



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA PETRÓLEO**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL  
TÍTULO DE INGENIERO EN PETRÓLEO**

**TEMA:**

**“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA  
ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU  
COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD”**

**AUTORA:**

**MÓNICA CAROLINA PANCHANA PACHECO**

**TUTOR:**

**ING. ANTONIO MORATO, MSC.**

**LA LIBERTAD – ECUADOR**

**AÑO - 2018**

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA PETRÓLEO**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO  
DE INGENIERO EN PETRÓLEO**

**TEMA:**

**“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA  
ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU  
COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD”**

**AUTORA:**

**MÓNICA CAROLINA PANCHANA PACHECO**

**TUTOR:**

**ING ANTONIO MORATO MEDINA, MSC.**

**LA LIBERTAD – ECUADOR**

**AÑO - 2018**

## DEDICATORIA

A mi esposo Byron Alexander Carvajal Zurita, a mis hijas Jenny Carolina y Cindy Antonella por el apoyo y ánimo que me brindan día a día con mucho amor para alcanzar mis objetivos de vida, tanto personales como profesionales, mi triunfo es el de ustedes los amo.

A mi padre Vicente Roberto Panchana Vera (+) porque estuviste pendiente del desarrollo de esta tesis, me escuchabas atento siempre, me mirabas y me decías continua hija, hoy a pesar de nuestra distancia física siento que estas a mi lado en todo momento, aunque nos faltaron momentos por vivir juntos, sé que este momento hubiera sido especial para ti como lo es para mí. A mi madre Patricia Jacqueline Pacheco Bustamante por apoyarme, guiar mis pasos, enseñarme a continuar luchando para vencer los obstáculos, sin perder la esperanza de conseguir las metas propuestas.

A mi suegra Yenny del Carmen y a mi segundo padre Roberto Alfredo porque siempre estuvieron a mi lado brindándome su mano amiga, por sus sabios consejos, les agradezco el respaldo incondicional en el trayecto de mi formación profesional, todo aquello me motivó a continuar con más empeño.

A mis hermanos Helena Mariuxi, Vicente Gabriel, Ariel Sidney, Luis Fernando, porque me han elevado anímicamente para llegar a cumplir mis objetivos, gracias por ser mi fortaleza.

*Mónica Carolina*

## AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por proteger mi camino, darme las fuerzas necesarias para superar obstáculos y dificultades en el trayecto de mi vida.

Agradezco a las autoridades de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, de manera especial a los Maestros de la Carrera de Ingeniería en Petróleos, Facultad Ciencias de la Ingeniería.

Agradezco la confianza, apoyo y dedicación a mis profesores los Ingenieros: Alamir Álvarez, Carlos Portilla, Antonio Morato y Tarquino López quienes además de transmitirme sus conocimientos, hicieron que el tiempo que permanecí en la universidad fuera agradable.

Debo agradecer de manera especial y sincera al Ing. Marco Paucar por creer en mí, por su paciencia, porque bajo su dirección, se culminó este trabajo de titulación.

Al personal de la Refinería La Libertad por haberme brindado la oportunidad de desarrollar mi trabajo de titulación, y por todo el apoyo que me fue otorgado en la empresa.

A los que nunca dudaron que lograría este triunfo.

*Mónica Carolina*

NARCISA GARCÍA CAJAPE  
LICENCIADA EN CIENCIAS DE LA EDUCACIÓN  
MÁSTER EN EDUCACIÓN Y DESARROLLO SOCIAL  
DOCENTE NIVEL SUPERIOR EN LENGUAJE ESPAÑOL Y LEXICOLOGÍA

## CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA

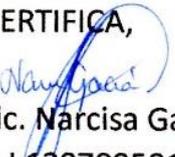
**A petición de la interesada tengo a bien certificar que he realizado la revisión y el análisis del contenido del presente trabajo de titulación con el tema:**

***“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX- CÁUSTICO AL GLP PARA LA ELIMINACIÓN DE MERCAPTANOS PREVIO A SU COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD”***, de la egresada ***MÓNICA CAROLINA PANCHANA PACHECO*** con cédula de identidad N° 0919150102, de la Carrera de **Ingeniería en Petróleos** de la Universidad Estatal Península de Santa Elena.

Que el mencionado trabajo, en el contexto general, cumple con los requisitos lingüísticos dados por la Real Academia Española para el uso del idioma español.

Certificación, que otorga en la ciudad de Santa Elena a los quince días del mes de enero del dos mil dieciocho, para fines académicos respectivos.

CERTIFICA,

  
Lic. Narcisa García Cajape  
C.I 1307095818

**TRIBUNAL DE GRADO**



Ing. Almir Alvarez-Loor, MSc.  
**Decano de la Facultad  
Ciencias de la Ingeniería**



Ing. Carlos Portilla Lazo  
**Director de la Carrera  
Ingeniería en Petróleo**



Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora, MSc.  
**Profesor de Área**



Ing. Antonio Morato Medina, MSc.  
**Tutor**



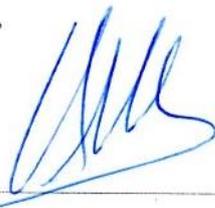
Abg. Brenda Reyes Tomalá, MSc.  
**Secretaria General**

## CERTIFICACIÓN DEL TUTOR

En mi calidad de Tutor de la Tesis: “APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX-CÁUSTICO AL GLP PARA LA ELIMINACIÓN DE MERCAPTANOS PREVIO A SU COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD”, desarrollada por la estudiante Sra. Mónica Carolina Panchana Pacheco egresa de la carrera Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del Título de Ingeniería en Petróleo.

Me permito declarar que luego de haber dirigido, estudiado y revisado, apruebo en su totalidad este trabajo de investigación.

Atentamente,



---

Ing. Antonio Morato Medina, MSc.

C.I. 0960780443

Docente Tutor

La Libertad, 15 de Diciembre de 2017.

**CERTIFICADO DE ANTIPLAGIO**

002-AMM-2017

En calidad de tutor del Trabajo de Titulación denominado “**APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD**” elaborado por **MÓNICA CAROLINA PANCHANA PACHECO**, egresada de la Carrera de Ingeniería en Petróleo, de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de Ingeniera en Petróleo, me permito declarar que una vez analizado en el sistema antiplagio URKUND, luego de haber cumplido con los requerimientos exigidos de valoración, el presente proyecto ejecutado, se encuentra con 1 % de la valoración permitida por consiguiente se procede a emitir el presente informe.

Atentamente



---

Ing. Antonio Morato Medina, MSc.

C.I. 0960780443

**Docente Tutor**

## DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS

Yo, Mónica Carolina Panchana Pacheco con cédula de identidad número 0919150102, declaro bajo juramento que el trabajo de titulación denominada **“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD”**, no tiene antecedente de haber sido elaborada con anterioridad en la Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Carrera Ingeniera en Petróleo, lo cual constituye un trabajo académico pertinente exclusivamente a la autora.

Por tal motivo manifiesto la originalidad de la presente tesis, señalando aportes intelectuales y citas bibliográficas debidamente referenciadas y se autoriza a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, para que el uso adecuado y pertinente a la presente tesis.



Mónica Carolina Panchana Pacheco.

C.I. 0919150102

## TABLA DE CONTENIDOS

Ítem	Página
PORTADA.....	I
DEDICATORIA .....	III
AGRADECIMIENTO .....	IV
CERTIFICADO DE GRAMATÓLOGO.....	V
TRIBUNAL DE GRADO .....	VI
CERTIFICACIÓN DEL TUTOR .....	VII
CERTIFICADO DE ANTIPLAGIO.....	VII
DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS.....	IX
TABLA DE CONTENIDOS .....	X
ABREVIATURA .....	XVII
RESUMEN.....	XIX
ABSTRACT.....	XX
INTRODUCCIÓN .....	1

### CAPÍTULO I EL PROBLEMA

1.1 Antecedentes .....	3
1.2 Planteamiento del problema.....	4
1.3 Justificación .....	5
1.4 Objetivos .....	6
1.4.1 Objetivo General .....	6
1.4.2 Objetivos Específicos.....	6
1.5 Hipótesis de Trabajo .....	6
1.6 Variables.....	7
1.6.1 Variable Independiente .....	7
1.6.2 Variable Dependiente.....	7
1.7 Metodología .....	7

### CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO

2.1 El petróleo .....	8
2.1.1 Inicios de la era del petróleo .....	8
2.1.1.1 Composición del petróleo .....	9
2.1.1.2 Propiedades del Petróleo .....	10
2.1.1.3 Rango de destilación .....	12
2.1.1.4 Assay del crudo .....	14
2.1.2 Hidrocarburos.....	14
2.1.2.1 Clasificación de los hidrocarburos.....	14
2.1.3 Compuestos distintos de los hidrocarburos.....	17
2.1.3.1 Compuestos nitrogenados .....	20
2.1.3.2 Compuestos metálicos.....	21

2.1.3.3	Compuestos indefinidos químicamente .....	21
2.1.4	Refinación .....	22
2.1.4.1	Fundamentos del proceso de refinación .....	23
2.1.4.2	Parámetros termodinámicos que rigen en la destilación atmosférica ...	24
2.1.5	Tratamientos preliminares .....	24
2.1.5.1	Destilación atmosférica en Refinería La Libertad .....	25
2.1.6	Proceso de estabilización de la gasolina .....	27
2.1.6.1	Planta estabilizadora en Refinería La Libertad .....	28
2.1.6.2	Condiciones de operación de diseño .....	30
2.1.7	Procesos desde donde se obtiene GLP .....	33
2.1.8	Gas Licuado de petróleo.....	33
2.1.8.1	Definición.....	33
2.1.8.2	Características del GLP .....	34
2.1.9	Contaminantes principales encontrados en el GLP .....	36
2.1.9.1	Mercaptanos .....	36
2.1.9.2	Sulfuro de hidrógeno .....	37
2.1.10	Proceso Merox .....	38
2.1.10.1	Antecedentes .....	38
2.1.10.2	Definición.....	40
2.1.10.3	Aplicaciones del Proceso Merox.....	40
2.1.10.4	Variables Del Proceso Merox .....	40
2.1.10.5	Etapas del proceso.....	42
2.1.10.6	Solución cáustica.....	42
2.2	La reducción de los mercaptanos previo a su comercialización .....	44
2.2.1	Tratamiento químico .....	44
2.2.1.1	Reacciones de Merox .....	44
2.2.1.2	Grado de completitud de la extracción de mercaptano .....	45
2.2.1.3	Secciones del Proceso Merox.....	46
2.2.1.4	Equipos de proceso merox .....	48
2.2.2	Equipos Complementarios e instrumentación de la planta .....	55
2.2.2.1	Bombas.....	55
2.2.2.2	Instrumentación.....	62
2.2.3	Cumplimiento de la norma.....	69
2.2.4	Balances .....	69
2.2.4.1	Balance de materiales.....	69
2.2.4.2	Balance de energía .....	71
2.2.5	Diagramas .....	74
2.2.5.1	Diagrama de bloques.....	74
2.2.5.2	Diagramas de flujo de proceso (PFD) .....	74
2.2.5.3	Diagramas de proceso e instrumentación (P&ID) .....	75

### **CAPÍTULO III**

#### **PARTE EXPERIMENTAL**

3.1	Composición del GLP procesado en Refinería La Libertad .....	76
3.2	Tabla de las propiedades del hidróxido de sodio o sosa cáustica .....	77
3.3	Características del flujo de diseño de GLP, que ingresa a proceso.....	77
3.3.1	Balance de materia .....	78

3.3.2 Balance de energía .....	88
--------------------------------	----

**CAPÍTULO IV  
RESULTADOS Y DISCUSIONES**

4.1 Dimensionamiento técnico de equipos .....	92
4.1.1 Dimensionamiento de la columna de prelavado .....	92
4.1.2 Cálculo de la altura y diámetro de la columna .....	92
4.1.3 Cálculo de la altura y diámetro de la columna de extracción.....	93
4.1.4 Cálculo de la altura de la columna de oxidación .....	95
4.2 Diseño de tanques de mezcla del disolvente .....	96
4.2.1 Cálculo del caudal volumétrico de la mezcla.....	97
4.2.2 Diseño del sistema de tuberías .....	99
4.2.3 Cálculo del diámetro de la tubería .....	99
4.2.4 Cálculo del diámetro exterior y nominal.....	100
4.2.5 Cálculo de las pérdidas en las cargas .....	101
4.3 Dimensionamiento de la bomba.....	103
4.3.1 Cálculo de la carga total de la bomba .....	103
4.3.2 Cálculo de la potencia de la bomba.....	104
4.3.3 Cálculo del NPSH disponible.....	104
4.3.4 Cálculo de la altura neta de succión requerida NPSHr .....	105
4.4 Diagrama de flujo PFD .....	106
4.5 P&ID .....	107
4.6 Presupuesto .....	112
4.6.1 Estimación de costos por equipos .....	112
4.6.1.1 Cálculo del costo de la columna de oxidación.....	112
4.6.1.2 Cálculo de los costos de la columna de extracción .....	115
4.6.1.3 Cálculo del costo de la columna del prelavado cáustico.....	117
4.6.1.4 Cálculo del costo de los tanques de almacenamiento .....	118
4.6 Equipos Auxiliares .....	120
4.6.1 Bombas.....	120
4.6.2 Cálculo del costo total de los equipos .....	122
4.6.3 Cálculo del costo total de la planta .....	122

**CAPÍTULO V  
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

5.1 Conclusiones .....	124
5.2 Recomendaciones.....	125
Bibliografía .....	126
Anexos .....	128

## ÍNDICE DE TABLAS

Ítem	Página
Tabla N° 1 Composición del crudo.....	9
Tabla N° 2 Constituyentes del grupo de las impurezas oleofílicas.....	9
Tabla N° 3 Constituyentes del grupo de las impurezas oleofóbicas.....	10
Tabla N° 4 Componentes de los gases.....	29
Tabla N° 5 Composición de la gasolina base.....	29
Tabla N° 6 Condiciones de operación de diseño.....	30
Tabla N° 7 Características principales.....	30
Tabla N° 8 Diferentes procesos de donde se obtiene GLP.....	33
Tabla N° 9 Mercaptanos distribuidos en los diferentes cortes de petróleo.....	36
Tabla N° 10 Propiedades físicas de los mercaptanos y disulfuros típicos.....	37
Tabla N° 11 Aplicaciones del Proceso Merox.....	40
Tabla N° 12 Identificación del producto sólido.....	43
Tabla N° 13 Sosa cáustica líquida.....	43
Tabla N° 14 Composición del Gas licuado de Petróleo.....	76
Tabla N° 15 Propiedades del hidróxido de sodio o sosa cáustica.....	77
Tabla N° 16 Características de operación del flujo de diseño de Glp.....	77
Tabla N° 17 Tabla de composición másica de la alimentación.....	78
Tabla N° 18 Caudal de sosa cáustica para la columna de Prelavado.....	79
Tabla N° 19 Composición de la corriente que sale por domo del prelavado.....	80
Tabla N° 20 Corriente de fondo de la columna de prelavado.....	81
Tabla N° 21 Composición de Sosa cáustica para extracción.....	81
Tabla N° 22 Corriente de domo de la columna de extracción.....	82
Tabla N° 23 Corriente que sale por el fondo de la columna extractora.....	83
Tabla N° 24 Contenido de mercaptano en el producto final.....	83
Tabla N° 25 Especificaciones de calidad del Proceso Merox.....	84
Tabla N° 26 Característica del caudal que ingresa al intercambiador.....	84
Tabla N° 27 Caudal de entrada a oxidador.....	85
Tabla N° 28 Caudal de salida de la columna de oxidación.....	87
Tabla N° 29 Caudal de entrada a Separador de disulfuros.....	87
Tabla N° 30 Caudal de disulfuro que se va almacenamiento.....	88
Tabla N° 31 Calor específico total de la carga de glp.....	88
Tabla N° 32 Datos de calor específico para la sosa cáustica.....	88
Tabla N° 33 Calor absorbido en el intercambiador de calor.....	89
Tabla N° 34 Capacidad térmica de los fluidos.....	90
Tabla N° 35 Resultado de dimensionado de la columna de prelavado.....	93
Tabla N° 36 Resultado del dimensionado de la columna extractora.....	94
Tabla N° 37 Resultado del dimensionado de la columna de oxidación.....	96
Tabla N° 38 Tanque de almacenamiento de las mezclas.....	99
Tabla N° 39 Resultados obtenidos para los tramos 1.1 y 1.2 de tuberías.....	101
Tabla N° 40 Resultados para los tramos de tuberías.....	101
Tabla N° 41 Resultado del dimensionado de los diferentes tramos de tuberías.....	103
Tabla N° 42 Características del diseño de la bomba.....	105
Tabla N° 43 Cálculo de valor estimado de la columna oxidador vacía.....	113
Tabla N° 44 Costo total de la columna de oxidación.....	115

Tabla N° 45 Costos de la columna de extracción vacía.....	116
Tabla N° 46 Costo total de la columna de extracción.....	117
Tabla N° 47 Costos de columna de prelavado vacía.....	118
Tabla N° 48 Costo total de la columna prelavado cáustico .....	118
Tabla N° 49 Costos de los tanques de almacenamiento de disolvente .....	119
Tabla N° 50 Factor del material.....	121
Tabla N° 51 Costo total de la planta .....	123

## ÍNDICE DE FIGURAS

Ítem	Página
Figura N° 1 Correlación ASTM y TBP. ....	13
Figura N° 2 Fórmulas estructurales de las isoparafinas .....	15
Figura N° 3 Compuestos nafténicos típicos. ....	16
Figura N° 4 Benceno .....	17
Figura N° 5 Mercaptanos. ....	18
Figura N° 6 Sulfuros cíclicos y aromáticos.....	19
Figura N° 7 Tiofenos.....	19
Figura N° 8 Ejemplo de alcoholes éteres y fenoles.....	20
Figura N° 9 Ácidos Carboxílicos .....	20
Figura N° 10 Acetona .....	20
Figura N° 11 Planta Universal .....	23
Figura N° 12 Planta estabilizadora.....	28
Figura N° 13 Ubicación Satelital de la Refinería “La Libertad” .....	28
Figura N° 14 Esquema de la Planta Estabilizadora.....	31
Figura N° 15 Esquema simplificado del Proceso Merox – Cáustico.....	39
Figura N° 16 Prelavado cáustico.....	49
Figura N° 17 Filtro de arena. ....	50
Figura N° 18 Extractor .....	51
Figura N° 19 Oxidador.....	52
Figura N° 20 Separador de disulfuro .....	53
Figura N° 21 Válvula de compuerta .....	66
Figura N° 22 Válvulas Globo y Aguja.....	67
Figura N° 23 Diagrama de flujo PFD .....	106
Figura N° 24 Datos para la estimación de costo de la Columna de Oxidación ..	112
Figura N° 25 Datos de los costos de estimación para los platos de las comunas	116
Figura N° 26 Caudal para el costo de la bomba centrífuga.....	121

## ÍNDICE DE ANEXOS

Ítem	Página
Anexos N° 1 Cuadro de características.....	129
Anexos N° 2 Tabla de Velocidad de fluidos.....	130
Anexos N° 3 Diagram Moody .....	131
Anexos N° 4 Tabla de diámetros de tuberías.....	132
Anexos N° 5 Tabla de pérdidas por fricción de cada accesorio.....	133
Anexos N° 6 Coeficiente de pérdidas en válvulas .....	134
Anexos N° 7 Tabla de presión de vapor .....	135
Anexos N° 9 Tabla de la rugosidad relativa .....	136
Anexos N° 10 Tabla de Viscosidad .....	137
Anexos N° 11 Tabla de costo total.....	138
Anexos N° 12 Fotografías.....	139

## ABREVIATURA

C	Carbono
C <sub>1</sub>	Hidrocarburo con un átomo de carbono (ej., metano)
C <sub>2</sub>	Hidrocarburo con dos átomos de carbono (ej., etano)
C <sub>n</sub>	Hidrocarburo con n átomos de carbono
C <sub>a</sub> CO <sub>3</sub>	Carbonato de calcio
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
H	Hidrogeno
H <sub>2</sub> S	Sulfuro de hidrógeno
Na	Sodio
NaHS	Bisulfuro de sodio
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Carbonato de sodio
Naoh	Hidróxido de sodio (cáustico)
Na <sub>2</sub> S	Sulfuro de sodio
NaSR	Mercaptido de sodio
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Tiosulfato sódico
O	Oxígeno
O <sub>2</sub>	Oxígeno diatómico
RSH	Mercaptano
RSSR	Disulfuro
S	Sulfuro elemental
-SH	Tiol (grupo funcional mercaptano)
LPG	Gas licuado de petróleo
T	Temperatura
P	Presión
° F	Grados Fahrenheit
° C	Grados centígrados
° R	Grados Rankine

### **Términos del tratamiento en general**

Antioxidante	Aditivo químico que ayuda a retardar una oxidación
Barril	2 U.S. galones medidos a 60 °F
BPD	Barriles por día
Cáustica:	Solución de hidróxido de sodio
C/H:	Relación de volumen entre la solución cáustica/hidrocarburo
Delta P (dP)	Diferencial de presión
Delta T (dT)	Diferencial de temperatura
Extracción	Remoción de mercaptano de hidrocarburos
Gpm	Galones por minuto
Disulfuro	Representado por la fórmula general RSSR, cadena lineal formada por dos átomos de azufre
Mercaptano	Nombre común asignado a un componente del grupo funcional tiol y que es representado por la fórmula RSH
Inhibidor	Componente responsable de retardar o terminar una reacción
Proceso Merox	Proceso que utiliza un catalizador basado en metal para oxidar azufre mercaptano y así convertirlo en aceite disulfuro
Organometálico	Complejo componente caracterizado por la presencia de enlaces sencillos dobles o triples entre átomos de metal y de carbono
Ppm	Partes por millón
PW	Representan al equipo del prelavado cáustico
Estabilidad	Calidad del combustible para que permanezca sin cambios en almacenamiento por largos periodos
Vol., vol%	volumen, porcentaje de volumen
Wt., wt%	peso, porcentaje en peso.

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA PETRÓLEO**

**“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA  
ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU  
COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD-AÑO 2017”**

**Autora:** Mónica Carolina Panchana Pacheco

**Tutor:** Ing. Antonio Morato, Msc.

**RESUMEN**

El propósito de este trabajo de investigación es llevar a cabo la recopilación de toda la información básica necesaria para analizar la aplicación del Proceso Merox.

Este proceso se utiliza para convertir los mercaptanos que se distribuyen en los destilados a disulfuros por oxidación, utilizando el catalizador merox para acelerar la reacción. Este trabajo se enfoca específicamente en el GLP producido en la Refinería La Libertad. El sistema se compone de dos partes de las cuales se recogen todos los datos para llevar a cabo el diseño de la planta. La parte orgánica es el destilado que contiene el mercaptano de bajo peso molecular a tratar y la parte acuosa es la solución de sosa cáustica necesaria para llevar a cabo la extracción

Es necesario eliminar los mercaptanos porque son corrosivos para los metales, pueden causar deterioros oxidativos y su olor es muy fuerte. Para ello se aplican procesos extractivos de endulzamiento. De esta forma se cumple con los estándares de calidad nacional e internacional y con las normas INEN 675.

Se revisó la información disponible de Proceso Merox Caustico aplicado al Glp y se realizaron trabajos de campo visitando las plantas de Refinería La Libertad para recopilar los datos que se necesitaban para del diseño. Además, se formularon las especificaciones básicas del Proceso Merox Cáustico aplicado al GLP. Se desarrollaron los PFD y P&ID de la planta, para que los técnicos, ingenieros, y operadores especializados comprendan mejor el proceso.

**Palabras claves:** Aplicación – Proceso Merox - Mercaptanos

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA PETRÓLEO**

**“APLICACIÓN DEL PROCESO MEROX – CÁUSTICO AL GLP PARA  
ELIMINAR LOS MERCAPTANOS PREVIO A SU  
COMERCIALIZACIÓN EN REFINERÍA LA LIBERTAD-AÑO 2017”**

**Autora:** Mónica Carolina Panchana Pacheco

**Tutor:** Ing. Antonio Morato, Msc.

**ABSTRACT**

The purpose of this research work is to carry out the compilation of all the basic information necessary to analyze the application of the Merox Process.

This process is used to convert mercaptans that are distributed in distilled to disulfides by oxidation, using the merox catalyst to accelerate the reaction. This work focuses specifically on the LPG produced at La Libertad Refinery. The system is made up of two parts from which all the data is collected to carry out the design of the plant. The organic part is the distillate containing the low molecular weight mercaptan to be treated and the aqueous part is the caustic soda solution necessary to carry out the extraction.

It is necessary to eliminate mercaptans because they are corrosive to metals, they can cause oxidative deterioration and their odor is very strong. To this end, extractive sweetening processes are applied. In this way, the national and international quality standards and the INEN 675 standards are met.

The information available on the Merox Process Caustic applied to the LPG was reviewed and fieldwork was carried out by visiting the La Libertad Refinery plants to collect the data needed for the design. In addition, the basic specifications of the Merox Process Caustic applied to LPG were formulated. The PFD and P & ID of the plant were developed, so that technicians, engineers, and specialized operators understand the process better.

**Key words:** Application - Merox process - Mercaptans

## INTRODUCCIÓN

El GLP que es obtenido desde las unidades de destilación atmosférica, y estabilizadora de gasolinas, debe ser tratado para que cumpla las condiciones de calidad y especificaciones vigentes de corrosión permisibles en el mercado. Previamente, se debe eliminar el H<sub>2</sub>S por absorción utilizando dietanol amina, DEA, para luego ser sometido a un lavado cáustico donde se retiran compuestos de azufre remanentes, o sea los mercaptanos.

Los mercaptanos mediante proceso de conversión catalítica de oxidación, se transforman en disulfuros que son mezclados en combustibles, crudo de alimentación, e ingresados a un proceso de hidrotratamiento.

El GLP tratado de esta forma tendrá una especificación a la lámina de cobre de 1, que indica que no es corrosivo, adecuado para su posterior despacho y comercialización. Es un combustible más versátil utilizado en aplicaciones domésticas, se utiliza para cocinar, calefacción central, calefacción y suministro de agua caliente, así como en un gran número de electrodomésticos, como hornos, quemadores y refrigeradores en casas, hoteles y restaurantes.

Se utiliza como combustible para automóviles debido a su ventaja de costo sobre la gasolina y el diésel. El GLP es un combustible de combustión limpia. La ausencia de azufre y los niveles muy bajos de óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y las emisiones de partículas durante su combustión hacen del GLP una fuente de energía más respetuosa con el medio ambiente.

En la industria, el GLP se utiliza para alimentar hornos industriales y para diversas aplicaciones de calefacción de procesos. El GLP se utiliza en los hornos de ladrillos y fundición de aluminio, en cerámica y en la fabricación de vidrio. El GLP se utiliza para calentar betún para la construcción de carreteras. [1]

Este trabajo de investigación se ha estructurado en cinco capítulos:

El capítulo I contiene, el problema de la investigación con su respectivo planteamiento, la justificación, el establecimiento del objetivo general y específico, identificando la hipótesis para determinar las variables y finalmente la metodología de trabajo.

El capítulo II describe, el origen del petróleo y como se lleva a cabo el proceso de la destilación del mismo, obteniendo la nafta que es enviada a la estabilizadora, produciendo GLP que es materia prima a tratar con el proceso merox y la variable dependiente refiriéndose a los contaminantes específicamente los mercaptanos presentes en el destilado

El capítulo III, presenta las características principales de los fluidos involucrados en el proceso como sus pesos moleculares, densidades, calores específicos, y todo lo necesario con lo que se desarrollan los respectivos balances de materia y energía.

El capítulo IV contiene, el dimensionamiento básico de los equipos a utilizar en el proceso como tanques, bombas, tuberías, calculando sus alturas, diámetros, espesores. Además se desarrolló la estimación del costo de los equipos principales de la planta, estos dependen de su capacidad, material, temperatura y presión, utilizando índices publicados para este tipo de plantas se actualizo el costo estimado de la planta.

El capítulo V, describe las conclusiones y recomendaciones del trabajo de investigación.

# CAPÍTULO I

## EL PROBLEMA

### 1.1 Antecedentes

La conjunción de varios factores, como la cercanía a las áreas de extracción de petróleo y la existencia del mar, permitieron la facilidad primordial para la industria de refinación, el agua. Esta, a más de ser utilizada para refrigerar los equipos, facultó el obtener agua dulce para las calderas, entre otros. Todo esto definió su ubicación.

En 1940, por iniciativa privada, la Anglo Ecuatorian Oilfields instaló inicialmente dos plantas: Foster y Stratford, cerca del actual terminal de derivados, que se alimentaron con la producción de 7.000 barriles diarios de crudo proveniente de los campos de Ancón, que en aquella época era transportado en barriles por vía férrea hasta sus instalaciones.

La planta Foster funcionó hasta 1956 y la Stratford hasta 1968 y cubrieron el 65% de la demanda nacional de derivados. En 1956 comenzó la construcción de una nueva unidad de refinación en dos plantas: Universal y Craqueo Térmico que en 1959 alcanzaron una producción inicial de 6.000 barriles diarios de derivados de petróleo. En 1978 se incrementó la capacidad de la Planta Parsons de 20.000 a 24.500 BPD e ingresó a CEPE con el 22% de las acciones, al costear la construcción del tanque CEPE 1 de 150.000 BLS (barriles) y las dos bombas booster. En 1985 se incrementa la capacidad de la Planta Universal de 6.000 a 10.000 BPD.

En 1992 la Planta Cautivo, que se reconvirtió al Estado, con carga máxima de 8.250 BPD, luego de un estudio hidráulico del tren de precalentamiento aumentó su capacidad a 9.400 BPD permitiendo abastecer a todo el país, no solo con los combustibles clásicos, de productos especiales: JP1 para Aviación Comercial, JP4 para Aviación Militar, Solvente No.1, Rubbert Solvent, Mineral Turpentine.

Al constituirse Petroecuador, y sus filiales en 1989, se creó la filial temporal Petropenínsula para después de dos años incorporarse a Petroindustrial, responsable de la industrialización del petróleo.

De las tres plantas de refinación con las que cuenta la Refinería La Libertad, la Planta Cautivo es la más completa. Al igual que las otras tiene su propio sistema de almacenamiento de petróleo crudo y derivados. También, dispone de sistemas de despacho de productos por vía terrestre y marítima. Actualmente procesa 9.000 barriles diarios de petróleo.

El objeto de la modernización de la Refinería La Libertad, desde 1989, fue incrementar la producción de combustible, en especial de gas licuado de Petróleo (GLP), para alcanzar la máxima recuperación de productos livianos. Así como instalar procesos de infraestructura modernos para incrementar la eficiencia y disminuir la contaminación. Debido a que en los inicios de la refinación el crudo que ingresaba tuvo un API entre 31.5 y 55.4, donde el contenido de azufre en él y los combustibles era menor, no requiriéndose mayor tratamiento químico, ahora, al procesar un crudo de 26,5, obliga a incorporar éstos para el cumplir con las normas de calidad ecuatoriana para combustibles. [2]

Refinería La Libertad no cuenta con un proceso para tratar combustibles de forma cíclica regenerativa que permita reducir el contenido de mercaptanos y disulfuros mediante oxidación, por lo que se espera implementar el Proceso Merox.

## **1.2 Planteamiento del problema**

Las concentraciones de RSH en el GLP, que es un producto obtenido de las torres de estabilización, mantiene la corrosividad muy a pesar de haberse reducido el contenido de H<sub>2</sub>S, por lo que, de mantenerse, en concentraciones bajas, afecta a tuberías y equipos así como en su combustión produciendo gases ácidos que junto con el vapor de agua generado, y del medio ambiente, provoca lluvias ácidas. Por lo tanto, se sugiere realizar un tratamiento con sosa cáustica al GLP.

## **Formulación del problema**

¿Cómo influye la aplicación del Proceso Merox-cáustico al GLP para la reducción de los mercaptanos previo a su comercialización en Refinería La Libertad?

### **1.3 Justificación**

El GLP producido en refinería tiene contaminantes como el agua y compuestos de azufre, incluyendo sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y azufre elemental, por lo que es conveniente desarrollar este tema, porque el proceso Merox además de reducir un porcentaje del contenido de azufre inertiza las formas sulfurosas restantes.

Refinería La Libertad está modernizando sus plantas de tratamientos a los diferentes destilados, es por esto que un proceso cíclico regenerativo Merox sería una opción debido a sus bajos costos energéticos.

La empresa requiere mantenerse en el cumplimiento de las especificaciones de calidad, norma técnica ecuatoriana NTE INEN 675, con lo que cumple con el objetivo de mantener un ambiente sano y seguro para sus colaboradores como para la comunidad aledaña.

La información que contiene este trabajo de investigación, ha sido obtenida en campo y evaluada con criterio para que los datos sean confiable aportando a estudios profundos para realizar una ingeniería de detalle como aplicación práctica, en la ejecución para establecer la planta en la Refinería.

## 1.4 Objetivos

### 1.4.1 Objetivo General

- ✓ Analizar una aplicación del proceso merox al GLP mediante el tratamiento cáustico para la reducción de los mercaptanos cumpliendo con los estándares de calidad internacional y normas INEN 675.

### 1.4.2 Objetivos Específicos

- ✓ Levantar y recopilar información de la investigación.
- ✓ Caracterizar la fundamentación teórica del GLP procesado en RLL.
- ✓ Analizar el proceso mediante diagramas de flujos utilizados para el tratamiento del destilado con sosa cáustica para reducir los mercaptanos presentes.
- ✓ Proponer las especificaciones básicas del proceso merox al GLP.

## 1.5 Hipótesis de Trabajo

El tratamiento de oxidación del GLP reduce el contenido de compuestos de azufre (como mercaptanos) remanentes, luego del cualquier proceso de absorción, que permite eliminar contaminantes previo a su combustión; su presencia provoca lluvia ácida y emisión de óxidos de azufre (SO<sub>x</sub>). Esto permitirá cumplir con las normas nacionales y ambientales así como el de prolongar la vida útil de los motores de combustión interna.

Con la *aplicación del proceso Merox-cáustico al GLP* se logrará la reducción de los mercaptanos previo a su comercialización en Refinería La Libertad

## **1.6 Variables.**

### **1.6.1 Variable Independiente**

- ✓ Proceso Merox-cáustico al GLP.

### **1.6.2 Variable Dependiente**

- ✓ La reducción de los mercaptanos previo a su comercialización.

## **1.7 Metodología**

### **Metodología de trabajo**

Los requisitos fundamentales de diseño del proceso propuesto por los IPS reflejan las etapas que existen generalmente en proyectos de procesos de las industrias del petróleo, gas y petroquímica; estas describen fases principales que se pueden distinguir en cada proyecto.

#### Fase I: Diseño Etapas Básicas

- ✓ IPS-E-PR-150 "Paquete de Diseño Básico"
- ✓ IPS-E-PR-170 "Diagrama de flujo de proceso" PDF.
- ✓ IPS-E-PR-200 "Ingeniería Básica datos del diseño"
- ✓ IPS-E-PR-220 "Control de Procesos"
- ✓ IPS-E-PR-230 "Tubería y diagramas de instrumentos (P&ID)"

Libro guía "CHEMICAL PROCESS EQUIPEMENT" para seleccionar y dimensionar equipos, así como las Normas INEN para cumplimiento de especificaciones y estándares. Se procederá al análisis de los resultados obtenidos en cada etapa y posteriormente tener el diseño esperado.

## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 El petróleo**

El petróleo es una mezcla de compuestos orgánicos fundamentalmente hidrocarburos de color oscuro, olor fuerte, más ligero que el agua. Cuyos parámetros pueden variar de acuerdo al origen del mismo. Conocido también como crudo, se produce en el interior de la Tierra, debido a la transformación de la materia orgánica en sedimentos del pasado geológico y puede acumularse en trampas geológicas naturales desde donde luego se extrae mediante la perforación de pozos. Desde hace mucho tiempo atrás la humanidad aprovechaba el petróleo como fuente de luz y calor también, lo usaban con fines médicos, militares, para calafatear embarcaciones o momificar cadáveres. Actualmente es fundamental para las industrias de refinería, manufacturera así como para el transporte siendo base energética para nuestra sociedad.

##### **2.1.1 Inicios de la era del petróleo**

En 1859 se inicia la perforación del primer pozo en Pennsylvania, por E. L. Drake, originándose la conocida era del queroseno. La misma que se prolonga hasta 1900. Innovaciones importantes aparecen a partir de la producción comercial del petróleo en el Siglo XX; Una de estas es la del motor de combustión interna la que da comienzos a la era de la nafta.

En la actualidad el petróleo es necesario para satisfacer las necesidades de la humanidad, a pesar de que otras fuentes de energía están en primer lugar. En las estadísticas realizadas por los investigadores el petróleo no podrá ser sustituido al menos por mucho tiempo. [3]

### 2.1.1.1 Composición del petróleo

El petróleo está compuesto por hidrocarburos. La mayor parte del petróleo está constituido por carbono 84% - 87% e hidrógeno en 11% - 14% el resto por otras sustancias distintas como el sulfuro, nitrógeno, oxígeno, trazas de metales y sales de sodio, calcio y magnesio. [4] la tabla. 1 detalla la composición del crudo:

Tabla N° 1 Composición del crudo

<b>CRUDOS</b>	<b>% PESO</b>
CARBONO	84-87
HIDRÓGENO	11-14
AZUFRE	0-5
NITRÓGENO	0-0,2

Fuente: Tecnología y margen de refino del petróleo- José Urpí-2011  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El azufre está presente en el petróleo en forma libre como azufre elemental y ácido sulfhídrico también, en compuestos orgánicos como tiofenos, mercaptanos, entre otros. Todo material contenido en el petróleo que no sea carbono e hidrogeno se denomina impureza las cuales pueden ser las oleofílicas y oleofóbicas.

Las impurezas oleofílicas están disueltas en el hidrocarburo lo que afecta al proceso y a los productos obtenidos; siendo los principales los compuestos de azufre, órgano-metálicos, ácidos nafténicos, y nitrógeno que deben ser tratadas en el mismo procesamiento.

Se muestran los constituyentes del grupo de las impurezas oleofílicas en la siguiente tabla.

Tabla N° 2 Constituyentes del grupo de las impurezas oleofílicas

<b>IMPUREZAS OLEOFÓBICAS</b>	<b>RANGO DE CONTENIDO</b>
Compuestos de azufre	0,1 – 5% EN PESO COMO S
Compuestos organo-metalicos	5 - 400 PPM COMO EL METAL
Ácidos nafténicos	0,03 – 0,5 % EN VOL.
Compuestos de nitrógeno	0,05 – 1,5 % EN VOL.

Fuente: La Refinación del Petróleo - A Ceruti-2001  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Las impurezas oleofóbicas, no son solubles en hidrocarburo, antes de realizar el procesamiento del petróleo son llevadas a condiciones admisibles. Las principales impurezas oleofóbicas son el agua, sales y sedimentos. Generalmente afectan a los procesos, ensucian y corroen los equipos, pero no afectan a los productos obtenidos. A continuación se muestran los constituyentes del grupo de impurezas oleofóbicas:

Tabla N° 3 Constituyentes del grupo de las impurezas oleofóbicas

<b>IMPUREZAS OLEOFÓBICAS</b>	<b>RANGO DE CONTENIDO</b>
SALES	10 – 2000 gr/m <sup>3</sup>
AGUA	0,1 – 5 % vol.
SEDIMENTOS	1 – 1000 gr/m <sup>3</sup>

Fuente: La Refinación del Petróleo - A Ceruti-2001  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### **2.1.1.2 Propiedades del Petróleo**

Los crudos difieren considerablemente en sus propiedades según sea su origen, los más ligeros por lo general producen destilados livianos y se venden a precios altos, los que contienen un alto porcentaje de impurezas, como el azufre, son pocos deseables debido a la corrosividad y al costo del tratamiento.

La corrosividad en los crudos está en función a muchos parámetros entre los que se encuentran el tipo de compuesto de azufre y sus temperaturas de descomposición, el número total de ácidos, el tipo de ácidos carboxílicos y nafténicos.

Para un refinador es necesario establecer ciertos criterios es por esto que, primero relaciona un crudo con otro, evalúa su calidad y elige el mejor esquema de procesamiento. Por lo que e indispensable se realicen las siguientes pruebas. [5]

### **Densidad, gravedad específica y gravedad API**

La densidad se define, como la masa del volumen unitario de un material a una temperatura. La unidad más utilizada por la industria petrolera es la gravedad

específica que relaciona del peso de un volumen dado de un material respecto al del mismo volumen de agua medido a la misma temperatura [6]

La gravedad específica para los aceites líquidos se obtiene mediante la siguiente fórmula:

$$SG_{oil} = \frac{\text{Densidad del petróleo}}{\text{Densidad del agua}}$$

Entonces se tiene que la gravedad específica es igual a la densidad del petróleo sobre la densidad del agua ambas a temperatura y condiciones de presión 1 atm (14,7 psia) y 15,6 °C, dado a que están a la mismas condiciones la mayoría de las fracciones de petróleo son más ligeras que el agua, es decir, la densidad del petróleo es menor o igual a 1. [7]

La gravedad específica se utiliza para calcular la masa de los crudos y sus productos, la gravedad API (American Petroleum Institute) es otra forma de expresar las masas relativas de los crudos y se puede calcular usando la ecuación:

$$^{\circ} API = \frac{141,5}{SG} - 131,5$$

Una cantidad baja de gravedad API indica que un crudo es más pesado, mientras que una mayor gravedad API significa un crudo más ligero, la gravedad esta entre 0,82 para crudos ligeros 1,0 para crudos pesados la escala es 41-10 ° API. [5]

### **Factor de caracterización kuop**

Es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo de acuerdo a su composición química, (base parafínicas, mixta, nafténicas, aromática).

$$Kuop = \sqrt[3]{\frac{\text{Temperatura volumétrica media}}{\text{Peso específico (60 °F)}}}$$

La temperatura volumétrica media, es la temperatura de ebullición de un componente con características equivalente a la mezcla de hidrocarburos analizada. [8]

K= 13 BASE PARAFÍNICA.

K= 12 BASE MIXTA.

K= 11 BASE NAFTÉNICA.

K = 10 BASE AROMÁTICA

### **Pour point (punto de escurrimiento)**

También llamado punto de escurrimiento es un indicador aproximado de parafinicidad y aromaticidad del crudo; cuanto menor sea la parafina mayor será el contenido de aromáticos, el pour point del petróleo se expresa en °F o °C. [8]

### **Residuo de carbón. WT%**

Se determina por destilación en un residuo de coque en ausencia de aire, y está relacionado con el contenido de asfalto del crudo. De esta manera, cuanto más bajo sea el residuo de carbono, más provechoso será el crudo.

Se expresa en términos del porcentaje en peso de residuo de carbono por:

1. Ramsbottom (RCR) o Conradson (CCR).
2. Procedimientos de ensayo ASTM (D-524). [7]

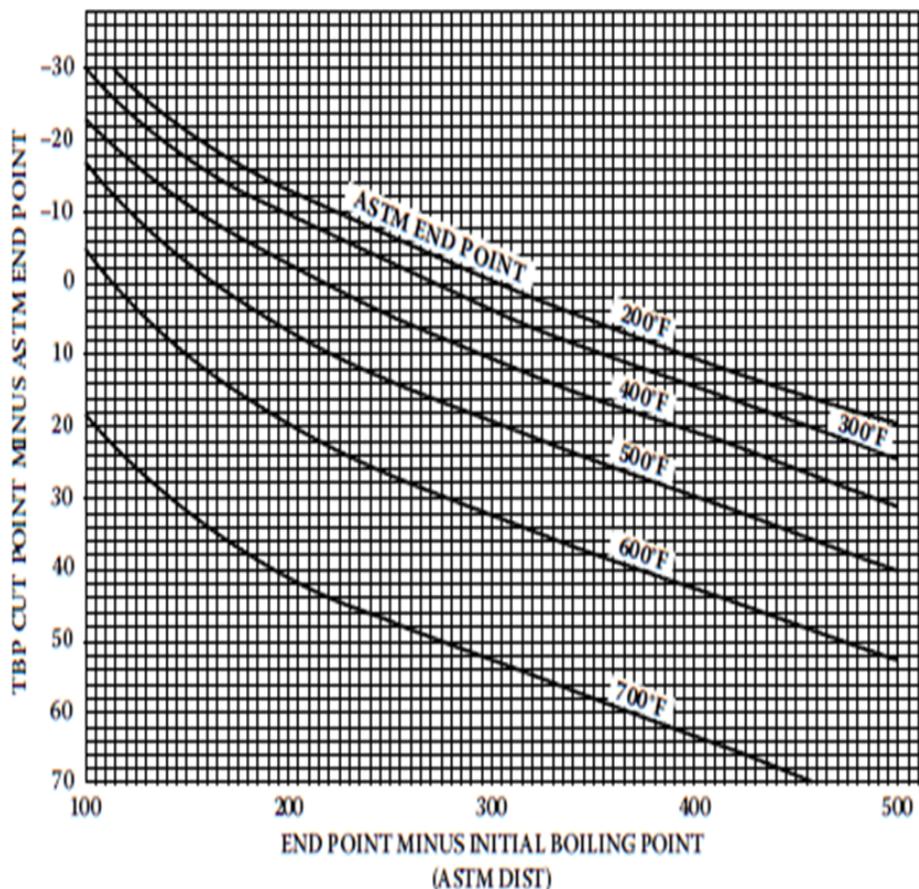
### **2.1.1.3 Rango de destilación**

El proceso de refinación se desarrolla por etapas, la primera consiste en realizar la separación de la mezcla de hidrocarburos en grupos o fracciones similares es decir de rango de destilación. La separación se da mediante un proceso llamado destilación fraccionada.

El petróleo se evalúa en términos de la curva True Boiling Point (TBP) [6], con la cual se examinan los rendimientos de los destilados que se obtendrán en refinería. La destilación es realizada en un equipo que logra un grado de fraccionamiento, las destilaciones ASTM D-285 son las pruebas más utilizadas.

El intervalo de destilación debe estar correlacionado con las destilaciones ASTM porque las especificaciones del producto se basan generalmente, en la destilación de ASTM pruebas D-86 y D-1160. El punto de corte TBP para varias fracciones puede ser aproximado mediante el uso de las gráficas. Un procedimiento más detallado para la correlación de ASTM y TBP. [8]

Figura N° 1 Correlación ASTM y TBP.



Fuente: Petroleum Refining Technology Economics – J. Gary-2007  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

#### **2.1.1.4 Assay del crudo**

Un “crude oil assay” es básicamente la evaluación química del crudo, el mismo que se está volviendo más pesado en todo el mundo, por lo que debe ser caracterizado. Las refinerías existentes, están siendo modificadas, rediseñadas para manejar crudos pesados.

Para realizar un ensayo sencillo, se debe incluir la gravedad API y una curva TBP la cual determinará los rendimientos en los diferentes cortes, y en consecuencia la configuración de la refinería. [9]

Un ensayo eficaz se deriva de una serie de datos de prueba que dan una descripción precisa de la calidad del petróleo y presenta el comportamiento durante el refinado. El primer paso es, por supuesto, asegurar un muestreo correcto.

Por lo tanto, se realizan análisis para determinar, si cada lote de petróleo crudo recibido en la refinería es conveniente para fines de refinado. Las pruebas también se aplican para determinar si ha habido alguna contaminación durante el almacenamiento o transporte, pues puede incrementar la dificultad de procesamiento y costos.

#### **2.1.2 Hidrocarburos**

Son compuestos orgánicos que están constituidos solo de carbono e hidrógeno [10]

##### **2.1.2.1 Clasificación de los hidrocarburos.**

Los hidrocarburos han sido divididos en familias químicas, según sea su estructura: hidrocarburos alifáticos saturados o parafínicos, hidrocarburos nafténicos, hidrocarburos aromáticos, hidrocarburos alifáticos insaturados olefinas. [3]

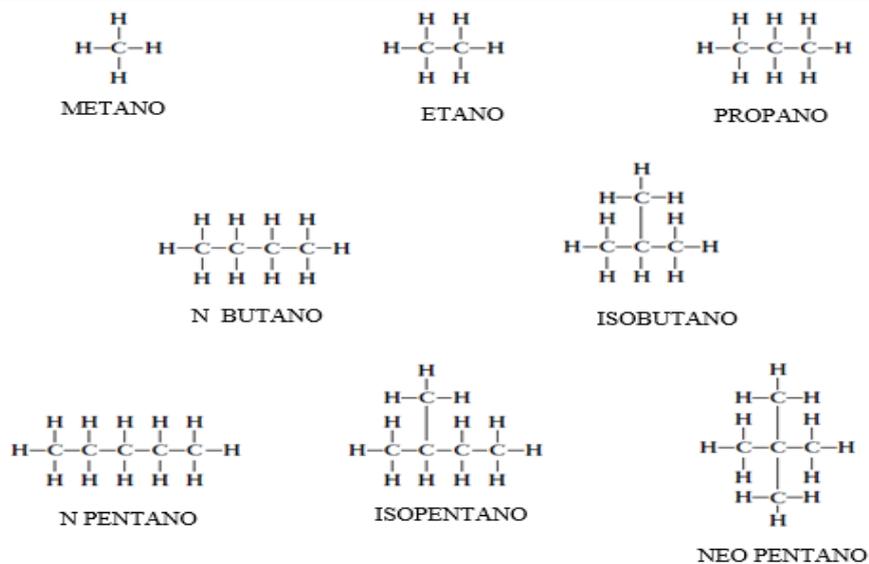
## Parafinas

Serie de hidrocarburos de parafinas, se caracterizan por tener su estructura en forma de cadenas lineales, su fórmula química del tipo  $C_nH_{2n+2}$  donde  $C_n$  es el número de átomos de carbono y  $H_n$  el número de átomos de hidrógeno. [7]

Los enlaces de las parafinas son carbono-carbono saturados con hidrógeno, característica que les proporciona una gran estabilidad, además son poco reactivos. La parafina más simple es el metano seguido por el etano, propano, butano normal, y pentano normal.

El crudo contiene 70 átomos de carbono y el número de posibles hidrocarburos parafínicos es muy alto, dentro de la familia de parafinas se encuentran las isoparafinas ramificadas; para distinguirlas de las normales se les adiciona el prefijo “iso” ejemplos de isoparafinas es el isobutano y el isopentano sus fórmulas estructurales son:

Figura N° 2 Fórmulas estructurales de las isoparafinas



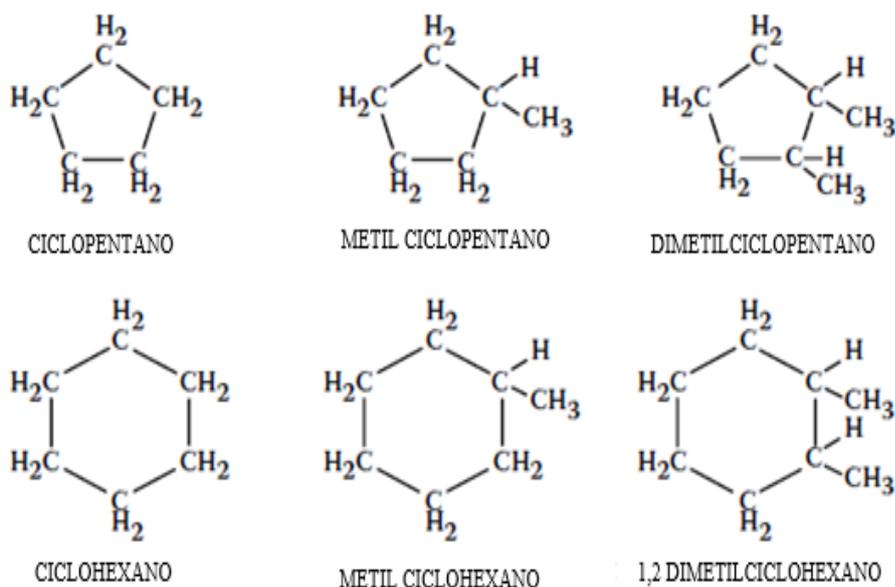
Fuente: Petroleum Refining Technology Economics – J. Gary-2007

## Naftenos

Constituidos por uno o más anillos de átomos de carbono, a los nafténicos se los representa químicamente con la fórmula  $C_nH_{2n}$ , hay muchos naftenos presentes en el petróleo crudo con la excepción de los compuestos de bajo peso molecular tales como el ciclopentano y el ciclohexano [8]

Se clasifican según el rango de ebullición y propiedades. Algunos compuestos nafténicos típicos se muestran a continuación:

Figura N° 3 Compuestos nafténicos típicos.



Fuente: Petroleum Refinig Tehcnology Economics – J. Gary-2007.

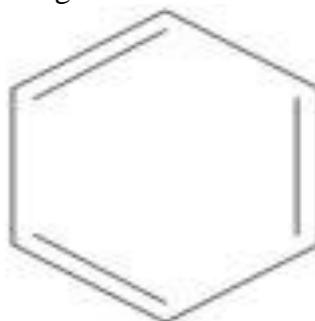
## Aromáticos

La serie de hidrocarburos aromáticos tienen características fisicoquímicas muy diferente a las parafinas y cicloparafinas se representan con la formula  $C_nH_{n-6}$  [8]. Esta serie está formada por anillos bencénicos asociados [7]

Las fracciones ligeras de petróleo contienen mono-aromáticos, que tienen un anillo de benceno con uno o más de los átomos de hidrógeno sustituidos por otro átomo o grupo alquilo, ejemplo de estos compuestos son tolueno y xileno, junto al benceno

son importantes materias primas petroquímicas y su presencia en las gasolinas hacen que aumente el número de octano [7]

Figura N° 4 Benceno



Fuente: Petroleum Refining Technology Economics – J. Gary-2007

## Olefinas

Las olefinas son familias de hidrocarburos muy similares en estructura a las parafinas, su fórmula química es  $C_nH_{2n}$ . Además son hidrocarburos de cadenas lineales y no tienen todos sus enlaces carbono-carbono saturado con hidrógeno. Las olefinas son inestables y reactivas se pueden combinar fácilmente con otros hidrocarburos, son indeseables en productos de acabado por que sus dobles enlaces son fácilmente oxidados y polimerizados para formar gomas y barnices.

En la gasolina algunas fracciones de olefinas son deseables debido a que tienen mayor octanaje [8], las olefinas aparecen en los procesos que se realizan en las refinerías, el eteno conocido como etileno, propeno conocido como propileno, son materias primas fundamentales para la petroquímica, así como los butilenos.[7]

### 2.1.3 Compuestos distintos de los hidrocarburos

Los compuestos distintos de los hidrocarburos son aquellas moléculas que contienen átomos que no son carbono ni hidrógeno.

## Compuestos orgánicos heteroatómicos.

### Compuestos de azufre

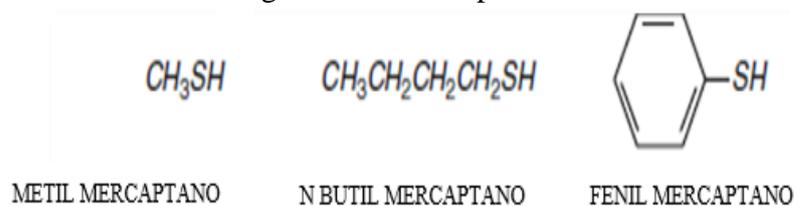
Los crudos contienen heteroátomos de azufre en forma de azufre elemental S, sulfuro de hidrógeno disuelto H<sub>2</sub>S, sulfuro de carbonilo COS, formas inorgánicas y las más importantes formas orgánicas. [7]

El contenido de azufre varía desde 0,05 a más de 10% en peso, pero generalmente está en el intervalo de 1- 4% en peso. Un crudo con menos de 1 wt% de azufre se refiere a que tiene bajo contenido de azufre y se lo denomina dulce, por consiguiente a los que tienen más de 1% en peso de azufre se conoce como alto en azufre y ácido.

El sulfuro de hidrógeno es el único compuesto inorgánico de azufre importante encontrado en el petróleo crudo sin embargo su presencia es perjudicial por su naturaleza corrosiva [5]

Según Mohamed A. Fahim (2010), los componentes que contienen azufre de los crudos varían desde los mercaptanos simples conocidos como tioles, a sulfuros y sulfuros policíclicos. Mercaptanos se forman de una cadena de alquilo con el grupo -SH en el extremo (R-SH).

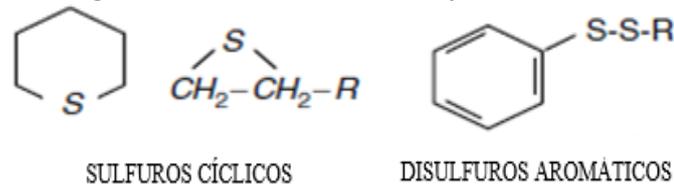
Figura N° 5 Mercaptanos.



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining - Mohamed A Fahim, 2010

Para formar los compuestos se reemplaza con uno o dos átomos de carbono en la cadena en sulfuros y disulfuros (R-S-R o R-S-S-R), estos compuestos están presentes en fracciones ligeras. Los sulfuros y disulfuros también pueden ser aromáticos o cíclicos.

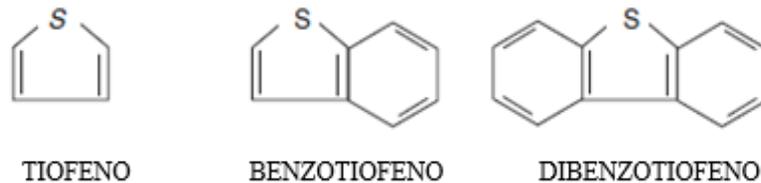
Figura N° 6 Sulfuros cíclicos y aromáticos



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining - Mohamed A Fahim, 2010

Los tiofenos son compuestos aromáticos polinucleares, uno o más átomos de carbono son reemplazados por un átomo de azufre en los anillos aromáticos. Los tiofenos están presentes en las fracciones pesadas, pueden tener la siguiente fórmula:

Figura N° 7 Tiofenos



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining - Mohamed A Fahim, 2010

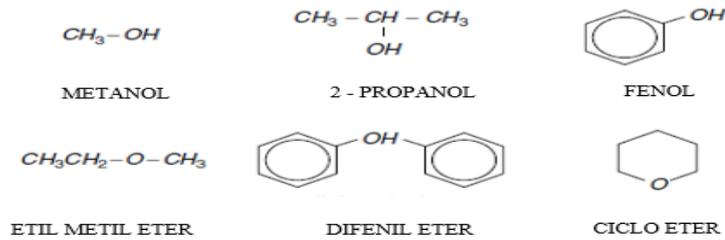
### Compuestos de oxígeno

El oxígeno en el petróleo crudo se puede encontrar en una variedad de formas. Esto incluye alcoholes, éteres, ácidos carboxílicos, compuestos fenólicos, cetonas, esterres y anhídridos. La presencia de este compuesto hace que el crudo se haga ácido, con problemas en su procesamiento tales como la corrosión.

La fórmula general de los alcoholes R-OH es estructuralmente igual al agua pero con uno de los átomos de hidrógeno sustituido por el grupo alquilo.

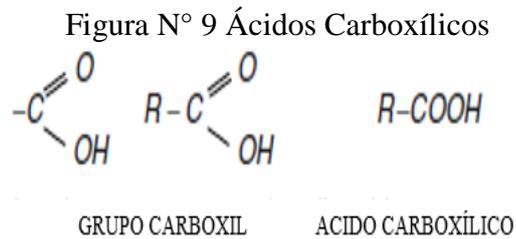
En los fenoles se sustituye uno de los átomos de hidrógeno en el anillo aromático por (-OH) que es un grupo. Aquellos que tienen dos grupos orgánicos conectados a un único átomo de oxígeno (R-O-R) son los esterres. Los éteres tienen dos grupos orgánicos conectados a un único átomo de oxígeno (R-O-R) [7]

Figura N° 8 Ejemplo de alcoholes éteres y fenoles



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining - Mohamed A Fahim, 2010

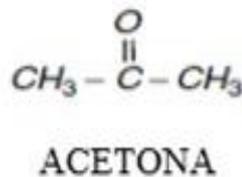
Los ácidos carboxílicos tienen un grupo carboxilo como un grupo funcional (R-COOH), y su fórmula general es:



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining - Mohamed A Fahim, 2010

Las cetonas son compuestas con dos átomos de carbono que se encuentran unidos a un grupo carbonilo.

Figura N° 10 Acetona



Fuente: Mohamed A Fahim, 2010

### 2.1.3.1 Compuestos nitrogenados

Los crudos contienen cantidades bajas de compuestos nitrogenados, no excede del 0,1% en peso por lo general cuando más asfáltico es un crudo mayor será su

contenido de nitrógeno, en algunos crudos pesados el contenido de nitrógeno es hasta 0,9 % en peso.

Los compuestos de nitrógeno son más estables que los compuestos de azufre, por consiguiente más difíciles de remover. Aunque están presentes en concentraciones muy pequeñas estos compuestos tiene una gran importancia en las operaciones de refinería ya que pueden causar problemas, como el envenenamiento de los catalizadores de craqueo, causantes de la formación de gomas en productos terminados. [5]

Los compuestos nitrogenados en el crudo se clasifican en básico y no básicos, los básicos consisten en piridinas y los compuestos no básicos son los llamados pirrol, debido a su naturaleza aromática piridina y pirrol son compuestos estables [5]La mayor parte de los compuestos nitrogenados están generalmente en el tipo pirrol, cuando se fusiona con benceno, el pirrol se convierte en los compuestos heteroaromáticos policíclicos indol y carbazol. [7]

#### **2.1.3.2 Compuestos metálicos**

Los compuestos metálicos existen en el petróleo en cantidades pequeñas, algunos de los más abundantes son sodio, calcio, magnesio, aluminio, hierro, vanadio y níquel también presentes como sales inorgánicas tales como sodio, magnesio, cloruros o en forma de compuestos organometálicos tales como níquel y vanadio [5], su concentración debe reducirse para evitar problemas operativos, impidiendo que los productos se contaminen. Las pequeñas cantidades de metales en la materia prima afectan la actividad del catalizador al realizar el proceso del craqueo catalítico, esto da lugar a un aumento de la formación de gases, coque y a la reducción de los rendimientos en la gasolina. [7]

#### **2.1.3.3 Compuestos indefinidos químicamente**

##### **Asfáltenos y Resinas**

Es importante caracterizar las fracciones más pesadas de los crudos. Para facilidad de procesamiento se requiere determinar sus propiedades, así como el porcentaje de los compuestos asfáltenos y resinas.

## **Asfáltenos**

Los asfáltenos son sólidos marrones oscuros, con puntos de ebullición demasiados altos no definidos, suelen al calentarse dejar residuos carbonosos. A continuación los pesos moleculares abarcan un amplio rango. Además se consideran los Asfáltenos se separan del petróleo en el laboratorio usando disolventes como pentano y n-heptano.

La presencia de altas cantidades de asfáltenos en el petróleo puede traer grandes problemas en la producción, tienden a precipitar dentro de las formaciones rocosas, cabezales de pozos y equipos de tratamiento.

Los compuestos también pueden dar lugar a problemas identificados en el transporte ya que ocasiona el aumento de la viscosidad, en operaciones de refinería los asfáltenos conducen a la formación de coque, y al ser sólidos se depositan sobre la superficie de las tuberías causando corrosión, por último en procesos desactivan el catalizador.

## **Resinas**

Las resinas son moléculas polares su peso molecular está en el rango de 500-1000, son insolubles en propano líquido y solubles en n-heptano se piensa que las resinas son responsables de disolver y estabilizar moléculas de asfáltenos sólido en el petróleo, las moléculas de resina rodean el asfáltenos y las suspenden en el crudo líquido. [7]

### **2.1.4 Refinación**

Las refinerías están conformadas por procesos, los cuales están estructurados de manera ordenada, de acuerdo a una secuencia lógica que sigue el petróleo hasta ser finalmente refinado.

Figura N° 11 Planta Universal



Fuente: Refinería "La Libertad"

#### **2.1.4.1 Fundamentos del proceso de refinación**

La destilación del crudo es una operación que permite separar por cortes una mezcla compleja de hidrocarburos. El principio físico en el que se basa el proceso, es la diferencia de volatilidad de los componentes. Para que se produzca la separación se debe alcanzar el equilibrio entre las fases líquido-vapor, ya que de esta manera los componentes más livianos o de menor peso molecular se concentran en la fase vapor. Por el contrario los de mayor peso molecular predominan en la fase líquida, en definitiva se aprovecha las diferencias de volatilidad de los hidrocarburos. [11]

Por tal motivo, en las columnas fraccionadoras se adecuan las condiciones termodinámicas, para obtener o "condensar" los combustibles perfectamente especificados. [6]

Los combustibles obtenidos por fraccionamiento son enviados a tanques de despacho o como carga de otras unidades que completan su refinado, parte del crudo procesado en topping no se vaporiza.

#### **2.1.4.2 Parámetros termodinámicos que rigen en la destilación atmosférica**

Los principales parámetros termodinámicos que rigen la destilación atmosférica son la temperatura y presión del sistema. Se consideran como variables del proceso a todas aquellas, que puedan afectar el equilibrio entre las fases vapor-líquido.

- ✓ Temperatura de transferencia.- Esta es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento de los destilados depende de esta variable.
- ✓ Presión de trabajo.- Es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio líquido-vapor. Generalmente se trabaja a la menor presión posible, y no se varía frecuentemente.
- ✓ Temperatura de cabeza.- Es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido-vapor.
- ✓ Temperatura del corte.- Es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujo circulante. Estos últimos tienen un efecto semejante que el reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía.
- ✓ Inyección de vapor.- El vapor en las fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquidos, favoreciendo la vaporización de los componentes más volátiles. Esto se aplica en la columna fraccionadora principal como en los strippers de los cortes laterales. [12][6]

#### **2.1.5 Tratamientos preliminares**

Los tratamientos preliminares que se le aplican al crudo, antes de que ingrese a la destilación atmosférica consisten en eliminar impurezas como: las sales provenientes del agua de formación, los óxidos de hierro que se producen de corrosión en medios de transporte y equipos, los sólidos en general que se derivan

de la formación productora. Además de los desactivadores de catalizadores como son los compuestos organometálicos. [13]

A continuación se detalla el tratamiento previo:

a. Decantación en Tanques

La decantación en tanque fundamentalmente es, decantar el agua libre que se encuentra en el crudo por gravedad, importante tomar en cuenta la temperatura del tanque ya que está en relación directa con la viscosidad.

b. Desalado del crudo.

El desalado del crudo consiste básicamente en eliminar las impurezas, sales en general hasta las que se encuentran disueltas en pequeñas gotas de agua, sólidos en suspensión que contienen los crudos, son extraídas en los desaladores por que un tratamiento posterior sería difícil y de alto costo.

c. Inyección de Hidróxido de Sodio.

Se realiza inyección de hidróxido de sodio al crudo, debido a que no se eliminan en su totalidad las sales en los desaladores, estos equipos no tienen una eficiencia del 100%, logrando el objetivo que es transformar estas sales a unas menos perniciosas [14]

### **2.1.5.1 Destilación atmosférica en Refinería La Libertad**

Luego de que el crudo pasa por el tratamiento detallado anteriormente, es bombeado a la unidad de destilación, en Refinería La Libertad se cuenta con tres unidades de destilación Parsons, Universal y Cautivo, en estas unidades se fracciona el crudo para producir corrientes de destilado que servirán de base y se someterán a tratamiento adicional para obtener productos finales.

La destilación básicamente es la separación de los componentes de una mezcla de hidrocarburos, como el petróleo, en función de sus temperaturas de ebullición, aprovechando las diferencias de volatilidad de los mismos. [12]

De acuerdo al aumento de los puntos de ebullición, los principales productos de un crudo en la unidad de destilación son los siguientes:

- ✓ Gas combustible: el gas combustible consta principalmente de metano y etano. En algunos casos en las refinerías, el propano en exceso de los requisitos de GLP también se incluye corriente de gas. Esta corriente también se conoce como "gas seco".
- ✓ Gas húmedo: la corriente de gas húmedo contiene propano y butanos, así como metano, etano. El propano y los butanos se separan para ser usados para GLP, en el caso de los butanos, para la mezcla de gasolina y alimentación de unidad de alquilación.
- ✓ Nafta: la corriente de nafta estabilizada (o gasolina) es desulfurada y usada en la mezcla de gasolina o procesada en una unidad de isomerización para mejorar el octanaje antes de mezclar con la gasolina.
- ✓ Nafta o gasolina: los cortes de nafta se usan generalmente en reformado catalítico para producir reformado de alto octanaje para la mezcla de gasolina y aromáticos.
- ✓ Gasóleos: el gasóleo ligero, atmosférico y de vacío es procesado en hidrocracker o cracker catalítico para producir gasolina, jet y diésel fuel, los gasóleos de vacío más pesados también pueden utilizarse como carga de alimentación para unidades y como materia prima en el tratamiento de lubricantes
- ✓ Residuo: Los fondos de vacío todavía se pueden procesar en un visbreaker, Coker o unidad de desafaltado para producir fuel oil pesado. [8]

En Refinería La Libertad se obtienen específicamente los siguientes productos:

- ✓ Gas licuado de petróleo
- ✓ Gasolina

- ✓ Diésel # 1
- ✓ Diésel # 2
- ✓ Turbo Fuel JP1 semielaborado , JP4
- ✓ Spray oil
- ✓ Mineral Turpentine
- ✓ Rubber solvente
- ✓ Residuo

Luego de la destilación, la nafta que se obtiene es enviada a estabilizadora y debutanizadora para obtener productos como: GLP y gasolina.

### **2.1.6 Proceso de estabilización de la gasolina**

El objetivo del proceso de estabilización de la gasolina es controlar o disminuir la presión de vapor de los componentes livianos sobre los pesados, para obtener una excelente separación entre las fases. [15]

En algunas refinerías se incorpora un estabilizador básicamente el líquido condensado de la corriente de vapor de cabeza de la tubería atmosférica contiene propano y butanos que hacen que la presión de vapor sea mucho más alta de lo que es aceptable para la gasolina.

Para eliminar el líquido condensado que se encuentra en exceso de los requerimientos de reflujo se carga a una torre estabilizadora donde la presión de vapor se ajusta eliminando el propano y los butanos de la corriente de gasolina.

