

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

**PREFACTIBILIDAD TECNICA-ECONOMICA DE
UNA PLANTA DE REGENERACION DE ACIDO
SULFURICO GASTADO EN PROCESOS DE
ALQUILACION DE GASOLINAS**

Miguel Angel Flores Saavedra

Profesor guía:

José Torres Titus

2011

Quiero expresar un profundo agradecimiento a mis padres, Miguel y Mónica, ellos han hecho posible que me encuentre cerrando esta hermosa etapa, desde niño siempre me han entregado apoyo, consejos, comprensión y amor, este importante logro en mi vida se los dedico a ustedes con mucho cariño.

RESUMEN EJECUTIVO.

En los procesos de alquilación de gasolinas el ácido sulfúrico juega un rol fundamental al actuar como catalizador en la producción de alquilato, disminuyendo la energía de activación de la reacción, minimizando los costos. Las refinerías de petróleo que poseen con una unidad de alquilación manejan grandes cantidades de ácido sulfúrico que al ser utilizadas en el proceso pierden parte de las características propias que le confieren su uso como catalizador, razón por la cual no puede ser reutilizado dentro del proceso, lo que conlleva a la compra de ácido sulfúrico fresco y a realizar una disposición adecuada del ácido gastado por parte de terceros.

Debido a la problemática de almacenamiento y disposición del ácido, se propone realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económica de una planta de regeneración de ácido sulfúrico gastado, diseñando un proceso simple e innovador en comparación a las tecnologías existentes, mostrando un atractivo económico en comparación a la compra de ácido sulfúrico fresco y a los gastos asociados a la disposición final del ácido sulfúrico gastado.

De acuerdo al estudio realizado, se diseñó un proceso basado en la descomposición del ácido sulfúrico en trióxido de azufre y vapor de agua, lo cual se logra dentro de un rango de temperatura cercano a los 400°C, requiriendo un menor gasto energético en comparación al proceso convencional (oxidación catalítica). El producto final es ácido sulfúrico al 97% P/P (apto para ser reutilizado en la unidad de alquilación) y octano como sub producto, obteniendo recuperaciones del 94% y 78% respectivamente. En relación al estudio económico se obtuvo una tasa interna de retorno del 25% y un valor actual neto de 850.000 USD, por lo cual, bajo los supuestos considerados en este estudio el proyecto es viable.

INDICE DE CONTENIDOS.

INTRODUCCION.....	14
CAPITULO I: ANTECEDENTES GENERALES DEL PROYECTO....	16
1.1.- OBJETIVOS.....	16
1.1.1.- OBJETIVO GENERAL DEL PROYECTO.....	16
1.1.2.- OBJETIVOS ESPECIFICOS.....	16
1.2.- ROL Y CONSUMO DEL ACIDO SULFURICO EN LOS PROCESOS DE ALQUILACION.....	16
1.3.- ESTUDIO DE MERCADO.....	17
1.3.1.- ACIDO SULFURICO GASTADO.....	17
1.3.2.- ACIDO SULFURICO.....	18
1.4.- CAPACIDAD Y UBICACION PLANTA.....	20
1.5.- CARACTERIZACION DEL ACIDO SULFURICO GASTADO.....	22
CAPITULO II: DISEÑO DEL PROCESO.....	24
2.1.- SELECCION DEL PROCESO.....	24
2.2.- DESCRIPCION DEL PROCESO.....	25
2.3.- BASES TEORICAS DEL PROCESO.....	28
2.3.1.- REACTOR (R-1).....	28
2.3.2.- SEPARADORES FLASH (TF-1, TF-2 y TF-3).....	30
2.3.3.- DESULFURIZACION DE GASES.....	32
CAPITULO III: BALANCE DE MASA Y ENERGIA.....	33
3.1.- TORRE DE SEPARACION FLASH 1 (TF-1).....	33
3.2.- TORRE DE SEPARACION FLASH 2 (TF-2).....	34
3.3.- REACTOR (R-1).....	35
3.4.- TORRE DE SEPARACION FLASH 3 (TF-3).....	36
3.5.- DESULFURIZACION DE GASES.....	37
3.6.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-1).....	38
3.7.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-2).....	39
3.8.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-3).....	40

3.9.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-4).	41
3.10.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-5).	42
3.11.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-6).	43
3.12.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-7).	44
3.13.- BALANCE DE MASA GLOBAL.	45
CAPITULO IV: DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES.	46
4.1.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-1).	47
4.2.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-2).	47
4.3.- DISEÑO REACTOR (R-1).	47
4.4.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-3).	48
4.5.- DISEÑO INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-4).	48
CAPITULO V: ORGANIZACION Y ADMINISTRACION.	49
5.1.- PERSONAL Y OPERACION PLANTA.	49
5.2.- SEGURIDAD.	50
5.3.- CONTROL DEL PROCESO.	55
5.4.- LAYOUT PLANTA.	58
CAPITULO VI: EVALUACION ECONOMICA.	59
6.1.- COSTO DE EQUIPOS.	59
6.2.- CAPITAL TOTAL DE INVERSION.	60
6.2.1.- CAPITAL FIJO.	60
6.2.2.- CAPITAL DE TRABAJO.	61
6.2.3.- TERRENO.	62
6.3.- COSTO TOTAL DEL PRODUCTO.	62
6.3.1.- COSTOS DIRECTOS.	62
6.3.2.- COSTOS INDIRECTOS.	63
6.3.2.- COSTO GENERAL DE PLANTA.	63
6.4.- FLUJO DE CAJA.	64
6.5.- ANALISIS DE SENSIBILIDAD.	65
6.5.1.- COSTO DEL PRODUCTO.	66

6.5.2.-PRECIO TONELADA PRODUCTO.....	67
6.5.3.- COSTO EQUIPOS PRINCIPALES.....	69
6.5.4.- PRECIO OCTANO RECUPERADO.....	70
CONCLUSION.....	73
ANEXO A: Alquiler.	74
A-1.- Variables de proceso en Alquiler.....	74
A-2.- Mecanismo de reacción del ácido sulfúrico.....	75
ANEXO B: Tecnologías de regeneración y producción de ácido sulfúrico.....	77
B-1.- Producción de ácido sulfúrico mediante absorción de trióxido de azufre.....	77
B-2.- Regeneración de ácido sulfúrico gastado.....	79
B.3.- Purificación de ácido sulfúrico gastado.....	81
B.4.- Recuperación electroquímica de ácido sulfúrico gastado.....	83
B.5.- Regeneración de ácido sulfúrico gastado (WSA).....	86
B.6.- Purificación y reconcentración de ácido sulfúrico gastado mediante radiación microondas.....	88
B.7.- Concentración de ácido sulfúrico gastado mediante calefacción indirecta (proceso Pauling).....	91
ANEXO C: Balance de masa.....	94
C-1.- Torre de separación flash (TF-1).....	94
C-2.- Torre de separación flash (TF-2).....	102
C-3.- Reactor (R-1).....	107
C-4.- Torre de separación flash (TF-3).....	110
C-5.- Condensadores de ácido (I-1 e I-4).....	115
C-6.- Venteo y desulfurización de gases.....	116
C-7.- Balance de masa global.....	120
ANEXO D: Balance de energía.....	121
D-1.- Torre de separación flash (TF-1).....	121
D-2.- Torre de separación flash (TF-2).....	124

D-3.- Reactor (R-1).	127
D-4.- Torre de separación flash (TF-3).	130
D-5.- Intercambiador de calor (I-2).	133
D-6.- Intercambiador de calor (I-3).	135
D-7.- Intercambiador de calor (I-1).	136
D-8.- Intercambiador de calor (I-5).	139
D-9.- Intercambiador de calor (I-6).	140
D-10.- Intercambiador de calor (I-4).	143
D-11.- Intercambiador de calor (I-7).	145
D-12.- Desulfurización de gases.	146
ANEXO E: Diseño de equipos principales.	149
E-1.- Estudio de materiales.	149
E-2.- Torre de separación flash (TF-1).	153
E-3.- Torre de separación flash (TF-2).	155
E-4.- Reactor (R-1).	157
E-5.- Torre de separación flash (TF-3).	164
E-6.- Intercambiador de calor (I-4).	167
ANEXO F: Evaluación económica.	175
F-1.- Costo equipos.	175
F-1.1.- Reactor (R-1).	175
F-1.2.- Torres de separación.	177
F-1.3.- Intercambiadores de calor.	184
F-1.4.- Estanques de almacenamiento.	194
F-1.5.- Precalentador de Agua (emergencia).	198
F-1.6.- Bombas de vacío.	199
F-2.- Capital total de inversión.	200
F-2.1.- Capital fijo de inversión.	200
F-2.2.- Capital de trabajo.	204
F-2.3.- Terreno.	207
F-3.- Costo total del producto.	207

F-3.1.- Costos directos	207
F-3.2.- Costos indirectos.....	209
F-3.3.- Costo general de planta.....	209
F-4.- Flujo de caja.....	210
ANEXO G: Figuras.	214
Figura 1.- Dimensiones de tuberías de acero (IPS).....	214
Figura 2.- Pérdidas de presión por retorno, lado de tubo.....	215
Figura 3.- Viscosidades de gases.....	216
Figura 4.- Viscosidades de líquidos.....	217
Figura 5.- Coeficientes de transferencia de calor (btu/hr*pie ² *°F).....	218
Figura 6.- Grafico de Moody.....	219
Figura 7.- Cartas para estanques cilíndricos y esféricos bajo presión externa.	220
BIBLIOGRAFIA.	221

INDICE DE TABLAS.

Tabla 1: Propiedades físicas y químicas del ácido gastado.....	22
Tabla 2: Estabilidad y reactividad del ácido gastado.	23
Tabla 3: Balance de masa y energía (TF-1).	34
Tabla 4: Balance de masa y energía (TF-2).	35
Tabla 5: Balance de masa y energía (R-1).	36
Tabla 6: Balance de masa y energía (TF-3).	37
Tabla 7: Balance de masa y energía (sistema de desulfurización de gases).	38
Tabla 8: Balance de energía (I-1).	39
Tabla 9: Balance de energía (I-2).	40
Tabla 10: Balance de energía (I-3).	41
Tabla 11: Balance de energía (I-4).	42
Tabla 12: Balance de energía (I-5).	43
Tabla 13: Balance de energía (I-6).	44
Tabla 14: Balance de energía (I-7).	45
Tabla 15: Flujos másicos entrantes al sistema.	45
Tabla 16: Flujos másicos salientes del sistema.	46
Tabla 17: Porcentajes de error.	46
Tabla 18: Dimensiones (TF-1).	47
Tabla 19: Dimensiones (TF-2).	47
Tabla 20: Dimensiones (R-1).	48
Tabla 21: Dimensiones (TF-3).	48
Tabla 22: Dimensiones de tubos.	49
Tabla 23: Dimensiones carcasa.....	49
Tabla 24: Personal planta.....	50
Tabla 25: Hoja de datos de seguridad del ácido sulfúrico.	54
Tabla 26: Precio FOB equipos.....	59
Tabla 27: Precio CIF equipos.	60
Tabla 29: Capital fijo de inversión.....	61

Tabla 30: Capital de trabajo.....	61
Tabla 31: Costos directos.....	62
Tabla 32: Costos indirectos.....	63
Tabla 33: Variación porcentual del costo total del producto.....	66
Tabla 34: Variación porcentual del precio tonelada ácido.....	67
Tabla 35: Variación porcentual costo equipos.....	69
Tabla 36: Variación porcentual precio octano recuperado.....	70
Tabla 37: Condiciones de operación (TF-1).....	94
Tabla 38: Constantes de Antoine.....	95
Tabla 39: Fracciones molares (TF-1).....	98
Tabla 40: Funciones de razón de vaporización (TF-1).....	98
Tabla 41: Fracciones molares (TF-2).....	103
Tabla 42: Funciones de razón de vaporización (TF-2).....	103
Tabla 43: Capacidades caloríficas.....	122
Tabla 44: Entalpias estándar de formación.....	128
Tabla 45: Entalpia agua.....	136
Tabla 46: Entalpias de formación.....	148
Tabla 47: Dimensiones estandarizadas (TF-1).....	155
Tabla 48: Dimensiones estandarizadas (TF-2).....	156
Tabla 49: Conversión-Temperatura.....	159
Tabla 50: Dimensiones estandarizadas Reactor.....	162
Tabla 51: Dimensiones estandarizadas (TF-3).....	166
Tabla 52: Dimensiones estandarizadas (tubo).....	168
Tabla 53: Dimensiones estandarizadas (carcasa).....	172
Tabla 54: Condiciones de operación y dimensiones (TF-1).....	178
Tabla 55: Calculo espesor (TF-1).....	179
Tabla 56: Condiciones de operación y dimensiones (TF-2).....	180
Tabla 57: Calculo espesor (TF-2).....	181
Tabla 58: Condiciones de operación y dimensiones (TF-3).....	183
Tabla 59: Precios FOB y CIF.....	200
Tabla 60: Influencia inflación.....	201

Tabla 61: Método de Lang.....	201
Tabla 62: Factores método Hand.	202
Tabla 63: Método de Hand.	202
Tabla 64: Factores método de Whorth.	203
Tabla 65: Método de Whorth.	204
Tabla 66: Remuneraciones.....	205
Tabla 67: Amortización.	212

INDICE DE FIGURAS.

Figura 1: Diagrama de flujo del proceso.	27
Figura 2: Descomposición de ácido sulfúrico puro.	29
Figura 3: Diagrama (TF-1).	34
Figura 4: Diagrama (TF-2).	34
Figura 5: Diagrama (R-1).	35
Figura 6: Diagrama (TF-3).	36
Figura 7: Diagrama desulfurización de gases.	37
Figura 8: Diagrama (I-1).	38
Figura 9: Diagrama (I-2).	39
Figura 10: Diagrama (I-3).	40
Figura 11: Diagrama (I-4).	41
Figura 12: Diagrama (I-5).	42
Figura 13: Diagrama (TF-1).	43
Figura 14: Diagrama (I-7).	44
Figura 15: Control planta.	56
Figura 16: Control planta.	57
Figura 17: Layout planta.	58
Figura 18: Flujo de caja.	64
Figura 19: Diagrama del proceso.	78

Figura 20: Diagrama del proceso.....	80
Figura 21: Diagrama del proceso.....	83
Figura 22: Diagrama del proceso.....	85
Figura 23: Diagrama del proceso.....	87
Figura 24: Diagrama del proceso.....	91
Figura 25: Diagrama del proceso.....	92
Figura 26: Isocorrosión acero.	150
Figura 27: Isocorrosion acero-plomo.	151
Figura 28: Isocorrosion Duriron.	152
Figura 29: Tabla de isocorrosion combinada.....	153
Figura 30: Costos reactor.	176

INTRODUCCION.

En la actualidad, el ácido sulfúrico es una de las materias primas más importantes, con múltiples usos en procesos químicos y de manufactura de productos terminados, tales como fertilizantes, lixiviación de minerales y refinación del petróleo. En este último, el ácido sulfúrico es de vital importancia en la alquilación de gasolinas, participando como catalizador, disminuyendo la temperatura de operación. A medida que este proceso se lleva a cabo, el ácido se mezcla con diversos componentes orgánicos y agua, disminuyendo su fuerza ácida, por lo que se hace inevitable utilizar ácido fresco ó en su defecto regenerarlo.

Al ser la alquilación un proceso continuo, se requieren grandes volúmenes de ácido y al mismo tiempo se generan importantes cantidades de ácido gastado que deben ser dispuestas de acuerdo a la normativa existente de residuos peligrosos. En la medida que el ácido gastado conserve un nivel de acidez económicamente recuperable y a esto sumado su explosiva demanda, condiciones de disponibilidad, precio y consideraciones ambientales, hacen posible plantear la aplicación de tecnologías de reprocesamiento de ácido sulfúrico gastado en procesos intensivos de consumo, como la alquilación de gasolinas.

Actualmente existen variadas tecnologías que son capaces de regenerar el ácido sulfúrico utilizado en la alquilación de gasolinas, las cuales generalmente se basan en quemar el contenido de materia orgánica presentes en la matriz de ácido, para luego realizar la oxidación catalítica del azufre en múltiples etapas en presencia de pentóxido de vanadio, para luego realizar la absorción del trióxido de azufre en ácido sulfúrico diluido, obteniendo ácido concentrado. El proceso descrito anteriormente es el convencional para regenerar de ácido sulfúrico gastado, este presenta ciertas desventajas, debido principalmente a la complejidad del proceso y a que se deben alcanzar altas temperaturas, lo cual hace que el gasto energético sea considerable.

Si bien en el último tiempo el precio del ácido sulfúrico se ha mantenido inestable, (presentando fuertes alzas en el año 2008, para luego caer abruptamente), éste no se caracteriza por ser un insumo de alto valor, razón por la cual las plantas

regeneradoras de ácido deben ser económicamente atractivas, incentivando la regeneración en vez de la compra de ácido fresco. En este punto se centra la importancia de resolver la problemática planteada, ya que tanto la implementación como la operación de estas plantas regeneradoras son de alto costo, por lo que se propone realizar la prefactibilidad técnico económica de un proceso más simple, en donde la inversión inicial y operación de la planta justifique la implementación de ésta.

Como factor adicional, al regenerar el ácido sulfúrico gastado se reutiliza una sustancia peligrosa, entregando valor agregado al proyecto desde el punto de vista ambiental.

CAPITULO I: ANTECEDENTES GENERALES DEL PROYECTO.

En esta sección se abarcarán aspectos que permitirán obtener una visión global del estudio a desarrollar, identificando los objetivos que se desean alcanzar y generalidades asociadas al proyecto.

1.1.- OBJETIVOS.

1.1.1.- OBJETIVO GENERAL DEL PROYECTO.

Realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económica de una planta de regeneración de ácido sulfúrico gastado de refinería de petróleo.

1.1.2.- OBJETIVOS ESPECIFICOS.

- Analizar las tecnologías existentes de regeneración de ácido sulfúrico gastado.
- Diseñar un proceso simple que asegure la obtención de ácido sulfúrico regenerado, con características tales para ser reutilizado como catalizador en alquilación de gasolinas.
- Evaluar económicamente el proceso propuesto, analizando caso base y sensibilidad de variables.

1.2.- ROL Y CONSUMO DEL ACIDO SULFURICO EN LOS PROCESOS DE ALQUILACION.

El proceso de alquilación consiste en la adición de un hidrocarburo saturado (alcano) a otro hidrocarburo insaturado (alqueno), en presencia de un catalizador ácido. En la industria de refinación de petróleo, éstos son representados por la unión de isobutano y olefinas (mezcla de hidrocarburos insaturados) en presencia de un ácido fuerte que puede ser ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico. La reacción general de alquilación puede expresarse por medio de:



El principal objetivo de la Unidad de Alquilación es producir el alquilato, el cual es un componente básico en la mezcla para producir gasolinas de alto octanaje, con un índice MON (Motor Octane Number) entre 90-95 y un índice RON (Research Octane Number) entre 93-98. Debido a esto y a su baja presión de vapor, los alquilatos son considerados como excelentes componentes de mezcla en gasolinas¹. La alquilación de isobutano mediante olefinas, puede ocurrir sin catalizador a condiciones muy severas, a una temperatura aproximada de 500°C y presiones en un rango de 200-400 bar². El consumo de ácido sulfúrico en la alquilación de gasolinas está influenciado por la tecnología utilizada, las que presentan rendimientos distintos, observándose que este varía entre 15-19 lb H₂SO₄ / barriles de alquilato producido³.

El rol del catalizador ácido es esencial dentro del proceso ya que este disminuye la energía de activación de la reacción, lo que a su vez disminuye la temperatura, que finalmente se traduce en la reducción de la tasa de polimerización relativa con respecto a la alquilación, resultando un alto número de octano y un bajo consumo de ácido. Para profundizar mayormente acerca de la real función del ácido sulfúrico en los procesos de alquilación y conocer los parámetros fundamentales del proceso, se ha realizado un estudio complementario que se detalla en el anexo A.

1.3.- ESTUDIO DE MERCADO.

1.3.1.- ACIDO SULFURICO GASTADO.

En el contexto nacional los procesos productivos que utilizan ácido sulfúrico concentrado en sus operaciones para luego obtener un efluente ácido impuro, (el cual ve disminuida su fuerza ácida y principales características) corresponde solo a procesos de alquilación de gasolinas, los cuales son realizados por ERA (ENAP Refinería Aconcagua) , que sería el único proveedor de ácido gastado.

1.3.2.- ACIDO SULFURICO⁴.

La producción mundial de ácido sulfúrico en el año 2007 tuvo su nivel máximo, 200 Mton, declinando a 196 Mton el año 2008. Esta producción se genera en un 71% en forma voluntaria (60% a partir de azufre, 10% a partir de piritas de hierro y 1% de otros) y un 29% de forma involuntaria, preferentemente de gases sulfurados en fundiciones de metales base, lo que se refleja en el grafico (1.1).

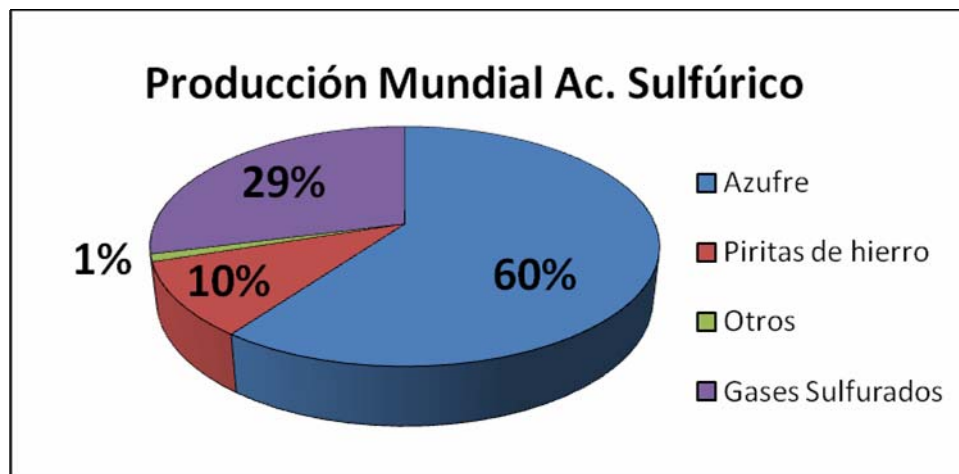


Gráfico (1.1): Producción mundial de ácido sulfúrico.

El consumo de ácido sulfúrico del gráfico (1.2), es liderado por los fertilizantes fosfatados (64%), industria (28%) y minería (cobre 5%, níquel y uranio 3%).

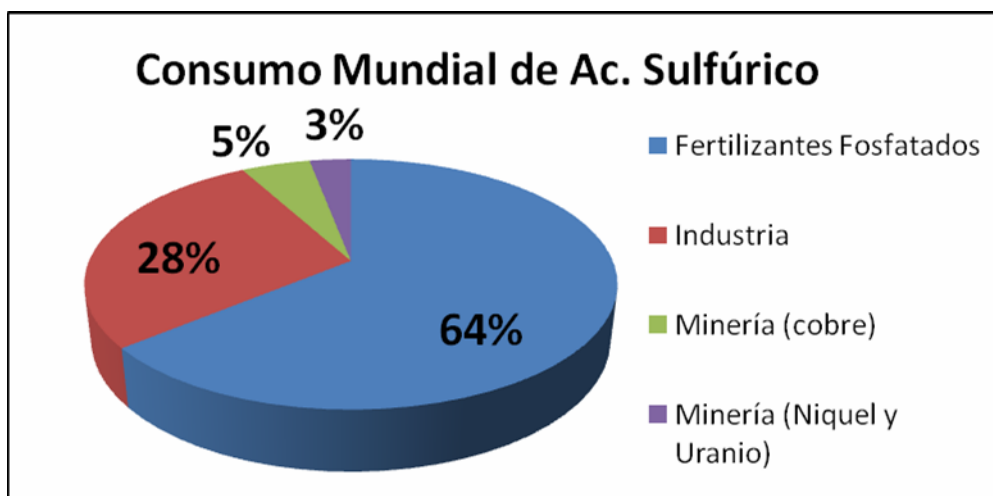


Gráfico (1.2): Consumo mundial de ácido sulfúrico.

Con respecto al precio del ácido sulfúrico, el mercado de los metales inició un ciclo de precios altos a partir del 2004, sin embargo ello no tuvo un correlato con el precio del ácido sulfúrico, pues su comportamiento es dependiente del precio del azufre y este del precio de los fertilizantes fosfatados, su principal mercado. Cabe señalar que el fosfato di amónico (DAP, su sigla en inglés) es el producto más representativo y su precio es el indicativo para esta gama de productos, lo cual se refleja en el grafico (1.3).

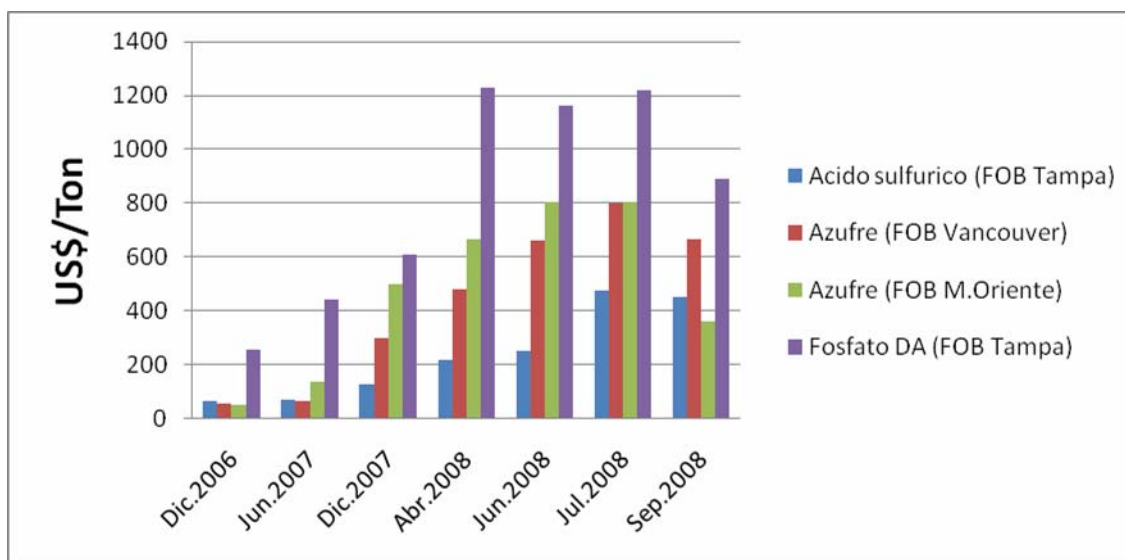


Gráfico (1.3): Precios de commodities relacionados al ácido sulfúrico.

En Junio de 2007 se observa una escala de los precios del DAP, esta situación se habría originado en un fuerte incremento de la demanda de fosfatos por parte de China e India, países que sostienen programas gubernamentales para incrementar la productividad de su agricultura en la producción de alimentos y más recientemente para el desarrollo de biocombustibles.

Esta situación, que llevó el precio de los fertilizantes fosfatados a un record de 1.230 US\$/Ton Fob Tampa en Abril 2008, provocó una reacción en China e India debido al impacto en las finanzas públicas del subsidio a los fertilizantes, lo que se tradujo en un aflojamiento de la demanda, por lo que los precios cayeron bruscamente.

La situación de precios del ácido sulfúrico seguirá siendo dominada por el mercado de los fertilizantes fosfatados, encontrándose en un valor cercano a 100 USD/Ton. Se estima que a pesar de la súbita caída de la demanda por fertilizantes, se considera como una situación coyuntural reactiva al exagerado nivel de precios alcanzados. Deberá tenerse en observación las políticas de China e India respecto a esta materia, lo que probablemente los llevará a retomar el fomento de su empleo en la agricultura para la producción de alimentos y biocombustibles, incidiendo en la recuperación de los precios.

También será necesario observar el precio del petróleo y la relación de los fertilizantes fosfatados para la producción de biocombustibles. Dada la importancia adquirida por los productores de azufre del Medio Oriente para determinar su precio, se estima que mientras el barril de petróleo se mantenga bajo los US\$100, es decir desalentando la producción de biocombustibles, el azufre podrá mantenerse a bajo precio dada la condición de mercado estructuralmente en excedente. A la inversa, con precio del petróleo atractivo para la sustitución, el precio del azufre podrá subir por la mayor demanda para la producción de fertilizantes y, con ello, los costos del biocombustible. Finalmente, cabe señalar la creciente participación en la oferta internacional de ácido sulfúrico “no voluntario” de parte de las fundiciones de cobre y otros metales, en períodos de demanda debilitada, el ácido de fundiciones puede sustituir a parte de la producción voluntaria, presionando a la baja el precio del azufre y del ácido sulfúrico.

1.4.- CAPACIDAD Y UBICACION PLANTA.

La unidad de alquiler de ERA es de una capacidad de 1100 BPD (barriles por día) de alquiler, con un consumo de ácido sulfúrico de 19 lb H₂SO₄/barriles de alquiler producido, lo que resulta un consumo de ácido de 3000 Ton/año. Esta planta cuenta con una unidad de regeneración de ácido sulfúrico, la que no se encuentra en operación debido principalmente a los constantes problemas operativos que

presenta, resultando económicamente más atractivo obtener el ácido sulfúrico fresco mediante terceros.

Dentro de los proyectos a realizar por ERA se encuentra la ampliación de la unidad de alquilación, que reemplazará a la unidad existente por otra cuya capacidad es de 6300 BPD de alquilato, la que tendrá un consumo de ácido menor a la planta antigua, ya que utiliza tecnologías más avanzadas y eficientes, consumiendo entre 10-11 lb H_2SO_4 /bbl de alquilato producido, requiriendo aproximadamente 30 Ton H_2SO_4 /día⁵.

La cantidad de ácido sulfúrico gastado disponible, proveniente de la unidad de alquilación es de 35 Ton/día, lo que corresponde a la capacidad de planta utilizada para desarrollar el presente estudio de prefactibilidad.

La regeneración del ácido es beneficioso para ERA, ya que evitaría (ó minimizaría) la compra de ácido fresco, debido a que utilizaría el ácido sulfúrico regenerado en la unidad de alquilación y a la vez se desentendería de un residuo altamente peligroso, que en la actualidad causa problemas de disposición cuando no es retirado (principalmente por pequeños mineros que lo utilizan para lixiviar óxidos de cobre), debiendo contactar a terceros para servicios de disposición y tratamientos de residuos, incurriendo en un gasto extra.

El lugar seleccionado en el cual se ubicará la planta debe tener condiciones óptimas y así minimizar la inversión inicial, por lo que la planta debe estar emplazada cercana a centros de consumo y abastecimiento, contar con infraestructura vial adecuada y los servicios básicos necesarios, como electricidad y agua potable, de manera de poder realizar la operación diaria sin dificultades. Finalmente es recomendable que la planta se ubique cercana a centros urbanos, que cuenten con zonas industrializadas, lo que facilita la llegada al lugar de trabajo, sin realizar grandes inversiones en traslado del personal.

Conforme a los argumentos mencionados el emplazamiento que cuenta con las mejores características que permiten desarrollar una óptima logística y minimizar la inversión inicial es una localización adyacente a la planta de alquilación, dentro de

ERA, lo que principalmente permitiría contar con la energía eléctrica y agua necesarias para el proceso y así facilitar la logística y operación diaria de la planta.

1.5.- CARACTERIZACION DEL ACIDO SULFURICO GASTADO.

Es de suma importancia conocer las características de la materia prima a tratar, ya que de esta manera se tendrá pleno conocimiento de las operaciones necesarias que se deben efectuar para así obtener el producto deseado. Las propiedades físicas y químicas, así como también la estabilidad y reactividad del ácido gastado de ERA se muestran en las tablas 1 y 2 respectivamente:

Propiedades Físicas y Químicas	
Estado Físico	Líquido aceitoso e higroscópico
Apariencia y olor	Incoloro, olor ácido. Umbral de olor 0.15 ppm.
Concentración	90-92% H ₂ SO ₄ , con contenido residual de HC.
Punto de inflamación	No hay información disponible.
T° de auto ignición	No hay información disponible.
Peligros de Fuego ó Explosión	Estado normal es estable. En condiciones extremas puede liberar Hidrogeno. (Alta inflamabilidad).
Presión a 20°C	Menor de 0.001 mmHg.
Solubilidad	Soluble en todas la proporciones en agua y con generación de calor.

Tabla 1: Propiedades físicas y químicas del ácido gastado.

Como se mencionó anteriormente, se debe tener total conocimiento de la matriz que compone el ácido, sin embargo no se posee total certeza de los componentes de

éste, solo se sabe que gran parte la matriz corresponde a ácido sulfúrico (90% P/P aprox), seguido por octano con contenido residual de HC pesados. Por lo tanto se supone una matriz ficticia; si se considera que puede ocurrir polimerización excesiva en menor escala que forma hidrocarburos pesados, que son caracterizados como $C_{40}H_{82}$, finalmente la composición supuesta de la matriz de ácido gastado es: 90% H_2SO_4 , 8% C_8H_{18} y 2% $C_{40}H_{82}$.

Estabilidad y Reactividad	
Estabilidad	Estable.
Condiciones que deben evitarse	No hay información disponible.
Incompatibilidad	Al agregar agua produce reacción exotérmica. Desprende vapores tóxicos, productos orgánicos, Polvos metálicos, cromatos, nitratos, combustibles.
Productos peligrosos de la descomposición	Óxidos de azufre.
Productos peligrosos de la combustión	Diluido y en contacto con metales, reacciona liberando hidrogeno gaseoso inflamable.
Polimerización peligrosa	No ocurre.

Tabla 2: Estabilidad y reactividad del ácido gastado.

CAPITULO II: DISEÑO DEL PROCESO.

En este capítulo se diseñará el proceso a partir del estudio bibliográfico realizado en el anexo B, referente a las tecnologías de regeneración y producción de ácido sulfúrico, para así diseñar un proceso técnicamente factible y que a su vez sea simple, innovador y atractivo desde el punto de vista económico.

2.1.- SELECCION DEL PROCESO.

Una vez realizada la búsqueda bibliográfica acerca de los procesos de producción y regeneración de ácido sulfúrico, se observa que existe gran cantidad de estudios realizados al respecto, los cuales utilizan diversas tecnologías para la obtención de ácido sulfúrico, pero que sin embargo, aplican básicamente el mismo principio, siendo estos procesos complejos y en varias etapas que deben alcanzar altas temperaturas de operación, provocando un gasto energético considerable.

El proceso más utilizado para regenerar ácido sulfúrico gastado es mediante la oxidación catalítica del dióxido de azufre en presencia de pentóxido de vanadio, donde se requiere un reactor multietapas con sucesivos pasos de intercambio de calor, para luego realizar la absorción del trióxido de azufre producido en el reactor mediante una corriente de ácido diluido. Considerando que el ácido sulfúrico no es un producto costoso, la inversión y costo de operación de las plantas de regeneración de ácido se deben justificar en comparación a la compra de ácido fresco⁶, por lo cual la selección del proceso se basa en que este sea simple minimizando la inversión inicial y el costo de operación.

El proceso seleccionado consta de etapas de separación flash, en donde se recupera parte del octano presente en el ácido gastado, para luego realizar la descomposición térmica del ácido sulfúrico en un reactor eléctrico, a una temperatura cercana a los 400°C, obteniendo trióxido de azufre y vapor de agua, los cuales son separados de los componentes más pesados que permanecen en estado líquido y así condensar la corriente gaseosa y obtener ácido sulfúrico al 97% P/P.

La principal característica de este proceso es la innovación utilizada con respecto al proceso convencional, ya que en el reactor se da paso a la formación de trióxido de azufre y vapor de agua, según lo propone un estudio de la cinética de reacción de ácidos sulfúricos gastados a altas temperaturas⁷, por lo cual no es necesario utilizar el reactor catalítico para oxidar el dióxido a trióxido de azufre (en un rango de temperaturas entre 700-800°C). Este cambio no solo disminuye los requerimientos energéticos propios de la operación, sino que también disminuye los costos de inversión, ya que el equipo utilizado es menos complejo que el reactor catalítico.

2.2.- DESCRIPCION DEL PROCESO.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente el proceso seleccionado es el siguiente; Inicialmente aprovechando las diferencias en volatilidades entre los compuestos constituyentes del ácido gastado (H_2SO_4 , C_8H_{18} e Hidrocarburos pesados representados por $C_{40}H_{82}$) se precalienta desde temperatura ambiente en el intercambiador (**I-1**) la corriente de alimentación (F), para luego ingresar a la primera etapa de separación flash a vacío (**TF-1**), que tiene como objetivo asegurar que los componentes más volátiles sean separados de la corriente líquida. Posteriormente a la salida de la etapa de separación se precalienta el efluente líquido (L-1) en el intercambiador de calor (**I-2**) para luego ingresar a la segunda etapa de separación flash (**TF-2**), donde es recuperado parte del octano que se mantiene en estado líquido, el cual es devuelto a la planta de alquilación, previo a una etapa de intercambio de calor (**I-6**).

El efluente líquido obtenido en la segunda etapa de separación flash (L2) ingresa a un reactor eléctrico de descomposición térmica (**R-1**), donde el ácido presente se descompone en SO_3 y H_2O a una temperatura aproximada de 378°C, abandonando el reactor. Posteriormente la mezcla ingresa a un separador líquido-vapor (**TF-3**), descartando la corriente líquida, la que es enfriada en (**I-5**) para luego ser desechada. Esta corriente es eliminada debido a que su composición en ácido es menor a la inicial, al encontrarse contaminada con mayor cantidad de hidrocarburos

pesados, lo cual hace más difícil su reutilización. La mezcla gaseosa (V3) proveniente del separador (TF-3) intercambia calor a otras corrientes de proceso mediante (I-2), (I-3) e (I-4), hasta una temperatura tal, que el trióxido de azufre y el vapor de agua reaccionan para formar ácido sulfúrico líquido. Esta corriente es enfriada en el intercambiador (I-7) para luego ser separada mecánicamente de los gases no condensables (SO_2 y O_2), obteniendo ácido sulfúrico al 97% P/P. Finalmente los gases son tratados con una solución alcalina para su desulfurización y ser enviados a chimenea. A continuación se muestra el flowsheet del proceso en la figura 1.

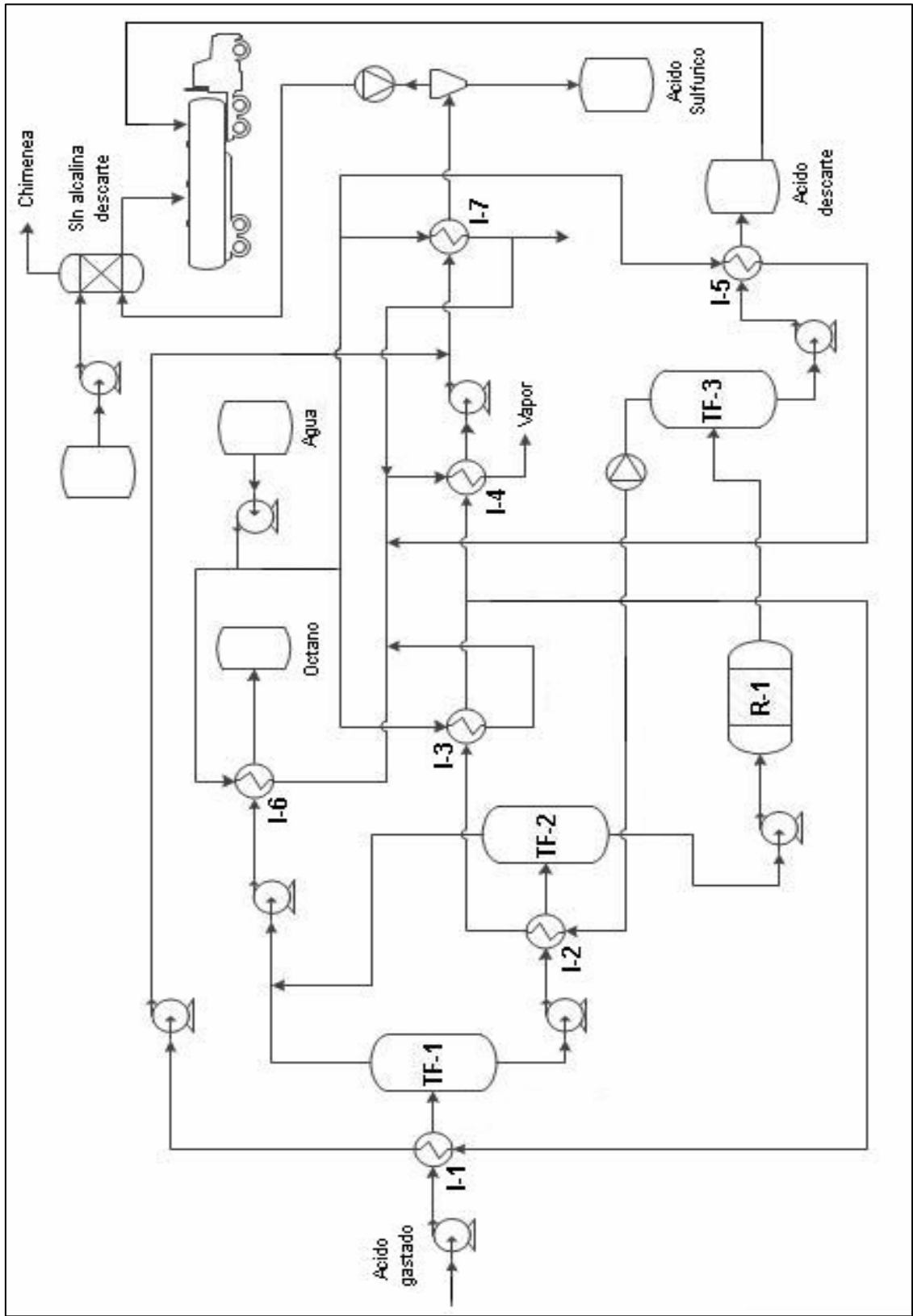


Figura 1: Diagrama de flujo del proceso.

