{D} \times \rho \times \frac{V^2}{2}$$

Donde:

- ΔP_{sm} = caída de presión en el mezclador estático
- K = constante que depende del mezclador
- ΔP_{pipe} = caída de presión en la tubería
- Re = número de Reynolds
- L = largo del mezclador (pie)
- D = diámetro del mezclador (pie)
- ρ = densidad de la mezcla (lb/pie³)
- V = velocidad de la mezcla (pie/s²)

Reemplazando datos:

$$\Delta P_{pipe} = 4 \times \frac{0,079}{18\,983^{0,25}} \times 11,48 \times 96,04 \frac{lb}{pie^3} \times \frac{1,148 \frac{pie}{s}}{2 \times 32,14 \frac{m}{s^2}}$$

$$\Delta P_{pipe} = 0,602 \frac{lb}{pie^2}$$

$$\Delta P_{sm} = K \Delta P_{pipe}$$

$$\Delta P_{sm} = 0,5 \times 0,602 \frac{lb}{pie^2}$$

$$\Delta P_{sm} = 0,301 \frac{lb}{pie^2}$$

$$\Delta P_{sm} = 0,002 \frac{lb}{pulg^2}$$

E. Determinación de dimensiones del intercambiador de calor de tubos concéntricos

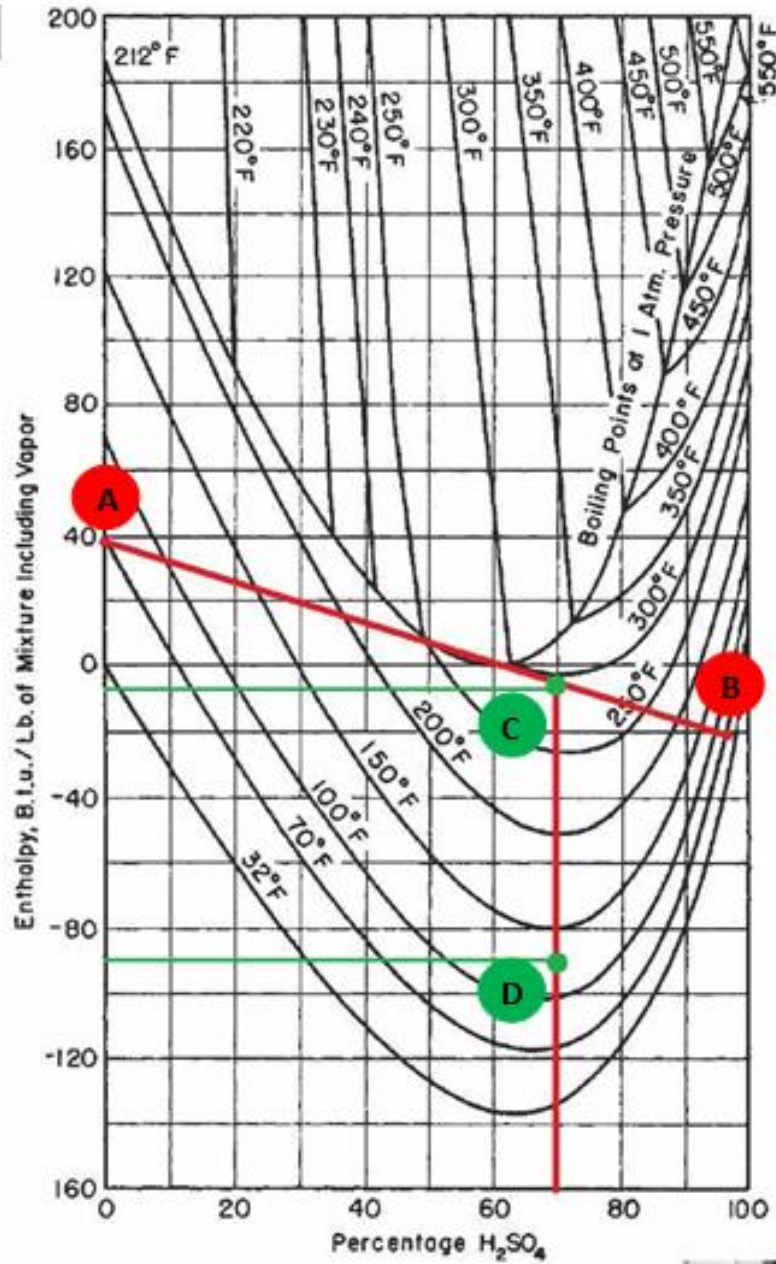
E.1. Balance de calor

Para la determinación de las dimensiones del intercambiador de calor es necesario primero determinar la cantidad de calor a eliminar, lo cual se calculó mediante un método gráfico, utilizando el diagrama entalpía-concentración respectivo. Si se tienen dos fluidos a mezclar, en este caso agua (A) y ácido sulfúrico al 98% (B), ambos a 77°F, se determinan los puntos en los que se encuentran en la gráfica, según la concentración y la temperatura. Estos dos puntos deben de unirse con una línea.

La concentración final de la mezcla de estos dos flujos es ácido sulfúrico al 70%, la temperatura final de dicha mezcla es el punto en las isotermas de la gráfica donde la línea A-B se atraviesa con la concentración al 70% (C). Para este caso sería a 290°F.

Se desea que al salir del intercambiador la mezcla tenga una temperatura de 120°C, por lo que el punto (D) está colocado sobre la concentración de 70°F en la isoterma de 120°C. La diferencia de entalpías que existe entre los puntos C-D, es el calor necesario a extraer para llegar a la temperatura deseada, en este caso es de 80 Btu/lb.

E.1.1. Diagrama entalpia-concentración



Fuente: HOUGAN, Olaf. *Principios de los procesos químicos*. p 339.

E.2. Cálculo de la MLDT

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

Donde:

- MLDT es la media logarítmica de temperaturas
- T_2 = temperatura de salida del fluido caliente en los tubos (°F)
- T_1 = temperatura de entrada del fluido caliente en los tubos (°F)
- t_2 = temperatura de salida del fluido frío en la coraza (°F)
- t_1 = temperatura de entrada del fluido frío en la coraza (°F)

Reemplazando datos:

$$MLDT = \frac{(290 - 185) - (120 - 77)}{\ln\left(\frac{290 - 185}{120 - 77}\right)}$$
$$MLDT = 69,52 \text{ } ^\circ F$$

FLUÍDO FRÍO: AGUA
ÁNULO

FLUÍDO CALIENTE: ÁCIDO
SULFÚRICO
TUBOS

E.3. Determinación de temperaturas calóricas

$$t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T'_{prom} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

Donde:

- T_{prom} es la temperatura promedio del fluido frío (°F)
- t_2 = temperatura de salida del fluido frío en la coraza (°F)
- t_1 = temperatura de entrada del fluido frío en la coraza (°F)

Reemplazando datos

$$t_{prom} = \frac{77 + 185}{2}$$

$$t_{prom} = 131 \text{ } ^\circ F$$

Donde:

- T_{prom} es la temperatura promedio del fluido caliente (°F)
- T_2 = temperatura de salida del fluido caliente en los tubos (°F)
- T_1 = temperatura de entrada del fluido caliente en los tubos (°F)

Reemplazando datos

$$T_{prom} = \frac{290 + 120}{2}$$

$$T_{prom} = 205 \text{ } ^\circ F$$

E.4. Cálculo del área de flujo

$$A_a = \frac{\pi(D_2^2/12 - D_1^2/12)}{4} \quad (\text{Ec. 43})$$

$$A_p = \frac{\pi \times (D^2/12)}{4} \quad (\text{Ec. 44})$$

Donde:

- D_2 = diámetro de tubo exterior (pulg)
- D_1 = diámetro de tubo interior (pulg)
- A_a = área flujo del ánulo (pie²)

Donde:

- D = diámetro del tubo interior (pulg)
- A_p = área de flujo del tubo interior (pie²)

Reemplazando datos:

$$A_a = \frac{\pi(2,9^2/12 - 2,38^2/12)}{4}$$
$$A_a = 0,014 \text{ pie}^2$$

Reemplazando datos:

$$A_p = \frac{\pi \times (1,939^2/12)}{4}$$
$$A_p = 0,0205 \text{ pie}^2$$

E.5. Cálculo del diámetro equivalente

$$D_e = \frac{D_2^2/12 - D_1^2/12}{D_1^2}$$

Donde:

- D_2 = diámetro de tubo exterior (pulg)
- D_1 = diámetro de tubo interior (pulg)
- D_e = diámetro equivalente (pie)

Reemplazando datos:

$$D_e = \frac{2,9^2/12 - 2,38^2/12}{2,38^2/12}$$
$$D_e = 0,096 \text{ pie}$$

E.6. Cálculo de la masa velocidad

$$G_s = \frac{w}{A_s}$$

$$G_s = \frac{w}{A_s}$$

Donde:

- G_s = masa velocidad (lbm/pie*h)
- W = flujo másico (lbm/h)
- A_s = área superficial de los tubos (pie²)

Reemplazando datos:

$$G_s = \frac{9\,777,78 \text{ lbm/h}}{0,014 \text{ pie}^2}$$

$$G_s = 652\,943,35 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^2 \times h}$$

Donde:

- G_s = masa velocidad (lbm/pie*h)
- W = flujo másico (lbm/h)
- A_s = área superficial de los tubos (pie²)

Reemplazando datos:

$$G_s = \frac{13\,024 \text{ lbm/h}}{0,0205 \text{ pie}^2}$$

$$G_s = 635\,128,18 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^2 \times h}$$

E.7. Cálculo del número de Reynolds

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

Donde:

- Re = número de Reynolds
- D_e = el diámetro equivalente (pie)
- G_s = masa velocidad (lbm/pie*h)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)

Donde:

- Re = número de Reynolds
- D_e = el diámetro equivalente (pie)
- G_s = masa velocidad (lbm/pie*h)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)

Reemplazando datos:

$$Re = \frac{0,096 \text{pie} \times 652\,943,35 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^2 \times \text{h}}}{1,21 \frac{\text{lbm}}{\text{pie} \times \text{h}}}$$

$$Re = 51\,876,32$$

Reemplazando datos:

$$Re = \frac{0,106 \text{pie} \times 635\,128,18 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^2 \times \text{h}}}{4,356 \frac{\text{lbm}}{\text{pie} \times \text{h}}}$$

$$Re = 23\,559,71$$

E.8. Determinación de J_H

Para la determinación de J_H se utiliza la figura 24 del libro de Kern la cual es una gráfica donde se confrontan el número de Reynolds contra J_H , por lo cual se determinó el siguiente valor:

$$J_H = 180$$

Para la determinación de J_H se utiliza la figura 28 del libro de Kern la cual es una gráfica donde se confrontan el número de Reynolds contra J_H , por lo cual se determinó el siguiente valor:

$$J_H = 80$$

E.9. Cálculo de $(c\mu/k)^{1/3}$

$$\left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

- C = calor específico del fluido (Btu/lbm °F)
- K = conductividad térmica (btu/h*pie² *°F/pie)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)

$$\left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

- C = calor específico del fluido (Btu/lbm °F)
- K = conductividad térmica (btu/h*pie² *°F/pie)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)

Reemplazando datos:

$$\left(\frac{0,9 \times 1,21}{0,381}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,469$$

Reemplazando datos:

$$\left(\frac{0,47 \times 4,356}{0,25}\right)^{\frac{1}{3}} = 2,0156$$

E.10. Cálculo de h_i , h_o y h_{io}

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{De}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{De}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

- C = calor específico del fluido (Btu/lbm °F)
- K = conductividad térmica (btu/h*pie² *°F/pie)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)
- D_e = el diámetro equivalente (pie)
- h_i = coeficiente de película (btu/h*pie²*°F)

Donde:

- C = calor específico del fluido (Btu/lbm °F)
- K = conductividad térmica (btu/h*pie² *°F/pie)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)
- D_e = el diámetro equivalente (pie)
- h_o = coeficiente de película (btu/h*pie²*°F)

Reemplazando datos:

$$h_o = 180 \left(\frac{0,381}{0,096}\right) \times 1,469$$

$$h_o = 1\,048,58 \frac{Btu}{h \times pie^2 \times ^\circ F}$$

Reemplazando datos:

$$h_i = 80 \left(\frac{0,25}{0,1615}\right) \times 2,0156$$

$$h_i = 249,48 \frac{Btu}{h \times pie^2 \times ^\circ F}$$

$$h_{io} = h_i \left(\frac{DI}{DE} \right)$$

Donde:

- h_i = coeficiente de película (btu/h*pie^{2*}°F)
- h_{io} = coeficiente de película corregido (btu/h*pie^{2*}°F)
- DI = diámetro interno
- DE = diámetro externo

Reemplazando datos:

$$h_{io} = 249,48 \left(\frac{2,067}{2,38} \right)$$

$$h_{io} = 216,67 \frac{Btu}{h \times pie^2 \times ^\circ F}$$

E.11. Cálculo del coeficiente total U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Donde:

- h_{io} = coeficiente de película corregido del lado de los tubos (btu/h*pie^{2*}°F)
- h_o = coeficiente de película del lado de la coraza (btu/h*pie^{2*}°F)
- U_c = coeficiente total (Btu/h pie² °F)

Reemplazando datos:

$$U_c = \frac{216,67 \times 1\,048,58}{216,67 + 1\,048,58}$$
$$U_c = 179,57 \frac{Btu}{h \times pie^2 \times ^\circ F}$$

E.12. Cálculo del coeficiente total de diseño

Para la determinación del coeficiente total de diseño es necesario hallar el coeficiente de obstrucción del equipo según la calidad del agua a utilizar. Según la tabla 12 del libro de Kern.

$$R_d = 0,002 \text{ (para agua no tratada)}$$

Luego se determina el coeficiente total de diseño:

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} \quad (\text{Ec. 52})$$

Despejando para U_D :

$$U_D = \left(R_d + \frac{1}{U_c} \right)^{-1}$$

Donde:

- U_D = coeficiente total de diseño (Btu/h pie² °F)
- U_c = coeficiente total calculado (Btu/h pie² °F)
- R_d = coeficiente de obstrucción

Reemplazando datos:

$$U_D = \left(0,002 + \frac{1}{179,57 \frac{Btu}{pie^2 \times ^\circ F}} \right)^{-1}$$
$$U_D = 132,12 \frac{Btu}{pie^2 \times ^\circ F}$$

E.13. Área del intercambiador

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

Donde:

- U_D = coeficiente total de diseño (Btu/h pie² °F)
- Q = calor transferido (Btu/h)
- A = área de transferencia (pie²)
- ΔT = diferencia verdadera de temperatura (°F)

Reemplazando datos:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$
$$A = \frac{80 \frac{Btu}{lb} \times 13\,024 \frac{lb}{h}}{132,12 \frac{Btu}{pie^2 \times ^\circ F} \times 69,52^\circ F}$$
$$A = 113,42 \text{ pie}^2$$

E.14. Longitud del intercambiador

$$A = S_L \times L \quad (\text{Ec. 54})$$

Despejando para L:

$$L = \frac{A}{S_L}$$

Donde:

- A = área de transferencia de calor (pie^2)
- S_L = superficie por pie lineal
- L = largo del intercambiador (pie)

Reemplazando datos:

$$L = \frac{113,42 \text{ pie}^2}{0,622 \text{ pie}}$$
$$L = 183 \text{ pie}$$

E.15. Cálculo del diámetro equivalente para caída de presión

$$D'_e = D_2 - D_1$$

Donde:

- D_2 = diámetro de tubo exterior (pie)
- D_1 = diámetro de tubo interior (pie)
- D_e = diámetro equivalente para caída de presión (pie)

En este caso el diámetro equivalente de la caída de presión, es el mismo que para la transferencia de calor:

$$D'_e = D_e$$
$$D'_e = 0,1616$$

Reemplazando datos:

$$D'_e = 0,2416 - 0,1983$$

$$D'_e = 0,0433 \text{ pie}$$

E.16. Cálculo del número de Reynolds

$$Re'_a = \frac{D'_e G_s}{\mu}$$

$$Re_p = Re$$

Donde:

- Re'_a = número de Reynolds
- D_e = diámetro equivalente para caída de presión (pie)
- G_s = masa velocidad (lbm/pie*h)
- M = viscosidad (lbm/pie*h)

Donde:

- Re = número de Reynolds para la transferencia de calor.
- Re_p = número de Reynolds para la caída de presión.

Reemplazando datos:

$$Re'_a = \frac{0,0433 \text{ pie} \times 652\,943,35 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^2 \times \text{h}}}{1,21 \frac{\text{lbm}}{\text{pie} \times \text{h}}}$$

$$Re'_a = 23\,383,64$$

$$Re_p = 23\,559,71$$

E.17. Cálculo del coeficiente de caída de presión:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(Re'_a)^{0,32}}$$

Donde:

- Re'_a = número de Reynolds
- F = coeficiente de de caída de presión

Reemplazando datos:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(23\ 383,64)^{0,32}}$$
$$f = 0,0063987$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(Re'_p)^{0,32}}$$

Donde:

- Re'_a = número de Reynolds
- F = coeficiente de de caída de presión

Reemplazando datos:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(23\ 559,71)^{0,32}}$$
$$f = 0,0063867$$

E.18. Determinación de gravedad específica y densidad

La determinación de la gravedad específica y la densidad es por medio de la tabla 6, del libro de Kern.

$$s = 1$$
$$\rho = 62,5$$

La determinación de la gravedad específica y la densidad es por medio de la tabla 6, del libro de Kern.

$$s = 1,5554$$
$$\rho = 62,43$$

E.19. Determinación de la caída de presión en anulo y tubos

$$\Delta F_a = \frac{4f \times G_a^2 \times L}{2g \times (s \times \rho)^2 D_e'}$$

$$\Delta F_p = \frac{4f \times G_a^2 \times L}{2g \times (s \times \rho)^2 D_e'}$$

Donde:

- ΔF_a = caída de presión en el ánulo
- f = coeficiente de fricción
- G = masa velocidad
- L = longitud del intercambiador
- D = diámetro interno de los tubos
- S = gravedad específica
- P = densidad relativa

Donde:

- ΔF_p = caída de presión en los tubos
- f = coeficiente de fricción
- G = masa velocidad
- L = longitud del intercambiador
- D = diámetro interno de los tubos
- S = gravedad específica
- P = densidad relativa

Reemplazando datos:

$$\Delta F_a = \frac{4 \times 0,0063987 \times 652\,943,35^2 \times 183}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1 \times 62,5)^2 \times 0,0433}$$
$$\Delta F_a = 14,11 \text{ pie}$$

Reemplazando datos:

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0063867 \times 635\,128,17^2 \times 183}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1,5554 \times 62,5)^2 \times 0,1616}$$
$$\Delta F_p = 1,48 \text{ pie}$$

E.20. Determinación de pérdidas de entrada y de salida

$$F_t = 10 \times \left[\frac{\left(\frac{G}{3600 \times s \times \rho} \right)^2}{2g} \right]$$

Donde:

- G = masa velocidad
- S = gravedad especifica
- P = densidad relativa
- G = gravedad
- Ft = caída de presión por horquilla

Reemplazando datos:

$$F_t = 10 \times \left[\frac{\left(\frac{652\,943,35}{3\,600 \times 1 \times 62,5} \right)^2}{2 \times 32,2} \right]$$

$$F_t = 1,3076 \text{ pie}$$

E.21. Cálculo de pérdida de presión total

$$\Delta P_a = \frac{(F_a + F_t) \times s \times \rho}{144}$$

$$\Delta P_p = \frac{F_p \times s \times \rho}{144}$$

Donde:

- Ft = caída de presión por horquilla
- Fa = caída de presión en el anulo
- S = gravedad específica
- P = densidad relativa
- ΔPa = pérdida de presión total en el ánulo

Donde:

- Fa = caída de presión en el anulo
- S = gravedad especifica
- P = densidad relativa
- ΔPa = pérdida de presión total en los tubos.