Luego, en la mezcla de productos- blending de la refinería, se añade n-butano a la corriente de gasolina para proporcionar la presión de vapor reid deseada [8]

### 2.1.6.1 Planta estabilizadora en Refinería La Libertad

Figura N° 12 Planta estabilizadora



Fuente: “Refinería La Libertad”

Figura N° 13 Ubicación Satelital de la Refinería “La Libertad”



Fuente: [www.googleearth.com](http://www.googleearth.com)

## Proceso, carga y capacidad de diseño de la Planta Estabilizadora

Le carga que ingresa a la planta estabilizadora está formada por la unión de dos corrientes de hidrocarburo las cuales son gasolina base (gasolina no estabilizada) que se adquiere desde planta Parsons y Universal y de los gases de tea.

Tabla N° 4 Componentes de los gases

Componente	Gases tea carga	Livianos de Gasolina Base
Metano	1.3	
Etano	4.23	
Etileno	0.01	
Propano	26.64	0.40
Propeno	0.25	
I – Butano	9.85	0.20
N – Butano	26.73	0.30
N Pentano	24.52	0.10
H2S	0.64	
O2, N2	1.15	
CO2	4.68	
Total	100.00	100.00

Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Tabla N° 5 Composición de la gasolina base

COMPOSICIÓN DE LA GASOLINA BASE	
Gravedad específica, 60°/60°F	0.7253
Gravedad API, 60°/60°F	63.5°
Color Saybolt	30
Destilación:	
PIE	37 °C
5%	54 °C
10%	66 °C
20%	83 °C
30%	96 °C
40%	105 °C
50%	114 °C
60%	125 °C
70%	136 °C
80%	147 °C
90%	166 °C
95%	176 °C
PFE	186 °C
RECOBRADO, % V	98.0
RESIDUO, % V	1.0
PERDIDA % V	1.0
CORR. LAMINA COBRE	3B

Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 2.1.6.2 Condiciones de operación de diseño

Las condiciones de operación de diseño son:

Tabla N° 6 Condiciones de operación de diseño

Corriente	Gasolina base	Livianos gasolina	carga de GNP	gas carga	gasolina carga a GE-5	gasolina a GV5
Fracción Vapor	0	0	0	0.0751	0	0
Temperatura °F	100	100	100.7	100	100.7	265
Presión, psia	44.7	44.7	185	185	185	175
Flujo Másico, lb/h	8.10E+04	276.4	8.12E+04	3181	8.44E+04	8.44E+04
Flujo líquido, barril/día	7652	34	7686	380	8066	8066
Corriente	Gas a tea	LPG producto	Reflujo a GV5	Gasolina de G-E8	gasolina a tanques	
Fracción Vapor	1	0	0	0	0	
Temperatura °F	100.4	100.4	100.4	369	100.4	
Presión, psia	170	170	170	175	165	
Flujo Másico, lb/h	1040	67.84	2514	8.33E+04	8.33E+04	
Flujo líquido, barril/día	133.7	8.556	317	7924	7924	

Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014

### Productos

Las características principales de las corrientes del sistema de domo son las siguientes: El GLP producto tendrá menos del 2 % Volumen de la fracción C5+ (gasolina).

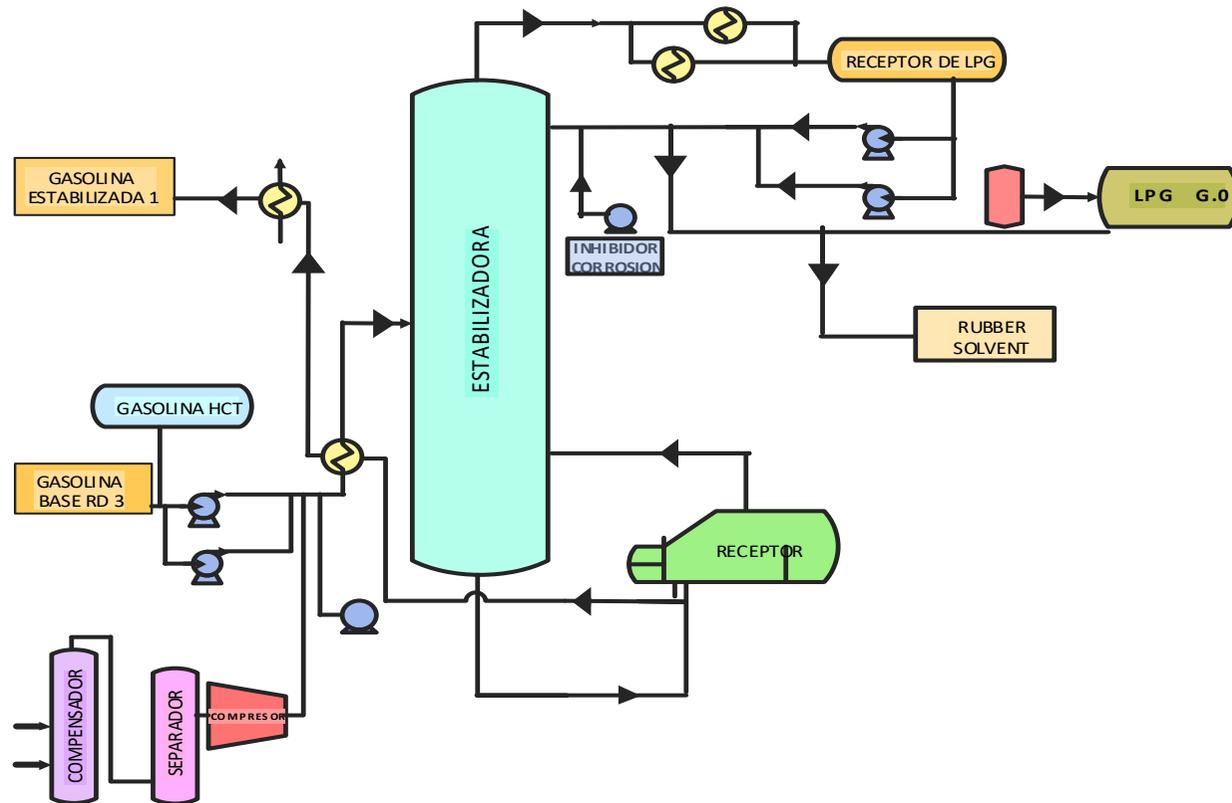
Tabla N° 7 Características principales

Corriente	a condensador domo	a receptor domo	Gas a tea	LPG total a TP-7
Fracción Vapor	1	0.3153	1	0
Temperatura °F	132.3	100.4	100.4	100.4
Presión, psia	170	170	170	170
Flujo Másico, lb/hr	3621	3621	1040	2581
Corriente	LPG producto	Reflujo a GV-5	Agua salada a TE-7	Agua salada de TE-7
Fracción Vapor	0	0	0	0
Temperatura °F	100.4	100.4	77	104
Presión, psia	170	170	54.7	49.7
Flujo Másico, lb/h	67.84	2514	1.45E+04	1.45E+04

Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Figura N° 14 Esquema de la Planta Estabilizadora



Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

## **Descripción del proceso de estabilización en Refinería La Libertad**

A continuación se detalla la descripción del proceso:

- ✓ La Gasolina Base proveniente de las Unidades Parsons y Universal se alimenta a la Planta Estabilizadora de Gasolina a través de los tanque RD N0 1-3-9 que es bombeada con una presión de 50 psig a las bombas GNP 1/2 a una presión aproximada de 170 psig (185 psia) y se junta a la descarga de estas bombas con el gas de tea que actualmente se recupera.
- ✓ La carga combinada entra al intercambiador G-E5 nuevo, donde por intercambio de calor con gasolina producto, sube su temperatura hasta unos 265°F para entrar finalmente a la columna de estabilización de gasolina.
- ✓ El perfil térmico de la columna es mantenido por el rehervidor T-E8, que es calentado con residuo (14000 BPD). El calentamiento es controlado por el G-TRC-87 que regula el flujo de entrada de residuo al rehervidor. La temperatura de diseño de este controlador es de 187.22°C.
- ✓ El nivel del rehervidor G-E8, es a su vez controlado por el control de nivel G-LC-89, a través de la regulación del flujo de salida de la gasolina producto a tanques.
- ✓ El flujo interno de la torre, se controla a través del control de temperatura del domo G-TRC-83, que regula la cantidad de reflujo de LPG que retorna a la torre.
- ✓ Los gases del domo de la columna, son enfriados por el enfriador con agua salada G-E7-1/2, que en el receptor de domo G-V9 son separados sus fases gaseosas y líquidas.
- ✓ Una parte del líquido del receptor del domo, es retornado como reflujo a la torre con el fin de mantener su temperatura de domo en unos 55.72 y otra parte se envía a almacenamiento mediante el control de nivel del receptor G-LC-94.
- ✓ Los gases del receptor se envían al sistema de tea, regulando la presión del sistema de estabilización mediante control de presión a través del controlador T-PRC-93.
- ✓ La gasolina estabilizada que sale del rehervidor G-E8, se enfría primeramente mediante el intercambio calórico con la carga a la planta estabilizadora, en el G-E5. Su enfriamiento final lo tiene en el enfriador G-E6 A/B que lo hace con agua salada, los G-E6 C/D/E enfriadores aéreos. [12]

### 2.1.7 Procesos desde donde se obtiene GLP

En la siguiente Tabla.10 se observan los procesos de donde se obtiene GLP y el porcentaje respecto a la carga.

Tabla N° 8 Diferentes procesos de donde se obtiene GLP

PROCESO	PORCENTAJE RESPECTO A LA CARGA %
Destilación atmosférica	3.5 %
Cracking Catalítico Fluido	20-28%
Reformación Catalítica	5-10%
Polimerización y Alquilación	10-15%
Coquing y Visbreaking	5-10%
Steam Cracking	23-30%
Cracking Térmico	10-20%

Fuente: Manual de operaciones Refinería La Libertad-2014,  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 2.1.8 Gas Licuado de petróleo

#### 2.1.8.1 Definición

El termino gas licuado de petróleo (GLP) es aplicado a ciertos hidrocarburos ligeros, esencialmente a el propano (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>) y butano (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>), es obtenido de la destilación fraccionada del petróleo, estos componentes son gaseosos bajo condiciones atmosféricas y pueden ser licuados bajo presión moderada a temperaturas normales, aquello que facilita su manejo, transporte y almacenamiento. [9]

Los principales componentes del GLP son propano, propileno, butano, butileno e isobutano como es derivado de refinería puede contener pequeñas cantidades de olefinas insaturadas [9].

Estos hidrocarburos sulfurados pueden ser corrosivos por lo tanto se lleva a cabo un tratamiento para eliminar impurezas no deseadas tales como mercaptanos, sulfuro de hidrogeno asociado a los gases y humedad [14]

Al GLP se le realiza la inyección de sustancias químicas odorizantes para la detección de fugas y por lo tanto su almacenamiento seguro, terminado se almacena en esferas para el propano y por lo general, en balas para el butano [11]

Ampliamente usado para el servicio doméstico suministrado por tuberías también por algunas industrias como combustible reserva. [9]

### **2.1.8.2 Características del GLP**

Es necesario definir las características del GLP aquellas están en dependencia de las propiedades físico - químicas del hidrocarburo origen, las que son fundamentales para, establecer su calidad, los cálculos de las instalaciones, manejo del producto con sus respectivas normas de seguridad. [9]

Estas se refieren básicamente a las propiedades que permiten el manejo del producto bajo condiciones de seguridad en su producción, transporte, y consumo específicamente a la densidad, punto de inflamación, punto de ebullición, volatilidad, pentanos y más pesados corrosión a la lámina de cobre.

#### **Inodoro**

Esta característica exige que se le adicione una sustancia básicamente se le adiciona etil-mercaptano aquella que le provee un olor desagradable en caso de alguna fuga se detecta rápidamente.

#### **Más pesado que el aire**

Cuando su estado es gaseoso es más pesado que el aire, motivo por el cual el GLP tiende a estar a nivel del suelo esto significa peligro ya que si hay alguna llama o chispa genera una explosión.

#### **Más liviano que el agua**

Cuando su estado es líquido es más liviano que el agua, característica que se aprovecha más cuando va a almacenamiento, esta propiedad facilita en las refinerías el drenado cuando el GLP producido contiene agua e impurezas.

### **Es un gran disolvente**

Esta propiedad se debe tomar en cuenta al momento de fabricar materiales que estén en constante contacto con GLP debido a que es un gran disolvente de los aceites, grasas, caucho natural, pinturas disolviéndolas parcialmente.

### **Inflamable**

Si existen fugas y se vaporiza al contacto con chispas o llama como es altamente inflamable se prende causando explosiones. [1]

### **Densidad**

La densidad de referencia para los gases es la del aire a 1 atmósfera de presión y 20°C y su valor es 1,20 kg/m<sup>3</sup>, es importante reconocer siempre, el estado en que se encuentra el glp ya que de esto depende el valor de la densidad, por lo general cuando existen fugas el GLP desciende.

### **Presión de Vapor**

La presión de vapor es la presión ejercida por los vapores de un líquido en las paredes de un recipiente cerrado a una temperatura y presión dadas, esos vapores no se condensan ni se evaporan ya que se encuentran en equilibrio respecto al líquido.

### **Temperatura de Ebullición**

Temperatura a la cual un líquido cambia de estado y se convierte en gas a una determinada presión. El propano se vaporiza desde los -44 °C, el butano lo hace a 0°C, en teoría el propano se vaporiza siempre y el butano no lo hace cuando la temperatura exterior es de 0°C o menor.

Las características químicas fundamentalmente a las propiedades que tiene el glp para reaccionar con otras sustancias a cierta temperatura ejemplo al poder calórico, la estabilidad térmica, la oxidación, entre otros. [1]

## 2.1.9 Contaminantes principales encontrados en el GLP

A continuación se presenta los contaminantes que se encuentran en el GLP:

### 2.1.9.1 Mercaptanos

Los tioalcoholes o tioles, comúnmente conocidos como mercaptanos, son una familia de compuestos de azufre orgánicos presentes en una extensa gama de destilados de petróleo no tratados, así como el GLP (C3 / C4), nafta, queroseno y gasóleo.

Las concentraciones de estos mercaptanos en los destilados crudos están en dependencia del origen crudo y de la distribución del azufre en el crudo deben ser removidos de las corrientes debido a que causan corrosión en equipos y envenenamiento de los catalizadores [9]

La fórmula general de los mercaptanos es RSH donde R es un radical hidrocarbonado tal como un grupo alquilo, cicloalquilo o arilo y SH es el grupo mercaptano que tipifica a los mercaptanos, contiene azufre y un átomo de hidrógeno. [11]

En refinerías mercaptanos se encuentran en corrientes gaseosas como fuel gas y GLP el crudo contiene cantidades de H<sub>2</sub>S, a menudo compuestos orgánicos COS, los mercaptanos por naturaleza son débiles al reaccionar con bases fuertes cáusticas. [16]

Tabla N° 9 Mercaptanos distribuidos en los diferentes cortes de petróleo

<b>DISTRIBUCIÓN DE LOS MERCAPTANOS EN DIFERENTES CORTES DEL PETRÓLEO</b>	<b>BUTANOS</b>
	<b>GASOLINAS LIGERAS</b>
	<b>KEROSENOS</b>
	<b>GASÓLEOS</b>

Fuente: Conversion Processes Petroleum Refinig - Leprince & Marty, 2001  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

## Propiedades físicas de los mercaptanos y disulfuros

Se detallan las propiedades físicas de los mercaptanos y disulfuros, la fórmula química, peso molecular, gravedad específica y puntos de ebullición.

Tabla N° 10 Propiedades físicas de los mercaptanos y disulfuros típicos.

Mercaptanos y disulfuros	Fórmula química	Peso Molecular	Gravedad específica	Punto de ebullición
Methyl mercaptano	CH <sub>2</sub> SH	48,1	0,867	6,5
Ethyl mercaptano	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> SH	62,1	0,838	36
Dimethyl Disulfuro	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>2</sub>	94,2	1,058	115
Diethyl Disulfuro	(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>2</sub>	122,3	0,993	153

Fuente: Mercaptans-Merox Unit General – <https://s3-ap-southeast-1.amazonaws.com>  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 2.1.9.2 Sulfuro de hidrógeno

El sulfuro de hidrógeno se asocia con el petróleo en forma disuelta y se libera cuando es sometido a presiones o se puede decirse cuando es calentado, H<sub>2</sub>S es corrosivo a altas temperaturas y en presencia de humedad.

El crudo que contiene grandes cantidades de H<sub>2</sub>S se lo denomina amargo, los productos combustibles también forman diversos óxidos de azufre (SO<sub>x</sub>) durante la combustión, son fuertes contaminantes ambientales. [14]

La presencia de mercaptano y sulfuro de hidrógeno provoca corrosión a equipos, tuberías y accesorios en general, agravada aún más por la presencia de humedad. [14]

## **2.1.10 Proceso Merox**

### **2.1.10.1 Antecedentes**

La unidad Merox UOP 1500 inicio sus operaciones el 19 de octubre de 1993, treinta y cinco años después de que la primera unidad merox se pusiera en funcionamiento el 20 de octubre de 1958. En refinerías son usadas las unidades merox para tratar productos debido a su operación económica, facilidad de control, y la capacidad de tratar químicamente a los mercaptanos. Las patentes merox básicas fueron expedidas a investigadores UOP W.K.T. Gleim a finales de los 50 y principios de los sesenta.

Procesos en uso comercial fueron:

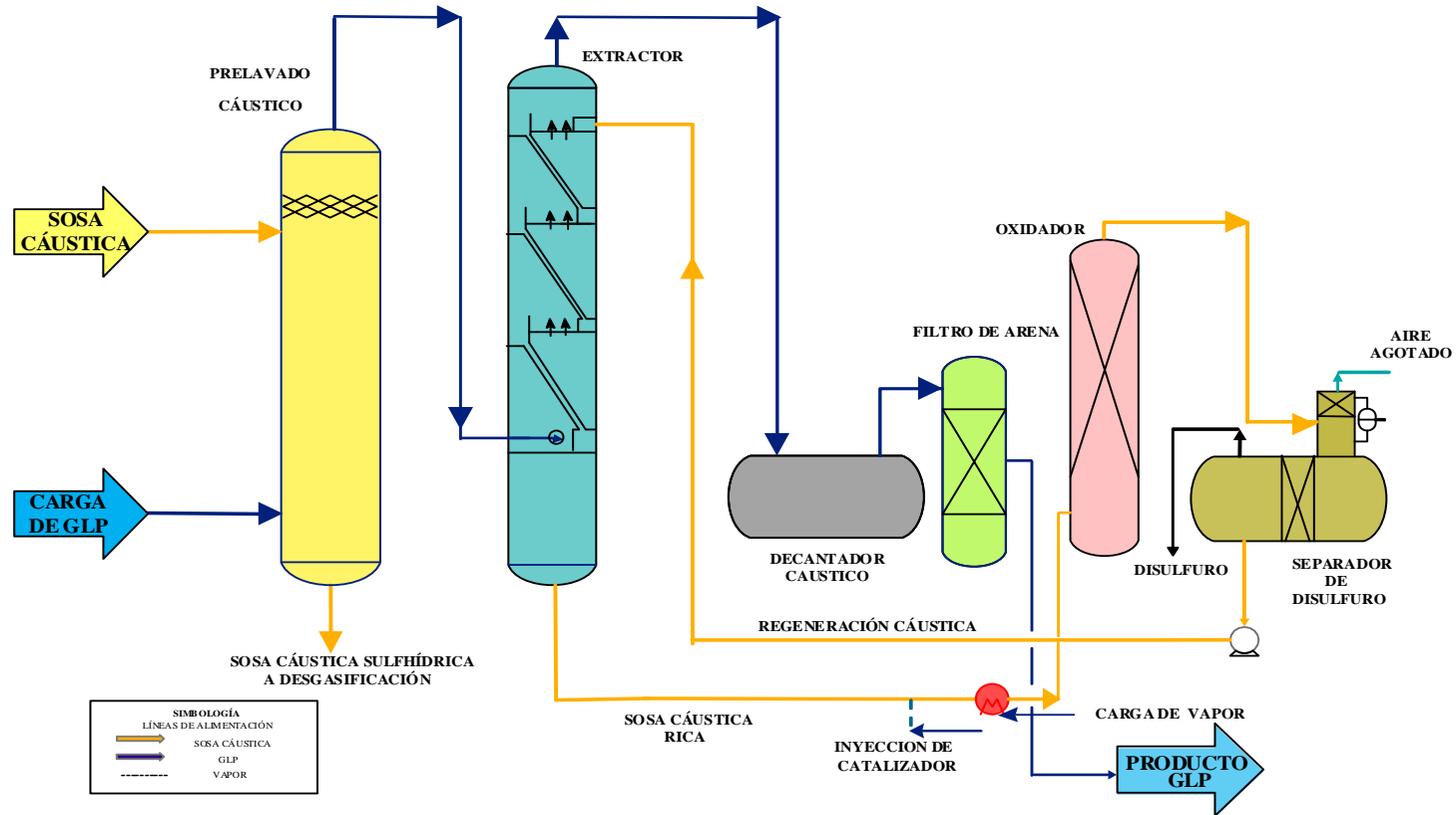
- ✓ Extracción cáustica / Regeneración de vapor – para GLP y gasolinas ligeras.
- ✓ Endulzamiento con cloruro de cobre – para cargas con bajo mercaptano.
- ✓ Endulzamiento Doctor – para cargas con alto mercaptano.

Durante la década de 1960 UOP continuó mejorando el proceso de Merox y su aplicación al tratamiento de GLP (extracción), FCC, gasolina ligeras liquido-liquido, querosenos y combustibles para aviones, a principio de los años 70 se dieron cambios operacionales de la unidad FCC condujeron al desarrollo de la versión Minalk endulzamiento de cama fija. La primera unidad de extracción que trata un rico mercaptano, en el mismo año dos catalizadores merox fueron comercializados.

A lo largo de los años, el proceso UOP Merox ha revolucionado la industria del tratamiento químico de los productos petrolíferos. Es el objetivo constante de UOP mejorar y simplificar el proceso Merox.

En el siguiente esquema se representa el Proceso Merox.

Figura N° 15 Esquema simplificado del Proceso Merox – Cáustico.



Fuente: (Meyers & A, 2004)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 2.1.10.2 Definición

El proceso merox es un tratamiento químico aplicado a las fracciones ligeras de petróleo de las cuales elimina el azufre que está presente en forma de mercaptano y lo convierte en disulfuro aquellos que son menos nocivos. Tratamiento que es aplicado en fase líquida a GLP, LGN, naftas, gasolinas, kerosenos, turbosinas. [17]

### 2.1.10.3 Aplicaciones del Proceso Merox

A continuación se presentan las aplicaciones del Proceso Merox.

Tabla N° 11 Aplicaciones del Proceso Merox.

Acción	Descripción
Endulzamiento	Para reducir el contenido de mercaptanos , con el propósito de cumplir con las especificaciones del producto
Extracción	Para disminuir el contenido de azufre en el Glp y nafta ligera
Extracción y endulzamiento	Para mejorar el aroma de los productos.
Extracción	Para mejorar la susceptibilidad de las gasolinas ligeras.

Fuente: Manual de Operaciones Proceso Merox. UOP, 2014

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 2.1.10.4 Variables Del Proceso Merox

Básicamente existen cinco variables de proceso para tener óptimas condiciones de funcionamiento:

- ✓ Catalizador.
- ✓ Oxígeno.
- ✓ Alcalinidad.
- ✓ Contacto.
- ✓ Calor.

### **Catalizador**

El catalizador y su concentración es una variable operativa básica en el proceso de extracción, aumenta la velocidad de las reacciones. [9] Se recomienda seguir con el procedimiento de adición del catalizador para mantener este nivel de actividad del mismo. [17]

### **Oxígeno**

El oxígeno (aire comprimido) es el que se suministra a la sección de regeneración cáustica de la unidad merox, cuando se aumenta la inyección de aire se obtiene una regeneración más rápida y se disminuye el tiempo de residencia en el oxidador, si se da una reducción en la inyección de aire disminuirá significativamente la conversión de mercaptanos a disulfuros, es necesario tener un ligero exceso de oxígeno presente. [17]

### **Alcalinidad**

La alcalinidad es proporcionada por una solución acuosa de hidróxido sódico o cáustico [9], que es el disolvente necesario para la extracción de mercaptano y también el medio en el que se dispersa el catalizador. Además, facilita el entorno alcalino necesario para la reacción de oxidación de mercaptano. [17]

### **Contacto**

Se define al contacto como la mezcla, la intimidad que hay entre los reactivos [9] y se logra por varios medios, el contacto se puede caracterizar por el tiempo de duración de mezclado, la relación volumétrica de reactivos, o la presión diferencial que implica el grado de dispersión. La velocidad básicamente es la variable del proceso. [17]

### **Calor (temperatura).**

La temperatura es importante para el proceso, contribuye a que se realice una excelente extracción de mercaptano se deben tener bajas temperaturas, y para la oxidación las temperaturas son un poco más altas que para la de extracción. [17]

#### **2.1.10.5 Etapas del proceso**

Los mercaptanos de bajo peso molecular son solubles en solución cáustica, si se desea tratar GLP se recomienda utilizar el Proceso Merox, para extracción de mercaptanos presentes en los destilados, de esta manera se reduce el contenido de azufre del producto tratado.

El proceso GLP Merox utiliza el contacto líquido – líquido para extraer mercaptanos a partir del hidrocarburo con un disolvente alcalino acuoso fuerte. La carga rica es enviada a regeneración, sección donde se inyecta aire y los mercaptanos se oxidan o convierten a disulfuros separándose posteriormente del disolvente por coalescencia. El solvente amargo regenerado se recircula de nuevo al extractor.

Así el proceso consta de dos etapas:

1. Extracción de mercaptano.
2. Regeneración cáustica que es una combinación de oxidación del mercaptano y separación del disulfuro.

#### **2.1.10.6 Solución cáustica**

La solución cáustica usualmente llamada lejía y técnicamente como hidróxido de sodio (Naoh), es manejado especialmente en refinerías. El tratamiento de productos petrolíferos es tan antiguo como la propia industria se fueron dando poco a poco descubrimientos de mejora mediante la eliminación de ácidos orgánicos como los ácidos nafténicos y fenoles así como los compuestos de azufre, mercaptanos y sulfuro de hidrógeno por lo tanto el lavado con sosa cáustica se usa ampliamente en muchas fracciones de petróleo.

El proceso consiste en mezclar una solución acuosa de lejía (hidróxido sódico o sosa cáustica) con una fracción de petróleo. El tratamiento se lleva a cabo lo antes posible la fracción se destila, puesto que el contacto con el aire forma azufre libre

aquel que es muy corrosivo, la lejía reacciona con cualquier sulfuro de hidrógeno presente y forma sulfuro de sodio que es soluble en agua [18]

La sosa cáustica puede ser obtenida en dos presentaciones sólida o líquida, no es un combustible, no tiene punto de inflamación ni temperatura de auto ignición, si es sólida se disuelve por la humedad absorbida desde la misma atmósfera, reacciona con el dióxido de carbono en el aire para formar carbonato de sodio, la conversión es al 100% después de una exposición prolongada, las soluciones cáusticas son fuertemente alcalinas y tienen un ph alto, a continuación se detalla la identificación del producto.

Tabla N° 12 Identificación del producto sólido

Datos	Descripción
Nombre químico	Hidróxido sódico
Formula molecular	Naoh
Aspectos	Sólida
Color	Blanco
Olor	Inodoro
Peso molecular	40,01 g/mol
PH	>13
Punto de congelación	318,4 °C
Densidad relativa	2,13 a 20 °C
Reactividad	Potencial de peligro exotérmico
Estabilidad química	Estable bajo las condiciones de almacenamiento
Reacciones Peligrosas	Reacción exotérmica con ácidos fuertes

Fuente: Naoh Caustic Soda PPG Industries, Inc. 2008.  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

Tabla N° 13 Sosa cáustica líquida

Soluciones de Sosa cáustica	Solución 50 %	Solución 73%
Rango de cristalización	41 a 51 °F	140 a 143 °F
Punto de solidificación	41 °F	140 °F

Fuente: Naoh Caustic Soda PPG Industries, Inc. 2008  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

## 2.2 La reducción de los mercaptanos previo a su comercialización

Debido a que las cargas de Glp contienen cantidades significativas de H<sub>2</sub>S y RSH se procede a reducir las aplicando un tratamiento químico, soluciones de sosa cáustica contribuyen de manera eficiente la remoción de estos contaminantes.

### 2.2.1 Tratamiento químico

Para entender la completamente el proceso Merox, y como se puede emplear para cualquier problema, es necesario entender las reacciones químicas del proceso.

#### 2.2.1.1 Reacciones de Merox

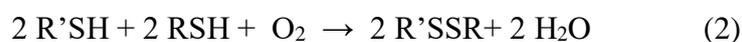
El proceso merox se basa en la capacidad que tiene el catalizador organometálico para acelerar la oxidación de mercaptanos a disulfuros a temperaturas y presiones ambiente.

La reacción se puede escribir como:



Donde R es una cadena hidrocarbonada que puede ser lineal, ramificada o cíclica y saturada o insaturadas.

En la mayoría de las fracciones de petróleo, habrá una mezcla de mercaptanos en la medida en que la cadena R puede tener 1, 2, 3...10 o más átomos de carbono en la cadena. Cuando ocurre esta reacción, dos mercaptanos podrían entrar en la reacción. Esto se indica mostrando R y R' en la reacción. La reacción se escribe entonces:



Esta reacción se produce espontáneamente, pero a una velocidad muy lenta, cuando un destilado lleve mercaptano agrio y esté expuesto al oxígeno atmosférico.

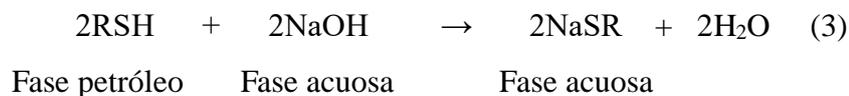
### 2.2.1.2 Grado de completitud de la extracción de mercaptano

El grado de completitud de la extracción de mercaptano, depende de la solubilidad del mercaptano en la solución alcalina. Esto, a su vez depende principalmente de lo siguiente:

- ✓ Peso molecular del mercaptano.
- ✓ Grado de ramificación de la molécula.
- ✓ Temperatura del proceso
- ✓ Concentración de la sosa cáustica.

A medida que aumenta el peso molecular del mercaptano, disminuye la solubilidad en la solución alcalina y a medida que aumenta la ramificación de la cadena, disminuye la solubilidad. [17]

La siguiente ecuación ilustra el mecanismo de extracción de mercaptano:

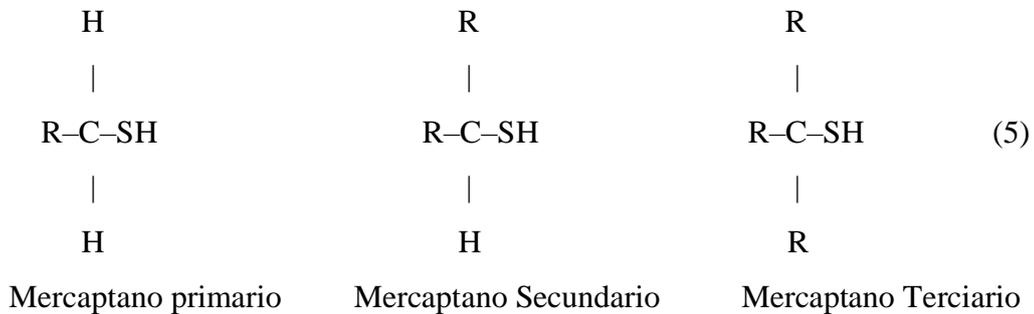


La capacidad del proceso de Merox para regenerar completamente el cáustico depende de la siguiente ecuación:



Por supuesto, no se puede hacer nada para controlar la cantidad de mercaptanos presentes, ya que ésta es una función de la fuente cruda y / o la unidad de proceso. Los pesos moleculares de los compuestos de mercaptano son controlados indirectamente por fraccionamiento en sentido ascendente.

Para los mercaptanos que tienen el mismo peso molecular, son extraídos en escala de mayor a menor de manera que los mercaptanos primarios son completamente extraídos, los mercaptanos secundarios medianamente y los mercaptanos terciarios son los menos extraídos. Esto está en dependencia de la materia prima.



Debido a estos factores, la extracción del mercaptano se da principalmente para fracciones de petróleo de bajo intervalo de ebullición tales como gas combustible, corrientes C<sub>3</sub> y / o C<sub>4</sub> y gasolinas ligeras, todas las cuales contienen mercaptanos de peso molecular relativamente bajo. [17]

### 2.2.1.3 Secciones del Proceso Merox

El tratamiento merox cáustico consta de tres secciones:

- ✓ la sección de pretratamiento.
- ✓ la sección extracción.
- ✓ la sección de regeneración.

#### Sección Pretratamiento

Todas las corrientes de alimentación de la unidad de extracción Merox, requieren un pretratamiento antes de entrar a la unidad. Para esta esta sección el recipiente utilizado es el prelavado cáustico, que es operado en batch.

En el cual se trata la alimentación de hidrocarburos que contiene impureza como el H<sub>2</sub>S, este caudal se introduce en el recipiente, y entra en contacto con una solución

de sosa cáustica, contenida en el mismo, al mezclarse ocurre la extracción del H<sub>2</sub>S de la corriente de GLP.

### **Sección de Extracción**

El recipiente utilizado para esta sección es el extractor, que es simplemente un contactor a contracorriente líquido-líquido, el hidrocarburo no tratado entra cerca del fondo del contactor y la solución de sosa cáustica se bombea por la parte superior del mismo. Debido a las diferencias de gravedad, el hidrocarburo fluirá hacia arriba mientras que el cáustico fluirá hacia abajo.

Las materias primas ricas en mercaptano se mezclan a contracorriente con solución cáustica en una torre de extracción, la solución cáustica circulante contiene un catalizador merox disperso, pero el catalizador no tiene ningún efecto sobre la extracción de mercaptano.

El concepto de principio de contracorriente es que a medida que el hidrocarburo fluye hacia arriba etapa por etapa, está en contacto con el cáustico, por lo tanto, el hidrocarburo limpio estará en contacto con el cáustico en la bandeja superior, por el contrario, en la primera etapa de contacto bandeja inferior, el hidrocarburo rico en mercaptano está en contacto con el cáustico más rico. Estas condiciones son favorables para obtener la menor cantidad posible de mercaptano en el hidrocarburo que sale de la parte superior del extractor.

### **Sección de Regeneración**

La solución cáustica rica en mercaptano que contiene el reactivo catalizador Merow dispersado se retira de la parte inferior del extractor y se envía a la sección de la unidad de regeneración.

La solución rica en mercaptano se calienta ligeramente y se inyecta con una cantidad controlada de aire en el oxidador, la reacción catalítica resultante convierte la solución acuosa soluble de mercaptanos a aceites disulfuros.

La fase mezclada del aire, el aceite cáustico y el disulfuro fluye entonces al separador de disulfuro donde por gravedad son separados. La primera separación ocurre entre vapor y líquido esto permite que el oxígeno agotado, es decir el aire gastado sea enviado a ventilación este aire tiene un mal olor debido a la presencia de vapores disulfuro.

También puede haber una pequeña cantidad de mercaptanos y / o hidrocarburos residuales. En funcionamiento normal, la mezcla de aire gastado fluye a través de un tanque de ventilación a un calentador incinerador.

Para reducir la concentración de  $O_2$  por debajo de los límites de seguridad, se efectúa una segunda separación entre el cáustico regenerado y el disulfuro en el cuerpo principal del separador de disulfuro.