2.3.- BASES TEORICAS DEL PROCESO.

2.3.1.- REACTOR (R-1).

Como se mencionó anteriormente la innovación de este proceso apunta a descomponer en el reactor el ácido sulfúrico en trióxido de azufre y vapor de agua con el fin de facilitar la separación de estos componentes y los hidrocarburos pesados, obteniendo una corriente gaseosa con menor concentración en estos contaminantes. La descomposición del ácido sulfúrico gastado en este proyecto se basa en un estudio de la cinética de reacción de este a altas temperaturas⁷, el cual postula lo siguiente:

En una primera etapa la descomposición del ácido sulfúrico puro se efectúa mediante la evaporación y la conversión a trióxido de azufre y vapor de agua⁸⁻⁹⁻¹⁰, estos dos procesos ocurren en un mismo rango de temperaturas, dejando una mezcla de estos gases, en donde se observa una disociación completa sobre los 723 K¹¹. El trióxido de azufre al no ser estable a altas temperaturas se descompone, permitiendo la formación de dióxido de azufre, que ocurre sobre los 700 K y haciéndose completa cercana a los 1200 K.

Para analizar la influencia de la temperatura, en este estudio se han realizado cálculos de equilibrio, obteniendo los siguientes resultados que se presentan en la figura 2 para la descomposición de 1 mol de ácido sulfúrico puro.

Se puede observar a dos reacciones que compiten en función de la temperatura R1 y R2.

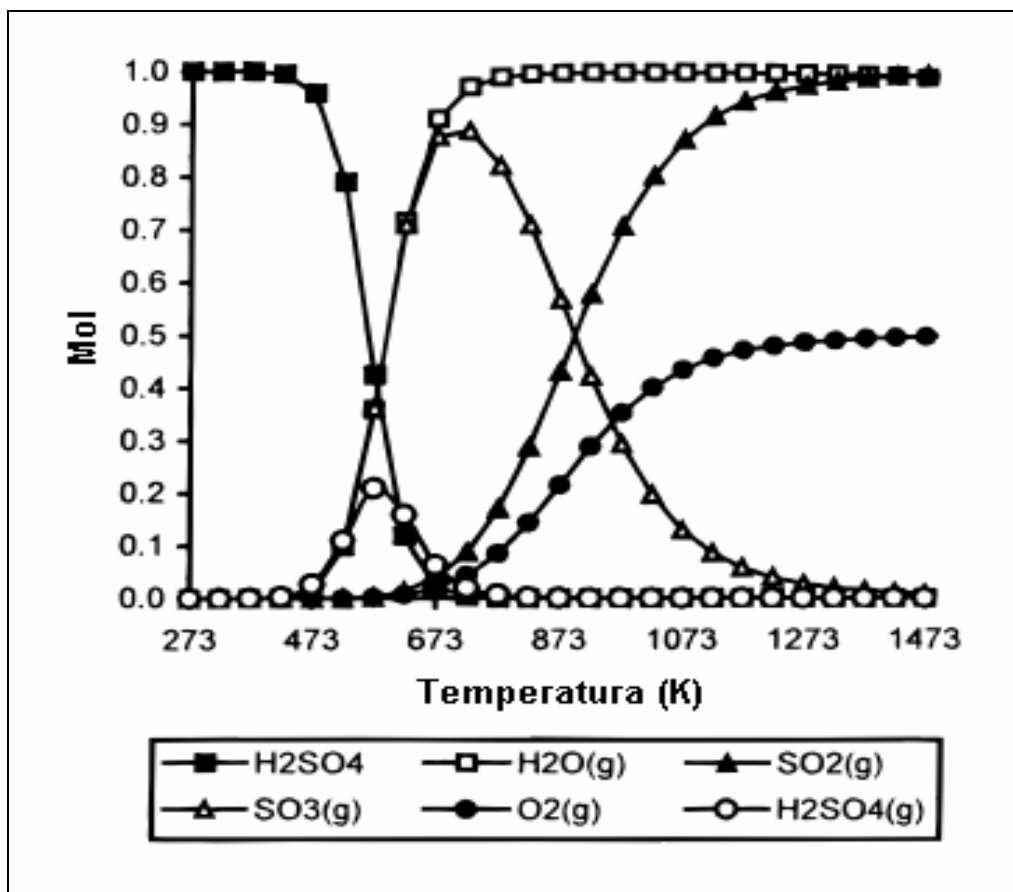
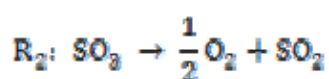


Figura 2: Descomposición de ácido sulfúrico puro.



La descomposición del ácido sulfúrico en trióxido de azufre y vapor de agua es predominante entre 400 y 700 K, además se forman pequeñas cantidades de ácido sulfúrico gaseoso. Sobre los 673 K la constante de equilibrio de R1 aumenta de valor rápidamente. La segunda reacción (R2) es de naturaleza endotérmica y necesita altas temperaturas para que se lleve a cabo, su constante de equilibrio es mayor a 1 sobre los 1050 K.

Analizando los resultados obtenidos se aprecia que la influencia de la temperatura es fundamental para la evolución de las reacciones R1 y R2, por lo que se debe definir

una temperatura de operación y utilizar un sistema de control de manera tal que las pérdidas de Trióxido de azufre sean mínimas.

En la figura 2 se observa que a una temperatura de 673 K se alcanza un máximo de concentración de Trióxido de azufre, la cual decrece rápidamente por conversión a dióxido de azufre a medida que aumenta la temperatura, por lo tanto a modo de minimizar las pérdidas de trióxido de azufre la temperatura de operación seleccionada a la salida del reactor es de 651 K (antes de alcanzar la máxima conversión).

2.3.2.- SEPARADORES FLASH (TF-1, TF-2 y TF-3).

Los separadores flash son equipos cuya función es separar una mezcla líquida binaria o multicomponente en dos fases, una líquida y otra gaseosa, en donde cada componente de la mezcla se encuentra en equilibrio líquido-vapor. Para cuantificar los flujos de líquido y vapor existen variados métodos de cálculo, en este caso particular se utilizará el criterio de convergencia¹², para el cual se deben plantear las siguientes ecuaciones:

Balance de masa global:

$$F = L + V$$

Balance al componente i:

$$Z_i \cdot F = X_i \cdot L + Y_i \cdot V$$

En el equilibrio:

$$Y_i = K_i \cdot X_i$$

En donde:

$$K_i = P_i^v / P$$

Arreglando las ecuaciones se llega a:

$$x_i = \frac{Z_i}{\left(1 + \frac{V}{F} * (K_i - 1)\right)}$$

$$y_i = \frac{K_i * Z_i}{\left((K_i - 1) * \frac{V}{F} + 1\right)}$$

Conociendo la presión, temperatura y las constantes de equilibrio líquido-vapor para cada uno de los componentes, es posible determinar la relación V/F (fracción de vaporización) y la composición de las fases, mediante la siguiente función:

$$\sum y_i - \sum x_i = (1 - 1) = 0$$

En donde se obtiene la siguiente expresión:

$$f(V/F) = \sum \frac{Z_i * (K_i - 1)}{\left((K_i - 1) * \frac{V}{F} + 1\right)} - 0$$

Finalmente deben darse valores para la fracción de vaporización V/F, hasta hacer que $f(V/F)$ sea igual a cero. Las ventajas de utilizar este método es que V/F es acotada entre 0 y 1, además sirve para chequear si se está efectivamente en la zona de mezcla, es decir dos fases presentes.

Es necesario mencionar que la matriz utilizada no presenta un comportamiento ideal debido a la naturaleza del ácido sulfúrico, razón por la cual se debería utilizar un coeficiente de fugacidad, sin embargo considerando que la diferencia de volatilidades entre los hidrocarburos livianos y el ácido sulfúrico es tan amplia, se supone que la no idealidad de la matriz a tratar no genera mayor relevancia en comparación con las volatilidades de ambos compuestos.

2.3.3.- DESULFURIZACION DE GASES.

La desulfurización de gases, también conocida como FGD (flue gas desulfurization) es una tecnología utilizada para remover dióxido de azufre de los gases de chimenea, debido a que este gas causa lluvia ácida, por lo cual la emisión de este debe de estar dentro de los parámetros establecidos según la normativa ambiental vigente.

La remoción del dióxido de azufre puede realizarse mediante variados procesos, entre los más comunes se encuentran los siguientes; scrubbing húmedo, en el cual se utiliza un adsorbente alcalino (cal, caliza o agua de mar) para limpiar los gases, también son utilizados los lavadores spray en seco y los sistemas de inyección de adsorbente seco, observando que los rendimientos de estas tecnologías de desulfurización de gases de chimenea generalmente son mayores al 95%.

La reacción que se lleva en un proceso de lavado húmedo utilizando como adsorbente lechada de cal es la siguiente:



Finalmente la cantidad de dióxido de azufre que sale al ambiente junto con los gases de chimenea se minimiza.

CAPITULO III: BALANCE DE MASA Y ENERGIA.

En este capítulo se realizará el balance de masa y energía del proceso, con una capacidad de planta de 35 Ton/día de ácido sulfúrico gastado y considerando para efecto de cálculo una base de 1 hora. En esta sección solo se mostrarán los resultados obtenidos tanto para el balance de masa como para el de energía, el desarrollo propiamente tal de estos se encuentran en los anexos C y D respectivamente.

3.1.- TORRE DE SEPARACION FLASH 1 (TF-1).

El diagrama del equipo se muestra a continuación.

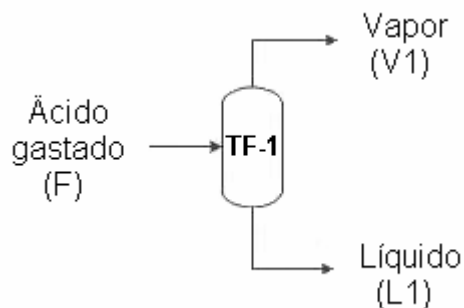


Figura 3: Diagrama (TF-1).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores y que las corrientes de salida están en equilibrio térmico a 160°C, las temperaturas y flujos másicos para cada una de estas son:

Corriente	Flujo (Kg/hr)	Temperatura (°C)
Ácido gastado (F)	1458	184
Vapor (V1)	74	160
Líquido (L1)	1384	160

Tabla 3: Balance de masa y energía (TF-1).

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa y energía, dirigirse al anexo C-1 y D-1 respectivamente.

3.2.- TORRE DE SEPARACION FLASH 2 (TF-2).

El diagrama del equipo se muestra a continuación.

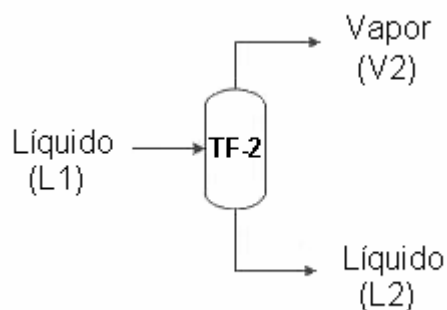


Figura 4: Diagrama (TF-2).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, y que las corrientes de salida están en equilibrio térmico a 180°C, las temperaturas y flujos másicos para cada corriente son:

Corriente	Flujo (Kg/hr)	Temperatura (°C)
Líquido (L1)	1384	186
Vapor (V2)	17	180
Líquido (L2)	1367	180

Tabla 4: Balance de masa y energía (TF-2).

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa y energía, dirigirse al anexo C-2 y D-2 respectivamente.

3.3.- REACTOR (R-1).

El diagrama del equipo se muestra en la figura 5.

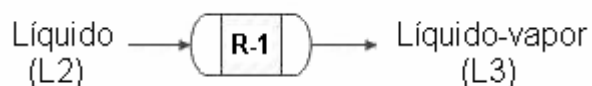


Figura 5: Diagrama (R-1).

Los flujos másicos y temperatura de cada corriente son:

Corriente	Flujo (Kg/hr)	Temperatura (°C)
Líquido (L2)	1367	180
Líquido (L3)	1367	378

Tabla 5: Balance de masa y energía (R-1).

Considerando las temperaturas involucradas y los calores de formación asociados a la descomposición térmica del ácido sulfúrico, el calor necesario es:

$$Q = 416 \text{ KWh}$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa y energía, dirigirse al anexo C-3 y D-3 respectivamente.

3.4.- TORRE DE SEPARACION FLASH 3 (TF-3).

El diagrama del equipo se muestra en la figura 6.

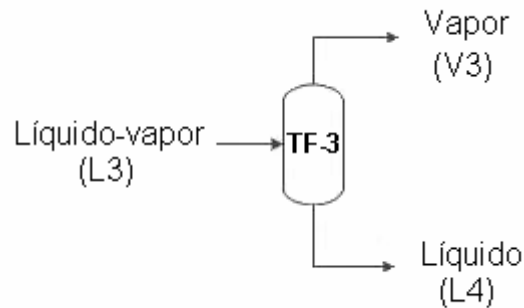


Figura 6: Diagrama (TF-3).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, las temperaturas y flujos másicos para cada corriente son:

Corriente	Flujo (Kg/hr)	Temperatura (°C)
-----------	---------------	------------------

Líquido-Vapor (L3)	1367	378
Líquido (L4)	110	371
Vapor (V3)	1257	371

Tabla 6: Balance de masa y energía (TF-3).

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa y energía, dirigirse al anexo C-4 y D-4 respectivamente.

3.5.- DESULFURIZACION DE GASES.

El diagrama del proceso se muestra a continuación en la figura 7.

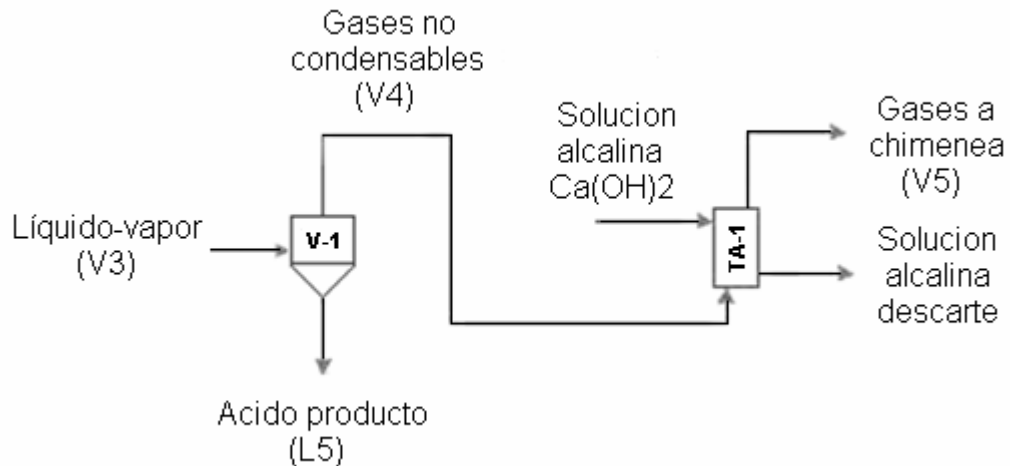


Figura 7: Diagrama desulfurización de gases.

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, y que la solución alcalina ingresa al sistema a 25°C, las temperaturas y flujos másicos para cada corriente son:

Corriente	Flujo (kg/hr)	Temperatura (°C)
Líquido-vapor (V3)	1257	50
Ácido producto (L5)	1229	50
Gases no condensables (V4)	28	50
Sln alcalina Ca(OH) ₂	71	25
Sln alcalina descarte	90	38
Gases a chimenea (V5)	9	38

Tabla 7: Balance de masa y energía (sistema de desulfurización de gases).

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa y energía, dirigirse al anexo C-6 y D-12 respectivamente.

3.6.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-1).

El diagrama del equipo se muestra en la figura 8.

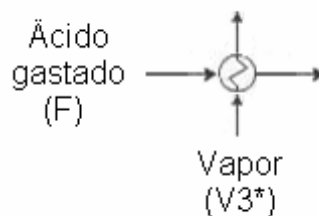


Figura 8: Diagrama (I-1).

Suponiendo que las temperaturas de cada corriente de entrada y salida del intercambiador son:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Acido gastado (F)	25	184
Vapor (V3*) Recirculado	195	105

Tabla 8: Balance de energía (I-1).

Y si el sistema no intercambia calor con los alrededores, la fracción del flujo (V3) necesaria para el intercambio de calor considerando las temperaturas mencionadas es:

$$V3^* = 150,07 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-7.

3.7.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-2).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 9.

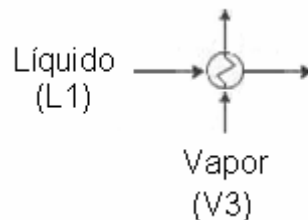


Figura 9: Diagrama (I-2).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, las temperaturas de cada corriente son:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Líquido (L1)	160	186
Vapor (V3)	371	322

Tabla 9: Balance de energía (I-2).

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-5.

3.8.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-3).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 10.

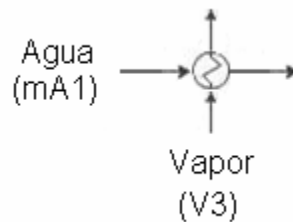


Figura 10: Diagrama (I-3).

Si se suponen las temperaturas de cada corriente:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
-----------	----------------	---------------

Agua (mA1)	25	100
Vapor (V3)	322	195

Tabla 10: Balance de energía (I-3).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua (mA1) necesaria para intercambiar el calor deseado es:

$$mA_1 = 169 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de masa, dirigirse al anexo D-6.

3.9.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-4).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 11.

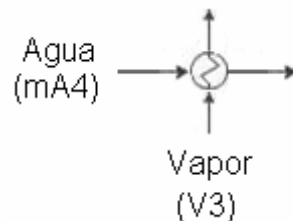


Figura 11: Diagrama (I-4).

Si se suponen las temperaturas de cada corriente:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Agua (mA4)	25	100
Vapor (V3)	195	105

Tabla 11: Balance de energía (I-4).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua (mA4) necesaria es:

$$mA_4 = 405 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-10.

3.10.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-5).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 12.

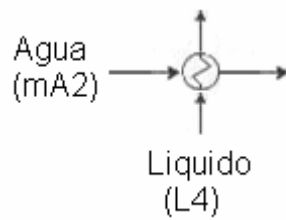


Figura 12: Diagrama (I-5).

Si se suponen las temperaturas de cada corriente:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Agua (mA2)	25	100
Liquido (L4)	371	50

Tabla 12: Balance de energía (I-5).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua (mA2) necesaria es:

$$mA_2 = 67 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-8.

3.11.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-6).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 13.

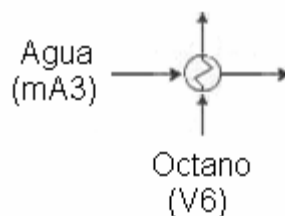


Figura 13: Diagrama (TF-1).

Si se suponen las temperaturas de cada corriente iguales a:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Octano (V6)	164	50
Agua (mA3)	25	100

Tabla 13: Balance de energía (I-6).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua (mA3) necesaria es:

$$mA_3 = 106 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-9.

.

3.12.- INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-7).

El diagrama del proceso se muestra en la figura 14.

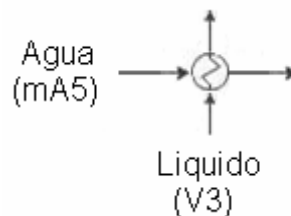


Figura 14: Diagrama (I-7).

Si se suponen las temperaturas de cada corriente iguales a:

Corriente	T (°C) entrada	T (°C) salida
Líquido (V3)	105	50
Agua (mA5)	25	100

Tabla 14: Balance de energía (I-7).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua (mA5) necesaria es:

$$mA_5 = 122 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Para ver el procedimiento y cálculos realizados del balance de energía, dirigirse al anexo D-11.

3.13.- BALANCE DE MASA GLOBAL.

Los flujos que entran y que salen del sistema son:

Masa que entra al sistema	(Kg/hr)
Alimentación	1458
Sln alcalina Ca(OH) ₂	71
TOTAL	1529

Tabla 15: Flujos másicos entrantes al sistema.

Masa que sale del sistema	(Kg/hr)
Octano	91
Ácido producto	1229
Ácido descarte	110
Gases de chimenea	9
SIn alcalina de descarte	90
TOTAL	1529

Tabla 16: Flujos másicos salientes del sistema.

Finalmente de acuerdo a los resultados obtenidos se concluye lo siguiente:

% Recuperación ácido	94%
% Recuperación octano	78%

Tabla 17: Porcentajes de error.

CAPITULO IV: DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES.

En este capítulo se dimensionarán los equipos principales de proceso de acuerdo a la fenomenología de cada uno (mecánica de fluidos, transferencia de masa y transferencia de calor) y a la capacidad de planta seleccionada. Adicionalmente se realizó un estudio de materiales, logrando identificar que el Duriron es el material indicado para ser utilizado en presencia de ácido sulfúrico a las condiciones requeridas por el proceso, lo cual se desarrolla en el anexo E-1.

4.1.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-1).

El diseño operativo se basa en que la velocidad de los gases debe de encontrarse dentro del rango permitido. Según los cálculos realizados en el anexo E-2, las dimensiones del equipo son:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Largo (pulg)
10	10.02	76.31

Tabla 18: Dimensiones (TF-1).

4.2.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-2).

El procedimiento de diseño de este equipo es similar al de la sección anterior, de acuerdo a los cálculos realizados en el anexo E-3, las dimensiones del equipo son:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Largo (pulg)
6	6.065	50.22

Tabla 19: Dimensiones (TF-2).

4.3.- DISEÑO REACTOR (R-1).

El diseño de este equipo consiste en determinar el volumen necesario para que se lleve a cabo la transferencia de calor con una velocidad de gases dentro del rango permitido. En este caso en particular el volumen requerido por la cinética de reacción es menor al requerido por la transferencia de calor, lo cual es detallado paso a paso en el anexo E-4. Las dimensiones del reactor son:

Tamaño IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Largo (pulg)	Volumen (m3)
-------------------	-------------------------	--------------	--------------

20	19.25	99,6	0,47

Tabla 20: Dimensiones (R-1).

Lo cual entrega una caída de presión que se encuentra dentro del rango permitido:

$$\Delta P = 4.8 \cdot 10^{-2} [\text{Psi}]$$

4.4.- DISEÑO TORRE DE SEPARACION (TF-3).

El procedimiento de diseño de este equipo es similar al realizado en las secciones 4.1 y 4.2, de acuerdo a los cálculos realizados en el anexo E-5, las dimensiones del equipo son:

Tamaño IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Largo (pulg)
20	19.25	72.74

Tabla 21: Dimensiones (TF-3).

4.5.- DISEÑO INTERCAMBIADOR DE CALOR (I-4).

Este es un intercambiador tubo-carcasa, donde el ácido fluye por el lado de carcasa y el agua por el lado de tubo, de acuerdo a los cálculos realizados en el anexo E-6, el área de transferencia necesaria es:

$$\text{Area Transferencia} = 252,30 [\text{p}^2]$$

Por el lado de tubo, suponiendo un haz de 41 tubos con 2 (m) de largo cada tubo, las dimensiones de estos son:

Tamaño IPS (pulg)	Diámetro externo (pulg)	Diámetro interno (pulg)
2	2.38	2.067

Tabla 22: Dimensiones de tubos.

Lo cual entrega una caída de presión que se encuentra dentro del rango permitido:

$$\Delta P_T = 1.96 \cdot 10^{-3} [\text{Psi}]$$

Mientras que por carcasa las dimensiones son:

Tamaño IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
16	15.25	183

Tabla 23: Dimensiones carcasa.

Lo cual entrega una caída de presión moderada:

$$\Delta P_T = 14,74 [\text{Psi}]$$

CAPITULO V: ORGANIZACION Y ADMINISTRACION.

5.1.- PERSONAL Y OPERACION PLANTA.

Dentro del contexto en el cual está pensado el funcionamiento de la planta de regeneración de ácido gastado (Anexa a la planta de alquiler de ERA), al ser un proceso continuo, se requiere una dotación de personal en el área de operaciones las 24 horas del día, mediante 3 turnos de 8 horas cada uno, así como también es

necesario contar con personal que trabaje en horario administrativo, de ocho horas diarias de lunes a viernes.

Dentro del personal administrativo se considera una secretaria y un ingeniero civil químico, cuya función es organizar, administrar y planificar, resolviendo contingencias propias de la operación diaria.

El personal necesario en el área de operación, es un operador de sala de control y un técnico electro-mecánico por turno (ya que la planta es pequeña), considerando que trabajan 5 días a la semana 8 horas diarias, se requieren 4 personas para cada cargo. Por lo tanto, a modo de resumen, el personal necesario es:

CARGO	CANTIDAD
Ingeniero Civil Químico	1
Secretaria	1
Operador sala control	4
Técnico Electro-mecánico	4

Tabla 24: Personal planta.

En relación a la operación anual de planta, esta se fija en 320 días/año, considerando 45 días/año por concepto de mantenimiento de equipos y detenciones en el proceso.

5.2.- SEGURIDAD.

Para manejar con mayor claridad múltiples consideraciones en relación al ácido sulfúrico, se muestra a continuación su hoja de datos de seguridad¹³.

HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD ACIDO SULFURICO.
--

Sección I: Características	
Sinónimos	Sulfato de Hidrógeno - Aceite de Vitriolo - Espiritu de Azufre - Licor de Azufre - Sulfuric Acid (inglés)
Concentración	97%
Peso Molecular	98.08
Grupo químico	Acido inorgánico
Numero Cas	7664-93-9
Número UN	1830
Sección II: Propiedades físicas y químicas	
Estado físico	Líquido
Apariencia	Incoloro a amarillento/pardo oscuro, denso y oleoso
Olor	Picante y penetrante
Ph	<1
T° ebullición	327°C (solución al 98%)
T° fusión	-2°C (solución al 98%)
T° descomposición	340°C
Densidad (Agua=1)	1.84 Kg/l a 20°C
Densidad vapor	3.4
Solubilidad	Soluble en agua y en alcohol etílico
Sección III: Identificación de riesgos	

· **Riesgo Principal:** Corrosivo

· **Riesgos Secundarios:** Tóxico y Reactivo

· **Señalización de Instalaciones:**

Nch 1411/IV Of78
Código NFPA



0 = Ninguno
1 = Ligero
2 = Moderado
3 = Severo
4 = Extremo

· **Rotulación de Transporte:**

Decreto N° 298
Nch 2190.Of93
Nch 2136.Of89



RIESGO PRINCIPAL Clase 8 RIESGO SECUNDARIO Clase 6.1 – División 6.2

· **Señalización Estanque Transporte:**

Nch 2136.Of89
Color Anaranjado



· **Número de Naciones Unidas:**

1830

Sección IV: Riesgos para la salud.

Contacto con la piel	Altamente irritante y corrosivo. Fuerte deshidratación. Quemaduras graves.
Inhalación	Severa Irritación de las vías respiratorias. Fuerte deshidratación de los tejidos afectados. Dificultad para respirar.
Contacto con los ojos	Severas irritaciones y quemaduras graves. Posible daño permanente que pueden derivar en ceguera
Ingestión	Graves quemaduras en la boca, tracto digestivo, esófago y estómago. En casos extremos, colapso y muerte.

Sección V: Medidas para el control de derrames o fugas

Medidas de Emergencia	<p>Contener el derrame o fuga del ácido. Ventilar el área. Aislar el sector de riesgo y evacuar el área Mantener a las personas protegidas lejos del área crítica, en dirección contraria al viento. En caso de ocurrir en carretera, apartar si es posible el vehículo del camino y estacionar en un lugar donde exista menor riesgo para terceros. Solicitar ayuda especializada si es necesaria.</p>
Distancias de Seguridad	<p>Aislación inicial para derrames o fugas pequeñas: 100 m. Aislación inicial para un gran derrame o fuga, primero aislar en todas direcciones 200 metros y luego evacuar en dirección del viento un ancho de 2500 metros y largo de 5000 metros.</p>
Equipos de Protección Personal	<p>Traje encapsulado resistente al producto corrosivo y protección respiratoria autónoma.</p>
Daños al Medio Ambiente	<p>No eliminar directamente por desagües. Mantener el control respecto a no contaminar cursos de aguas.</p>
Métodos de Limpieza	<p>Neutralizar con Cal. Absorber por medio de un material o producto inerte, como la arena seca Recoger el residuo por medio de una alternativa segura. Depositar en recipientes marcados para su posterior recuperación o tratamiento como residuo químico.</p>

Sección VI: Almacenamiento.	
Área de almacenamiento	Zona de almacenaje de productos químicos con riesgo por contacto. Almacenamiento en bodegas, cabinas o estanques, resistentes a sustancias corrosivas. Lugar fresco/frío, mínima humedad y con buena ventilación. Señalización de riesgo en los envases, estanques, tuberías y áreas de almacenaje. Acceso restringido a los sectores de almacenamiento.
Precauciones Especiales	Almacenar alejado de condiciones y productos incompatibles. Proteger contra daños físicos los envases, estanques, ductos, válvulas y otros accesorios involucrados. Mantener los niveles prefijados de llenado de estanques y presión y temperatura de trabajo. Contemplar sistema de contención de derrames/fugas bajo los estanques. Tener los envases cerrados y debidamente etiquetados Ácido Sulfúrico.

Tabla 25: Hoja de datos de seguridad del ácido sulfúrico.

Como medidas adicionales de seguridad se consideran pozos alrededor de los estanques de almacenamiento de ácido y algún agente alcalino (cal), para así poder detener y neutralizar posibles derrames en caso de que ocurran.

5.3.- CONTROL DEL PROCESO.

El control automático se basa en dispositivos y equipos que conforman un conjunto capaz de tomar decisiones sobre los cambios o ajustes necesarios en un proceso logrando mejorar sustancialmente la precisión y eficiencia de este.

Debido a que la variables de proceso no son estáticas en el tiempo es fundamental realizar una adecuada filosofía de control y así mantenerlas acotadas en los valores deseados. En este proceso las variables a controlar son flujo, nivel, presión y temperatura.

En este caso en particular, la temperatura es una variable clave dentro del proceso, en especial en el reactor, ya que como se ha visto anteriormente al salir del rango permitido de temperaturas, las pérdidas por concepto de conversión del SO_3 a SO_2 son considerables, por lo cual se hace imprescindible controlar esta variable. En relación a las torres de separación, mantener la temperatura en el valor deseado entregará el grado de separación esperado en cada etapa, por lo cual está debe estar controlada, lo mismo sucede con la presión, la cual facilitará la separación entre especies.

Por otro lado otra variable que debe de ser controlada es el nivel de líquido en los equipos, ya que estos están diseñados para almacenar cierta capacidad y así evitar su rebalse, permitiendo una operación estable y segura. Finalmente es necesario controlar el flujo, ya que a partir de este se fija la capacidad de planta y el tamaño de los equipos de proceso.

Es necesario mencionar que el control de procesos además de proporcionar una operación estable en el tiempo, aporta seguridad al proceso, minimizando riesgos potenciales en relación a un control manual.

A continuación se muestra el diagrama de proceso con control en las figuras 15 y 16.

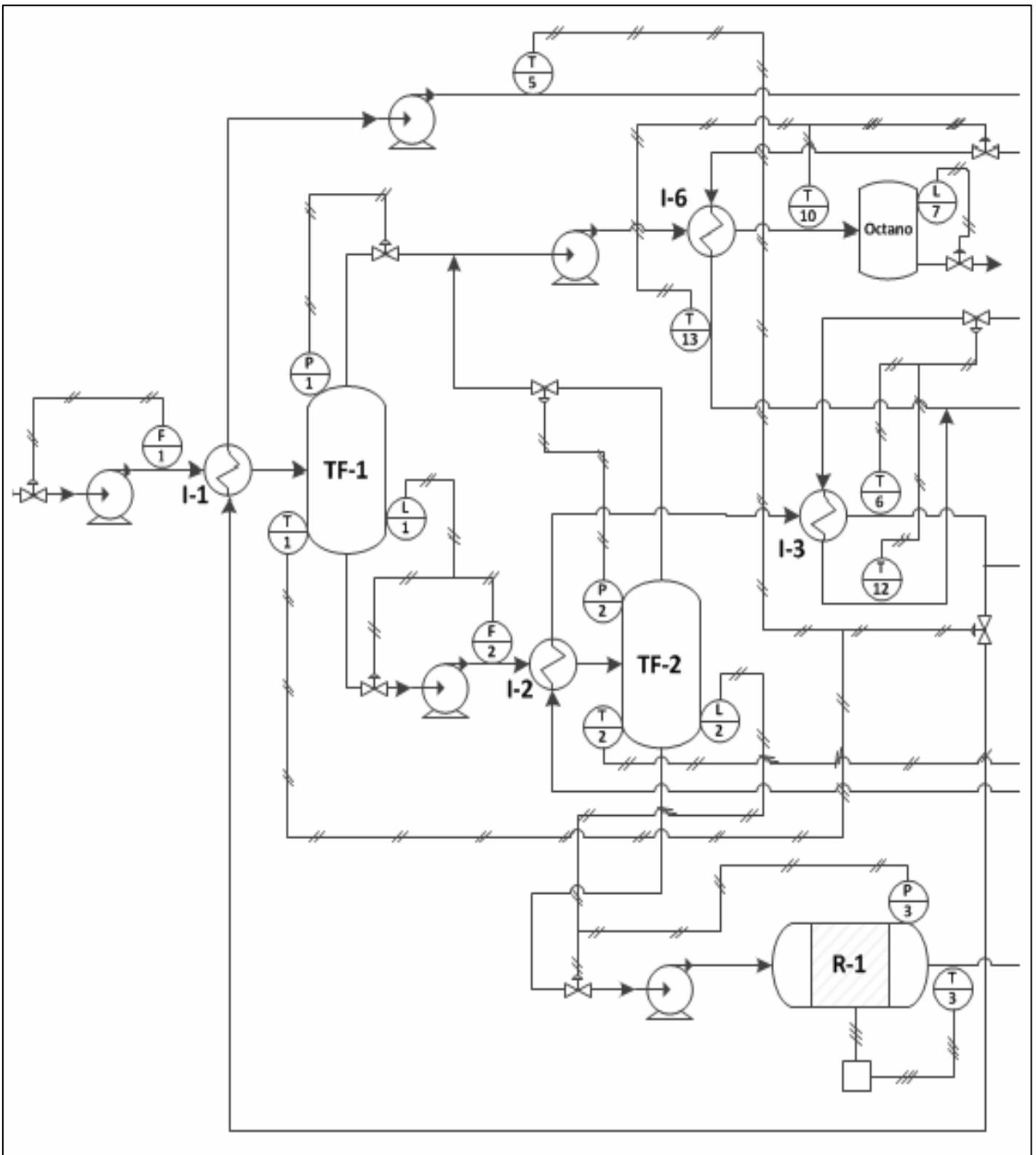


Figura 15: Control planta.

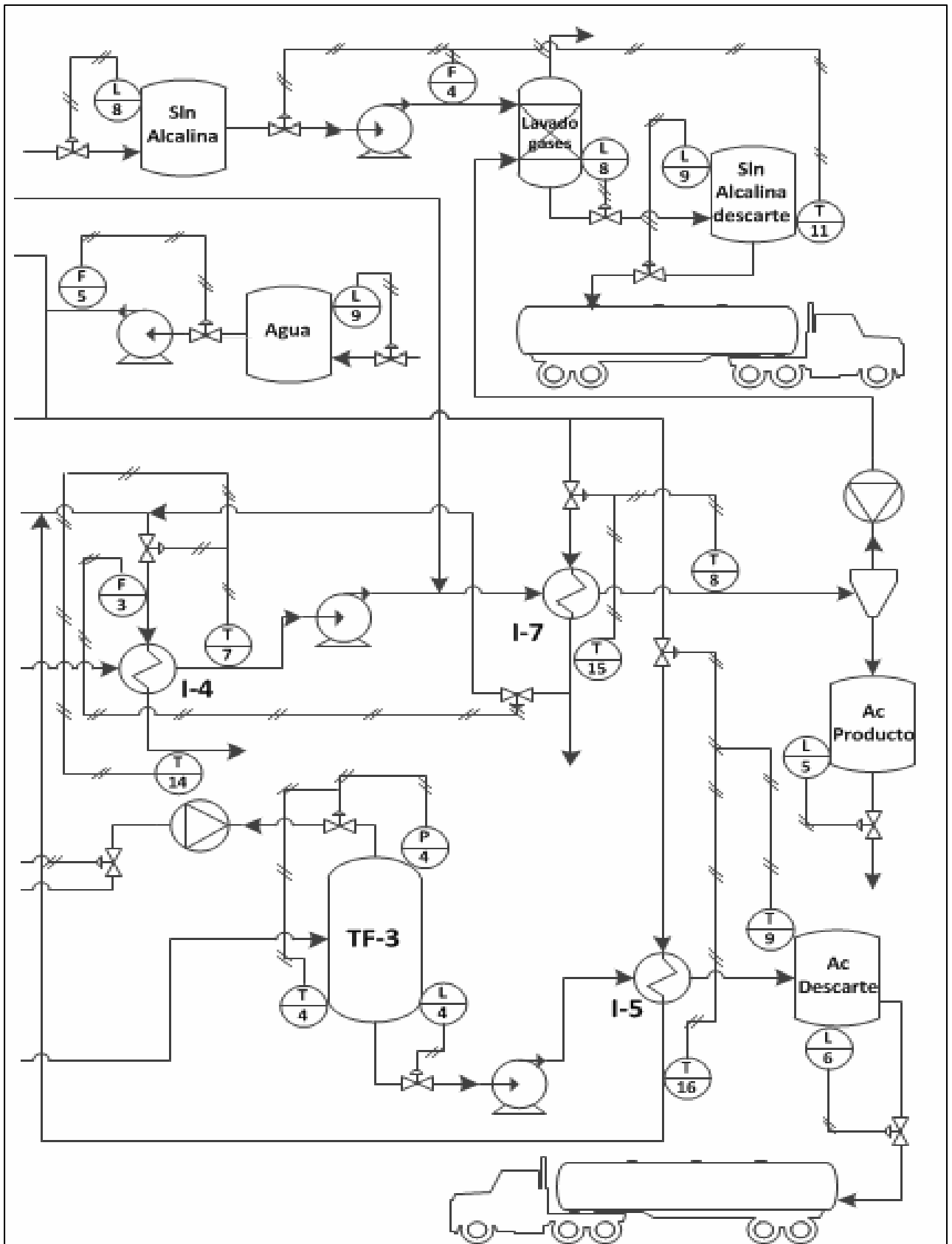


Figura 16: Control planta.

5.4.- LAYOUT PLANTA.

Este corresponde a la vista superior de la planta, en donde se aprecia la distribución de los equipos dentro del terreno y la superficie total de este. Considerando una distancia adecuada entre equipos para facilitar el desplazamiento dentro de la planta y una zona de carga/descarga de desechos, se requiere una superficie total aproximada de 320 (mt²).

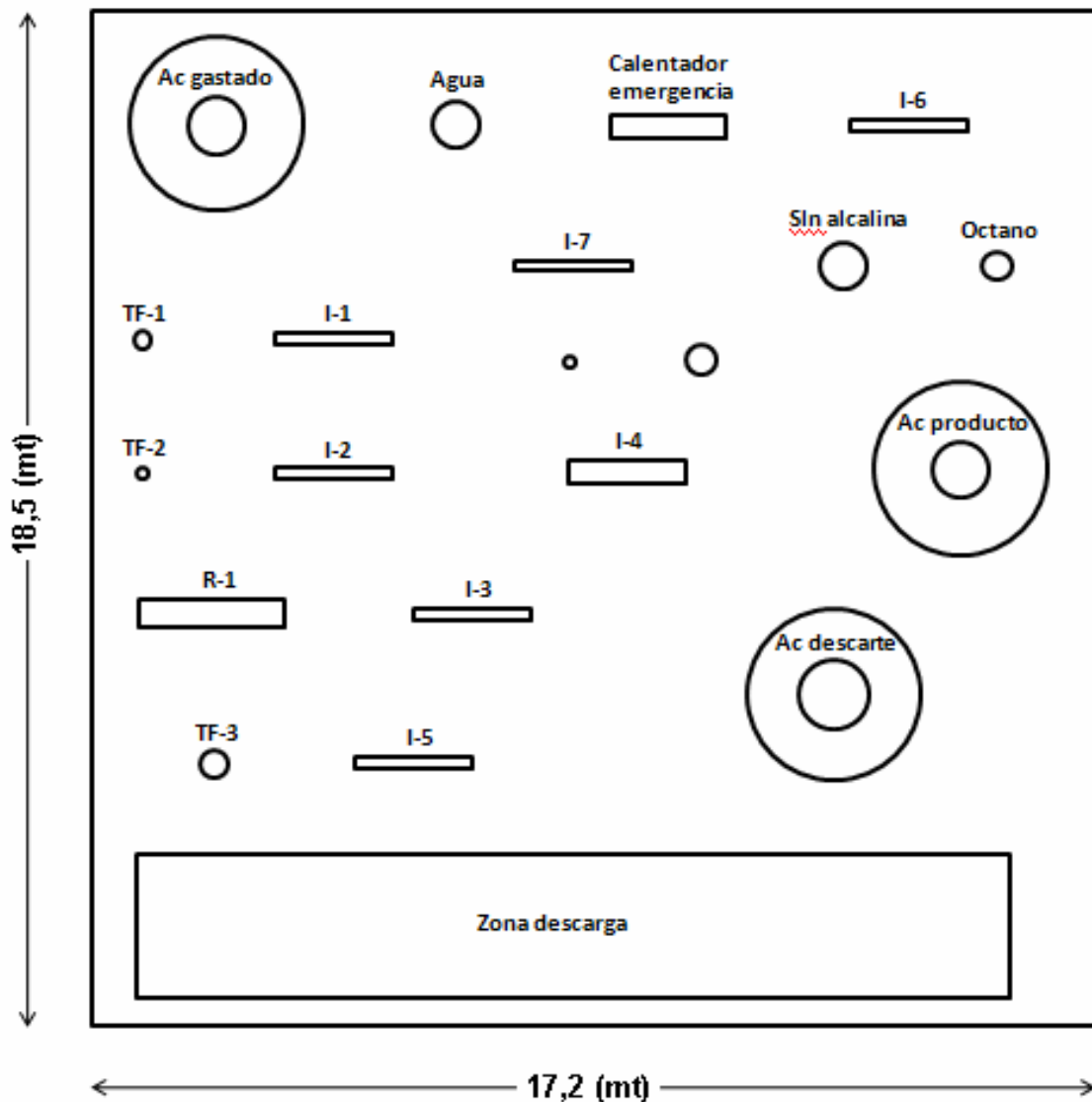


Figura 17: Layout planta.