Reemplazando datos:

$$\Delta P_a = \frac{(14,11 + 1,307) \times 1 \times 62,5}{144}$$
$$\Delta P_a = 6,69 \frac{lb}{pulg^2}$$

Reemplazando datos:

$$\Delta P_p = \frac{1,48 \times 1 \times 62,5}{144}$$
$$\Delta P_p = 0,998 \frac{lb}{pulg^2}$$

F. Determinación de cabeza de potencia de bombas centrífuga

Para la determinación de la cabeza de potencia de bombas es necesario seguir un cierto número de pasos los cuales se enuncian a continuación

F.1. Cálculo de la carga de la bomba para H₂SO₄ (98%)

$$h_A = \frac{\Delta P_{B-A}}{\rho} + \Delta z_{B-A} \times g + \frac{\Delta v_{B-A}^2}{2}$$

Donde:

- H_A = carga de la bomba (pie)
- ΔP_{B-A} = diferencia de presión de la salida (B) y la entrada (A) del sistema (lb/pie²)
- Δz_{B-A} = diferencia de alturas de la salida (B) y la entrada (A) del sistema (pie)
- Δv_{B-A}^2 = diferencia de velocidad de la salida (B) y la entrada (A) del sistema (pie/s)
- ρ = densidad (lb/pie³)
- g = constante de la gravedad (pie/s²)

Reemplazando datos:

$$h_A = \frac{144,07}{114,15} + 27,22 \times 32,14 + \frac{(3,93^2 - 3,28^2)}{2}$$
$$h_A = 878,59$$

F.2. Cálculo de la cabeza de fricción

$$h_L = f_T \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} + n_v \times K_v \times \frac{v^2}{2g} + n_c \times K_c \times \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

- h_L = cabeza de fricción (pie)
- f_T = factor de fricción de la tubería
- L = largo de la tubería(pie)
- D = diámetro de la tubería(m)
- V = velocidad del fluido(pie/s)
- g = constante de la gravedad(pie/s²)
- K_v = factor de fricción debido a las válvulas
- K_c = factor de fricción debido a los codos
- n_c = número de codos
- n_v = número de válvulas

Reemplazando datos:

$$h_L = f_T \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} + n_v \times K_v \times \frac{v^2}{2g} + n_c \times K_c \times \frac{v^2}{2g}$$
$$h_L = 0,013 \times \frac{216,48}{0,1041} \times \frac{3,28^2}{2 \times 32,14} + 2 \times 6 \times \frac{3,28^2}{2 \times 32,14} + 8 \times 0,45 \times \frac{3,28^2}{2 \times 32,14}$$
$$h_L = 7.13 \text{ pie}$$

F.3. Cálculo de la cabeza total

$$h_T = h_A + h_L$$

Donde:

- h_T = cabeza total de la bomba (pie)
- h_L = cabeza de fricción (pie)
- h_A = cabeza de la bomba (pie)

Reemplazando datos:

$$h_T = 878,49 \text{ pie} + 7,13 \text{ pie}$$

$$h_T = 885,62 \text{ pie}$$

F.4. Cálculo de la potencia de la bomba

$$P = \frac{Q \times h_T}{550 \times n_E}$$

Donde:

- P = potencia de la bomba (HP)
- h_T = cabeza total de la bomba (pie)
- Q = caudal de la bomba (lbf/s)
- n_E = eficiencia de la bomba

Reemplazando datos para la bomba de ácido sulfúrico:

$$P = \frac{82,66 \times 885,62}{550 \times 0,8}$$

$$P = 5,27 \text{ HP}$$

G. Análisis de costos

Para realizar el análisis de costos es necesario la determinación de los costos de los tanques, tuberías y de los diferentes equipos que conforman el sistema, los cálculos respectivos se enuncian a continuación:

G.1. Costo del tanque de almacenamiento

En el caso de la determinación del costo de los tanques de almacenamiento, se realizó según el área superficial de los tanques para así determinar los costos de los materiales a utilizar, los cálculos para el tanque de agua se enuncian a continuación:

G.1.1. Área superficial del tanque de almacenamiento

$$A_s = h \times 2\pi r + 2\pi r^2$$

Donde:

- A_s = área superficial (pie^2)
- h = altura del tanque(pie)
- r = radio del tanque (pie)

Reemplazando datos:

$$A_s = 12,3 \times 2\pi \times 6,13 + 2\pi \times 6,13^2$$

$$A_s = 710 \text{ pie}^2$$

G.1.2. Área de las láminas de acero al carbón

$$A = a \times h$$

Donde:

- A = área de la lámina (pie^2)
- a = ancho de la lámina (pie)
- h = alto de la lámina (pie)

Reemplazando datos:

$$A = 6 \times 20$$

$$A = 120 \text{ pie}^2$$

G.1.3. Cantidad de láminas

$$N = \frac{A_s}{A}$$

Donde:

- A = área de la lámina (pie^2)
- A_s = área superficial (pie^2)
- N = cantidad de láminas

Reemplazando datos:

$$N = \frac{710}{120}$$

$$N = 6$$

G.1.4. Costo por lámina

$$C_L = N \times V \times \rho \times C$$

Donde:

- C_L = costo de las láminas (Q)
- N = número de laminas
- ρ = densidad del metal utilizado (kg/m^3)
- V = volumen de la lámina (m^3)
- C = costo en peso del metal (Q/kg)

Reemplazando datos:

$$C_L = 0,2125 \times 7\,740 \times 15,6$$

$$C_L = Q\,25\,662,87$$

G.1.5. Cálculo del costo por soldado

Según cotización, el costo de soldadura incluyendo costo de electrodos de cada plancha de acero al carbón es de Q500 por cada hilo de metro lineal.

$$C_s = M_s \times C_m$$

Donde:

- C_s = costo de soldadura (Q)
- M_s = metros lineales de soldadura
- C_m = costo por metro lineal de soldadura (Q)

Reemplazando datos:

$$C_s = 6 \times (20 + 6) \times Q500$$

$$C_s = Q 49 443,36$$

G.1.6. Cálculo del costo total del tanque de almacenamiento

$$C_T = C_L + C_s$$

Donde:

- C_s = costo de soldadura (Q)
- C_L = costo de las láminas (Q)
- C_T = costo total del tanque de almacenamiento

$$C_T = Q 78 699,48 + Q 57 073,17$$

$$C_T = Q 134 061,79$$

G.2. Costo de la tubería

$$C_T = L \times \frac{2\pi r}{3,28 \times 12} \times \frac{E}{3,28 \times 12} \times \rho \times C$$

Donde:

- L = largo de la tubería (m)
- r = radio de la tubería (pulg)
- E = espesor de la tubería (pulg)
- ρ = densidad del metal usado (kg/m^3)
- C = costo en peso del metal (Q/kg)
- C_T = costo total de la tubería (Q)

Reemplazando datos:

$$C_T = 59 \times \frac{2\pi \times 1}{3,28 \times 12} \times \frac{0,125}{3,28 \times 12} \times 7\,740 \times 15,6$$
$$C_T = Q\,574,80$$

De la misma manera se calculó el costo de las demás tuberías tanto para el trasiego de ácido sulfúrico al 98% y 70%, como para las tuberías del intercambiador de calor de tubos concéntricos.