Esta porción del recipiente tiene una zona de coalescencia seguida por una zona de sedimentación por gravedad. Tras la separación, el aceite de disulfuro se retira periódicamente (o continuamente) hasta su eliminación.

La cáustica regenerada, liberada sustancialmente de cantidad de disulfuros, se recircula al extractor para completar el lazo de la cáustica.

#### **2.2.1.4 Equipos de proceso merox**

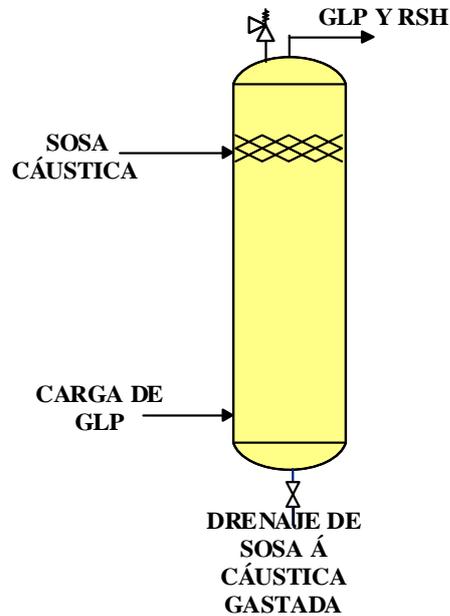
Se proporciona una descripción de los equipos y sus componentes internos, así como las características de cada uno.

##### **Prelavado cáustico**

El prelavado cáustico consiste en un único recipiente vertical, el hidrocarburo entra en el fondo del recipiente y choca a través de un distribuidor con agujeros orientados hacia abajo, el área y orientación del orificio del distribuidor se diseña para proporcionar una adecuada mezcla, que debe estar conforme a la especificación.

El número y el tamaño de los agujeros del distribuidor variarán con la aplicación.  
[19]

Figura N° 16 Prelavado cáustico



Fuente: (Patente n° US 7381309 B1, 2008)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El recipiente tiene una malla de alambre de acero inoxidable en la parte superior la cual debe estar adecuadamente asegurada a su soporte con cables de sujeción, se deben realizar inspecciones periódicas para evaluar la integridad de la manta de malla.

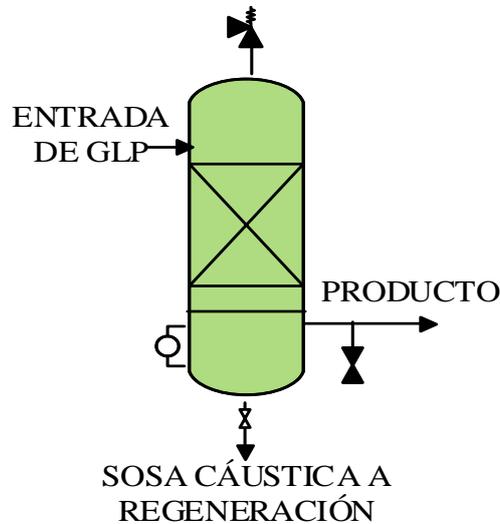
El prelavado se suministra por lotes normalmente, con dos distribuidores de entrada, uno cerca del fondo y el segundo varios pies arriba, la operación normal utiliza el distribuidor inferior ya que el distribuidor superior con agujeros orientados hacia arriba, se utiliza sólo cuando es necesario cambiar de cáustico.

Se lleva a cabo el control del cáustico gastado con un controlador de nivel automático, el que realiza la medición a la salida. El arrastre de sosa cáustica sulfhídrica, desde el prelavado al extractor es inaceptable. El prelavado cáustico evita la acumulación de residuos cáusticos en el extractor.

## Filtro de arena

El producto tratado con Merox se destina a secado, normalmente se proporciona un filtro de arena, para eliminar cualquier solución cáustica arrastrada. Por lo tanto, un coalescedor es un medio para reducción, un filtro por donde pasa el producto y luego se envía a almacenamiento. El lecho de arena consta de mallas de cuarzo o sílice arena. La cama de arena se apoya en un especial diseño de la rejilla de acero, Johnson Screen propietario del diseño.

Figura N° 17 Filtro de arena.



Fuente: (Patente n° US 7381309 B1, 2008)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

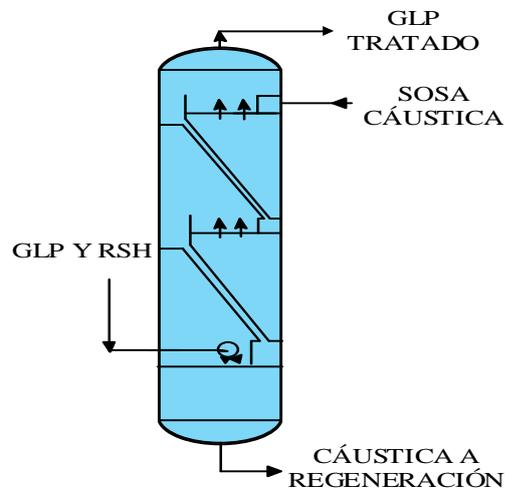
El hidrocarburo entra en la parte superior del recipiente, a través de un distribuidor ranurado, pasa hacia abajo a través del lecho de arena, así como de la rejilla de soporte, y gira antes de salir del costado del recipiente, por debajo de la rejilla de soporte de arena.

La salida de hidrocarburos está protegida por un deflector de cuerdas especial que permite que la fase acuosa pase por las paredes y se acumule en el fondo del recipiente. Se debe tener cuidado de que la arena sea del mismo tamaño y clasificación que se especifique, de modo que no se produzca una caída de presión excesiva.

## Unidad de extracción líquido-líquido

### Extractor

Figura N° 18 Extractor



Fuente: (Patente n° US 7381309 B1, 2008)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

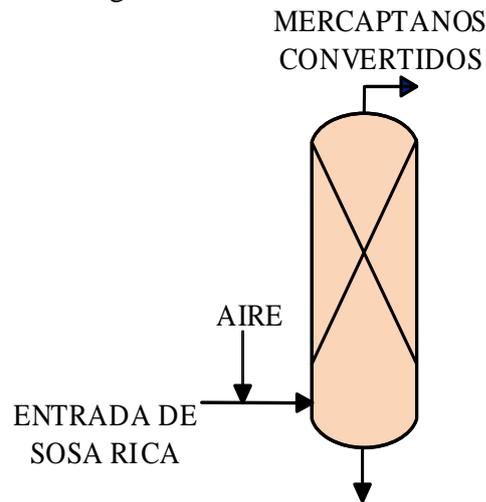
El extractor es un recipiente vertical que consiste en una serie de bandejas perforadas, cada bandeja se compone de un depósito de entrada cáustica con el rebosadero de entrada que separa este depósito de la región de mezcla central.

La sección central es la región de mezcla de cada bandeja y contiene perforaciones para permitir que el hidrocarburo que descende este en contacto con el cáustico de flujo transversal. Un conducto transfiere el cáustico hacia el próximo plato de entrada, por gravedad el flujo descende debido a que el caudal cáustico es más bajo en relación con el hidrocarburo. Las bandejas de alta velocidad y eficiencia permiten que se dé el proceso, es muy importante que los canales de entrada y de salida estén bien nivelados.

La bandeja de alimentación no contiene agujeros en la sección de mezcla, sino que contiene un distribuidor de entrada diseñado, con orificios orientados hacia abajo para permitir una buena mezcla entre hidrocarburos y soluciones cáusticas. El fondo de la columna de extractor sirve como depósito de descarga cáustica para todo el sistema generalmente, está equipado con un indicador de nivel de vidrio y nivel con alarma.

## Oxidador

Figura N° 19 Oxidador



Fuente: (Patente n° US 7381309 B1, 2008)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El oxidante es un recipiente vertical diseñado como un mezclador para contactar con cáustico rico desde el fondo del extractor, que contiene catalizador Merox y mercaptidos de sodio, con aire para regeneración

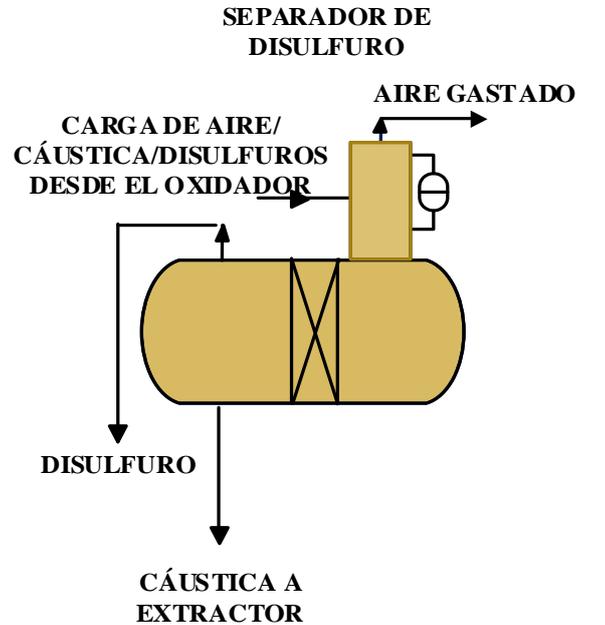
Este recipiente contiene una fase mixta vapor / líquido, y está empaquetado con anillos Raschig de carbono. El carbón se utiliza porque es inerte a la fuerte cáustica y ambiente oxidante severo. La carga debe hacerse con el recipiente lleno de agua para evitar la rotura de los anillos. El recipiente debe estar completamente lleno de anillos, alineados con el manway superior. De lo contrario, el desgaste del anillo se producirá como resultado del contacto abrasivo causado por una acción de cambio. La ranura en el enchufe apunta hacia abajo mientras que los orificios en el tubo están orientados hacia arriba.

Esta disposición está diseñada para proporcionar la mezcla máxima, si el tubo interior alguna vez requiere modificación, se puede retirar sin tener que descargar los anillos Raschig.

Cualquier conexión de salida debe estar protegida por una rejilla de barra, que normalmente consiste en una o dos barras de aproximadamente  $\frac{1}{4}$  de pulgada (6 mm) soldadas a través de la boquilla para evitar cualquier migración de Raschig.

## Separador de disulfuro

Figura N° 20 Separador de disulfuro



Fuente: (Patente n° US 4562300 A, 1985)  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El separador de disulfuro es un recipiente de colocación horizontal con un pequeño stack desacoplado de aire en el extremo de entrada. El distribuidor de entrada ingresa por el punto medio de este stack, la parte superior e inferior es ranurada para ayudar a desacoplar y distribuir.

El exceso de aire fluye hacia arriba en un lecho empaquetado, este empaquetado consiste en anillos Raschig de acero de carbono de aproximadamente 1 pulgada (25 mm) de diámetro o anillos Raschig de carbono de 1,5 pulgadas (38 mm) de diámetro.

Los anillos de acero al carbono (no de carbono) son susceptibles a la corrosión, especialmente durante los períodos de operación sostenida con altos contenidos de oxígeno y altas temperaturas en el gas de ventilación. Estos anillos de acero al carbono deben ser inspeccionados regularmente en cada turno de la unidad. [19]

### **Tanque de ventilación**

Se proporciona un pequeño tanque vertical de ventilación atmosférica para separar cualquier arrastre de líquido del gas de ventilación que sale del separador de disulfuro durante el arranque o períodos de funcionamiento inestable. Por lo general no se espera que se produzca acumulación de líquidos.

Debido a las preocupaciones y regulaciones sobre el olor y la seguridad, la eliminación de gas de ventilación es con incineración en lugar de que se vaya a la atmósfera.

Se proporciona una zona de relleno para unir cualquier líquido y proporcionar una seguridad para descargar la llama, el empaque consiste en 1 pulgada (25 milímetros) de diámetro de acero al carbono Raschig anillos o de 1,5 pulgadas (38 mm) de diámetro de que estén sujetos a la misma carga y mantenimiento

El desagüe inferior está abierto al drenaje pero sellado por medio de un sello de desbordamiento hidráulico. Por lo tanto, para el arranque, el recipiente de ventilación debe ser llenado inicialmente con agua para proporcionar un sello, para los diseños recientes, el tanque de ventilación está normalmente en servicio.

### **Tambor de desgasificación cáustico gastado**

El tambor de desgasificación gastado es un recipiente vertical en el que el cáustico gastado entra, el cáustico se acumula en el fondo del recipiente, hasta que el nivel alcanza típicamente el 90%, en la cual la bomba cáustica gastada se activa automáticamente para dirigir el cáustico a instalaciones de tratamiento cáustico gastadas. [19]

Este recipiente permite que cualquier GLP arrastrado en la cáustica gastada se desprenda del cáustico antes de que el cáustico se envíe a instalaciones de tratamiento cáustico gastado.

## **2.2.2 Equipos Complementarios e instrumentación de la planta**

### **2.2.2.1 Bombas**

Para realizar una correcta selección de la bomba se necesita tener pleno conocimiento del sistema donde funcionará la bomba. Para especificar una bomba se debe investigar los requisitos totales del sistema para evitar problemas posteriores.

Las bombas se pueden clasificar en dos tipos:

- ✓ Bombas dinámicas, tales como bombas centrífugas.
- ✓ Bombas de desplazamiento positivo, tales como bombas de movimiento alternativo y bombas de diafragma.

“La bomba es el medio mecánico para obtener esta conducción o transferencia por ello es parte esencial de todos los procesos. A su vez, el crecimiento y perfeccionamiento de los procesos están ligados con las mejoras en el equipo de bombeo y con un mejor conocimiento de cómo funcionan las bombas y cómo se deben aplicar” [20]

#### **Bombas centrífugas**

La función básica de una bomba es la de transferir líquido de un recipiente a otro, una bomba realiza este trabajo impartiendo energía al líquido esta energía de movimiento se transforma en energía de presión en la bomba.

Una bomba centrífuga debe tener siempre alimentada la succión para trabajar eficientemente, cuando se diseña la bomba, las condiciones en la succión constituyen la base de los cálculos.

La presión de succión viene determinada por la presión hidrostática sobre la línea de succión ejercida por el líquido a bombearse, el líquido entra en el ojo del impulsor aproximadamente a la presión de succión de diseño.

La rotación del impulsor entonces lanza el líquido rápidamente hacia afuera del impulsor para acumularse en la carcasa de la bomba, llamada voluta. Este efecto causado por la rotación del impulsor a su vez reduce la presión en el ojo del impulsor facilitando la entrada de más líquido a la sección donde se encuentra el impulsor.

El objeto de una bomba es el de aumentar la presión de un líquido y facilitar su transferencia a otro recipiente.

### **Bombas de desplazamiento positivo**

Una bomba de desplazamiento positivo trabaja del mismo modo que si se pusiera un bloque en un cubo de agua, el bloque desplazará un volumen de agua igual al volumen del bloque, el líquido se desplaza en el cilindro gracias al movimiento del pistón, una bomba que desplaza un volumen constante de líquido se llama bomba de desplazamiento positivo.

Esta bomba admite un volumen de fluido en el cilindro y luego lo desplaza por medio del movimiento del pistón, cuando el líquido es desalojado por el movimiento del pistón en una sola dirección se habla de una bomba de acción simple, cuando se desaloja líquido en ambos sentidos del movimiento del pistón (ida y regreso), se habla de una bomba de doble acción.

Las bombas reciprocantes se clasifican según el número de pistones (cilindros): "simplex" significa uno, "dúplex" significa dos, entre otros. Una bomba múltiple se define como aquella que tiene más de un pistón (cilindro). Se usan bombas reciprocantes cuando se requiere alta presión y bajo caudal, o cuando el fluido es bastante viscoso. [21]

## **Tuberías**

Las tuberías incluyen bridas, accesorios, pernos, juntas, válvulas y las partes que contienen presión de otros componentes de tubería. También incluye colgadores de tubería, soportes y otros elementos necesarios para evitar la sobrepresión y sobretensión de los componentes que contienen presión. Es evidente que el tubo es un elemento o una parte de la tubería. Por lo tanto, las secciones de tubos cuando se unen con accesorios, válvulas y otros equipos mecánicos soportados apropiadamente por perchas y soportes, se llaman tuberías.

## **Tubo**

Es un tubo con una sección transversal redonda que se ajusta a los requisitos dimensionales para el tamaño nominal de la tubería, tal como se tabulan en norma ASME

- ✓ ASME B36.10M Tubo de acero soldado y sin soldadura
- ✓ Tubo de acero inoxidable ASME B36.19M [22]

## **Conexiones de tubería**

Dentro de las conexiones más usadas en una tubería se tiene:

- ✓ Niples
- ✓ Tee
- ✓ Reductores
- ✓ Codos
- ✓ Tapones.

## **Clasificación de las tuberías por grupos**

Existen muchas clases de tuberías fabricadas para diferentes condiciones de servicio generalmente las tuberías se clasifican en los siguientes grupos:

- ✓ De acuerdo con el material de fabricación: hierro forjado, acero forjado, hierro fundido, cobre, aluminio, cobre plástico, bronce, plástico.
- ✓ De acuerdo con el método de fabricación: fundido, sin costura, soldado.
- ✓ De acuerdo con su resistencia: número de cedula o espesor de la pared.

El acero al carbono es el material más común en plantas de proceso, el más usado en la mayoría de servicios con hidrocarburos a presión y temperaturas moderadas, se usa acero al carbono pasivado.

### **Cédulas de tuberías**

Las cédulas de tubería son usadas por los ingenieros de diseño para seleccionar el tamaño adecuado del tubo para una aplicación determinada, las cédulas de tubería permiten determinar la caída de presión, flujos, resistencias nominales a la presión y a la temperatura.

### **Bridas**

Las bridas se utilizan para conectar o sellar secciones de tubería. Se construyen de tal forma que se puedan instalar o quitar piezas del equipo sin cambiar la tubería, existen siete tipos básicos de bridas, denominadas: de cuello soldado, de tubo introducido, traslapadas, roscadas, de tubo encajado y soldado, de orificio y bridas ciegas.

Las bridas de cuello soldado se distinguen de los otros tipos por el estrechamiento gradual del cuello y por la suave transición de espesores en la región del extremo de la brida soldado con el tubo. Las bridas de este tipo son preferidas para condiciones de servicio severas, para manejar líquidos explosivos, inflamables o costosos.

Las bridas de tubo introducido, son preferidas por su bajo costo inicial y por no requerir precisión durante el corte de la tubería. Sin embargo el coste final resulta casi igual al del tipo de cuello soldado

Las bridas roscadas, hechas de acero, se destinan a aplicaciones especiales, su principal mérito reside en el hecho de que pueden ser ensambladas sin soldadura.

Las bridas de tubo encajado y soldado inicialmente fueron desarrolladas para su uso en tuberías de alta presión y de pequeño diámetro. Puede lograrse un acabado muy pulido en la parte interna de la tubería. [21]

### **Tiempo de residencia**

El tiempo que se tarda en separar los productos de un barril de alimentación se llama tiempo de residencia. El fraccionador procesa el petróleo a presiones y temperaturas que le permiten retinarlo en productos útiles y de valor.

Los productos de la torre de crudo pueden ir a recipientes llamados tanques intermedios, que los almacenarán hasta que puedan ser usados como alimentación o carga a otro proceso. Los productos finales están contenidos en recipientes llamados tanques de producto terminado.

### **Recipientes**

Un recipiente es un elemento del equipo en el que se pueden acumular líquidos, un recipiente de almacenamiento se llama tanque aquel que puede contener materias primas, tales como petróleo, que serán cargadas a la unidad de crudo.

Otros recipientes permiten la entrada y salida continúa del líquido por ejemplo, el recipiente llamado fraccionador de crudo (conocido también como torre de destilación atmosférica, torre atmosférica de crudo, entre otros.).

El fraccionador de crudo está constantemente recibiendo alimentación (petróleo) y se sacan continuamente los productos, de manera que siempre hay un balance de líquido y vapor en el recipiente.

### **Acumuladores**

Reciben los vapores condensados provenientes de las columnas fraccionadoras y proporcionan una reserva de líquido para la succión de las bombas de reflujo y de producto neto de cabeza.

## **Separadores**

Separan grandes cantidades de gas de los líquidos. Los separadores de líquidos son generalmente, pequeños recipientes que permiten que se separen pequeñas cantidades de líquido de una corriente gaseosa.

## **Absorbedores**

Generalmente, tienen la misma apariencia externa de una columna fraccionadora. Sin embargo, en una columna de absorción se usa una corriente de proceso para absorber porciones de otra corriente de proceso por contacto íntimo entre ambas corrientes. [21]

## **Extractores**

Las columnas de extracción pueden subdividirse adicionalmente de acuerdo con el método utilizado para promover el contacto entre las fases: columnas empaquetadas, placas, mecánicamente agitadas, columnas pulsadas, también se utilizan varios tipos de extractores centrífugos patentados.

Los siguientes factores deben tenerse en cuenta al seleccionar un extractor, para una aplicación particular:

1. El número de etapas necesarias.
2. Los rendimientos.
3. Las características de sedimentación de las fases.
4. La superficie disponible.

El equipo de extracción se puede dividir en dos grandes grupos:

Los extractores por etapas, en las que se estableció contacto con los líquidos alternativamente (mixto) y luego se separan, en una serie de etapas. El contactor "mezclador-decantador", es un ejemplo de este tipo.

Varios mezcladores-sedimentadores se utilizan a menudo en serie para aumentar la eficacia de la extracción. Extractores diferenciales, en los que las fases están continuamente en contacto en el extractor y sólo se separan en las salidas; Por ejemplo, en extractores de columna empaquetados.

### **Selección de disolventes adecuados para la extracción**

Los siguientes factores deben ser considerados al seleccionar un disolvente adecuado para una extracción dada:

1. Afinidad para el soluto: la selectividad, que es una medida de la distribución del soluto entre los dos disolventes (concentración de soluto en el disolvente-alimentación dividida por la concentración en el extracto-disolvente). La selectividad es análoga a la volatilidad relativa en destilación. Cuanto mayor sea la diferencia de solubilidad del soluto entre los dos solventes, más fácil será extraer.
2. Relación de partición: es la fracción en peso del soluto en el extracto dividido por el peso en el refinado. Esto determina la cantidad de solvente necesario, cuando menor será el solvente y costos de recuperación de disolvente.
3. Densidad: cuanto mayor sea la diferencia de densidad entre los disolventes de alimentación y de extracción más fácil será separar los disolventes.
4. Miscibilidad: idealmente los dos disolventes deben ser inmiscibles. Cuanto mayor sea la solubilidad del disolvente de extracción en el disolvente de alimentación, más difícil será recuperar el disolvente del refinado, y cuanto mayor sea el coste.
5. Seguridad: si es posible, y todos los demás factores considerados, debe elegirse un disolvente que no es tóxico ni peligrosamente inflamable.
6. Costo: el costo de compra del solvente es importante por lo que no debe ser considerado en aislamiento de los costos totales del proceso, el solvente si es eficaz es más fácil de recuperar. [23]

### **2.2.2.2 Instrumentación**

La instrumentación es el medio con el cual se controla la refinería, los diversos instrumentos están constantemente leyendo y transmitiendo mensajes de temperatura, presión, flujo para llevar a cabo el proceso de control y regulación.

En una refinería la instrumentación realiza básicamente cuatro funciones de medición y control: temperaturas, presiones, flujos y niveles de los líquidos. Con las técnicas modernas, la instrumentación puede convertirse en un área compleja y difícil.

#### **Medición de temperatura**

Las temperaturas más importantes deben ser medidas por instrumentos que puedan transmitir la señal a las salas de control. Algunas de las mediciones de temperatura de los procesos deberán combinarse con instrumentos adicionales de tal manera que puedan ser controladas efectivamente.

#### **Termómetros**

Una de las formas de medir la temperatura es por medio de un termómetro de vidrio lleno de líquido. Se usa principalmente como indicador local montado en un termopozo. Otro tipo de termómetro de montaje local, usado extensivamente en la refinería, es el termómetro de dial graduado. Conforme cambia la temperatura del vástago, el puntero refleja la temperatura existente.

Los dos tipos de termómetros mencionados indican temperaturas locales en los puntos donde se instalen. Para el control de procesos en las refinerías modernas se necesitan otros tipos de instrumentos para la medida de la temperatura.

#### **Termopares**

Otro sistema indicador de temperaturas ampliamente usado es el termopar, este es un sistema muy simple, compuesto de dos alambres de metales diferentes, con sus extremos soldados entre sí.

Cuando la temperatura aumenta, el extremo expuesto a este aumento de temperatura genera un voltaje muy pequeño proporcional al cambio de temperatura, los

termopares junto con su equipo electrónico apropiado, se utilizan para transmitir temperaturas leídas en las diversas partes de una unidad de proceso.

### **Medidas de presión**

La medida de la presión en la refinería es muy importante todos los procesos de refinería están diseñados para operar dentro de un margen específico de presión cualquier torre de destilación, por ejemplo, debe operar a una presión interna exacta y controlada antes de que la temperatura pueda ser regulada.

Además de las torres, deben medirse las presiones en casi todos los recipientes, líneas de gas combustible, líneas de aire, líneas de agua, equipos de bombeo, entre otros. Muchas de las medidas de presión son locales únicamente, pero aquéllas que sean más importantes o críticas deben ser transmitidas a la sala de control.

### **Manómetros De Bourdon**

La mayoría de los manómetros utilizan un tubo de Bourdon generalmente construido de acero para servicios severos dichos manómetros deberían ser construidos de aleaciones tales como: acero inoxidable, monel o inconel, pero nunca de cobre o de bronce para servicios en líneas de hidrocarburos, puesto que un incendio podría causar la fusión de estos metales y ocasionar una pérdida de presión en la planta.

El funcionamiento de un tubo de Bourdon se basa en el principio de que cualquier tubo que esté doblado tratará de extenderse cuando aumente la presión en su interior.

### **Medidores de caudal**

Los medidores y controladores de flujo son importantes en la refinería para determinar la cantidad de fluido (líquido o gas) que circula a través de una tubería o recipiente y toda la medición de flujos se hace por medio de medidores diferenciales.

Este medidor opera según el principio de que hay una diferencia definida de presión a través de una placa de orificio cuando hay flujo del fluido.

La placa de orificio es plana, de disco delgado, montada entre bridas y con un hueco concéntrico de diámetro específico, calculado de manera que el flujo pueda ser medido con la precisión requerida para dicho sistema, la diferencia de presión puede ser medida con un manómetro de tubo en U, el cual puede ser calibrado directamente en relación a la variación de flujo.

### **Medición del nivel de los líquidos**

En todos los recipientes es importante mantener definido un nivel definido de líquido, en un acumulador el nivel del líquido llegase a ser demasiado alto un producto bueno podría perderse al sistema de antorcha.

Los niveles se miden por medio de un sistema de flotador, un adecuado control y/o indicación en la sala de control se hace a través de equipo neumático o electrónico, la indicación de nivel puede ser verificada a través del indicador de vidrio instalado adyacente al instrumento.

### **Controladores**

Las refinerías usan controladores neumáticos (operados con aire) o controles electrónicos, el controlador es un instrumento que reconoce una condición dada del proceso, tal como presión, y que acciona otro equipo de instrumentación para que efectúe un cambio de presión, si la presión es diferente de la presión deseada, o mantiene la misma presión si ésta coincide con la deseada.

### **Válvula de control**

La válvula de control es uno de los elementos esenciales en la instrumentación automática para el control de procesos, una válvula de control es un orificio variable

en una línea cuando el tamaño del orificio varía, el caudal del fluido (líquido o gas) también cambia, para ciertas condiciones dadas.

La válvula se mantiene normalmente cerrada por la acción del resorte. La presión del aire en la parte superior del diafragma abre total o parcialmente esta válvula (el tapón de la válvula baja), según sea la presión de aire transmitida desde el controlador.

Esta válvula es de cierre automático en caso de fallo del aire (se necesita presión de aire para abrirla). Sin embargo, el diseño de la parte superior de la válvula (el sistema del diafragma) puede ser tal que la válvula opere al revés.

En este caso el diafragma es mantenido en su posición más baja por la acción del resorte (válvula cerrada) y la entrada de aire está situada debajo del diafragma y del vástago de conexión.

### **Válvula mariposa**

Las válvulas de mariposa tienen una ventaja principal es la alta capacidad en un empaque pequeño, costos iniciales bajos, su diseño del cuerpo, que se sujeta entre dos bridas de la tubería. En el diseño más simple, no hay ningún sello, simplemente un espacio libre pequeño entre el disco OD y el ID del cuerpo, a menudo se proporciona un sello verdadero por un material elástico en el cuerpo que se acopla mediante una interferencia se encaja con el disco. [9]

Figura N° Válvula mariposa.



Fuente: Directindustry

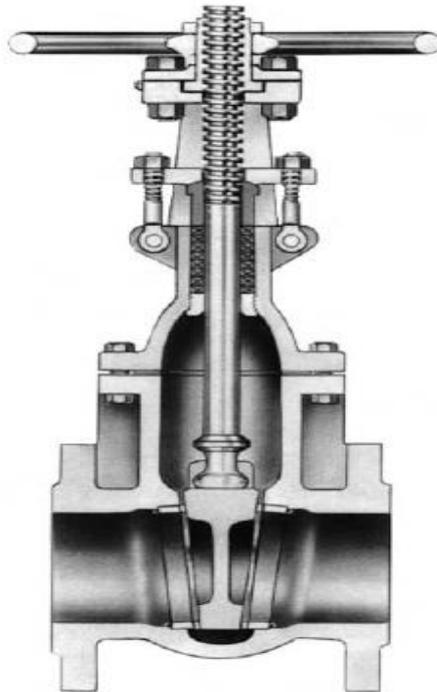
## Válvula compuerta

La válvula de compuerta está compuesta por un disco en forma de puerta que se desplaza perpendicular al flujo. El disco se mueve hacia arriba y hacia abajo por un medio de un tornillo roscado que se gira para efectuar el movimiento del mismo. Debido a que el disco es grande y en ángulo recto a la presión del proceso, se logra gran carga de asiento para un cierre hermético.

La operación de proceso por lotes (batch) requiere un servicio de válvula de encendido / apagado. Se abre la válvula y se cierra para proporcionar reactivo, catalizador, o el producto hacia y desde el reactor por lotes.

Al igual que la válvula de control de estrangulación, la válvula se usa en este servicio debe estar diseñado para abrir y cerrar miles de veces. Por esta razón, las válvulas utilizadas en esta aplicación son a menudo las mismas válvulas utilizadas en aplicaciones de estrangulamiento continuo.

Figura N° 21 Válvula de compuerta

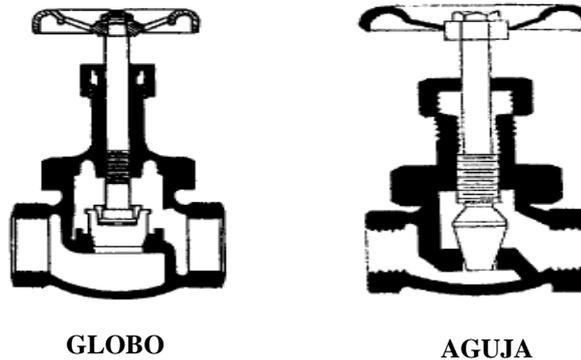


Fuente: Perry's Chemical Engineer – Perry's, 1999

## Válvula aguja y válvula globo

Para controlar el caudal, que se denomina estrangulamiento, se usa una válvula aguja accionada, válvula de globo o una válvula de control automático. La válvula de control contiene conexiones con bridas. Las válvulas de aguja se usan generalmente en trabajos experimentales para hacer ajustes manuales de las válvulas de flujo de caudal. Las válvulas de globo se usan comúnmente para ajustar el caudal en líneas de suministro de servicios públicos. [24]

Figura N° 22 Válvulas Globo y Aguja.



Fuente: Chemical Process Engineering Design and Economics - Harry, 2003

## Aplicaciones del control automático

Un sistema de control completo para una aplicación específica se llama a menudo un bucle o un circuito de control.

### Control de temperatura

El control de temperatura de una carga de hidrocarburo calentado con vapor donde el transmisor de temperatura compara la temperatura del fluido del proceso después del intercambiador de calor con el valor deseado en el controlador de temperatura (TRC). El TRC regula entonces la válvula de control de vapor que va al intercambiador de calor para mantener la temperatura deseada en la corriente del proceso. Si se requiere menos calor (temperatura), el controlador disminuirá la presión del aire a la válvula de control, permitiendo que fluya menos vapor al

intercambiador, reduciendo de esta forma la temperatura de salida del hidrocarburo del proceso.

Controlar la temperatura en un proceso con un horno es algo similar al anterior. En este caso sin embargo la temperatura de la corriente de proceso se controla por medio de la cantidad de gas y de aceite combustible en las columnas de destilación a veces tienen un control de temperatura de cabeza la temperatura de la parte superior de la torre se transmite al controlador de temperatura.

Si esta temperatura es demasiada alta (sobre el set point) el controlador disminuirá la presión de aire a la válvula de control (aire cierra) abriéndola para que permita el paso de mayor cantidad de reflujo frío, enfriando así la cabeza de la torre.

Cuando la cabeza está a la temperatura deseada, la abertura de la válvula de control mantiene la cantidad requerida de reflujo. Algunas torres pueden tener el punto de control de temperatura situado algunos platos por debajo del plato superior.

### **Control de presión**

El control de presión puede tener varias variaciones básicamente sin embargo se usa el circuito de control de presión, en este sistema, la presión a controlarse es transmitida al controlador. Si la presión es demasiado alta, se incrementa el aire a la válvula de control (abre con aire) abriendo la válvula. Ésta permite que mayor cantidad de gas descargue al sistema de desfogue de gas.

Cuando la presión alcanza el punto deseado, se reduce el aire a la válvula de control para mantener la presión deseada en el proceso, los sistemas de control de presión pueden estar en recipientes de otro tipo o aun en líneas de proceso.

### **Control de flujo**

El valor real del flujo en la línea es transmitido al controlador, la presión del aire al diafragma de la válvula de control es regulada para dar el caudal deseado.

## **Control de nivel**

El nivel del líquido se transmite al controlador, el cual cambia la presión de aire sobre la válvula de control para mantener el nivel deseado. Si el nivel es demasiado alto el controlador incrementará la presión de aire sobre el diafragma de la válvula de control (abre con aire) causando así la disminución del nivel en el separador.

## **Alarmas**

Los sistemas de alarma se instalan en áreas críticas donde se requiere atención inmediata cuando una variable de proceso se encuentra en una zona peligrosa en cuanto a operación.

Estas alarmas son similares a las que existen en los automóviles para indicar cuando la presión del aceite es demasiado baja, el alternador no funciona, entre otros. [21]

### **2.2.3 Cumplimiento de la norma**

La Norma Técnica Ecuatoriana INEN 675 indica los requisitos que los productos derivados del petróleo, gases licuados de petróleo con respecto a los ppm que deben contener los gases licuados de petróleo. También detalla cómo se deben transportar y almacenarse de acuerdo a lo establecido. [25]

### **2.2.4 Balances**

#### **2.2.4.1 Balance de materiales**

Los balances de materiales son la base del diseño de un proceso, si es tomado en el proceso completo determinará las cantidades de materias primas requeridas y los productos producidos.

Los balances sobre las unidades de proceso individuales establecen los flujos y composiciones del flujo del proceso, así como una excelente comprensión de los cálculos del balance de materiales.