CAPITULO VI: EVALUACION ECONOMICA.

En este capítulo se realizará un análisis económico al proyecto para determinar si es atractivo desde el punto de vista comercial y así poder comparar el valor económico entre lo producido y consumido por este, de manera tal de tomar la mejor decisión al momento de invertir.

Existen variados métodos para determinar la inversión inicial que se debe efectuar para iniciar un negocio, en este estudio la inversión se determinará a partir del costo de los equipos, lo cual se muestra a continuación.

6.1.- COSTO DE EQUIPOS.

De acuerdo a lo calculado en el anexo F-1, el costo actual de los equipos en el puerto de embarque (precio FOB) es:

Equipo	FOB (USD)
Reactor	27.056
Intercambiadores de calor	54.601
Separadores flash	61.532
Estanques	83.215
Bombas de vacio	41.700
Pre calentador	12.439

Tabla 26: Precio FOB equipos.

Por lo que el precio FOB por concepto de equipos es:

Precio FOB = 280.543 USD

6.2.- CAPITAL TOTAL DE INVERSION.

Este corresponde a la inversión que se debe realizar para dejar la planta en total funcionamiento, está compuesto por:

$$\text{Capital Total Inversion} = \text{Capital Fijo} + \text{Capital de Trabajo} + \text{Terreno}$$

A continuación se determinarán estos términos.

6.2.1.- CAPITAL FIJO.

Como se mencionó, el capital fijo será estimado en función al costo de los equipos, para ello se debe determinar el precio CIF (precio en puerto de destino). Si se supone que el cargo por concepto de transporte es un 5% del costo de los equipos, el precio CIF de los equipos es:

Equipo	FOB (USD)	CIF (USD)
Reactor	27.056	28.409
Intercambiadores de calor	54.601	57.331
Separadores flash	61.532	64.609
Estanques	83.215	87.376
Bombas de vacio	41.700	43.785
Pre calentador	12.439	13.061

Tabla 27: Precio CIF equipos.

Por lo que el precio CIF total corresponde a:

$$\text{Precio CIF} = 294.570 \text{ USD}$$

Ahora que se tiene el costo total de los equipos, se determinara el capital fijo de inversión, mediante tres métodos; Lang¹⁴, Hand¹⁵ y Whorth¹⁶.

Método	(USD)
Lang	1.585.378
Hand	951.688
Whorth	1.132.918

Tabla 28: Capital fijo de inversión.

Se selecciona el método con el cual se obtiene el mayor capital fijo de inversión (Lang) y así realizar el análisis económico con el escenario más desfavorable.

Capital Fijo de Inversión = 1.585.378 USD

Para ver el procedimiento y cálculos realizados para estimar el capital fijo de inversión, dirigirse al anexo F-2.1.

6.2.2.- CAPITAL DE TRABAJO.

Este ítem corresponde a los gastos necesarios para que la planta quede en total funcionamiento, de acuerdo al anexo F-2.2, los costos son:

Ítem	(USD)
Materias primas	16.331
Utilities	80.608
Remuneraciones	27.600
Otros gastos	79.744
TOTAL	204.283

Tabla 29: Capital de trabajo.

6.2.3.- TERRENO.

Como se vio en el capítulo 5, sección 5.4 la superficie aproximada del terreno es 320 (mt²), cotizando valores de terrenos industriales con similar ubicación que ERA el valor aproximado es:

Costo terreno = 50.000 USD

Finalmente el capital total de inversión es:

Capital Total Inversion = 1.839.661 USD

6.3.- COSTO TOTAL DEL PRODUCTO.

Este se divide en costos directos e indirectos, que se determinan a continuación.

6.3.1.- COSTOS DIRECTOS.

Según los cálculos desarrollados en el anexo F-3.1, el valor asociado para cada ítem es.

Costos Directos	(USD)
Materias primas	65.326
Utilities	322.431
Remuneraciones	110.400
Supervisión	16.560
Mantenimiento y reparación	15.854
Suministros	2.378
Laboratorio	11.040
TOTAL	543.989

Tabla 30: Costos directos.

6.3.2.- COSTOS INDIRECTOS.

Según lo desarrollados en el anexo F-3.2, el valor para cada ítem es:

Costos Indirectos	(USD)
Contribución e impuestos	15.854
Seguros	2.805
TOTAL	18.659

Tabla 31: Costos indirectos.

6.3.2.- COSTO GENERAL DE PLANTA.

De acuerdo a los cálculos realizados en el anexo F-3.3, el costo general de planta es:

$$\text{Costo General de planta} = 55.200 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Si el costo total del producto está determinado por:

$$\text{Costo Total del producto} = \text{Costo Directo} + \text{Costo Indirecto} + \text{Costo General planta}$$

Este corresponde a:

$$\text{Costo Total del producto} = 617.848 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

6.4.- FLUJO DE CAJA.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
INGRESOS											
Ventas Acido		707.921	707.921	707.921	707.921	707.921	707.921	707.921	707.921	707.921	707.921
Credito Alquilato		442.712	442.712	442.712	442.712	442.712	442.712	442.712	442.712	442.712	442.712
TOTAL INGRESOS		1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633	1.150.633
EGRESOS											
Costo del producto		617.848	617.848	617.848	617.848	617.848	617.848	617.848	617.848	617.848	617.848
Interes		137.975	96.290	50.438							
Margen bruto		394.811	436.495	482.347	532.785	532.785	532.785	532.785	532.785	532.785	532.785
Depreciacion		158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538
Ingresos gravables		236.273	277.957	323.809	374.247	374.247	374.247	374.247	374.247	374.247	374.247
Impuesto		40.166	47.253	55.048	63.622	63.622	63.622	63.622	63.622	63.622	63.622
Utilidad neta		196.106	230.704	268.762	310.625	310.625	310.625	310.625	310.625	310.625	310.625
Depreciacion		158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538	158.538
Amortizacion		554.816	554.816	554.816	0	0	0	0	0	0	0
Inversion		459.915	0	0	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA		-200.172	-165.574	-127.517	469.163	469.163	469.163	469.163	469.163	469.163	723.446
Vida util proyecto											10
ESTRUCURA INVERSION											
CAPITAL FIJO	1.585.378			459.915							
CAPITAL DE TRABAJO	204.283			1.379.746							
TERRENO	50000										
TOTAL CAPITAL	1.839.661										
					TIR	25%					
					VAN	854.154					
					IVAN	1,857198					
					Capital Propio	25%	459.915				
					Capital externo	75%	1.379.746				
					Periodo	Deuda	Amortizaci	Interes	Cuota		
					0	1.379.746	-	-	-		
					1	962.904	416.842	137.975	554.816		
					2	504.378	458.526	96.290	554.816		
					3	0	504.378	50.438	554.816		

Figura 18: Flujo de caja.

Suponiendo una tasa mínima atractiva de retorno (TMAR) de 22% y analizando los indicadores económicos calculados, (TIR) y (VAN), se observa que el proyecto es rentable bajo el escenario propuesto, ya que $TIR > TMAR$ y el $VAN > 0$.

6.5.- ANALISIS DE SENSIBILIDAD.

Es de suma importancia reconocer cuales son los factores que provocan un mayor efecto en el análisis económico ya que se ha trabajado en base a estimaciones, lo cual puede provocar una desviación importante en relación a los valores reales y llevar el proyecto al fracaso.

Por esta razón se realiza el análisis de sensibilidad variando los siguientes parámetros (manteniendo el resto constante); costo del producto, precio de tonelada del producto, costo equipos principales y recuperación de octano.

Este análisis se basa en realizar cambios porcentuales a los parámetros mencionados anteriormente que van desde -50% hasta un +100% con un paso de 25% para cada parámetro, así se construirán graficas de % variación del parámetro v/s TIR y VAN, esto permitirá visualizar que sensibilidad presentan las variaciones porcentuales de los parámetros frente a los indicadores económicos, los cuales deben cumplir lo siguiente; $TIR > TMAR$ (22%) y $VAN > 0$.

6.5.1.- COSTO DEL PRODUCTO.

Utilizando variaciones porcentuales de -50% a +100% con respecto al valor base calculado de 618.160 USD/año, se construye la siguiente tabla:

% Variación	Costo total Producto (USD/año)
-50%	\$ 308.924
-25%	\$ 463.386
0%	\$ 617.848
25%	\$ 772.310
50%	\$ 926.772
75%	\$ 1.081.234
100%	\$ 1.235.696

Tabla 32: Variación porcentual del costo total del producto.

Con estos valores se calcula el TIR y VAN para luego construir el siguiente grafico.

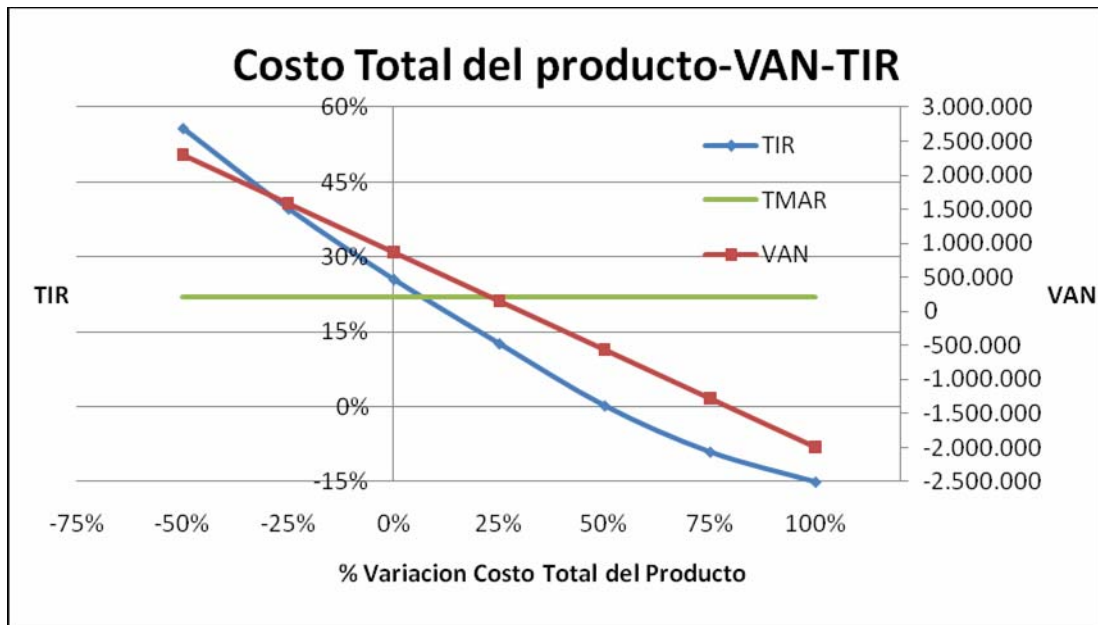


Gráfico (7.1): Costo total del producto-VAN-TIR.

En este se muestra el cambio del TIR y VAN en función de la variación del costo total del producto. Como es de esperarse al incrementar los valores de la variable analizada, disminuye el TIR y VAN, observando que el TIR es muy sensible a estas variaciones ya que aproximadamente con un incremento del 10% en el costo total del producto el TIR se iguala a la Tasa mínima de retorno, por lo cual para incrementos superiores a este valor el proyecto ve afectada su rentabilidad. Por otro lado el Valor Actual neto se hace igual a cero con un incremento porcentual del 25%. Analizando esta información y considerando que en la etapa de prefactibilidad el margen de error estimado es del $\pm 30\%$ con respecto al valor base calculado (costo de la tonelada de producto), se concluye que el costo total del producto es un factor sensible que afecta directamente la factibilidad económica del proyecto, por lo cual es necesario que los costos sean disminuidos para minimizar el riesgo y aumentar las posibilidades de éxito.

6.5.2.-PRECIO TONELADA PRODUCTO.

Utilizando variaciones porcentuales de -50% a +100% con respecto al valor base estimado de 75 USD/Ton, se construye la siguiente tabla:

% Variación	Precio Tonelada Ácido (USD/Ton)
-50%	\$ 37,5
-25%	\$ 56,25
0%	\$ 75
25%	\$ 93,75
50%	\$ 112,5
75%	\$ 131,25
100%	\$ 150

Tabla 33: Variación porcentual del precio tonelada ácido.

Con estos valores se calcula el TIR y VAN mediante MS Excel, para luego construir la siguiente grafica.

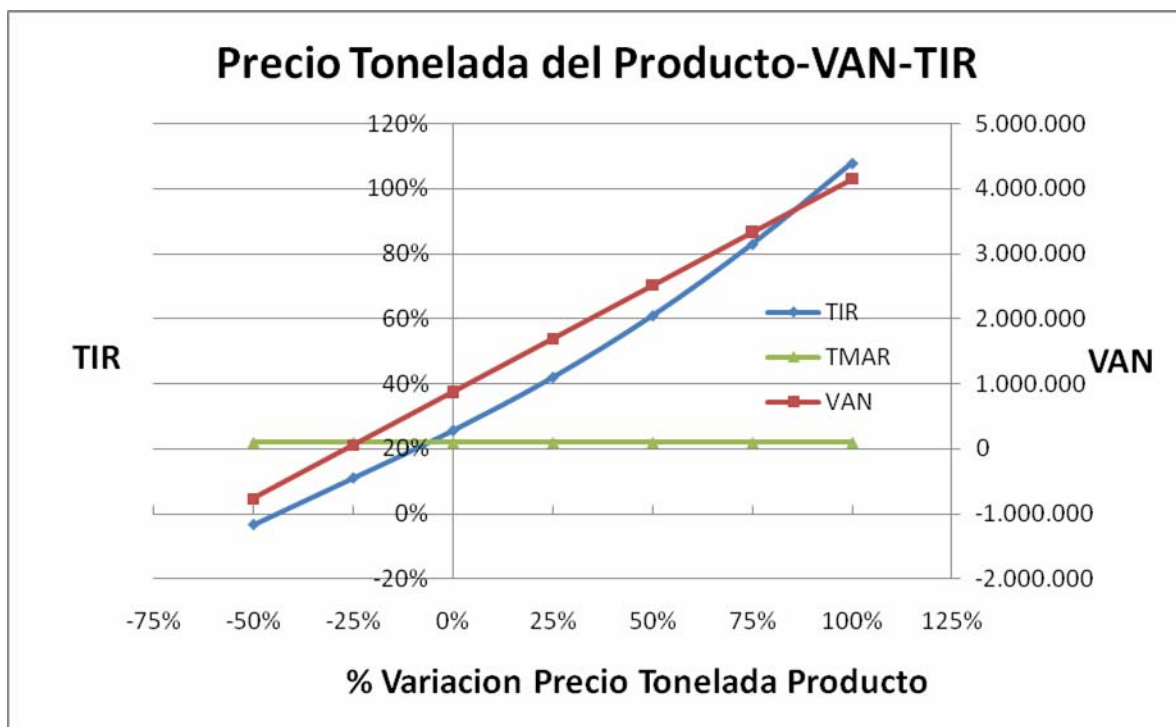


Gráfico (7.2): Precio tonelada ácido-VAN-TIR.

Como es de esperarse al aumentar el precio de la tonelada de ácido se perciben mayores ingresos lo cual se refleja en que el TIR y el VAN aumenten. En cambio si se percibe un descenso en el precio de la tonelada de producto el escenario cambia radicalmente. En la gráfica se observa que el VAN presenta valores conflictivos a partir de una disminución del 25% en el precio de la tonelada de ácido (56 USD/Ton), mientras que la tasa interna de retorno se iguala a la TMAR con una disminución porcentual del 8% aproximadamente, lo que representa un valor de 69 (USD/Ton). Como es posible apreciar, la diferencia entre el valor esperado y el valor mínimo es de tan solo de 6 USD/Ton, lo cual demuestra que este factor es altamente sensible considerando que el mercado del ácido sulfúrico es muy volátil y que el ácido producido no está totalmente puro, sino que presenta un grado de impurezas del 3% aproximadamente.

6.5.3.- COSTO EQUIPOS PRINCIPALES.

Utilizando variaciones porcentuales de -50% a +100% con respecto al valor base calculado de 238.843 USD, se construye la siguiente tabla:

% Variación	Costo equipos (USD)
-50%	\$ 462.239
-25%	\$ 693.358
0%	\$ 280.543
25%	\$ 1.155.597
50%	\$ 1.386.716
75%	\$ 1.617.836
100%	\$ 1.848.955

Tabla 34: Variación porcentual costo equipos.

Con estos valores se calcula el TIR y VAN, para construir la siguiente grafica.

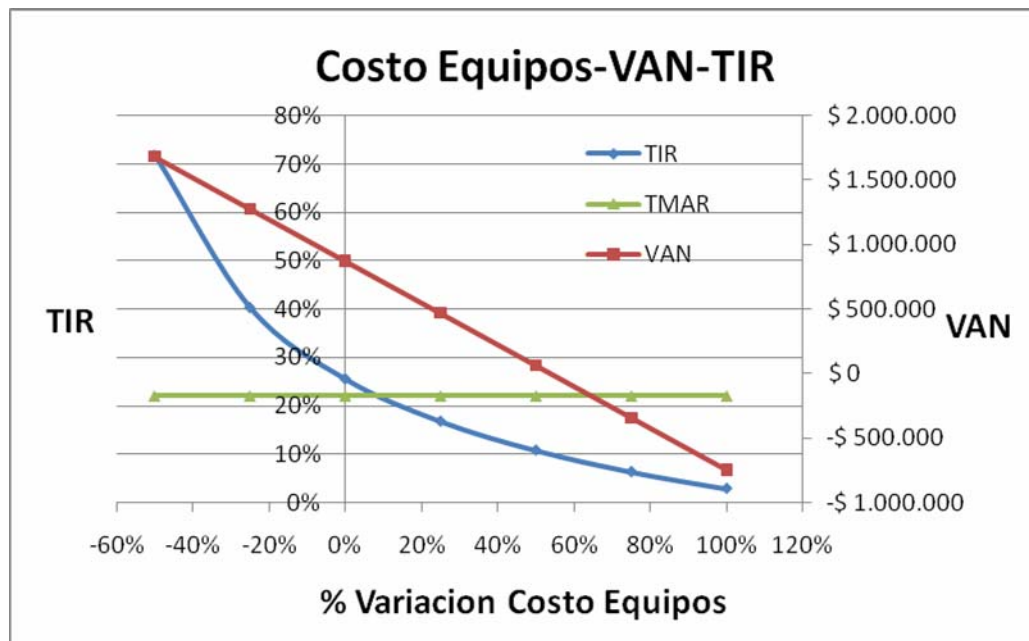


Gráfico (7.3): Costo equipos-VAN-TIR.

Como es de esperarse al aumentar el costo de los equipos principales disminuye el TIR y el VAN, analizando el comportamiento del VAN se observa que este se hace igual a cero con un incremento del 50% en el costo del precio de los equipos. En relación al TIR este se hace igual a la TMAR con un incremento en el 10% de costo de los equipos. En vista de estos antecedentes se concluye que esta variable es sensible en relación a la factibilidad económica. Si se considera que en la etapa de prefactibilidad el margen de error estimado es del 30% con respecto al valor base calculado (costo de los equipos), se estaría dentro del rango en que el proyecto ve afectada su rentabilidad.

6.5.4.- PRECIO OCTANO RECUPERADO.

Utilizando variaciones porcentuales de -100% a +100% con respecto al valor base supuesto de 1 USD/lt, se construye la siguiente tabla:

% Variación	Precio octano (USD/lt)
-100%	\$ 0
-75%	\$ 0,25
-50%	\$ 0,2
-25%	\$ 0,3
0%	\$ 0,4
25%	\$ 0,5
50%	\$ 0,6
75%	\$ 0,7
100%	\$ 0,8

Tabla 35: Variación porcentual precio octano recuperado.

Con estos valores se calcula el TIR y VAN mediante MS Excel, para luego construir la siguiente grafica.

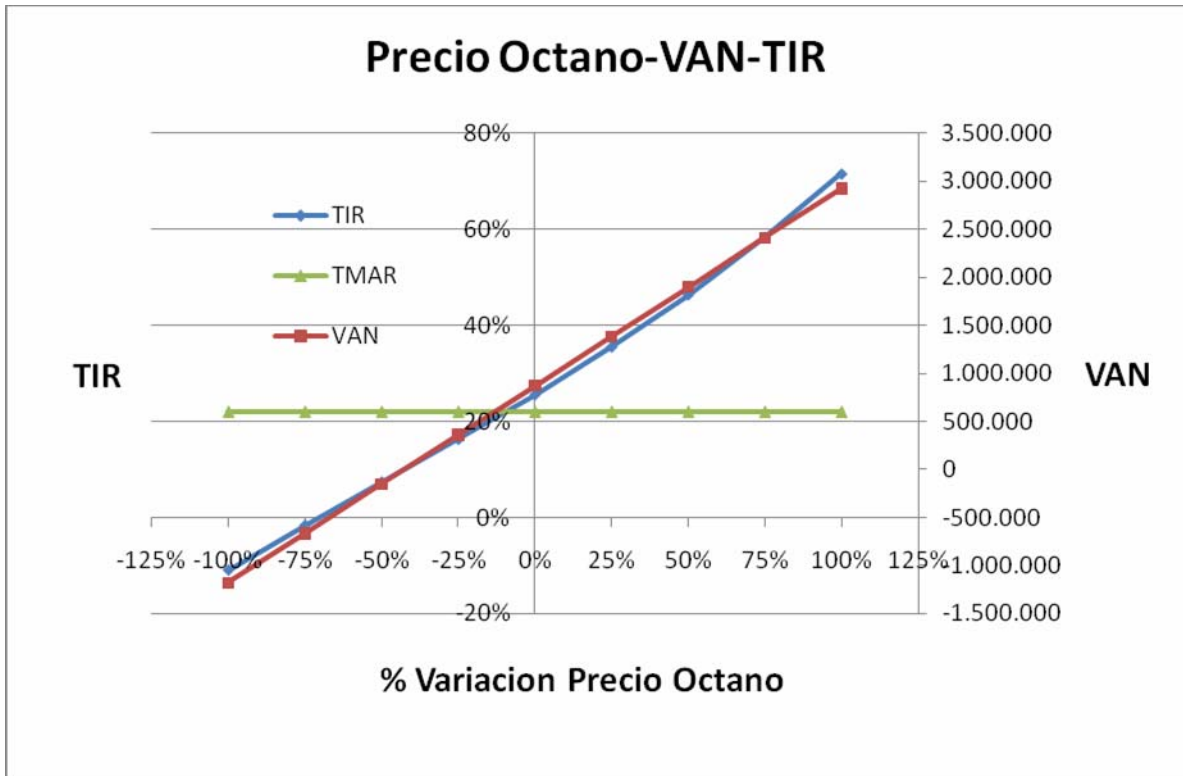


Grafico (7.4): Precio octano-VAN-TIR.

En esta grafica el rango de variación del precio del octano recuperado va desde un -100% a +100%, ya que así se pueden visualizar los indicadores económicos sin recuperación de octano y ver la viabilidad del proyecto recuperando solo ácido sulfúrico.

Analizando la gráfica se observa que sin recuperación de octano la $TIR < TMAR$ y esta tiene un valor negativo de -11%, a su vez el VAN es negativo, con un valor igual a -1.179.802 USD, lo que demuestra que el proyecto no es viable si se considera solamente la recuperación de ácido sulfúrico.

Poniéndose en el escenario que se recupera octano, se observa que si el precio de este disminuye como máximo alrededor de un 12% con respecto al valor base (0,4 USD/lt) el VAN muestra un valor positivo y la TIR se hace igual a la TMAR. Por lo tanto se concluye que el precio mínimo del octano recuperado para que el proyecto tenga atractivo comercial es de 0.35 USD/lt.

A modo de conclusión se observa que hay parámetros que muestran mayor sensibilidad que otros, por ejemplo la recuperación de octano, ya que si se considera el proyecto sin este ingreso como subproducto, se obtiene como resultado que el estudio no es viable, sin embargo al ser considerado, el proyecto presenta atractivo económico.

Suponiendo que si se recupera el octano y se obtiene ingresos por este concepto, se observa que las variables restantes son sensibles a cambios en relación a la estimación base inicial, su sensibilidad en orden decreciente es; Precio de la tonelada de ácido sulfúrico, costo total del producto y costo de equipos. De acuerdo al análisis realizado, si tanto el costo total de producto como el costo de los equipos aumentan en un 10% en relación al valor base calculado en este estudio, la TIR iguala a la TMAR, afectando la rentabilidad del proyecto, aumentando el riesgo y por ende la posibilidad de fracaso, con respecto al valor actual neto se observa que para un incremento del 30% en el costo total del producto el VAN se hace cero, mientras que toma este valor con un incremento porcentual del 50% en el costo de los equipos, lo cual ratifica que el costo del producto es más sensible que el costo de los equipos principales.

Si bien el rango de exactitud en la etapa de prefactibilidad tanto para el costo total de producto como para el costo de los equipos corresponde al $\pm 30\%$, es más probable que este rango tienda a disminuir, optimizando el proceso y realizando cambios en ingeniería a modo de disminuir los costos operacionales e inversión inicial.

En relación al precio del ácido sulfúrico, este presenta el menor rango de permisibilidad en relación al valor base estimado, es importante considerar que el precio del ácido sulfúrico se determina principalmente en función del mercado del azufre, el cual es altamente volátil e impredecible, por lo cual hace que el precio de la tonelada ácido sea la variable más sensible.

CONCLUSION.

De acuerdo al estudio técnico-económico se concluye que el proyecto es rentable bajo el escenario propuesto, logrando un TIR de 25% y un VAN de 855.000 USD, el cual incluso es mayor a la inversión inicial obteniendo un IVAN de 1.86. Si bien los indicadores económicos calculados muestran que el proyecto es rentable, se deben hacer algunas consideraciones para así disminuir el riesgo y minimizar las posibilidades que el proyecto no sea rentable al momento de tomar la decisión de invertir.

Con respecto al estudio técnico es necesario contar con información de primera fuente, es decir, es fundamental realizar un análisis químico detallado del ácido sulfúrico gastado y así tener pleno conocimiento de la matriz a tratar, lo cual puede cambiar en gran medida el trabajo realizado.

En relación al estudio económico el análisis de sensibilidad muestra que un factor crítico es la recuperación de octano, mostrando que el proyecto no es sostenible solo considerando la regeneración de ácido sulfúrico, de lo que se concluye que los costos de producción son elevados en relación a los ingresos recibidos.

Este punto es clave, ya que si bien el estudio de prefactibilidad muestra que el proyecto es viable, no se logró diseñar un proceso que requiera un consumo energético menor en relación a la tecnología convencional de regeneración de ácido sulfúrico¹⁷, por la cual se debe poner especial atención en el costo energético, evaluando otras alternativas para lograr minimizarlo.

Analizando el costo del producto se observa que el 53% de este ítem corresponde a consumo energético en el reactor, lo cual es tema de mayor investigación si se decide en el futuro llevar a cabo el proyecto, haciéndolo económicamente más atractivo y con reales oportunidades de emprendimiento.

ANEXO A: Alquilación.

En esta sección se entrega mayor información acerca de las variables de proceso que tienen mayor relevancia en los procesos de alquilación. También se propone un mecanismo de reacción en donde se explica detalladamente los sucesivos pasos que se llevan a cabo en la alquilación catalizada con ácido sulfúrico ó fluorhídrico.

A-1.- Variables de proceso en Alquilación.

Dentro de los procesos de alquilación los factores que afectan las características del alquilato producido, dependen de las variables de proceso y del tipo de olefina involucrada. Las variables de proceso que influyen en la calidad del alquilato producto y tasa de consumo de ácido son; temperatura, mezclamiento, velocidad espacial, fuerza ácida y composición¹⁸.

La temperatura óptima de operación en el proceso se encuentra entre 45-50°F, temperaturas bajo 40°F son evitadas para prevenir el enfriamiento del ácido sulfúrico. Una vigorosa mezcla de hidrocarburos y el ácido es muy beneficiosa para la reacción, ésta produce una dispersión fina de HC en el ácido, aumentando el área de transferencia de masa entre el isobutano y el catalizador ácido.

Debido a que las reacciones de alquilación se producen casi instantáneamente, el tiempo de residencia de los reactivos no es un parámetro limitante. La velocidad espacial (SV) puede ser definida como: $SV = \text{olefinas (bbl/hr)} / \text{ácido (bbl)}$, en el reactor que promueve el contacto, según datos extraídos de operaciones estos valores fluctúan entre 0.1-0.6.

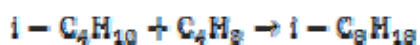
En relación a la fuerza ácida, el mínimo para operar el sistema está entre 85-87 % peso, bajo estos valores, la polimerización se vuelve predominante, haciendo difícil mantener la fuerza ácida, para proporcionar un margen de seguridad suficiente se debe operar entre 89-90% peso.

También es importante la composición de diluyentes en el ácido ya que el agua disminuye la actividad catalítica entre tres a cinco veces más rápido que diluyentes

de hidrocarburos, así un poco de agua es necesaria para ionizar el ácido. El contenido de agua óptima es de aproximadamente 0,5-1% en peso. Por otra parte las impurezas presentes en la corriente de alimentación de olefinas pueden reaccionar o ser absorbidas por el ácido, disminuyendo su acidez y por lo tanto provocando que éste deba ser repuesto al proceso¹⁹.

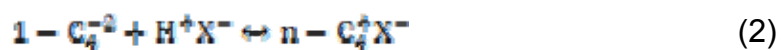
A-2.- Mecanismo de reacción del ácido sulfúrico.

Para comprender de mejor manera la real función del ácido sulfúrico, se han realizado muchos estudios acerca de cual es la interacción del catalizador en el proceso de alquilación, siendo el siguiente mecanismo el mayormente aceptado²⁰. Suponiendo que la olefina utilizada es 1-buteno, la reacción general es la siguiente:

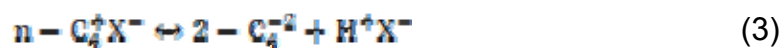


El proceso completo, en el cual la olefina reacciona con el isobutano es extremadamente complejo, el mecanismo de reacción es del tipo cationica, donde los intermediarios son carbocationes, tal como se muestra a continuación:

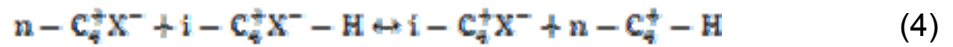
La olefina (1-buteno ó 2-buteno) es protonada por un ácido para formar un carbocatión secundario.



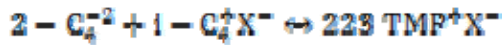
Las especies n-C4+X- se encuentran en equilibrio con la mezcla de 1-buteno y 2-buteno, siendo el 2-buteno el que prevalece mayormente.



Por medio de una reacción de transferencia de hidruro (R-H), se da lugar a butano normal y terciobutil catión.

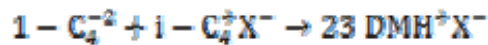


Esta reacción generalmente es llamada el paso de iniciación, cuando se alcanza una alta concentración de $i-C_4^+X^-$, el 2-buteno en equilibrio con $n-C_4^+X^-$, reacciona con el carbocatión $i-C_4^+X^-$ para producir 223 TMP^+X^- .



Donde 223 TMP es 2,2,3 trimetilpentano.

Desplazando el equilibrio de la reacción (3) a la derecha, si la velocidad de reacción de (5) es mucho mayor que las velocidades de (1 y 2), la olefina reacciona inmediatamente con $i-C_4^+X^-$ sin el intermediario $n-C_4^+X^-$. En este caso la naturaleza del isómero producido, depende de la naturaleza del butano (223 TMP ó 22 DMH2).



22 DMH; 2,2 dimetilhexano.

Cuando el ácido sulfúrico es el catalizador, la mayor parte del 1-buteno es isomerizado a $2-C_4^+$ (3), antes que $i-C_4^+X^-$, cuando el catalizador es HF, esta isomerización es incompleta. La desorción del 223 TMP^+X^- y 23 DMH^+X^- se produce por una reacción de isomerización por un reordenamiento de los grupos $-H$ y $-CH_3$, resultando un corte de C8 que contiene los isómeros; 224, 234, 233 y 223 TMP y 23, 24, 25 y 34 DMH.



De esta manera el carbocatión $i-C_4^+X^-$ es regenerado. El mecanismo descrito anteriormente, es ampliamente aceptado para la alquilación de isobutano mediante n-butanos. La alquilación mediante, propileno, isobuteno y amilenos, es más

compleja debido a que los sitios de reacción son a lo menos en un 30% provistos por productos de la alquilación.

ANEXO B: Tecnologías de regeneración y producción de ácido sulfúrico.

En esta sección se realizará un estudio a las tecnologías disponibles y aplicadas industrialmente para producir y regenerar ácido sulfúrico, con el objetivo de poder realizar la mejor elección en cuanto al proceso que se desea diseñar.

B-1.- Producción de ácido sulfúrico mediante absorción de trióxido de azufre²¹.

Este estudio se refiere a la producción de ácido sulfúrico y en especial a la absorción de Trióxido de azufre (SO_3) desde gases en contacto con ácido sulfúrico. En la manufactura del ácido sulfúrico, una mezcla de dióxido de azufre (SO_2) y oxígeno son pasados sobre un catalizador (preferentemente pentóxido de vanadio), a temperaturas entre 400-500°C, con el objetivo de oxidar el SO_2 a SO_3 . En la mayoría de las plantas los gases son enfriados luego de la conversión, en una primera etapa por el SO_2 alimentado al sistema y en una segunda etapa por un enfriador de aire, llegando a temperaturas de entre 50-200°C.

El SO_3 es absorbido desde gases fríos mediante el contacto con H_2SO_4 de una fuerza ácida entre 97-99% P/P. El ácido es empleado para impedir la formación de niebla o pequeñas gotas de ácido, que pasan a través del absorbedor sin ser absorbido. Una cantidad de agua equivalente a la cantidad de SO_3 absorbido desde los gases es agregada para producir ácido monohidratado. Cantidades mayores o menores de agua pueden agregarse cuando el producto deseado es óleum ó ácido diluido. Gran cantidad de energía es liberada por la absorción del SO_3 en el ácido, más específicamente por la reacción entre el SO_3 y el agua contenida en el ácido, formando ácido sulfúrico concentrado.

El objetivo principal es proveer un sistema de absorción que sea capaz de remover el calor generado rápidamente, debido a que los sistemas de intercambio de calor en los procesos de manufactura de ácido sulfúrico convencionales representan una porción sustancial del costo total de planta.

El proceso se describe en la figura 19, los gases que contienen trióxido de azufre son introducidos a través del ducto de alimentación a la primera etapa de absorción (a), en esta etapa la mayoría del SO_3 es absorbido y convertido en ácido sulfúrico, aumentando la concentración del 70 al 98%. El vapor y el ácido sulfúrico resultante de la ebullición en la absorción, junto con la neblina ácida y los gases inertes son

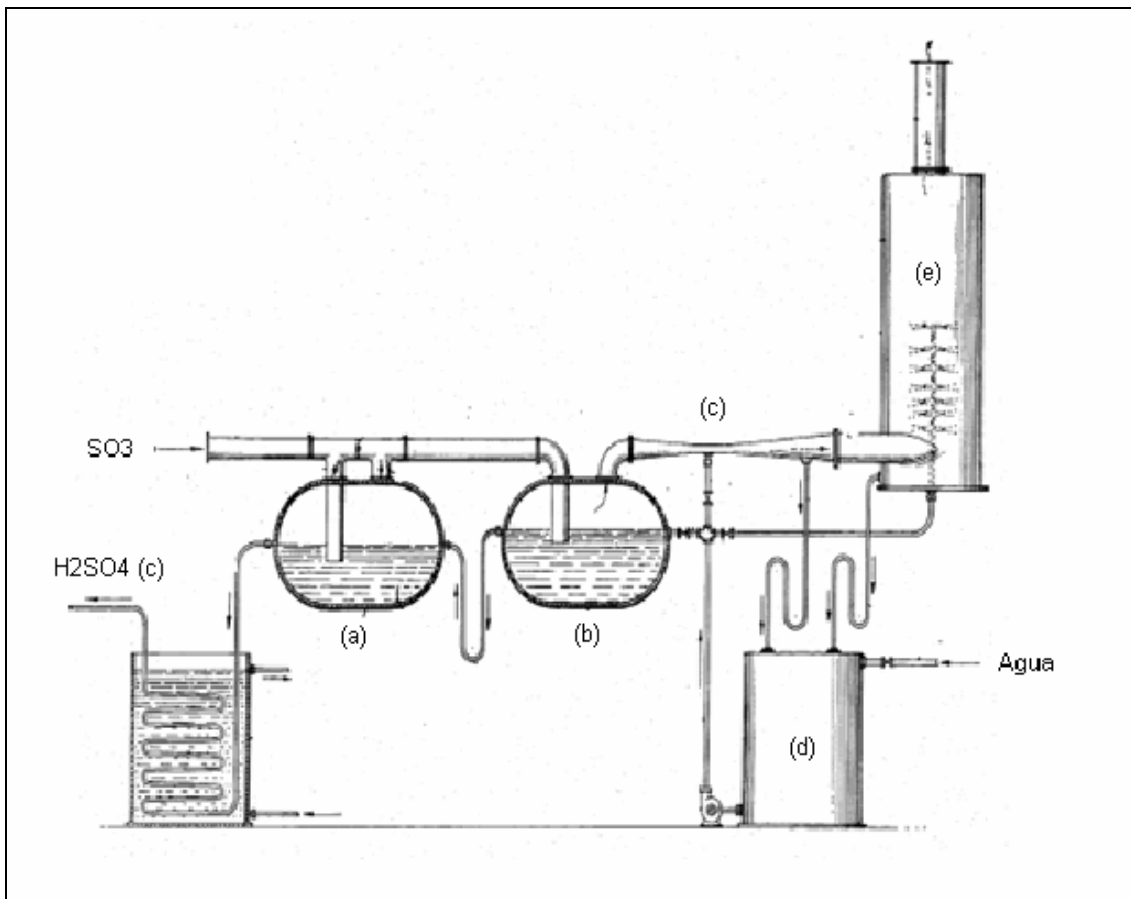


Figura 19: Diagrama del proceso.

ingresados en la segunda etapa de absorción (b), que tiene como función condensar el ácido evaporado en la primera etapa.

El ácido en el absorbedor (b), es mantenido a condiciones de ebullición, pero su concentración es inferior al 70%, la mezcla de gases deja el absorbedor (vapor, neblina ácida e inertes), los que son pasados a través de un venturi (c), disminuyendo el área de flujo, lo que provoca un alto grado de turbulencia. Antes de ingresar los gases al venturi son mezclados con ácido diluido ó agua, obteniendo como resultado que gran parte de la neblina acida condense y sea drenada y almacenada en el estanque (d). La mezcla gaseosa es pasada a una torre de lavado (e), donde esta es lavada con agua, removiendo el ácido sulfúrico remanente. Los gases y el vapor salen por el tope de la torre de lavado, mientras que por el fondo sale el ácido sulfúrico disuelto, el cual es almacenado en el estanque (d), el cual es reutilizado en el proceso.

B-2.- Regeneración de ácido sulfúrico gastado²².

La presente invención se refiere a un proceso de regeneración de ácido sulfúrico contaminado con hidrocarburos y agua (ácido gastado), obteniendo como producto ácido sulfúrico concentrado, la calidad comercial del producto final depende principalmente de la cantidad de azufre agregado al reactor, junto con la velocidad de flujo y composición del ácido sulfúrico gastado.

El proceso consiste en proporcionar el contacto suficiente entre el ácido sulfúrico contaminado, hidrocarburos y agua, con oxígeno y azufre elemental en presencia de vanadio, el cual actúa como catalizador, procurando mantener una mínima porción del ácido en fase líquida, convirtiendo los hidrocarburos en óxidos de carbono y agua, y convirtiendo el azufre en dióxido de azufre, que a continuación se convierte en trióxido de azufre.