Apéndice 2. **Datos calculados**

Apéndice 2A. **Flujos y concentraciones**

	H ₂ SO ₄ (70%)	H ₂ SO ₄ (98%)	H ₂ O
Densidad (kg/m ³)	1 605,00	1 831,00	997,05
Concentración (p/p)	0,70	0,98	
Peso formula (g)	98,08	98,08	
Concentración (mol/L)	11,45	18,30	
Flujo másico (TM/h)	6,00	4,29	1,39
Flujo volumétrico (m ³ /h)	3,74	2,34	1,40
Flujo volumétrico (L/h)	3 738,32	2 340,64	1 397,68
Flujo volumétrico (pie ³ /h)	132,02	82,66	49,36

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2B. **Tanques**

	H ₂ SO ₄ (70%)	H ₂ SO ₄ (98%)	H ₂ O
Volumen (en 24 h, pie ³)	3 168,42	1 983,82	1 184,60
Volumen (110%, m ³)	3 485,26	2 182,20	1 303,06
Radio (pie)	8,22	7,03	5,92
Altura (pie)	16,40	14,10	11,80

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2C. **Tuberías**

	H ₂ SO ₄ (70%)	H ₂ SO ₄ (98%)	H ₂ O
Velocidad lineal (m/s)	1,20	1,00	1,00
Velocidad lineal (pie/s)	3,94	3,28	3,28
Área tubo (pie ²)	0,01	0,01	0,00
Área tubo (pulg ²)	1,34	1,01	0,60
Diámetro tubo (pulg.)	1,31	1,13	0,88
Diámetro real (pulg.)	1,50	1,25	1,00

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2D. **Mezclador estático**

C _o V (%)	0,05
Número de Reynolds	18 522,66
Flujo volumétrico (pie ³ /h) H ₂ O	54,89
Flujo volumétrico (pie ³ /h) H ₂ SO ₄ 98%	82,66
Coeficiente inicial	0,60
Coeficiente de variación inicial	0,81
Coeficiente de variación reducido	0,06
Kt	0,50
Diámetro (pie)	0,21
L (pie)	2,22
Número de Froud	0,43
L/D igual	10,67
Mc/Md	2,20
L/D diferente	11,36
L	2,37
Lreal (pie)	2,37
Tailpipe (pie)	0,42
Lreal + tailpipe(pie)	2,78
f	0,007
Delta P pl (lb/pie ²)	0,591
Delta P sm (lb/pie ²)	0,295
Delta P sm (lb/pulg ²)	0,002

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2E. **Intercambiador de calor**

Intercambiador IPS	3,00	2,00
	Anulo	Tubo
DE	3,50	2,38
DI	2,90	1,94
TIPO FLUIDO	Caliente	Frio
D ₂ (pie)	0,24	
D ₁ (pie)	0,20	0,16
Área (pie ²)	0,01	0,02
D equivalente (pie)	0,10	
Velocidad de masa	652 943,36	635 128,18
Viscosidad (lbm/pie*h)	1,21	4,36
Número de Reynolds	51 876,32	23 559,72
Jh	180,00	80,00
(cM/k) ^(1/3)	1,47	2,02
Ho (Btu/h*pie ² *°F)	1 048,59	249,49
Hio (Btu/h*pie ² *°F)		216,68
U _c (Btu/h pie ² °F)	179,57	
U _d (Btu/h pie ² °F)	132,12	
Delta T (°F)	69,53	
Superficie (pie ²)	113,43	
Longitud (pie)	182,36	

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2F. **Caída de presión del intercambiador de calor**

	Anulo	Tubo
D' equivalente (pie)	0,04	0,16
Reynolds'	23 383,65	
<i>f</i>	0,01	0,01
<i>s</i>	1,00	1,56
Densidad	62,50	62,43
<i>s</i> *densidad	62,50	97,10
ΔF (pie)	14,11	1,48
V (pie)	2,90	
Ft (pie)	1,31	
ΔP_a (lb/pulg ²)	6,69	1,00

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2G. **Características bomba**

L H ₂ SO ₄ (m)	15,00
L H ₂ O(m)	15,00
Gravedad(pie/s ²)	32,14
Factor de fricción	0,01
K válvula	6,00
K codos	0,45
ΔP (lb/pie)	144,07

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2H. **Bomba ácido sulfúrico (98%)**

Caudal (pie ³ /h)	82,66
Flujo másico (lb/s)	2,62
Velocidad inicial (pie/s)	3,28
Velocidad final (pie/s)	3,94
Z (pie)	27,22
Número de Reynolds	2 762,87
hL (pie)	7,13
Cabeza de flujo	878,59
Cabeza total (pie)	885,72
Potencia (lb*pie/s)	2 899,68
Potencia (hp)	5,27

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2I. **Bomba agua**

Caudal (pie ³ /h)	54,89
Flujo másico (lb/s)	0,95
Velocidad inicial (pie/s)	3,28
Velocidad final (pie/s)	3,94
Z (pie)	24,92
Número de Reynolds	1 203.58
h _L (pie)	2,77
Cabeza de flujo	805,71
Cabeza total (pie)	808,49
Potencia (lb*pie/s)	860,65
Potencia (hp)	1,56

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2J. **Características equipo**

Equipo	Área (pie ²)
Tanque para H ₂ O	709,85
Tanque para H ₂ SO ₄ (98%)	933,33
Tanque para H ₂ SO ₄ (70%)	1 310.04

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2K. **Características láminas**

Equipo	área (pie ²)	Espesor (pulg.)
Tanque para H ₂ O	120,00	0,13
Tanque para H ₂ SO ₄ (98%)	120,00	0,13
Tanque para H ₂ SO ₄ (70%)	120,00	0,13

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2L. **Costo de láminas para tanques**

Equipo	N	densidad (kg/m ³)	Costo (Q/kg)	Costo (Q)
Tanque para H ₂ O	6,00	7 740.00	15,60	25 662,87
Tanque para H ₂ SO ₄ (98%)	8,00	8 000.00	15,60	35 366,58
Tanque para H ₂ SO ₄ (70%)	11,00	8 000.00	39,00	121 572,62

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2M. **Costo de soldadura para tanques**

Equipo	Metro lineal de soldadura	Costo metro lineal soldadura (Q)	Costo (Q)
Tanque para H ₂ O	47,56	500,00	23 780,49
Tanque para H ₂ SO ₄ (98%)	31,71	500,00	15 853,66
Tanque para H ₂ SO ₄ (70%)	43,60	500,00	21 798,78

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2N. **Costo de tuberías**

Equipo	densidad (kg/m ³)	Peso(kg)	Costo (Q/kg)	Costo (Q)
Tubería H ₂ O	7 740.00	36,85	15,60	574,80
Tubería para H ₂ SO ₄ (98%)	8 000.00	53,25	15,60	830,75
Tubería para H ₂ SO ₄ (70%)	8 000.00	4,84	39,00	188,81

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2O. **Costo intercambiador de calor**

Equipo	Costo(Q/kg)	Costo (Q)
Tubería agua intercambiador de calor	15,60	3 160,30
Tubería para H ₂ SO ₄ (70%) del intercambiador de calor	390,00	35 204,18

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 2P. **Costo total**

Equipo	Costo (Q)
Bomba para H ₂ SO ₄ (98%)	12 500,00
Bomba para H ₂ O	3 000,00
Mezclador	56 000,00
Equipo de control	84 128,00
Accesorios	15 521,04
Tanque de almacenamiento H ₂ O	49 443,36
Tanque de almacenamiento H ₂ SO ₄ (98%)	51 220,24
Tanque de almacenamiento H ₂ SO ₄ (70%)	143 371,40
Tubería H ₂ O	574,80
Tubería para H ₂ SO ₄ (98%)	830,75
Tubería para H ₂ SO ₄ (70%)	188,81
Intercambiador de calor	42 200,93
SUBTOTAL	458 979,32
Costo de mano de obra	137 693,79
Costo de obra civil y soportaría	66 552,00
TOTAL	663 225,00

Fuente: muestra de cálculo.

Apéndice 3. **Materiales de construcción**

Al momento de realizar la dilución de ácido sulfúrico y agua se forma una dilución sumamente corrosiva no solo por sus propiedades químicas, sino también por la temperatura resultante, 290°F. Por lo que el material con el que se deben de construir las áreas que tienen contacto con esta solución deben de ser altamente resistentes.

El Hastelloy B2, es una solución sólida reforzada de aleación de níquel-molibdeno, con una resistencia significativa a ambientes de reducción ácidos sulfúrico, acético y fosfórico. El molibdeno es el elemento primario para la aleación; este provee una resistencia significativa a la corrosión en ambientes de reducción. Este acero de aleación de níquel puede ser usado en ensamble sin tratamiento adicional porque resiste la formación de grano limitado de precipitado de carburo, en la zona afectada por el calor de la soldadura.

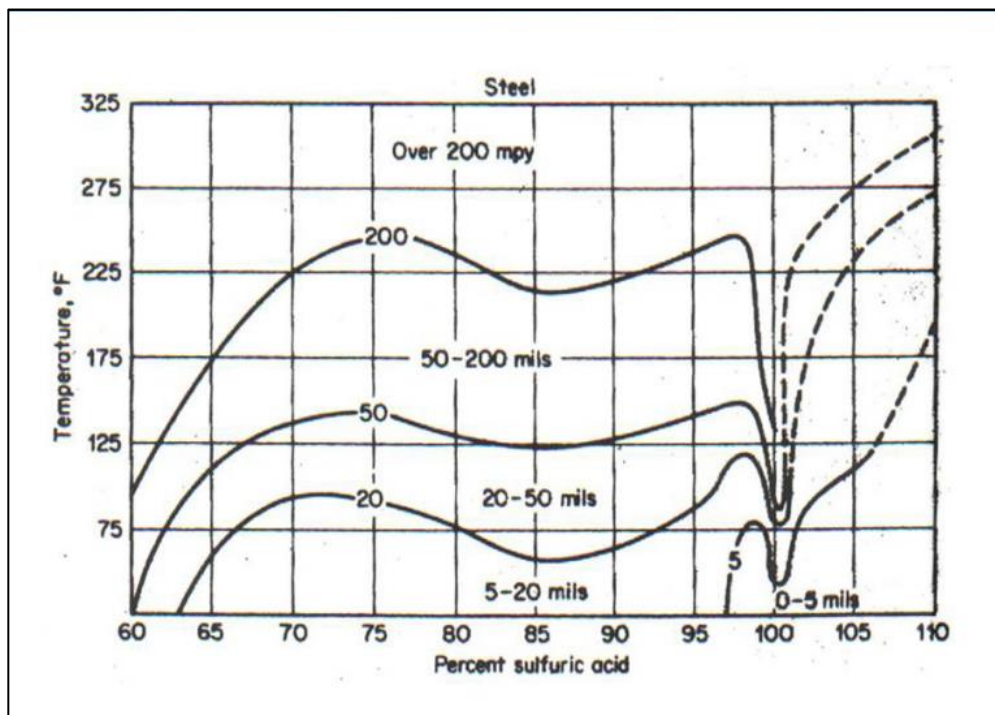
Esta aleación de níquel provee excelente resistencia a ácido hidrocórico en todas las concentraciones y temperaturas. Además, el Hastelloy B2 tiene excelente resistencia al picamiento, al agrietamiento por tensión de corrosión, a la línea de cuchillo y al ataque en la zona afectada por el calor. La aleación B2 provee resistencia al ácido sulfúrico puro y a varios ácidos no oxidantes.