### **Equivalencia de masa y energía**

Einstein demostró que la masa y la energía son equivalentes. La energía se puede convertir en masa y la masa en energía. Están relacionados por la siguiente ecuación:

$$E = mc^2$$

*Donde*

*E = energía, J,*

*M = masa, kg,*

*C = velocidad de la luz al vacío,  $3 \times 10^8$  m/s.*

La pérdida de masa asociada a la producción de energía sólo es significativa en las reacciones nucleares. La energía y la materia se consideran siempre conservadas por separado en reacciones químicas.

### **Conservación de masa**

La ecuación general de la conservación para cualquier sistema de proceso se escribe:

$$\textit{Entrada} + \textit{Generacion} - \textit{Salida} - \textit{Consumo} = \textit{Acumulación}$$

Para un proceso en estado estacionario, el término de acumulación será cero. Excepto en los procesos nucleares, la masa no se genera ni se consume; Pero si se produce una reacción química, se puede formar o consumir una especie química particular en el proceso. Si no hay reacción química, el equilibrio en estado estacionario se reduce a:

$$\textit{Material de entrada} = \textit{Material de salida}$$

### **Unidades utilizadas para expresar composiciones**

Cuando se especifica una composición como porcentaje, se debe indicar su base si es peso, molar o volumen, las abreviaturas w/w y v/v se usan para nombrar la base de peso y la base de volumen.

Dentro de la exactitud necesaria para los cálculos técnicos, las fracciones de volumen pueden considerarse equivalentes a las fracciones molares de los gases, hasta presiones moderadas (25 bar). Las cantidades se expresan a menudo como partes por millón (ppm). La base, el peso o el volumen deben ser indicados.

$$ppm = \frac{\text{Cantidad de componente}}{\text{cantidad total}} \times 10^6$$

#### **2.2.4.2 Balance de energía**

La conservación de la energía se diferencia de la masa ya que en ella se puede generar en un proceso químico, el material puede cambiar de forma, las nuevas especies moleculares pueden formarse por reacción química, pero el flujo total de masa en una unidad de proceso debe ser igual al flujo en el estado estacionario.

Lo mismo no sucede con la energía debido a que la entalpía total de las corrientes de salida no será igual a la de las corrientes de entrada si se genera o se consume energía en los procesos así como el debido al calor de reacción.

La energía puede existir en varias formas: calor, energía mecánica, energía eléctrica, y es la energía total que se conserva. En el diseño del proceso, los balances de energía se hacen para determinar las necesidades energéticas del proceso: calefacción, refrigeración y potencia requerida.

En el funcionamiento de la planta, un balance energético en la planta mostrará el patrón de uso de energía, y sugerirá áreas de conservación y ahorro.

#### **Conservación de energía**

Para la Ecuación General de Balance de Energía básicamente se parte del principio general de conservación, ahora aplicado a la energía:

Energía de salida = Energía de entrada + generación - consumo – acumulación

Esta es una declaración de la primera ley de la termodinámica.

Para cualquier paso del proceso, se puede escribir un balance energético.

La reacción química producirá energía (exotérmica) o consumirá energía (endotérmica). Por lo general para los procesos en estado estacionario, la acumulación de masa y energía será cero.

### **Calor específico del gas (Cp)**

El calor específico a presión constante de los gases.

$$(1) C_p = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

$$(2) C_p = a + b(T) + c(T)^{-2}.$$

Las unidades de  $C_p$  son J/ (g mol) (°K o °C).

Para convertir a cal/ (g mol) (K o °C) = Btu/ (lb mol) (°R o °F), multiplique por 0.2390 [26]

### **Entalpía**

Una clase de energía que se aplica al balance de energía variable a la que se asigna el símbolo H llamada entalpía, definida como la combinación de dos variables que aparecen con mucha frecuencia en el balance de energía.

El objetivo es calcular la entalpía por unidad de masa, usamos una de las propiedades de la entalpía que es un diferencial exacto. En teoría, la suma de términos no es más que la definición de la entalpía de una sustancia: [26]

$$H_i = U_i + P_i V$$

En la cual para la sustancia i se tiene:

$H_i = [kJ/kg]$  es su *Entalpía específica*,

$U_i = [kJ/kg]$  es su *energía interna específica*,

$P_i = [N/m^2]$  es la *presión de la corriente que transporta la sustancia i*,

$V = [m^3/kg]$  es el *volumen específico de la sustancia que entra o sale del sistema*.

## Capacidad calorífica

Por ejemplo, “ $C_p$  representa la cantidad de energía necesaria para elevar en un grado la temperatura de una sustancia, energía que podría suministrarse por transferencia de calor en ciertos procesos especializados, pero que también puede suministrarse de otras formas”. [26]

En casi todas las ecuaciones para la capacidad calorífica de sólidos, líquidos y gases son empíricas. Se acostumbra expresar la capacidad calorífica a presión constante,  $C$  como una función de la temperatura mediante una serie de potencias, con constantes  $a$ ,  $b$ ,  $c$ , entre otras.

$$C_p = a + bT + cT^2$$

## Viscosidad

La viscosidad de cualquier producto de petróleo es una medida de su resistencia al flujo. Esta medición es importante en muchas facetas del diseño del proceso y de hecho es una calidad esencial de muchos productos terminados.

Hay dos parámetros básicos de viscosidad. Son:

- ✓ Viscosidad dinámica o absoluta
- ✓ Viscosidad cinemática

Ambos están relacionados ya que la viscosidad cinemática puede ser obtenida dividiendo la viscosidad dinámica por la densidad de masa. La unidad métrica de viscosidad se denomina poise (P).

La unidad más utilizada en la industria petrolera para esta medida es el centipoise (cP), que es el poise dividido por 100. Estas dimensiones del poise son:

$$\frac{\text{gramos}}{\text{cm} \times \text{segundo}}$$

La dimensión de la viscosidad cinemática en unidades inglesas es el pie cuadrado por segundo. Y en unidades métricas es el centímetro cuadrado por segundo llamado el stoke. En la industria del refinado de petróleo, el stoke dividido por 100, llamado el centistoke, es la unidad más usada.

Cuando se usan los términos centipoise y centistokes, la densidad de masa es numéricamente igual a la gravedad específica. [11]

### **Peso molecular (M)**

El peso molecular para una mezcla encontrada como producto de una destilación de petróleo se expresa de la siguiente manera:

$$M = \frac{\sum ni M_i}{\sum ni}$$

## **2.2.5 Diagramas**

### **2.2.5.1 Diagrama de bloques**

Para proporcionar una visión general de un proceso o una planta compleja se realiza un dibujo con bloques rectangulares para presentar procesos individuales o grupos de operaciones, junto con cantidades y otras propiedades pertinentes de las corrientes que son claves entre los bloques desde y hacia el proceso. Dichos diagramas de flujo de bloques se realizan al comienzo de un diseño de proceso con fines de orientación, para discusiones, y en lo posterior realizar un resumen del balance de material del proceso.

### **2.2.5.2 Diagramas de flujo de proceso (PFD)**

Los diagramas de flujo de proceso incorporan los balances de materiales y energía e incluyen los tamaños del equipo principal de la planta, además todos los recipientes, tales como reactores, separadores, tambores, equipo de procesamiento especial, intercambiadores de calor, entre otros.

Los datos numéricos incluyen cantidades de flujo, composiciones, presiones y temperaturas. La instrumentación importante esencial para el control de proceso y la comprensión completa del diagrama de flujo sin referencia a otros. [27]

### **2.2.5.3 Diagramas de proceso e instrumentación (P&ID)**

Los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) enfatizan estas dos características no muestran condiciones de funcionamiento, composiciones, o flujos, pero si muestran los equipos de la manera más realista posible.

En el diagrama se muestran los tamaños de líneas y especificaciones de todas las líneas válvulas e instrumentación así como los códigos para materiales de construcción y aislamiento. A la vez se presentan todos los aspectos mecánicos de la planta con respecto al equipo de proceso y sus interconexiones. El equipo se muestra con mayor detalle que en el diagrama de flujo del proceso, especialmente con respecto a conexiones de tubería externa, detalles internos y semejanza con el aspecto real.

Muchas compañías químicas y petroleras están utilizando los criterios de las prácticas de la industria de procesos (PIP) para el desarrollo de P&ID. Estos criterios incluyen símbolos y nomenclatura para equipos típicos, instrumentación y tuberías.

Son compatibles con los códigos con los códigos de la industria del Instituto Americano de Estándares Nacionales (ANSI), Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME), Instrumentación Sistemas y automatización de la Sociedad Americana (ISA) y Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA). Los criterios PIP se pueden aplicar independientemente del sistema de diseño asistido por ordenador (CAD) utilizado para desarrollar P&ID. [27]

### CAPÍTULO III

#### PARTE EXPERIMENTAL

En este capítulo se describen las composiciones de las corrientes de GLP y de la solución cáustica a utilizarse en el balance de materia, el mismo que satisface a la aplicación de la ley de conservación que expresa “la materia no se crea ni se destruye, solo se transforma”, el balance además de ser un requisito previo, es importante porque ayudara para realizar el dimensionamiento de los equipos a utilizar y por ende también sus costos.

El balance de materia indica lo que ocurre en el sistema, con el cual se obtienen los caudales que saldrán por domo y por fondo de los diferentes equipos.

#### 3.1 Composición del GLP procesado en Refinería La Libertad

Es importante conocer la composición del glp que produce Refinería La Libertad, en la siguiente tabla se detalla el porcentaje en volumen líquido del gas licuado de petróleo con un porcentaje de contaminante como  $H_2S$  y  $RSH$  escogido por diseño.

Tabla N° 14 Composición del Gas licuado de Petróleo

Componente	%V
$C_2$	1,95
$C_3$	51,65
$iC_4$	27,27
$nC_4$	18,5
$iC_5$	0,24
$H_2S$	0,02
$RSH$	0,41
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>

Fuente: Simulador Refinería La Libertad  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 3.2 Tabla de las propiedades del hidróxido de sodio o sosa cáustica

Las soluciones son materia por lo tanto tienen propiedades, en la tabla se indican las más relevantes.

Tabla N° 15 Propiedades del hidróxido de sodio o sosa cáustica

Propiedades	Valor
Fórmula química	Naoh
Apariencia	Sólida y líquida
Pureza	98 a 10%
Peso molecular	40 gr/mol
Olor	Sin olor
Color	Blanquecino

Fuente: Naoh Caustic Soda, PPG Industries, Inc, 2008  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 3.3 Características del flujo de diseño de GLP, que ingresa a proceso.

El caudal de diseño de glp es 41,31 m<sup>3</sup>/d, y los datos relevantes como temperatura, presión, peso molecular, densidad, de la carga de alimentación, están descritas en la siguiente tabla:

Tabla N° 16 Características de operación del flujo de diseño de Glp

Descripción	Total
Volumen de diseño m <sup>3</sup> /d	41,31
Densidad total Kg/cm <sup>3</sup>	539
Peso molecular total	50,45
Temperatura °C	38
Presión Bar	14

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 3.3.1 Balance de materia

Se realiza el balance de materia y se obtienen los caudales que se obtendrán en domo y fondo de los equipos de proceso. Para lo cual se detalla la composición másica de alimentación de entrada de Glp y sus contaminantes.

Tabla N° 17 Tabla de composición másica de la alimentación.

Corriente	% V	Volumen M <sup>3</sup> /día	Densidad Kg/m <sup>3</sup>	Densidad Total	Masa Kg/hora	%M	PM	PM Total	Kmol/hora
C <sub>2</sub>	1,95	0,80540653	356	4,6173	11,9468	0,0129	30,06	0,389	0,39731
C <sub>3</sub>	51,65	21,3329473	507	247,96	450,65	0,4890	44,09	21,56	10,2199
iC <sub>4</sub>	27,27	11,2633005	562,5	161,15	263,98	0,2865	58,12	16,65	4,54188
nC <sub>4</sub>	18,5	7,64103632	583,8	117,76	185,86	0,2017	56,10	11,31	3,31280
nC <sub>5</sub>	0,24	0,09912695	630,4	1,7819	2,603	0,0028	72,15	0,203	0,03608
H <sub>2</sub> S	0,02	0,00826058	789,3	0,2327	0,271	0,0002	34,08	0,010	0,00797
RSH	0,41	0,16934188	863	5,7031	6,089	0,0066	48	0,317	0,12685
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>41,3194202</b>		<b>539,21</b>	<b>921,42</b>	<b>1</b>		<b>50,45</b>	<b>18,6428</b>

Fuente: EP-Petroecuador Refinería La Libertad

## Cálculo de la sosa cáustica necesaria para tratamiento del GLP

Para tratar el Glp que contiene  $\text{h}_2\text{s}$  y  $\text{rsh}$  se une a una disolución de sosa cáustica en concentraciones que pueden ir desde 1 a 20 ° Baumé las cuales ingresa a las columnas en donde se produce la reacción. La concentración de la solución cáustica varía en relación directa con el peso molecular del mercaptano a eliminar.

Es importante comprobar la concentración en campo. Una vez que se cumple el gastado de estas concentraciones, es necesario realizar las debidas reposiciones aquellas que son enviadas directamente desde los tanques de almacenamiento de mezclas de sosa cáustica. [28]

### Balance de materia para el prelavado cáustico

La operación del prelavado se lleva a cabo por lotes, el Glp a tratar se une con la solución básica utilizada para esta columna que es de 3 ° Baumé, con una conversión del 99%, para purificación de la alimentación. La concentración puede reducirse un poco más que 1 ppm, se obtendrán los caudales de salida por domo y fondo de la columna.

Tabla N° 18 Caudal de sosa cáustica para la columna de Prelavado

Descripción	Caudal Kmol/hora	Volumen m <sup>3</sup> /día	Gpm
Naoh	0,1018	0,09	0,01
H <sub>2</sub> O	38,888	16,88	3,09
Total	38,990	16,98	3,11

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

Los términos de generación y consumo aparecen en el balance debido a que se produce una absorción por lo tanto la ecuación utilizada es:

$$(E) + (G) = (S) + (C)$$

Se realiza la captura del  $\text{h}_2\text{s}$  al entrar en contacto con la sosa cáustica. Por el fondo del decantador queda la mayor parte de los  $\text{h}_2\text{s}$  retenidos, se procede a los cálculos.

$$C_{H_2S} = 0,99 \times E_{H_2S}$$

$$C_{H_2S} = 0,99 \times 0,007971$$

$$C_{H_2S} = 0,007891 \text{ kmol/hora}$$

Luego se calcula el h<sub>2</sub>s que sale por domo del prelavado cáustico junto al Glp, se procede al cálculo.

$$S_{H_2S} = 0,01 \times E_{H_2S}$$

$$S_{H_2S} = 0,01 \times 0,007971 \text{ kmol/h}$$

$$S_{H_2S} = 7,9713E - 05 \text{ kmol/h}$$

Se realiza el cálculo correspondiente de la sosa cáustica que permanece en la columna del prelavado, las reacciones se darán mientras haya naoh disponible.

$$S_{Naoh} = E_{Naoh} - C_{Naoh} = 0,101876 - 0,007891 = 0,09398 \text{ kmol/h}$$

$$S_{H_2O} = E_{H_2O} - C_{H_2O} = 38,8888 - 0,007891 = 38,88099 \text{ kmol/h}$$

Se muestra en la siguiente tabla la corriente que sale por el domo de la columna, el valor de h<sub>2</sub>s ha sido reducido en gran porcentaje de la corriente de glp, de esta manera no producirá problemas en el extractor.

Tabla N° 19 Composición de la corriente que sale por domo del prelavado.

Composición	Caudal (Kmol/hora)	Fracción Molar
C <sub>2</sub>	0,397314	0,0213
C <sub>3</sub>	10,21994	0,5484
C <sub>4</sub>	4,541887	0,2437
iC <sub>4</sub>	3,312804	0,1777
nC <sub>5</sub>	0,036087	0,0019
H <sub>2</sub> S	7,97E-05	4,2E-06
RSH	0,126859	0,0068
Total	18,63497	1

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

A continuación se muestran los resultados de la sosa cáustica, gradualmente saturada con sulfuro de carbonilo, la misma que permanece en el fondo de la columna. Cuando la sosa es consumida en su totalidad y cumple con el porcentaje de agotamiento es necesario cambiarla.

Tabla N° 20 Corriente de fondo de la columna de prelavado.

Descripción	Caudal (Kmol/h)	Fracción molar
NAOH	0,093984	0,002407
H <sub>2</sub> O	38,88099	0,997389
Na <sub>2</sub> S	0,007891	0,000202
<b>TOTAL</b>	<b>38,98274</b>	<b>1</b>

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

### Balance de materia para extractor

Para el proceso de extracción de mercaptanos del glp, se define la concentración de la sosa cáustica de acuerdo a la cantidad de RSH de diseño. Una concentración alta puede acarrear cristalización de la sosa, por consiguiente obstrucción en las válvulas y líneas de pequeño diámetro. Esta solución va a reaccionar fácilmente con los ácidos y no con el destilado.

Tabla N° 21 Composición de Sosa cáustica para extracción

Descripción	Caudal (kmol/hora)	Fracción molar
NAOH	1,1417	0,0175
H <sub>2</sub> O	64,055	0,9824
Total	65,197	1

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

La alimentación de glp que proviene del prelavado cáustico, ingresa al extractor por la parte lateral inferior, en contracorriente con la sosa cáustica que ingresa por la parte superior de la columna. Las condiciones de operación a las cuales trabaja el extractor son la temperatura de entrada al extractor es de 38 °C y la presión de trabajo es 13,44 bar. Se considera esta vez la reacción entre la sosa cáustica y el mercaptano los demás

componentes de la columna para cálculo son despreciables, debido a la baja solubilidad entre ellos, se obtiene por fondo un 99,8 % del contaminante mercaptano o rsh de la corriente de glp aplicando la formula, queda de la siguiente manera:

$$C_{RSH} = 0,998 \times E_{RSH}$$

$$C_{RSH} = 0,998 \times 0,1268$$

$$C_{RSH} = 0,12669 \text{ kmol/hora}$$

Se procede a calcular la cantidad de mercaptano que saldrá por el domo del extractor.

$$S_{RSH} = 0,13 \times E_{RSH}$$

$$S_{RSH} = 0,13 \times 0,1268$$

$$S_{RSH} = 0,00016 \text{ kmol/hora.}$$

Se realiza el cálculo de las respectivas cantidades de sosa cáustica, que salen por el fondo del extractor como sosa cáustica rica.

$$S_{sosa} = E_{sosa} - C_{sosa} = 1,1417 - 0,1266 = 1,0150 \text{ kmol/hora}$$

$$S_{H_2O} = E_{H_2O} - C_{H_2O} = 64,05568 - 0,1266 = 63,9289 \text{ kmol/hora}$$

Se muestran los resultados de la corriente de salida por el domo de la columna, la cual cumple con los estándares de calidad del producto GLP, la cual indica que debe contener el producto 5ppm de mercaptanos.

Tabla N° 22 Corriente de domo de la columna de extracción.

Composición	Caudal (kmol/h)	Fracción Molar
C <sub>2</sub>	0,397314	0,021382
C <sub>3</sub>	10,21994	0,552184
C <sub>4</sub>	4,541887	0,245398
iC <sub>4</sub>	3,312804	0,178991
C <sub>5</sub>	0,036087	0,001949
RSH	1,60E-04	8,91E-06
TOTAL	18,50820	1

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

En la siguiente tabla se detallan los resultados de la sosa cáustica y mercaptida de sodio que sale por el fondo del extractor.

Tabla N° 23 Corriente que sale por el fondo de la columna extractora.

Componentes	Caudal (kmol/hora)	Fracción molar
NAOH	1,015	0,01559
H <sub>2</sub> O	63,92	0,98245
NASR	0,126	0,00194
Total	65,07	1

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### Producto Lpg para almacenamiento

Luego de la extracción de mercaptanos del glp, que se obtiene como producto final cumple con las especificaciones vigentes en el país con 5 ppm de contenido de RSH para mantener el odor necesario, el mismo que está listo para ser enviado a almacenamiento.

Tabla N° 24 Contenido de mercaptano en el producto final.

Componente	Kmol/hora
Lpg	18,50820
RSH	0,000164

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Los mercaptanos son sustancias con olor desagradable, por lo que para manejarlos y almacenarlos, se debe reducir la concentración a un nivel de olor aceptable y así cumpla con las tasas de corrosión. Las especificaciones para GLP incluyen prueba de corrosión de la lámina de cobre, la cual debe ser negativa.

Muchos procesos pueden ser aplicados para reducir la concentración de mercaptanos de bajo peso molecular, pero el proceso merox es considerado un proceso superior y aprobado.

Tabla N° 25 Especificaciones de calidad del Proceso Merox

<b>Alimentación Lpg</b>	
<b>Características</b>	<b>Tipo de alimentación</b>
Azufre mercaptano, wppm en peso	50 -10000
H <sub>2</sub> S ppm en peso	<10
<b>Producto</b>	
Azufre mercaptano ppm en peso	<5-10

Fuente: Manual Merox Process Unit Caustic Extraction  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

### **Balance de materia para los fondos del extractor**

La corriente de fondo es enviada al intercambiador de calor para ganar temperatura en este equipo no sucede ninguna reacción química se considera, por teoría que las entradas son iguales a las salidas lo que se simplifica en la siguiente ecuación:

$$(E) = (S)$$

Se muestra en la siguiente tabla, la composición del caudal másico que entra y sale del intercambiador con la temperatura adecuada para entrar al oxidador.

Tabla N° 26 Característica del caudal que ingresa al intercambiador

<b>Componentes</b>	<b>Unidad</b>	<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>
Naoh	Kmol/hora	1,14025	1,14025
Agua	Kmol/hora	63,9724	63,9724
NASR	Kmol/hora	0,12669	0,12669
Catalizador	Kmol/hora	0,00052	0,00052
Temperatura	°C	38	43

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

### Balance de materia en el oxidador

Luego de que la corriente pasa por el intercambiador de calor, y esta obtiene la temperatura deseada ingresa al oxidador, se produce la reacción en un ambiente alcalino en presencia de catalizador el cual acelera la conversión de los mercaptanos a disulfuros, el equipo trabaja a una temperatura de 43 °C y una presión de 3,13 bar.

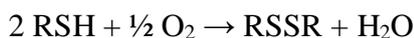
La columna de oxidación contiene anillos Raschig de carbono, relleno que es usado por que la composición de carbono es inerte al cáustico, se realiza los cálculos de balance de materia y así se obtienen las corrientes de domo y fondo. Se muestran en la tabla los componentes que ingresan al oxidador para realizar el balance.

Tabla N° 27 Caudal de entrada a oxidador

Componente	Caudal(Kmol/h)	Fracción molar	PM	Masa (Kg/h)
NAOH	1,14025	0,01716	40	45,6100
H <sub>2</sub> O	63,9724	0,96276	18	1151,50
RSH	0,12669	0,00190	48	6,08133
Catalizador	0,00052	7,97E-06	651,55	0,34521
Aire	1,20669	0,01815	28,9	34,8707
Total	66,4462	1		1238,236

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

- Una vez ordenadas las corrientes que ingresan al oxidador, se desarrollan los cálculos de acuerdo a lo que se suministra, en proporción estequiométrica, según la reacción química.



- Calculando la rata de inyección de aire necesario, la cantidad de oxígeno teórica se determina que es de 0,25 kg por cada kg de mercaptano necesario para que se oxide, se recomienda tener un exceso ligero de oxígeno presente, para obtener el aire requerido.[29]

$$Aire = \frac{2.0 \times K \times flujo \times S.G \times Rsh}{10,000}$$

*Donde:*

*Aire: rata de aire requerido.*

*K: constante 8,81*

*Flujo: caudal de flujo m<sup>3</sup>*

*S.G: gravedad específica*

*Rsh: mercaptano.*

$$Aire = 0,708 \text{ m}^3$$

- c. La concentración estándar de catalizador para el proceso es de 200 ppm en el caudal cáustico, es decir equivale a 2 libras de Merox Reagent WS por cada 1000 galones de caudal de sosa cáustica, el rendimiento de la planta es el que indicara si esta tasa de catalizador es la suficiente, en base a esto se estimó el catalizador:

$$Catalizador = 8,2978 \text{ kg}$$

- d. Las condiciones de conversión son del 99 %, se calcula la cantidad de mercaptano que reacciona en la operación.

$$Disulfuro = 0,1266945 \times 0,99$$

$$Disulfuro = 0,114025 \text{ kmol/h}$$

- e. Se procede a calcular el flujo del oxígeno para conversión, tomando en cuenta la estequiometria.

$$O_2 = 0,253389 - 0,1140 = 0,139363 \text{ kmol/hora.}$$

- f. Cálculo del agua formada en la operación

$$H_2O \text{ formada} = 0,114025049 \text{ kmol/h}$$

Tabla N° 28 Caudal de salida de la columna de oxidación.

Componente	Caudal (kmol/h)	Fracción Molar
Naoh	1,14025	0,00171
H <sub>2</sub> O	63,9724	0,96277
NASR	0,01266	0,00019
RSSR	0,11402	0,00171
H <sub>2</sub> O	0,11402	0,00171
Catalizador	0,00052	3,9E-06
Aire	1,09200	0,01643
Total	66,4456	1

Fuente: Principles of Chemical Engineering Processes; 2 Edition, Nayef Ghasem and Redhouane Henda.  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### Balance de materia al separador de disulfuros

La corriente que viene desde el oxidador, es dirigida al separador de disulfuros, se separan de la siguiente manera:

- ✓ Los disulfuros se envían a almacenamiento
- ✓ El aire gastado se envía por la parte superior del separador a un tanque de venteo.
- ✓ La corriente que sale por el fondo es la recirculación que reingresa a la columna de extracción, esta corriente es aprovechada hasta que cumpla con el porcentaje de desgaste, se le deben realizar las pruebas periódicas, para obtener los datos de desgaste, y así ser reemplazada por una nueva.

Tabla N° 29 Caudal de entrada a Separador de disulfuros.

Componente	Caudal (kmol/h)
NAOH	1,14025
H <sub>2</sub> O	63,9724
NASR	0,01266
RSSR	0,11402
H <sub>2</sub> O	0,11402
Catalizador	0,00052
Aire	1,09200
Total	66,4456

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Tabla N° 30 Caudal de disulfuro que se va almacenamiento.

Componente	Caudal (kmol/hora)
RSSH	0,11402505

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

### 3.3.2 Balance de energía

#### Cálculo del calor específico de Glp

Se presenta una tabla en la que se recogen los valores respectivos del calor específico por componentes y el cp total del Glp. [30]

Tabla N° 31 Calor específico total de la carga de glp

Componente	Cp Btu/lb F	X	Cp total de Glp
C <sub>2</sub>	0,84	0,01296	0,010891
C <sub>3</sub>	0,66	0,48490	0,322799
iC <sub>4</sub>	0,6	0,28649	0,171897
nC <sub>4</sub>	0,59	0,20171	0,119014
nC <sub>5</sub>	0,567	0,00282	0,001602
H <sub>2</sub> S	8,18	0,00029	0,002411
RSH	9,143	0,00660	0,060422
Total		1	0,626204

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

#### Determinación del calor específico de la sosa cáustica

Para calcular el valor del calor específico de la sosa cáustica, se procedió a extraer los datos desde el Handbook Sosa Caustic que se encuentra en anexo 8 con los datos a la temperatura deseada se determina el calor específico que será utilizado en los cálculos posteriores.

Tabla N° 32 Datos de calor específico para la sosa cáustica

Temperatura	Cp Btu. Pound F	Cp Kj Kg C
38	0,8890	3,72231
40	0,8896	3,72457
43	0,8941	3,74341
48	0,8917	3,73362
56	0,8977	3,75874

Fuente: Handbook Sosa Caustic

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

## Balance de energía en intercambiador de calor

Se realiza el balance de energía respectivo para las corrientes que ingresan al intercambiador, de referencia para este trabajo se utilizó, el intercambiador de tubos concéntricos.

## Cálculo del calor absorbido por la corriente de sosa cáustica

Con la siguiente fórmula se puede obtener el calor absorbe la corriente que ingresa al intercambiador.

$$Q = m * cp * \Delta T$$

Donde:

*Q*: calor absorbido por la corriente. (Btu /h)

*m*: masa Lb/h

*cp*: calor específico (Btu / lb °F)

$\Delta T$ : Variación de la temperatura. °F. (111,2-100)

Sustituyendo los datos en la ecuación se determina el calor absorbido.

Tabla N° 33 Calor absorbido en el intercambiador de calor

Componentes	Valores
Masa (lb/h)	2647,7858
Cp (Btu/lb. °F)	0,8897
$\Delta T$ (°F)	11,2
Q(Btu/h)	26384,23

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

## Caudal de vapor requerido

El caudal de vapor que ingresa al intercambiador de calor de tubos concéntricos con flujo a contracorriente, debe ir acorde al flujo de sosa cáustica que ingresa, para lograr el cambio de temperatura de 1 ° C, se realiza un balance térmico, para conocer el flujo másico

$$masa_{vapor\ saturado} = \frac{masa_{sosa} \times Cp_{sosa}}{Cp_{vapor}} = 0,661874\ kg/s$$

### Cálculo de la capacidad térmica de los fluidos

$$C_{vapor} = m_{vapor} * Cp_{vapor}$$

$$C_{liquido} = m_{liquido} * Cp_{liquido}$$

Tabla N° 34 Capacidad térmica de los fluidos

Líquido			Vapor		
Flujo (kg/s)	Cp (KJ/kg °C)	C (KW/°C)	Flujo (kg/s)	Cp (KJ/kg °C)	C (KW/ °C)
0,334	3,720	1,2435	0,728	1,880	1,368

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### Cálculo del calor máximo

Para calcular el calor máximo, se toma el valor de la capacidad térmica mínima antes calculada que es 1,2426 Kw/°C, resolviendo:

$$Q_{max} = calor\ minimo \times (\Delta T)$$

$$Q_{max} = 6,213Kw$$

### Cálculo de la temperatura de salida del vapor saturado

$$T_{sh} = Th - \frac{Q_{max}}{C_{min}}$$

Donde:

$T_{sh}$ : Temperatura de salida del fluido caliente.

$T_h$ : Temperatura de entrada del fluido caliente.

$Q_{max}$ : Calor máximo.

$C_{min}$ : Calor mínimo

$$T_{sh} = 37,80\ ^\circ C$$

### **Calor cedido por el vapor**

El vapor de agua pasara de 111,14 °F a 100,4 °C y por lo tanto cederá el calor a la sosa cáustica.

$$Q = m * cp * \Delta T$$
$$Q = 5766,187 * 0,44 * (100,4 - 111,14)$$
$$Q = -27248,69 \text{ btu/h}$$

### **Balance de energía en la columna de oxidación**

Para la columna de oxidación, los datos de calor específico promedio, así como la temperatura promedio, son empleados en la fórmula del calor se obtiene:

$$Q = m * cp * \Delta T$$

*Datos:*

*Masa: 2724,48 lb/h*

*Calor especifico promedio: 0,891085 Btu/Lb °F*

*Temperatura promedio: 10,8 °F*

$$Q = 26219,627 \text{ Btu/h}$$

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS Y DISCUSIONES

#### 4.1 Dimensionamiento técnico de equipos

En este capítulo se dimensionan los equipos principales de la planta, además el cálculo numérico, esto permitirá conocer sus características

##### 4.1.1 Dimensionamiento de la columna de prelavado

Se calcula el diámetro y altura de la columna, se tiene definido el tipo de reacción para este caso es una absorción de  $H_2S$ , las alimentaciones que ingresan a la columna circulan a contracorriente, por la parte lateral superior ingresa la corriente de sosa cáustica y por la parte de abajo la corriente de glp.

##### 4.1.2 Cálculo de la altura y diámetro de la columna

Para la determinar de la altura y diámetro de la columna de prelavado, se realiza el cálculo numérico estimando un diámetro de columna comercial 0,91m para que la columna funcione dentro de los límites de seguridad.

*Datos:*

*Diámetro: 0,91m.*

*Radio: 0,45 m*

Formulas a utilizar para el respectivo cálculo de altura:

$$h = \frac{Q}{\pi \times r^2}$$

Con datos aproximados de diseño de torres, se calcula la altura total del prelavado a continuación se muestran los resultados de las alturas de cada uno de los accesorios y de las respectivas entradas de producto a tratar.

- ✓ Altura superior 0,6 m
- ✓ Altura del eliminador de arrastre 0,70 m
- ✓ Altura entrada de líquido (sosa) 0,37 m
- ✓ Altura de soporte 0,1270 m
- ✓ Altura de contacto 1,88 m
- ✓ Altura de los distribuidores 0,4516 m
- ✓ Altura de soporte, sujetador del distribuidor 0,4516 m
- ✓ Altura de entrada de glp 0,20 m
- ✓ Altura de sello y cabeza del líquido 0,20 m

En la siguiente tabla se muestran los datos estimados para diseño del prelavado.

Tabla N° 35 Resultado de dimensionado de la columna de prelavado

<b>Columna prelavado cáustico</b>	<b>Tipo lote</b>
Diámetro (m)	0,91
Altura total (m)	5
Presión (bar)	14,71
Temperatura (°C)	38
Material	Acero inoxidable
Partes internas Accesorios	Malla de acero inoxidable Distribuidores Soportes

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

#### 4.1.3 Cálculo de la altura y diámetro de la columna de extracción

Para calcular el diámetro y altura básico de la columna de extracción se consideran los líquidos que ingresan y su tiempo de residencia, la separación entre plato y plato para la altura, las alturas de cabeza, fondo. La presión en la operación se considera constante para las columnas, la temperatura se mantendrá constante, esto quiere decir que las cargas ingresan a la misma temperatura, el caudal de fondo de la torre de extracción saldrá a la misma temperatura de operación esto es 38°C. (R Treybal; Amelia García; Francisco Lozano, Operaciones de transferencia de masa 2 edición CAP. 10 extracción líquido - líquido)

*Datos:*

*Diámetro se toma de referencia el de 0,91 m.*

*Radio 0,45 m*

*Numero de platos 6*

Para diseño de la torre de platos es necesario fijar algunos parámetros de diseño, y para la columna de extracción de este caso es:

Distancia entre platos es 0,6 m

Tipo de plato es perforado.

Diámetro del orificio del plato perforado es de 4,5 mm

$$h_{\text{platos}} = \text{número de platos} \times \text{distancia} = 3,6 \text{ m}$$

La altura total de la columna será la sumatoria de las alturas de los accesorios y sus partes que la conforman como se detalla a continuación:

- ✓ Altura superior 0,6 m
- ✓ Alturas de total sección de platos 3,6 m
- ✓ Altura de ubicación primer plato 0,3048
- ✓ Altura de fondo 0,3048
- ✓ Altura de entrada de sosa cáustica 0,70

Alturas de nivel

$$h_{\text{nivel}} = (Q) / (\pi \times r^2)$$

$$\text{Altura de entrada al 50\%} = 0,35166 \text{ m}$$

$$\text{Altura de entrada al 100\%} = 0,7033 \text{ m}$$

A continuación se muestran los resultados en la siguiente tabla.

Tabla N° 36 Resultado del dimensionado de la columna extractora.

<b>Columna extractora</b>	<b>Tipo Sieve Tray</b>
Numero de platos	6 platos perforados
Diámetro (m)	0,91
Altura total (m)	5,50
Presión (bar)	14
Temperatura (°C)	38

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

#### 4.1.4 Cálculo de la altura de la columna de oxidación

Para el diseño de esta torre se usaran los anillos Raschig de aproximadamente 2 pulgadas, por el área superficial elevada, el alto porcentaje de espacios vacíos, bajo costo, suficiente resistencia a la corrosión, erosión y calentamiento.

