ITBA

PROYECTO DE PLANTA DE PROCESOS
AÑO: 2016-2017

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

INTEGRANTES:

BACH, NICOLE	*54199*
DOMÍNGUEZ, MARÍA EMILIA	*54023*
GARCÍA, SERGIO DAVID	*54366*
GUTIÉRREZ GUERRA, JUAN FRANCISCO	*53829*
MARTINEZ ROIG, BERNARDO	*54290*

TUTORA:
ING. PATRICIA GILLIGAN

TITULAR:
ING. EDUARDO CAO

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

LISTA DE DOCUMENTOS

G-LD-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

G-LD-001

LISTA DE DOCUMENTOS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHEQUEÓ	APROBÓ
B	13/08/2017	Emisión para Aprobación	NB	SG	
A	14/05/2017	Primera Emisión	NB	SG	PG

SULSUR	G-LD-001	LISTA DE DOCUMENTOS	Pág.: de 3 Rev B

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Código de Documento	Especialidad	Rev.	Car.	Description	Fecha Emisión	Fecha Próxima Revisión	PDI	Emitido a Cliente		Retorno de Cliente					Comentarios
								Ttal.	Recep. Date	Date	Ttal	PDI	Status		
G-LD-001	GENERAL	B		Lista de Documentos	13/08/2017										
G-BD-001	GENERAL	A		Bases de Diseño	25/04/2017										
G-AC-001	GENERAL	A		Análisis Contextual	20/10/2016										
F-IT-001	PROCESOS	A		Memoria Descriptiva	02/03/2017										
F-LC-001	PROCESOS	C		Lógica de Control	10/08/2017										
F-BM-001	PROCESOS	A		Balance de Masa & Energía	07/04/2017										
F-PFD-001	PROCESOS	A		Diagrama de Flujo	03/03/2017										
F-LO-001	PROCESOS	B		Layout (Superior) -Hoja 1-	27/06/2017										
		B		Layout (Vista Lateral) -Hoja 2-	27/06/2017										
		B		Layout (Vista Superior) -Hoja 3-	27/06/2017										
P-CC-001	CAÑERÍAS	A		Clase de Cañerías	24/04/2017										
F-MC-001	PROCESOS	E		Memoria de Cálculos Hidráulicos	06/08/2017										
F-PI-00A	PROCESOS	A		P&Ids (Elementos)	13/08/2017										
F-PI-00B	PROCESOS	A		P&Ids (Típicos)	13/08/2017										
F-PI-000	PROCESOS	A		P&Ids (Ingreso de Servicios)	30/07/2017										
F-PI-001	PROCESOS	B		P&Ids (Ingreso a Planta-Gas Ácido)	22/07/2017										
F-PI-002	PROCESOS	B		P&Ids (Ingreso a Planta-Gas Ácido Amoniacal)	23/07/2017										
F-PI-003	PROCESOS	B		P&Ids (Soplador-Aire de Combustión)	26/07/2017										
F-PI-004	PROCESOS	B		P&Ids (Ingresos a Horno de Reacción)	27/07/2017										
F-PI-005	PROCESOS	C		P&Ids (Horno de Reacción)	29/07/2017										
F-PI-006	PROCESOS	C		P&Ids (Caldera de Recuperación)	29/07/2017										
F-PI-007	PROCESOS	C		P&Ids (Condensadores de Azufre)	31/07/2017										
F-PI-008	PROCESOS	C		P&Ids (Intercambiadores de Calor)	02/08/2017										
F-PI-009	PROCESOS	B		P&Ids (Reactores)	05/08/2017										
F-PI-010	PROCESOS	B		P&Ids (Ciclo de Agua-Alta Presión)	05/08/2017										
F-PI-011	PROCESOS	B		P&Ids (Ciclo de Agua-Baja Presión)	05/08/2017										
F-PI-012	PROCESOS	B		P&Ids (Piletas de Azufre)	05/08/2017										
F-PI-013	PROCESOS	B		P&Ids (Desgasificadora)	05/08/2017										
F-PI-014	PROCESOS	C		P&Ids (Ingreso Combustible para Incinerador)	10/08/2017										
F-PI-015	PROCESOS	C		P&Ids (Incinerador & Stack)	10/08/2017										
F-MC-002	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo Separadores/Recipientes	07/05/2017										
F-HD-001	PROCESOS	A		Hojas de Datos Scrubber SCR101	07/05/2017										
F-HD-002	PROCESOS	A		Hojas de Datos Scrubber SCR102	07/05/2017										
F-HD-003	PROCESOS	A		Hojas de Datos Scrubber SCR103	07/05/2017										
F-HD-004	PROCESOS	A		Hojas de Datos Separador SP101	07/05/2017										
F-HD-005	PROCESOS	A		Hojas de Datos Separador SP102	07/05/2017										
F-MC-003	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo Bombas	29/05/2017										
M-HD-001	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Bombas B101 A/B	29/05/2017										
M-HD-002	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Bombas B102 A/B	29/05/2017										
M-HD-003	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Bombas B103 A/B	29/05/2017										
M-HD-004	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Bombas BV101 A/B	29/05/2017										
M-HD-005	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Bombas BV102 A/B	29/05/2017										
F-MC-004	PROCESOS	B		Memoria de Cálculo Soplador	13/08/2017										
M-HD-006	MECÁNICA	A		Hojas de Datos Soplador SOP101 A/B	13/08/2017										
F-ET-001	PROCESOS	A		Especificación Técnica del Horno de Reacción H101	29/05/2017										
F-MC-005	PROCESOS	C		Memoria de Cálculo de la Caldera de Recuperación	12/08/2017										

	G-LD-001	LISTA DE DOCUMENTOS	Pág.: de 3 Rev B

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Código de Documento	Especialidad	Rev.	Car.	Description	Fecha Emisión	Fecha Próxima Revisión	PDI	Emitido a Cliente		Retorno de Cliente					Comentarios
								Ttal.	Recep. Date	Date	Ttal	PDI	Status		
F-HD-006	PROCESOS	A		Hoja de Datos de la Caldera de Recuperación C101	12/08/2017										
F-MC-006	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo del Condensador de Azufre	24/07/2017										
F-HD-007	PROCESOS	A		Hoja de Datos del Condensador de Azufre D101 A/B	30/07/2017										
F-MC-008	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo de Intercambiadores	14/05/2017										
F-HD-009	PROCESOS	A		Hoja de Datos de Intercambiador E101	19/05/2017										
F-HD-010	PROCESOS	A		Hoja de Datos de Intercambiador E102	19/05/2017										
F-ET-003	PROCESOS	A		Especificación Técnica de la Pileta P101/P102	03/07/2017										
F-ET-004	PROCESOS	A		Especificación Técnica de la Columna Degasificadora G101	24/07/2017										
F-MC-009	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo de Aeroenfriadores	30/05/2017										
F-HD-011	PROCESOS	A		Hoja de Datos de Aeroenfriadores A101/A102	30/05/2017										
F-ET-002	PROCESOS	A		Especificación Técnica de los Reactores Catalíticos R101/R102	03/07/2017										
F-MC-007	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo de Sellos de Azufre	30/05/2017										
F-HD-008	PROCESOS	A		Hoja de Datos de Sellos de Azufre S101/S102/S103	30/05/2017										
I-HD-001	INSTRUMENTOS	A		Hoja de Datos de Válvula de 4 vías VC101/VC102	24/05/2017										
F-ET-005	PROCESOS	A		Especificación Técnica de conjunto Incinerador / stack I101/STK101	24/04/2017										
I-MC-001	INSTRUMENTOS	A		Memoria de Cálculo de Válvulas de Control	30/05/2017										
I-HD-002	INSTRUMENTOS	A		Hoja de datos de Válvulas de Control	30/05/2017										
F-MS-001	PROCESOS	A		Matriz Causa y Efecto											
F-LE-001	PROCESOS	A		Lista de Equipos	18/06/2017										
F-LL-001	PROCESOS	A		Lista de Líneas	26/06/2017										
F-MC-010	PROCESOS	A		Memoria de Cálculo de Elementos de Seguridad	30/07/2017										
F-IT-002	SEGURIDAD	A		Informe de HAZOP	26/06/2017										

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BASES DE DISEÑO

G-BD-001

SULSUR

BASES DE DISEÑO

A	25-04-2017	Emisión para Aprobación	Todos	NB	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

BASES DE DISEÑO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... Página 3
1.1. General..... Página 3
1.2. Objetivo del Proyecto y Descripción General..... Página 3
2. CONDICIONES DE DISEÑO DEL PROCESO..... Página 3
2.1. Rendimiento y Capacidad del Proceso..... Página 3
2.2. Especificaciones de las Corrientes de Entrada..... Página 4
2.3. Especificaciones del Producto..... Página 5
2.4. Condiciones del Límite de Batería..... Página 5
2.5. Especificación Medioambiental..... Página 5
3. CONSIDERACIONES DEL DISEÑO..... Página 6
3.1. Conversión Térmica..... Página 6
3.2. Conversión Catalítica..... Página 7
3.3. Oxidación Térmica..... Página 8
3.4. Piletas de Recepción de Azufre..... Página 8
3.5. Desgasificación del Azufre Líquido..... Página 8
4. CONDICIONES DE LOS SERVICIOS AUXILIARES..... Página 9
4.1. Vapor..... Página 9
4.2. Condensado..... Página 9
4.3. Hidrógeno y Nitrógeno..... Página 9
4.4. Agua de Caldera..... Página 10
4.5. Gas Combustible..... Página 10
4.6. Aire de Instrumentos..... Página 10
5. CONDICIONES DEL SITIO..... Página 11
6. PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROYECTO..... Página 12
7. REGULACIONES Y NORMAS APLICABLES..... Página 12
7.1. Regulaciones..... Página 12
7.2. Normativas de Diseño..... Página 12

1. INTRODUCCIÓN

1.1. GENERAL

Este documento tiene por objeto presentar las bases de diseño para la ejecución del Proyecto de Unidad de Recuperación de Azufre en la Refinería de Axion Energy "Campana", ubicada en Campana, Provincia de Buenos Aires, Argentina.

Para el diseño de la Unidad de Recuperación de Azufre se cuenta con un área de 125 m x 60 m para disponer todos los equipos, cañerías y estructuras.

1.2. OBJETIVO DEL PROYECTO Y DESCRIPCIÓN GENERAL

El objeto del proyecto es realizar la ingeniería de una Unidad de Recuperación de Azufre (URA) para procesar las corrientes de gases ricos en H_2S y NH_3 provenientes de la unidad de recuperación de gases y posterior endulzamiento de los mismos y de la unidad de tratamiento de aguas agrias de la refinería respectivamente. El propósito de la Unidad consiste en recuperar el azufre y destruir el NH_3 de los gases antes de su liberación para cumplir con las emisiones al medio ambiente.

A fin de lograr este objetivo se ha seleccionado una tecnología Sub Dew Point (debajo del punto de rocío) patentada como SmartSulf. La misma se compone de dos etapas principales:

- Conversión térmica: se realiza en un horno de reacción a condiciones tales que permiten la destrucción del NH_3 y la primera etapa de conversión del H_2S a SO_2 y azufre elemental.
- Conversión catalítica: se realiza en dos etapas permitiendo la conversión de CS_2 y COS y una recuperación total de azufre de 99,2 %wt.