El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la figura 20, aquí se puede apreciar que el ácido gastado, oxígeno y azufre elemental son alimentados al reactor catalítico (a) junto con un reciclo líquido proveniente de del separador líquido-vapor (b), aquí es donde se llevan a cabo las reacciones anteriormente mencionadas:

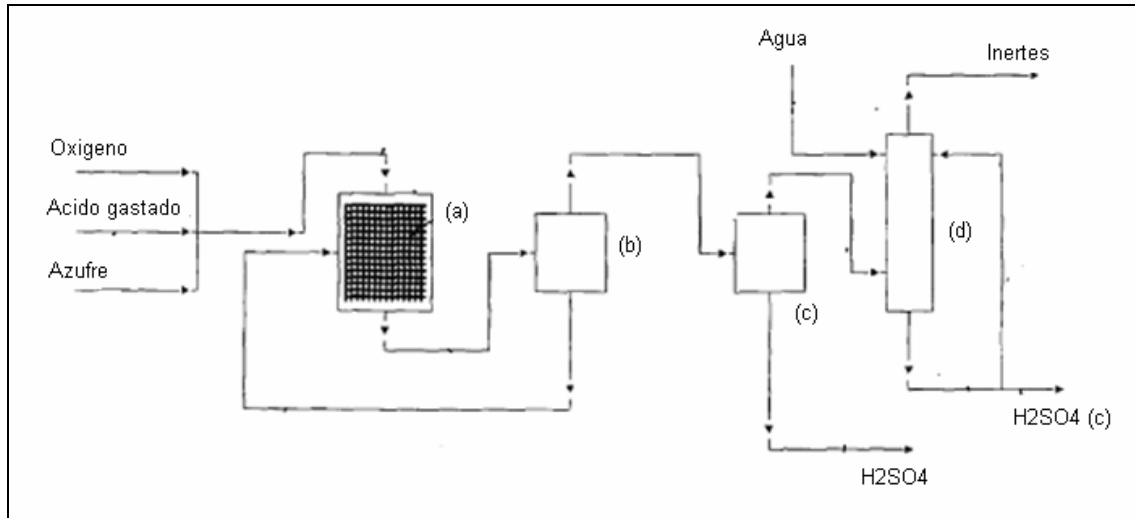


Figura 20: Diagrama del proceso.

Esta última en presencia de un lecho fijo de $\text{V}_2\text{O}_5/\text{K}_2\text{SO}_4$, con un soporte de sílice. En relación al reactor es recomendable que este opere adiabáticamente, ya que la temperatura de salida es controlada con la velocidad de flujo y reciclo ácido.

El efluente del reactor es una corriente líquido-vapor, que ingresa al separador (b), el líquido se retorna al reactor, mientras que la corriente gaseosa es enfriada y condensada parcialmente e ingresada al separador (c), en el proceso de enfriamiento y condensación parcial el trióxido de azufre se combina con el agua condensada, formando ácido sulfúrico limpio. La corriente gaseosa es enviada al absorbedor (d), esta contiene óxidos de carbono, oxígeno en exceso y trazas de óxidos de azufre. El Trióxido de azufre es removido en el absorbedor a través de la adición de agua y un reciclo de ácido sulfúrico concentrado. Los gases (óxidos de carbono, oxígeno y azufre no consumido) abandonan el absorbedor mediante un venteo a la atmósfera.

B.3.- Purificación de ácido sulfúrico gastado²³.

El objetivo del siguiente estudio, consiste en la invención de un sistema para remover hidrocarburos desde ácido sulfúrico, mediante oxidación a temperaturas moderadas, de una manera económica y eficiente.

En procesos como la alquilación o manufactura de alcoholes, por adsorción de una o más olefinas en ácido sulfúrico, es deseable que la concentración o fuerza ácida sea elevada, dentro en un rango de 85-98% P/P, lo cual depende de la olefina adsorbida y de la economía del proceso con respecto a la concentración de ácido.

En la manufactura de alcoholes, la solución ácido-olefina es diluida, del orden de 35-50% P/P de ácido sulfúrico, para promover la hidrólisis. Los alcoholes hidrolizados dejan un contenido residual de ácido débil, entre 0.5-8% P/P carbono, combinados en varias formas, tales como alcoholes, cetonas, ácidos sulfónicos, orgánicos sulfonados, alquitranes y resinas.

Estas impurezas carbonosas, tienden a impedir la reconcentración de ácido diluido, y así recuperar la fuerza ácida deseada. Como la fuerza y punto de ebullición del ácido se eleva con la evaporación del agua, las impurezas orgánicas al calentarse, forman una resina viscosa, esta etapa generalmente ocurre en un rango entre 65-75% P/P de ácido sulfúrico.

Una segunda etapa se lleva a cabo en el proceso de reconcentración de ácido sulfúrico es aquella donde a mayoría del carbono se deshidrata a coke. Esta etapa ocurre generalmente a una concentración de ácido sulfúrico entre 75-80% P/P.

Uno de los factores que tiende a incrementar los costos de reconcentración de ácido sulfúrico, es que la materia orgánica presente en el ácido acelera la descomposición del ácido sulfúrico en dióxido de azufre, agua y oxígeno cuando la concentración del ácido aumenta sobre 60-65 % P/P. La materia orgánica puede ser cambiada por carbono floculante, el cual puede ser removido, ó monóxido de carbono, el cual escapa como efluente.

Como la concentración de ácido se incrementa, las pérdidas de dióxido de azufre también aumentan hasta llegar a una concentración de 85% P/P, las pérdidas de dióxido de azufre se hacen enormes y toda la masa restante puede convertirse en una masa viscosa incapaz de alcanzar una concentración mayor. Por lo tanto se debe procurar que el ácido sea calentado hasta que alcance una concentración entre el 70-80% P/P, durante este proceso de calentamiento, una gran cantidad de la materia orgánica es convertida en coke, el cual puede ser removido mediante un proceso de filtrado, mediante el cual, el ácido aun contiene un cierto porcentaje de materia orgánica, 1-1.5%, lo que causa de igual manera pérdidas considerables de dióxido de azufre.

Este paso de eliminar ese porcentaje de materia orgánica ha provocado dificultades en la industria, hasta ahora se ha utilizado un agente oxidante a temperaturas cercanas a 400°F.

El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la figura 21, el ácido a concentrar se carga en un recipiente cerrado, el cual está provisto de un quemador sumergido por el cual se inyecta aire y gas combustible, lo que entregara la energía necesaria para que el ácido eleve su temperatura.

La temperatura de flama del quemador puede ser ajustada para alcanzar temperaturas superiores a 3000°F. Al retirarse de manera continua el ácido parcialmente concentrado desde las proximidades de quemador sumergido, y sumado a esto la adición constante de ácido a concentrar en pequeñas cantidades, la temperatura total del ácido dentro del recipiente cerrado es relativamente baja. En las proximidades del quemador sumergido se llevará a cabo una excelente transferencia de calor, una parte del ácido alcanzará una alta temperatura, ya que la otra parte será enfriada por el ácido que ingresa al sistema.

Con el objetivo de oxidar eficientemente los compuestos orgánicos, se inyecta un agente oxidante, tal como trióxido de azufre, ácido nítrico, óxidos de nitrógeno, u otro que sea eficiente en un rango de temperaturas de entre 1100-3000°F.

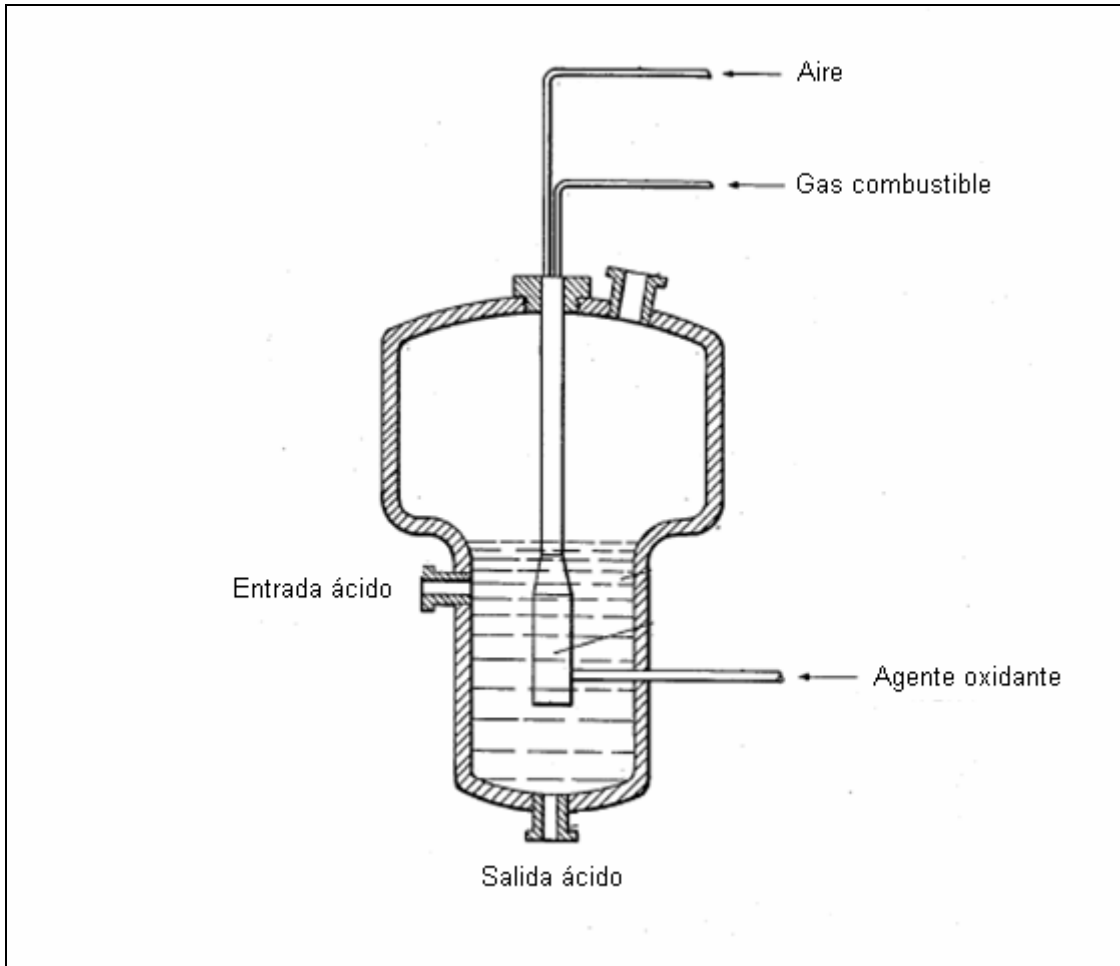


Figura 21: Diagrama del proceso.

B.4.- Recuperación electroquímica de ácido sulfúrico gastado²⁴.

Este es un proceso electroquímico de purificación y concentración de ácido sulfúrico gastado que contiene agua e hidrocarburos, generalmente proveniente de la alquilación ácida de gasolinas. Mediante un tratamiento electroquímico el ácido gastado previamente diluido es sometido a una densidad de corriente de entre 200-2500 amperes/pie² y así causa la oxidación del carbono en los hidrocarburos a dióxido de carbono en el ánodo.

La cantidad de agua agregada al ácido gastado debe ser ajustada de manera tal que sea de 3 a 6 veces la cantidad de carbono presente en el ácido ó a la cantidad de carbono que se desea remover.

Las ventajas de este método es que durante el proceso tanto el agua como los hidrocarburos son removidos y la concentración del ácido producto puede alcanzar porcentajes mayores al 100% (óleum). Otro aspecto ventajoso es que se puede usar un amplio rango de densidades de corriente, además no es imprescindible utilizar una membrana permeable entre cátodo y ánodo, ya que se provee de un sistema de mezclamiento adecuado.

El diagrama de la celda electrolítica se muestra a continuación en la figura 22. En donde se observa la sección catódica (a), la cual se comunica con la sección anódica (b) por el fondo. El cátodo (c) puede ser carbón, una barra de grafito o cualquier otro material adecuado, el cual está dispuesto en forma axial, mientras que el ánodo (d) corresponde a una lamina de platino. El ánodo y el cátodo están conectados a una fuente de poder, la cual puede ser un sistema de baterías o regulador de corriente continua. El ácido gastado es cargado dentro del compartimento catódico. La línea (e) es por donde escapa el hidrogeno formado en el cátodo y (f) es por donde escapa el dióxido de carbono formado en el ánodo. La celda está provista de un sistema de agitación (g), cierre (h) y descarga.

La celda electrolítica puede operar con suministro y descarga continua y comúnmente utilizando ácido gastado proveniente de alquilación el cual con tiene 4.3% carbono, 5,35 agua y 89,5% de ácido sulfúrico, diluyéndolo a un 11,9 % de agua (% en peso).

Una vez cargado el ácido, la corriente pasa a través de la celda mediante el ánodo y cátodo, realizando la electrolisis del ácido mediante las siguientes reacciones:

En el ánodo el ácido sulfúrico se oxida a ácido peroxidisulfúrico:



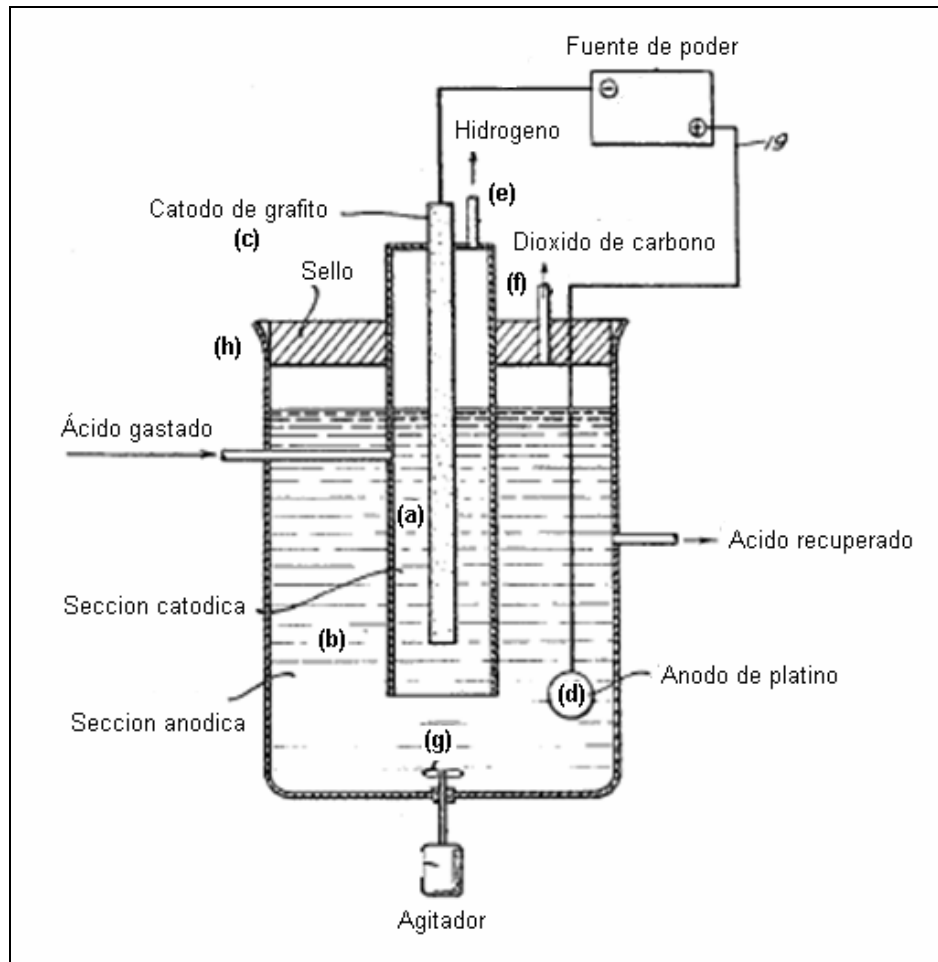
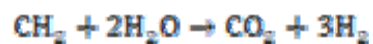


Figura 22: Diagrama del proceso.

Y en el cátodo el ácido peroxidisulfúrico oxida a los hidrocarburos, como muestra la reacción:



Finalmente la reacción global es:



Donde se obtiene hidrogeno, dióxido de carbono y ácido sulfúrico concentrado de composición deseada.

B.5.- Regeneración de ácido sulfúrico gastado²⁵ (WSA).

Diversas fuentes de azufre en la refinería del petróleo son tratadas mediante procesos específicos para cada efluente, los cuales se denominan WSA (wet gas sulfuric acid), estos presentan variadas versiones que convierten corrientes que contienen azufre en ácido sulfúrico.

Una de estas versiones es utilizada para la recuperación de ácido sulfúrico gastado en procesos de alquilación, como lo ilustra la figura 23. En la actualidad 5 plantas WSA para la regeneración de ácido en la refinación del petróleo se encuentran en operación, con capacidades que van desde 50-270 MTPD.

El ácido sulfúrico gastado es descompuesto térmicamente en el horno (a), para lo cual se necesita combustible, si hay disponibilidad de ácido sulfhídrico, el calor necesario puede ser entregado por la combustión de este, obteniéndose generalmente un superávit en la producción de ácido. Si el superávit de ácido no es deseado, se puede utilizar gas combustible y ácido sulfhídrico en menor cantidad, con lo cual se disminuye la pérdida del ciclo alquilación/regeneración.

Las reacciones que se llevan a cabo en el incinerador son las siguientes:



Luego el flujo de gas es enfriado en un intercambiador de calor (b) y las impurezas sólidas (principalmente óxido de hierro y compuestos alcalinos) son separados en un precipitador electrostático (c). Con la finalidad de disminuir el tamaño del horno y del intercambiador de calor, la descomposición ocurre utilizando una cantidad mínima de aire en exceso y la cantidad de aire necesaria para la posterior conversión del dióxido de azufre es agregada desde el condensador (d).

El flujo gaseoso ingresa al convertidor de dióxido de azufre, llevándose a cabo la siguiente reacción catalizada por pentóxido de vanadio:

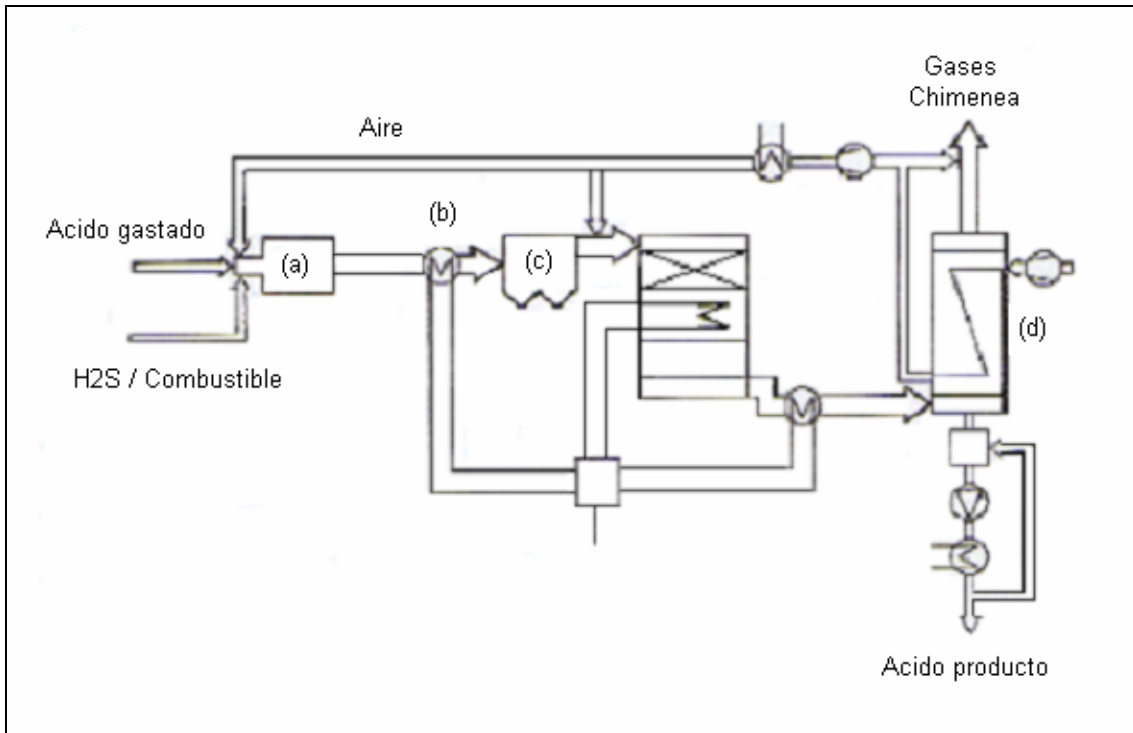


Figura 23: Diagrama del proceso.

Dependiendo del contenido de dióxido de azufre y del grado de conversión deseado, el reactor puede tener de 1 a 3 lechos de catalizador. Además al ser la reacción exotérmica se debe proveer de un medio de enfriamiento entre etapas para favorecer el equilibrio entre el dióxido y trióxido de azufre.

Después de la última etapa de conversión el gas es enfriado bajo los 300°C, por lo cual el trióxido de azufre y el vapor reaccionan para generar ácido sulfúrico en fase gaseosa, como se muestra a continuación:



El gas de proceso ingresa al condensador (d) por un haz de tubos, los cuales son enfriados con aire, condensando el ácido y concentrándose por el contacto con agua, como se muestra en la siguiente reacción:



Finalmente se obtiene ácido sulfúrico con una concentración mínima de 98% P/P, los gases de proceso son enviados a chimenea a una temperatura de 100°C mientras que el aire de enfriamiento deja el condensador a 200°C, para luego ser utilizado en la combustión.

B.6.- Purificación y reconcentración de ácido sulfúrico gastado mediante radiación microondas;*Error! Marcador no definido.*

Esta invención se refiere a un proceso de purificación y producción de ácido sulfúrico concentrado desde ácido sulfúrico residual, en donde se somete al ácido contaminado a radiación microondas por un lapso de tiempo necesario como para que se produzca vapor de agua, concentrando dicho ácido gastado a un grado deseado removiendo el vapor generado.

El ácido sulfúrico gastado puede clasificarse básicamente en dos grupos; el primero corresponde a que el principal contaminante es el agua (proveniente de operaciones de secado) y el segundo corresponde a contaminantes orgánicos (alquilación del petróleo).

Los principales problemas asociados a los procesos de purificación de ácido gastado son; los altos costos de energía involucrados debido a la remoción del agua, las aceleradas características de corrosión como resultado de la concentración del ácido y las condiciones para remover contaminantes orgánicos e inorgánicos y a esto sumado una matriz altamente compleja.

Los procesos que son capaces de tratar la vasta matriz de ácidos gastados son escasos, en el caso de contaminantes livianos y diluidos estos pueden ser tratados por; el concentrador Simonson – Mantius (contenedor con una línea de refractarios a vacío), concentrador Chemico (gases a altas temperaturas en contacto directo con el

ácido en un horno de combustión) y el concentrador Pauling (ácido es calentado indirectamente en una olla de hierro fundido).

En el caso del tratamiento de ácido gastado contaminado con un alto nivel de material orgánico no volátil, se deben lograr temperaturas de un orden tal, que se efectuó la descomposición térmica del ácido a dióxido de azufre y agua, para posteriormente re-oxidar a trióxido de azufre, el cual se absorbe en ácido sulfúrico. Este método requiere un alto costo en inversión y requerimientos energéticos, además ciertas impurezas gaseosas presentes en el dióxido de azufre antes del paso de re-oxidación a trióxido de azufre pueden causar mayor deterioro en la planta de ácido. Como se ha mencionado anteriormente la descomposición térmica del ácido sulfúrico es un proceso endotérmico, acorde a las siguientes reacciones:



Un método de regeneración de ácido gastado, es descomponerlo térmicamente en trióxido de azufre y vapor de agua, algo de agua puede ser retenida en forma de ácido sulfúrico, pero como la temperatura de descomposición aumenta, el equilibrio entre trióxido de azufre, agua y ácido sulfúrico es desplazado en su totalidad hacia trióxido de azufre y agua en un rango de temperaturas de entre 500°C, que se utiliza para la producción de ácido sulfúrico fresco. Se debe tener en consideración que la reacción (2), la cual es indeseada ocurre a altas temperaturas, razón por la cual se debe tener un control de esta, de manera de privilegiar (1) y no (2).

Una fuente de energía disponible para el calentamiento de ciertos materiales es la radiación microondas entre un rango de 800-3000 MHz, que ha sido ampliamente utilizada para cocinar y recalentar comida en hornos microondas. Sin embargo a pesar de las exitosas aplicaciones de las microondas en los productos alimenticios, el estigma de equipos microondas mal diseñados, que no satisfacen las necesidades de la industria de procesos ha dificultado gravemente su utilización en este campo.

Este proceso tiene la particularidad de purificar y concentrar ácido gastado que contiene contaminantes livianos y pesados, además reduce el consumo total de energía y capital de inversión, así como también proporciona una operación simple y disminuye la corrosión en el proceso de concentración.

Se ha encontrado que al aplicar la radiación microonda al ácido gastado provoca dos resultados; cuando este se encuentra diluido y en presencia de contaminantes livianos, el ácido es concentrado por la pérdida de vapor de agua, los volátiles son removidos con exceso de vapor de agua, obteniendo ácido sulfúrico puro. Cuando el ácido contiene contaminantes pesados, este es irradiado hasta un punto suficiente, en el cual es liberado trióxido de azufre, vapor de agua y pequeñas cantidades de dióxido de azufre, el trióxido de azufre generalmente se encuentra libre de material orgánico siendo utilizado eficientemente en la producción de ácido sulfúrico fresco. En la figura 24 se muestra el esquema del proceso.

En esta se puede apreciar un reactor tubular de cuarzo (a) (2.5 cm de diámetro), el cual en su interior tiene instalado un aplicador de microondas (b) que se encuentra unido al generador comercial de microondas (c). Este generador además comprende un sintonizador (d) que minimiza la potencia reflejada, acopladores direccionales (e) y (f) que muestrean y reflejan potencia, un circulador (g) que previene la potencia reflejada desde la fuente de poder (h). El reactor (a) tiene una entrada de ácido gastado (i) y una salida (j), que esa unida a los condensadores superior e inferior que a su vez posee un sistema contenedor (k) y (l) respectivamente. Además la presente invención cuenta con un sistema de control de temperatura (m), con el cual se verifica que reacción se lleva a cabo. Este es un sistema continuo y presenta 2 modos de operación:

- 1.- Cuando el ácido gastado alimentado esta diluido y contiene contaminantes livianos, este comienza a ser irradiado hasta un punto tal (aproximadamente 290°C) que el vapor de agua y las impurezas gaseosas se dirigen hacia el condensador superior, donde condensan, siendo recolectadas en (k), mientras que el ácido concentrado cae al condensador inferior y es recolectado en (l).

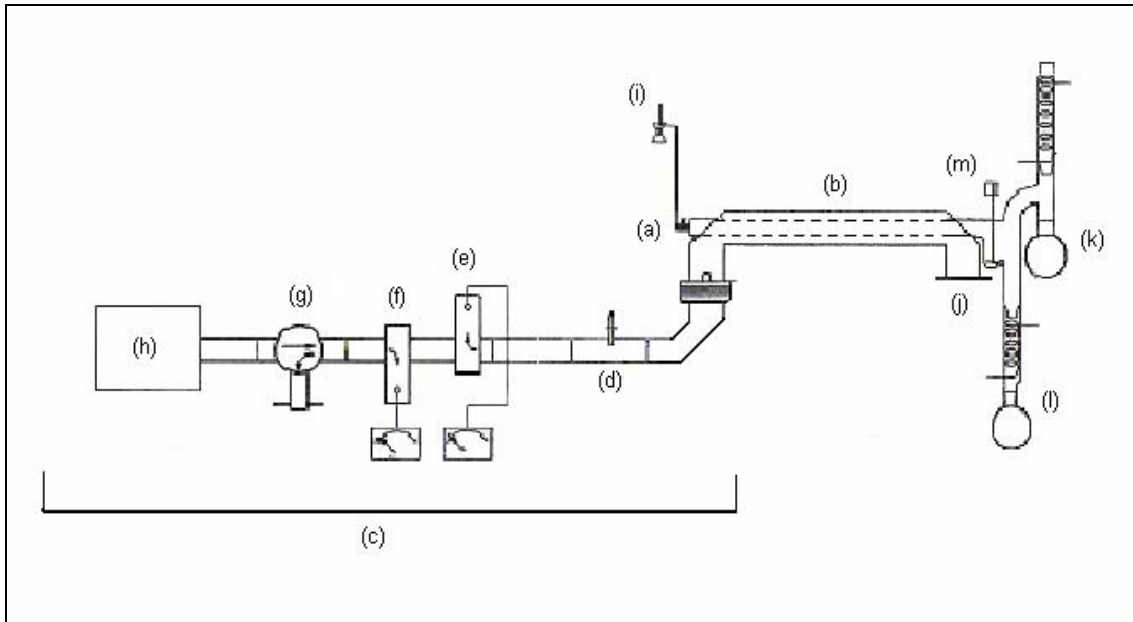


Figura 24: Diagrama del proceso.

2.- Cuando la alimentación ácida está contaminada con compuestos orgánicos pesados, se procura que el ácido gastado sea irradiado hasta un punto tal que se produzca la descomposición ácida, obteniendo trióxido de azufre, vapor de agua y dióxido de azufre en menores cantidades. De esta manera el trióxido de azufre y el vapor de agua se dirigen hacia el condensador superior, donde se almacena ácido concentrado en (k), mientras que las impurezas pesadas presentes en el ácido son recolectadas en (l).

En ambos métodos, el grado comercial que alcanza el ácido producto depende en gran medida de las características del ácido gastado a tratar y del control de la temperatura en la salida del reactor.

B.7.- Concentración de ácido sulfúrico gastado mediante calefacción indirecta (proceso Pauling)²⁶.

Este es un proceso en el cual el ácido gastado es concentrado por calefacción directa e indirecta obteniendo finalmente un ácido de hasta un 96% en peso. Las

concentraciones de alimentación de ácido gastado que puede admitir este proceso son muy amplias, generalmente mayores al 70% e incluso menores.

El diagrama de este proceso se muestra en la figura 25, donde se pueden diferenciar dos zonas, el recipiente contenedor del ácido (a), junto con la cámara de combustión (b) y una torre de destilación (c), que generalmente corresponde a una columna de plato burbuja.

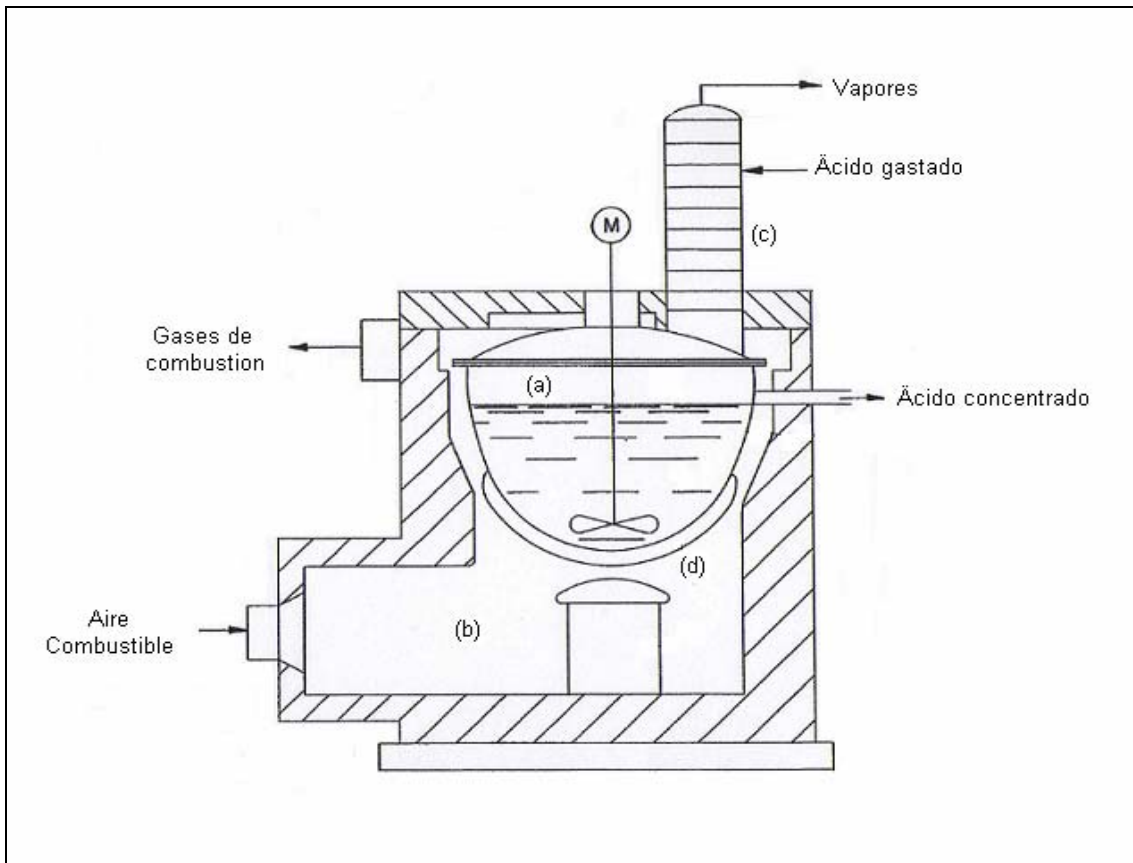


Figura 25: Diagrama del proceso.

La concentración real ocurre en el recipiente contenedor del ácido (hierro fundido con un revestimiento de aluminio) en donde se efectúa la transferencia indirecta de calor desde la cámara de combustión al boiler de ácido mediante la inyección de aire y combustible (líquido o gaseoso).

Al aumentar la temperatura los contaminantes volátiles suben por la columna de destilación arrastrando algo de vapores ácidos, los cuales condensan en su totalidad al ponerse en contacto con el ácido gastado frío alimentado en los platos superiores de la columna. Los vapores que salen por tope corresponden a vapor de agua y HC, los cuales dejan la columna de destilación a una temperatura entre 120 y 175°C, mientras que los gases de combustión dentro de la cámara alcanzan una temperatura de hasta 650°C.

Una de las mayores desventajas de este proceso es la alta corrosión y estrés al que está sometido la parte exterior del contenedor de ácido, razón por la cual se le agrega un revestimiento de aluminio (d) (de 50 a 99.9% de pureza), el cual minimiza estos riesgos y provee un método efectivo para la concentración de ácido sulfúrico gastado.

ANEXO C: Balance de masa.

En esta sección se desarrollarán los cálculos de balance de masa que permitieron obtener los resultados mostrados en el capítulo IV, explicando las suposiciones hechas en el caso de que estas existan. En esta etapa se realizarán los balances a la línea principal de proceso (Torres de separación, reactor e intercambiador calor donde condensa el ácido). Para comenzar se debe recordar que la capacidad de tratamiento de la planta es de 35 Ton/día de ácido sulfúrico gastado y que la base de cálculo utilizada es de 1 Hora, los cálculos por etapa de proceso son los siguientes:

C-1.- Torre de separación flash (TF-1).

Como se mencionó en el capítulo II, sección 2.3.2, para determinar los flujos de líquido y vapor que salen del separador flash se utiliza el criterio de convergencia, para lo cual se necesitan los siguientes datos; presión, temperatura y constantes de equilibrio líquido-vapor para cada componente. Para determinar estas constantes se deben fijar la presión y temperatura de operación, siguiendo el siguiente criterio; la elección de la presión se basa en que esta asegure una mejor recuperación del compuesto más volátil de la mezcla realizando el menor vacío posible, mientras que la elección de la temperatura se basa en permitir que la mayor parte de los volátiles se encuentre en estado vapor minimizando la pérdida de ácido sulfúrico. De esta forma las condiciones de operación seleccionadas son las siguientes:

Condiciones de operación.	
Presión (Atmosfera)	0.065
Temperatura (°C)	160

Tabla 36: Condiciones de operación (TF-1).

Seleccionadas las condiciones de operación se procede a calcular las constantes de equilibrio para cada compuesto, mediante la siguiente expresión:

$$Y_i * P_T = X_i * P_i^V$$

En donde la constante de equilibrio esta expresada como:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^V}{P_T}$$

Para determinar las presiones de vapor del octano y del HC pesados, se utilizan sus constantes de Antoine²⁷, mientras que la constante para el ácido sulfúrico se obtiene de bibliografía.

Constantes de Antoine:

	A	B	C
C ₈ H ₁₈	605,075	1356,36	-63,515
C ₄₀ H ₈₂	65,962	2735,8	-199,05

Tabla 37: Constantes de Antoine.

Donde:

$$\text{Log}(P^V) = A - \frac{B}{(T+C)}$$

Con: P (Kpa) y T(K)

Reemplazando las constantes de Antoine se obtiene lo siguiente:

$$\text{Log}(P_{C_8H_{18}}^V) = 6,05075 - \frac{1356,36}{(160 + 273 + -63,515)}$$

$$P_{C_8H_{18}}^V = 239,77 \text{ Kpa} = 2,37 \text{ atm}$$

$$\text{Log}(P_{C_{40}H_{82}}^V) = 6,5962 - \frac{2735,8}{(160 + 273 + -199,05)}$$

$$P_{C_{40}H_{82}}^V = 7,98 * 10^{-4} \text{ Kpa} = 7,88 * 10^{-8} \text{ atm}$$

Ahora con la presión de vapor y la presión de operación se calculan las constantes de equilibrio líquido-vapor.

$$K_{C_8H_{18}} = \frac{2,37}{0,065} = 36,4$$

$$K_{C_{40}H_{82}} = \frac{7,88 \cdot 10^{-8}}{0,065} = 1,21 \cdot 10^{-6}$$

Mientras que la constante del ácido es: $K_{H_2SO_4} = 1,1 \cdot 10^{-2}$

Obtenidas las constantes se caracteriza la alimentación de ácido gastado que entra al sistema. Con un flujo de alimentación igual a:

$$\text{Alimentación} = 35 \frac{\text{Ton}}{\text{día}} \cdot \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} = 1458 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

La cual tiene una composición de 90% en H_2SO_4 , 8% C_8H_{18} y 2% $C_{40}H_{82}$ (en peso), obteniendo lo siguientes flujos másicos:

$$\text{Masa } H_2SO_4 = 1458 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \cdot 0,9 = 1312,2 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$\text{Masa } C_8H_{18} = 1458 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \cdot 0,8 = 116,64 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$\text{Masa } C_{40}H_{82} = 1458 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \cdot 0,2 = 29,16 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

Luego estos flujos másicos con los pesos moleculares se pasan a flujos molares.

$$\text{Mol } H_2SO_4 = \frac{1312,2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 13,39 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_8H_{18} = \frac{116,64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 1,02 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_{42}H_{82} = \frac{29,16 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 0,05 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo tanto los moles de alimentación son:

$$\text{Moles Alimentacion} = 13,39 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] + 1,02 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] + 0,05 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Moles Alimentacion} = 14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Los cuales tienen la siguiente composición:

$$\% \text{Molar } H_2SO_4 = \frac{13,39 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 92,57\%$$

$$\% \text{Molar } C_9H_{18} = \frac{1,02 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 7,07\%$$

$$\% \text{Molar } C_{42}H_{82} = \frac{0,05 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0,36\%$$

Ahora es posible encontrar la razón de vaporización V/F que hace a la función $F(V/F)=0$, mediante los cálculos que siguen:

La fracción del compuesto i en el vapor es:

$$Y_i = \frac{K_i * Z_i}{\left((K_i - 1) * \frac{V}{F} + 1 \right)}$$

Mientras que su fracción en el líquido es:

$$x_i = \frac{z_i}{\left(1 + \frac{V}{F} * (K_i - 1)\right)}$$

Ahora con las expresiones para la composición del compuesto i en el líquido y el vapor, se utiliza el método de convergencia que postula lo siguiente:

$$\sum y_i - \sum x_i = (1 - 1) = 0$$

Reordenando términos se llega a lo siguiente:

$$f(V/F) = \sum \frac{z_i * (K_i - 1)}{\left((K_i - 1) * \frac{V}{F} + 1\right)} = 0$$

Ahora se deben dar valores de V/F para que la función $f(V/F)=0$. Utilizando la herramienta Solver de MS Office Excel 2007 la fracción de vaporización es:

$$V/F = 0,045$$

Para la cual se obtienen los siguientes valores de fracciones en el líquido y vapor:

V/F	Y (H2SO4)	Y (C8H18)	Y (HC)	X (H2SO4)	X (C8H18)	X (HC)
0,045	0,01102	0,98936	0	0,96905	0,02718	0,00376

Tabla 38: Fracciones molares (TF-1).

Y con estos valores se obtiene la función $f(V/F)$ para el cada compuesto:

V/F	f(V/F) H2SO4	f(V/F) C8H18	f(V/F) HC	f(V/F)
0,045	-0,95803	0,96218	-0,00376	0,00039

Tabla 39: Funciones de razón de vaporización (TF-1).

Lo que se ve reflejado en el gráfico (C.1):

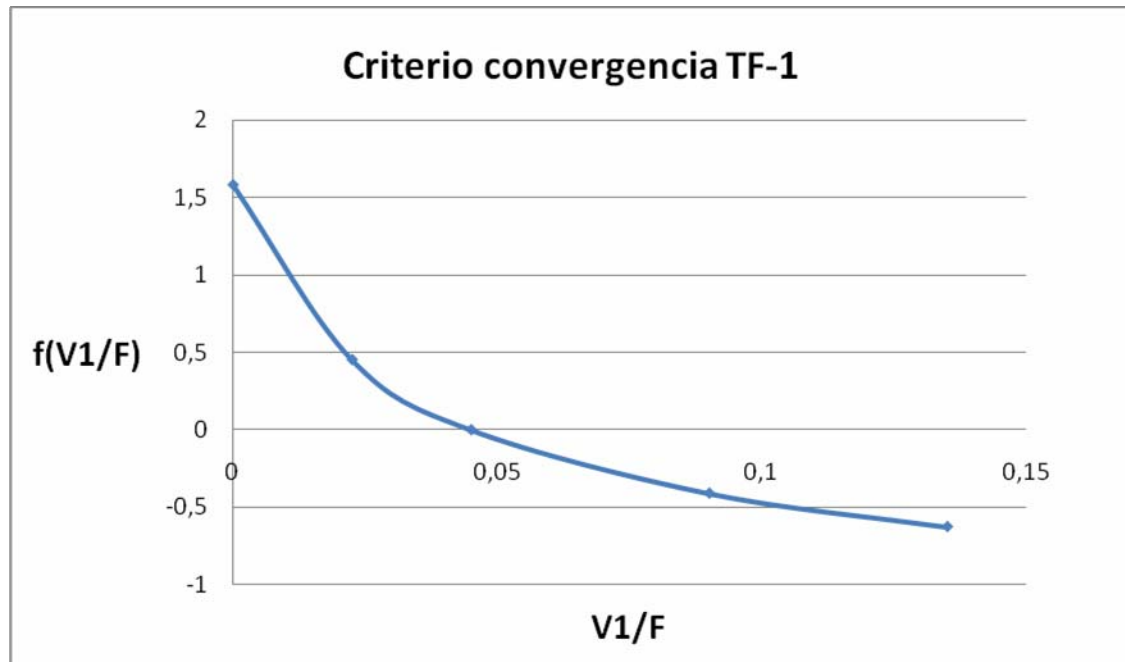


Gráfico (C.1): Criterio de convergencia (TF-1).