El diámetro comercial, se tomara considerando la mayor seguridad en la operación y la facilidad para la limpieza de la columna.

Se obtiene la altura del lecho a partir de las siguientes formulas:

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$V = A \times h$$

Entonces

$$h = \frac{Q}{\pi \times D^2}$$

Para diseño se detallan las alturas de los accesorios recomendadas por bibliografía del libro de operaciones de Treybal para determinar la altura total de esta columna.

- ✓ Altura superior 0,519 m
- ✓ Altura de empaque 3 m
- ✓ Altura de sujetador de empaque 0,13 m
- ✓ Altura de soporte 0,1270 m
- ✓ Altura soporte de entrada de líquido 0,1519 m
- ✓ Altura de entrada de líquido sosa cáustica 0,65 m
- ✓ Altura de cabeza de entrada 0,3048 m
- ✓ Altura de sello 0,072 m

Para calcular la altura de entrada del líquido se toma en consideración la entrada del aire inyectado a la rata de alimentación del oxidador.

Tabla N° 37 Resultado del dimensionado de la columna de oxidación.

<b>Columna oxidadora</b>	<b>Tipo empacada</b>
Empaque	Anillos de carbón Raschig
Diámetro (m)	0,91
Altura (m)	5
Presión de diseño (bar)	2,96
Temperatura de diseño (°C)	43
Posición	Vertical

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

#### **4.2 Diseño de tanques de mezcla del disolvente**

Se diseñan los tanques de almacenamiento que almacenaran el disolvente de extracción que ingresa a la columna, en este capítulo no se diseñan los tanques contenedores de recuperación del disolvente, dejando una pauta de las dimensiones para que luego sean verificadas por la ingeniería de detalle.

Para diseño de tanques se considera la norma ASME sección VIII. Los siguientes parámetros son para cálculos de volumen, presión, temperatura, materiales.

- ✓ Para el volumen de diseño se sobredimensiona y se deja un porcentaje libre ya que no puede llenarse el tanque, al 100 % el volumen total por seguridad.
- ✓ La presión de diseño de los tanques se la sobredimensiona en un 15%.
- ✓ Para la temperatura de diseño se toma un margen de seguridad de 20°C, la cual será sumada a la temperatura de trabajo.
- ✓ Se escoge materiales seguros, económicos y con excelentes referencias para el trabajo, el acero inoxidable y acero al carbono, son adecuados para este tipo de diseños.
- ✓ Fundamental ubicar el sistema de venteos en los recipientes de almacenamiento para evitar deformidades en los mismos, el venteo permite alivios de exceso de presión.

#### 4.2.1 Cálculo del caudal volumétrico de la mezcla

$$q \left( \frac{m^3}{h} \right) = \frac{q \text{ mezcla} \times t}{\rho}$$

Donde:

$Q$ : caudal de la mezcla (kg/h)

$T$ : tiempo (h)

$\rho$ : densidad (kg/m<sup>3</sup>)

El tanque por seguridad no debe llenarse por completo por lo tanto se calcula el volumen real.

$$V_s = V \times 1,15$$

Donde:

$V_s$ : Volumen de sobredimensionamiento.

$V$ : Volumen (m<sup>3</sup>)

Los tanques, deben tener un llenado máximo del 75%, en base a esto se calculan las dimensiones de los tanques de la siguiente manera:

#### Cálculo del diámetro interno

Primero se utiliza la fórmula del volumen del cilindro, la cual se despeja para conocer el radio, para el cálculo se asume el valor de 1.75r en la altura, y con el valor del radio se conoce el diámetro.

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

$$r = \sqrt[3]{\frac{v \times 0,75}{1,75 \times \pi}}$$

$$D_i = 2 \times r$$

#### Cálculo de la altura

$$h = 1,75 \times D_i$$

#### Cálculo del volumen del tanque

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

### Cálculo del porcentaje del volumen ocupado en el tanque

$$\% V_o = \frac{V}{\frac{N^\circ \text{ tanques}}{V_c}} \times 100$$

Donde:

$V_o$ : Porcentaje de volumen ocupado por la mezcla

$V$ : volumen de la mezcla ( $m^3$ )

$N^\circ \text{ tanques}$ : número de tanques

$V_c$ : volumen de tanque de diseño ( $m^3$ )

### Cálculo de la presión de la mezcla

Primero se determina la altura que alcanza la mezcla, luego se calcula la presión de carga hidrostática, con las siguientes fórmulas se calculan los valores necesarios:

$$h_i = \frac{V}{\frac{n^\circ \text{ tanque}}{\pi \times \left(\frac{D_i}{2}\right)^2}}$$

$$\Delta P = g \times \rho \times h_i$$

Donde:

$\Delta P$ : es la presión de carga hidrostática de la mezcla (atm)

$g$ : aceleración de la gravedad ( $9,81 \text{ m/s}^2$ )

$\rho$ : densidad de la mezcla ( $\text{Kg/m}^3$ )

$h$ : altura que alcanza la mezcla (m)

Presión de diseño teórica

$$P_t = \Delta P + P_c + P_{atm}$$

Presión de diseño interna

$$P_d = P_t \times 1,15$$

Presión externa

$$P_e = 1 \text{ atm}$$

## Temperatura de operación

La temperatura se calcula, por encima de la temperatura a la que opera el tanque:

$$T_d = T_o + 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde:

$T_d$ : Temperatura de diseño.

$T_o$ : Temperatura de operación o temperatura del tanque.

Tabla N° 38 Tanque de almacenamiento de las mezclas.

Componentes		Tanque 1 (3 °B)	Tanque 2 (6 °B)
Caudal	kg/h	704	1198,67
Volumen	m <sup>3</sup>	33,09	55,16
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	1021	1043
Diámetro	Di	3,30	3,91
Radio	R	1,6	1,9
Altura	M	5,7	6,8
Volumen de diseño	m <sup>3</sup>	49,64	82,74
Volumen ocupado	%	66	66
Presión del compuesto	Atm	0,38	0,46
Presión de diseño teórica	Atm	2,38	2,46
Presión de diseño interna	Atm	2,73	2,83
Presión externa	Atm	1	1
Temperatura de diseño	°C	58	58

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 4.2.2 Diseño del sistema de tuberías

El transporte de los fluidos se realiza por medio del sistema de tuberías. Los accesorios y sistemas de control aseguran su funcionamiento.

Se realizan los cálculos de los tramos de tubería que ingresan y salen del sistema de impulsión. Se enfatiza que el detalle respectivo del resto de tuberías no se va a diseñar en este trabajo. Se procede a la recopilación de datos básicos, los mismos que posteriormente serán analizados y validados.

### 4.2.3 Cálculo del diámetro de la tubería

Se realiza el cálculo del diámetro interno teórico de la tubería, como se conoce el caudal volumétrico y la velocidad de circulación del fluido en la tubería, se procede a calcular el

diámetro interno de la tubería. El diámetro calculado no es el definitivo solo es una referencia para determinar el diámetro exterior, empleando la tabla de diámetros de tuberías, que se encuentra en anexo 4. Se selecciona como definitivo al diámetro exterior inmediatamente superior al diámetro interior.

$$D_i = \sqrt[3]{\frac{4 * Q_v}{v * \pi}}$$

*Donde:*

$D_i =$  *Diámetro interior*

$Q_v =$  *Caudal volumétrico*

$V =$  *velocidad*

$\Pi =$  *número irracional 3,14159*

#### **4.2.4 Cálculo del diámetro exterior y nominal**

Para el cálculo de los valores de los diámetros exterior y nominal se ha usado las tablas que se encuentran en el anexo N° 4

#### **Velocidad del fluido real**

Se calcula la velocidad del fluido de la siguiente manera, a partir de la fórmula del diámetro interno, se despeja la velocidad para obtener su valor.

$$V_f = \frac{4 * Q_v}{D_i^2 * \pi}$$

Tramo 1.1.- conduce la corriente de sosa cáustica de 3 ° Baumé, desde el tanque de mezcla hasta la bomba de impulsión, este tramo lleva sus respectivos accesorios.

Tramo 1.2.- comunica la salida de la sosa cáustica de la bomba y la impulsa a la entrada de la columna prelavado. Representación: F: fluido;  $\rho$ : densidad; Q: caudal; Dn: diámetro nominal; Di: diámetro interno; Vf: velocidad final

Tabla N° 39 Resultados obtenidos para los tramos 1.1 y 1.2 de tuberías.

Tramo	F (kg/s)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /h)	Di (in)	Vf (m/s)
1.1	0,2151	1021	0,7584	1,17	0,30
1.2	0,2151	1021	0,7584	0,61	1,15

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Tramo 2.1.- conduce la corriente de sosa cáustica de 6 °Baumé, desde el tanque de mezcla, hasta la bomba de impulsión.

Tramo 2.2.- comunica a la corriente de sosa cáustica desde la salida de la bomba hasta la columna de extracción. Una vez que se establecen los valores se detallan a continuación.

Representación: Q: Caudal;  $\rho$ : densidad; Dn: diámetro nominal; Di: diámetro interior; Vf: velocidad final.

Tabla N° 40 Resultados para los tramos de tuberías.

Tramo	F (kg/s)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /h)	Di (in)	Vf (m/s)
2.1	0,3662	1043	1,2641	1,51	0,30
2.2	0,3662	1043	1,2641	0,79	1,41

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

#### 4.2.5 Cálculo de las pérdidas en las cargas

Es importante el cálculo de las pérdidas de carga, es primordial para la selección de las bombas, para desarrollar el cálculo de las pérdidas de cargas se recomienda utilizar la fórmula de Darcy – Weisbach, extraída desde el libro de Mecánica de Fluidos, Irving H. Shames, Tercera edición 1995 McGraw Hill, descrita a continuación:

$$h_f = (4f) * \frac{L}{D_i} * \frac{V^2}{2 * g}$$

Donde,

$h_f$  = pérdida de carga total (m)

L = longitud del tramo recto (m)

D = diámetro interno de la tubería (m)

v = velocidad del fluido (m/s)

g = aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

(4f)= *factor de fricción de Darcy.*

El factor de Darcy se lo extrae del Diagrama de Moody, para determinar este valor se obtiene primero el número de Reynolds y la rugosidad relativa ( $\epsilon/D$ ), en el anexo 3 se encuentra la tabla correspondiente para obtener el dato de la rugosidad a partir del material y diámetro de la tubería.

1.- Cálculo del número de Reynolds.

Se realiza el cálculo del número de Reynolds la fórmula se extrae desde P. J Pritchard, Fox and McDonald's Introduction to fluid Mechanics, Sexta edición, 2004. Sección 8

$$R_e = \frac{\rho * v * D}{\mu}$$

*Donde:*

$R_e$  = *Numero de Reynolds*

$\rho$  = *densidad*

$v$  = *velocidad*

$D$  = *diámetro interno de la tubería*

$\mu$  = *viscosidad*

1.-El valor de la viscosidad de la corriente es tomado de la tabla que se encuentra en el anexo 10.

2.- El dato de la rugosidad relativa desde tablas en anexo 10

$$\frac{\epsilon}{D}$$

3.- El dato del factor de fricción se lo extrae desde el Diagrama de Moody, tomando los valores de número de Reynolds y de la rugosidad relativa

4.- La longitud de la tubería es por lo general 1,32 m.

5.-Para cálculo de las pérdidas por fricción en accesorios que se encuentran en cada tramo, así como codo estándar de 90°, reducción, válvula de compuerta, y válvula de bola

6.- Luego se realiza el cálculo de las caídas de presión en el tramo.

Aplicando las fórmulas respectivas para el cálculo, así como tablas se obtiene los siguientes resultados. Representación: Di: diámetro interior; E/d: rugosidad relativa; f: factor fricción; Vf: velocidad final; R: número de Reynolds; h: pérdida por fricción en accesorios; Hf: caída de presión en el tramo.

Tabla N° 41 Resultado del dimensionado de los diferentes tramos de tuberías.

Parámetros	Tramo 1.1	Tramo 1.2	Tramo 2.1	Tramo 2.2
E/d	0,0014	0,0019	0,0009	0,0014
f	0,019	0,022	0,019	0,019
vf (m/s)	0,19	0,47	0,19	0,31
Re	8457	13370	8651	11127
h (m)	0,019	0,089	0,020	0,039
Hf (m)	0,004	0,052	0,003	0,012

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 4.3 Dimensionamiento de la bomba

La bomba es el equipo auxiliar que impulsa a diferentes tipos de corrientes desde un lugar, hasta otro en momentos llegando a grandes alturas.

Se diseñan las líneas de bombeo para impulsar el disolvente hasta las columnas de prelavado y extracción las líneas se detallan a continuación:

Línea 1.- aquella que impulsa sosa cáustica de 3 °Baumé desde el tanque de mezclado hasta la entrada de la columna de prelavado, engloban a los tramos 1.1 y 1.2.

Línea 2.- aquella que impulsa sosa cáustica de 6 °Baumé desde el tanque de mezcla hasta la entrada de la columna de extracción, engloban a los tramos 2.1 y 2.2.

#### 4.3.1 Cálculo de la carga total de la bomba

La carga útil es de mucha importancia es el aporte de la bomba para elevar e fluido hasta realizar la descarga, la ecuación de Bernoulli se aplica entre los puntos de succión y descarga de la bomba.

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 * g} + h_f$$

*Donde:*

$\frac{P_2 - P_1}{\rho * g}$ : Definida como la carga que surge de la diferencia de presiones entre la succión y descarga.

$(Z_2 - Z_1)$ : Valores para la carga calculando la diferencia entre las alturas, se toma como referencia el suelo de la planta.

$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 * g}$ : Valores de carga calculando la diferencia de velocidad entre los tramos de tubería

$h_f$ : Valores de carga calculando las fricciones por la tubería entre los puntos.

#### **4.3.2 Cálculo de la potencia de la bomba**

La potencia de la bomba es la requerida para llevar el fluido desde un punto inicial hasta el punto de destino, aplicando la siguiente relación se obtiene su valor:

$$W = H * \rho * g * Q$$

*Donde:*

*W: potencia hidráulica requerida de la bomba (W)*

*H: carga útil (m)*

*$\rho$ : densidad. (Kg/m<sup>3</sup>)*

*g: gravedad (m/s<sup>2</sup>)*

*Q: caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/s)*

#### **4.3.3 Cálculo del NPSH disponible**

Es necesario calcular el NPSH disponible ya que es la caída interna de presión que tiene un fluido al ingresar al interior de una bomba, este término es relevante en el diseño, ya que si es menor a la presión de vapor del líquido, el mismo se evaporara obstruyendo de cierta forma la circulación del líquido. Para definir el NPSH disponible se aplica la siguiente formula:

$$NPSH_D = \frac{P_a - P_v}{\rho * g} + (Z_a - Z_e) + \frac{V_a^2}{2 * g} - h_{f,a-e}$$

$P_a$ : Presión en la aspiración (Pa)

$P_v$ : Presión de vapor del fluido (Pa)

$Z_a$ : Altura en la aspiración (m)

$Z_e$ : Altura a la entrada de la bomba (m)

$v_a$ : Velocidad en la aspiración (m/s)

$h_{f,a-e}$ : Pérdida de carga entre el punto de aspiración y la entrada de la bomba.

Para la presión de vapor del fluido se toman los datos desde la tabla que se encuentra en anexos 7, Tabla de presión de vapor vs Temperatura extraída desde Caustic Soda Handbook, Occidental Chemical Corporation

#### 4.3.4 Cálculo de la altura neta de succión requerida NPSHr

Con los datos obtenidos de la NPSH disponible, se calcula la altura neta de succión positiva requerida, la cual es la presión mínima requerida por la bomba para que no tenga los problemas de cavitación. El valor a calcular es menor a la NPSH disponible, y por seguridad se le exige al fabricante que el valor de la altura de succión positiva requerida sea inferior en 0,5 m a la requerida.

$$NPSHr = NPSHd - 0,5$$

Sustituyendo los valores de las corrientes, presiones de vapor, y demás datos en las formulas se obtuvo los siguientes resultados. Representación: H: carga útil de la bomba; P: potencia de la bomba; NPSHd: altura neta de succión positiva; NPSHr: altura neta de succión positiva requerida

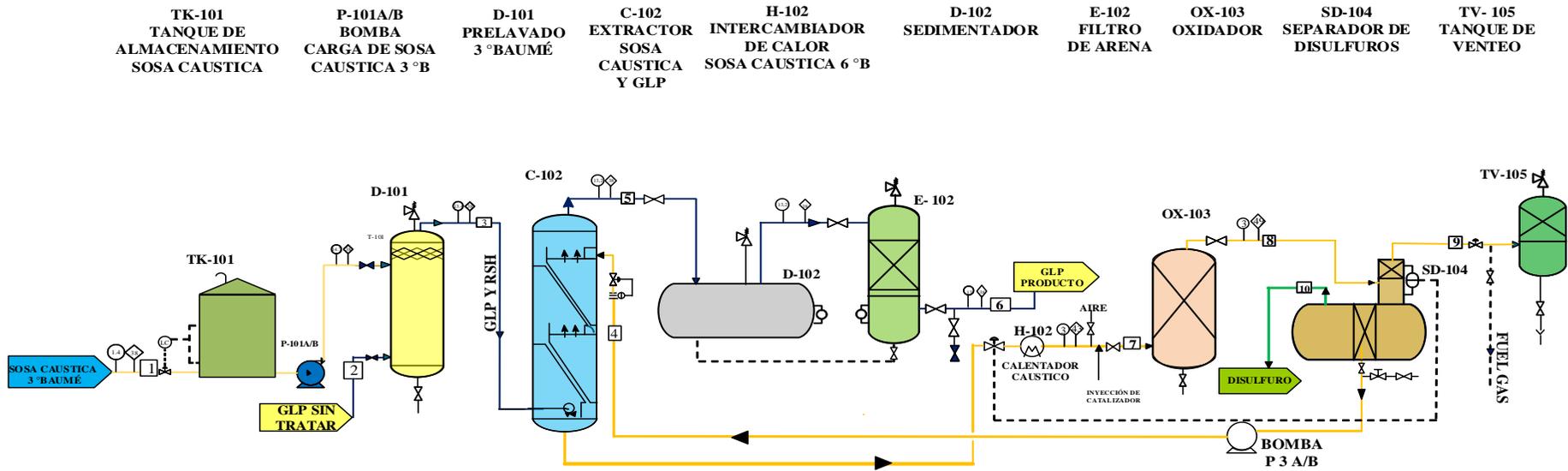
Tabla N° 42 Características del diseño de la bomba.

Bomba	3 °Baumé	6 °Baumé
Carga útil de la bomba	4,97 m	5,17 m
Potencia	10,50 w	18,60 w
Npsh disponible	10,015 m	10,003 m
Npsh requerido	9,515 m	9,503 m

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 4.4 Diagrama de flujo PFD

Figura N° 23 Diagrama de flujo PFD



106

**BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE LA UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GLP.**

CORRIENTE	UNIDADES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C2	KMOL/HORA	0	0,3973	0,3973	0	0,3973	0,3972	0	0	0	0
C3	KMOL/HORA	0	10,219	10,219	0	10,219	10,219	0	0	0	0
iC4	KMOL/HORA	0	4,5418	4,5418	0	4,5418	4,5414	0	0	0	0
nC4	KMOL/HORA	0	3,3128	3,3128	0	3,3128	3,3124	0	0	0	0
nC5	KMOL/HORA	0	0,036	0,036	0	0,036	0,036	0	0	0	0
H2S	KMOL/HORA	0	0,0079	0	0	0	0	0	0	0	0
RSH	KMOL/HORA	0	0,1268	0,1268	0	0,00016	0,00016	0,1266	0	0	0
DISULFURO	KMOL/HORA	0	0	0	0	0	0	0	0,114	0	0,114
AGUA	KMOL/HORA	0	0	0	0	0	0	0	0,114	0	0,057
MERCAPTIDA	KMOL/HORA	0	0	0	0	0	0	0	0,012	0	0
NAOH	KMOL/HORA	0,101	0	0	1,1402	0	0	1,1402	1,1402	0	0
AGUA	KMOL/HORA	38,888	0	0	64,055	0	0	63,972	63,972	0	0
AIRE	KMOL/HORA	0	0	0	0	0	0	1,2066	1,0923	1,0923	0
CATALIZADOR	KMOL/HORA	0	0	0	0	0	0	5,20E-04	5,20E-04	0	0
TOTAL	KMOL/HORA	38,989	18,6416	18,704104	65,1952	18,50706	18,50616	66,44592	66,44502	1,0923	0,171
TEMPERATURA	°C	38	0	38	38	38	38	43	49	49	49
PRESION	BAR	14,71	0	0	13,44	0	0	3,13	3,13	3	3
B ENERGIA	BTU/H	0	0	0	0	0	0	26384,23	26219,62	0	0

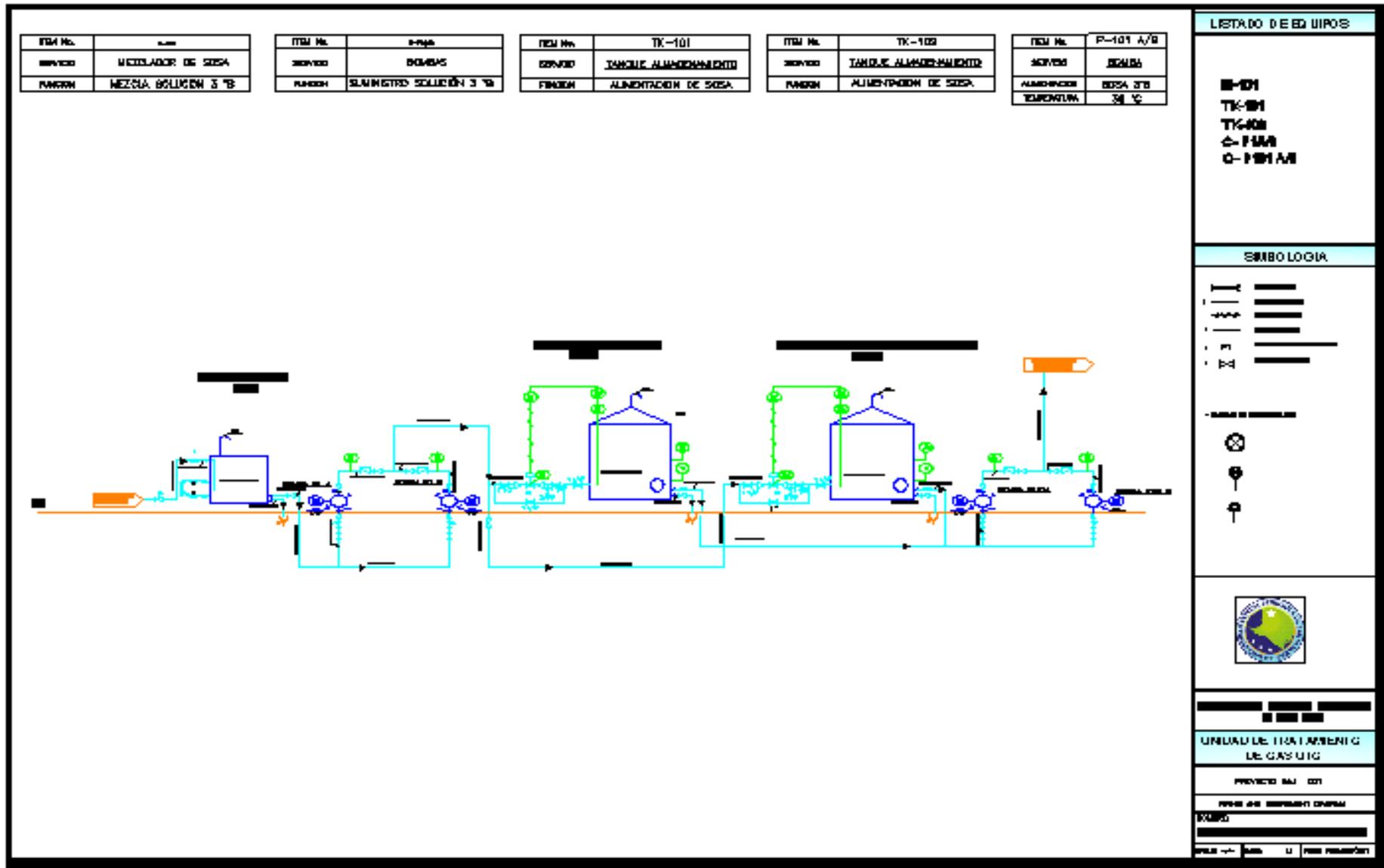
**SIMBOLOGÍA**

- LÍNEAS DE ALIMENTACIÓN
- SOSA CÁUSTICA
- GLP
- VAPOR
- PRESIÓN
- ◇ TEMPERATURA
- N° DE CORRIENTE

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### 4.5 P&ID

107



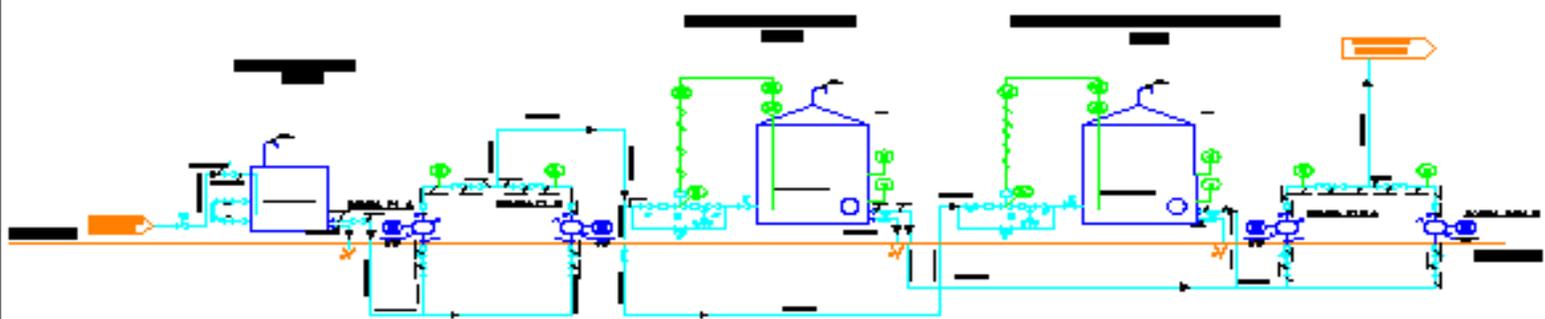
ITEM No.	4-101 A/B
SERVICIO	MEZCLADOR DE SODA
FINES	MEZCLA SOLUCIÓN E 'B

ITEM No.	4-102 A/B
SERVICIO	BOMBAS
FINES	SUMINISTRO SOLUCIÓN E 'B

ITEM No.	TK-103
SERVICIO	TANQUE ALMACENAMIENTO
FINES	ALIMENTACION DE SODA

ITEM No.	TK-104
SERVICIO	TANQUE ALMACENAMIENTO
FINES	ALIMENTACION DE SODA

ITEM No.	P-101 A/B
SERVICIO	BOMBA
ALIMENTACION	SODA E 'B
TEMPORAL	SI



LISTADO DE EQUIPOS

- M-101
- TK-101
- TK-103
- C-101A/B
- C-101A/B

SIMBOLOGIA

- (solid line)
- - - (dashed line)
- ~ (wavy line)
- (line with arrow)
- (line with valve symbol)
- (line with pump symbol)
- (line with tank symbol)
- (line with mixer symbol)



UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS UIC

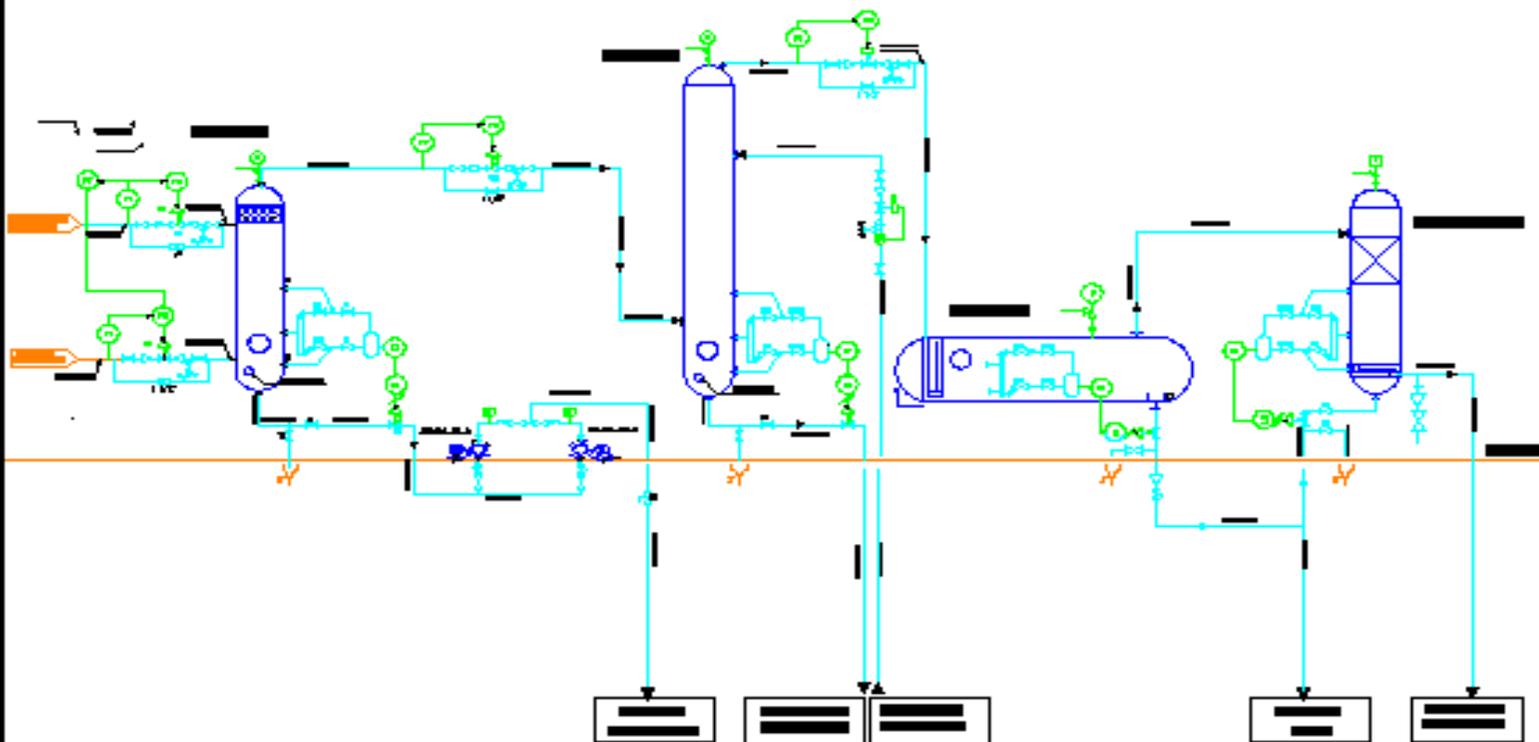
PROYECTO: NAU 000

PROYECTO: NAU 000

PROYECTO: NAU 000

PROYECTO: NAU 000

ITEM No.	D-101	ITEM No.	P-24/B	ITEM No.	C-102	ITEM No.	D-102	ITEM No.	E-102
DESCRIPCIÓN	PRELAVADO	DESCRIPCIÓN	BOMBA	DESCRIPCIÓN	EXTRACTOR	DESCRIPCIÓN	SEPARADOR DE SOJA Y OIL	DESCRIPCIÓN	FILTRO DE ARENA
ALMACENAMIENTO	SOJA & B	ALMACENAMIENTO	SOJA & B	ALMACENAMIENTO	SOJA, B Y OIL	ALMACENAMIENTO	SEPARADOR DE SOJA Y OIL	ALMACENAMIENTO	SOJA O OIL
TEMPERATURA	30 °C	TEMPERATURA	30 °C	TEMPERATURA	30 °C	TEMPERATURA	30 °C	TEMPERATURA	30 °C



LISTADO DE EQUIPOS

- C-102
- D-101
- D-102
- D-103
- P-24/B

SIMBOLOGIA



UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GASOLIC

PROYECTO N.º 100  
 FASE NO. 02 (SEGUNDA OLEFINA)  
 10/2010  
 10/2010

ITEM No.	H-102	ITEM No.	QC-103	ITEM No.	F-2A/B	ITEM No.	SD-104	ITEM No.	TV-100
SERVIDO	INTERCAMBIADOR DE CALOR	SERVIDO	SOLDADURA	SERVIDO	EMBENA	SERVIDO	SEPARADOR DE BULLEYES	SERVIDO	TRINQUE DE VIENTO
ALIMENTACION	BOSA REX 9" B	ALIMENTACION	SOSA B 78 Y RSH	ALIMENTACION	SOSA REX	FUNCIÓN	SEPARADOR DE SOSA Y GLP	FUNCIÓN	SECAO DE GLP
TEMPERATURA	38 °C - 42 °C	TEMPERATURA	43 °C	TEMPERATURA	40 °C	TEMPERATURA	40 °C	TEMPERATURA	38 °C

ITEM No.	F-102	ITEM No.	F-104
SERVIDO	RESULTELOS	SERVIDO	FILTRO GASEOZA ESCOZA
FUNCIÓN	ALMACENAMIENTO	ALIMENTACION	SOSA 2078