Los gases producto de la sección catalítica deberán ser posteriormente quemados en un Oxidador Térmico y liberados al ambiente a través de un stack. El azufre recuperado será enviado a una pileta diseñada para su conservación en estado líquido.

2. CONDICIONES DE DISEÑO DEL PROCESO

2.1. RENDIMIENTO Y CAPACIDAD DEL PROCESO

La unidad deberá tener un rendimiento del 99,2 %wt de azufre recuperado.

Las capacidades de procesamiento de la unidad están indicadas respecto de la cantidad de azufre producido:

Capacidad Normal	80 ton/día
Capacidad de Diseño	1,1 x 80 ton/día
Capacidad Mínima (% turndown)	48 ton/día (60%)

2.2. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA

La unidad deberá procesar las siguientes corrientes que ingresarán a la misma por líneas independientes:

Gas Ácido (GA): proveniente de la unidad de endulzamiento con aminas de la refinería, rico en H_2S.

Gas Ácido Amoniacal (GAA): proveniente de la unidad de tratamiento de aguas agrias de la refinería, rico en NH_3.

Componente	**Gas Ácido (GA)**	**Gas Ácido Amoniacal (GAA)**
H_2S %mol	90,4451	39,08
NH_3 %mol	-	39,26
CO_2 %mol	2,809	-
N_2 %mol	-	-
H_2O %mol	3,9290	21,66
C1 %mol	0,4773	-
C2 %mol	0,6650	-
C3 %mol	1,0791	-
iC4 %mol	0,2570	-
nC4 %mol	0,3378	-
Caudal Normal de entrada (m^3/día) @ 1,033 kg/cm^2a y 15,6°C	62.000	14.571

2.3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

El azufre producido deberá cumplir la siguiente especificación:

Parámetro	Unidad	Especificación
Pureza del azufre	% masa	99,8 mínimo
Cenizas	ppm	60 máximo
Acidez (como H_2SO_4)	% masa	0,01 máximo
Humedad	% masa	0,20 máximo
Carbón	% masa	0,00 máximo
Contenido de H_2S	ppm	10

2.4. CONDICIONES DEL LÍMITE DE BATERÍA

La unidad deberá procesar las corrientes indicadas y enviar el producto conforme con las siguientes condiciones de límite de batería:

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (kg/cm^2g)
Alimentación		
Gas Ácido (GA) proveniente de la unidad de endulzamiento con aminas	43	0,5 (1)
Gas Ácido Amoniacal (GAA) proveniente de la unidad de endulzamiento con aminas	91	0,6 (1)
Productos		
Azufre líquido	150 (máx.)	5
Aguas Agrias	-	3,5

Notas:

(1) Contrapresión máxima a ser cumplida con el diseño de la URA.

2.5. ESPECIFICACIÓN MEDIOAMBIENTAL

Los gases de desecho a liberar a la atmósfera deberán cumplir con la siguiente especificación:

$H_2S < 10$ ppmv

Combustión total de los componentes de carbono a CO_2

Temperatura < 700°C

En excepción que las especificaciones locales sean más restrictivas, en tal caso deberá cumplirse lo indicado por éstas.

3. CONSIDERACIONES DEL DISEÑO

3.1. CONVERSIÓN TÉRMICA

Se realizará en un Horno de Reacción donde se realizará la conversión parcial de H_2S a azufre elemental conforme a las reacciones Claus. Aquí se producirá aproximadamente el 75% del azufre. A su vez deberá producirse la destrucción total del NH_3 para lo cual se requerirán altas temperaturas. Por otra parte, todos los hidrocarburos combustionarán en esta etapa. De forma indeseada también se formarán sulfuros de carbonilo COS y disulfuros de carbono CS_2.

El aire de combustión será aire ambiente y será provisto por un soplador a ser especificado en este proyecto.

En esta sección suceden las siguientes reacciones:

- $H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$
- $2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$

- $H_2S + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O + S$

Luego está la destrucción del amoniaco, que se da como una combustión en menor proporción y una reacción con SO_2 en mayor proporción aunque este mecanismo no es completamente conocido:

$$NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow N_2 + 3H_2O$$

$$2NH_3 + SO_2 \rightarrow N_2 + 2H_2O + H_2S$$

Como fue mencionado antes, en esta etapa ocurre la combustión de todos los hidrocarburos expresada genéricamente como:

$$C_nH_x + \frac{1}{4}(4n + x)O_2 \rightarrow nCO_2 + \frac{x}{2}H_2O$$

$$C_nH_x + \frac{1}{4}(2n + x)O_2 \rightarrow nCO + \frac{x}{2}H_2O$$

Finalmente, se expone a modo de ejemplo un posible mecanismo de formación de COS y CS_2 a partir del hidrocarburo metano CH_4 y otros compuestos:

- $CH_4 + SO_2 \rightarrow COS + H_2O + H_2$
- $CO + S \rightarrow COS$
- $CO_2 + H_2S \rightarrow COS + H_2O$
- $CH_4 + 2S_2 \rightarrow CS_2 + 2H_2S$
- $2CO + S_2 \rightarrow CO_2 + CS_2$

Así como en las plantas Claus convencionales, el Horno de Reacción deberá estar asociado a una caldera de recuperación para generar vapor de media presión, el cual será utilizado para calentamiento dentro de la unidad y el remanente será enviado al sistema general de refinería para uso en otros procesos.

3.2. CONVERSIÓN CATALÍTICA

Esta sección estará conformada por dos reactores catalíticos que deberán alcanzar la conversión deseada de 99,2% de recuperación de azufre. En el primero de los reactores deberán convertirse los compuestos de COS y CS_2 (formados durante la conversión térmica) a H_2S por medio de hidrólisis de acuerdo a la siguiente reacción:

1. $COS + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2S$
2. $CS_2 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2S$

Se utilizará la tecnología SmartSulf.

Parámetro	**Reactor 1**	**Reactor 2**
Entrada		
Temperatura (°C)	260	180
Composición	(1)	(2)
Salida		
Temperatura (°C)	280	125
Composición (% mol) (3)		
H_2	2,227	2,267
N_2	61,469	62,559
CO	0,631	0,642
CO_2	1,939	1,974
H_2S	1,481	0,042
COS	0,009	0,009
SO_2	0,740	0,021
CS_2	0,001	0,001
NH_3	0,000	0,000
H_2O	30,475	32,481
S1	0,000	0,000
S2	0,069	0,000

S3	0,003	0,000
S4	0,001	0,000
S5	0,018	0,000
S6	0,276	0,001
S7	0,173	0,000
S8	0,488	0,005

(1) De acuerdo a la etapa de Conversión Térmica

(2) De acuerdo a la salida de la primer etapa de reacción y luego de la condensación del azufre producido en ésta.

(3) Composición aproximada, la misma será definida en el Balance de Masa y Energía a definir en el presente proyecto.

3.3. OXIDACIÓN TÉRMICA

El oxidador térmico deberá diseñarse para tratar la corriente de la URA x 2, ya que se prevé en el futuro instalar otra unidad URA próxima a ésta.

Deberá diseñarse tal que tenga un tiempo de residencia mínimo de 1 segundo.

El stack de venteo deberá tener una altura de 50 metros excepto que especificaciones locales de las zonas aledañas tengan otras exigencias.

Debe contar con un sistema de medición continuo de emisiones de SO_2, H_2S, y NO_X.

3.4. PILETAS DE RECEPCIÓN DE AZUFRE

La pileta de recepción de azufre deberá constar de dos compartimientos, el primero de recepción del azufre producido que deberá tener un tiempo de residencia de 24 horas y el segundo para almacenar el azufre desgasificado y que deberá diseñarse para un tiempo de residencia de 7 días.

3.5. DESGASIFICACIÓN DEL AZUFRE LÍQUIDO

El azufre producido contendrá 350 ppmp de H_2S y deberá ser degasificado antes de su envío a despacho hasta un valor de 10 ppmp.

Para ello se utilizará un paquete de tecnología Goar Allison.

4. CONDICIONES DE LOS SERVICIOS AUXILIARES

4.1. VAPOR

La refinería proveerá el vapor necesario para la unidad.

Parámetro	Normal	Máximo
Vapor de Media Presión		
Presión (kg/cm^{2}g)	19	22
Temperatura (°C)	260	270
Vapor de Baja Presión		
Presión (kg/cm^{2}g)	2,5	3,0
Temperatura (°C)	180	190

4.2. CONDENSADO

Las condiciones de retorno del condensado en el límite de batería (LB) de la unidad son:

Condensado de Media Presión	
Presión (kg/cm^{2}g)	19
Temperatura máx. (°C)	204
Condensado de Baja Presión	
Presión (kg/cm^{2}g)	2,1
Temperatura máx. (°C)	150

Para cumplir con tales especificaciones de salida la unidad contará con un sistema de condensado a proveer por otros.

4.3. HIDRÓGENO Y NITRÓGENO

El Hidrógeno será provisto por el Reforming de la refinería.

Parámetro	Normal
Condiciones de Suministro en LB	
Presión (kg/cm^{2}g)	10
Temperatura (°C)	45

Composición de H_2 (%vol)	95
Peso Molecular (kg/kmol)	3,18
Gravedad Específica (adim.)	0,11

El Nitrógeno suministrado en el límite de batería tendrá una presión de 10 kg/cm^{2}g y una temperatura de 45ºC.

4.4. AGUA DE CALDERA

La refinería proveerá el agua de caldera necesaria para la unidad.

Condiciones de suministro en LB	
Presión (kg/cm^{2}g)	30
Temperatura (°C)	103

4.5. GAS COMBUSTIBLE

La refinería proveerá el gas combustible para el Oxidador Térmico y las operaciones de puesta en marcha de la unidad.

Parámetro	**Valor**
H_2S %mol	0,00
H_2 %mol	10,50
N_2 %mol	2,60
CO_2 %mol	0,10
C1 %mol	63,30
C2 %mol	17,30
C3 %mol	4,40
iC4 %mol	1,20
nC4 %mol	0,60
Presión en LB (kg/cm^{2}g)	6
Temperatura en LB (°C)	25

4.6. AIRE DE INSTRUMENTOS

La refinería proveerá el aire de instrumentos necesario para la unidad.

Parámetro	Normal
Presión (kg/cm^{2}g)	7,0
Temperatura (°C)	ambiente
Temperatura de punto de rocío (°C)	-40

5. CONDICIONES DEL SITIO

CONDICIONES ATMOSFÉRICAS:

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	
Máxima promedio verano	36°C
Máxima DISEÑO (bulbo seco)	40°C
Mínima invierno	3,5°C
Presión Barométrica	0,857 kg/cm^{2}a
Humedad	
Promedio	50 %
Máxima	100 %
Lluvias	
Promedio anual	700 mm
Máximo en 1 hora	90 mm
Vientos	
Dirección predominante	NE
Velocidad Máxima	39 m/s

NAPAS DE AGUA:

En la zona de Campana existen dos napas de agua, una a 3 m y otra a 16 m del suelo. En esta zona la roca firme se encuentra a 27 m del suelo. Por la cercanía al río y las napas de agua, la Unidad de Recuperación de Azufre requerirá de la especialidad de Ingeniería Civil, que construya la misma sobre pilotes.

6. PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROYECTO

Los parámetros de diseño elegidos para el proyecto son:

Para la temperatura:

- T<150ºC: Tdis= ± 10ºC de la temperatura de operación.
- 150ºC≤T<500ºC: Tdis= ± 30ºC de la temperatura de operación.
- T≥500ºC: Tdis= ± 50ºC de la temperatura de operación.

Para la presión:

- Presión mínima de diseño: 3,5 kgf/cm^2
- Presión de diseño: 10% más de la presión de operación.

Los parámetros de presión de diseño mencionados son los utilizados para el diseño de cañerías, luego para cada equipo se realiza un análisis más detallado para la selección de la presión de diseño.

7. REGULACIONES Y NORMAS APLICABLES

7.1. REGULACIONES

- Ley N° 24.051 de Residuos Peligrosos y su Decreto Reglamentario N° 831/1.993.
- Resolución (ex) Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable N° 1.464/2.014 – Límite sobre emisiones contaminantes, ruidos y radiaciones parásitas de automóviles.
- Ley N° 13.660 y su Decreto Reglamentario N° 10.877/1.960 – Instalaciones para la elaboración de combustibles y generación de energía eléctrica.

7.2. NORMATIVA DE DISEÑO

Las normas utilizadas en el diseño de los equipos son las siguientes:

- ASME B.31.3 para la Instalación de Cañerías
- ASME I para Calderas

- ASME VIII División I para Recipientes a Presión
- API 12J para Separadores
- API 520/521 para el Diseño de Sistemas de Alivio de Presión
- API 535 para Burners
- API 560 Hornos de Procesos
- API 617 para Soplador
- API 610 para Bombas Centrífugas
- API 660 para Intercambiadores de Casco y Tubo
- API 661 para Aeroenfriadores
- API 682 para Sellos Hidráulicos

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

ANÁLISIS CONTEXTUAL

G-AC-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ANÁLISIS CONTEXTUAL

A	20-10-2016	Emisión para aprobación	Todos	SG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

ANÁLISIS CONTEXTUAL

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... Página 3

2. OBJETIVOS DEL PROCESO..... Página 3

2.1. Especificaciones de combustibles a Nivel Nacional y Mundial….. Página 4

2.2. Especificaciones Medioambientales……..... Página 6

3. ENTORNO DE LA UNIDAD..... Página 7

4. DESCRIPCION CONCEPTUAL DEL PROCESO Y ALTERNATIVOS DEL MISMO..... Página 12

5. DESTINO DE LOS PRODUCTOS..... Página 19

5.1. Producto Principal: Azufre…… Página 20

5.2. Gases a ventear…..…… Página 21

6. UNIDADES EN FUNCIONAMIENTO..... Página 22

6.1. Argentina…… Página 22

7. CONDICIONES DE BORDE..... Página 23

8. BIBLIOGRAFÍA…… Página 25

ANÁLISIS CONTEXTUAL

1. INTRODUCCIÓN

Este documento tiene por objeto realizar el análisis contextual del Proyecto de Unidad de Recuperación de Azufre presentando el objetivo global del proceso, las actuales exigencias a nivel nacional y mundial de estos tratamientos y las alternativas de proceso disponibles.

En los procesos de refinación de petróleo crudo se busca reducir la cantidad de azufre contenido en el mismo. Al hacer esto se genera sulfuro de hidrógeno, el cual debe ser tratado adecuadamente por una unidad de recuperación de azufre para no emitir el mismo a la atmósfera y causar daños al ambiente. La unidad de recuperación es conocida como Planta Claus, la cual en resumidas cuentas convierte, a través de distintas reacciones, el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental. Más específicamente, ocurre primero una combustión en donde se convierte aproximadamente el 70%(w) del azufre presente en el gas a azufre elemental, y posteriormente pasa por una serie de reactores catalíticos en los que continúa la conversión.

La tendencia global, incluida Argentina, es la de emitir menos azufre por una cuestión medioambiental regida por legislaciones cada vez más estrictas.

La unidad Claus logra producir azufre que puede ser utilizado en otras industrias, entre las más importantes se mencionan: producción de ácido sulfúrico, de fertilizantes y del caucho.

2. OBJETIVOS DEL PROCESO

El objetivo principal del proceso Claus es tratar al sulfuro de hidrógeno (H_2S) que proviene de unidades de hidrotratamiento en la refinería de petróleo crudo, para convertir la máxima cantidad de azufre del mismo a su estado elemental. De esta manera se reducen las emisiones de dicho gas y/o dióxidos de azufre a la atmósfera y se recupera el azufre en una forma más estable.

Es necesario convertirlo a azufre elemental ya que cuando este gas es quemado, se convierte en dióxido y trióxido de azufre. El dióxido de azufre, si sale de las chimeneas de venteo de las refinerías en grandes cantidades, es perjudicial para el medioambiente local y para las personas dado que es un gas tóxico. Además, puede oxidarse para formar trióxido de azufre, que se combina con la humedad de la atmósfera para luego precipitar como lluvia ácida. Por otra parte, si los productos no son despojados adecuadamente de los mercaptanos que contiene el crudo, cuando estos se queman en el motor, pueden liberar dióxido de azufre al ambiente. Es importante remarcar que el azufre es veneno del catalizador del auto.

Particularmente en el petróleo crudo, que se clasifica en cuatro categorías según la proporción del tipo de hidrocarburos que contenga (parafínica, asfáltica, nafténica y mixta), se han estudiado y encontrado a lo largo de años de investigación y estudio, más de doscientos compuestos con azufre en los diversos tipos de crudo.

A través del proceso se cumplen las especificaciones nacionales e internacionales acerca de las concentraciones máximas permitidas en los gases de venteo hacia la atmósfera y de las concentraciones máximas de azufre en los combustibles.

Con el avance de los años, la cantidad de azufre permitido en combustibles, como gasolina, gasoil, jet fuel y fuel oil, en gases livianos como metano y etano y en gases licuados como propano y butano, ha ido disminuyendo progresivamente por medio de medidas cada vez más restrictivas y exigentes. La calidad de los combustibles está regida por normas internacionales y nacionales, y afectan directamente a la composición de componentes contaminantes. Con mayor frecuencia se desarrollan tecnologías más sofisticadas para sistemas de combustión de medios de transporte y motores de todo tipo, y además los distintos países tienden a una política más protectora del medio ambiente, elaborando normas y estándares que promueven el desarrollo sustentable de las industrias. Además, los pozos de producción actualmente explotados contienen crudos mucho más agrios que décadas atrás, es decir que a estos crudos hay que extraerles más azufre para cumplir con las mismas especificaciones. El azufre proveniente de los pozos viene en forma de mercaptanos, tiofenos, disulfuros y sulfuros cíclicos. Por esta razón es menester desarrollar, mejorar e instalar nuevas unidades de procesos en las refinerías que permitan una mayor extracción del azufre del crudo, y por ende se generará una mayor cantidad de sulfuro de hidrógeno que debe ser convertido a azufre elemental.

2.1. ESPECIFICACIONES DE COMBUSTIBLES A NIVEL NACIONAL

A nivel nacional las especificaciones en cuanto a los distintos combustibles líquidos estaban anteriormente reguladas según la resolución de la ex Secretaría de Energía N°1283/2006, en la cual se habían fijado fechas límite para reducir la concentración de azufre en combustibles a determinados valores. Como fue de parcial cumplimiento, se sacó una actualización que da un margen más amplio para que las refinerías puedan cumplir con las especificaciones legales. A través de la resolución de la Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos N° 5/2016 que establece los siguientes valores en cuanto al contenido de azufre en los combustibles:

ANÁLISIS CONTEXTUAL

Combustible/Especificación		Grado 2	Grado 3
		ppm	ppm
Nafta		150	50
Gas Oil	Zona AD	500	10
	Zona BD	1500	10

Zona AD: Alta densidad poblacional.

Zona BD: Baja densidad poblacional.

A partir del 1 de enero del 2019, el contenido de azufre máximo de gas oil grado 2 en la zona de baja densidad (BD) será de 1000 ppm

A partir del 1 de enero del 2022:

Combustible/Especificación		Grado 2	Grado 3
		ppm	ppm
Nafta		50	10
Gas Oil	Zona AD	350	10
	Zona BD	350	10

El contenido de azufre y otros parámetros de combustibles también establecidos por esta Resolución tienen íntima relación con las normativas que establecen los límites de emisiones contaminantes de los automotores, siendo la vigente a nivel nacional la Resolución de la ex Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable N° 1464/2014, la cual está alineada a las normas EURO que rigen en Europa.

Los valores de las normas Euro para automóviles nafteros son los siguientes:

Norma	**CO**	**HC**	**HC + NOx**	**NOx**	**PM**
	g/km	g/km	g/km	g/km	g/km
Euro 1	2.72	-	0.97	-	-
Euro 2	2.2	-	0.5	-	-
Euro 3	2.3	0.2	0.5	0.15	-
Euro 4	1.0	0.1	-	0.08	-
Euro 5	1.0	0.1	-	0.06	0.005*
Euro 6	1.0	0.1	-	0.06	0.005*

Los valores de las normas Euro para automóviles gasoleros son los siguientes:

Norma	CO	HC + NOx	NOx	PM
	g/km	g/km	g/km	g/km
Euro 1	2.72	0.97	-	0.14
Euro 2	1.0	0.7	-	0.08
Euro 3	0.64	0.56	0.5	0.05
Euro 4	0.5	0.3	0.25	0.025
Euro 5a	0.5	0.23	0.18	0.005
Euro 5b*	0.5	0.23	0.18	0.005
Euro 6	0.5	0.17	0.08	0.005

A partir de la EURO 3 en adelante, los combustibles debieron ir adaptándose disminuyendo gradualmente el contenido de azufre, entre otros.

2.2. ESPECIFICACIONES MEDIOAMBIENTALES

En cuanto a las restricciones ambientales sobre emisión de compuestos contaminantes a nivel nacional, se especifica en la ley N° 20.284 los valores permitidos, de alarma y de emergencia.

Contaminante	Norma calidad de aire	Alerta 1	Alerta 2	Emergencia
CO	10 ppm/ 8 h 50 ppm/ 8h	15 ppm/ 8 h 100 ppm/ 8h	30 ppm/ 8 h 120 ppm/ 8h	50 ppm/ 8 h 150 ppm/ 8h
NOx	0.45 ppm/h	0.6 ppm/h 0.15 ppm/ 24h	1.2 ppm/h 0.3 ppm/ 24h	0.4 ppm/ 24h
SO_2	0.03 ppm (70 ug /m^3) mensual	1 ppm/h 0.3 ppm/ 8h	5 ppm/h	10 ppm/h
O3	0.1 ppm/h	0.15 ppm/h	0.25 ppm/h	0.4 ppm/h
Partículas en suspensión	150 ug/m^3 mensual			
Partículas sedimentables	1 mg/cm^2 mensual			

3. ENTORNO DE LA UNIDAD

A la planta de recuperación de Azufre llegan dos corrientes. La principal proveniente de la planta de Endulzamiento de Gas, concentrada en sulfuro de hidrógeno, y en algunas refinerías se suma la proveniente del Stripper de Aguas Agrias (SWS), con la mayor carga de amoníaco gaseoso.