Se decidió por este material ya que es usado cuando se necesita estructuras resistentes y buena resistencia a la corrosión bajo condiciones de altas temperaturas. Ya que este sobresale en su resistencia a la corrosión de ácido sulfúrico a altas temperaturas, comparado con otros aceros inoxidable. Las partes del sistema de dilución de ácido sulfúrico que estarían formadas de este material son el mezclador, la tubería que conduce la solución al intercambiador de calor y los tubos internos del intercambiador.

Tanto en la manufactura de ácido sulfúrico así como en el trasiego de ácido sulfúrico concentrado, el material de construcción usado para los equipos está limitado a acero al carbón. La siguiente figura muestra las tasas de corrosión del acero al carbón en ácido sulfúrico. La tasa de corrosión depende en la temperatura del ácido así como de la concentración y estas son extremadamente altas en ácidos débiles aún a temperatura ambiente.

Debajo del 60% de concentración de ácido la tasa de corrosión para el acero al carbón puede exceder los cientos de milímetros por año (mpy). A concentraciones mayores al 60% la tasa de corrosión es menor debido a la formación de una capa semiprotectora de sulfito.

Apéndice 3A. Corrosión ácido sulfúrico



Fuente: <http://www.bssa.org.uk>. Consulta: octubre de 2012.

En el rango de concentración de 60-98%, la corrosión dependerá directamente de la temperatura. Arriba de los 75°F se corroerá el acero al carbón a 50 mpy o más, la corrosión excederá los 200 mpy a temperaturas mayores a los 225°F.

La concentración a la cual se utilizará el ácido sulfúrico a la entrada del proceso es del 98% a una temperatura ambiente, por lo cual al utilizar acero al carbón tendrá una corrosión de 0-5 mpy al año. Utilizando este material para los tanques de almacenamiento de agua y ácido sulfúrico concentrado y para las tuberías respectivas que transportarán los fluidos hacia el mezclador.

El ácido sulfúrico al final de proceso se encuentra diluido y la temperatura que alcanzó al momento de realizarse la mezcla, ya disminuyó después de haber pasado por el intercambiador de calor; asimismo, el nivel de corrosión ha disminuido, por lo que se puede utilizar acero inoxidable 316, el cual posee un porcentaje de molibdeno, lo cual le brinda características como la resistencia a la corrosión localizada.

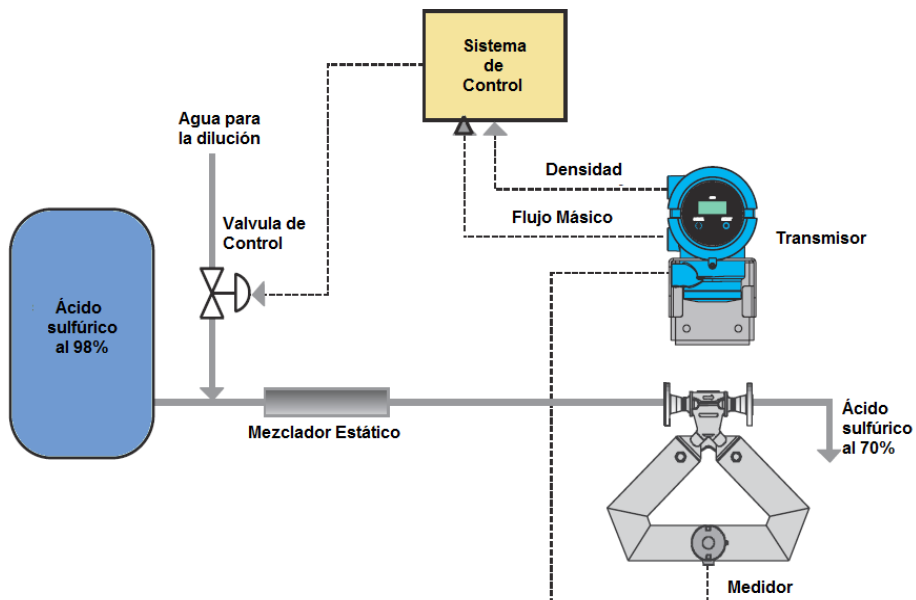
Apéndice 4. Sistema de control

El sistema de control a implementar, llamado Fork 7826, es de lazo cerrado y automático; en este se medirá la densidad de la dilución ya que esta tiene una relación directa con la concentración.

El sistema está conformado por:

- Un sensor
- Un transmisor
- Un sistema de control
- Una válvula de control

Apéndice 4A. Sistema de control



Fuente: Diseño realizado por el Ing. Jorge Luis Muñoz.

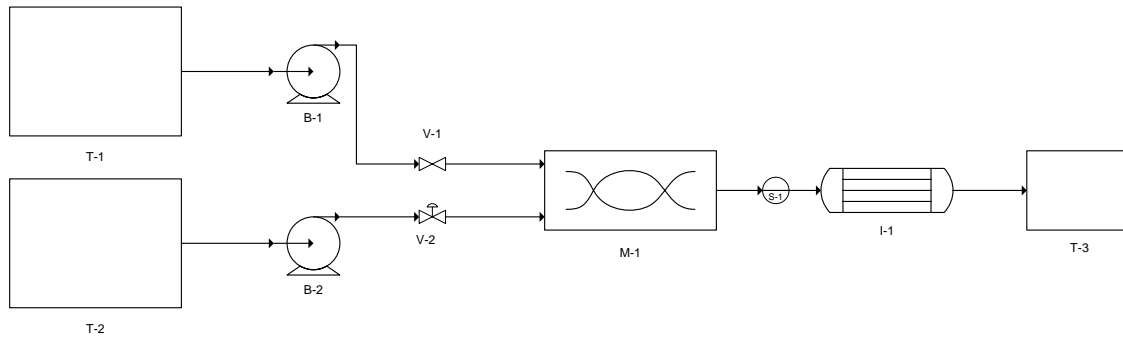
El funcionamiento general es el siguiente: los sensores detectan el caudal, la densidad y la temperatura; los transmisores proporcionan información del sensor como salidas, actuando como el cerebro del sistema para proporcionar un indicador, acceso básico al menú y salidas para comunicarse con otros sistemas. El sistema de control da la orden a la válvula de control para regular el flujo de agua y así ocasionar un cambio tanto en el flujo como en la densidad.

El medidor de densidad de líquidos FORK 7826 usa una horquilla vibrante para medir la densidad. La densidad del líquido en el que las puntas de la horquilla vibran, cambia la frecuencia de resonancia del medidor. Al supervisar esta frecuencia resonante y aplicar conversiones el medidor, proporciona medidas de densidad en lineal muy precisas; este equipo está calibrado; no necesita calibración *in situ* debido a que viene calibrado por el fabricante.

Este modelo posee electrónica avanzada, tiene un módulo de electrónica basado en microprocesador y está configurado para realizar acondicionamiento total de señales, cálculos y diagnóstico dentro del transmisor mismo. No se requiere una electrónica remota para el procesamiento de las señales. Este medidor mide la densidad y la temperatura de la tubería, y calcula la densidad básica utilizando una referencia de matriz del porcentaje de concentración. Este parámetro puede utilizarse para impulsar las salidas de mA (4–20 mA), lo que permite utilizarlo como variable del proceso en aplicaciones de control, sin necesidad de electrónica de procesamiento adicional.

La estructura física del medidor dependerá de su uso, ya que este se va a utilizar para instalarlo en una tubería, debe de ser de vástago corto, instalado con bridas

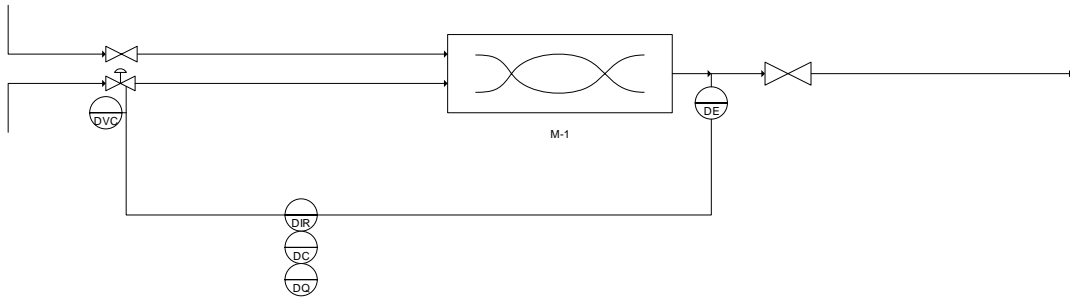
Apéndice 5. **Diagrama de flujo sistema de dilución continua de ácido sulfúrico**



Símbolo	Descripción del diagrama anterior
B-2	Bomba centrífuga para agua
I-1	Intercambiador de calor de tubos concéntricos
M-1	Mezclador estático
T-1	Tanque de almacenamiento para H ₂ SO ₄ (98%)
T-2	Tanque de almacenamiento para H ₂ O
T-3	Tanque de almacenamiento para H ₂ SO ₄ (70%)
S-1	Sistema de control
V-1	Válvula de compuerta
V-2	Válvula termoplástica

Fuente: elaboración propia.