Ahora se puede plantear el balance de masa molar al equipo:

$$F = V_1 + L_1$$

$$14,46 = V_1 + L_1$$

Y con la fracción de vaporización obtenida con el criterio de convergencia se determinan los flujos molares.

$$\frac{V}{F} = 0,045$$

$$V = 0,045 \cdot 14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] = 0,65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo tanto el flujo molar de líquido es:

$$L_1 = 14,46 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] - 0,65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$L_1 = 13,81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Ya que se tienen los flujos molares, se calculan los moles de cada compuesto con las fracciones molares obtenidas anteriormente.

Para el flujo de vapor (V1):

$$\text{Mol } H_2SO_4 = 0,65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0,01102 = 7,2 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_3H_{18} = 0,65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] - 7,2 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] = 0,64 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Y con los pesos moleculares, se puede obtener la masa para cada compuesto.

$$\text{Masa } H_2SO_4 = 7,2 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 0,70 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_3H_{18} = 0,64 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 72,96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } V_1 = 0,70 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 72,96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] = 73,66 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 74 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo tanto la composición en peso de (V1) es:

$$\% \text{Masa } H_2SO_4 = \frac{0,70 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{73,66 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0,95\%$$

$$\% \text{Masa } C_3H_{18} = 100\% - 0,95\% = 99,05\%$$

Mientras que los moles de cada componente de (L1) son:

$$\text{Mol } H_2SO_4 = 13,81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0,96905 = 13,38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_3H_{18} = 13,81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0,02718 = 0,38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_{40}H_{92} = 13,81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0,00376 = 0,052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Con los pesos moleculares se obtiene la masa:

$$\text{Masa } H_2SO_4 = 13,38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 1311,24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_8H_{18} = 0,38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 43,32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_{40}H_{92} = 0,052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 29,22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } L_1 = 1311,24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 43,32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 29,22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } L_1 = 1383,78 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 1384 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Ahora que se tiene la masa total se puede calcular la composición en peso para cada componente.

$$\% \text{Masa } H_2SO_4 = \frac{1311,24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1383,78 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 94,76\%$$

$$\% \text{Masa } C_8H_{18} = \frac{43,32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1383,78 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 3,13\%$$

$$\% \text{Masa } C_{40}H_{92} = \frac{29,22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1383,78 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2,11\%$$

C-2.- Torre de separación flash (TF-2).

En esta etapa se utiliza el criterio de convergencia, al igual que en la sección anterior para determinar los flujos de líquido y vapor, en relación a las condiciones de operación la presión se mantiene en 0.065 atmósferas, mientras que la temperatura aumenta a 180°C, para recuperar la mayor cantidad de octano posible.

Al cambiar la temperatura de operación se deben calcular nuevas constantes de equilibrio líquido-vapor para cada componente:

$$\log(P_{C_8H_{18}}^V) = 6.05075 - \frac{1356.36}{(180 + 273 + -69.515)}$$

$$P_{C_8H_{18}}^V = 370.09 \text{ Kpa} = 3.65 \text{ atm}$$

$$\log(P_{C_4H_8O_2}^V) = 6.5963 - \frac{2735.8}{(180 + 273 + -199.05)}$$

$$P_{C_4H_8O_2}^V = 6.65 \cdot 10^{-5} \text{ Kpa} = 6.57 \cdot 10^{-7} \text{ atm}$$

Con la presión de vapor y la presión de operación se calculan las constantes de equilibrio líquido-vapor.

$$K_{C_8H_{18}} = \frac{3.65}{0.065} = 56.19$$

$$K_{C_4H_8O_2} = \frac{6.57 \cdot 10^{-7}}{0.065} = 1.01 \cdot 10^{-5}$$

Mientras que la constante del ácido es: $K_{H_2SO_4} = 3.1 \cdot 10^{-3}$

Y la composición molar de (L1) es:

$$\% \text{Molar } H_2SO_4 = \frac{13.38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} \cdot 100 = 96.88\%$$

$$\% \text{Molar } C_8H_{18} = \frac{0.38 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.75\%$$

$$\% \text{Molar } C_8H_{18} = \frac{0.052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0.37\%$$

$$f(V/F) = \sum \frac{Z_i * (K_i - 1)}{\left((K_i - 1) * \frac{V}{F} + 1 \right)} = 0$$

Dándose valores para la fracción de vaporización V/F se utiliza la herramienta Solver de MS Office Excel 2007 llegando a la siguiente relación:

$$V/F = 0.011$$

Para la cual se obtienen los siguientes valores de fracciones en el líquido y vapor:

V/F	Y (H2SO4)	Y (C8H18)	Y (HC)	X (H2SO4)	X (C8H18)	X (HC)
0.011	0.03036	0.96974	0	0.979	0.01725	0.00374

Tabla 40: Fracciones molares (TF-2).

Con estos valores se determina la función f(V/F) para el compuesto i:

V/F	f(V/F) H2SO4	f(V/F) C8H18	f(V/F) HC	f(V/F)
0.011	-0.94863	0.95248	-0.00374	0.00010

Tabla 41: Funciones de razón de vaporización (TF-2).

Lo que se ve reflejado en el gráfico (C.2):

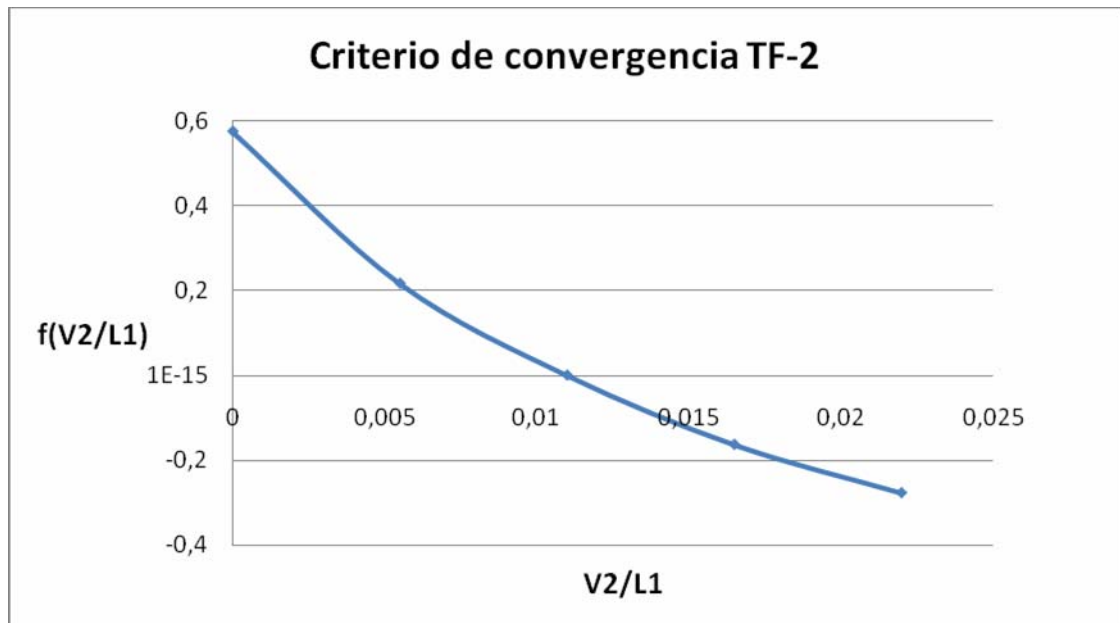


Gráfico (C.2): Criterio de convergencia (TF-2).

Ahora se puede plantear el balance de masa molar al equipo:

$$L_1 = V_2 + L_2$$

$$13.81 = V_2 + L_2$$

Y con la fracción de vaporización obtenida con el criterio de convergencia se determinan los flujos molares.

$$\frac{V_2}{L_1} = 0.011$$

$$V_2 = 0.011 \cdot 13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] = 0.15 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$L_2 = 13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] - 0.15 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$L_2 = 13.66 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Ahora que se tienen los flujos molares, con las fracciones obtenidas anteriormente se calculan los moles para cada especie.

Para el flujo de vapor V2:

$$\text{Mol } H_2SO_4 = 0.15 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.03036 = 4.55 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_3H_{12} = 0.15 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] - 4.55 * 10^{-3} = 0.145 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Y con los pesos moleculares se obtiene la masa para ambos compuestos.

$$\text{Masa } H_2SO_4 = 4.55 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_3H_{12} = 0.145 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 16.53 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } V_2 = 0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 16.53 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } V_2 = 16.98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 17 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

En donde los porcentajes en peso corresponden a:

$$\% \text{Masa } H_2SO_4 = \frac{0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{16.41 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.74\%$$

$$\% \text{Masa } C_3H_{12} = \frac{15.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{16.41 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 97.26\%$$

Para el flujo liquido L2:

$$\text{Mol } H_2SO_4 = 13.66 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.979 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_3H_{18} = 13.66 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.01725 = 0.24 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_{40}H_{92} = 13.81 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.00376 = 0.052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Y con los pesos moleculares se obtiene la masa para cada compuesto.

$$\text{Masa } H_2SO_4 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 1310.26 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_3H_{18} = 0.24 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_{40}H_{92} = 0.052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } L_2 = 1366.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Ahora que se tiene la masa total se puede calcular la composición en peso del flujo L2 para cada componente.

$$\% \text{Masa } H_2SO_4 = \frac{1310.26 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1366.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 95.86\%$$

$$\% \text{Masa } C_3H_{18} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1366.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.00\%$$

$$\% \text{Masa } C_{40}H_{92} = \frac{29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1366.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.14\%$$

C-3.- Reactor (R-1).

Como se mencionó en el capítulo II, sección 2.3.1, la evolución de las reacciones que se llevan a cabo en el reactor se basa en un estudio cinético de ácido sulfúrico gastado el cual obtiene los siguientes resultados que son mostrados en la figura 2.

En esta figura se observa como es la distribución de los compuestos formados en función de la temperatura para 1 mol de ácido sulfúrico puro.

Esto permite determinar los moles de cada compuesto a una determinada temperatura para finalmente escalar ese resultado al valor real correspondiente a los moles de ácido sulfúrico que ingresan al reactor.

El balance de masa al reactor es:

$$L_2 = L_3$$

Con un flujo másico de entrada al reactor de:

$$\text{Masa } L_2 = 1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Los componentes de este flujo son H_2SO_4 , C_8H_{18} y $\text{C}_{40}\text{H}_{82}$, se considera que tanto el C_8H_{18} como el $\text{C}_{40}\text{H}_{82}$ son inertes en las etapas de reacción, por lo que su masa permanece constante. Como en esta etapa del proceso existen reacciones químicas, el balance de masa es realizado en moles, por lo tanto los moles de ácido sulfúrico que ingresan al reactor son:

$$\text{Mol } \text{H}_2\text{SO}_4 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Para utilizar la grafica mostrada es necesario seleccionar la temperatura de salida del sistema, que de acuerdo a lo mencionado en el capítulo III, sección 3.3.1 es 651 K. Teniendo la temperatura de salida del reactor se determina la conversión a cada especie mediante regla de trazos, obteniendo lo siguiente:

Para 1 mol de ácido sulfúrico:

$$\text{Mol SO}_3 = 0.8$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 0.8$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = 0.1071$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4(\text{l}) = 0.0714$$

$$\text{Mol SO}_2 = 0.0229$$

$$\text{Mol O}_2 = 0.02$$

Escalando para 13.37 Kmol/hr queda lo siguiente:

$$\text{Mol SO}_3 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.8 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.8 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.1071 = 1.43 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4(\text{l}) = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.0714 = 0.95 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol SO}_2 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.0229 = 0.30 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol O}_2 = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.02 = 0.27 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Ahora con los flujos molares, se calculan las masas correspondientes.

$$\text{Masa SO}_3 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 80 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa H}_2\text{O} = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 18 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = 1.43 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{l}) = 0.95 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa SO}_2 = 0.30 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa O}_2 = 0.27 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Considerando la masa de los inertes (C_8H_{18} y $\text{C}_{40}\text{H}_{82}$) y los participantes (reactivos no consumidos y productos) en la reacción, la masa que sale del reactor es:

$$\text{Masa } L_3 = \text{Masa (participantes)} + \text{Masa (Inertes)}$$

$$\text{Masa } L_3 = 1309.68 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 29.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } L_3 = 1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Finalmente los porcentajes en peso son los siguientes:

$$\% \text{Masa SO}_2 = \frac{856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 62.62\%$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{O} = \frac{192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 14.05\%$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = \frac{140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 10.25\%$$

$$\% \text{Masa } \text{H}_2\text{SO}_4(\text{l}) = \frac{93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 6.81\%$$

$$\% \text{Masa } \text{SO}_2 = \frac{19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.40\%$$

$$\% \text{Masa } \text{O}_2 = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0.63\%$$

$$\% \text{Masa } \text{C}_3\text{H}_{18} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1367 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.00\%$$

$$\% \text{Masa } \text{C}_{40}\text{H}_{82} = \frac{29.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1366.26 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.19\%$$

Con una conversión de ácido sulfúrico a trióxido de azufre igual a:

$$\% \text{ Conversión} = \frac{0.8}{1} * 100 = 80\%$$

Para comprobar la exactitud del balance de masa se calcula el % de error:

C-4.- Torre de separación flash (TF-3).

En esta etapa del proceso las condiciones de operación son; P= 1 atmósfera y T= 376°C, debido a estas se supone que solo los HC pesados se encuentran en equilibrio líquido-vapor, ya que el resto de los componentes a estas condiciones se encuentran mayoritariamente en estado gaseoso.

El balance de masa a la torre de separación es:

$$L_3 = V_3 + L_4$$

Mientras que la presión de vapor de los HC pesados es la siguiente:

$$\text{Log}(P_{C_{40}H_{82}}^V) = 6.5962 - \frac{2735.8}{(376 + 273 + -199.05)}$$

$$P_{C_{40}H_{82}}^V = 3.31 \text{ Kpa} = 0.033 \text{ atm}$$

Por lo que la constante de equilibrio líquido-vapor es:

$$K_{C_{40}H_{82}} = \frac{0.033 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 0.033$$

Ahora se debe determinar la distribución que tendrán los moles de HC pesados en el líquido y vapor, mediante un tanteo que sigue los siguientes pasos:

1. Darse un flujo molar de HC pesados para el flujo líquido (L4).
2. Al tener el flujo molar de HC pesados alimentados al separador, por diferencia se obtiene el flujo molar en la corriente vapor.
3. Al tener totalmente caracterizadas las corrientes de salida, se calculan las composiciones molares de HC pesados en cada corriente.
4. Con estas composiciones se calcula la constante de equilibrio líquido-vapor.
5. Realizar la diferencia entre la contante termodinámica y la constante calculada en el paso 4, si esta es mínima, los flujos molares del paso 1 y 2 son aceptados.

Siguiendo este procedimiento, los resultados obtenidos son los siguientes:

1.- Moles de HC pesados en el efluente líquido:

$$\text{Mol } C_{40}H_{82} \text{ en liquido} = 0.029 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

2.- Por diferencia los moles de HC en el vapor son:

$$\text{Mol } C_{40}H_{82} \text{ en vapor} = 0.052 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] - 0.029 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol } C_{40}H_{82} \text{ en vapor} = 0.023 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

3.- Suponiendo que no existe equilibrio líquido-vapor entre los otros componentes de la mezcla, los porcentajes molares son los siguientes:

$$\% \text{Molar } C_{40}H_{82} \text{ en liquido} = \frac{0.029 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{0.98 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.96\%$$

$$\% \text{Molar } C_{40}H_{82} \text{ en vapor} = \frac{0.023 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]}{23.4 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0.098\%$$

4.- Con las fracciones molares se calcula la constante líquido-vapor:

$$K_{\text{calculada}} = \frac{0.098}{2.96} = 0.033$$

5.- Finalmente se realiza la diferencia entre la constante termodinámica y la constante calculada, la cual debe ser mínima.

$$K_{C_{40}H_{82}} - K_{\text{calculada}} = 0.033 - 0.033 = 0.00$$

Teniendo la distribución de los HC pesados en ambas corrientes, la caracterización final de estas es:

Para el flujo vapor (V3):

$$\text{Masa } SO_3 = 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } H_2O = 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = 140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa SO}_2 = 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa O}_2 = 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa C}_9\text{H}_{18} = 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa C}_{40}\text{H}_{82} = 0.023 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo tanto la masa total de la corriente (V3) es:

$$\text{Masa V}_3 = 1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Con los siguientes porcentajes en peso:

$$\% \text{Masa SO}_3 = \frac{856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 68.10\%$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{O} = \frac{192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 15.32\%$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{g}) = \frac{140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 11.15\%$$

$$\% \text{Masa SO}_2 = \frac{19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.53\%$$

$$\% \text{Masa } O_2 = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0.69\%$$

$$\% \text{Masa } C_3H_{18} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.18\%$$

$$\% \text{Masa } C_{40}H_{82} = \frac{12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.03\%$$

Mientras que la caracterización para la corriente Líquida (L4) es:

$$\text{Masa } H_2SO_4(l) = 93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa } C_{40}H_{82} = 0.029 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} * 562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 16.4 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo que la masa total de (L4) es:

$$\text{Masa } L_4 = 109.5 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 110 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Con los siguientes porcentajes en peso:

$$\% \text{Masa } H_2SO_4(l) = \frac{93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{109.4 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 85.1\%$$

$$\% \text{Masa } C_{40}H_{82} = \frac{16.3 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{109.4 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 14.90\%$$

C-5.- Condensadores de ácido (I-1 e I-4).

En esta etapa del proceso el trióxido de azufre y el vapor de agua al ser enfriados reaccionan formando ácido sulfúrico líquido, mediante la siguiente reacción:



Los moles de los reactivos son los siguientes:

$$\text{Mol SO}_3 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo que estequiometricamente se forman:

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Lo que en masa corresponde a:

$$\text{Masa H}_2\text{SO}_4 = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 1048.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Quedando la corriente con las siguientes composiciones en peso:

$$\% \text{Masa H}_2\text{SO}_4(\text{l}) = \frac{140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 1048.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 94.58\%$$

$$\% \text{Masa SO}_2 = \frac{19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.53\%$$

$$\% \text{Masa O}_2 = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 0.69\%$$

$$\% \text{Masa } C_8H_{18} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.18\%$$

$$\% \text{Masa } C_{40}H_{82} = \frac{12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.03\%$$

C-6.- Venteo y desulfurización de gases.

Se etapa se diferencian dos equipos un separador liquido-vapor (V-1) y una torre de adsorción (TA-1). En el primero los gases no condensables (SO_2 y O_2) son separados de la corriente líquida producto, para luego disminuir su contenido en dióxido de azufre, mediante un lavado con una solución alcalina en la torre de adsorción.

Suponiendo que los gases no condensables se separan totalmente del flujo líquido el balance de masa al separador (V-1) es:

$$V_3 = L_3 + V_4$$

Con un flujo V_4 igual a:

$$\text{Masa } V_4 = \text{Masa } SO_2 + \text{Masa } O_2$$

$$\text{Masa } V_4 = 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] = 27.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Con la siguiente composición en peso:

$$\% \text{Masa } \text{SO}_2 = \frac{19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{27.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 68.97\%$$

$$\% \text{Masa } \text{O}_2 = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{27.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 31.03\%$$

Por lo que el flujo másico de (L5) es:

$$\text{Masa } L_5 = 1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] - 27.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] = 1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Que corresponde al producto final, con una composición en peso igual a:

$$\% \text{Masa } \text{H}_2\text{SO}_4(l) = \frac{1188.74 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 96.72\%$$

$$\% \text{Masa } \text{C}_8\text{H}_{18} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 2.23\%$$

$$\% \text{Masa } \text{C}_{40}\text{H}_{82} = \frac{12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 1.05\%$$

En cuanto a la limpieza de los gases de salida, estos son lavados con una solución alcalina al 30% en peso de hidróxido de calcio, la reacción que se lleva a cabo en esta etapa de acuerdo al capítulo II, sección 2.3.3 es:



Si los moles de dióxido de azufre totales corresponden a:

$$\text{Mol SO}_2 = 0.30 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Y si se remueven el 97% de estos, al estar los moles de hidróxido de calcio en la razón estequiométrica de 1:1 con los de dióxido de azufre, los moles necesarios de la sal alcalina son:

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 0.30 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 0.97 = 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Que corresponden en masa a lo siguiente:

$$\text{Masa Ca(OH)}_2 = 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 74 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 21.4 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Este Hidróxido de calcio se forma a partir de:

$$\text{Mol CaO} = 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

Que en masa es:

$$\text{Masa CaO} = 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 56 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] = 16.24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Si se supone que la solución es alimentada al sistema con una composición en peso del 70% en agua, la masa total requerida es:

Masa H₂O =

$$0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 18 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] + \frac{70}{30} * 16.24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] = 43.11 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo que la masa de solución alcalina es:

$$\text{Masa Sin alcalina} = 21.4 + 21.4 * \frac{70}{30} = 71.33 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 71 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Considerando que la masa de gases que sale de la torre de adsorción es todo el oxígeno alimentado y el dióxido de azufre que no reaccionó:

$$\text{Gases a chimenea} = 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + \left[19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] - 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] \right]$$

$$\text{Gases a chimenea} = 9.28 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 9 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Que tiene la siguiente composición:

$$\% \text{Masa SO}_2 = \frac{0.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{9.28 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 6.90\%$$

$$\% \text{Masa O}_2 = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{9.28 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 93.10\%$$

Mientras que por diferencia la masa de solución alcalina de descarte es la siguiente:

$$\text{Masa Sin (descarte)} = 71.33 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 27.84 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] - 9.28 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa Sin (descarte)} = 89.89 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \approx 90 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

La cual tiene la siguiente composición en peso:

$$\% \text{Masa CaSO}_3 = \frac{0.29 * \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 120 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]}{89.89 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} * 100 = 38.71\%$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{O} = \frac{0.29 \cdot \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] \cdot 18 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right] + 50.07 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{89.89 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]} \cdot 100$$

$$\% \text{Masa H}_2\text{O} = 61,5\%$$

C-7.- Balance de masa global.

Ya obtenidos todos los flujos másicos del sistema, se comprueba el balance de masa global, para el cual se deben identificar los flujos másicos de entrada y salida:

Masa que entra al sistema = Alimentacion + Sln alcalina

Masa que sale del sistema

**= Acido producto + Acido descarte + Octano (r) + Gases chimenea
+ Sln descarte**

Reemplazando en estas igualdades los flujos obtenidos queda:

$$\text{Masa que entra al sistema} = 1458 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 71 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] = 1529 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Masa que sale del sistema =

$$1229 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 110 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 91 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 9 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] + 90 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

$$\text{Masa que sale del sistema} = 1529 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Finalmente se calcula el %error del balance de masa global:

$$\% \text{Error Balance Global} = \left| \frac{1529 - 1529}{1529} \right| \cdot 100 = 0\%$$

Mientras que el % de recuperación de ácido sulfúrico.

$$\% \text{Recuperacion Acido sulfurico} = \frac{1229}{1458 \cdot 0,9} \cdot 10 \approx 94\%$$

Y el % de recuperación de octano es:

$$\% \text{ Recuperación Octano} = \frac{91}{1458 * 0,08} * 10 \approx 78\%$$

ANEXO D: Balance de energía.

En esta sección se desarrollarán los cálculos de balance de energía que permitieron obtener los resultados mostrados en el capítulo III, explicando las suposiciones hechas en el caso de que estas existan.

Los balances de energía se realizaron en primera instancia a los equipos de la línea principal de proceso, para luego analizar los equipos secundarios (intercambiadores de calor).

D-1.- Torre de separación flash (TF-1).

Como condición de operación dentro de esta etapa, se considera que los efluentes de líquido y vapor se encuentran en equilibrio térmico a 160°C, y suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, el balance de energía es.

$$Q = \Delta H$$

Considerando una temperatura base de 25°C y a ΔH como la diferencia entre las entalpías de salida y entrada, la ecuación queda así:

$$0 = \Delta H_{\text{salida}} + \Delta H_{\text{entrada}} \quad (\text{Ec 1})$$

Además reemplazando la diferencia de entalpia por:

$$\Delta H = m_i * C_{pi} * \Delta T$$

Donde i corresponde a las especies presentes en cada corriente. Finalmente considerando las entalpías de vaporización debido al cambio de estado, la ecuación de balance de energía es:

$$0 = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{\text{salida}} + (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{\text{entrada}} + m_i^V * \lambda_v \quad (\text{Ec 2})$$

Donde m_i^V es la masa vaporizada de cada especie.

En relación a las capacidades caloríficas y entalpías de vaporización, estas se obtienen a la temperatura media del proceso según bibliografía.

Considerando las siguientes capacidades caloríficas:

Compuesto	Cp (J/Kg°C)
H2SO4	554,5
C8H18	813,18
SO3	219,2
SO2	219,2
O2	296,58
H2O	580,29

Tabla 42: Capacidades caloríficas.

Trabajando cada término de la (Ec 1) por separado queda lo siguiente:

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{salida} = (m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L1} + (m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{VL}$$

Reemplazando los flujos másicos obtenidos desde el balance de masa y las capacidades caloríficas, queda lo siguiente:

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L1} =$$

$$\left[1311.24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 43.32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 813.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 813.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (160 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1} = 106,364,361.20 \left[\frac{J}{hr} \right] = 106,4 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Mientras que para la corriente vapor (V1):

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V1} =$$

$$\left[0.70 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 554.5 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 72.96 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] \right] * (160 - 25) ^\circ C$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V1} = 8,308,138 \left[\frac{J}{hr} \right] = 8.31 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Juntando las expresiones para ambas corrientes y desarrollando queda lo siguiente:

$$\Delta H_{salida} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1} + (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V1}$$

$$\Delta H_{salida} = 114,672,499.2 \left[\frac{J}{hr} \right] = 114.67 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

El mismo procedimiento se realiza para la entalpía de entrada, con la diferencia que no se conoce la temperatura con la que ingresa la corriente de alimentación a la etapa de vaporización.

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{Entrada} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_F$$

Reemplazando los flujos másicos obtenidos desde el balance de masa y las capacidades caloríficas, queda lo siguiente:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_F =$$

$$\left[1312.2 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 554.5 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 116.64 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 29.16 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] \right] * (25 - T) ^\circ C$$

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_F = 849,821.54 \cdot (25 - T)$$

Por lo que:

$$\Delta H_{Entrada} = 849,821.54 \cdot (25 - T) \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Por último, se considera el producto entre las masas vaporizadas y las entalpías de vaporización.

$$m_i^V \cdot \lambda_V = 0.70 \left[\frac{Kg}{hr} \right] \cdot 58,028 \left[\frac{J}{Kg} \right] + 72.96 \left[\frac{Kg}{hr} \right] \cdot 278,543.52 \left[\frac{J}{Kg} \right]$$

$$m_i^V \cdot \lambda_V = 20,363,154.82 \left[\frac{J}{hr} \right] = 20.36 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Finalmente reemplazando los valores obtenidos en la ecuación 1, se obtiene lo siguiente:

$$0 = 114,672,499.2 \left[\frac{J}{hr} \right] + 849,821.54 \cdot (25 - T) + 20,363,154.82 \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Y desarrollando se obtiene una temperatura igual a:

$$T = 183.89 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 184^\circ\text{C}$$

Lo que concuerda con las suposiciones realizadas, ya que la corriente de vapor saca energía de la corriente líquida que ingresa al separador para cambiar de estado, lo que provoca un descenso de la temperatura a 160°C.

D-2.- Torre de separación flash (TF-2).

El procedimiento y suposiciones a utilizar serán similares a las anteriores, el sistema no intercambia calor con los alrededores y los efluentes se encuentran en equilibrio térmico a 180 °C, el balance de energía es:

$$Q = \Delta H = \Delta H_{Salida} + \Delta H_{Entrada} + m_i^V \cdot \lambda_V \quad (\text{Ec 3})$$

Trabajando cada término de la (Ec 3) por separado y reemplazando los flujos másicos obtenidos desde el balance de masa y las capacidades caloríficas, queda lo siguiente:

$$\Delta H_{\text{Entrada}} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1} =$$

$$\left[1311.24 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 43.32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (25 - T) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{Entrada}} = 787,884.20 * (25 - T) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Mientras que para las corrientes de salida:

$$\Delta H_{\text{Salida}} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L2} + (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V2}$$

La entalpía para la corriente (V2) es:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V2} =$$

$$\left[0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 15.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (180 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V2} = 2,112,166,48 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 2.11 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Y para la corriente (L2) su entalpía es:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L2} =$$

$$\left[1310.26 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (180 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{L2} = 119,964,326.10 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 119.96 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Sumando ambas expresiones queda lo siguiente:

$$\Delta H_{\text{salida}} = 122,076,492.60 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Por ultimo, considerando el producto entre las masas vaporizadas y las entalpías de vaporización para cada compuesto:

$$m_1^V * \lambda_v = 0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 58028.02 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg}} \right] + 15.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 278,534.52 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg}} \right]$$

$$m_1^V * \lambda_v = 4,471,523.55 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 4.47 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Finalmente reemplazando los valores obtenidos en la ecuación 5.2, se obtiene lo siguiente:

$$0 = 122,076,492.60 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] + 787,884.20 * (25 - T) + 4,471,523.55 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Y desarrollando se obtiene una temperatura igual a:

$$T = 185.62 ^\circ\text{C} \approx 186 ^\circ\text{C}$$

Lo que concuerda con las suposiciones realizadas ya que la corriente de vapor saca energía de la corriente líquida que ingresa al separador para cambiar de estado, lo que provoca un descenso de la temperatura a 180°C.

D-3.- Reactor (R-1).

Considerando que la temperatura de entrada es de 180°C y que la temperatura de salida según el estudio cinético de la descomposición del ácido sulfúrico es de 378°C, el balance de energía se plantea de la siguiente manera:

$$Q = \Delta H_{\text{Productos}} + \Delta H_{\text{Reactantes}} + \Delta H_{\text{Formación}} \quad (\text{Ec 4})$$

Trabajando cada término por separado, considerando los flujos máxicos obtenidos por balance de materia y las entalpías de formación a una temperatura base de 25°C, cada término queda así:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Reactantes}} &= (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L2} = \\ & \left[1310.26 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ & \quad \left. * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (25 - 180)^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Desarrollando queda lo siguiente:

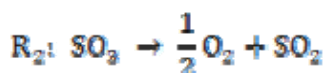
$$\Delta H_{\text{Reactantes}} = -119,964,326.10 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{Productos}} = (m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L3} =$$

$$\left[93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 29.22 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ \left. \cdot 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ \left. \cdot 530.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ \left. \cdot 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (378 - 25)^\circ\text{C}$$

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L3} = 170,472,248.10 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 170.47 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Por último, considerando las siguientes reacciones:



Y con los valores de entalpías estándar de formación, se calcula la entalpía de formación para cada reacción. Si las entalpías de formación²⁸ son:

$$\Delta H_{f,R1}(298) = \Delta H_f(\text{SO}_3) + \Delta H_f(\text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f(\text{H}_2\text{SO}_4) \quad (\text{Ec } 5)$$

Compuesto	$\Delta H_R(298)$ J/mol
SO3	395.720
H2O	-285.800
H2SO4	-813.989
SO2	-296.830

Tabla 43: Entalpías estándar de formación.

Reemplazando los valores de la tabla en la ecuación 5, queda lo siguiente:

$$\Delta H_{f,R1}(298) = -395,720 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] - 285,800 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] + 813,989 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

$$\Delta H_{f,R1}(298) = 132,469 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

$$\Delta H_{f,R2}(298) = -296,830 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] + 395,720 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

$$\Delta H_{f,R2}(298) = 98890 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

Reemplazando los moles reaccionados en cada reacción se obtiene:

$$\Delta H_{f,R1}(298) = 132,469 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] * 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}}$$

$$\Delta H_{f,R1}(298) = 1,417,418,300 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] = 1,417.42 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right]$$

$$\Delta H_{f,R2}(298) = 98,890 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] * 0.30 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}}$$

$$\Delta H_{f,R2}(298) = 29,667,000 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] = 29.67 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right]$$

Sumando las entalpías de formación de ambas reacciones se obtiene:

$$\Delta H_f(298) = 1,447,085,300 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] = 1447.09 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right]$$

Por lo tanto, reemplazando los valores de las expresiones calculadas anteriormente en la ecuación 4, se obtiene lo siguiente:

$$\begin{aligned} Q &= 170,472,248.10 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] - 119,964,326.10 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] + 1,447,085,300 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] \\ &= 1,497,593,222 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right] = 1,497.59 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right] \end{aligned}$$

Y convirtiendo unidades se llega a:

$$Q = 1,497,593,222 \left[\frac{J}{hr} \right] * \frac{1Kwh}{3.6 * 10^6 \left[\frac{J}{hr} \right]} = 416 Kwh$$

D-4.- Torre de separación flash (TF-3).

Al igual que en la etapas de separación anteriores se considera que el sistema no intercambia calor con los alrededores, y que los efluentes se encuentran en equilibrio térmico. En este caso particular la temperatura de entrada al sistema es de 378°C, mientras que la temperatura de salida será calculada mediante el balance de energía.

El balance de energía al proceso es el siguiente:

$$Q = \Delta H = \Delta H_{salida} + \Delta H_{Entrada} + m_i^V * \lambda_v \quad (Ec 6)$$

Trabajando cada término por separado, considerando los flujos máxicos obtenidos por balance de materia y una temperatura base de 25°C, cada término queda así:

$$\Delta H_{salida} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L4} + (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L4} =$$

$$\left[93.1 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 554.5 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 16.3 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] \right] * (25 - T)$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L4} = 65,286.28 * (25 - T) \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Mientras que para la corriente (V3), el cambio de entalpía queda así:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} =$$

$$\begin{aligned} & \left[140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ & \quad * 580.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ & \quad * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ & \quad \left. * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (T - 25) ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = 417,646.31 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Sumando ambas expresiones queda finalmente:

$$\Delta H_{\text{salida}} = 65,286.24 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] + 417,646.31 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{salida}} = 482,932.55 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

En tanto para la corriente de entrada:

$$\Delta H_{\text{entrada}} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L3}$$

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L3} =$$

$$\left[93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 29.23 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ \cdot 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ \cdot 530.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ \left. \cdot 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (25 - 378)^\circ\text{C}$$

Desarrollando esta expresión queda finalmente:

$$(m_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T)_{L3} = -170,472,248.10 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -170.47 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Dentro de las suposiciones realizadas en esta etapa, se considera que el HC pesado se encuentra en equilibrio líquido-vapor, por lo que el producto entre su masa y la entalpía de vaporización es:

$$m_{C_{40H_{82}}} \cdot \lambda_{vap} = 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 278,534.52 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg}} \right]$$

$$m_{C_{40H_{82}}} \cdot \lambda_{vap} = 3,601,451.34 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 3.6 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Reemplazando las expresiones obtenidas en la ecuación 5, se obtiene:

$$0 = 482,932.55 \cdot (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] - 170,472,248.10 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] + 3601451.34 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Donde finalmente se calcula el valor de la temperatura.

$$T = 370.53^\circ\text{C} \approx 371^\circ\text{C}$$

Lo que concuerda con las suposiciones realizadas ya que la corriente de vapor saca energía de la corriente líquida que ingresa al separador para cambiar de estado, lo que provoca un descenso de la temperatura a 371°C.

D-5.- Intercambiador de calor (I-2).

Este equipo se encarga de retirar parte del calor sensible de la corriente vapor (V3), precalentando la corriente (L1) de 160°C a 186°C la cual alimenta a la segunda torre de separación flash (TF-2).

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la temperatura de salida de la corriente (V3) esta dada por el balance de energía, ya que la de entrada es de 371°C que se muestra a continuación.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(V3)} + \Delta H_{(L1)} \quad (\text{Ec 6})$$

Trabajando cada término por separado se llega a lo siguiente:

Para la corriente (V3):

$$\Delta H_{(V3)} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} =$$

$$\left[140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 580.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (T - 371)^\circ\text{C}$$

Reacomodando términos se llega a:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = 417,646.31 * (T - 371) \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Mientras que para la corriente (L1):

$$\Delta H_{(L1)} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1} =$$

$$\left[1311.24 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 554.5 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 43.32 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] + 29.22 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^\circ C} \right] \right] * (186 - 160) ^\circ C$$

Desarrollando se llega a:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L1} = 20,484,988.10 \left[\frac{J}{hr} \right] = 20.48 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Reemplazando en la ecuación 6, se tiene lo siguiente:

$$0 = 417,646.31 * (T - 371) \left[\frac{J}{hr} \right] + 20,484,988.10 \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Finalmente desarrollando esta ecuación, la temperatura de salida de la corriente (V3) es:

$$T = 321.95 ^\circ C \approx 322 ^\circ C$$

D-6.- Intercambiador de calor (I-3).

Al igual que el equipo anterior, este se encarga de enfriar la corriente vapor (V3), desde 322°C a 195°C, precalentando agua desde una temperatura de 25°C hasta 100°C, la que posteriormente será utilizada para condensar el ácido sulfúrico.

Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa necesaria de agua para esta transferencia de calor esta dada por el balance de energía, que se muestra a continuación.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(V3)} + \Delta H_{(H2O)} \quad (\text{Ec 7})$$

Trabajando cada término por separado se llega a lo siguiente:

Para la corriente (V3):

$$\Delta H_{(V3)} = (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} =$$

$$\begin{aligned} & \left[140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \right. \\ & \quad * 580.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ & \quad * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \\ & \quad \left. * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (195 - 322)^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Desarrollando se llega a:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = -53,041,081,80 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 53.04 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Mientras que para la corriente de agua líquida (A1):

$$\Delta H_{(A1)} = m_{A1} * (H_{H_2O, 100^\circ C} - H_{H_2O, 25^\circ C})$$

De tablas de vapor²⁹ se obtienen los datos de entalpías a las condiciones deseadas:

H (agua líquida, T°C)	Kj/Kg
H (agua líquida, 25°C)	104.8
H (agua líquida, 100°C)	419.1

Tabla 44: Entalpía agua.

Reemplazando en la ecuación 7, se tiene lo siguiente:

$$0 = -53,041,081.80 \left[\frac{J}{hr} \right] + m_{A1} \left[\frac{Kg}{hr} \right] * (419.1 - 104.8) \left[\frac{Kj}{Kg} \right] * \frac{1000 J}{1 Kj}$$

$$m_{A1} = 168.76 \left[\frac{Kg}{hr} \right]$$

D-7.- Intercambiador de calor (I-1).

En esta etapa del proceso se precalienta la alimentación de ácido gastado que ingresa al sistema desde 25°C hasta 184°C, por una fracción del flujo (V3), retirando el calor sensible y el calor desprendido por la siguiente reacción:



Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores y que la reacción mostrada ocurre a los 110°C, la fracción del flujo (V3) necesaria para

precalentar la alimentación de ácido gastado que ingresa al sistema esta determinada por el balance de energía que se muestra a continuación.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(F)} + X * \Delta H_{(V3)} \quad (\text{Ec } 8)$$

Donde X representa la fracción del flujo (V3) necesaria.

Analizando cada término por separado el cambio de entalpía para el flujo de alimentación de ácido gastado corresponde a:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_F =$$

$$\left[1312.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 116.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 29.16 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (184 - 25)^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_F = 135,121,625.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 135.12 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

El cambio de entalpía para la corriente (V3) se divide en tres términos, que se muestran a continuación:

En una primera etapa se considera la remoción de calor sensible de 195°C hasta 110°C:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} (195^\circ\text{C}, 110^\circ\text{C}) =$$

$$\left[140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.2 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 580.28 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (110 - 195)^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = -35,499,936.64 \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Luego considerando el calor de reacción desprendido:

$$\Delta H_R = -101 \left[\frac{KJ}{Mol} \right] * \frac{1000 J}{1 KJ} * \frac{1000 Mol}{1 Kmol} * 10.7 \left[\frac{Kmol}{hr} \right]$$

$$\Delta H_R = -1,080,700,000 \left[\frac{J}{hr} \right] = -1,080.70 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Luego considerando la remoción de calor sensible desde 110°C a 105°C.