La planta de Endulzamiento de Gas es una unidad anexa a la planta de Tratamiento de Gases. La misma está conformada por una sucesión de columnas de absorción y destilación. La primera es una columna deetanizadora, cuyo objetivo es absorber con una corriente de hidrocarburos pesados la mayor cantidad posible de propano y casi la totalidad de butano y compuestos más pesados, separándolos así del etano y metano y demás gases contaminantes. Le sigue la llamada absorbedora esponja, que es la encargada de recuperar los hidrocarburos más pesados que se podrían haber volatilizado en el tope de la deetanizadora. La corriente gaseosa que sale de esta columna está compuesta en su mayoría por metano, etano y gases contaminantes como H_2S, COS y NH_3, y en menor medida propano y butano. Esta es la corriente que es enviada a la planta de Endulzamiento de Gas.

La corriente pesada de la deetanizadora es enviada a la debutanizadora, que es una columna de destilación que separa el propano, propileno, butano y butileno de los compuestos más pesados. Esta corriente pesada es enviada a un splitter de naftas. La corriente de fondo se la puede mandar a un hidrotratamiento y reformado, mientras que la corriente de tope se la desulfuriza e incorpora al pool de naftas. La corriente liviana de la debutanizadora se la desulfuriza, condensa y envía a una columna depropanizadora, donde se separa al butano del propano. Esta es la última operación de la Planta de Tratamiento de Gas.

Los gases alimentados a esta planta provienen de la compresión de las corrientes gaseosas de la columna de destilación atmosférica, de las unidades de FCC, reformado y coker y de los eyectores de la columna de vacío. A esta corriente se le suman las corrientes gaseosas del hidrocracker e hidrotratamientos, responsables de la mayor concentración de compuestos sulfurosos.

Como nuestro estudio se enfoca en los contaminantes con azufre, se va a dar un seguimiento de cómo se incorporan estos compuestos a esta corriente gaseosa.

ANÁLISIS CONTEXTUAL

El azufre es una molécula de peso molecular elevado comparándola con las que mayoritariamente conforman al crudo: Hidrógeno, Carbono, Oxígeno, Nitrógeno. Consecuentemente los mercaptanos suelen acumularse en los cortes más pesados del topping. Debido a la creciente necesidad de aprovechar el fondo del barril, se han diseñado unidades de proceso que permiten separar cortes de naftas y gasoil de estas corrientes pesadas. Ellas son el crackeo térmico (coqueo retardado o visbreaking) y el cracking catalítico (fluidizado o hidrocraking). El objetivo básico de cualquiera de estas unidades es convertir cortes pesados en cortes más livianos.

Las unidades de craqueo catalítico buscan disminuir el peso molecular promedio de los hidrocarburos haciéndolos reaccionar con un catalizador diseñado para promover la formación de naftas y diesel. En el caso del craking catalítico fluidizado (FCC) se produce la formación de coque en la superficie del catalizador por lo que para evitar pérdida de eficiencia en la reacción la misma se lleva a cabo en lechos fluidos que permiten su regeneración de forma continua. El hidrocraqueo en su concepción básica se trata de un crackeo catalítico en presencia de hidrógeno, lo que permite el procesamiento de diferentes alimentaciones provenientes de destilación primaria o reciclos de otras unidades de conversión como FCC o coqueo. La atmósfera de alta presión parcial de hidrógeno en presencia de catalizador elimina muchos de los compuestos que reducen la calidad de los destilados, produce entonces cortes de alto valor para la refinería.

El proceso de coqueo, llamado “coqueo retardado”, es en esencia un craqueo térmico con un mayor tiempo de residencia en las cámaras de reacción. Busca disminuir el peso molecular promedio de los hidrocarburos por descomposición térmica. La operación se divide en tres partes: el horno de calentamiento de carga, las cámaras de coqueo y el fraccionador.

De estas unidades salen cinco corrientes: gases, nafta liviana, nafta pesada, diésel y el producto del fondo. Las naftas y gasoil proveniente de estos procesos no suelen cumplir con las especificaciones de azufre y olefinas requeridas para entrar a los pool de naftas y gasoil, por lo que se deben someter a procesamientos posteriores. Ellos son los hidrotratamientos.

En los hidrotratamientos el objetivo principal es la eliminación de ciertos contaminantes que se encuentran presentes en diversas corrientes de la refinería y pueden tener efecto perjudicial, tanto en los procesos (ej. envenenamiento de catalizadores) como en los productos finales. La carga circula a través de un lecho fijo de catalizador en flujo axial, a temperaturas elevadas y presiones variables en función de la carga a tratar.

ANÁLISIS CONTEXTUAL

Las corrientes de entrada a estas unidades se podrían clasificar según su fin: como el tratamiento necesario anterior a la reformación catalítica, ya que es un requisito que esta corriente contenga menos de 1 ppm de azufre a fin de proteger al catalizador de platino, o como el tratamiento para que las naftas y gasoil puedan cumplir las especificaciones de olefinas, aromáticos, azufre y nitrógeno para entrar a los pools de naftas y gasoil.

Las corrientes de salida de estas unidades se dividen en las corrientes de producto deseado dentro de la especificación buscada y la del gas concentrado en los contaminantes, siendo los principales el sulfuro de hidrógeno y el amoníaco. Son entonces estas corrientes las que aportan la mayor concentración de H_2S y demás compuestos sulfurosos a la planta de tratamiento de gas.

Enfocándonos en la operación de endulzamiento de gas, encontramos distintas opciones para la separación de los compuestos sulfurosos de los hidrocarburos. Entre ellos:

Procesos con solventes químicos:

- ✓ Monoethanolamine (MEA)
- ✓ Diethonalamine (DEA)
- ✓ Methyl-diethonalamine (MDEA)
- ✓ Diglycolamine (DGA)
- ✓ Hot potassium carbonate

Procesos con solventes físicos:

- ✓ Selexol
- ✓ Propylene carbonate
- ✓ Sulfinol
- ✓ Rectisol

Procesos con adsorbedores secos:

- ✓ Molecular sieve
- ✓ Activated charcoal
- ✓ Iron sponge
- ✓ Zinc oxide

Los procesos con aminas son los más usados en general. Se llamará Planta de Endulzamiento con aminas a este proceso de eliminación de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono de la corriente gaseosa mediante su absorción en una solución acuosa de aminas.

Los principales equipos a considerar en las Plantas de Endulzamiento con aminas son la columna absorbedora y la de stripper (regeneradora), junto con la cañería y equipos de intercambio de calor y de separación asociados.

ANÁLISIS CONTEXTUAL

El gas ácido que contiene H_2S y CO_2 entra por el fondo de la columna absorbedora y fluye en sentido vertical en contacto íntimo con la solución acuosa de amina. El gas dulce sale por el tope de la columna y pasa por una unidad deshidratadora antes de ser considerado listo para su uso como gas combustible en la refinería.

La solución de aminas regenerada proveniente del fondo de la columna stripper es bombeada a través de un intercambiador de calor amina-amina y luego por un intercambiador de calor con aire o agua antes de ser introducido por el tope de la columna absorbedora. La solución acuosa desciende por esta columna en contracorriente con el gas ácido y remueve los contaminantes ácidos de la corriente gaseosa. La solución rica en H2S y CO2 sale por el fondo de la columna absorbedora a través del intercambiador de calor amina-amina y entra por el tope de la columna stripper.

El intercambiador de calor amina-amina sirve como un equipo de aprovechamiento energético y disminuye el total del calor requerido por el proceso. Parte de los gases ácidos son flasheados de la solución calentada rica en H2S y CO2 en el tope de la columna stripper. El resto de la solución desciende por el stripper en contracorriente con el vapor generado en el reboiler. El vapor del reboiler absorbe los gases ácidos de la solución de aminas. Los gases ácidos y el vapor de agua salen por el tope del stripper y pasan por un condensador, donde la mayor parte del vapor de agua condensa y es enfriado. En un separador son separados los gases ácidos del agua condensada. Esta corriente líquida vuelve al stripper por el tope como reflujo. Los gases ácidos son enviados a la Planta de Recuperación de Azufre.

Esta corriente ácida proveniente de la Planta de Endulzamiento con Aminas entra a la Planta de Recuperación de Azufre donde se encuentra con la corriente rica en amoníaco proveniente del Stripper de Aguas Agrias.

Cuando el vapor de stripping, o las aguas de lavado, que usualmente se inyectan para disolver sales corrosivas, entran en contacto con corrientes de hidrocarburos que contienen SH_2, se forma agua agria. Ésta también contiene NH3, que proviene del nitrógeno del crudo o de amoníaco inyectado en el topping para combatir la corrosión, junto con fenoles, cianuros, CO_2 e incluso sales y ácidos, lo que conlleva la necesidad de su procesamiento como paso previo a disponer su destino final.

En un diseño convencional del sistema de tratamiento, el agua agria pasa por un separador flash para remover hidrocarburos e ingresa al stripper, que posee un reboiler en el fondo, para generar el vapor de stripping necesario, removiéndose por cabeza el SH_2 y el NH_3. Esta es la corriente gaseosa que entra a la planta de Recuperación de Azufre.

A continuación se pueden observar diferentes figuras respecto del entorno de la unidad Claus.