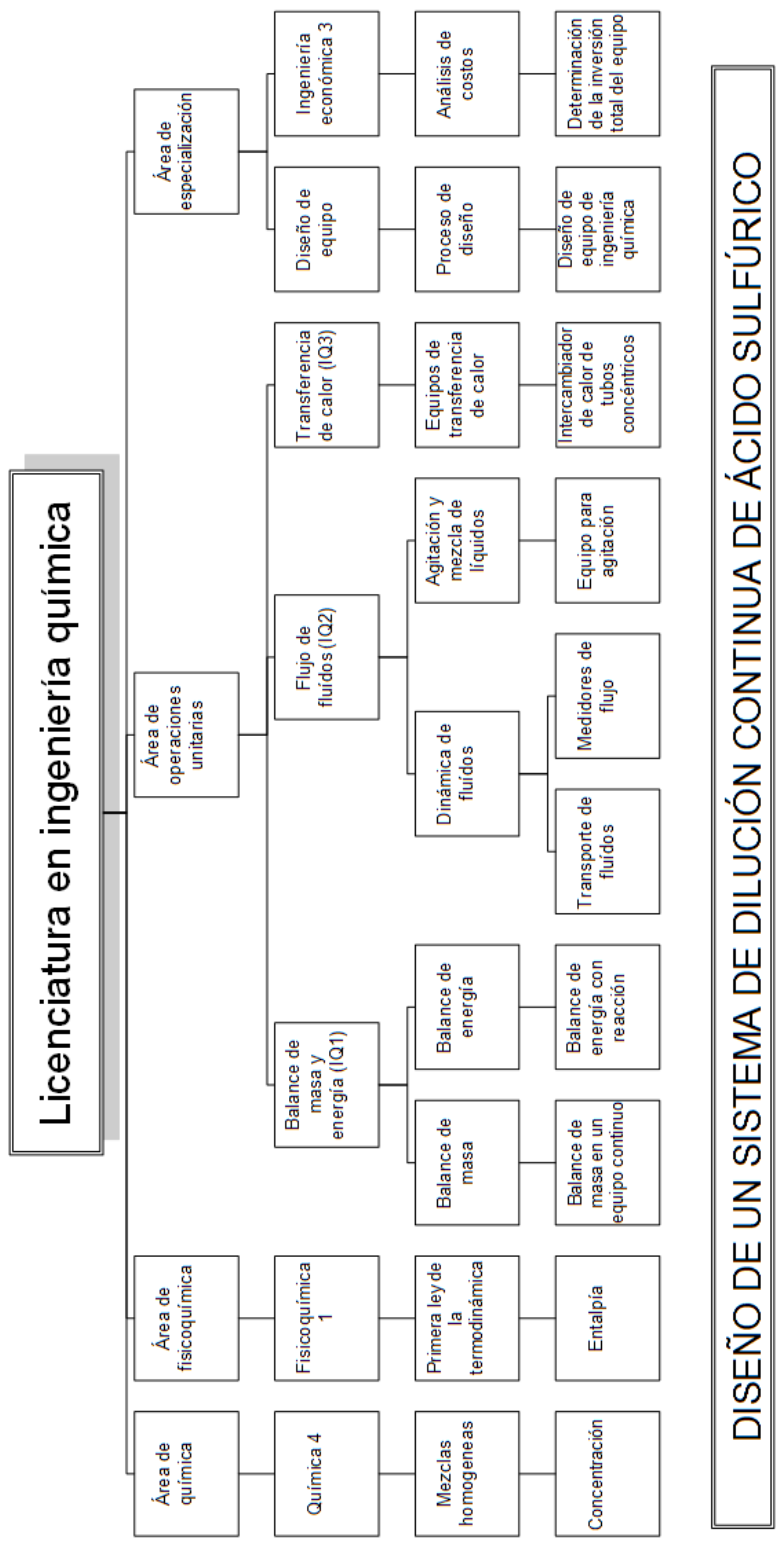
Apéndice 6. **Diagrama de flujo sistema de control**



Símbolo	Descripción del diagrama anterior
DC	Controlador de densidad
DE	Sensor de densidad
DIR	Indicador y registro de densidad
DQ	Cuantificador de densidad
DVC	Válvula de control de densidad
M-1	Mezclador estático

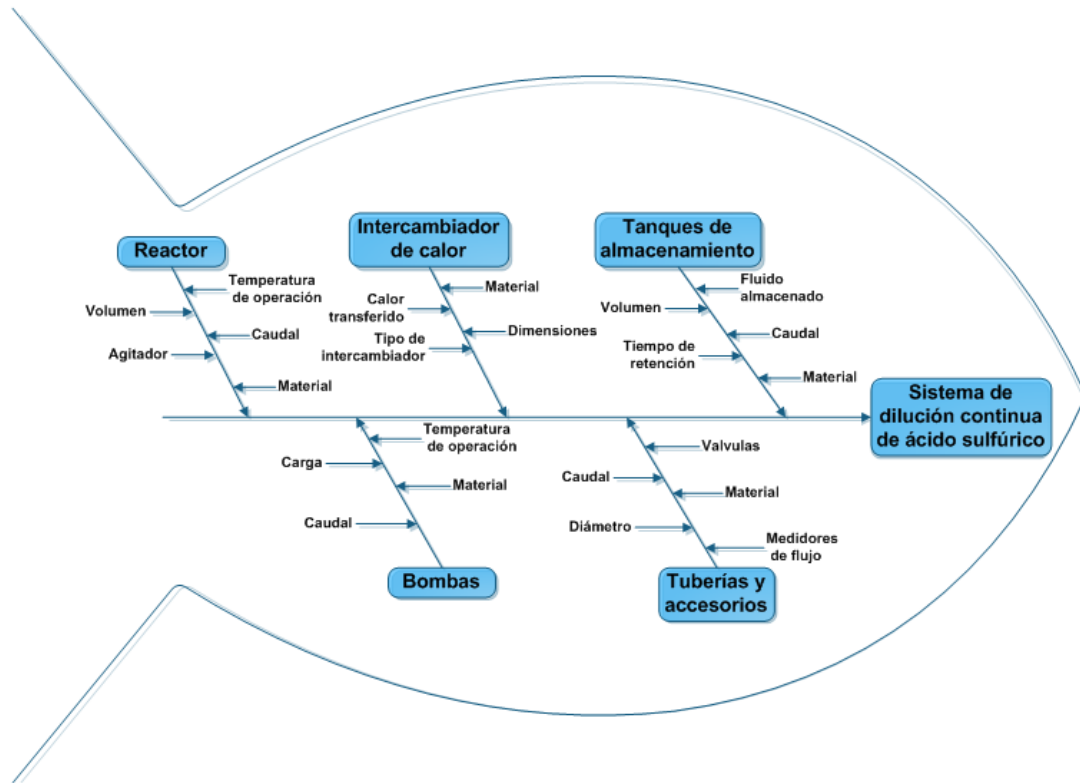
Fuente: elaboración propia.

Apéndice 7. Requisitos académicos



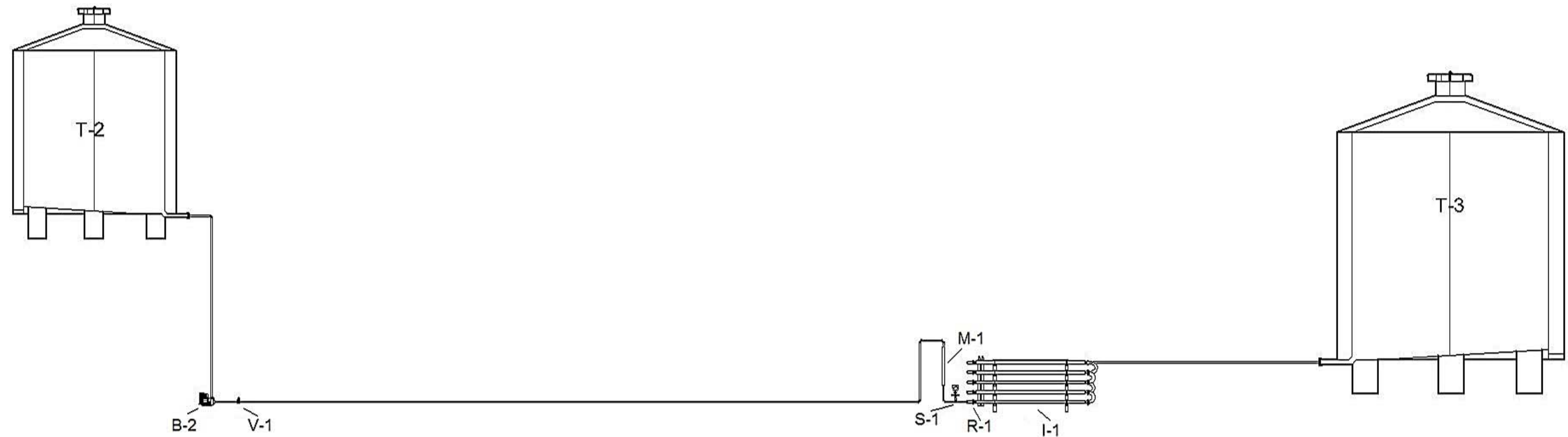
Fuente: elaboración propia.

Apéndice 8. Diagrama de Ishikawa



Fuente: elaboración propia.