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} (110^{\circ}C, 105^{\circ}C) =$$

$$\left[1188.74 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 554.5 \left[\frac{J}{Kg * ^{\circ}C} \right] + 19.2 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 219.21 \left[\frac{J}{Kg * ^{\circ}C} \right] + 8.64 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 296.58 \left[\frac{J}{Kg * ^{\circ}C} \right] + 27.36 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^{\circ}C} \right] + 12.93 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 838.18 \left[\frac{J}{Kg * ^{\circ}C} \right] \right] * (105 - 110)^{\circ}C$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = -3,498,489.43 \left[\frac{J}{hr} \right] = -3.5 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Para finalmente considerar el calor involucrado en el cambio de estado del octano y el HC pesado.

$$m_i^V * \lambda_V = 27.36 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * -278,534.52 \left[\frac{J}{Kg} \right] + 12.93 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * -278,534.52 \left[\frac{J}{Kg} \right]$$

$$m_i^V * \lambda_V = -11,222,155.81 \left[\frac{J}{hr} \right] = -11.22 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Sumando los términos calculados anteriormente, se obtiene que el cambio de entalpía total de la corriente (V3) es:

$$\begin{aligned} (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = \\ -35,499,936.64 \left[\frac{J}{hr} \right] - 1,080,700,000 \left[\frac{J}{hr} \right] - 3,498,489,43 \left[\frac{J}{hr} \right] - 11,222,155.81 \left[\frac{J}{hr} \right] \\ (m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = -1,130,920,582 \left[\frac{J}{hr} \right] = -1,130,92 \left[\frac{MJ}{hr} \right] \end{aligned}$$

Finalmente si se reemplazan los valores obtenidos en la ecuación 8:

$$0 = 135,034,998.1 \left[\frac{J}{hr} \right] - X * 1,130,920,582 \left[\frac{J}{hr} \right]$$

$$X = 0.1194$$

Obteniendo como resultado que se debe utilizar el 11,94% del flujo (V3) para precalentar el flujo (L1) a la temperatura requerida por el proceso.

D-8.- Intercambiador de calor (I-5).

En esta etapa del proceso el ácido sulfúrico de descarte es enfriado de 371°C a 50°C, logrando una temperatura adecuada para su disposición final, mediante una corriente de agua líquida que es calentada de 25°C a 100°C, suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua a utilizar es determinada por el balance de energía.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(L4)} + \Delta H_{(H2O)} \quad (\text{Ec 9})$$

Trabajando cada término por separado el cambio de entalpía de la corriente (L4) queda así:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L4} =$$

$$\left[93.1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 16.3 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (50 - 371)$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{L4} = -20,956,897.16 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -20.96 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Obteniendo de tablas de vapor los datos de entalpías a las condiciones deseadas y simbolizando a la corriente de agua como (A2), su cambio de entalpía es:

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} * (H_{H_2O, 100^\circ\text{C}} - H_{H_2O, 25^\circ\text{C}})$$

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * (419.1 - 104.8) \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right] * \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ KJ}}$$

$$\Delta H_{(A2)} = 314,300 * m_{A2} \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Reemplazando estos términos y desarrollando la ecuación 9, se obtiene lo siguiente:

$$0 = -20,956,897.16 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] + 314,300 * m_{A2} \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$m_{A2} = 66.68 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

D-9.- Intercambiador de calor (I-6).

En esta etapa del proceso la corriente rica en octano recuperado es enfriada a una temperatura adecuada para su disposición final, mediante una corriente de agua líquida que es calentada de 25°C a 100°C.

Denominando a la corriente rica en octano como (V6) y suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores, la masa de agua a utilizar esta determinada por el balance de energía.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(V6)} + \Delta H_{(H_2O)} \quad (\text{Ec } 10)$$

En primera instancia se debe determinar cuál es la temperatura que alcanza la corriente (V6), que se forma por la unión de las corrientes (V1) y (V2).

El balance de energía en este punto es:

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(Entrada)} + \Delta H_{(Salida)} \quad (\text{Ec 11})$$

Utilizando una temperatura base de 25°C, la entalpía de la corriente de entrada es:

$$\Delta H_{(Entrada)} = (m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V1} + (m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V2}$$

Trabajando ambos términos por separado se obtiene lo siguiente:

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V1} =$$

$$\left[0.70 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 72.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (25 - 160)^\circ\text{C}$$

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V1} = -8,308,137.98 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -8.31 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Mientras que para (V2), el cambio de entalpía es:

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V2} =$$

$$\left[0.45 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 15.96 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (25 - 180)^\circ\text{C}$$

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V2} = -2,112,166.01 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -2.11 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Sumando ambos términos, la entalpía de entrada es:

$$\Delta H_{(Entrada)} = -8,308,137.98 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] - 2,112,166.01 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$\Delta H_{(Entrada)} = -10,420,304 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -10.42 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right]$$

Considerando la entalpía de salida como:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V6} =$$

$$\left[1.15 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 88.92 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (T - 25)^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V6} = 75,168.64 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Y finalmente reemplazando estos términos en la ecuación 11, se calcula la temperatura de salida.

$$0 = -10,420,304 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] + 75,168.64 * (T - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$T = 163.62^\circ\text{C} \approx 164^\circ\text{C}$$

Ahora que se tiene la temperatura a la cual esta la corriente de octano recuperado, se determina mediante la ecuación 10 y denominado como (A3) a la masa de agua necesaria para que esta corriente sea enfriada a 50°C.

El cambio de entalpía de la corriente (V6) es:

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V6} =$$

$$\left[1.15 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 88.92 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (50 - 164)^\circ\text{C}$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{V6} = -8,569,224.96 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Considerando el cambio de estado de la mezcla de gases:

$$m_i^V * \lambda_V = 1.15 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * -58,028.02 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg}} \right] + 88.92 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * -278,543.52 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg}} \right]$$

$$m_V^V * \lambda_V = -24,834,822 \left[\frac{J}{Kg} \right]$$

Por su parte el cambio de entalpía de la corriente de agua es:

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} * (H_{H_2O 100^\circ C} - H_{H_2O 20^\circ C})$$

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} \left[\frac{Kg}{hr} \right] * (419.1 - 104.8) \left[\frac{KJ}{Kg} \right] * \frac{1000 J}{1 KJ}$$

$$\Delta H_{(A2)} = 314,300 * m_{A2} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Reemplazando las expresiones obtenidas en la ecuación 5.10, la masa de agua necesaria (A3) en esta etapa es:

$$Q = -8,569,224.96 \left[\frac{J}{hr} \right] - 24,834,822 \left[\frac{J}{Kg} \right] + 314,300 * m_{A2} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

$$m_{A2} = 106.28 \left[\frac{Kg}{hr} \right]$$

D-10.- Intercambiador de calor (I-4).

Esta es la etapa de intercambio de calor más importante dentro del proceso ya que a la corriente gaseosa (V3) se le quita calor sensible de 195°C a 105°C, ocurriendo la condensación del ácido sulfúrico a 110°C mediante la reacción:



La cual desprende gran cantidad de calor, el cual es transferido a un flujo de agua, vaporizándola a 100°C. Suponiendo que el sistema no intercambia calor con los alrededores y que parte de la corriente (V3) a condensar se utilizó en otra etapa de transferencia de calor, la masa de agua (A4) necesaria es determinada por el balance de energía.

$$Q = \Delta H = (1 - X) * \Delta H_{(V3)} + \Delta H_{(H2O)} \quad (\text{Ec 11})$$

Considerando los cálculos realizados en la sección B-4, se obtuvo que el cambio de entalpía total de la corriente (V3) es:

$$(m_1 * C_{pi} * \Delta T)_{V3} = -1,130,920,582 \left[\frac{J}{hr} \right] = -1,130.92 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Al ser utilizada una fracción de 11.94% en otra etapa de transferencia de calor, la energía que se debe remover es:

$$(1 - X) * \Delta H_{(V3)} = (1 - 0.1194) * -1,130,920,582 \left[\frac{J}{hr} \right]$$

$$(1 - X) * \Delta H_{(V3)} = -995,888,664.5 \left[\frac{J}{hr} \right] = -995.88 \left[\frac{MJ}{hr} \right]$$

Mientras que el cambio de entalpía de la corriente de agua (A4) es:

$$\Delta H_{(A4)} = m_{A4} * \lambda_V$$

De tablas de vapor se obtiene la entalpía de vaporización a las condiciones deseadas.

$$\Delta H_{(A4)} = m_{A4} \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 2458.9 \left[\frac{KJ}{Kg} \right] * \frac{1000 J}{1 KJ}$$

$$\Delta H_{(A4)} = 2,458,900 * m_{A4} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Reemplazando las expresiones obtenidas en la ecuación 11, la masa de agua necesaria (A4) es:

$$0 = -995,888,664.5 \left[\frac{J}{hr} \right] + 2,458,900 * m_{A4} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

$$m_{A4} = 405.01 \left[\frac{Kg}{hr} \right]$$

D-11.- Intercambiador de calor (I-7).

Esta es la última etapa de intercambio de calor del ácido producto, que permitirá almacenarlo a una temperatura adecuada, para su posterior despacho a la planta de alquilación. El flujo de ácido al que se le remueve calor sensible es la suma entre el flujo que precalienta la alimentación a la (TF-1) y el flujo de ácido que es condensado en (I-4).

Suponiendo que no existe intercambio de calor con los alrededores, que la temperatura final que alcanza el ácido es 50°C y que la corriente que remueve el calor sensible es agua líquida (A5), que incrementa su temperatura de 25°C a 100°C, se plantea el siguiente balance de energía.

$$Q = \Delta H = \Delta H_{(v3)} + \Delta H_{(H2O)} \quad (\text{Ec 12})$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{v3} =$$

$$\left[1188.74 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 554.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 12.93 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 838.18 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] * (50 - 105)^\circ\text{C} \right]$$

$$(m_i * C_{pi} * \Delta T)_{v3} = -38,483,383.7 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = -38.48 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right]$$

Por su parte el cambio de entalpía de la corriente de agua es:

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} * (H_{H_2O 100^\circ\text{C}} - H_{H_2O 25^\circ\text{C}})$$

$$\Delta H_{(A2)} = m_{A2} \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * (419.1 - 104.8) \left[\frac{\text{Kj}}{\text{Kg}} \right] * \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ Kj}}$$

$$\Delta H_{(A5)} = 314,300 * m_{A5} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Reemplazando las expresiones obtenidas en la ecuación 12, la masa de agua necesaria (A5) en esta etapa es:

$$0 = -38,483,383.7 \left[\frac{J}{hr} \right] + 314,300 * m_{A5} \left[\frac{J}{hr} \right]$$

$$m_{A5} = 122.44 \left[\frac{Kg}{hr} \right]$$

D-12.- Desulfurización de gases.

En esta etapa del proceso se hace un tratamiento a los gases de chimenea para que reduzcan en gran medida su contenido en dióxido de azufre y así ser emitidos a la atmosfera.

Las suposiciones que se consideran en esta etapa son en primera instancia que la corriente (V3) es separada de los gases no condensables (dióxido de azufre y oxígeno) en el separador (V-1) a una temperatura de 50°C.

Si el sistema de adsorción no intercambia calor con los alrededores y la temperatura de entrada de la solución alcalina es de 25°C, mediante el balance de energía se calcula la temperatura de salida de los gases a chimenea y de la solución de descarte.

$$Q = \Delta H_{(Reactantes)} + \Delta H_{(Productos)} + \Delta H_{(f)}(298 K) \quad (Ec 13)$$

Trabajando cada término por separado y considerando una temperatura base de 25°C, los cambios de entalpías son:

$$\Delta H_{(Reactantes)} = \Delta H_{(Gases no condensables)} + \Delta H_{(Soln alcalina)}$$

Con los flujos másicos determinados por el balance de masa, el cambio de entalpía para los gases no condensables es:

$$\Delta H_{(\text{Gases no condensables})} =$$

$$\left[19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 0.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 296.58 \left[\frac{\text{J}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (25 - 50)^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(\text{Gases no condensables})} = -169,282.08 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

$$\Delta H_{(\text{sln. alcalina})} = 0$$

Debido a que ingresa al sistema igual a la temperatura base utilizada.

Por lo que la entalpía de los reactantes es:

$$\Delta H_{(\text{Reactantes})} = -169,282.08 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right]$$

Por otro lado, en esta etapa se lleva a cabo la siguiente reacción:



Para lo cual es necesario calcular la entalpía de formación estándar. En la siguiente tabla²⁸ se encuentran los valores de entalpía de formación a condiciones estándar para cada uno de los compuestos involucrados.

Compuesto	$\Delta H_R(298) \text{ J/mol}$
Ca(OH)2	-986.090
SO2	-296.830
CaSO3	-1.008.090
H2O	-285.830

Tabla 45: Entalpías de formación.

Luego la entalpía de formación estándar de la reacción mostrada es:

$$\Delta H_{f,R}(298) = -1008090 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] - 285830 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] + 986090 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] + 296830 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

$$\Delta H_{f,R}(298) = -11,000 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right]$$

Y según los moles que reaccionan, la energía involucrada es:

$$\Delta H_{f,R}(298) = -11,000 \left[\frac{J}{\text{mol}} \right] * 0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} = -3,190,000 \left[\frac{J}{\text{hr}} \right]$$

Finalmente se debe calcular la entalpía de los productos, que esta dada por:

$$\Delta H_{(\text{Productos})} = \Delta H_{(\text{Gases a chimenea})} + \Delta H_{(\text{sin alcalina descarte})}$$

La entalpía de los gases de chimenea es:

$$\Delta H_{(\text{Gases a chimenea})} =$$

$$\left[0.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 219.21 \left[\frac{J}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] + 8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 296.58 \left[\frac{J}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} \right] \right] * (T - 25) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(\text{Gases a chimenea})} = 2,702.75 * (T - 25) \left[\frac{J}{\text{hr}} \right]$$

Mientras que la entalpía de la solución alcalina de descarte es:

$$\Delta H_{(\text{sin alcalina descarte})} =$$

$$\left[0.29 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 111.33 \left[\frac{J}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} + 3.07 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * 72.96 \left[\frac{J}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} \right] * (T - 25) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(\text{Sin alcalina descarte})} = 256,272.9 * (T - 25) \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Sumando ambos términos, la entalpía de los productos es:

$$\Delta H_{(\text{Productos})} = 258,975.65 * (T - 25) \left[\frac{J}{hr} \right]$$

Reemplazando los términos calculados en la ecuación 13, la temperatura de los flujos que abandonan la torre de adsorción (TA-1) es:

$$0 = -169,282.08 \left[\frac{J}{hr} \right] + 258,975.65 * (T - 25) \left[\frac{J}{hr} \right] - 3,190,000 \left[\frac{J}{mol} \right]$$

$$T = 37.97^{\circ}\text{C} \approx 38^{\circ}\text{C}$$

ANEXO E: Diseño de equipos principales.

En esta sección se desarrollarán los cálculos de diseño de equipos principales los que permitieron obtener los resultados mostrados en el capítulo IV. Los equipos a los cuales se le realizara el diseño operativo son las torres de separación flash (TF-1, TF-2, TF-3), el reactor (R-1) y el intercambiador de calor donde el ácido sulfúrico condensa (I-4). Para comenzar se realiza un estudio de materiales para determinar cual es el indicado.

E-1.- Estudio de materiales.

La selección del material para el manejo de ácido sulfúrico exige una comprensión clara de este como agente corrosivo y del total conocimiento de la matriz a tratar, considerando la presencia y concentración de otros iones, contaminantes, temperatura de operación, velocidad de flujo y presencia de sólidos en suspensión.

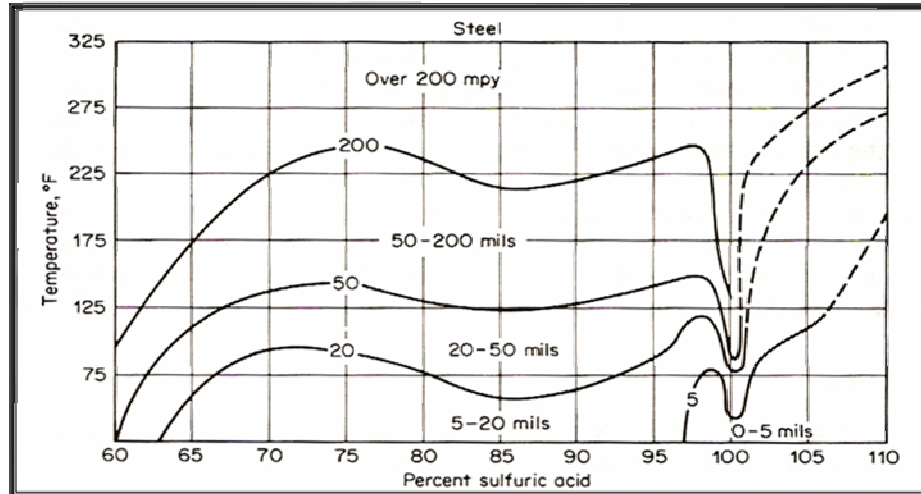


Figura 26: Isocorrosión acero.

El ácido sulfúrico presenta diversos comportamientos, en concentración bajo 85% a temperatura ambiente y bajo 65% a temperatura media (66°C), tiene comportamiento reductor, mientras que sobre estos valores de concentración su comportamiento es oxidante³⁰.

Los elementos de aleación principales en los aceros inoxidables y Alloys son; Cr, Ni, Mo, W, siendo estos finalmente los que entregan la resistencia a la corrosión, ya que forman una capa pasiva de óxido, la cual protege la superficie del acero. Un ambiente reductor tiende a destruir (disolver) esta capa pasiva, dejando el metal base expuesto a la corrosión, en cambio en un ambiente oxidante la capa pasiva se engrosa, entregando mayor resistencia a la corrosión.

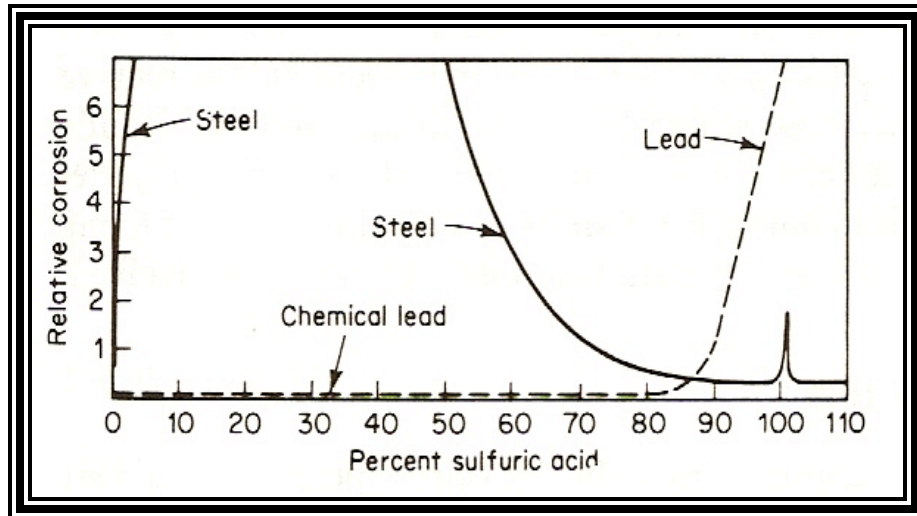


Figura 27: Isocorrosión acero-plomo.

En ambientes reductores el Molibdeno y el Tungsteno le confieren al acero mayor resistencia, ya que estabilizan la capa pasiva de oxido contrarrestando al medio reductor. Para seleccionar que material adecuado, se realizará un análisis del comportamiento de estos en ácido sulfúrico, a través de tablas de isocorrosión, variando temperatura y concentración de ácido.

El acero es utilizado en múltiples operaciones a nivel industrial que involucran ácido sulfúrico en un rango de concentración superior a 70%, e incluso óleum, tal como se muestra en la figura 26³¹

El la figura se aprecia que a condiciones de temperatura ambiental la resistencia del ácido es satisfactoria, observando una corrosión entre 5-20 mm/año, en cambio al incrementar la temperatura la velocidad de corrosión aumenta drásticamente, razón por la cual no es recomendable utilizar acero dentro de operaciones que involucren contacto con ácido sulfúrico y temperaturas superiores a 25°C.

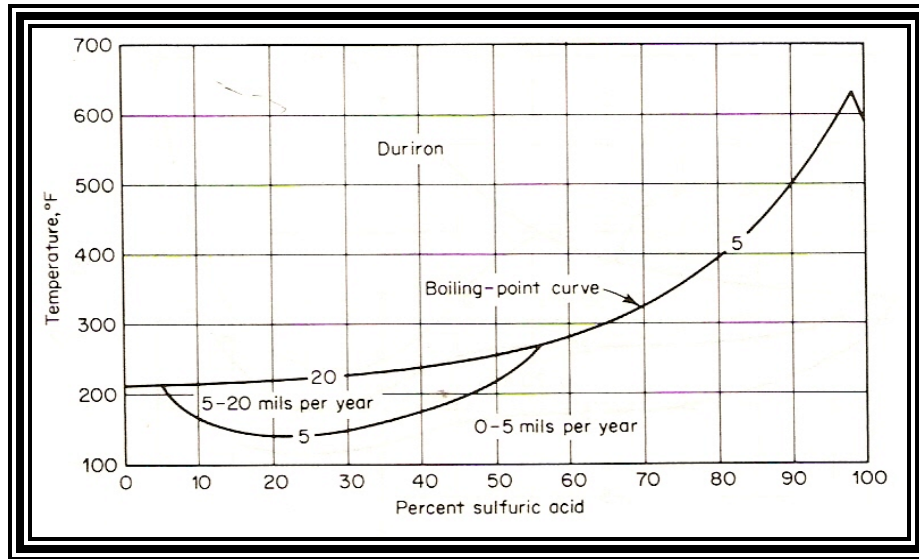


Figura 28: Isocorrosión Duriron.

Otra aleación utilizada en la industria es el plomo químico, mostrando buenos resultados hasta una concentración alrededor de 70% de ácido sulfúrico. Para las aplicaciones en donde se trabaja hasta el 100% de ácido, se utiliza conjuntamente plomo y acero, ya que en rangos de concentración de ácido sulfúrico de 0 a 70%, el plomo no es corroído y desde 70 a 100% el plomo se corroe pero el acero no, lo que se observa en la siguiente figura 27.

La corrosión del plomo químico ocurre a elevados niveles de concentración de ácido y a altas temperaturas, ya que la superficie de sulfato de plomo, que corresponde a la capa protectora pasiva, se hace soluble en esas condiciones. Muchas otras aleaciones son utilizadas industrialmente para el ácido sulfúrico, destacándose el Durimet 20 (D-20), aleaciones altas en Ni, Mo (C-2), aleaciones altas en Ni, Mo, Cr (C-3) y Duriron.

Este último se destaca en frente a las otras aleaciones, conteniendo un 14,5% Si y presentando la mejor resistencia a la corrosión en todo el rango³² de concentraciones de ácido y temperaturas, por lo que es ampliamente utilizado, lo cual se muestra en la figura 28.

Donde se observa que el rango de corrosión se encuentra entre 0 y 5 mm/año a las condiciones de operación del proceso. A modo de comparación se muestra en la figura 29 la carta de isocorrosión combinada para una serie de aleaciones.

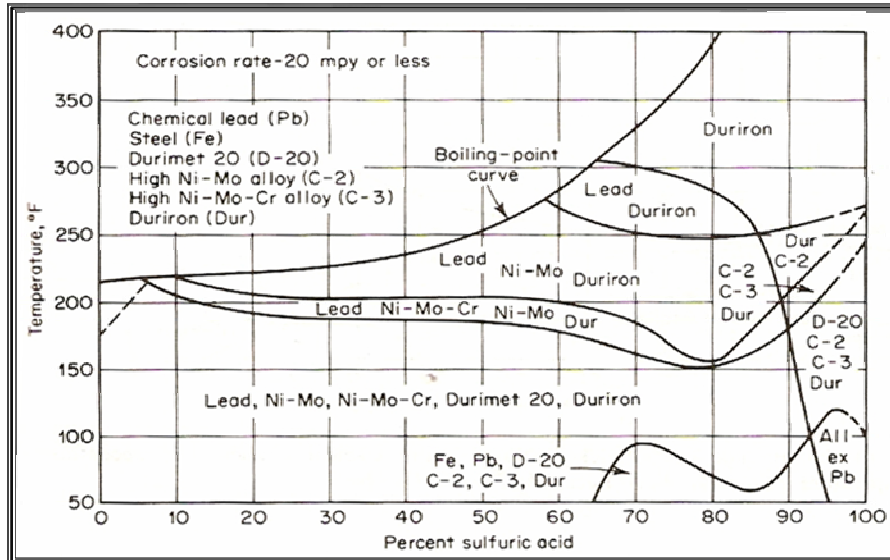


Figura 29: Tabla de isocorrosión combinada.

Lo que ratifica que el material que presenta las mejores características en contacto con ácido sulfúrico es el Duriron al presentar la menor tasa de corrosión anual con respecto a los otros materiales. Por lo cual será el material utilizado de todos los equipos que se encuentren en contacto con ácido sulfúrico.

E-2.- Torre de separación flash (TF-1).

El diseño de este equipo se basa en que la velocidad de los gases se encuentre en el rango de 3-10 p/s, logrando una adecuada mecánica de fluidos y entregando una caída de presión permitida.

De acuerdo a esto se tiene que:

$$Q = V \cdot A$$

Con Q: p³/s, V: p/s y A: p².

Puesto que la torre de separación (TF-1) opera a una presión de 0.065 (atm) absolutas, se considera que el flujo (V1) tiene un comportamiento de gas ideal, por lo que el caudal volumétrico esta determinado por:

$$Q = \frac{n_{\text{Totales}} * R * T}{P}$$

Del balance de masa (Anexo C-1) se obtienen los moles de cada especie en la corriente (V1).

$$n_{\text{Totales}} = 7.2 * 10^{-3} \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] + 0.64 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] = 0.65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{Totales}} = 0.65 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} = 650 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right]$$

Siendo la temperatura de operación 160°C, el caudal volumétrico es:

$$Q = \frac{650 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] * 0.082 \left[\frac{\text{atm} * \text{l}}{\text{mol} * \text{K}} \right] * (160 + 273) [\text{K}]}{0.065 [\text{atm}]}$$

$$Q = 355,060 \left[\frac{\text{l}}{\text{hr}} \right] = 355.06 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]$$

Cambiando a unidades inglesas queda:

$$Q = 355.06 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right] * \frac{3.28^3 \text{ p}^3}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 3.48 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

Utilizando una velocidad de 6 p/s, el área de flujo es:

$$A = \frac{3.48 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{6 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]} = 0.58 \left[\text{p}^2 \right] = 83.52 \left[\text{pulg}^2 \right]$$

Estandarizando el área de flujo según figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
10	10.02	78.8

Tabla 46: Dimensiones estandarizadas (TF-1).

Recalculando la velocidad se obtiene lo siguiente:

$$V = \frac{3.48 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{hr}} \right]}{78.8 [\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{ p}^2}{144 [\text{pulg}^2]}} = 6.36 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]$$

La cual se encuentra en el rango permitido.

Finalmente el largo del separador es:

$$L = \frac{\text{Volumen}}{\text{Area de flujo}} = \frac{3.48 [\text{p}^3] * \frac{12^3 \text{ pulg}}{1 \text{ p}^3}}{78.8 [\text{pulg}^2]} = 76.31 [\text{pulg}] = 6.36 [\text{p}]$$

E-3.- Torre de separación flash (TF-2).

El diseño de este equipo al igual que el equipo anterior se basa en que velocidad de los gases se encuentre en el rango de 3-10 p/s, logrando una adecuada mecánica de fluidos y entregando una caída de presión permitida.

Puesto que la torre de separación (TF-2) opera a una presión de 0.065 (atm) absolutas y 180°C, se considera que el flujo (V2) tiene un comportamiento de gas ideal, por lo que el caudal volumétrico está determinado por:

$$Q = \frac{n_{\text{Totales}} * R * T}{P}$$

Del balance de masa (Anexo C-2) se obtienen los moles de cada especie en la corriente (V2).

$$n_{\text{Totales}} = 0.15 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} = 150 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right]$$

Siendo el caudal volumétrico igual a:

$$Q = \frac{150 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] * 0.082 \left[\frac{\text{atm} * \text{l}}{\text{mol K}} \right] * (180 + 273) [\text{K}]}{0.065 [\text{atm}]}$$

$$Q = 85,721.54 \left[\frac{\text{l}}{\text{hr}} \right] = 85.72 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]$$

Cambiando a unidades inglesas queda:

$$Q = 85.72 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right] * \frac{3.28^3 \text{p}^3}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 0.84 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

Utilizando una velocidad de 6 p/s, el área de flujo es:

$$A = \frac{0.84 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{6 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]} = 0.14 [\text{p}^2] = 20.16 [\text{pulg}^2]$$

Estandarizando el área de flujo según figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
6	6.065	28.9

Tabla 47: Dimensiones estandarizadas (TF-2).

Re calculando la velocidad se obtiene lo siguiente:

$$V = \frac{0.84 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{hr}} \right]}{28.9 [\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{ p}^2}{144 [\text{pulg}^2]}} = 4.18 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

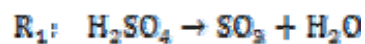
La cual se encuentra en el rango permitido. Finalmente el largo del separador (TF-2) es:

$$L = \frac{\text{Volumen}}{\text{Area flujo}} = \frac{0.84 [\text{p}^3] * \frac{12^3 \text{ pulg}}{1 \text{ p}^3}}{28.9 [\text{pulg}^2]} = 50.22 [\text{pulg}] = 4.18 [\text{p}]$$

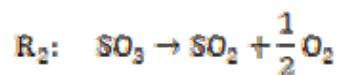
E-4.- Reactor (R-1).

El equipo a diseñar es un reactor flujo pistón (PFR) con resistencias eléctricas como sistema de calentamiento, debido principalmente a que se requiere un sistema de calefacción estable que alcance temperaturas del orden de los 380°C y que minimice las variaciones de temperatura debido a la sensibilidad del proceso.

El diseño del reactor se abordara desde dos aspectos, la transferencia de masa y la transferencia de calor. Desde el punto de vista de la transferencia de masa es necesario conocer la velocidad de la reacción de interés (R1). Si bien esta reacción ha sido ampliamente estudiada y muy utilizada en la industria, no se encontraron datos de velocidad de reacción y parámetros cinéticos asociados a esta.



Por lo cual se decidió diseñar el reactor a partir de datos cinéticos de la reacción (R2), de la que si se tienen datos cinéticos.



La metodología a seguir es la siguiente; Según los estudios realizados a la descomposición de ácido sulfúrico gastado (ver figura 2) la velocidad de reacción de

(R2) es menor a la velocidad de reacción de (R1), lo que se visualiza comparando la pendiente de ambas curvas en la figura, por lo que se corre el riesgo de sobre dimensionar el reactor al utilizar una cinética más lenta, lo cual será contrastado con el análisis hecho desde la perspectiva de la transferencia de calor.

Por lo tanto según la transferencia de masa y los estudios cinéticos realizados a (R2) la velocidad de reacción es³³:

$$r = 2.8 * 10^{14} * e^{\left(\frac{-6040}{T}\right)} \left[\frac{\text{cm}^3}{\text{mol} * \text{s}} \right]$$

La ecuación de diseño para un reactor PFR es:

$$V = F_{A0} * \int_0^{X_s} \frac{dx_a}{r_a}$$

Desde el balance de masa $F_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ inicial es:

$$F_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 13.37 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} * \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 3.71 \left[\frac{\text{mol}}{\text{s}} \right]$$

Mientras que la conversión global de ácido sulfúrico es:

$$\%X_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{mol entran} - \text{mol salen}}{\text{Moles entran}} * 100$$

$$\%X_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{13.37 - 0.95}{13.37} * 100 = 92.89\%$$

Por ultimo, para que la velocidad de reacción este solo en función de la conversión, a partir de la figura 2 se encuentra una relación polinomial entre conversión y temperatura, mediante el siguiente set de datos:

T(K)	X %
413	0
473	0,0462
520	0,185
547	0,323
573	0,533
620	0,78
780	1

Tabla 48: Conversión-Temperatura.

Ajustando y graficando estos puntos a una ecuación cúbica se obtiene lo siguiente:

$$T(X) = 1155 \cdot X^3 - 1589 \cdot X^2 + 790.1 \cdot X + 423.9$$

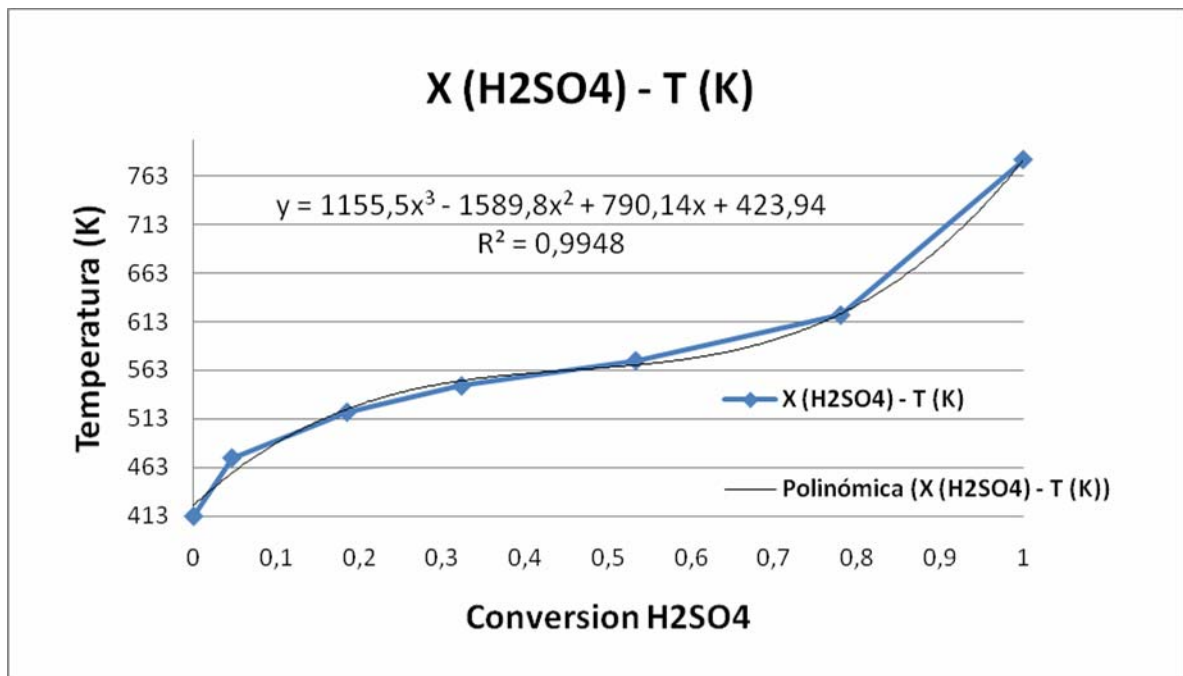


Gráfico (E.1): Conversión -Temperatura.

Por lo que la velocidad de reacción queda así:

$$r = 2.8 * 10^{-14} * e^{\left(\frac{-6040}{1133 \cdot X^2 - 1389 \cdot X^2 + 790.1 \cdot X + 423.9}\right)} \left[\frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{s}} \right]$$

Finalmente reemplazando en la ecuación de diseño:

$$V = 3.71 * \int_0^{0.9289} \frac{dx}{2.8 * 10^{-14} * e^{\left(\frac{-6040}{1133 \cdot X^2 - 1389 \cdot X^2 + 790.1 \cdot X + 423.9}\right)}}$$

Desarrollando la expresión se llega a:

$$V = 1.39 * 10^{-9} [\text{cm}^3] = 1.39 * 10^{-13} [\text{m}^3]$$

Como se ve, el volumen necesario obtenido mediante transferencia de masa es mínimo, además se debe considerar que se utilizó una velocidad de reacción más lenta, por lo cual si se utilizaran los datos cinéticos de (R1) el volumen necesario sería menor a $1.39 * 10^{-13} [\text{m}^3]$, por lo tanto, seguramente la transferencia de calor será el paso controlante que determine finalmente el volumen del reactor.

De acuerdo a esto la ecuación de diseño que determinará el área de transferencia de calor es:

$$Q = U * A * \Delta T \quad (\text{Ec } 13)$$

Del balance de energía se obtiene el calor necesario que debe ser transferido en el reactor para que se lleve a cabo la reacción.

$$Q = 1,497,593,221.97 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 1,419,445.64 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

En tanto la diferencia de temperatura ΔT se debe utilizar en $^{\circ}\text{F}$, por lo que cambiando cada temperatura puntualmente queda:

$$T_{\text{inicial}}(^{\circ}\text{F}) = 1.8 * 180^{\circ}\text{C} + 32 = 356^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{inicial}}(^{\circ}\text{F}) = 1.8 * 378^{\circ}\text{C} + 32 = 712.4^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = 712.4^{\circ}\text{F} - 356^{\circ}\text{F} = 356.4^{\circ}\text{F}$$

Si el coeficiente global de transferencia de calor utilizado es:

$$U = 300 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{p}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \right]$$

Reemplazando los términos en la ecuación 13, el área de transferencia de calor es:

$$A = \frac{1,419,445.64 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{300 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{p}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \right] \cdot 356.4^{\circ}\text{F}} = 13.28 [\text{p}^2]$$

Luego, con la velocidad de gases es posible obtener el área de flujo y así determinar el largo del reactor. El flujo volumétrico de los gases es determinado mediante la ecuación de gas ideal.

$$Q = \frac{23,663 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] \cdot 0.082 \left[\frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right] \cdot (378 + 273) [\text{K}]}{1 [\text{atm}]}$$

$$Q = 1,263,178.27 \left[\frac{\text{l}}{\text{hr}} \right] = 1,263.18 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]$$

Cambiando a unidades inglesas queda:

$$Q = 1,263.18 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right] \cdot \frac{3.28^3 \text{p}^3}{1 \text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{hr}}{3600 \text{s}} = 12.38 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

Utilizando una velocidad de 10 p/s, el área de flujo es:

$$A_{\text{flujo}} = \frac{12.38 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{6 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]} = 2.06 [\text{p}^2] = 297.12 [\text{pulg}^2]$$

Estandarizando el área de flujo según figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
20	19.25	291

Tabla 49: Dimensiones estandarizadas Reactor.

Re calculando la velocidad se obtiene lo siguiente:

$$V = \frac{12.38 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{hr}} \right]}{291 [\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{ p}^2}{144 [\text{pulg}^2]}} = 6.13 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]$$

La cual se encuentra en el rango permitido, por lo que el largo del reactor (R-1) es:

$$L = \frac{13.28 [\text{p}^3]}{19.25 [\text{pulg}] * \frac{1 \text{ p}}{12 \text{ pulg}}} = 8.30 [\text{p}]$$

Con un volumen de:

$$\text{Volumen} = 8.30 [\text{p}] * 291 [\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{ p}^2}{144 [\text{pulg}^2]} = 16.77 [\text{p}^3]$$

$$\text{Volumen} = 0.47 [\text{m}^3]$$

A continuación se calculará la caída de presión donde se cuantificarán las pérdidas por efectos de roce.

$$\Delta P = \frac{h_f * \rho}{144} [\text{Psi}]$$

En donde las pérdidas corresponden a:

$$h_f = \frac{f * L * V^2}{D * 2 * g_c}$$

Para determinar el factor de fricción f, es necesario calcular el número de Reynolds:

$$R_e = \frac{\rho * V * D}{\mu}$$

En donde la densidad de los gases se calcula mediante gases ideales:

$$d = \frac{P * \overline{PM}}{R * T}$$

Si el peso molecular promedio es:

$$\overline{PM} = 54.25 \left[\frac{gr}{mol} \right]$$

La densidad de los gases es:

$$d = \frac{1[atm] * 54.25 \left[\frac{gr}{mol} \right]}{0.082 \left[\frac{atm * l}{mol * K} \right] * (378 + 273)[K]} = 1.02 \left[\frac{gr}{l} \right] = 1.02 * 10^{-3} \left[\frac{Kg}{l} \right]$$

$$d = 6.33 * 10^{-2} \left[\frac{lb}{p^3} \right]$$

Mientras que la viscosidad es sacada desde la figura 3 del anexo G.

$$\mu = 0.031 \text{ cp} = 2.08 * 10^{-5} \left[\frac{lb}{p * s} \right]$$

Con una velocidad de 6.13 p/s y un diámetro de:

$$D = 19.25[pulg] * \frac{1 p}{12pulg} = 1.60[p]$$

El número de Reynolds es:

$$R_e = \frac{6.33 * 10^{-2} \left[\frac{lb}{p^3} \right] * 6.13 \left[\frac{p}{s} \right] * 1.60[p]}{2.08 * 10^{-5} \left[\frac{lb}{p * s} \right]} = 29,848$$

Utilizando la rugosidad relativa del acero comercial el factor e/D es:

$$\frac{e}{D} = \frac{1.5 \times 10^{-4}}{1.60 \times 12} = 1.78 \times 10^{-6}$$

Finalmente con el número de Reynolds y el factor e/D se obtiene el factor de fricción desde la figura 6 del anexo G.

$$f = 0.036$$

Por lo que las pérdidas por concepto de roce con las paredes del reactor son:

$$h_f = \frac{0.036 \times 8.30 \times 6.13^2}{1.60 \times 2 \times 32.2} = 0.11$$

Entregando asociada la siguiente caída de presión.

$$\Delta P = \frac{0.11 [\text{lb}_f] \times 6.33 \times 10^{-2} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^2} \right]}{144} = 4.8 \times 10^{-3} [\text{Psi}]$$

E-5.- Torre de separación flash (TF-3).

El diseño de este equipo al igual que los separadores anteriores se basa en que velocidad de los gases se encuentre en el rango de 3-10 p/s, logrando una adecuada mecánica de fluidos y entregando una caída de presión permitida.