ANÁLISIS CONTEXTUAL

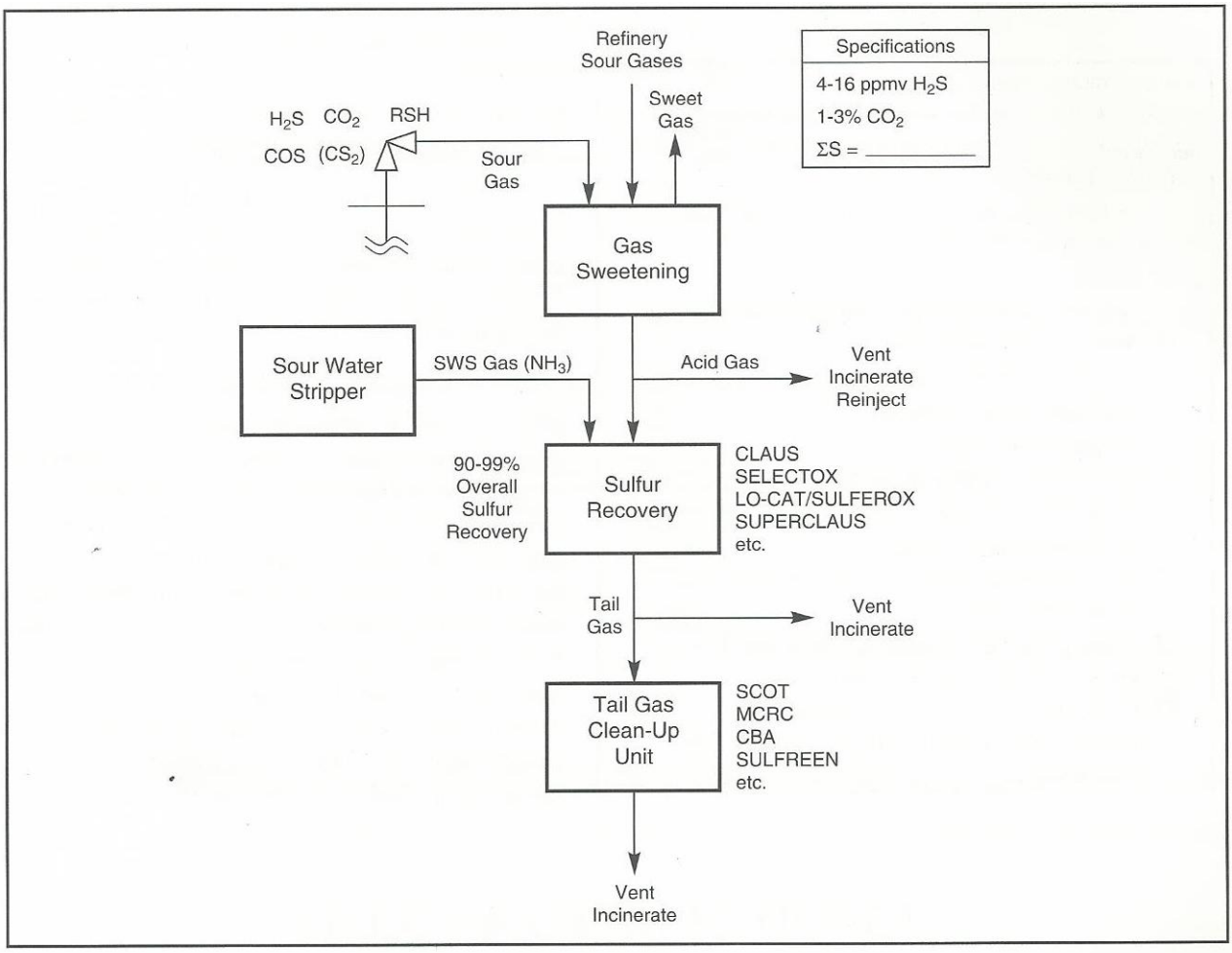


Figure 1.13 Gas Sweetening and Sulfur Recovery Integration

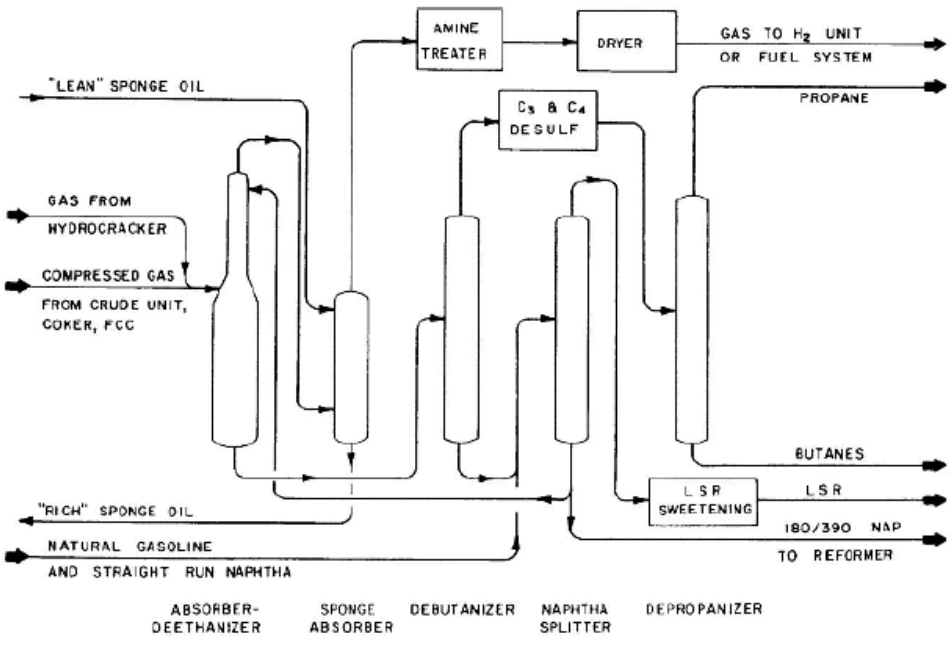


Figure 13.3 Typical gas processing unit.

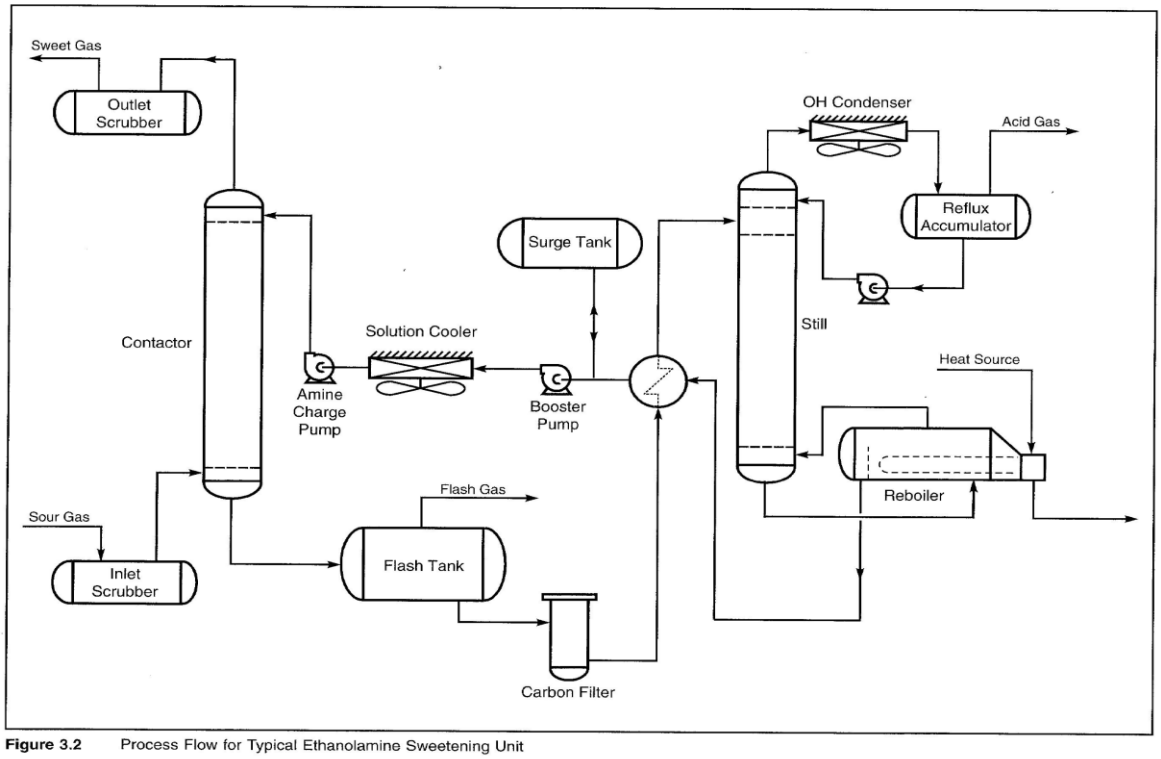


Figure 3.2 Process Flow for Typical Ethanolamine Sweetening Unit

4. DESCRIPCIÓN CONCEPTUAL DEL PROCESO Y ALTERNATIVAS DEL MISMO

Los procesos para tratar el azufre proveniente del petróleo pueden ser de dos formas:

- Fase Líquida
- Fase Gaseosa

Si bien el desarrollo de este trabajo estará focalizado en los procesos en fase gaseosa, se introduce conceptualmente algunos detalles de los procesos en fase liquida. Estos procesos tienen una forma del tipo redox. Conceptualmente, consiste en lograr la oxidación del azufre presente en el sulfuro de hidrogeno a su forma elemental.

La reacción global involucrada sería:

$$H_2S + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O + S\downarrow$$

En este tipo de procesos lo más común es encontrar un absorbedor y un regenerador. Es en el absorbedor donde entrará la corriente de gas por un lado, y por el otro la solución con el catalizador u oxidante suspendido en donde se obtendrá el azufre elemental. Luego se regenerará la solución y así se obtendrá el azufre elemental como producto.

ANÁLISIS CONTEXTUAL

Aquí se enumeran algunos de estos procesos que básicamente difieren en la solución que utilizan, y por lo tanto la reacción que se lleva a cabo. Algunos de ellos son:

- ✓ LO-CAT
- ✓ SULFEROX
- ✓ Ferrox Process
- ✓ Gluud Process
- ✓ Manchester Process
- ✓ Stretford A.D.A Process
- ✓ Takahax Process
- ✓ Thylox Process
- ✓ Perox Process
- ✓ Giammarco-Vetrocoke Process
- ✓ También existen otros procesos como:
- ✓ Shell Sulfolane Process
- ✓ Freeport Sulfur Process
- ✓ RSRP Process

Los posibles catalizadores u oxidantes que se pueden utilizar en este tipo de procesos son:

- ✓ Politionatos
- ✓ Óxidos de hierro
- ✓ Tioarsenatos
- ✓ Complejos del tipo hierro-cianuro
- ✓ Catalizadores orgánicos
- ✓ Permanganato de potasio y sodio o dicromato de potasio.

Aun así, con los procesos mencionados previamente se puede lograr una conversión máxima de 96-98%.

Por otro lado, se encuentran los procesos en fase gaseosa que son los pertinentes a este trabajo. Dentro de ellos se encuentra el proceso Claus, pionero en esta tecnología.

El proceso Claus original constaba de un solo reactor en donde ocurría la oxidación de sulfuro de hidrogeno con aire. Para ello, se usaba un catalizador de bauxita o minerales de hierro. Por supuesto este proceso no alcanzaba grandes rendimientos, por lo que a lo largo de los años se fueron creando modificaciones al proceso hasta llegar al proceso que se conoce hoy en día. Este es el proceso Claus “modificado”.

El proceso Claus modificado consiste en el desarrollo de las siguientes reacciones químicas:

1. $H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$
2. $2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$

3. $H_2S + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O + S$

El proceso en general cuenta con las siguientes etapas:



- Horno
- Reactores
- Incinerador
- Stack

Etapa térmica

A la etapa térmica ingresan dos corrientes, una es la de los gases provenientes del tratamiento de aminas, que contiene compuestos de azufre principalmente (podría haber mercaptanos livianos remanentes, pero la mayoría tiene forma de sulfuro de hidrogeno H_2S), y la otra es la corriente proveniente del tratamiento de aguas agrias, que contiene compuestos amoniacales mayoritariamente.

Esta etapa ocurre dentro de un horno de reacción a muy alta temperatura (alrededor de los 1300ºC). Los objetivos aquí son:

Tener una primera conversión de los compuestos de azufre a azufre elemental. La recuperación aquí lograda es de un 70% aproximadamente.

Formar óxidos de azufre con los compuestos que no hayan logrado transformarse en azufre elemental. (Un tercio del sulfuro de hidrógeno se oxida a SO_2 en esta etapa)

Eliminar todos los otros compuestos involucrados en la corriente como el amoníaco.