LISTADO DE EQUIPOS

- H-102
- QC-103
- F-2A/B
- SD-104
- TV-100
- F-102
- F-104

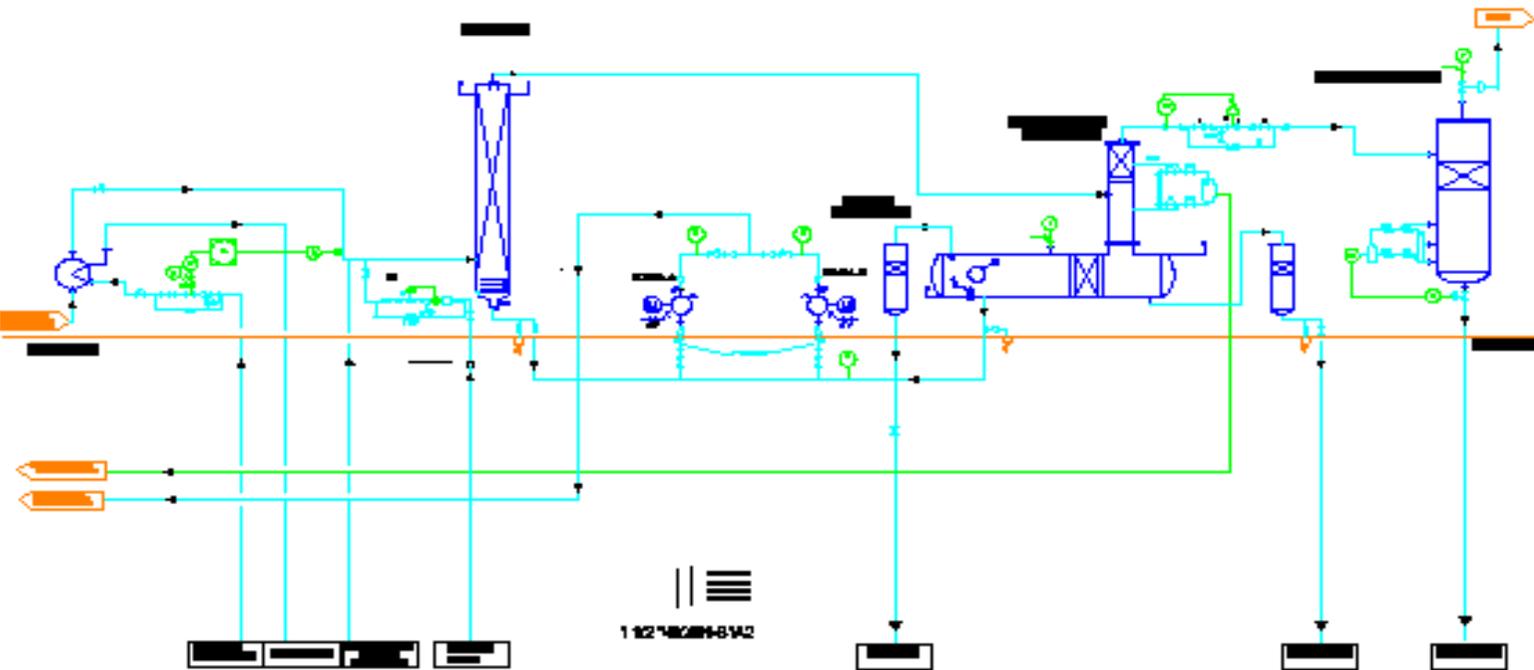
SIMBOLOGIA



UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS LIQ

PROYECTO No: 004

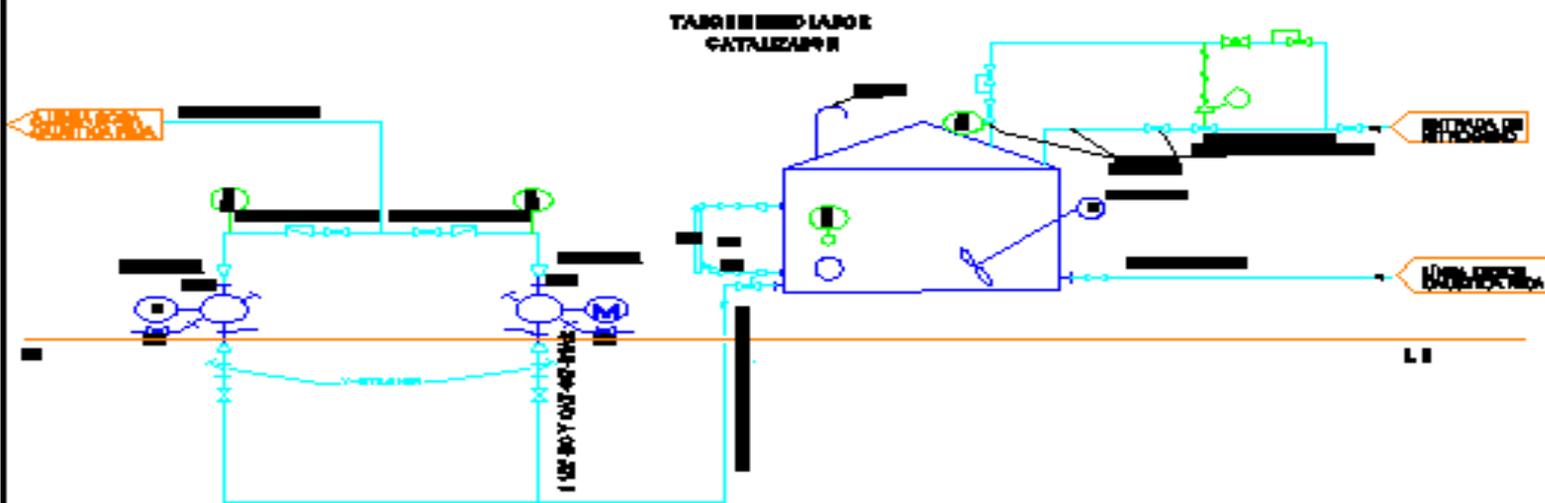
PROYECTO DE TRATAMIENTO DE GAS LIQ



1 1/2" NBRN-6142

ITEM No.	T-GAT-002
SERVICIO	TABLEROS DE CATALIZADOR
ALIMENTACIÓN	CATALIZADOR NITROX

ITEM No.	F-007A/B
SERVICIO	BOMBA ROTACIONAL
ALIMENTACIÓN	CATALIZADOR



**ESTADO DE EQUIPOS**

T-GAT-002  
F-007A/B

**SIMBOLOGÍA**

— LINEA PRINCIPAL  
 — CONEXION DIRECTA  
 - - - SENAL PNEUMÁTICA  
 — SENAL ELECTRICA  
 ☑ VÁLVULA CHECK  
 ☒ VÁLVULA COMPLEJA

**SÍMBOLOS DE INSTRUMENTACIÓN**

⊗  
 ⊙  
 ⊕

**EMPRESA ESTATAL PETRÓLEOS DEL ECUADOR**

**UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GASOLIN**

**PROYECTO No.: 001**

**FIP 00 A/B INSTRUMENTACIÓN SECCIÓN CATALIZADOR**

Escala: \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_

## 4.6 Presupuesto

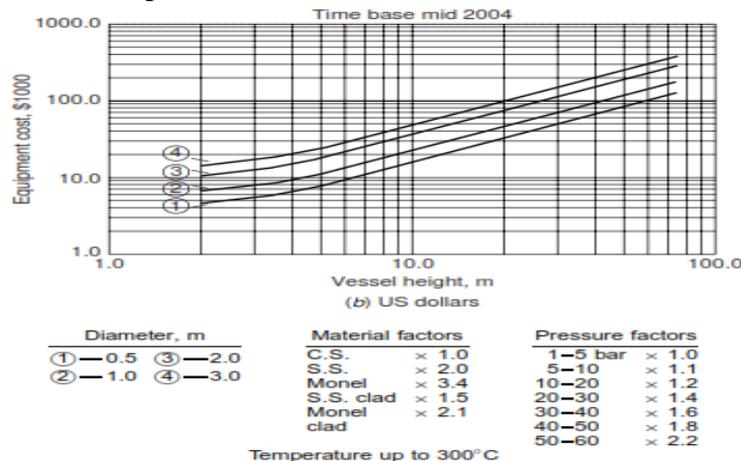
Para realizar la estimación del presupuesto es necesario contar con información de la ingeniería completa del proceso y todos los servicios. Debido a que los costos usados para realizar estas estimaciones no son válidas para cualquier tiempo por el aumento a causa de la inflación, es necesario utilizar un método, para lograr el ajuste al tiempo requerido. Una forma de realizar el ajuste correspondiente es usando el índice de costos, que es un número que muestra la relación entre el precio de un bien en (x) tiempo y el precio del mismo en un tiempo base.

### 4.6.1 Estimación de costos por equipos

Se consideran los valores de las gráficas con costos para diversos equipos, el costo del equipo depende de su capacidad, material, temperatura y presión. Los costos de los equipos principales, son calculados con los factores Lang, para obtener el capital fijo de inversión y el capital total estimado. El índice utilizado para la evaluación es el de Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) toman en cuenta, avances tecnológicos.

#### 4.6.1.1 Cálculo del costo de la columna de oxidación

Figura N° 24 Datos para la estimación de costo de la Columna de Oxidación



Fuente: Chemical Engineering Design. Vol 6, Richardson's Coulson pag. 256

Tomando los datos que se calcularon anteriormente para las columnas, se obtiene un costo base, luego se realiza el cálculo del costo de las columnas, multiplicando por el

factor que en la tabla se lee de acuerdo con el material de construcción y el factor de presión de trabajo del equipo.

$$C_c = \text{costo leído} \times \text{factor del material} \times \text{factor de presión}$$

$C_c$ : costo de la columna

Tabla N° 43 Cálculo de valor estimado de la columna oxidador vacía.

Columna	Oxidador
Altura (m)	5
Diámetro (m)	0,91
Costo	\$7.200,00
Factor de material	1
Factor de presión	1,2

Fuente: Datos de la investigación  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Se obtiene de la gráfica el valor estimado de la columna vacía de oxidación a partir de este valor se procederá a calcular el relleno, los dispositivos internos y soportes de la columna.

#### a. Cálculo del costo del relleno de la columna de oxidación

Para el relleno de la columna se considera utilizar los anillos Raschig que son anillos de metal, para lo cual se consultó y el más utilizado nivel de refinería para las extracciones, mucho más si contienen hidrocarburos, el costo de estos anillos está en el rango de doscientos y quinientos dólares por metro cubico de material, por lo que para este cálculo se va a escoger los quinientos dólares por metro cubico.

#### b. Cálculo del volumen de relleno necesario

$$V_r = N^{\circ}_l \times h_l \times \pi \times \frac{D_t^2}{4}$$

Donde:

$V_r$ : es el volumen de relleno

$N^{\circ}_l$ : número de lechos.

$h_l$ : altura de lecho

$D_t$ : Diámetro de la columna.

$$V_r = 1 \times 5 \times 3,1416 \times \frac{0,90^2}{4} = 3,27 \text{ m}^3$$

$$C_r = V_r \times \text{Precio}_{\text{relleno}} \left( \frac{\$}{\text{m}^3} \right)$$

$$C_r = \$ 1.635,00$$

Por lo tanto, el costo estimado del relleno es de \$1.190,00; se procede al cálculo del costo de los difusores que rocían la sosa cáustica, y el soporte que mantiene el relleno. Para las columnas se necesitan cinco difusores, y un soporte se obtiene el precio de los dispositivos internos para calcular el costo total.

- ✓ costo de difusores: \$160,00
- ✓ costo de soportes: \$ 3.325,00

### c. Cálculo de costos de dispositivos internos

$$C_{di} = N^{\circ}_d \times C_d + N^{\circ}_s \times C_s$$

$$C_{di} = (5 \times \$160,00) + (1 \times \$3.325,00) = \$4.125,00$$

Donde:

$C_{di}$ : costo de los dispositivos internos

$N^{\circ}_d$ : número total de los difusores.

$N^{\circ}_s$ : número total de los soportes.

$C_s$ : costo de los soportes.

### Costo total para la columna de oxidación

Para obtener un costo estimado de los equipos, se debe tener en cuenta que los costos de los cálculos corresponden a diferentes años, y de acuerdo a la inflación.

Para la torre de oxidación se toma el costo de la columna, el relleno y sus dispositivos, se suman los valores,

$$C_{total} = C_{cv} + C_{relleno} + C_{dispositivos}$$

Donde:

$C_{total}$ : es el costo total de la torre de oxidación

$C_{cv}$ : es el costo de la columna vacía

$C_r$ : costo del relleno.

$C_{dispositivos}$ : costo de los distribuidores y los soportes.

Posteriormente se procede a realizar la actualización del costo aplicando la fórmula Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) aquella que aproxima el valor en el año  $x$ , al valor en el año actual. Warren D. Seider; J.D Seader; Seader Daniel. Plant Design and Economics for Engineering Chemical. 2<sup>nd</sup> Edition.

$$\text{Costo} = \text{costo base} \times \frac{\text{Index año actual}}{\text{Index año } x}$$

$$\text{costo} = \$12.960,00 \times \frac{541,7}{441,2} = \$ 15.912,13$$

Tabla N° 44 Costo total de la columna de oxidación

<b>Columna oxidación</b>	
Costo columna vacía	\$7.200,00
Costo relleno	\$1.635,00
Costo dispositivos internos	\$4.125,00
Costo total actualizado	\$15.912,13

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El costo total estimado de la torre de oxidación es de quince mil novecientos doce dólares con trece centavos, \$15.912,13

#### 4.6.1.2 Cálculo de los costos de la columna de extracción

En el siguiente grafico se muestra la relación que hay entre los costos y la altura, de la columna, luego de obtener el costo es multiplicado por el factor del material empleado, y el factor de presión de trabajo de la columna.

Teniendo en cuenta los parámetros anteriores de cálculos se obtiene los siguientes resultados descritos en la siguiente tabla.

Tabla N° 45 Costos de la columna de extracción vacía

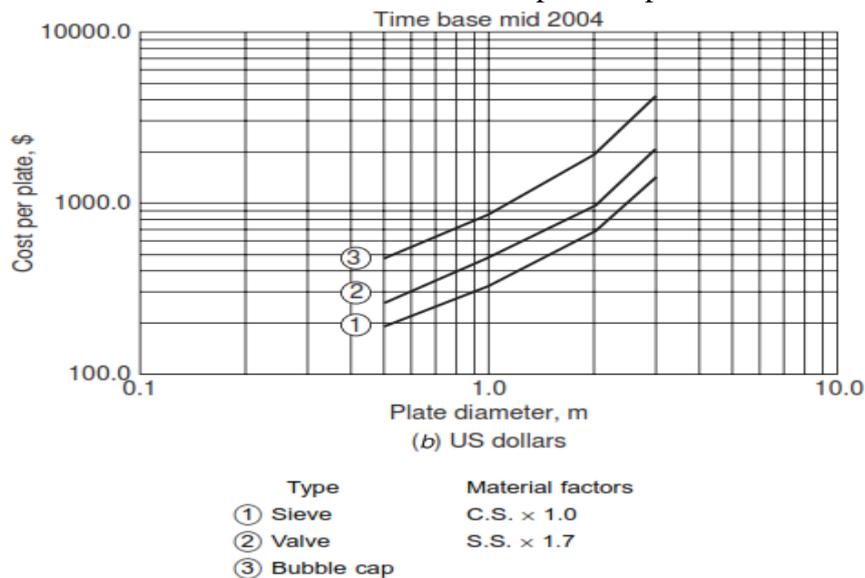
Descripción	Columna extractor
Altura (m)	5,50
Diámetro (m)	0,91
Costo	\$ 14.400,00
Factor de material	2
Factor de presión	1,2

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

### a.- Cálculo del costo de los platos

En el siguiente grafico se muestra la relación que existe entre el diámetro de los platos a utilizar en la columna y el costo, para calcular el precio se toman los valores de diámetro del plato, el tipo de columna para este caso plato perforado o sieve plate y el material empleado que es acero inoxidable o acero al carbono.

Figura N° 25 Datos de los costos de estimación para los platos de las comunas



Fuente: Chemical Engineering Design. Vol 6, Richardson's Coulson

Se obtiene del grafico el costo de fabricación e instalación de los platos para la columna para el costo de los platos y multiplicando por los factores de tipo de columna, así como el factor del material se realiza el cálculo:

### Aplicación para el cálculo del costo del plato tipo sieve

$$\text{Costo}_{\text{plato}} = \text{valor leído} \times \text{factor del material}$$

$$\text{Costo}_{\text{plato}} = \$300,00 \times 1,7 = \$510,00$$

El costo de la fabricación e instalación del plato sieve para la columna de extracción y como la torre consta de seis platos se calcula el precio estimado.

$$\text{Costo}_{\text{platos}} = N^{\circ} \text{ de platos} \times \text{costo de cada plato}$$

$$\text{Costo}_{\text{platos}} = 6 \times \$510,00 = \$3.060,00$$

El costo total de los platos y columna extractora se realiza sumando los valores calculados y los precios se los lleva a un valor actualizado

$$\text{Costo}_{\text{actualizado}} = \$17.460,00 \times \frac{541,7}{441,2} = \$21.437,17$$

Tabla N° 46 Costo total de la columna de extracción

<b>Columna de Extracción</b>	
Costo de columna vacía	\$ 14.400,00
Costo de fabricación y construcción de los seis platos tipo sieve	\$ 3.060,00
Costo total de la columna	\$ 21.437,17

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Costo total de la columna de extracción es de veintiún mil cuatrocientos treinta y siete dólares con diecisiete centavos, \$21.437,17

#### 4.6.1.3 Cálculo del costo de la columna del prelavado cáustico

Realizando los cálculos respectivos anteriormente descritos se detalla el resultado de los costos para la columna de prelavado vacía en la siguiente tabla.

Tabla N° 47 Costos de columna de prelavado vacía.

Descripción	Columna Prelavado
Altura (m)	5
Diámetro (m)	0,91
Costo	\$7,200,00
Factor de material	1
Factor de presión	1,2

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

Considerando los cálculos anteriores se dispone de información necesaria, para el cálculo del costo total de la columna del prelavado cáustico, se detalla el costo con la actualización.

$$Costo_{actualizado} = \$11.325,00 \times \frac{541,7}{441,2} = \$13.904,69$$

Tabla N° 48 Costo total de la columna prelavado cáustico

Columna del Prelavado Cáustico	
Costo de columna vacía	\$7.200,00
Costo de dispositivos internos	\$4.125,00
Costo total de la columna actualizado	\$13.904,69

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

El costo total actualizado de la columna se estima que es trece mil novecientos cuatro con sesenta y nueve centavos, \$13.904,69

#### 4.6.1.4 Cálculo del costo de los tanques de almacenamiento

Para obtener el diseño del tanque de almacenamiento de disolvente se considera su peso total, incluyendo envolvente y fondos. Se consideran las dimensiones de los tanques como altura, diámetro interior y exterior, calculando la masa del material que se emplea en la construcción de la envolvente y se calcula el volumen del material a partir de la densidad del material, se adquiere el valor del peso.

$$V_{cil} = H \times \pi \times \frac{D_o^2 - D_i^2}{4}$$

$$V_{klop} = 0,1 \times (D_o^3 - D_i^3)$$

Donde:

$V_{cil}$ : volumen del cilindro en  $m^3$

$V_{klop}$ : volumen del fondo de klopper, en  $m^3$

$H$ : altura, m

$D_o$ : diámetro exterior, en m

$D_i$ : diámetro interior, en m

Tomando el valor de densidad del acero inoxidable, se calcula el peso de la envolvente usando la siguiente ecuación:

$$M_{env} = V_{env} \times \rho$$

Donde:

$M_{env}$ : masa del envolvente kg

$V_{env}$ : volumen del envolvente

$\rho$ : densidad del envolvente.

Se procede a calcular para los tanques de almacenamiento de los disolventes el costo respectivo.

Tabla N° 49 Costos de los tanques de almacenamiento de disolvente

Características	Tanque 1	Tanque 2
Altura (m)	5,7	6,8
Diámetro interior (m)	3,30	3,91
Diámetro exterior (m)	3,3075	3,9175
Volumen del cilindro ( $m^3$ )	0,22	0,31
Volumen de fondo Klopper ( $m^3$ )	0,024	0,034
Volumen total ( $m^3$ )	0,26	0,37
Densidad acero inoxidable ( $kg/m^3$ )	8000	8000
Masa de la envolvente (kg)	1400	1900
Costo tanque	\$8112	\$11793

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco.

La mayoría de los métodos factoriales de estimación dados previamente, con la excepción del método de Allen y Page (loc. Cit.), Tienden a estimar los costos que se basan en equipos o instalaciones de acero al carbono. El cual ofrece los factores multiplicadores típicos para convertir los costos de acero al carbono en costos de aleación equivalentes para algunos elementos del equipo. (Adaptado de A Guide to Capital Cost Estimating, 3d ed., Institution of Chemical Engineers, Rugby, Inglaterra, 1988, p.70)

## 4.6 Equipos Auxiliares

### 4.6.1 Bombas

En este trabajo solo se va a considerar como equipo auxiliar, a las bombas que impulsan el disolvente a las columnas, se recomienda el uso de las bombas de aspiración sencillas, para caudales bajos. Se determina el costo de la bomba centrífuga, aplicando la siguiente formula:

$$C = C_b \times f_d \times f_m \times f_t \times f_p$$

Donde:

$C_b$ : Costo base

$f_d$ : factor para el tipo de bomba

$f_m$ : factor para el material de la bomba

$f_t$ : factor de corrección por temperatura

$f_p$ : factor debido a la presión de aspiración.

El costo de la bomba se obtiene desde la figura donde se da el costo a partir del producto  $Q \times H$ , y la ecuación que rige el costo de la bomba par al figura es

$$C_b = \exp\{9,22951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\}$$

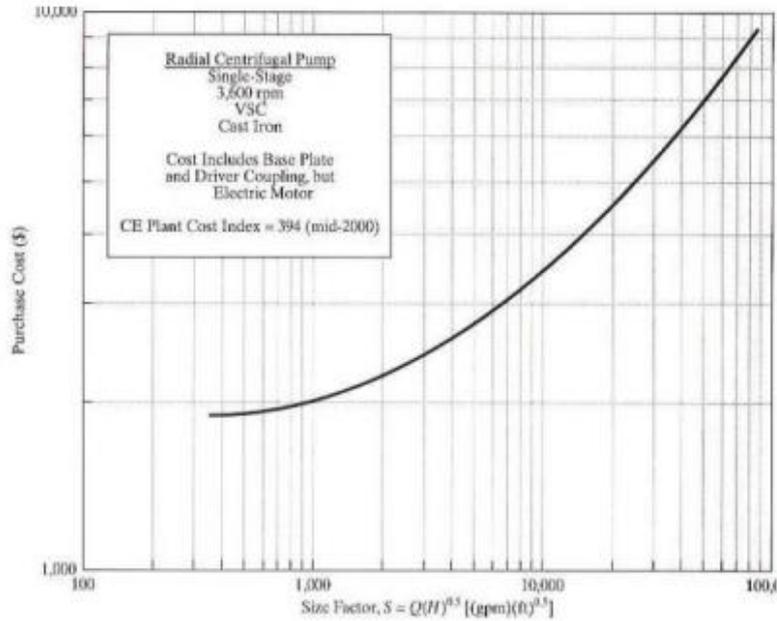
$$S = Q \times H [(gpm) \times (ft)^{0,5}]$$

Para la línea 1 que se refiere a la bomba que impulsa el disolvente de 3 °Baumé, línea 2 para la bomba que impulsa el disolvente de 6 °Baumé.

El costo estimado para la bomba 1,  $Q \times H = 3,11 \text{ gpm} \times (16,33 \text{ ft})^{0,5} = 12,56 \text{ gpm/ft}$  según la tabla el costo de la bomba aproximado es de \$2.100,00

El costo estimado para la bomba 2,  $Q \times H = 5,91 \text{ gpm} \times (22,20 \text{ ft})^{0.5} = 15,21 \text{ gpm/ft}$  según la figura el costo de la bomba aproximado es de \$2.050,00

Figura N° 26 Caudal para el costo de la bomba centrifuga



Fuente: Chemical Engineering Design. Richardson's Coulson  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Las bombas son de acero inoxidable por lo que se escoge de la tabla el factor del material de la bomba, de acuerdo al material de construcción

Tabla N° 50 Factor del material.

Material de construcción	Factor del material
Cast iron	1.00
Ductile iron	1.15
Cast steel	1.35
Bronce	1.90
Stainless steel	2.00
Hastelloy C	2.95
Monel	3.30
Nickel	3.50
Titanium	9.70

Fuente: Chemical Engineering Design. Vol 6, Richardson's Coulson  
Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Se calcula con la ecuación:

$$C_p = F_M \times C_B$$

Para la bomba 1,  $C_p = F_M \times C_B = 2 \times \$2.100,00 = \$4.200,00$  (año 2000)

Para la bomba 2,  $C_p = F_M \times C_B = 2 \times \$2.050,00 = \$4.100,00$  (año 2000)

Para la actualización del costo se aplica la ecuación de CEPCI, y la bomba tiene el costo de:

Bomba 1:

$$\text{Costo actual} = \$4.200,00 \times 1,4 = \$5.880,00 \text{ (año actual)}$$

Bomba 2:

$$\text{Costo actual} = \$4.100,00 \times 1,4 = \$5.740,00 \text{ (año actual)}$$

Total en las dos bombas centrífugas de impulso del disolvente es de once mil seiscientos veinte dolares, \$11.620,00.

#### 4.6.2 Cálculo del costo total de los equipos

El cálculo total de los equipos también llamado Purchase Cost of Equipments, se calcula sumando los precios individuales de cada unidad calculada de la planta.

$$P.C:E = C_{aox} + C_{aex} + C_{apre} + C_{B1} + C_{B2} + C_{T1} + C_{T2}$$

$$P.C.E = \$15.912,00 + \$21.437,17 + \$13.904,69 + \$11.620,00 + \$19.905,00$$

$$P.C.E = \$82.778,86$$

#### 4.6.3 Cálculo del costo total de la planta

Se calcula el costo total de la planta que se define también como Physical Plant Cost, se van aplicar los factores estimados del costo fijo para el capital del proyecto. Datos encontrados en el Anexo 11

Se detallan los factores estimados para el cálculo:

- ✓ Montaje de equipos, incluyendo cimientos y trabajos estructurales menores.
- ✓ Tuberías, incluyendo aislamiento y pintura.
- ✓ Electricidad, potencia e iluminación.
- ✓ Instrumentos, local y sala de control.
- ✓ Edificios y estructuras.
- ✓ Edificios auxiliares, oficinas, edificios de laboratorio, talleres.
- ✓ Almacenes, materias primas y productos terminados.
- ✓ Servicios públicos, provision de instalaciones para vapor, agua, aire, servicios de extincion de incendios, sino se calcula el costo por separado. Sitio y preparacion del sitio.

Aplicación del cálculo para el costo de la planta.

$$P.P.C = P.C.E \times (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5 + f_6 + f_7 + f_8 + f_9)$$

$$P.P.C = \$82.778,86 \times (1 + 0,4 + 0,7 + 0,2 + 0,1 + 0,15 + 0,5 + 0,15 + 0,05 + 0,15)$$

$$P.P.C = \$281.448,12$$

Tabla N° 51 Costo total de la planta

Descripcion	%	Total
Costo total de la planta		\$281.448,12
Contratistas que realizan la obra	5	\$14.072,40
Honorarios profesionales de los ingenieros que ejecutan el diseño y construccion y supervicion de la planta	30	\$84.434,437
Impuesto sobre el valor añadido (I.V.A)	12	\$33.773,774
Contingencias	10	\$28.144,120
Costo total de la planta		\$441.873,55

Elaborado por: Mónica Carolina Panchana Pacheco

Costo total estimado de la planta calculando los costos involucrados, ademas un costo de contingencia de 10% del costo fisico de la planta, es de cuatrocientos cuarenta y un mil ochocientos setenta y tres dolares con cincuenta y cinco centavos.

## CAPÍTULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1 Conclusiones

- ✓ Se analizó una aplicación del proceso merox al GLP, contando con datos básicos de diseño para las corrientes de proceso. Se desarrollaron los balances de masa y energía correspondientes y se evaluó la reducción de los mercaptanos en el destilado. En vista a los resultados, se puede afirmar que el proceso de tratamiento propuesto logra que el GLP tratado, cumpla los estándares de calidad internacional y normas INEN 675.
- ✓ Se consiguen calcular las especificaciones básicas de los equipos utilizados en el proceso. Toda la data obtenida contribuirá para definir las especificaciones finales, al realizar la ingeniería de detalle.
- ✓ Los resultados obtenidos y el hecho de que a futuro el crudo a tratar sea más pesado con una concentración mayor de los compuestos sulfurados en el GLP, justifica el cambio de tratamiento por el Proceso Merox Cáustico.
- ✓ Se analizaron los principios químicos del Proceso Merox mediante diagramas de flujo de proceso, recopilando la información de las corrientes de proceso y de los equipos. Como complemento se diseñaron los P&ID de la unidad de tratamiento, siendo la última etapa de diseño. Estos cálculos van a servir a los ingenieros responsables del diseño final y construcción de la planta.

## 5.2 Recomendaciones

- ✓ El crudo que se destilara en un futuro en Refinería La Libertad tendrá un °API más bajo, por lo que será más pesado. Esto implica que la concentración de los compuestos sulfurados en el GLP son mayores. En base a los resultados obtenidos en el presente estudio se recomienda la elección del Proceso Merox Cáustico para su tratamiento.
- ✓ Dado que la Refinería La Libertad está modernizando sus procesos y tratamientos se recomienda el tratamiento de Desulfuración del GLP con tecnología Merox, porque ofrece una elevada eficiencia a un precio altamente competitivo y necesita poco personal para su manejo lo que implica tener bajos costos de operación.
- ✓ Se propone que se desarrolle la ingeniería de detalle del Proceso Merox Cáustico aplicado al GLP, en base a las especificaciones y diagramas de flujo descritos en este trabajo.
- ✓ Capacitación permanente al personal con respecto al manejo de los productos utilizados en esta área, así se evita cualquier accidente laboral e industrial.

## **Bibliografía**

1. Surinder P. Petroleum Fuels Manufacturing Handbook: McGraw-Hill Companies; 2010.
2. EP-PETROECUADOR. El petróleo en el Ecuador la nueva era petrolera Quito; 2013.
3. Cerutti AÁ. La refinación del petróleo. Tomo I: Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria / Universidad Nacional de Cuyo; 2001.
4. Urpì JL. Tecnología Margen del Refino del Petróleo Madrid: Interfase IQ Ediciones Diaz de Santo; 2011.
5. Sami M, Lewis H. Chemistry of Petrochemical Processes. TEXAS: GULF PUBLISHING COMPANY, HOUSTON; 2000.
6. Nelson WL. Petroleum Refinery Engineering New York; 1968.
7. Mohamed A. Fahim. Fundamentals of Petroleum Refining. kuwait; 2010.
8. J. Gary mkGH. Petroleum Refinig Technology and Economics; 2007.
9. Perry RH, Green Dw. Perry's Chemical Engineers; Seccion 13-88: McGraw-Hill Hanbook; 1999.
10. Wauquier JP. Petroleum Refining V2- Separation Processes; 2000.
11. David S, Pujado P. Handbook of Petroleum Processing: Springer; 2006.
12. Refineria La Libertad R. Manuales Operacion de las Plantas Parson, Universal,Cautivo. ; 2014.
13. Ancheyta J. Modeling and simulation of catalytic reactors for petroleum refining United States of America; 2011.
14. Chaudhuri UR. Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering; 2010.
15. Tulsa G. ENGINEERING DATA BOOK Volumes I & II Sections 1-26: Gas Processors Suppliers Association; 2004.
16. Gerry S, Scheel KaF, Jacobs Comprimo Sulfur Solutionsp TN. Capture and Convert. In.: Hydrocarbonengineering; 2008.
17. Meyers RA, A DG. Handbook of Petroleum Refining Processes. Colombia.: McGraw-Hill Handbooks; 2004.
18. Speight JG. CHEMISTRY, REFINING, FUELS AND PETROCHEMICALS - PRODUCT TREATING 2476 Overland Road,Laramie USA; 1996.

19. Process Equipment & Their Operation C1. [www.amazonaws.com](http://www.amazonaws.com). [Online].
20. Kenneth J. McNaughton CdrdC, Igor J. Karassik WD, MEC. Bombas, seleccion uso y mantenimiento: McGraw-Hill; 1989.
21. UOP. Informe del Curso de entrenamiento TYRO. Material inedito. USA: Refineria La Libertad; 1978.
22. Mohinder L. Nayyar PE. Piping Handbook: The McGraw-Hill Companies; 2000.
23. Richardson's C&, Sinnott R. Chemical Engineering Design. Fourth Edition ed.: Elsevier; 2005.
24. Harry S. Chemical Process Engineering Desing and Economic; 2003.
25. INEN. Norma Técnica Ecuatoriana; 2016.
26. Himmelblau D. Principios Basicos y Calculos en Ingenieria Quimica Sexta Edicion; 1997.
27. Couper J, Walas S, Fair J, Penney W. Chemical Process Equipement USA, Pag: 19: Elsevier Inc.; 2010.
28. Acosta O. Evaluación del Tratamiento Química en la Planta Catalitica 2 en la Refinería "Ing. Héctor Lara Sosa". Instituto Politécnico Nacional ed. México; 2014.
29. UOP (Universal Oil Products). Merox Process Unit Caustic Extraction EE.UU.; 2014.
30. Cengel Y. Termodinamica. Septima ed. Caracas: McGrawHill; 2017.