Puesto que la torre de separación (TF-3) opera a una presión de 1 (atm) absoluta y 371°C, se considera que el flujo (V3) tiene un comportamiento de gas ideal, por lo que el caudal volumétrico está determinado por:

$$Q = \frac{n_{\text{Totales}} \times R \times T}{P}$$

Del balance de masa (anexo D-4) se obtienen los moles de cada especie en la corriente (V3).

$$n_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{140.14 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{98 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 1.43 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{SO}_2} = \frac{856 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 13.4 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{192.6 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{18 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 10.7 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{SO}_3} = \frac{19.2 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 0.3 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{O}_2} = \frac{8.64 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{32 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 0.27 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{CSH}_2} = \frac{27.36 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{114 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 0.24 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{C}_2\text{SH}_4} = \frac{12.92 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{562 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right]} = 0.023 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$n_{\text{Totales}} = 23.663 \left[\frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \right] * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} = 23,663 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right]$$

Siendo el caudal volumétrico igual a:

$$Q = \frac{23,663 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] * 0.082 \left[\frac{\text{atm} * \text{l}}{\text{mol} * \text{K}} \right] * (371 + 273) [\text{K}]}{1 [\text{atm}]}$$

$$Q = 1,249,595.70 \left[\frac{l}{hr} \right] = 1,249.60 \left[\frac{m^3}{hr} \right]$$

Cambiando a unidades inglesas queda:

$$Q = 1,249.60 \left[\frac{m^3}{hr} \right] * \frac{3.28^3 p^3}{1 m^3} * \frac{1 hr}{3600 s} = 12.25 \left[\frac{p^3}{s} \right]$$

Utilizando una velocidad de 6 p/s, el área de flujo es:

$$A = \frac{12.25 \left[\frac{p^3}{s} \right]}{6 \left[\frac{p}{s} \right]} = 2.04 [p^2] = 294 [pulg^2]$$

Estandarizando el área de flujo según figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
20	19.25	291

Tabla 50: Dimensiones estandarizadas (TF-3).

Re calculando la velocidad se obtiene lo siguiente:

$$V = \frac{12.25 \left[\frac{p^3}{hr} \right]}{291 [pulg^2] * \frac{1 p^2}{144 [pulg^2]}} = 6.06 \left[\frac{p}{s} \right]$$

La cual se encuentra en el rango permitido. Finalmente el largo del separador (TF-3) es:

$$L = \frac{\text{Volumen}}{\text{Area flujo}} = \frac{12.25 [p^3] * \frac{12^3 pulg}{1 p^3}}{291 [pulg^2]} = 72.74 [pulg] = 6.06 [p]$$

E-6.- Intercambiador de calor (I-4).

Este equipo es un intercambiador de calor de calor tubo y carcasa, en donde el ácido fluye por el lado de carcasa y el agua por el lado de tubo. Para chequear el diseño se calcularán ambas caídas de presión, las cuales deben de estar dentro de los rangos permitidos.

En primera instancia se calculará el LMTD para determinar el área de transferencia necesaria.

Para el ácido sulfúrico:

$$T_1 = 195^\circ\text{C} = 383^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$$

Mientras que para el agua:

$$t_1 = t_2 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

La temperatura es la misma debido a que el agua cambia de estado.

$$\text{LMTD} = \frac{(383 - 212) - (221 - 212)}{\ln\left(\frac{383 - 212}{221 - 212}\right)} = 55.02^\circ\text{F}$$

El calor que se debe remover obtenido desde el balance de energía es:

$$Q = 995,888,664.5 \left[\frac{\text{J}}{\text{hr}} \right] = 943,921.10 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

Según la figura 5, del anexo G, el coeficiente global de transferencia de calor es:

$$U = 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

Mediante la ecuación de diseño, el área de transferencia necesaria es:

$$A = \frac{943,921.10 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{p}^2 \cdot \text{°F}} \right] \cdot 55.02 [\text{°F}]} = 252.90 [\text{p}^2]$$

Por el lado de tubo, con agua que vaporiza como fluido, desde balance de energía la masa necesaria de agua a vaporizar es:

$$m_{A4} = 405.01 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Y utilizando la densidad del vapor saturado a 100°C de tablas de vapor:

$$d_{\text{vapor}} = 5.34 \cdot 10^{-4} \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right]$$

Suponiendo que el haz de tubos consta de 41 tubos, el caudal volumétrico por tubo es:

$$Q = \frac{405.01 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}}}{5.34 \cdot 10^{-4} \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right] \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{3.28^3 \text{ p}^3} \cdot 41} = 0.18 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

Si se supone que la velocidad es de 10 p/s, el área de flujo es:

$$A = \frac{0.18 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{10 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]} = 0.018 [\text{p}^2] = 2.61 [\text{pulg}^2]$$

Estandarizando el área de flujo según figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño IPS (pulg)	Diámetro ext (pulg)	Diámetro int (pulg)	Área (pulg ²)
2	2.38	2.067	3.35

Tabla 51: Dimensiones estandarizadas (tubo).

Re calculando la velocidad se obtiene:

$$V = \frac{0.18 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{3.35[\text{pulg}^2] * \frac{1\text{p}^3}{144[\text{pulg}^2]}} = 7.74 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]$$

Por lo que el área de transferencia efectiva es:

$$A = N^{\circ}\text{tubos} * \pi * D_e * L_{\text{Tubo}}$$

Suponiendo que el largo de cada tubo es 2 (m).

$$A = 41 * \pi * 2.38[\text{pulg}] * \frac{1 \text{ p}}{12 \text{ pulg}} * 2[\text{m}] * \frac{3.28 \text{ p}}{1 \text{ m}} = 167.58[\text{p}^2]$$

Por lo que el número de pasos por tubo es:

$$N^{\circ} \text{ pasos} = \frac{A_{\text{Transferencia Total}}}{A} = \frac{252.30[\text{p}^2]}{167.58[\text{p}^2]} = 1.5 \approx 2$$

El número de pasos obtenido es 1.5, el cual se aproxima 2 considerando que habrá un porcentaje del área de transferencia pérdida, debido a que el ácido sulfúrico condensado la tendrá sumergida.

Para el cálculo de la caída de presión, los datos físicos para el agua son:

$$d_{\text{vapor}} = 3.33 * 10^{-2} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right]$$

$$\mu = 0.012 \text{ cp} = 8.05 * 10^{-6} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p} * \text{s}} \right]$$

Por lo tanto el número de Reynolds es:

$$R_e = \frac{3.33 * 10^{-2} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right] * 7.74 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right] * 2.067[\text{pulg}] \frac{1 \text{ p}}{12 \text{ pulg}}}{8.05 * 10^{-6} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p} * \text{s}} \right]} = 5,515$$

Utilizando la rugosidad relativa del acero comercial el factor e/D es:

$$\frac{e}{D} = \frac{1.5 \times 10^{-4}}{2.067} = 7.26 \times 10^{-5}$$

Finalmente con el número de Reynolds y el factor e/D se obtiene el factor de fricción desde la figura 6, anexo G.

$$f = 0.035$$

Por lo que las perdidas por concepto de roce con las paredes del tubo son:

$$h_f = \frac{0.036 \times 2 \times 2 \times 3.28 \times 7.74^2}{0.17 \times 2 \times 32.2} = 2.58$$

Con lo cual se calcula la caída de presión.

$$\Delta P = \frac{2.58 [\text{bf}] \times 3.33 \times 10^{-2} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right]}{144} = 5.96 \times 10^{-4} [\text{Psi}]$$

Además considerando la caída de presión por retorno que se define como:

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

Donde n es el número de pasos por tubo y s la gravedad específica. El valor del factor $(V^2/2g_c)$ se le denomina cabeza de velocidad, que se obtiene de la figura 2 del anexo G.

Con una masa velocidad de:

$$G = \frac{405.01 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \times \frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}}}{3.35 [\text{pulg}^2] \times \frac{1 \text{ p}^2}{144 [\text{pulg}^2]} \times 41} = 934.17 \left[\frac{\text{lb}}{\text{hr} \times \text{p}^2} \right]$$

Se obtienen lo siguiente:

$$\frac{v^2}{2 * g_c} = 0.001[\text{psi}]$$

Utilizando como referencia la densidad del aire, la gravedad específica es:

$$S = \frac{5.34 * 10^{-4}}{1.25 * 10^{-3}} = 0.43$$

Por lo tanto la caída de presión por retorno es:

$$\Delta P_r = \frac{4 * 2}{0.43} * 0.001[\text{psi}] = 0.019[\text{psi}]$$

Así la caída de presión total por tubo es:

$$\Delta P_T = \Delta P + \Delta P_r = 5.96 * 10^{-4}[\text{Psi}] + 0.019[\text{psi}]$$

$$\Delta P_T = 1.96 * 10^{-3}[\text{Psi}]$$

Mientras que por carcasa, con ácido sulfúrico como fluido, en primer lugar se debe determinar el caudal volumétrico de la corriente.

A la temperatura de operación y composición en peso de ácido, su densidad es:

$$d = 0.75 \left[\frac{\text{kg}}{\text{l}} \right] = 46.76 \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right]$$

Con el flujo másico de la corriente obtenido desde el balance de masa y su densidad, se obtiene el caudal volumétrico.

$$Q = \frac{1256.87 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}}}{46.76 \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right] * \frac{1 \text{ Kg}}{2.2 \text{ lb}}} = 0.016 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]$$

Suponiendo una velocidad de 10 p/s, el área de flujo es:

$$A = \frac{0.016 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{10 \left[\frac{\text{p}^2}{\text{s}} \right]} = 1.6 * 10^{-3} [\text{p}^2] = 0.23 [\text{pulg}^2]$$

Mientras que el área utilizada por el haz de tubos es:

$$A_{\text{Tubos}} = N_{\text{Tubos}} * \pi * \frac{D_o^2}{4}$$

$$A_{\text{Tubos}} = 41 * \pi * \frac{(2.38 [\text{pulg}])^2}{4} = 182.4 [\text{pulg}^2]$$

Por lo tanto el área total es:

$$A_{\text{Total}} = 182.4 [\text{pulg}^2] + 0.23 [\text{pulg}^2] = 182.63 [\text{pulg}^2]$$

Estandarizando el área de flujo según la figura 1 del anexo G, se tiene que:

Tamaño nominal IPS (pulg)	Diámetro interno (pulg)	Área de flujo (pulg ²)
16	15.25	183

Tabla 52: Dimensiones estandarizadas (carcasa).

Por lo tanto el área de flujo efectiva es:

$$A_{\text{Efectiva}} = 183 [\text{pulg}^2] - 182.4 [\text{pulg}^2] = 0.6 [\text{pulg}^2]$$

Re calculando la velocidad se obtiene:

$$V = \frac{0.016 \left[\frac{\text{p}^3}{\text{s}} \right]}{0.6 [\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{p}^2}{144 [\text{pulg}^2]}} = 3.84 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right]$$

Teniendo la velocidad se calcula la caída de presión, definiendo al diámetro como:

$$D = 4 * Rh$$

Y al radio hidráulico como:

$$R_h = \frac{\text{Area de flujo}}{\text{perimetro mojado}}$$

perimetro mojado =

$$2 * \pi * \frac{15.25[\text{pulg}]}{2} * \frac{1 \text{ p}}{12 \text{ pulg}} + 2 * \pi * \frac{2.38[\text{pulg}]}{2} * \frac{1 \text{ p}}{12 \text{ pulg}} * 41$$

$$\text{perimetro mojado} = 29.54[\text{p}]$$

$$R_h = \frac{0.6[\text{pulg}^2] * \frac{1 \text{ p}^2}{144 \text{ pulg}^2}}{29.54[\text{p}]} = 1.41 * 10^{-4}[\text{p}]$$

Por lo tanto el diámetro es:

$$D = 4 * 1.41 * 10^{-4}[\text{p}] = 5.64 * 10^{-4}[\text{p}]$$

Utilizando una densidad de:

$$d = 0.05 \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right]$$

Y una viscosidad de:

$$\mu = 0.008 \text{ cp} = 5.36 * 10^{-6} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p} * \text{s}} \right]$$

El número de Reynolds es:

$$R_e = \frac{5.64 * 10^{-4}[\text{p}] * 3.84 \left[\frac{\text{p}}{\text{s}} \right] * 0.05 \left[\frac{\text{lb}}{\text{p}^3} \right]}{5.36 * 10^{-6} \left[\frac{\text{lb}}{\text{p} * \text{s}} \right]} = 20.20$$

Al ser el Reynolds tan bajo, el factor de fricción se determina por la ecuación de Fanny.

$$f = \frac{64}{R_e}$$

Por lo que el factor de fricción es:

$$f = 3.1$$

Con lo cual se determinan las pérdidas:

$$h_f = \frac{3.09 * 2 * 3.28 * 3.84^2}{5.64 * 10^{-4} * 2 * 32.2} = 8229.24$$

Considerando que la caída total de presión por carcasa es:

$$\Delta P = \frac{h_f * \rho * (N + 1)}{144}$$

Donde el término (N+1) corresponde al número de cruces, y se define como:

$$(N + 1) = \frac{12 * L}{D_{\text{deflectores}}}$$

Si se considera que la distancia entre cada deflector es:

$$D_{\text{deflectores}} = D_{\text{carcasa}}$$

El número de cruces es:

$$(N + 1) = \frac{2[m] * \frac{3.28 \text{ p}}{1 \text{ m}} * \frac{12 \text{ pulg}}{1 \text{ p}}}{15.25[\text{pulg}]} = 5.16$$

Finalmente la caída de presión es:

$$\Delta P = \frac{8229.24 * 0.05 * 5.16}{144} = 14.74[\text{psi}]$$

ANEXO F: Evaluación económica.

En este anexo se mostrará en detalle los cálculos y procedimientos realizados que permitieron obtener los resultados mostrados en el capítulo V.

F-1.- Costo equipos.

F-1.1- Reactor (R-1).

El costo del reactor es determinado mediante la figura 30³⁴, que según la capacidad de este y el material del equipo, entregan un valor aproximado del costo. Utilizando el volumen del reactor determinado en el anexo E-4 y acero inoxidable como material (se utiliza este debido a que no se cuenta con información relacionada al Duriron) el costo del reactor al año 2002 es:

$$\text{Costo Reactor} = 15,000 \text{ USD}$$

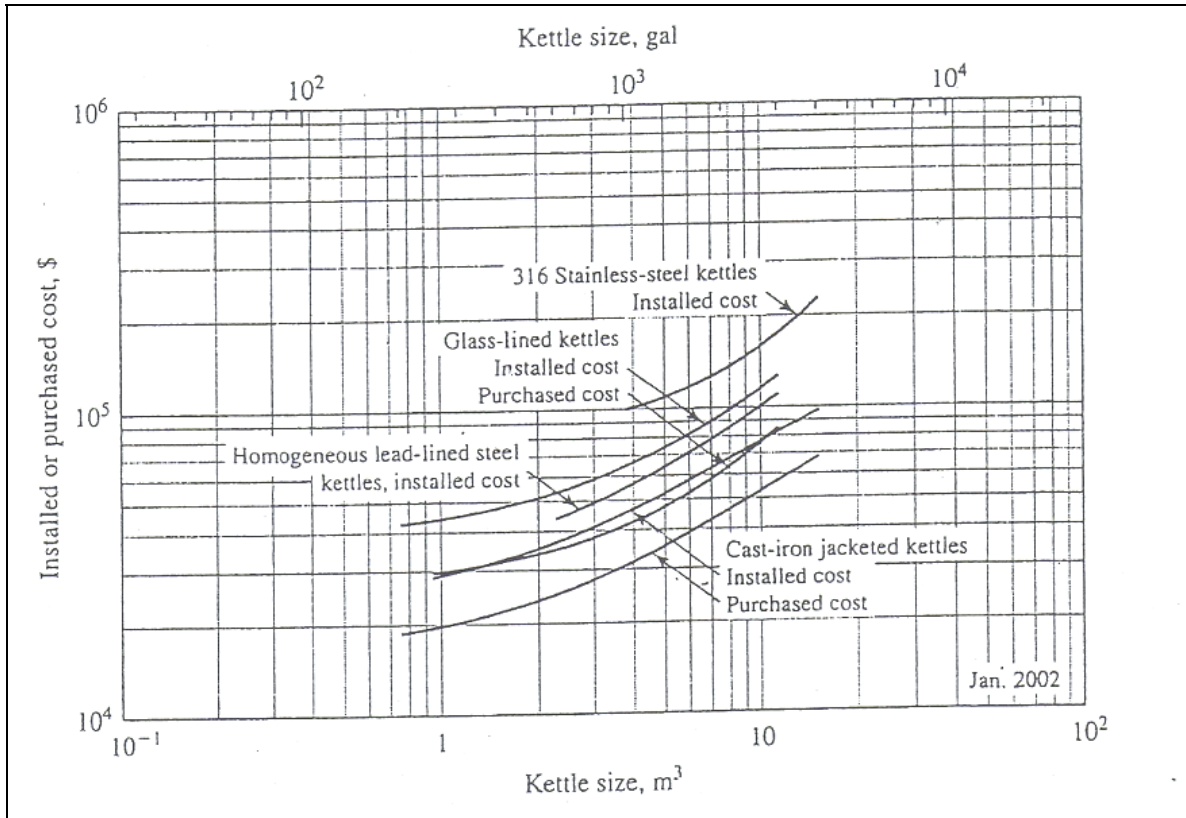


Figura 30: Costos reactor.

Utilizando los índices de M&S, el costo actual es:

$$\text{Costo Reactor} = 15000 \text{ USD} * \frac{\text{M\&S (2010)}}{\text{M\&S (2002)}}$$

$$\text{Costo Reactor} = 15000 \text{ USD} * \frac{1549.3}{1104.2} = 21,047 \text{ USD}$$

Este valor no incorpora el sistema de calentamiento, y al no contar con mayor información, se añade al costo del reactor el costo de un intercambiador de calor³⁵ con un área necesaria para cumplir con los requerimientos energéticos del sistema, como se muestra a continuación.

$$\text{Costo(USD)} = 900 * f_m * f_p * A^{0.18}$$

Donde:

fm: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

fp: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (13.27)^{0.418} = 3,154 \text{ USD}$$

Este valor corresponde al año 1985, por lo que utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 3,154 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 6,011 \text{ USD}$$

Por lo tanto el costo total del reactor es:

$$\text{Costo Reactor} = 21,047 \text{ USD} + 6,011 \text{ USD} = 27,058 \text{ USD}$$

F-1.2.-Torres de separación.

F-1.2.1.- Torre de separación (TF-1).

El costo de las torres de separación flash están determinadas por la siguiente fórmula³⁶:

$$\text{Costo (TF - 1)} = fm * C_b + C_a \text{ (USD)}$$

En donde:

$$C_b = \exp[9.1 - 0.2889 * \ln(W) + 0.04576 * \ln(W)^2] \quad \text{con W en lbs}$$

$$C_a = 246 * D^{0.7396} * L^{0.7068} \quad \text{con L y D en pies}$$

fm: 1.7 (factor de material, acero inoxidable 304)

Si W corresponde al peso del equipo, conociendo la densidad del material y el espesor se determina la masa total.

Los datos necesarios para determinar el espesor del separador se muestran a continuación:

Temperatura	160°C
Presión	0.065 atm(a)
Largo	6.36 pies
Diámetro interno	0.835 pies

Tabla 53: Condiciones de operación y dimensiones (TF-1).

El diseño de este equipo se debe realizar a presión externa, con la siguiente presión de operación:

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{Externa}} - P_{\text{Interna}} = 1 - 0.065 = 0.935 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operación}} = 13.74 \text{ psi}$$

El procedimiento a seguir es el diseño mecánico del equipo sin anillos de refuerzo, en el cual se realiza un tanteo, dándose el espesor para encontrar la presión admisible a través de la figura 7 del anexo G, hasta que se cumpla la siguiente desigualdad:

$$P_{\text{Admisible}} > P_{\text{operación}}$$

Los pasos son los siguientes:

- 1.- Elijo un espesor en mm.
- 2.- Calculo el diámetro externo.
- 3.- Calculo el cociente largo/diámetro externo.
- 4.- Calculo el cociente diámetro externo/espesor.
- 5.- Desde figura 7 del anexo G, determino el factor B.

6.- Calculo la presión admisible y verifico la desigualdad mencionada anteriormente.

Los valores obtenidos son:

T (mm)	do (mm)	L/do	do/t	B (psi)	Pad (psi)
3	260.6	7.44	86.86	3000	34.54
2	258.6	7.49	129.3	1800	13.92

Tabla 54: Calculo espesor (TF-1).

Como se observa el espesor es 3 mm. Al ser el ácido sulfúrico un producto altamente corrosivo se debe considerar un margen de seguridad, como se vio anteriormente, la velocidad de corrosión del material seleccionado es 1-5 mm/año, por lo cual el espesor final corresponde a:

$$t = 3[\text{mm}] + 5[\text{mm}] = 8[\text{mm}] = 2.624 * 10^{-2}[\text{p}]$$

Por lo tanto el volumen total del equipo es:

$$V_{\text{Total}} = \pi * \left[\frac{0.89}{2} \right]^2 * 6.36 = 3.96[\text{p}^3]$$

Mientras que el volumen interno es:

$$V_{\text{interno}} = \pi * \left[\frac{0.835}{2} \right]^2 * 6.36 = 3.48[\text{p}^3]$$

Finalmente el volumen de la carcasa es:

$$V_{\text{carcasa}} = 3.96[\text{p}^3] - 3.48[\text{p}^3] = 0.48[\text{p}^3]$$

Considerando que la densidad del acero inoxidable es 8000 kg/m³, la masa total del separador es:

$$\text{Masa(TF - 1)} = 8000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] * 0.48[\text{p}^3] * \frac{1 \text{ m}^3}{3.28^3 \text{p}^3} = 112[\text{Kg}]$$

$$\text{Masa(TF - 1)} = 50.90[\text{lb}]$$

Por lo tanto Cb es:

$$C_b = \exp[9.1 - 0.2889 * \ln(50.90) + 0.04576 * \ln(50.90)^2]$$

$$C_b = 5,834 \text{ USD}$$

Mientras que Ca es:

$$C_a = 246 * 0.89^{0.7396} * 6.36^{0.7098} = 835 \text{ USD}$$

Finalmente reemplazando los valores obtenidos, el costo del separador es:

$$C = 1.7 * 5,834 [\text{USD}] + 835 [\text{USD}] = 10,753 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo (TF - 1)} = 10,753 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 20,492 \text{ USD}$$

F-1.2.2.- Torre de separación (TF-2).

Se debe determinar el peso total del separador, los datos necesarios son:

Temperatura	180°C
Presión	0.065 atm(a)
Largo	4.18 pies
Diámetro interno	6.06 pies

Tabla 55: Condiciones de operación y dimensiones (TF-2).

La presión de operación es:

$$\text{Presion operacion} = P_{\text{Externa}} - P_{\text{Interna}} = 1 - 0.065 = 0.935 \text{ atm}$$

$$\text{Presion operacion} = 13.74 \text{ psi}$$

Siguiendo el mismo procedimiento descrito anteriormente, el espesor seleccionado es:

T (mm)	do (mm)	L/do	do/t	B (psi)	Pad (psi)
2	158.09	8.06	79	2800	34.44
1	156.09	8.17	156.09	1200	7.68

Tabla 56: Calculo espesor (TF-2).

Como se observa el espesor es 2 mm, agregando el margen de seguridad, el espesor final corresponde a:

$$t = 2[\text{mm}] + 5[\text{mm}] = 7[\text{mm}] = 2.296 * 10^{-2}[\text{p}]$$

Por lo tanto el volumen total del equipo es:

$$V_{\text{Total}} = \pi * \left[\frac{0.55}{2} \right]^2 * 4.18 = 0.99[\text{p}^3]$$

Mientras que el volumen interno es:

$$V_{\text{interno}} = \pi * \left[\frac{0.5}{2} \right]^2 * 4.18 = 0.84[\text{p}^3]$$

Finalmente el volumen de la carcasa es:

$$V_{\text{carcasa}} = 0.99[\text{p}^3] - 0.84[\text{p}^3] = 0.15[\text{p}^3]$$

Considerando que la densidad del acero inoxidable es 8000 kg/m³, la masa total del separador es:

$$\text{Masa(TF - 2)} = 8000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] * 0.15 [\text{p}^3] * \frac{1 \text{ m}^3}{3.28^3 \text{ p}^3} = 34 [\text{Kg}]$$

$$\text{Masa(TF - 1)} = 15.45 [\text{lb}]$$

Por lo tanto Cb es:

$$C_b = \exp[9.1 - 0.2889 * \ln(15.45) + 0.04576 * \ln(15.45)^2]$$

$$C_b = 5,722 \text{ USD}$$

Mientras que Ca es:

$$C_a = 246 * 0.55^{0.7396} * 4.18^{0.7098} = 435 \text{ USD}$$

Finalmente reemplazando los valores obtenidos, el costo del separador es:

$$C = 1.7 * 5,722 [\text{USD}] + 435 [\text{USD}] = 10,163 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo (TF - 2)} = 10,163 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 19,368 \text{ USD}$$

F-1.2.3.- Torre de separación (TF-3).

El diseño mecánico de este equipo es algo diferente a los anteriores, debido principalmente a que este no opera a vacío, por lo que el espesor está determinado por:

$$t = \frac{P * d}{2 * \sigma_{Adm}}$$

En primer lugar se deben identificar las variables a utilizar

Temperatura	371°C
Presión	1 atm(a)

Diámetro	1.6 pies
----------	----------

Tabla 57: Condiciones de operación y dimensiones (TF-3).

Desde bibliografía³⁷ se obtiene el esfuerzo admisible, el cual está en función del material y la temperatura de operación.

$$\sigma_{Adm}(\text{Acero Inoxidable 304 gr B, } 700^{\circ}\text{F}) = 14,800 \text{ psi}$$

Por lo tanto el espesor es:

$$t = \frac{1[\text{atm}] * 487.8[\text{mm}]}{2 * 14,800 [\text{psi}] * \frac{1 \text{ atm}}{14.7 \text{ psi}}} = 0.24[\text{mm}]$$

Considerando el margen de seguridad, el espesor final es:

$$t = 0.24[\text{mm}] + 5[\text{mm}] = 5.24[\text{mm}] \approx 6[\text{mm}]$$

De esta forma el volumen total del equipo es:

$$V_{\text{Total}} = \pi * \left[\frac{1.64}{2} \right]^2 * 6.06 = 12.80[\text{p}^3]$$

Mientras que el volumen interno es:

$$V_{\text{interna}} = \pi * \left[\frac{1.6}{2} \right]^2 * 6.06 = 12.18[\text{p}^3]$$

Finalmente el volumen de la carcasa es:

$$V_{\text{carcasa}} = 12.80[\text{p}^3] - 12.18[\text{p}^3] = 0.62[\text{p}^3]$$

Considerando que la densidad del acero inoxidable es 8000 kg/m^3 , la masa total del separador es:

$$\text{Masa(TF - 2)} = 8000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] * 0.62[\text{p}^3] * \frac{1 \text{ m}^3}{3.28^3 \text{p}^3} = 140.56[\text{Kg}]$$

$$\text{Masa(TF - 3)} = 63.89[\text{lb}]$$

Por lo tanto Cb es:

$$C_b = \exp[9.1 - 0.2889 * \text{Ln}(63.89) + 0.04576 * \text{Ln}(63.89)^2]$$

$$C_b = 5,943 \text{ USD}$$

Mientras que Ca es:

$$C_a = 246 * 1.64^{0.7398} * 6.06^{0.7098} = 1,268 \text{ USD}$$

Finalmente reemplazando los valores obtenidos, el costo del separador es:

$$C = 1.7 * 5,943 [\text{USD}] + 1,268 [\text{USD}] = 11,372 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo (TF - 3)} = 11,372 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 21,672 \text{ USD}$$

En conclusión, el costo de los equipos de separación es:

$$\text{Costo Separadores} = 20,492 \text{ USD} + 19,368 \text{ USD} + 21,672 \text{ USD}$$

$$\text{Costo Separadores} = 61,532 \text{ USD}$$

F-1.3.- Intercambiadores de calor.

F-1.3.1.- Intercambiador de calor (I-1).

Para determinar el costo de un intercambiador de calor es necesario encontrar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño.

$$A = \frac{Q}{LMTD * U}$$

Identificando las temperaturas involucradas:

$$T_1 = 195^{\circ}\text{C} = 383^{\circ}\text{F} \quad T_2 = 105^{\circ}\text{C} = 221^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 184^{\circ}\text{C} = 363^{\circ}\text{F} \quad t_2 = 25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

El LMTD es:

$$LMTD = \frac{(383 - 363) - (221 - 77)}{\ln\left(\frac{383 - 363}{221 - 77}\right)} = 62.6^{\circ}\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 150 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 135.12 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 128,069.15 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{128,069.15 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{62.6^{\circ}\text{F} * 150 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F}} \right]} = 13.66 [\text{pie}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente fórmula³⁶:

$$\text{Costo}(I - 1) = 900 * f_m * f_p * A^{0.18}$$

Donde:

f_m: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

f_p: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (13.66)^{0.18} = 3,170 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 3,170 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 6,041 \text{ USD}$$

F-1.3.2.- Intercambiador de calor (I-2).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 371^\circ\text{C} = 699.8^\circ\text{F} \quad T_2 = 322^\circ\text{C} = 611.6^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 186^\circ\text{C} = 366.8^\circ\text{F} \quad t_2 = 160^\circ\text{C} = 320^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$\text{LMTD} = \frac{(699.8 - 366.8) - (611.6 - 320)}{\ln\left(\frac{699.8 - 366.8}{611.6 - 320}\right)} = 311.84^\circ\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 68 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 20.48 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 19,416.03 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{19,416.03 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{311.84 \text{ }^\circ\text{F} * 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} * \text{p}^2 * \text{ }^\circ\text{F}} \right]} = 0.91 [\text{p}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente fórmula³⁶:

$$\text{Costo}(I-2) = 900 * f_m * f_p * A^{0.18}$$

Donde:

fm: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

fp: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (0.91)^{0.18} = 1,947 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 1,947 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 3,711 \text{ USD}$$

F-1.3.3.- Intercambiador de calor (I-3).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 322^\circ\text{C} = 611.6^\circ\text{F} \quad T_2 = 195^\circ\text{C} = 383^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F} \quad t_2 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$\text{LMTD} = \frac{(611.6 - 212) - (383 - 77)}{\ln\left(\frac{611.6 - 212}{383 - 77}\right)} = 350.72^\circ\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 68 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 53.04 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 50,273.28 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{50,273.28 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{350.72^\circ\text{F} * 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}} \right]} = 2.11 [\text{pie}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente formula:

$$\text{Costo(I-2)} = 900 * fm * fp * A^{0.18}$$

Donde:

fm: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

fp: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (2.11)^{0.18} = 2,265 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 2,265 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 4,317 \text{ USD}$$

F-1.3.4.- Intercambiador de calor (I-4).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 195^\circ\text{C} = 383^\circ\text{F} \quad T_2 = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F} \quad t_2 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$\text{LMTD} = \frac{(383 - 212) - (221 - 212)}{\text{Ln}\left(\frac{383 - 212}{221 - 212}\right)} = 55.01^\circ\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 68 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 995.88 \left[\frac{\text{Mj}}{\text{hr}} \right] = 943,912.01 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{943,912.01 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{55.01 \text{ °F} \cdot 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{p}^2 \cdot \text{°F}} \right]} = 252.33 [\text{p}^2]$$

Al ser el área superior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubo y carcasa, con un costo determinado por la siguiente expresión³⁶:

$$\text{Costo}(I - 4) = fd \cdot fm \cdot fp \cdot C_b$$

Donde:

$$C_b = \exp[3.821 - 0.30863 \cdot \ln(A) + 0.0681(\ln A)^2]$$

Con fd para tubo en U:

$$fd = \exp[-0.9816 + 0.083 \cdot \ln(A)]$$

Con un factor de presión fp (entre 100-300 psig) igual a:

$$fp = 0.7771 + 0.04981 \cdot \ln(A)$$

Y un factor de material para acero inoxidable 304:

$$fm = 0.08193 + 0.15984 \cdot \ln(A)$$

Con los cuales se calcula el costo del equipo:

$$C_b = \exp[3.821 - 0.30863 \cdot \ln(252.33) + 0.0681(\ln 252.33)^2] = 9.869$$

$$fd = \exp[-0.9816 + 0.083 \cdot \ln(252.33)] = 0.59$$

$$fp = 0.7771 + 0.04981 \cdot \ln(252.33) = 1.05$$

$$fm = 0.08193 + 0.15984 \cdot \ln(252.33) = 2.15$$

$$\text{Costo}(I-4) = 0.59 * 2.15 * 1.05 * 9,869 = 13,145 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 13,145 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 25,050 \text{ USD}$$

F-1.3.5.- Intercambiador de calor (I-5).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 371^\circ\text{C} = 699.8^\circ\text{F} \quad T_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F} \quad t_2 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$\text{LMTD} = \frac{(700 - 212) - (122 - 77)}{\ln\left(\frac{700 - 212}{122 - 77}\right)} = 185.58^\circ\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 150 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 20.96 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 19,863.32 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{19,863.32 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{185.58^\circ\text{F} * 150 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} * \text{p}^2 * ^\circ\text{F}} \right]} = 0.71 [\text{p}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente fórmula³⁶:

$$\text{Costo}(I-2) = 900 * f_m * f_p * A^{0.18}$$

Donde:

fm: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

fp: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (0.71)^{0.418} = 1,862 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 1,862 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 3,549 \text{ USD}$$

F-1.3.6.- Intercambiador de calor (I-6).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 164^\circ\text{C} = 327.2^\circ\text{F} \quad T_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F} \quad t_2 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$\text{LMTD} = \frac{(327.2 - 212) - (122 - 77)}{\ln\left(\frac{327.2 - 212}{122 - 77}\right)} = 74.68^\circ\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 68 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 33.40 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 31,660.72 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{31,660.72 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{74.68 \text{ °F} \cdot 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{p}^2 \cdot \text{°F}} \right]} = 6.23 [\text{p}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente formula:

$$\text{Costo(I-2)} = 900 \cdot f_m \cdot f_p \cdot A^{0.18}$$

Donde:

f_m: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

f_p: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 \cdot 2.2 \cdot 1 \cdot (6.23)^{0.18} = 2,753 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 2,753 \text{ USD} \cdot \frac{1549.3}{813} = 5,248 \text{ USD}$$

F-1.3.7.- Intercambiador de calor (I-7).

Al igual que la etapa anterior se debe determinar el área de transferencia de calor, mediante la ecuación de diseño, por lo tanto se identifican los términos involucrados.

$$T_1 = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F} \quad T_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F} \quad t_2 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

El LMTD es:

$$LMTD = \frac{(221 - 212) - (122 - 77)}{\ln\left(\frac{221 - 212}{122 - 77}\right)} = 22.37^{\circ}\text{F}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor de 68 (btu/hr*°F*pie²) según la figura 5 del anexo G y un calor transferido igual a:

$$Q = 38.48 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{hr}} \right] = 36,474.77 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]$$

$$A = \frac{36,474.77 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right]}{22.37^{\circ}\text{F} * 68 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F}} \right]} = 23.99[\text{pie}^2]$$

Al ser el área inferior a 200 pies², se selecciona un intercambiador de tubos concéntricos, con un costo determinado por la siguiente formula³⁶:

$$\text{Costo}(I - 2) = 900 * f_m * f_p * A^{0.18}$$

Donde:

f_m: 2.2 (factor de material, acero inoxidable)

f_p: 1 (presión menor a 4 bar)

A: área de transferencia de calor en pies²

$$\text{Costo} = 900 * 2.2 * 1 * (23.99)^{0.18} = 3,508 \text{ USD} \quad (\text{Al año 1985})$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 3,508 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 6,685 \text{ USD}$$

En conclusión, el costo de los equipos que transfieren calor es:

$$\text{Costo (Int de calor)} =$$

$$6,041 \text{ USD} + 3,711 \text{ USD} + 4,317 \text{ USD} + 25,050 \text{ USD} + 3,549 \text{ USD} + 5,248 \text{ USD} \\ + 6,685 \text{ USD} = 54,601 \text{ USD}$$

F-1.4.- Estanques de almacenamiento.

El costo de los estanques de almacenamiento³⁶ esta determinado por la siguiente formula:

$$C = fm \cdot \exp(2.631 + 1.3673 \cdot \ln(V) - 0.06309 \cdot \ln(V^2)) \text{ (USD)}$$

Para $1300 < V < 21000 \text{ galones}$.

Como es posible apreciar, el costo esta en función de la capacidad de almacenamiento y del material del equipo, por lo cual se analizara cada caso por separado.

F-1.4.1- Estaque Acido gastado.

Debido a que el acido es altamente corrosivo, el material a utilizar es acero inoxidable 304, mientras que la capacidad de almacenamiento es el doble de lo alimentado por hora, ya que al considerar que la planta de regeneración se encuentra anexa a la panta de alquiler el abastecimiento de acido se efectuara en la medida que este se consuma en la planta de regeneración.

Si el flujo de acido gastado alimentado es:

$$F_1 = 1,458. \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]$$

Si la densidad es 1.8091 Kg/L, la capacidad de almacenamiento es:

$$V = \frac{1,458 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] \cdot 2[\text{hr}]}{1.8091 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right]} = 1,611.85[\text{l}] = 354.61[\text{gal}]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 1300 y 21000 galones, puesto que la capacidad del estanque de acido gastado esta fuera de este rango, se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 2.4 * \exp(2.631 + 1.3673 * \ln(1300) - 0.06309 * \ln(1300^2))$$

$$\text{Costo} = 23,546 \text{ USD}$$

$$\text{Costo} = 23,546 * \left[\frac{354.61}{1300} \right]^{0.22} = 11,983 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 11,983 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 22,836 \text{ USD}$$

F-1.4.2- Estaque Agua.

La cantidad de agua necesaria por conceptos de enfriamiento quedo determinada en el balance de energía, que corresponde a:

$$\text{Masa agua} = 464.07 \left[\frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right]$$

Considerando una densidad de 1 Kg/L y por motivos de seguridad (enfriamiento) una capacidad del doble de la necesaria, el volumen de almacenamiento es:

$$V = \frac{464.07 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 2[\text{hr}]}{1 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right]} = 928.14[\text{l}] = 204.19[\text{gal}]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 1300 y 21000 galones, puesto que la capacidad del estanque de agua esta fuera de este rango, se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 0.55 * \exp(2.631 + 1.3673 * \ln(1300) - 0.06309 * \ln(1300^2))$$

$$C = 5,396 \text{ USD}$$

$$C = 5,396 * \left(\frac{204.19}{1300}\right)^{0.82} = 2,061 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 2,061 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 3,928 \text{ USD}$$

F-1.4.3- Estaque Octano.

La cantidad de octano obtenido como subproducto quedo determinado en el balance de masa:

$$\text{Masa octano} = 88.92 \left[\frac{\text{kg}}{\text{hr}}\right]$$

Considerando que el octano puede ser enviado continuamente a la planta de alquilación, la capacidad de almacenamiento será del doble de la requerida por el proceso en 1 hora.

$$V = \frac{88.92 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}\right] * 2[\text{hr}]}{0.76 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}}\right]} = 234[\text{l}] = 51.48[\text{gal}]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 1300 y 21000 galones, puesto que la capacidad del estanque de octano esta fuera de este rango, se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 0.55 * \exp(2.631 + 1.3673 * \ln(1300) - 0.06309 * \ln(1300^2))$$

$$C = 5,396 \text{ USD}$$

$$C = 5,396 * \left(\frac{51.48}{1300}\right)^{0.82} = 1,007 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 1,007 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 1,919 \text{ USD}$$

F-1.4.4.- Estaque Acido descarte.

La cantidad de octano obtenido como subproducto quedo determinado en el balance de masa, además si se considera que el acido de descarte debe ser retirado por terceros, la capacidad de almacenamiento será la igual al volumen almacenado durante 48 horas de funcionamiento.

$$V = \frac{109.4 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 48 [\text{hr}]}{1.7375 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right]} = 3,023 [\text{l}] = 666 [\text{gal}]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 1300 y 21000 galones, puesto que la capacidad del estanque esta fuera de este rango, se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 2.4 * \exp(2.631 + 1.3673 * \ln(1300) - 0.06309 * \ln(1300^2))$$

$$C = 23,546 \text{ USD}$$

$$C = 23,546 * \left(\frac{666}{1300} \right)^{0.952} = 16,630 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 16,630 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 31,685 \text{ USD}$$

F-1.4.5.- Estaque Acido producto.

La cantidad de acido obtenida como quedo determinado en el balance de masa y si se considera que el acido puede ser enviado continuamente a la planta de

alquilación, la capacidad de almacenamiento será del doble de la requerida por el proceso en 1 hora.

$$V = \frac{1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 2[\text{hr}]}{1.8071 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right]} = 1,360.22[\text{l}] = 299.25[\text{gal}]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 1300 y 21000 galones, puesto que la capacidad del estanque esta fuera de este rango, se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 2.4 * \exp(2.631 + 1.3673 * \ln(1300) - 0.06309 * \ln(1300^2))$$

$$C = 23,546 \text{ USD}$$

$$C = 23,546 * \left(\frac{299.25}{1300} \right)^{0.82} = 10,970 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 11,989 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 22,847 \text{ USD}$$

Costo estanques =

$$22,836 \text{ USD} + 3,928 \text{ USD} + 1,919 \text{ USD} + 31,685 \text{ USD} + 22,847 \text{ USD}$$

$$\text{Costo estanques} = 83,215 \text{ USD}$$

F-1.5.- Precalentador de Agua (emergencia).

Este equipo es necesario debido principalmente a que si alguno de los intercambiadores de calor que utilizan agua falla, este podría suplir las carencias energéticas. El costo de este equipo está determinado por³⁸:

$$C = 1000 * K * (1 + fd + fp) * Q^{0.82}$$

Con $2 < Q < 30 \text{ Mbtu/hr}$

K: material

fd: geometría del calentador

fp: factor de presión.