Las reacciones que se desarrollan en el horno son por un lado las reacciones deseadas 1, 2 y la destrucción de amoniaco:

4. $2NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow N_2 + 3H_2O$

Por otro lado, se desarrollan otras reacciones, en general no deseadas, como la formación de Disulfuro de Carbono (CS2) y Sulfuro de Carbonilo (COS). Las expresiones son:

5. $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$
6. $2CH_4 + O_2 \rightarrow 2CO + 4H_2$
7. $CO_2 + H_2S \rightarrow COS + H_2O$
8. $COS + H_2S \rightarrow CS_2 + H_2O$

En la etapa térmica existen dos variantes respecto de la alimentación al horno:

Straight Through Process: Se alimenta al horno la corriente de gas a tratar y aire suficiente como para que se produzca la oxidación de un 30% de H2S a SO_2. Luego los gases abandonan el horno para pasar por una serie de dos condensadores y dos reactores en total para finalizar la reacción. En cada condensador se retira el producto de azufre líquido. Luego los gases remanentes se envían a un incinerador para ser venteados a la atmósfera.

Se muestra el diagrama de proceso simplificado de esta variante en la siguiente figura:

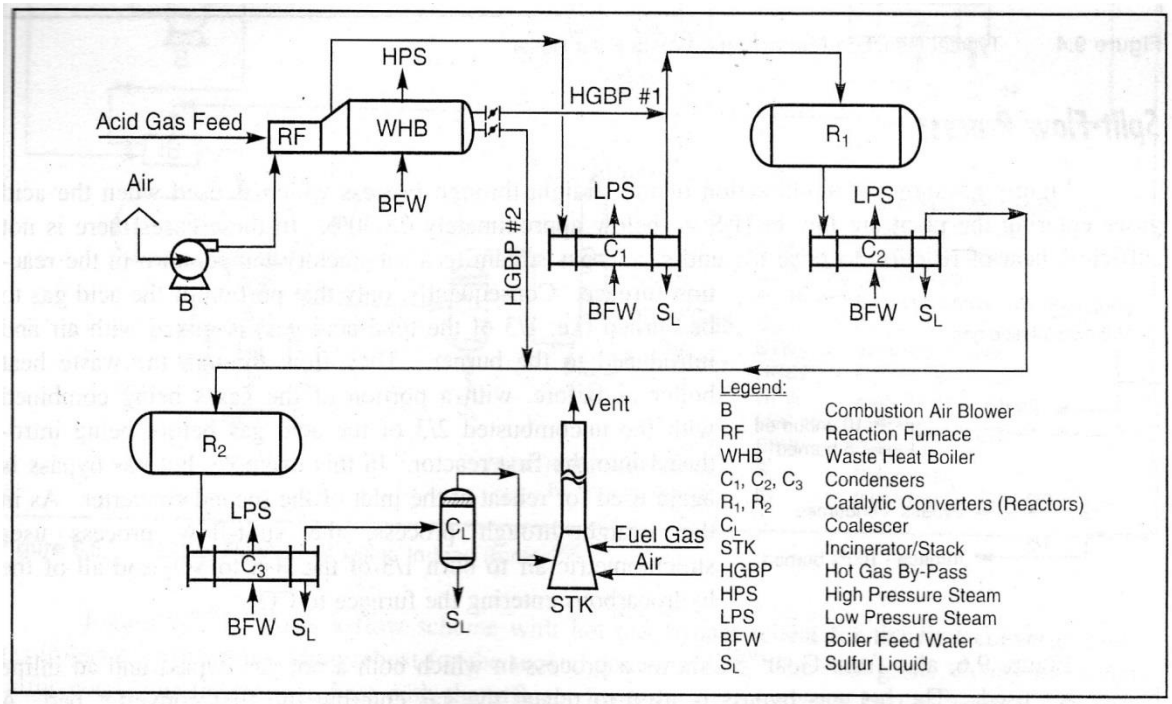


Figure 9.3 Claus "Straight-Through" Process Flow Scheme[9.3]

Figura: Diagrama de proceso de una planta Claus en modalidad Straight-Through.

Split-Flow Process: Presenta la misma idea que el proceso Straight-Through con la diferencia que en vez de alimentar toda la corriente de gas al horno solo se alimenta 1/3 del total al mismo y los otros 2/3 directamente al primer reactor.

Etapa catalítica

A la etapa catalítica se alimentará los gases provenientes del horno. Esta etapa consta de una serie de reactores catalíticos (en general dos o tres) operando a unos 200ºC/300ºC aproximadamente, sistemas de condensadores y sistemas de calentamiento. En los reactores ocurre la reacción 2.

Es aquí también donde se logra la ruptura de los disulfuros y sulfuros de carbono formados en la etapa térmica.

Los condensadores se ocupan de llevar el producto de azufre elemental gaseoso a su estado líquido, para su posterior almacenamiento y venta. Y los sistemas de calentamiento están para levantar la temperatura de los gases luego del condensador para volver a entrar a los reactores a una temperatura deseada.

Existen distintas variantes para los sistemas de calentamiento:

Por bypass de gases calientes: parte de los gases que salen calientes del horno son usados para mezclarse con las corrientes de salida de los condensadores para aumentarles su temperatura.

Quemadores en línea: dan lugar a una reacción de combustión que es exotérmica y eleva la temperatura de la corriente gaseosa. Se utiliza parte del gas de alimentación a la planta, gas que sale del condensador y aire.

Intercambiadores de calor gas-gas: son intercambiadores de calor que utilizan la salida del reactor y la salida del condensador para calentar los gases que entran al otro reactor.

Calentadores a base de fuel gas o vapor caliente: son intercambiadores de calor pero que en vez de usar corrientes de proceso, usan una corriente de servicio como por ejemplo vapor caliente, para calentar. En el caso de usar fuel gas, son quemadores.

Los catalizadores que se usan en los reactores generalmente son a base de alúmina aunque también los hay de titanio u otros catalizadores que están patentados.

Todas las tecnologías están patentadas, por lo cual cada uno tendrá sus particularidades solo disponibles en la patente.

Al final del proceso se obtienen recuperaciones de hasta un 96-98%.

En la actualidad, las restricciones ambientales con respecto al azufre son cada vez más estrictas, por lo cual se tuvieron que desarrollar nuevos procesos acondicionadores de la cola de gases que surge de un proceso como el Claus por ejemplo. Acompañado con estos nuevos sistemas, la recuperación de azufre puede lograr alcanzar un valor de 99,9% y superiores.

Se detallan los siguientes sistemas:

- ✓ **Shell Claus Offgas Treating (SCOT):**

En este proceso se toma la cola de gases de la planta Claus, y se la hace reaccionar a alta temperatura con hidrógeno. Así, se obtienen todos los compuestos con azufre ahora en forma de sulfuro de hidrógeno. Aquí se utiliza un catalizador de molibdeno ($CoMoO_4$). Luego se enfría en un intercambiador de calor y se lo hace pasar por una torre de enfriamiento rápido para luego realizar una absorción selectiva con una solución de amina alcalina MDEA. Finalmente se recupera la amina y se recircula el sulfuro de hidrogeno al inicio de la planta Claus. Los gases de venta se incineran para ser liberados a la atmósfera.

Lo que se consigue principalmente aquí es la ruptura de los mercaptanos remanentes. Hay dos tipos de reacciones, las de hidrogenación y las de hidrolisis.

Hidrogenación:

9. $S_X + xH_2 \rightarrow xH_2S$
10. $SO_2 + 3H_2 \rightarrow H_2S + 2H_2O$
11. $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Hidrolisis:

12. $COS + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2S$
13. $CS_2 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2S$

- ✓ **Beavon Sulfur Removal Process (BSRP)**

- ✓ **Procesos del tipo sub-dewpoint:**

Dado que la reacción que ocurre en los reactores es del tipo Le Chatelier, este proceso apunta a trabajar a bajas temperaturas para que al formarse el azufre, lo haga de forma líquida. De esta forma se estaría eliminando el azufre del medio de reacción desplazando así la reacción hacia la formación de azufre. El azufre líquido se deposita en los poros del catalizador que suele ser especial para contener una gran porosidad. Luego habrá que removerlo cuando el catalizador esté perdiendo actividad, esto será la regeneración del catalizador. Algunos de estos procesos son:

- ✓ Cold Bed Adsorption (CBA)
- ✓ MCRC
- ✓ Sulfreen Process
- ✓ MODOP

Saliendo de la tecnología sub-dewpoint se sugieren otros procesos como:

- ✓ ASR Sulphoxide Process
- ✓ U.S. Bureau of Mines Citrate Process
- ✓ Westvaco Process
- ✓ IFP Process
- ✓ Aquaclaus Process
- ✓ Wellman-Lord Process (SO2 Recovery Process)
- ✓ LUCAS Process

Por último, se listan otras variantes a los procesos que pueden mejorar el rendimiento:

- **Sulfur Recycle:**

En este caso, se recircula al inicio de la planta una porción de azufre que no ha logrado estar en especificación para la venta, es decir, no ha logrado sus propiedades como el color y el brillo. Al inicio de la planta hay un quemador de azufre con aire cuya corriente de salida pasa por un condensador y se junta con la corriente de gas a tratar previamente calentada para entrar al primer reactor.

- **Selectox:**

A través de un catalizador especial logra que las reacciones de oxidación de sulfuro de hidrogeno a SO2 y la reacción entre SO2 y H2S para dar azufre y agua se den simultáneamente. De esta forma, no necesitaría una etapa térmica, aunque a veces se combinan ambos procesos, el Claus y Selectox.

- **Superclaus:**

Consiste en realizar la oxidación directa de sulfuro de hidrógeno a azufre elemental. Si se le agrega una etapa de hidrogenación la recuperación aumenta un poco.

- **Oxygen Enrichment-COPE:**

Se enriquece en oxígeno la corriente de entrada al horno reactor, mejorando así la etapa térmica.

- **Clinsulf**:

En este proceso se trabaja a temperaturas más bajas dando lugar a mejores resultados. Lo que se hace es remover el calor de reacción que se genera en los reactores dando lugar a que el reactor opere a menores temperaturas.

Etapa de disposición final:

En esta etapa todos los gases remanentes serán descartados a la atmosfera. Pero para cumplir con la normativa ambiental primero deberán ser transformados en formas más seguras como por ejemplo los óxidos. Para ello, se los llevará a un incinerador que es un horno, y luego se desecharán a la atmosfera a través de un stack.

Para concluir se analizaran ciertos detalles a tener en cuenta, y la matriz de decisión para seleccionar la tecnología adecuada.

En todos los procesos mencionados, la regulación de la temperatura es muy importante ya que el azufre es un compuesto muy difícil de manejar. Tiene una temperatura de fusión de 115ºC-120ºC aproximadamente, al aumentar la temperatura su estructura rómbica comienza a romperse uniendo sus cadenas, y llegando a los 150ºC comienza a dar lugar a una polimerización y un aumento brusco de la viscosidad imposibilitando su transporte. El pico máximo de viscosidad se da a los 200ºC aproximadamente. Es por esto, que una vez logrado el azufre elemental su transporte deberá prever sistemas calefaccionados para mantener su estado líquido, hasta el almacenamiento y venta.