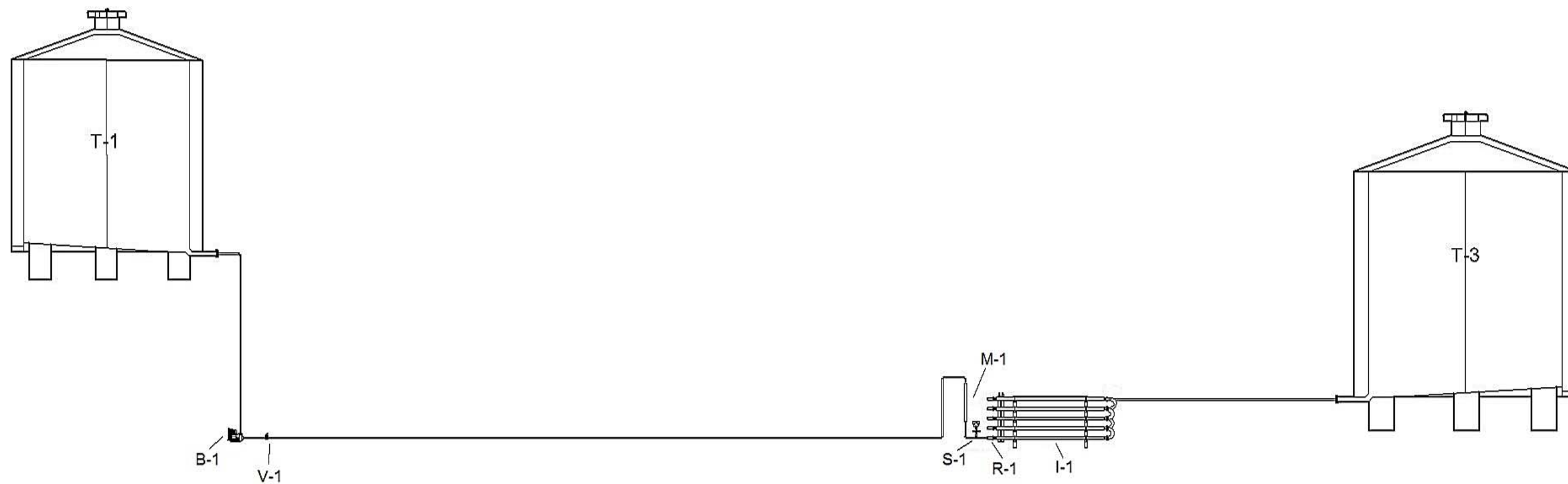
Apéndice 9. **Planos**

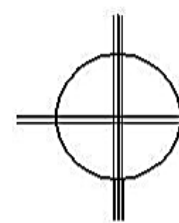


ELEVACIÓN DE SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO


NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7826
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR

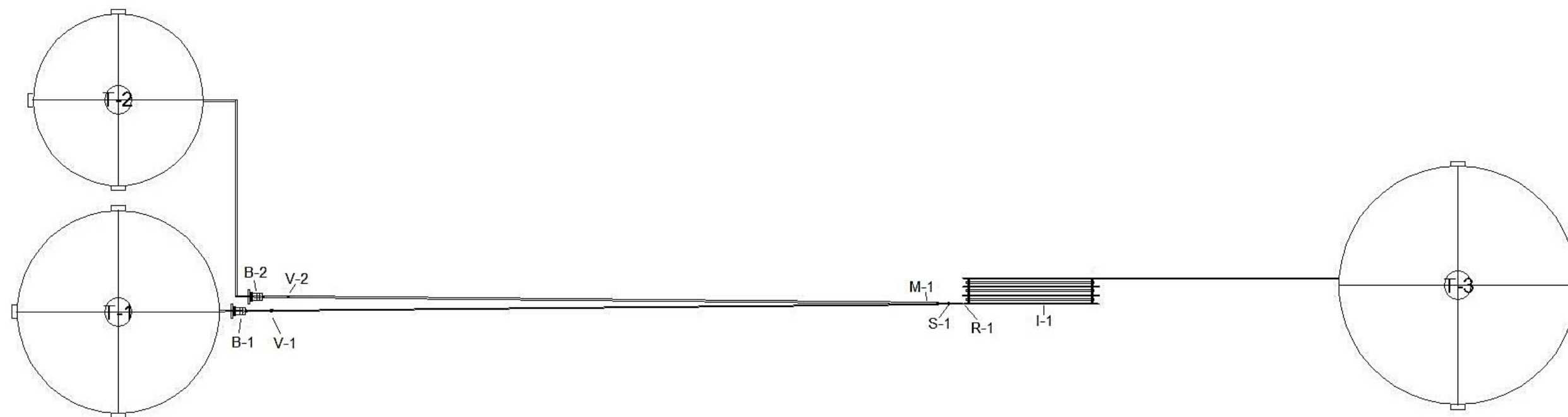
UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA				
DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	<table border="1" style="width: 100%; height: 100%;"> <tr> <td style="text-align: center;">1</td> <td style="text-align: center;">6</td> </tr> </table>	1	6
1	6			
ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	200511945			




ELEVACIÓN DE SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO


NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7826
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR

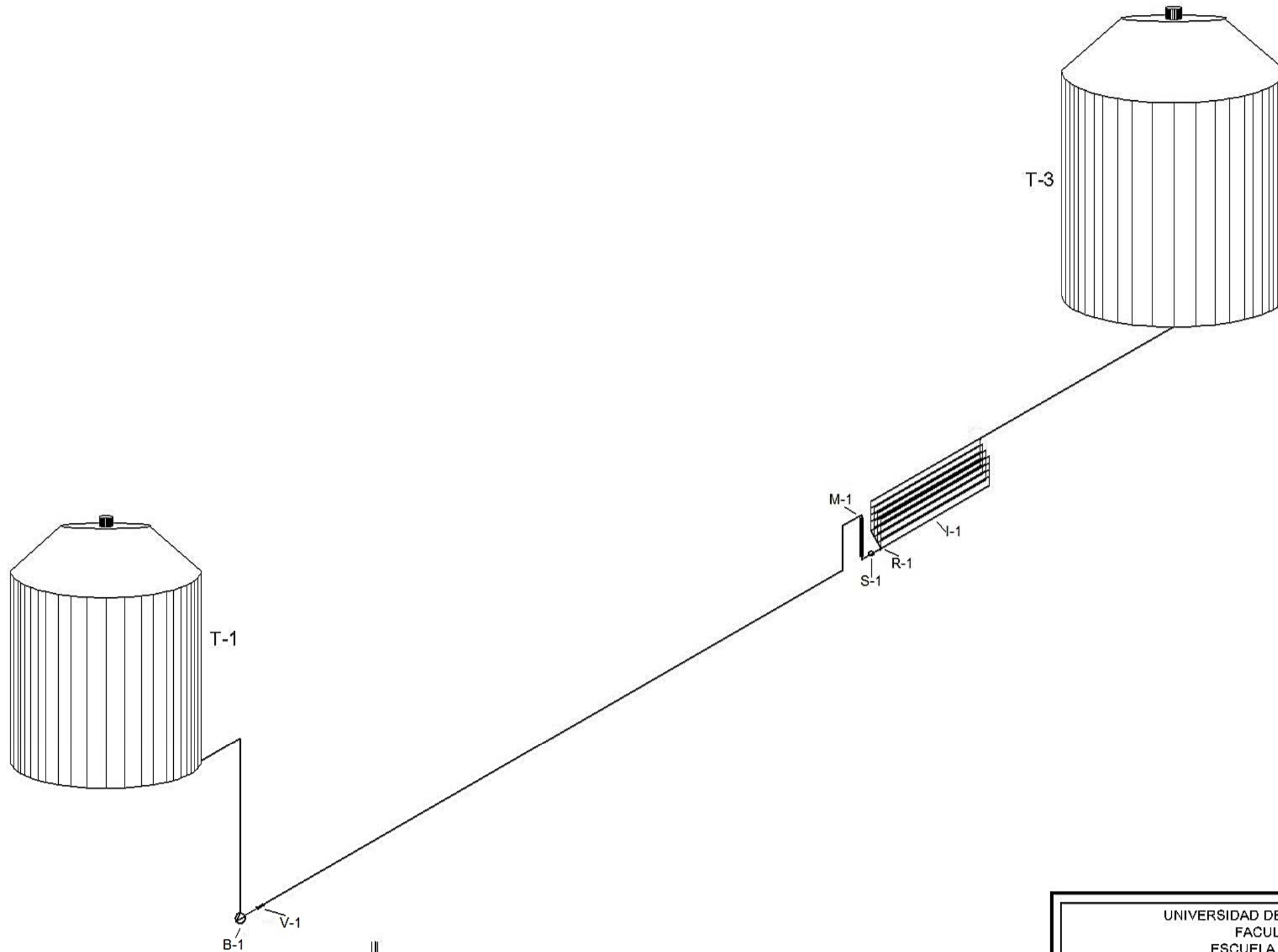
UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA			
DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	2 <hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 6	
ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	200511945		




PLANTA DE SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO

NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SÚLFURICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7826
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA				
DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	<table border="1" style="width: 100%; height: 100%;"> <tr> <td style="text-align: center;">3</td> <td style="text-align: center;">6</td> </tr> </table>	3	6
3	6			
ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	200511945			