El agua necesaria por parte del proceso por conceptos de intercambio de calor es 405.01 kg/hr, con el siguiente calor asociado:

$$Q = 120,652.92 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \right] = 0.12 \left[\frac{\text{MBtu}}{\text{hr}} \right]$$

La expresión que determina el costo esta acotada en un rango entre 2 y 30 Mbtu, el calor asociado esta fuera de este rango, por lo que se escalara su costo utilizando los exponentes correspondientes:

$$C = 1000 * 27.3 * (1 + 0.33 + 0.15) * 2^{0.82} = 71,330 \text{ USD}$$

$$C = 71,330 * \left(\frac{0.12}{2} \right)^{0.82} = 6,527 \text{ USD}$$

Utilizando los índices de M&S, el valor actual es:

$$\text{Costo} = 6,527 \text{ USD} * \frac{1549.3}{813} = 12,439 \text{ USD}$$

F-1.6.- Bombas de vacío.

De acuerdo a los requerimientos del sistema y según cotizaciones de fabricantes, el costo de 3 bombas de vacío en serie corresponde a:

$$\text{Costo} = 13,900 \text{ USD} * 3 = 41,700 \text{ USD}$$

F-2.- Capital total de inversión.

Corresponde a la inversión inicial total que se debe efectuar para dejar la planta lista para operar, el cual está compuesto por:

F-2.1.- Capital fijo de inversión.

En esta sección se realizará una estimación del capital fijo de inversión a partir del costo de los equipos principales calculados anteriormente, mediante tres métodos; Lang, Hand y Whorth, para así poder realizar la elección correcta.

El costo de equipos calculado en la sección anterior corresponde al precio FOB (precio en el puerto de embarque), agregando los gastos de envío se obtiene el precio CIF (precio en puerto de destino), que a modo de suposición se considera que corresponden al 5% del costo de los equipos.

Equipo	FOB (USD)	Cargo 5%	CIF (USD)
Reactor	27.056	1.353	28.409
Intercambiadores de calor	54.601	2.730	57.331
Separadores flash	61.532	3.077	64.609
Bombas de vacío	41.700	2.085	43.785
Estanques	83.215	4.161	87.376
Pre calentador	12.439	622	13.061

Tabla 58: Precios FOB y CIF.

Además si se considera que el proyecto se concreta algunos años después de haber realizado el estudio de prefactibilidad, la inflación debería de estar considerada, si se supone que al primer año la inflación es del 3.5% y al segundo de un 4%, el costo de los equipos es:

	Inflación 1º año	Inflación 2º año
Equipo	3,5%	4%
Reactor	29.403	30.580
Intercambiador de calor	59.338	61.711
Separadores flash	66.870	69.545
Bombas de vacío	45.317	47.130
Estanques	90.434	94.051
Pre calentador	13.518	14.059

Tabla 59: Influencia inflación.

F-2.1.1.- Método de Lang.

Este método consiste en que el costo de cada equipo debe de ser multiplicado por 5 si la planta es de fluido, por lo que el capital fijo corresponde a:

Equipo	Factor	TOTAL (USD)
Reactor	5	152.898
Intercambiador de calor	5	308.556
Separadores flash	5	347.723
Bombas de vacío	5	235.651
Estanques	5	470.256
Pre calentador	5	70.294
		\$ 1.585.378

Tabla 60: Método de Lang.

F-2.1.2.- Método de Hand.

Este consiste en que cada equipo de proceso se multiplica por un factor determinado obteniendo el capital fijo para cada caso.

Equipo	Factor
Columna de fraccionamiento	4
Estanques a presión	4
Intercambiadores de calor	3,5
Calentadores	2
Bombas	4
Compresores	2,5
Instrumentos	4
Equipos misceláneos	2,5

Tabla 61: Factores método Hand.

Utilizando estos factores, el capital fijo de inversión es:

Equipo	Factor	TOTAL (USD)
Reactor	2,5	76.449
Intercambiador de calor	3,5	215.989
Separadores flash	4	278.179
Bombas de vacío	2,5	117.825
Estanques	2,5	235.128
Pre calentador	2	28.118
		\$ 951.688

Tabla 62: Método de Hand.

F-2.1.3.- Método de Whorth.

Al igual que el método anterior, a este se le asignan factores a cada equipo.

Equipo	Factor
Sopladores y ventiladores	2,5
Centrifugas	2
Compresores	2
Hornos	2
Intercambiadores de calor	4,8
Instrumentos	4,1
Motores eléctricos	3,5
Bombas	6
Estanques de proceso	4,1
estanques de almacenamiento	3,5

Tabla 63: Factores método de Whorth.

Utilizando cada factor en el caso que corresponda, el capital fijo de inversión es:

Equipo	Factor	TOTAL (USD)
Reactor	2,5	76.449
Intercambiador de calor	4,8	296.213
Separadores flash	4,1	285.133
Bombas de vacío	2,5	117.825
Estanques	3,5	329.179
Precalentador	2	28.118
		\$ 1.132.918

Tabla 64: Método de Whorth.

Analizando los resultados obtenidos, se encuentra que mediante el método de Lang se obtiene un capital fijo de inversión mayor en relación a los otros métodos, por lo cual es el seleccionado considerando el escenario más desfavorable.

F-2.2.- Capital de trabajo.

En este ítem se consideraran los gastos necesarios para que una vez instalada la planta esta quede en condiciones de operar. Aquí se incluyen los costos por conceptos de; materia prima, utilities, desecho de residuos, puesta en marcha, remuneraciones y contingencias.

F-2.2.1.- Materias primas.

Dentro de este ítem se considera como materia prima al acido gastado, su precio por tonelada es de 5 USD/Ton, por lo que el costo anual seria:

Costo Acido gastado =

$$1458 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{ Ton}}{1000 \text{ kg}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * \frac{5 \text{ USD}}{\text{Ton}} = 55.987 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Otra materia prima necesaria en el proceso es la solución alcalina utilizada para la desulfurización de gases, la cual se prepara con cal, que tiene un costo de:

$$\text{Costo Cal} = 16.2 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * \frac{38 \$}{\text{Kg}} * \frac{1 \text{ USD}}{500 \$} = 9.339 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por lo tanto por conceptos de materia primas, el costo anual es:

$$\text{Costo materias primas} = 55.987 + 9.479 = 65.326 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-2.2.2.- Utilities.

Dentro de este ítem se consideran los gastos por concepto de electricidad y agua. En el caso de la electricidad si se supone un costo de 0.1 USD/KWh (precio referente a plantas de media tensión), el gasto anual es:

$$\text{Costo electricidad} = 416 \text{ KWh} * 24 * 320 * 0.1 \frac{\text{USD}}{\text{KWh}} = 319.487 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

El consumo de agua si se considera que el costo es de 0.8 USD/m³ es de:

Costo Agua =

$$479,02 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ Kg}} * 0.8 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3} = 2.944 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por lo tanto por conceptos de utilities, el costo anual es:

$$\text{Costo Utilities} = 322.431 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-2.2.3.- Remuneraciones.

Las remuneraciones propuestas para el personal de planta, mensual y anuales se muestran a continuación:

	Nº	USD/mes	USD/año
Secretaria	1	800	9.600
Electromecánico	4	800	38.400
Operador sala control	4	800	38.400
Ingeniero Civil	1	2000	24.000
			\$ 110.400

Tabla 65: Remuneraciones.

F-2.2.4.- Otros gastos.

Dentro de este ítem se considera la disposición de residuos, puesta en marcha y contingencias. Como se ha mencionado anteriormente la disposición del ácido sulfúrico de descarte será mediante terceros, con una tarifa cercana a 40 USD/Ton, por lo que el gasto anual es:

Costo disposición de residuos =

$$109.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * 40 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} = 33.608 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por otra parte el costo de puesta en marcha se supone que corresponde a un 8% del capital fijo:

$$\text{Costo puesta en marcha} = 0.08 * 1.585.378 \text{ USD} = 126.830 \text{ USD}$$

Además si se supone que las contingencias pueden ser cercanas al 10% del capital fijo, su costo corresponde a:

$$\text{Costo contingencias} = 0.1 * 1.585.378 \text{ USD} = 158.538 \text{ USD}$$

$$\text{Costo otros gastos} = 318.976 \text{ USD}$$

Finalmente sumando los términos calculados, el capital de trabajo corresponde a:

Capital de trabajo (1 año) =

$$65.326 + 322.431 + 110.400 + 318.976 = 817.133 \text{ USD}$$

$$\text{Capital de trabajo (3 meses)} = 204.283 \text{ USD}$$

F-2.3.- Terreno.

De acuerdo a la sección (5.4) la superficie requerida es 320 m², en base a cotizaciones realizadas por terrenos de similares características y ubicación, el costo estimado corresponde a:

$$\text{Costo terreno} = 50.000 \text{ USD}$$

Por lo tanto el capital total de inversión es:

$$\text{Capital Total Inversion} = \text{Capital Fijo} + \text{Capital de Trabajo} + \text{Terreno}$$

$$\text{Capital Total Inversion} = 1.585.378 \text{ USD} + 204.283 \text{ USD} + 50.000 \text{ USD}$$

$$\text{Capital Total Inversion} = 1.839.661 \text{ USD}$$

F-3.- Costo total del producto.

El costo total del producto se refiere a los gastos y desembolsos necesarios desde la fabricación del producto en la planta hasta su colocación en el mercado destinatario.

F-3.1.- Costos directos.

Se refiere a los gastos relacionados con la operación de planta, que se muestran a continuación.

F-3.1.1.- Materias primas.

Por conceptos de compra de acido gastado y cal, como se vio en la sección F-2.2.1, el costo anual es:

$$\text{Costo materias primas} = 55.987 + 9.479 = 65.326 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.2.- Utilities.

Según la sección F-2.2.2, el costo anual de este ítem es:

$$\text{Costo Utilities} = 322.431 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.3.- Remuneraciones.

De acuerdo a lo visto en la sección F-2.2.3, el costo anual de este ítem es:

$$\text{Costo Remuneraciones} = 110.400 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.4.- Supervisión.

Suponiendo que este ítem corresponde al 15% del personal de planta, su costo es:

$$\text{Costo supervision} = 0.15 * 110.400 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 16.560 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.5.- Mantenimiento y reparación.

Suponiendo que este ítem corresponde al 1% del capital fijo de inversión, su costo es:

$$\text{Costo mantenimiento y reparacion} = 0.01 * 1.585.378 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 15.854 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.6.- Suministros.

Suponiendo que este ítem corresponde al 15% del costo de mantenimiento, su costo es:

$$\text{Costo Suministros} = 0.15 * 15.854 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 2.378 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.1.7.- Laboratorio.

Suponiendo que este ítem corresponde al 10% del costo de personal de planta, su costo es:

$$\text{Costo laboratorio} = 0.1 * 110.400 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 11.040 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Sumando los términos calculados el total de costos directos es:

$$\text{Costo Directos} = 543.989 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.2.- Costos indirectos.

Estos corresponden a los gastos que se deben realizar aunque la planta no se encuentre en funcionamiento y no dependen de la capacidad de planta, estos costos se muestran a continuación:

F-3.2.1- Contribución e impuestos.

Suponiendo que este ítem corresponde al 1% del capital fijo de inversión, su costo es:

$$\text{Costo Contribucion e impuestos} = 0.01 * 1.585.378 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 15.854 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.2.1- Seguros.

Suponiendo que este ítem corresponde al 1% del costo de equipos, su costo es:

$$\text{Costo Contribucion e impuestos} = 0.01 * 280.543 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 2.805 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por lo tanto el valor total de costos indirectos es:

$$\text{Costo Indirectos} = 18.659 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-3.3.- Costo general de planta.

En este ítem se incluyen todos los gastos no incluidos en los costos directos e indirectos y que tienen relación con la operación de planta, se estima que su valor corresponde al 50% del personal de planta.

$$\text{Costo General de planta} = 0.5 * 110.400 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 55.200 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Finalmente el costo total del producto corresponde a:

Costo Total del producto =

$$\text{Costo Directo} + \text{Costo Indirecto} + \text{Costo General planta} = 617.848 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

F-4.- Flujo de caja.

En esta sección se obtendrá el flujo de dinero neto dentro de la vida útil del proyecto, mediante los cuales se juzgara si el proyecto es rentable. Para comenzar se debe considerar el capital total de inversión:

$$\text{Capital Total Inversion} = 1.839.661 \text{ USD}$$

Considerando también los ingresos por conceptos de ventas, se tiene que de acuerdo al estudio de mercado efectuado en el capítulo I, sección 1.3.2, el precio de venta del ácido sulfúrico es 75 USD/Ton, por lo que anualmente se recaudaría:

Venta Acido sulfurico =

$$1229.03 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * \frac{1 \text{ Ton}}{1000 \text{ Kg}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * \frac{75 \text{ USD}}{\text{Ton}} = 707.921 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Además si se considera que el octano recuperado se envía a la planta de alquilación para ser reutilizado, se obtendría un ingreso adicional. Suponiendo un precio de 0,512 USD/Lt de octano, el ingreso obtenido es:

$$\text{Venta Octano} = \frac{90.07 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right]}{0.8 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{L}} \right]} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} * \frac{320 \text{ día}}{1 \text{ año}} * \frac{0,512 \text{ USD}}{1} = 442.712 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Entonces el ingreso total es:

$$\text{Ingreso total} = \text{Venta Acido sulfurico} + \text{Venta Octano}$$

$$\text{Ingreso total} = 707.921 \frac{\text{USD}}{\text{año}} + 442.712 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 1.150.633 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Mientras que los egresos de acuerdo a la sección F-3 son:

$$\text{Costo Total del producto} = 617.848 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por lo que el margen bruto corresponde a:

$$\text{Margen Bruto} = \text{Ingresos} - \text{Egresos}$$

$$\text{Margen Bruto} = 1.150.633 \frac{\text{USD}}{\text{año}} - 617.848 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 532.785 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Suponiendo una depreciación lineal con una vida útil de 10 años en donde el capital fijo se deprecia lineal y totalmente, la depreciación anual corresponde a:

$$\text{Costo Depreciacion} = \frac{1.585.378 \text{ USD}}{10 \text{ años}} = 158.538 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por lo que los ingresos gravables son:

$$\text{Ingresos gravables} = 532.785 \frac{\text{USD}}{\text{año}} - 158.538 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 374.247 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Considerando un impuesto del 17%, el pago anual es:

$$\text{Impuesto} = 0.17 * 374.247 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 63.622 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Siendo la utilidad neta igual a:

$$\text{Utilidad neta} = 374.247 \frac{\text{USD}}{\text{año}} - 63.622 \frac{\text{USD}}{\text{año}} = 310.625 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Si se supone que se financia el 75% del capital total de inversión (el porcentaje restante se financia a través de capital propio) mediante un préstamo bancario, el cual se paga en los primeros tres años del proyecto con cuotas fijas y con una tasa de interés del 10%, se obtienen los siguientes flujos de dinero en USD para cada periodo.

Periodo	Deuda	Amortización	Interés	Cuota
0	1.379.746	-	-	-
1	962.904	416.842	137.975	554.816
2	504.378	458.526	96.290	554.816
3	0	504.378	50.438	554.816

Tabla 66: Amortización.

Al tener los términos necesarios, se realiza el flujo de caja para cada periodo del proyecto y se calculan los indicadores económicos TIR y VAN, mediante los cuales se decidirá si el proyecto es rentable (Ver flujo de caja en sección 6.4).

ANEXO G: Figuras.

Figura 1.- Dimensiones de tuberías de acero (IPS).

Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lineal, pies ² /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.38	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Figura 2.- Pérdidas de presión por retorno, lado de tubo.

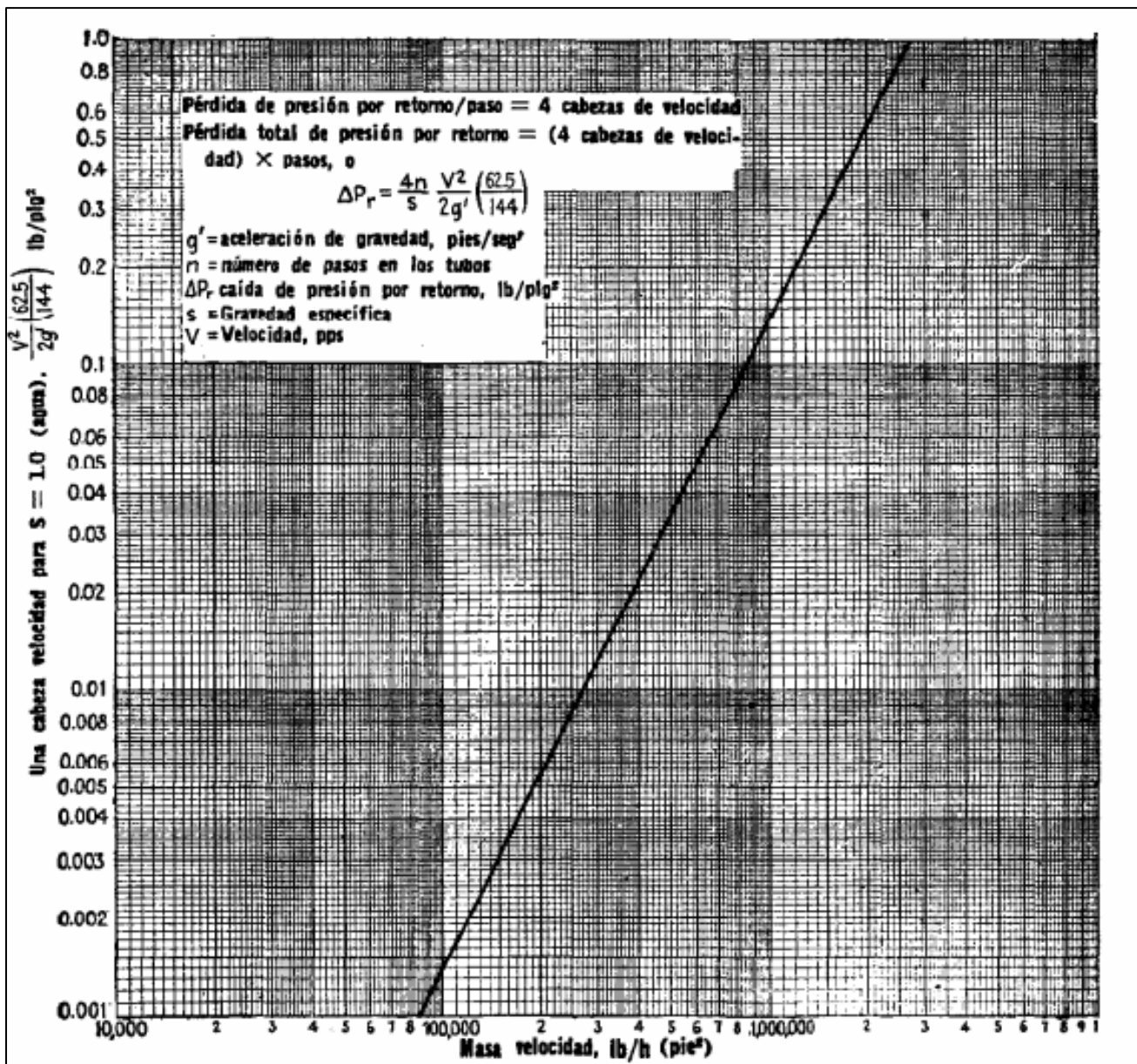


Figura 3.- Viscosidades de gases.

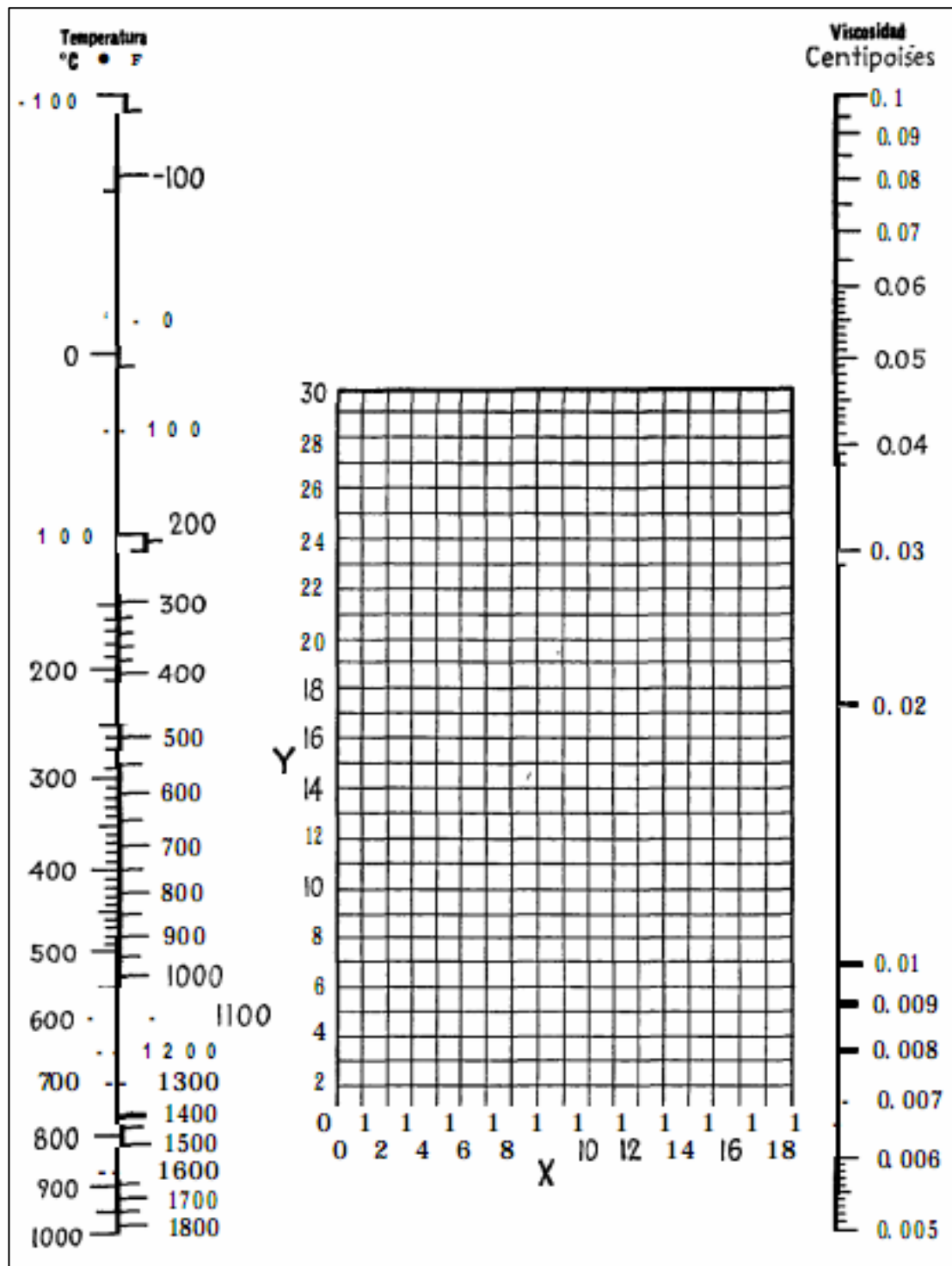


Figura 4.- Viscosidades de líquidos.

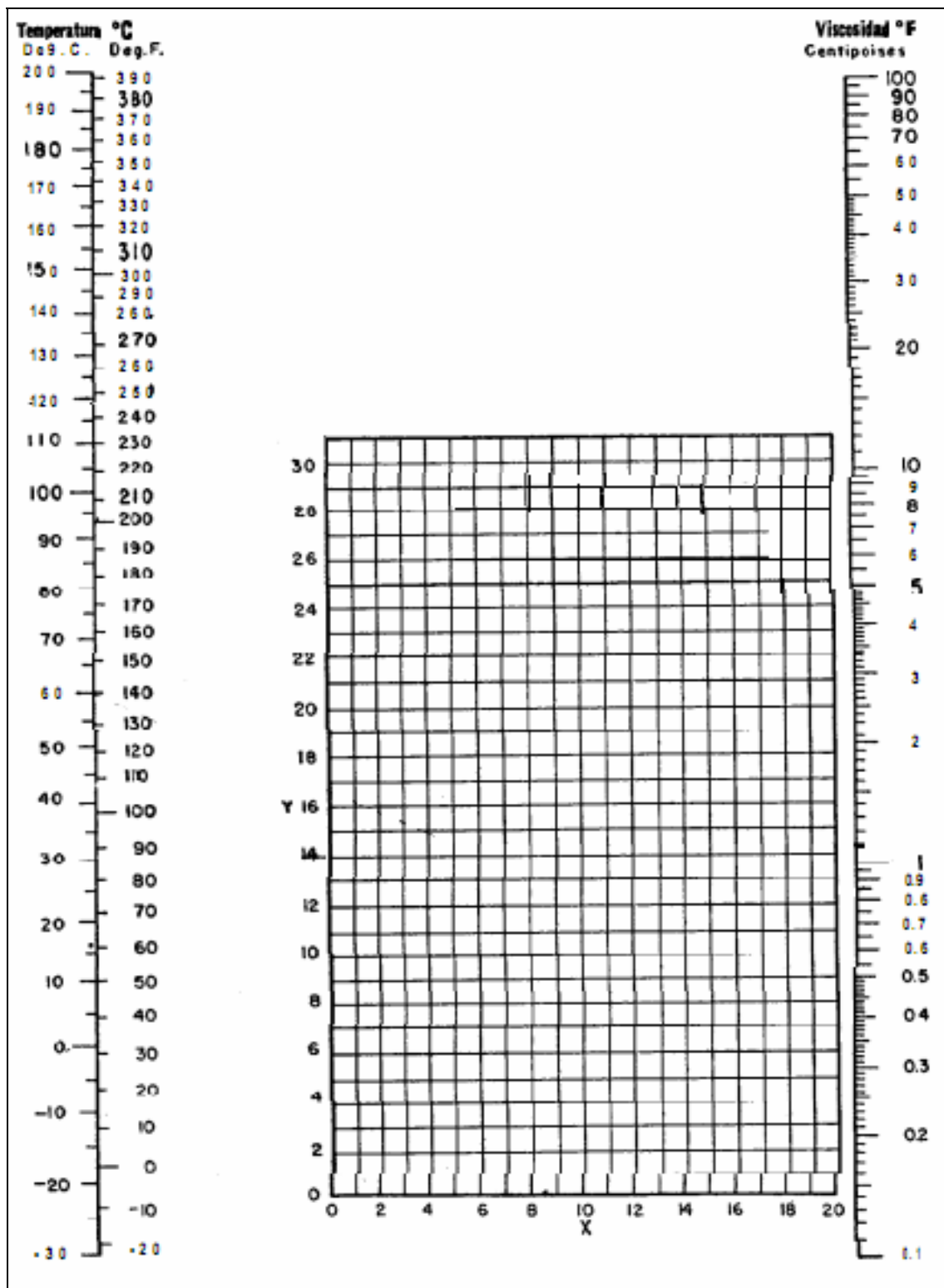


Figura 5.- Coeficientes de transferencia de calor (btu/hr*pie²*°F).

Equipment	Process	<i>U</i>
Shell- and-tube exchanger [Fig. 8.4(c)]	gas (1 atm)–gas (1 atm)	1–6
	gas (250 atm)–gas (250 atm)	25–50
	liquid-gas (1atm)	2–12
	liquid-gas (250 atm)	35–70
	liquid-liquid	25–200
	liquid–condensing vapor	50–200
Double-pipe exchanger [Fig. 8.4(a)]	gas (1 atm)–gas (1 atm)	2–6
	gas (250 atm)–gas (250 atm)	25–90
	liquid-gas (250 atm)	35–100
	liquid-liquid	50–250
Irrigated tube bank	water-gas (1 atm)	3–10
	water-gas (250 atm)	25–60
	water-liquid	50–160
	water–condensing vapor	50–200
Plate exchanger [Fig. 8.8(a)]	water-gas (1 atm)	3–10
	water-liquid	60–200
Spiral exchanger [Fig. 8.8(c)]	liquid-liquid	120–440
	liquid–condensing steam	160–600
Compact [Fig. 8.6(h)]	gas (1 atm)–gas (1 atm)	2–6
	gas (1 atm)–liquid	3–10
Stirred tank, jacketed	liquid–condensing steam	90–260
	boiling liquid–condensing steam	120–300
	water-liquid	25–60
Stirred tank, coil inside	liquid–condensing steam	120–440
	water-liquid	90–210

Figura 6.- Grafico de Moody.

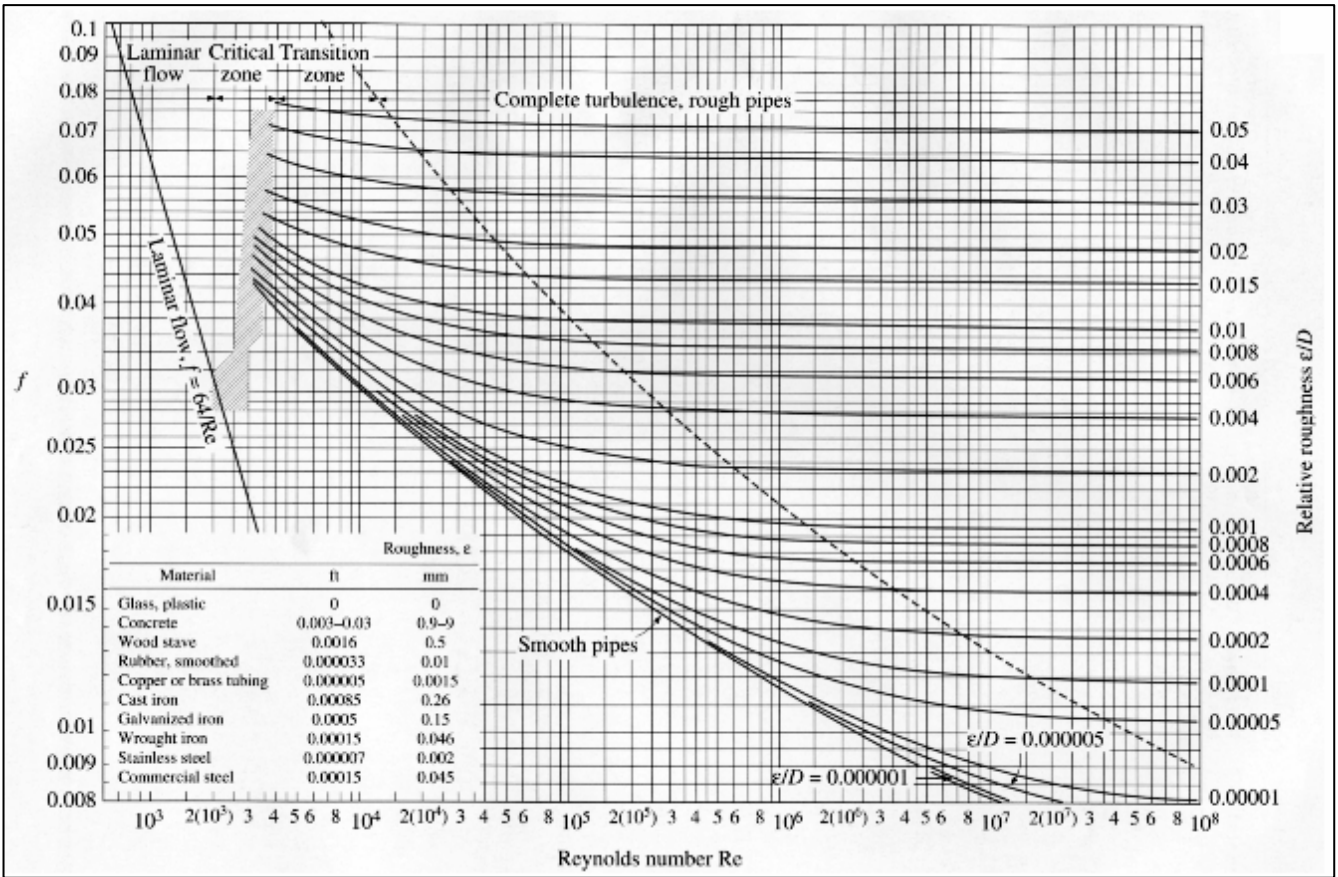
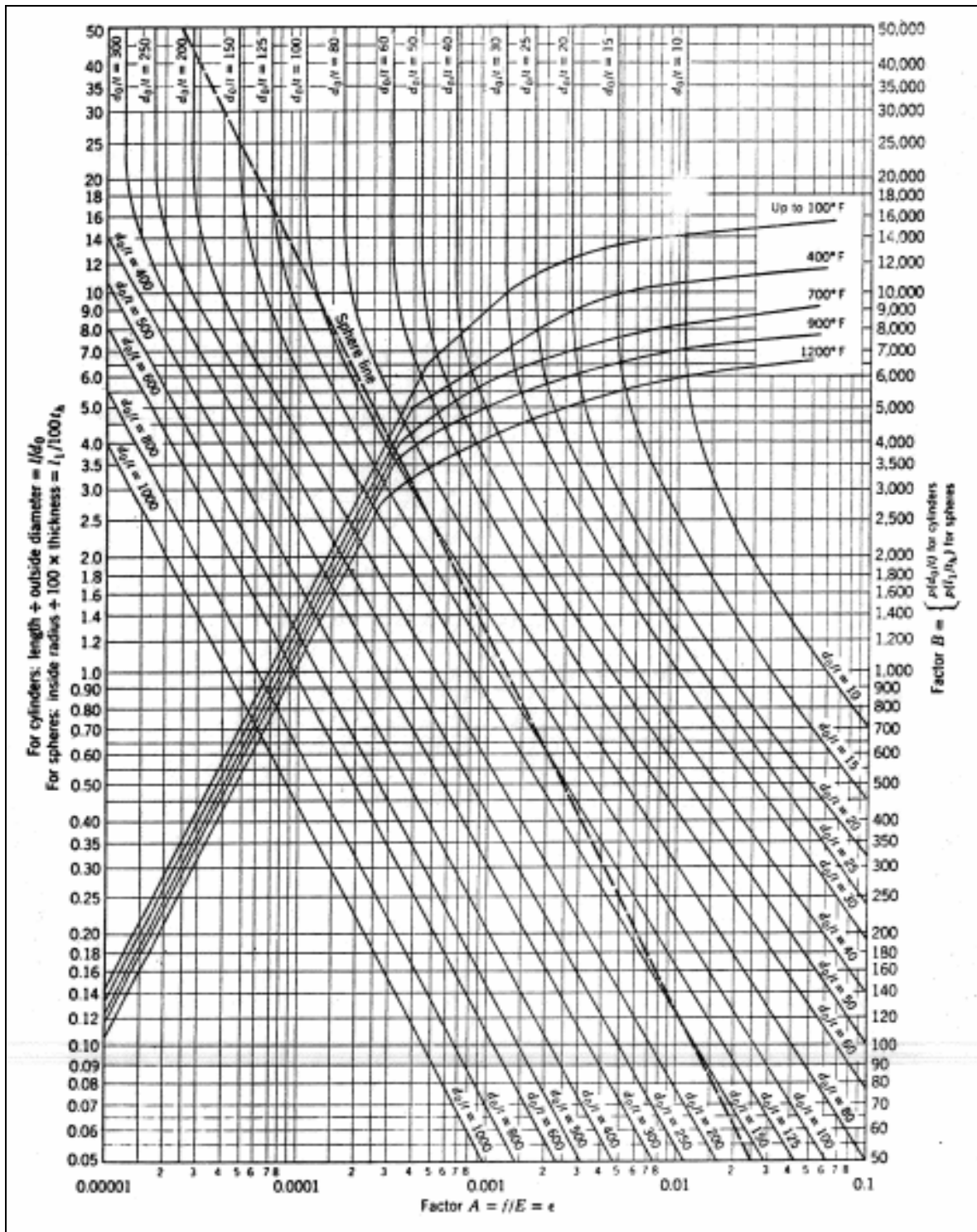


Figura 7.- Cartas para estanques cilíndricos y esféricos bajo presión externa.



BIBLIOGRAFIA.

-
- ¹ Parkash, Surinder. 2003. *Refining processes Handbook*. 128, Elsevier.
- ² Jean .F. Joly. 1999. Aliphatic alkylation. En *Technip Alkylation*. 262-264
- ³ Hydrocarbon processing, Vol. 64, No 9, september 1985, pp 67-71.
- ⁴ COCHILCO, Mercado del acido sulfúrico en Chile y su proyección al año 2015. [en línea]. www.innovamineria.cl/archivos/Informe_acido_sulfurico_2009.pdf; internet; visitado 12 abril 2010.
- ⁵ SGA. Declaración de impacto ambiental “Nueva unidad de alquilación” [en línea]. www.e-seia.cl/archivos/DIA_Nueva_Unidad_de_Alquilacion.doc; Internet; visitado 20 mayo 2010.
- ⁶ Gary M. J. Masse. *Purification and recontration of waste sulphuric acid*. United States. 4.671.951, 1987-06-9.
- ⁷ Dominique Schwartz, Roger Gadiou, Jean Francoise Brilhac, Gilles Prado and Gines Martinez. 2000. A kinetic study of descomposition of spent sulfuric acids at high temeperature. *Ind. Eng. Chem. Res.* 39, 2183-2189.
- ⁸ Lucinskii. G. P. *Zh. Fiz. Khim.* 1956, 30, 1207.
- ⁹ Suvorov, A. V.; Dobrotin, R. B.; Gadzhiev, S. M. *Russ. J. Inorg. Chem.* 1965, 10, 710.
- ¹⁰ Bodenstein, B.; Katayama, M. Z. *Phys. Chem.* 1909, 69, 26.
- ¹¹ Daubert, T. E.; Danner, R. P. *Physical and termodynamical properties of pure chemicals. Data compilation*; A.I.C.h.E., Taylor and Francis: New York, 1993.
- ¹² Torres. J. 2010. *Apuntes de transferencia de calor*. 11.
- ¹³ Diproquim. Ficha técnica acido sulfúrico. [en línea]. www.diproquim.cl/fichas/FICHA%20TECNICA%20Acido%20Sulfurico.doc; internet; visitado 26 septiembre 2010.
- ¹⁴ M.S. Peters, K. D. Timmerhaus and R. West. 2004. *Plant desing and econimics for chemicals engineers*, 5th ed., McGraw-hill.
- ¹⁵ W. E. Hand, *Petroleum Refiner*, Septiembre 1985, pp. 331-334
- ¹⁶ W. F. Wroth, *Chemical Engineering*, Octubre 1960, p. 204.

-
- ¹⁷ Robert A. Meyers. *Handbook of chemicals production processes*. 3.9-1
- ¹⁸ David C. Graves. 2001. Stratco effluent refrigerated H₂SO₄ alkylation process. En *Alkylation and polimerization*. Ronald. Birkhoff. 1.11-1.24.
- ¹⁹ Parkash, Surinder. 2003. *Refining processes Handbook*. 129-131, Elsevier.
- ²⁰ Jean .F. Joly. 1999. Aliphatic alkylation. En *Technip Alkylation*. 262-264.
- ²¹ Louis. N. Allen, Jr., Et Al. *Sulphuric acid production by absorption*. United States. 2.655.431, 1953-10-13.
- ²² Lawrence A. Smith, Jr., Abraham P. Gelbein. *Prcess for regenerating spent sulfuric acid*. United States. 7.344.692 B2, 2008-03-18.
- ²³ Sam P. Robinson, Bartlesville, Okla. *Purification of spent sulfuric acid*. United States. 2.643.938, 1953-06-30.
- ²⁴ William B. Mather. *Electrochemical recovery of sulfuric acid*. United States. 3.616.337, 1968-08-22.
- ²⁵ J. Kr. Laursen and A. N. Karavamov. 2006. Research, desing, calculations and operating experience, *Chemical and petroleum engineering*. Vol 42, Nros 5-6.
- ²⁶ Beckhaus et al. *Pauling boiler and process for the concentration of sulphuric acid*, United States. 4.857.281, 1989-07-15.
- ²⁷ J. Dykyj, J. Svoboda, R.C. Wilhoit. "Vapor pressure of chemicals", Landolt-Borstein. 1999.
- ²⁸ J. M. Smith, H. C. Van Ness. 1997. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. 5th ed., pp. 731-732.
- ²⁹ J. M. Smith, H. C. Van Ness. 1997. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. 5th ed., Apéndice F, tabla E1.
- ³⁰ Fastpack, Aceros y aleaciones para acido sulfúrico. [en línea]. www.fastpack.cl/assets/.../Aceros-Aleados-para-acido-sulfurico.pdf; internet; visitado 23 septiembre 2010.
- ³¹ Sulphuric acid on the webTM. 2010. Corrosion charts. [en línea]. www.sulphuric-acid.com/techmanual/Corrosion/cs.htm; internet; visitado 23 septiembre 2010.

-
- ³² Sulphuric acid on the web™. 2010. Corrosion charts. [en línea]. www.sulphuric-acid.com/techmanual/Corrosion/duriron.htm; internet; visitado 23 septiembre 2010.
- ³³ Merryman, E. L.; Levy, A. 13th Symposium (international) on Combustion; The Combustión Institute: Pittsburgh, PA, 1971; p 427.
- ³⁴ M.S. Peters, K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant desing and econimics for chemicals engineers*, 4th ed., p 731 McGraw-hill.
- ³⁵ Institut Francaise du Petrole (IFP), *Manual of economics analysis of chemical processes*, Technip 1976, McGraw-Hill, new York, 1981.
- ³⁶ L. B. Evans, A. Mulet, A.B. Corripio, and K.S. Cheretin, cost of pressure vesels, storage tanks, centrifugal pumps, motors, distillation and adsortion towers, in Ref 2, pp. 140-146, 177-183.
- ³⁷ Lloyd E. Brownell, Edwin H. Young. 1959. Process equipment desing. Apéndice D, p 335.
- ³⁸ R.S. Hall, J. Matley, and K.J. McNaughton, Current cost of process equipment, in Ref 2, pp. 102-137.