La matriz de decisión entre una forma de proceso u otra, tiene que ver fundamentalmente con la alimentación al sistema de recuperación (cantidad de H_2S en la alimentación), costos involucrados, disponibilidad de servicios, regulaciones, tamaño de la planta y producción de azufre esperada, entre otros. Por otro lado, también hay que considerar que algunos procesos generan un azufre de mejor calidad que otros (más amarillo y brillante) y se puede vender mejor. En términos generales se puede decir que los procesos en fase gaseosa se utilizan para mayores concentraciones de sulfuro de hidrógeno en la alimentación y con un mínimo de producción de azufre mientras que los de fase liquida se usan para bajas concentraciones de sulfuro de hidrógeno en la alimentación y tienen un máximo de producción de azufre por día (son más limitados). De todas formas, se debe analizar caso por caso cuando se esté buscando alguna alternativa en particular. Otra conclusión general es que el proceso Claus y sus variantes por si solos no generan recuperaciones más allá del 96-98% (por supuesto, un proceso Claus simple tendrá una menor recuperación que otro con alguna modificación) por lo cual deberá agregarse un proceso de tratamiento de la cola del gas de salida del proceso Claus para aumentar la recuperación y esto también aumentará el costo del proceso. Entre ellos hay algunos mejores que otros, pero en general todos llegan al menos al 99% de recuperación, habiendo algunos que se acercan más al 100%.

5. DESTINO DE LOS PRODUCTOS

Del proceso de recuperación se obtiene como principal elemento azufre, que si bien se mantiene en estado líquido en el proceso, se comercializa como sólido. Por otro lado, se obtienen diferentes gases de desecho en cada etapa, los cuales conforman el producto de venteo.

5.1. PRODUCTO PRINCIPAL: AZUFRE

El azufre en estado sólido presenta diferentes estructuras cristalinas, siempre como moléculas de S_8 formando anillos. A temperatura ambiente, la transformación entre las formas más comunes, del azufre ortorrómbico al monoclínico, es más bien estable y lenta, siendo su temperatura de transición igual a 96ºC. En el mercado, el azufre se comercializa en forma de trozos, barras, polvo grueso o polvo fino, también llamado “flor de azufre”. Este no metal tiene distintas y muy variadas aplicaciones en distintas industrias, a saber:

- ✓ Su uso principal es como fertilizante, teniendo un rol fundamental en la producción de fosfatos fertilizantes.
- ✓ Tiene además usos como fungicida.
- ✓ Conforma la materia prima más utilizada en la producción de ácido sulfúrico, fundamental en la industria petroquímica y automotriz, así como también en la fabricación de baterías y pólvora.
- ✓ Participa en el proceso de vulcanizado del caucho, mediante el cual se lo calienta en presencia del azufre con el fin de tornarlo más duro y resistente a las bajas temperaturas.
- ✓ Otro potencial mercado es el de la industria papelera, en el que se lo utiliza como blanqueador en forma de sulfito. Como sulfito, además, se lo usa en la fabricación de fósforos.
- ✓ En la industria fotográfica se lo utiliza como fijador en forma de tiosulfato,
- ✓ Como sulfato tiene aplicación en la producción de laxantes y exfoliantes.
- ✓ Como anhídrido sulfuroso, se lo emplea en la industria enológica como antiséptico.
- ✓ Tiene como mercado la orfebrería, teniendo en cuenta que se lo utiliza para la oxidación de la plata, y de esta forma obtener pátina, de color negro.

En zonas donde el crudo tiene una mayor proporción de azufre, como en Canadá o Venezuela, se han llegado a construir pirámides de azufre en estado sólido, ya que es tal la cantidad que se recupera que no se consigue destinarlo en su totalidad a un mercado. El azufre es entonces almacenado en forma de pirámides de grandes dimensiones, superando en tamaño a las conocidas pirámides de Giza.

Es importante reconocer el peligro que puede conformar el azufre almacenado al aire libre. A no muy altas temperaturas, el polvo fino comienza a suspenderse y reaccionar con el oxígeno en aire, formando dióxido y trióxido de azufre, lo cual es perjudicial no solo para el ambiente, sino para las personas que se encuentren en las cercanías. Además de provocar la lluvia ácido, los óxidos irritan las mucosidades y los ojos, y traen consecuencias en el sistema respiratorio. El uso y almacenamiento del azufre debe ser, por lo tanto, cuidado y atendido con especial responsabilidad.

5.2. GASES A VENTEAR

Los gases que se producen a lo largo del proceso, y que deben ser desechados, se llevan a un incinerador en donde combustionan para tomar formas de óxidos y luego se liberan a la atmosfera a través de un stack, liberando a la atmósfera gases que, en su pequeña cantidad, no resultan perjudiciales al ambiente. Se debe cuidar que se cumplan todas las reglamentaciones pertinentes en cuanto a límites de composición.

Es fundamental dar las condiciones necesarias para que la combustión de los compuestos que contengan carbono sea completa, de forma tal que produzca principalmente dióxido de carbono y no monóxido. Entre los gases de salida se pueden mencionar: vapor de agua, dióxido de carbono, óxidos de azufre, sulfuros de hidrógeno y carbono, amoníaco, hidrógeno, nitrógeno, entre otros.

Uno de los inconvenientes que mayor impacto generan en el ambiente es la liberación en cantidades superiores a la permitida de óxidos de azufre y nitrógeno, gases que combinados con el vapor de agua generan H_2SO_4 (ácido sulfúrico) y HNO_3 (ácido nítrico), constituyentes de la lluvia ácida:

En la fase gaseosa el dióxido de azufre se oxida por reacción con el radical hidroxilo por una reacción intermolecular:

$$SO_2 + OH\cdot \rightarrow HOSO_2$$

$$HOSO_2\cdot + O_2 \rightarrow H_2O\cdot + SO_3$$

En presencia del agua atmosférica o sobre superficies húmedas, el trióxido de azufre (SO_3) se convierte rápidamente en ácido sulfúrico, según:

$$SO_3(g) + H_2O\ (l) \rightarrow H_2SO_4(l)$$

Por otro lado, el NO se oxida con el oxígeno atmosférico,

$$O_2 + 2NO \rightarrow 2NO_2$$

El cual reacciona con el agua dando ácido nítrico:

$$3NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_3 + NO$$

Entre los efectos más drásticos de la lluvia ácida, se encuentran:

- ✓ La acidificación y eutrofización de ríos y lagos, perjudicando la vida acuática

- ✓ El empobrecimiento en nutrientes esenciales del suelo, provocando stress en las plantas
- ✓ La destrucción de microorganismos fijadores de nitrógeno, fundamentales para sostener la vegetación en zonas forestales
- ✓ El ataque a construcciones y edificaciones. El efecto corrosivo de la lluvia ácido ataca el carbonato de calcio, afectando por lo tanto las estructuras de mármol o piedra caliza.

Es por estas razones primordial realizar el venteo de estos gases de forma controlada y respetando en cada caso los límites impuestos en la legislación mencionada a lo largo del informe.

6. UNIDADES EN FUNCIONAMIENTO

6.1. ARGENTINA

En nuestro país la transformación de la actividad petrolera ha sido demarcada por la disponibilidad y el tipo de crudos, la demanda de productos, la evolución tecnológica y los costos operativos, en especial los energéticos. El gran impulso de esta actividad ocurrió en los años 60, en parte debido al crecimiento económico del país y a los contratos petroleros firmados en 1958. Impulsadas por el desarrollo económico las refinerías continuaron incrementando sus capacidades y complejidades. El primer gran cambio fue el encontrarle destino a los productos de Topping en el mercado eléctrico, que hasta ese momento se abastecía con fuel oil. En esta época las refinerías elevaron su complejidad sobre la base de procesos como el cracking catalítico y el cracking térmico.

La primera empresa en incluir una planta Claus dentro de sus unidades de tratamiento fue Shell (Royal Dutch Company) en su refinería de Dock Sud.

La segunda empresa en incluir esta unidad de tratamiento fue YPF (Yacimientos Petrolíferos Fiscales) en 1998 en su refinería de La Plata y en Luján de Cuyo. YPF es la mayor refinadora a nivel nacional en la actualidad. Fue fundada en 1922 y en la actualidad el complejo Industrial La Plata es uno de los más importantes de América del Sur. La incorporación de la planta Claus tuvo como objetivo principal el de avanzar en el tratamiento de problemas ambientales y así lograr la reducción de un 96% en el contenido de azufre de los gases que se queman en los mecheros. En el año 2014 la planta ubicada en La Plata se vio obligada a adaptar sus instalaciones para poder cumplir con las especificaciones máximas de azufre que establecía la Ley.

Axion Energy tiene en sus planes incorporar una planta Claus en su refinería de Campana. Esta incorporación forma parte de un proyecto mucho mayor que incluye el de producir un 60% más de gas oil y un 50% más de naftas y el de emitir un 98% menos de dióxido de azufre respecto del que se emite actualmente.

7. CONDICIONES DE BORDE

En Argentina existen las siguientes ocho refinerías principales en funcionamiento:

- Tres pertenecientes a YPF. Las dos más grandes, de alta conversión, ubicadas en La Plata (Buenos Aires) y Luján de Cuyo (Mendoza), y una tercera tipo hydroskimming en Plaza Huincul (Neuquén), de baja producción.
- Una perteneciente a Shell en Dock Sud (Buenos Aires), de alta conversión.
- La correspondiente a Axion Energy, en Campana (Buenos Aires). Es la cuarta más grande del país, próxima a incorporar una nueva unidad Claus.
- La planta de Pampa Energía en Bahía Blanca (Buenos Aires), de conversión media.
- Dos pequeñas del tipo hydroskimming ubicadas en San Lorenzo, Santa Fe (Oil Combustibles) y en Campo Duran, Salta (Refinor).

Las refinerías del tipo topping o hydroskimming son muy simples en cuanto a su complejidad de refinación y no cuentan con tecnología de avanzada para lograr una alta capacidad de producción de nafta y gas oil. A su vez, ante la cada vez mayor disponibilidad de crudos más pesados y/o agrios, su adecuación a estas nuevas exigencias es más compleja y costosa para cumplir con la normativa vigente. Es por ello que no se seleccionará ninguna refinería simple, quedando así cuatro otras posibles.

Las refinerías más importantes que cuentan con tecnología de hidrotratamiento y que producen grandes cantidades de sulfuro de hidrógeno son: YPF en La Plata, Shell en Dock Sud, Axion Energy en Campana y YPF en Luján de Cuyo. La ventaja logística con la que corren las tres primeras es que cuentan con la facilidad de transportar los combustibles producidos por vía fluvial y de llevarla en poco tiempo a Ciudad de Buenos Aires y el Gran Buenos Aires, donde se concentra el mayor consumo de energía del país. Luján de Cuyo es un centro muy cercano a la zona de explotación, sin embargo, tiene una gran desventaja respecto al transporte, excepto para los consumos en la zona.

Dentro de las tres opciones viables antes mencionadas elegimos la planta de Axion en Campana para instalar la planta Claus por varias razones.