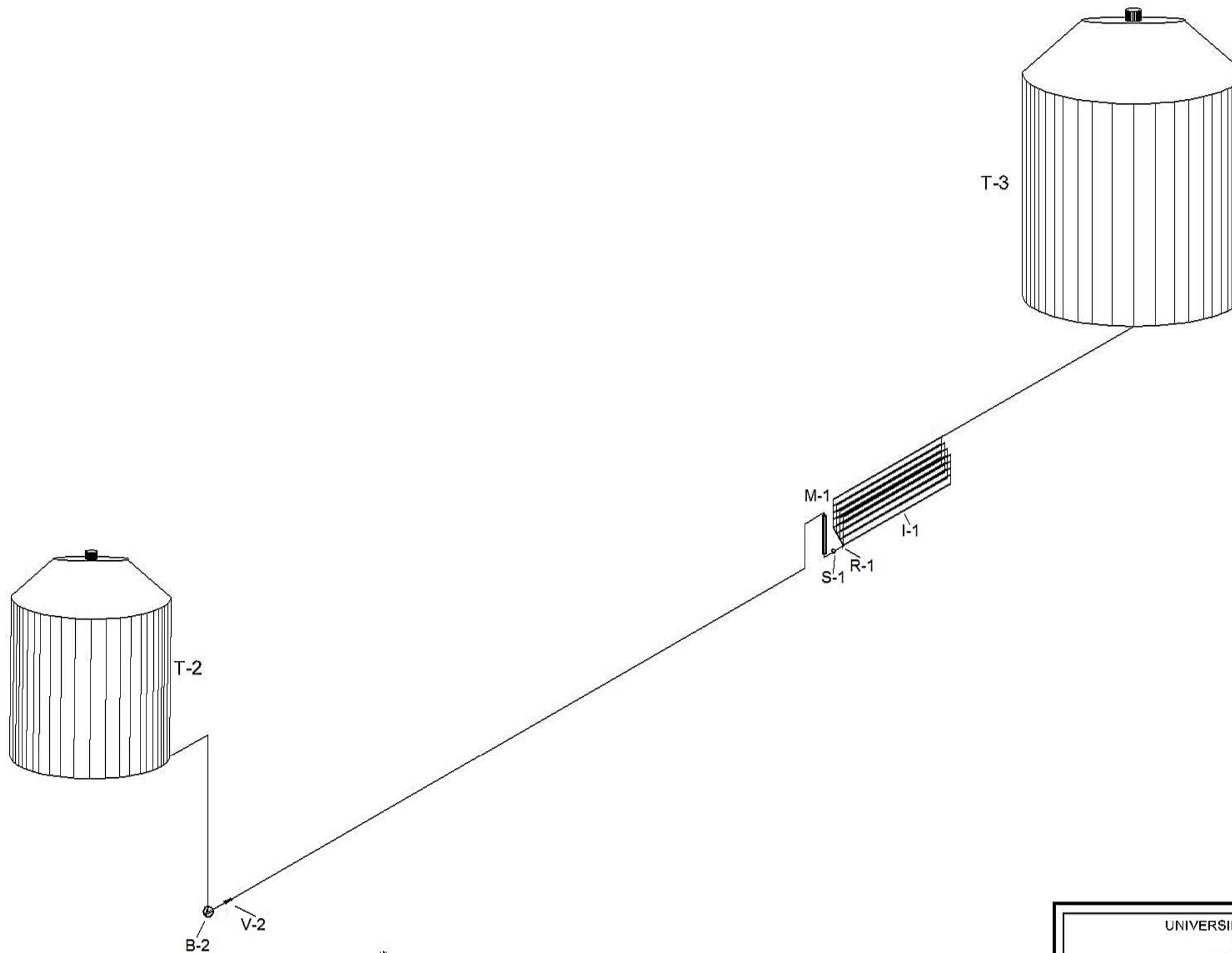


ISOMÉTRICO DE SISTEMA DE DILUCIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO

NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7326
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		
DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	4 / 6
ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	200511945	

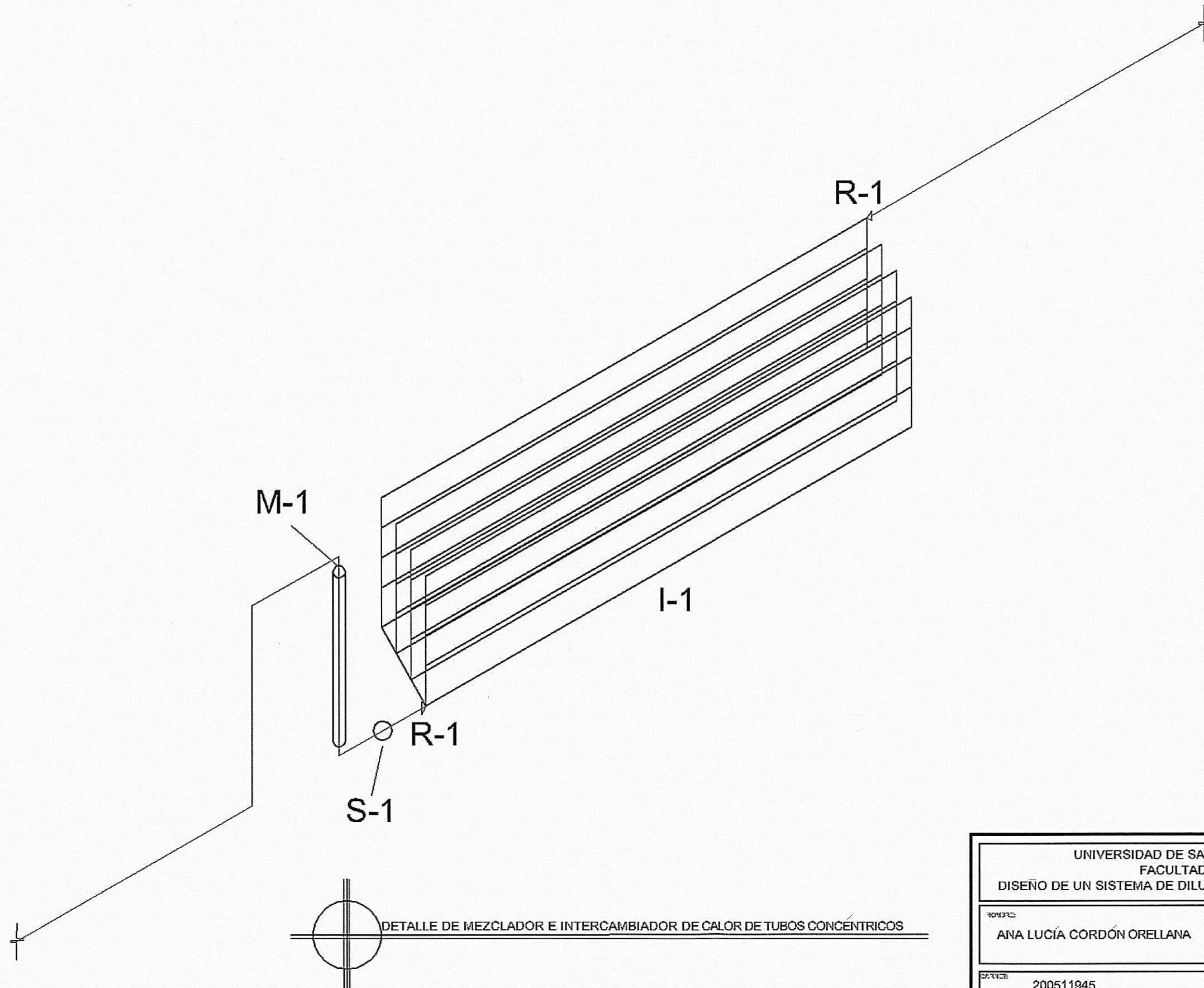




NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7826
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR


ISOMÉTRICO DE SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA			
DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	5 6	
ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	200511945		



NOMENCLATURA	
T-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 98%
B-1	BOMBA CENTRÍFUGA PARA ÁCIDO SULFÚRICO 98%
T-2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
B-2	BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
M-1	MEZCLADOR ESTÁTICO TIPO SMV
I-1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS
T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ÁCIDO SULFÚRICO DE 70%
S-1	SISTEMA DE CONTROL TIPO FORK 7826
V-1	VÁLVULA TERMOPLÁSTICA
R-1	REDUCTOR



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA FACULTAD DE INGENIERÍA DISEÑO DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO		
NOMBRE: ANA LUCÍA CORDÓN ORELLANA	TÍTULO: SISTEMA DE DILUCIÓN CONTINUA DE ÁCIDO SULFÚRICO	
CARRERA: 200511945		

ANEXOS

Anexo 1. Características fluido caliente del intercambiador de calor

Variable	Valor
$T_1(^{\circ}\text{F})$	290
$T_2(^{\circ}\text{F})$	120
$T_{\text{prom}}(^{\circ}\text{F})$	205
Viscosidad (cps)	1,80
C (Btu/lb $^{\circ}\text{F}$)	0,47
K (Btu/(hpie 2)($^{\circ}\text{F}/\text{pie}$))	0,25

Fuente: Kern, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. p. 897.

Anexo 2. Características fluido caliente del intercambiador de calor

Variable	Valor
$t_1(^{\circ}\text{F})$	77
$t_2(^{\circ}\text{F})$	185
$t_{\text{prom}}(^{\circ}\text{F})$	131
Viscosidad (cps)	0,5
C (Btu/lb $^{\circ}\text{F}$)	1
K (Btu/(hpie 2)($^{\circ}\text{F}/\text{pie}$))	0,381

Fuente: KERN, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. p. 950.

Anexo 3. **Datos generales**

Variable	Valor
R_d	0,002
Q (Btu/lb)	80
Flujo caliente (lb/h)	13 024
Flujo Frio (lb/h)	9 777,78

Fuente: KERN, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. p. 900.