# **Anexos**

Anexos N° 1 Cuadro de características

Extraída desde [http://www.asconumatics.eu/images/site/upload/\\_es/pdf1/00099es.pdf](http://www.asconumatics.eu/images/site/upload/_es/pdf1/00099es.pdf)

Entalpía del vapor saturado



**Cuadro de características físicas vapor saturado - DATOS TÉCNICOS**

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DEL VAPOR SATURADO

temperatura de evaporación (fluido)	presión relativa (valor catálogo)	presión absoluta	volumen másico vapor	peso volumico vapor	entalpía específica del agua (calor sensible, hf)		entalpía específica de vaporización (calor latente, hg)		entalpía específica del vapor (calor total, hg)		calor específico vapor	viscosidad dinámica vapor
(°C)	(bar)	(bar)	(m³/kg)	(kg/m³)	(kJ/kg)	(kcal/kg)	(H/kg)	(Kcal/kg)	(H/kg)	(Kcal/kg)	(H/kg)	(kg/ms)
17.51	0.02	0.02	67.006	0.015	73.45	17.54	2460.19	567.61	2533.64	605.15	1.8644	0.00001
45.81	0.1	0.1	14.674	0.0681	191.83	45.82	2392.8	571.61	2584.7	617.46	-	-
60.06	0.2	0.2	7.649	0.1307	251.4	60.05	2358.3	563.37	2609.7	623.43	-	-
69.1	0.3	0.3	5.229	0.1912	289.23	69.09	2336.1	558.07	2625.3	627.16	-	-
75.87	0.4	0.4	3.993	0.2504	317.58	75.86	2319.2	554.03	2636.8	629.9	-	-
81.33	0.5	0.5	3.24	0.3086	340.49	81.34	2305.4	550.74	2645.9	632.16	-	-
85.94	0.6	0.6	2.732	0.339	359.86	85.96	2293.6	547.82	2653.2	633.89	-	-
89.95	0.7	0.7	2.365	0.4228	376.7	89.99	2283.3	545.46	2659	635.45	-	-
93.5	0.8	0.8	2.087	0.4791	391.66	93.56	2274.1	543.26	2665.8	636.83	-	-
96.71	0.9	0.9	1.869	0.535	405.15	96.78	2265.7	541.25	2670.9	638.05	-	-
99.63	1	1	1.694	0.59	417.31	99.72	2257.92	539.3	2675.43	639.02	2.0267	0.000012
100	0	1.013	1.673	0.5977	419.04	100.1	2257	539.17	2676	639.27	-	-
102.32	0.087	1.1	1.519	0.645	428.84	102.43	2250.78	537.59	2679.61	640.01	2.0373	0.000012
104.81	0.187	1.2	1.426	0.7	439.36	104.94	2244.08	535.99	2683.44	640.83	2.0478	0.000012
107.13	0.287	1.3	1.325	0.755	449.19	107.29	2237.79	534.49	2686.95	641.71	2.0576	0.000013
109.39	0.387	1.4	1.236	0.809	458.42	109.49	2231.66	533.07	2690.26	642.56	2.0673	0.000013
111.37	0.487	1.5	1.159	0.863	467.13	111.57	2225.23	531.73	2693.36	643.3	2.0768	0.000013
113.32	0.587	1.6	1.091	0.916	475.38	113.54	2220.67	530.45	2696.25	643.99	2.086	0.000013
115.17	0.687	1.7	1.031	0.97	483.22	115.42	2215.75	529.22	2699.97	644.64	2.095	0.000013
116.93	0.787	1.8	0.977	1.023	490.7	117.2	2210.84	528.05	2701.54	645.25	2.1037	0.000013
118.62	0.887	1.9	0.929	1.076	497.85	118.91	2206.13	526.92	2703.98	645.83	2.1124	0.000013
120.42	1	2.013	0.881	1.1359	505.6	120.78	2201.1	525.82	2706.7	646.5	-	-
122.23	0.987	2.013	0.835	1.2009	513.71	122.6	2201.59	525.64	2709.29	646.39	2.1208	0.000013
123.27	1.187	2.2	0.81	1.235	517.63	123.63	2198.98	523.78	2710.6	647.42	2.1372	0.000013
126.09	1.387	2.4	0.746	1.34	529.64	126.5	2184.91	521.86	2714.55	648.36	2.1531	0.000013
128.73	1.587	2.6	0.693	1.444	540.88	129.19	2177.3	520.04	2718.17	649.22	2.1685	0.000013
131.2	1.787	2.8	0.646	1.548	551.45	131.71	2170.08	518.32	2721.54	650.03	2.1835	0.000013
133.54	1.987	3	0.606	1.651	561.44	134.1	2163.22	516.68	2724.66	650.77	2.1981	0.000013
133.69	2.487	3.013	0.603	1.6593	562.2	134.3	2163.3	516.79	2725.5	651.09	-	-
135.87	2.687	3.5	0.524	1.755	574.28	137.85	2147.35	512.89	2731.71	651.87	2.2311	0.000014
138.63	2.887	4	0.462	1.835	604.68	144.43	2132.95	508.45	2737.63	653.67	2.2664	0.000014
141.92	3.487	4.5	0.414	2.117	623.17	148.84	2119.71	506.29	2742.88	655.33	2.2983	0.000014
151.85	3.987	5	0.375	2.669	640.12	152.89	2107.42	503.35	2747.54	656.24	2.3289	0.000014
151.96	4	5.13	0.374	2.6737	640.7	153.05	2108.1	503.6	2748.8	656.66	-	-
155.47	4.487	5.5	0.342	2.92	655.81	156.64	2095.9	500.6	2751.7	657.29	2.3585	0.000014
158.84	4.987	6	0.315	3.17	670.43	160.13	2085.03	498.92	2755.46	658.13	2.3873	0.000014
160	5	6.013	0.31	3.1748	670.09	160.27	2085.6	498.32	2756.6	658.4	-	-
161.99	5.487	6.5	0.292	3.419	684.14	163.4	2074.73	495.54	2758.67	658.94	2.4152	0.000014
164.86	5.987	7	0.273	3.667	697.07	166.49	2064.92	493.2	2761.98	659.69	2.4424	0.000015
165	6	7.013	0.272	3.6764	697.5	166.62	2066	493.54	2763.5	660.17	-	-
167.76	6.487	7.5	0.255	3.915	709.3	169.41	2055.53	490.86	2764.84	660.37	2.469	0.000015
170.42	6.987	8	0.24	4.162	720.94	172.19	2046.53	488.8	2767.46	661	2.4951	0.000015
172.94	7.487	8.5	0.227	4.409	732.03	174.94	2037.86	486.73	2769.89	661.58	2.5206	0.000015
175.36	7.987	9	0.215	4.655	742.64	177.58	2029.49	484.74	2772.13	662.11	2.5456	0.000015
177.57	8.487	9.5	0.204	4.901	752.82	179.81	2021.4	482.8	2774.22	662.61	2.5702	0.000015
179.89	8.987	10	0.194	5.147	762.6	182.14	2013.56	480.93	2776.16	663.07	2.5944	0.000015
179.97	9	10.013	0.19	5.1548	763	182.27	2015.1	481.39	2778.1	663.66	-	-
184.06	9.987	11	0.177	5.638	781.11	186.57	1998.55	477.35	2779.66	663.91	2.6418	0.000015
184.13	10	11.013	0.177	5.6497	781.6	186.71	2000.1	477.8	2781.7	664.52	-	-
187.96	10.987	12	0.163	6.127	798.42	190.7	1984.31	473.94	2782.73	664.64	2.6878	0.000015
191.6	11.987	13	0.151	6.617	814.68	194.58	1970.73	470.7	2785.42	665.29	2.7327	0.000015
194.04	12.987	14	0.141	7.106	830.05	198.26	1957.73	467.8	2787.75	665.85	2.7787	0.000016
196.28	13.987	15	0.132	7.596	844.64	201.74	1945.24	464.61	2789.68	666.35	2.8197	0.000016
202.37	18.987	20	0.1	10.047	908.56	217.01	1888.65	451.1	2797.21	668.1	3.0248	0.000016
217.24	21	22.013	0.081	11.032	930.82	222.35	1868.11	446.19	2799.03	668.54	3.1034	0.000016
219.55	21.987	23	0.087	11.525	941.57	224.89	1858.2	443.82	2799.77	668.71	3.1421	0.000016
221.78	22.987	24	0.083	12.02	951.9	227.36	1848.49	441.5	2800.39	668.86	3.1805	0.000017
223.94	23.987	25	0.080	12.515	961.93	229.75	1838.98	439.23	2800.91	668.99	3.2187	0.000017
224.02	24	25.013	0.0797	12.547	962.2	229.86	1840.9	439.77	2803.1	669.63	-	-
233.84	28.987	30	0.067	15.009	1008.33	240.84	1793.94	428.48	2803.27	669.31	3.4069	0.000017
242.54	33.987	35	0.057	17.536	1049.74	250.73	1752.2	418.51	2801.95	669.23	3.5932	0.000017
250.33	38.987	40	0.050	20.101	1087.4	259.72	1712.94	409.13	2800.34	668.85	3.7806	0.000018
251.8	40	41.013	0.048	20.619	1094.56	261.43	1705.33	407.31	2799.89	668.74	3.8185	0.000018

Temperatura de vaporización : Temperatura del vapor saturado o el del agua hirviendo a la misma presión.

Presión relativa : Presión situada por encima de la presión atmosférica y leída en manómetros ordinarios.

Presión absoluta : Presión relativa + 1,013 bar (presión atmosférica normal a nivel del mar a 0 °C).

Volumen másico del vapor : Volumen ocupado en m³ por 1 kg de vapor.

Masa volumica del vapor : Peso específico del vapor en un volumen de 1 m³.

Entalpía específica del agua : Calor sensible, es la cantidad de calor contenido en 1 kg de agua hirviendo.

Entalpía específica del vapor : Es el calor total contenido en 1 kg de vapor. Es la suma de las entalpías de los diferentes estados, líquido (agua) y gases (vapor).

Calor latente de vaporización : Calor necesario para transformar 1 kg de agua hirviendo en vapor sin cambio de temperatura (energía térmica necesaria durante el cambio de estado líquido a estado de vapor).

Calor específico del vapor : Cantidad de calor necesaria para aumentar la temperatura un grado Celsius en una unidad de masa de 1 kg de vapor.

Viscosidad dinámica : La viscosidad de un fluido se caracteriza por su resistencia al movimiento.

Consulte nuestra documentación en : [www.asconumatics.eu](http://www.asconumatics.eu)

V055-6

0005612-000001  
Las especificaciones y dimensiones pueden ser modificadas sin previo aviso. Todos los derechos reservados.

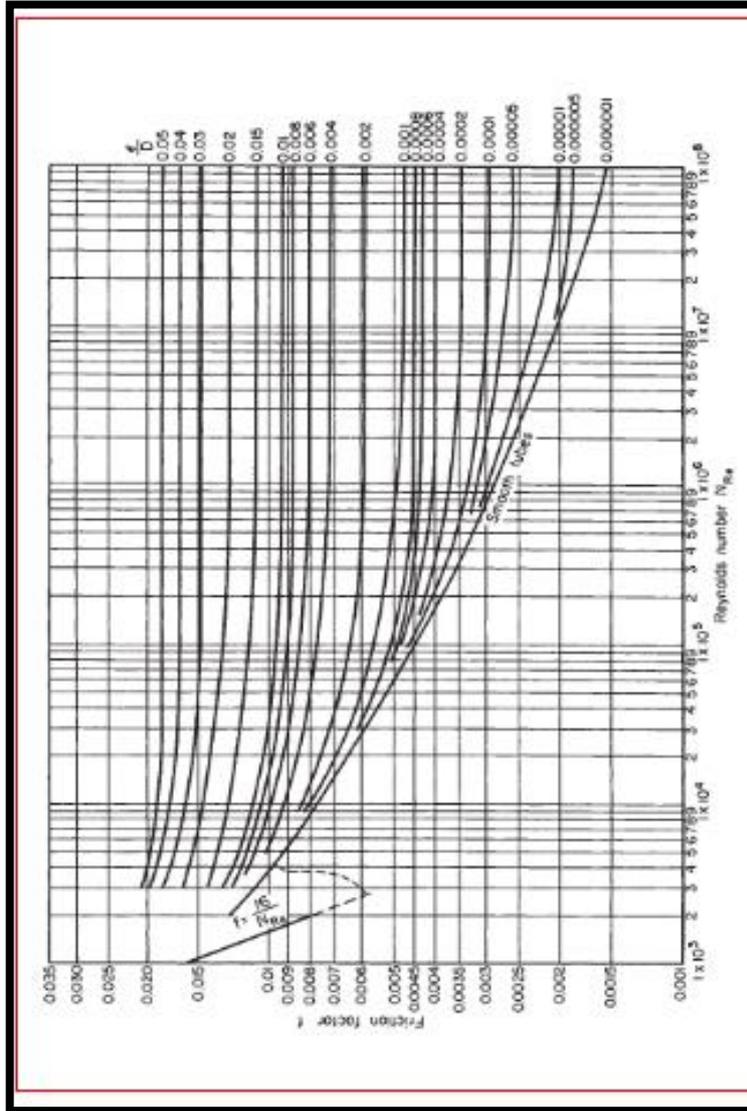
Anexos N° 2 Tabla de Velocidad de fluidos

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad	
		pies/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,5-1	0,15-0,30
	Entrada de bomba	1-3	0,3-0,9
	Salida de bomba	4-10	1,2-3
	Línea de conducción	4-8	1,2-2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,2-0,5	0,06-0,15
	Salida de bomba	0,5-2	0,15-0,6
Vapor de agua Aire o gas		30-50	9-15
		30-100	9-30

Tabla de velocidad fluidos para tuberías extraída del libro McCabe, WL; Smith, JC&Harriot, P. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química McGraw Hill. Cuarta Ed. 1998

### Anexos N° 3 Diagram Moody

Diagram Moody, Fanning Friction Factors, Reynolds number Perry's Chemical Engineers Handbook 1990



Anexos N° 4 Tabla de diámetros de tuberías

Tabla de diámetros de tuberías, nominales, exteriores e interiores, Fuente: Perry's Chemical Engineers Handbook 1990.

**TABLE 10-18 Properties of Steel Pipe**

Nominal Pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft/in of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Weight of pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	Imperial, gal/min	
1/4	0.405	10S	0.049	0.307	0.0051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19	
		40S	0.055	0.301	0.0055	0.106	0.0804	0.178	89.2	0.24	
		80S	0.065	0.295	0.0065	1.06	0.065	0.110	59.5	0.31	
1/4	0.540	10S	0.035	4.10	0.0012	1.41	1.07	0.0012	412	0.53	
		40S	0.045	4.04	0.0016	1.41	1.07	0.0016	343	0.62	
		80S	0.110	3.92	0.0050	1.41	1.07	0.0050	224	1.12	
3/4	0.675	10S	0.035	5.45	0.0012	1.77	1.43	0.0012	727	0.92	
		40S	0.045	5.39	0.0016	1.77	1.43	0.0016	596	1.07	
		80S	0.110	5.27	0.0050	1.77	1.43	0.0050	396	1.54	
1	0.840	10S	0.035	7.10	0.0012	2.20	1.86	0.0012	1,234	1.54	
		40S	0.045	7.04	0.0016	2.20	1.86	0.0016	1,012	1.81	
		80S	0.110	6.92	0.0050	2.20	1.86	0.0050	663	2.59	
1 1/4	1.060	10S	0.035	9.20	0.0012	2.75	2.31	0.0012	1,584	1.98	
		40S	0.045	9.14	0.0016	2.75	2.31	0.0016	1,312	2.31	
		80S	0.110	9.02	0.0050	2.75	2.31	0.0050	885	3.24	
1 1/2	1.315	10S	0.035	11.85	0.0012	3.44	3.10	0.0012	2,046	2.54	
		40S	0.045	11.79	0.0016	3.44	3.10	0.0016	1,695	2.97	
		80S	0.110	11.67	0.0050	3.44	3.10	0.0050	1,132	4.18	
1 3/4	1.660	10S	0.035	14.49	0.0012	4.35	4.01	0.0012	2,616	3.28	
		40S	0.045	14.43	0.0016	4.35	4.01	0.0016	2,154	3.84	
		80S	0.110	14.31	0.0050	4.35	4.01	0.0050	1,440	5.21	
2	1.900	10S	0.035	17.70	0.0012	5.35	4.97	0.0012	3,246	4.01	
		40S	0.045	17.64	0.0016	5.35	4.97	0.0016	2,676	4.72	
		80S	0.110	17.52	0.0050	5.35	4.97	0.0050	1,800	6.41	
2 1/2	2.375	10S	0.035	21.95	0.0012	6.62	6.22	0.0012	3,966	4.92	
		40S	0.045	21.89	0.0016	6.62	6.22	0.0016	3,276	5.76	
		80S	0.110	21.77	0.0050	6.62	6.22	0.0050	2,208	7.92	
3	2.875	10S	0.035	26.20	0.0012	8.13	7.63	0.0012	4,824	5.94	
		40S	0.045	26.14	0.0016	8.13	7.63	0.0016	4,014	6.92	
		80S	0.110	26.02	0.0050	8.13	7.63	0.0050	2,736	9.48	
3 1/2	3.500	10S	0.035	30.45	0.0012	9.91	9.35	0.0012	5,814	7.14	
		40S	0.045	30.39	0.0016	9.91	9.35	0.0016	4,824	8.28	
		80S	0.110	30.27	0.0050	9.91	9.35	0.0050	3,276	11.34	
4	4.5	10S	0.035	38.94	0.0012	12.57	11.91	0.0012	7,416	9.18	
		40S	0.045	38.88	0.0016	12.57	11.91	0.0016	6,156	10.62	
		80S	0.110	38.76	0.0050	12.57	11.91	0.0050	4,188	14.58	

Anexos N° 5 Tabla de pérdidas por fricción de cada accesorio

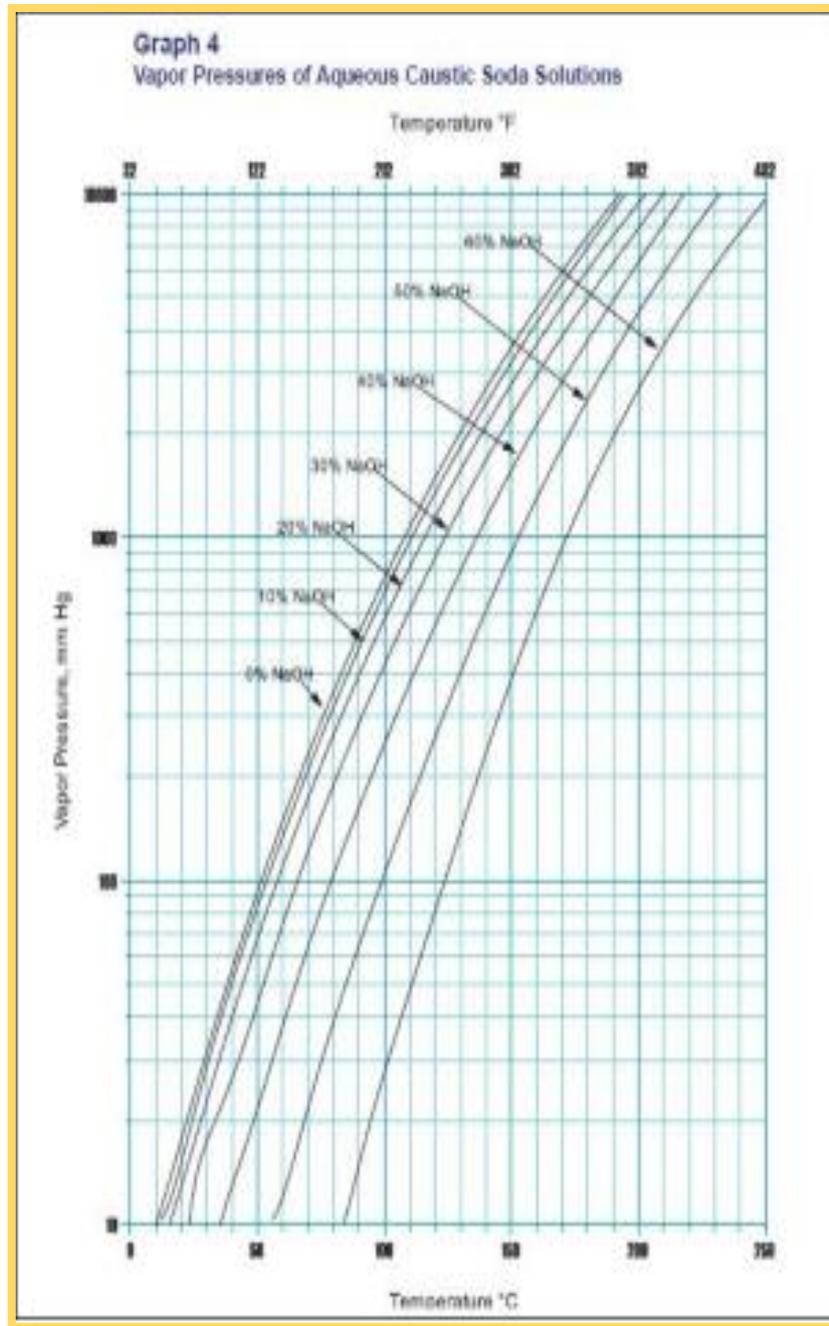
Type of fitting or valve	Additional friction loss, equivalent no. of velocity heads, $K$
45° ell, standard <sup>a,d,e,f</sup>	0.25
45° ell, long radius <sup>a,d,e,f</sup>	0.2
90° ell, standard <sup>a,d,e,f</sup>	0.75
90° ell, long radius <sup>a,d,e,f</sup>	0.45
Long radius 45° ell <sup>a,d,e,f</sup>	1.3
Square or miter <sup>a</sup>	1.5
180° bend, close return <sup>a,c,e</sup>	0.4
Tee, standard, along run, branch blanked off	1.0
U sed as ell, entering runs <sup>a</sup>	1.0
Branching flows <sup>a,c</sup>	1
Coupling <sup>a,c</sup>	0.04
Union <sup>a</sup>	0.04
Gate valve, <sup>b,c,m</sup> open	0.17
3/4 open <sup>a</sup>	0.9
1/2 open <sup>a</sup>	4.5
1/4 open <sup>a</sup>	24.0
Diaphragm valve, <sup>c</sup> open	2.3
3/4 open <sup>a</sup>	2.6
1/2 open <sup>a</sup>	4.3
1/4 open <sup>a</sup>	21.0
Globe valve, <sup>c,m</sup>	
Bevel seat, open	6.0
1/2 open <sup>a</sup>	9.5
Composition seat, open	6.0
1/2 open <sup>a</sup>	8.5
Plug disk, open	9.0
3/4 open <sup>a</sup>	13.0
1/2 open <sup>a</sup>	36.0
1/4 open <sup>a</sup>	112.0
Angle valve, <sup>b,c</sup> open	2.0
Y or blowoff valve, <sup>b,c</sup> open	3.0
Plug cock <sup>e</sup>	
9 = 25°	0.06
9 = 10°	0.29
9 = 30°	1.56
9 = 40°	17.3
9 = 60°	206.0
Butterfly valve <sup>f</sup>	
9 = 5°	0.24
9 = 10°	0.52
9 = 30°	1.54
9 = 40°	10.8
9 = 60°	118.0
Check valve, <sup>b,c,m</sup> swing	2.0 <sup>g</sup>
Disk	10.0 <sup>g</sup>
Ball	70.0 <sup>g</sup>
Foot valve <sup>f</sup>	15.0
Water meter, <sup>a</sup> disk	7.0 <sup>g</sup>
Piston	15.0 <sup>g</sup>
Rotary (star-shaped disk)	10.0 <sup>g</sup>
Turbine-wheel	6.0 <sup>g</sup>

Fuente: Perry's Chemical Engineer Handbook 1990

Anexos N° 6 Coeficiente de pérdidas en válvulas

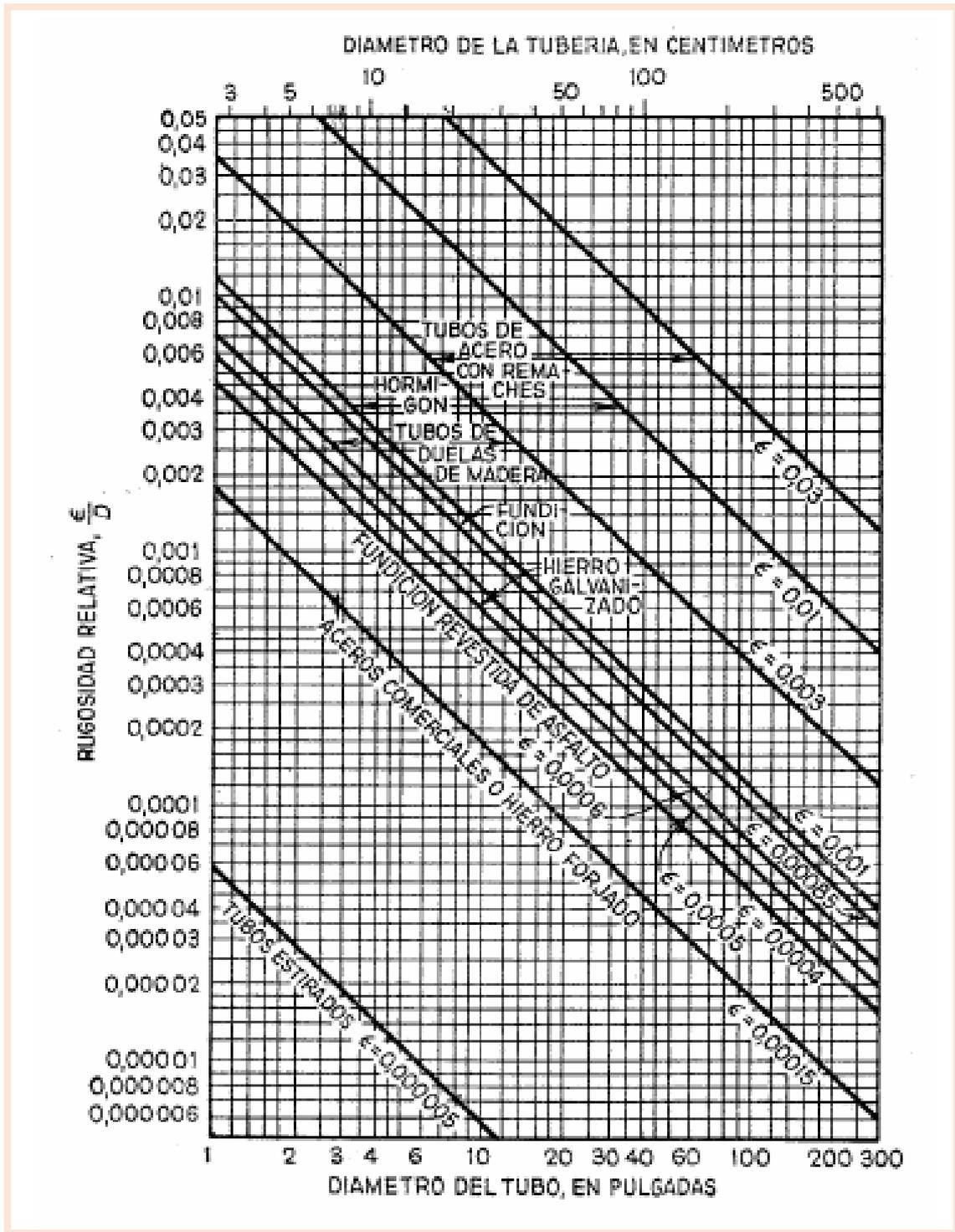
Válvulas (abiertas)	Coef. de pérdida, $K$
De bola	$K = 0,1$
Compuerta	$K = 0,1 - 0,3$
Anti-retorno	$K = 1,0$
De asiento estándar. Asiento de fundición	$K = 4,0 - 10,0$
De asiento estándar. Asiento de forja (pequeña)	$K = 5,0 - 13,0$
De asiento a 45°. Asiento de fundición	$K = 1,0 - 3,0$
De asiento en ángulo. Asiento de fundición	$K = 2,0 - 5,0$
De asiento en ángulo. Asiento de forja (pequeña)	$K = 1,5 - 3,0$
Mariposa	$K = 0,2 - 1,5$
Diafragma	$K = 2,0 - 3,5$
De macho o tapón. Rectangular	$K = 0,3 - 0,5$
De macho o tapón. Circular	$K = 0,2 - 0,3$
Otros elementos	Coef. de pérdida, $K$
Codos a 90°	$K = 0,2$
Derivación	$K = 0,3$

Anexos N° 7 Tabla de presión de vapor

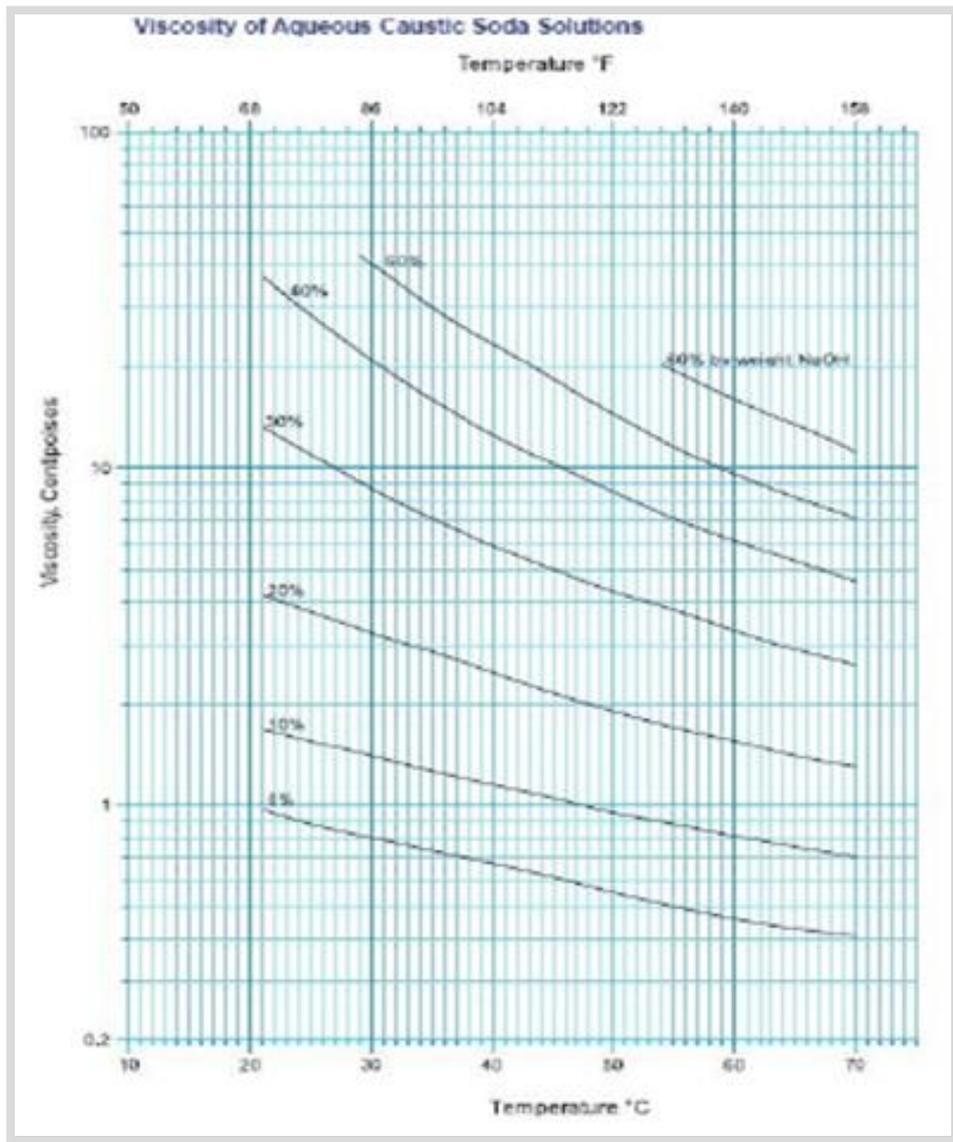


Soda caustic handbook, Occidental Chemical Corporation, 1988

Anexos N° 8 Tabla de la rugosidad relativa



Anexos N° 9 Tabla de Viscosidad



Anexos N° 10 Tabla de costo total

Item	Process type		
	Fluids	Fluids- solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost	PCE	PCE	PCE
$f_1$ Equipment erection	0.4	0.45	0.50
$f_2$ Piping	0.70	0.45	0.20
$f_3$ Instrumentation	0.20	0.15	0.10
$f_4$ Electrical	0.10	0.10	0.10
$f_5$ Buildings, process	0.15	0.10	0.05
* $f_6$ Utilities	0.50	0.45	0.25
* $f_7$ Storages	0.15	0.20	0.25
* $f_8$ Site development	0.05	0.05	0.05
* $f_9$ Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. Total physical plant cost (PPC)			
PPC = PCE (1 + $f_1 + \dots + f_9$ )			
= PCE ×	3.40	3.15	2.80
$f_{10}$ Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
$f_{11}$ Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
$f_{12}$ Contingency	0.10	0.10	0.10
Fixed capital = PPC (1 + $f_{10} + f_{11} + f_{12}$ )			
= PPC ×	1.45	1.40	1.35

Fuente: Chemical Engineering Desing Volumen 6 Fouth Edition-Coulson-2005

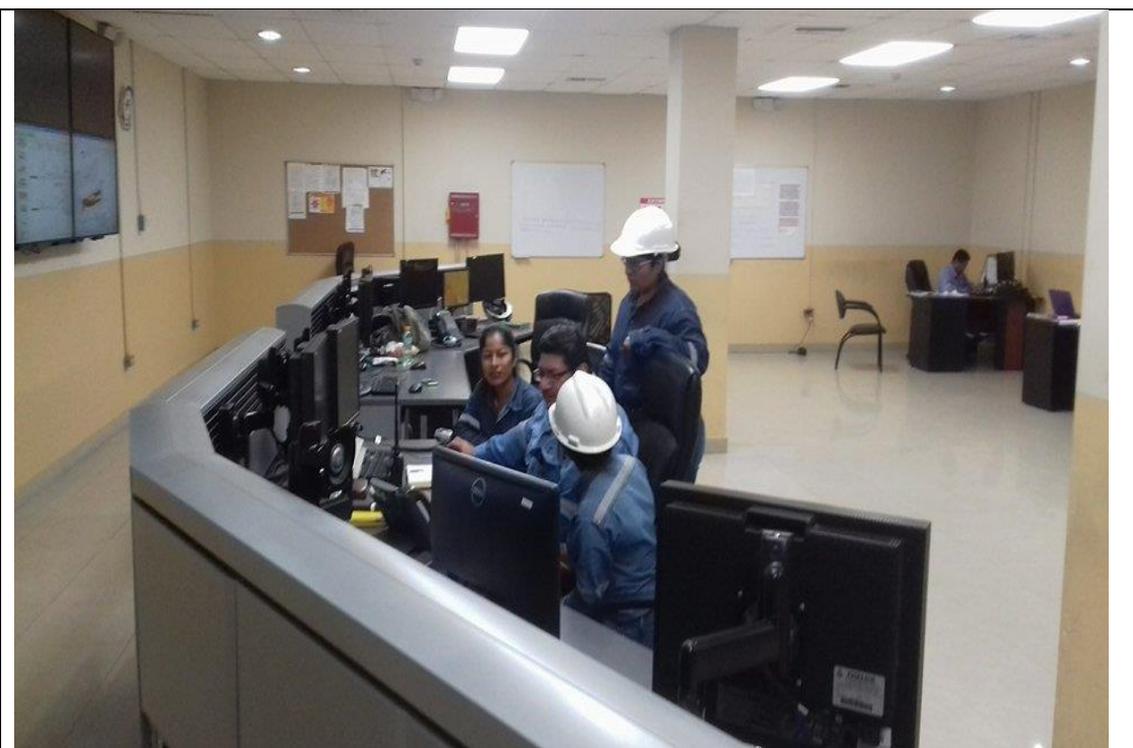
Anexos N° 11 Fotografías



Realizando el levantamiento de información para construcción de planos.



Explicación de proceso de destilación atmosférica y estabilización de gasolinas por operador de Bunker - Refinería La Libertad



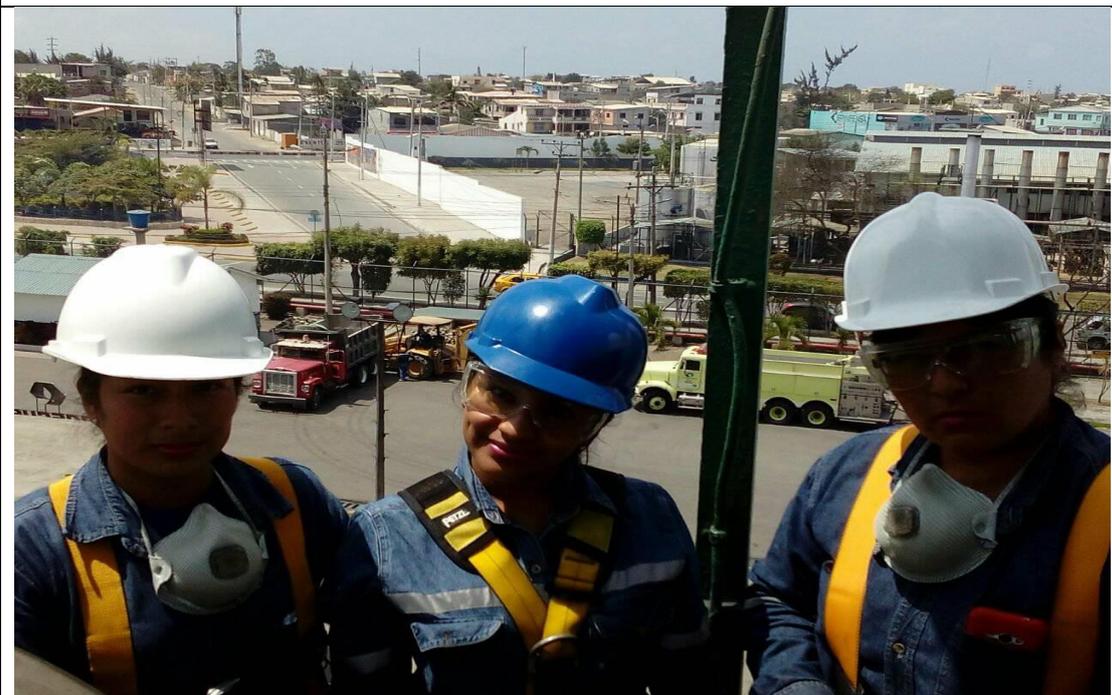
Recepción de datos para balances masicos. Bunker Refinería La Libertad



Realizando los cálculos necesarios para el trabajo de tesis. Refinería La Libertad



Toma de Datos en Tanques de Almacenamiento De Glp



Toma de Datos Válvulas Tuberías – Refinería La Libertad