Por un lado, desde un punto de vista logístico tiene un cómodo acceso para transportar el crudo y enviar los productos a los centros de consumo. Se encuentra cerca de la Ruta Nacional Nº9, a través del cual se puede llevar el combustible a la Ciudad de Buenos Aires en poco más de una hora y se la puede transportar al resto del país. También se encuentra cerca del puerto de Campana, en caso de que sea necesario hacer el transporte a través del Río Paraná para carga pesada.

Por el otro lado, tiene fácil acceso de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, vapor de agua para calentamiento) que puede obtenerse directamente del Rio

(previo tratamiento). Esto tiene la ventaja que los costos de operación se reducen respecto de otras áreas donde los servicios están más restringidos.

El hecho que se encuentre cerca de un lugar altamente poblado como lo es el conurbano bonaerense o la Ciudad de Buenos Aires hace que sea más sencillo contratar personal necesario y capacitado para que trabaje en la unidad. Lugares más alejados, como Luján de Cuyo, hacen que este factor sea limitante.

En esta planta se sabe de la existencia de una ampliación en el proceso de hidrotratamiento e instalación de una nueva unidad Claus para renovar la que existe en la actualidad. Se detallan las ampliaciones a continuación:

Unidad	% Aumento capacidad	Modificaciones más importantes
Destilación atmosférica y de vacío	33	Tren de intercambio de calor. Horno adicional. Torre fraccionadora adicional
Unidad de coqueo retardado	35	Unidad totalmente nueva, tecnología Foster Wheeler.
Craqueo catalítico	35	Nuevo reactor y fraccionadora. Nueva tecnología (válvula deslizante vs lado a lado) Enriquecimiento aire de combustión con Oxigeno. Tecnología UOP.
Reformación catalítica	16	Reactor y horno adicionales. Tecnología UOP
Hidrotratadores de gas oil	263	Unidad nueva y modificación unidad existente. Aumento producción de gas oil 50%. Tecnología UOP
Hidrotratamiento de naftas	251	Dos unidades nuevas (diesel y nafta catalítica). Aumento producción de naftas 60%. Tecnología UOP y AXENS.
Unidad de recuperación de azufre		Nueva unidad. 30 tons/día de capacidad Tecnología Super Claus

El objetivo del trabajo será el de realizar el diseño de esta nueva unidad próxima a estrenarse.

8. BIBLIOGRAFÍA

Gas Conditioning and Processing-Volume 4: Gas Treating and Sulfur Recovery-Dr. Robert N. Maddox, D. John Morgan-Campbell Petroleum Series.

Proceso Azufre Líquido-Proceso Claus-Ing. Gerardo D. Ortellado, Lic. Aníbal A. Gertiser-Universidad Tecnológica Nacional.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DESCRIPTIVA

F-IT-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DESCRIPTIVA

MEMORIA DESCRIPTIVA

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN……3

2. HORNO DE REACCIÓN……..4

3. SISTEMA DE INTERCAMBIO ENERGÉTICO……..8

4. SISTEMA DE REACCIÓN CATALÍTICO……..10

5. INCINERADOR & STACK……..14

6. PILETAS DE AZUFRE Y SISTEMA DE DESGASIFICACIÓN……...15

1. INTRODUCCIÓN

En este documento se describe el funcionamiento de la Unidad de Recuperación de Azufre. Se detalla la tecnología utilizada, los equipos implementados, las condiciones de proceso y los sistemas de control para cada equipo.

Se desarrolla la memoria descriptiva para el horno de reacción, la caldera de recuperación, los reactores catalíticos, la pileta junto con el sistema de desgasificación y el incinerador y stack. El desarrollo es consistente con las Bases de Diseño y el Balance de Masa realizado con el Simulador de Procesos. Los sistemas de control para cada equipo se pueden observar en el Diagrama de Procesos F-PFD-001.

A continuación se procede a hacer un resumen del proceso. Las corrientes a ser tratadas en la planta entran por el límite de batería, donde se les separa la fase líquida con scrubbers (SCR101 y SCR102). La corriente proveniente del tratamiento con aminas es la llamada GA, mientras que la proveniente del proceso de stripping, GAA. El residuo líquido se envía al tratamiento de aguas agrias. Las fases gaseosas se dirigen al horno de reacción (H101), donde se mezclan con una corriente de aire para lograr la combustión. El horno se divide en dos cámaras. El objetivo de la primera cámara es destruir la totalidad del amoníaco manteniendo la temperatura lo más alta posible y a su vez generar el SO_2 necesario para que en la segunda cámara reaccione con el H_2S ingresante para formar azufre elemental (S).

El gas resultante de la reacción se dirige a la caldera de recuperación de calor (C101), que se encuentra unida al horno por una pieza de transición. En la caldera se produce vapor de media, el cual se usa como fluido calefactor en la planta y el excedente se envía al sistema de vapor de media de la refinería. De la caldera hay dos salidas de gas de proceso, una al final del primer paso y la otra a la salida del segundo paso. Esta última corriente se envía al condensador de azufre (D101 A) y de ahí a un intercambiador de calor (E101). Entonces se mezcla con la otra corriente proveniente del primer paso de la caldera (Hot Bypass) y la corriente resultante entra a la primera válvula de cuatro vías (VC101). El propósito de esta configuración de bypass es disminuir la carga energética de E101 y alcanzar la temperatura deseada al ingreso del primer reactor. La misma es superior a la temperatura del vapor utilizado en el E101, que es vapor de media.

La corriente entra entonces al primer reactor y a su salida va a la segunda válvula de cuatro vías (VC102). De ahí se dirige al condensador de azufre (D101 B) y luego al intercambiador E102. Vuelve a VC101, de donde se dirige al segundo reactor, luego del cual va a VC102. Esta corriente resultante contiene las trazas finales de sulfuro de hidrógeno que no es convertido y debe ser tratada para poder ser liberada a la atmósfera. Se la mezcla junto a la corriente proveniente de la desgasificadora (G101) y del eyector de la pileta y se las envía al incinerador (I101) para que convierta el sulfuro de hidrógeno remanente en dióxido de azufre. La mezcla resultante es liberada a la atmósfera por el stack (STK101).

La función de la desgasificadora es separar al azufre producido y almacenado en la pileta (P101) de los gases de proceso que tiene absorbidos, con el objetivo de cumplir la especificación de venta del azufre. A la salida de G101 el azufre limpio es almacenado en P102, de donde es retirado en una línea enchaquetada al límite de batería de la planta. Las corrientes de azufre que entran a P101 provienen de C101, D101 A, D101 B, R101 y R102.

Esta planta cuenta con dos servicios auxiliares: el agua de caldera y los ciclos de refrigeración de agua para los reactores. El agua de caldera es utilizada como fluido refrigerante para el condensador de azufre (D101) y a su salida cede su calor latente en C101. El vapor generado es aprovechado como fluido calefactor para E101 y E102. Por otro lado, el calor de reacción liberado en los reactores se absorbe parcialmente mediante la evaporación de agua en ciclos cerrados. El ciclo consta del intercambiador de calor, de un separador bifásico (SP101/102), de un aeroenfriador (A101/102) y una bomba (B102/103).

A continuación se dará una explicación más detallada de cada parte de la planta.

2. HORNO DE REACCIÓN

El sistema de recuperación del azufre proveniente de los gases ácidos de refinería comienza con una etapa térmica de reacción. Ambas corrientes de entrada provienen de procesos donde se las satura con agua (tratamiento con aminas y stripping de aguas agrias), por lo que cada una de ellas ingresa en primer lugar a un scrubber, donde se separa el contenido líquido que pudiera contener.

El horno consta de dos cámaras recubiertas de material refractario. El mismo opera a 1350ºC aproximadamente, temperatura a la cual se garantiza la destrucción completa de amoníaco. En la primera cámara, que opera a las mayores temperaturas, ingresan la corriente rica en amoníaco y parte de la corriente proveniente de aminas. El motivo por el cual el horno se divide en dos cámaras es para garantizar la destrucción del amoníaco. Por lo tanto, el objetivo

en la primera cámara es destruir el amoníaco y convertir parte del sulfuro de hidrógeno en dióxido de azufre. En la segunda sección del horno ingresa el resto de la corriente rica en sulfuro de hidrógeno, y lo que se busca es que el H_2S ingresante reaccione con el SO_2 formado en la primera cámara para convertirlo en azufre elemental. Esta recuperación constituye la más importante dentro del sistema, y representa el 70% (wt) aproximadamente. Las principales reacciones que se dan en la etapa térmica son las siguientes:

$$H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$$

$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$$

$$H_2S + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O + S$$

$$2NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow N_2 + 3H_2$$

$$2NH_3 + SO_2 \rightarrow N_2 + 2H_2O + H_2S$$

El oxígeno, que actúa como reactivo limitante, reacciona con parte del H_2S para formar SO_2. Este SO_2 reacciona con el H_2S remanente para formar el producto deseado, azufre. Como consecuencia, resulta fundamental que el oxígeno enviado al horno genere la cantidad de SO_2 exacta para reaccionar en forma estequiométrica con el H_2S que no reacciona con O_2. Caso contrario, es decir, que el SO_2 formado sea mayor o menor a la mitad del H_2S remante, estos compuestos no podrán reaccionar entre sí y aumentará la concentración de SO_2 en la salida del stack.

El control del caudal del aire al horno es por lo tanto muy riguroso. Es el soplador o blower (SOP101) el que aporta al aire la energía necesaria para ingresar al horno.

Además del set de reacciones comentado, ocurren también reacciones indeseadas, como la formación de carbonilo de azufre y disulfuro de carbono. Además, combustionan los hidrocarburos que puedan llegar a contener las corrientes:

- $C_nH_x + \frac{1}{4}(4n + x)O_2 \rightarrow nCO_2 + \frac{x}{2}H_2O$
- $C_nH_x + \frac{1}{4}(2n + x)O_2 \rightarrow nCO + \frac{x}{2}H_2O$
- $CH_4 + SO_2 \rightarrow COS + H_2O + H_2$
- $CO + S \rightarrow COS$
- $CO_2 + H_2S \rightarrow COS + H_2O$
- $CH_4 + 2S_2 \rightarrow CS_2 + 2H_2S$
- $2CO + S_2 \rightarrow CO_2 + CS_2$

Estas reacciones disminuyen el aire disponible para reaccionar con el sulfuro de hidrógeno o consumen el H2S o el SO2 formado en la combustión. Debido a las mismas resulta más complejo el control del ingreso de aire al horno, ya que dificultan cuantificar el aire estequiométrico para una composición de entrada a la planta.

Scrubbers

Las corrientes de gas provenientes de las etapas de endulzamiento con aminas y del stripping con aguas agrias ingresan a la planta, y en primer lugar se miden los caudales. No está prevista la entrada de líquido en las corrientes de ingreso, no obstante se instala un scrubber en cada una de las dos corrientes con el objetivo de retener cualquier contenido líquido que pudiera ingresar a la unidad. El principal peligro que deben contener son los slugs de líquido que podrían llegar de unidades anteriores y apagar la llama del horno.

Ambos scrubbers están conectados el uno con el otro mediante la descarga líquida del SCR102 que ingresa al SCR101 por el fondo del mismo. El nivel en el SCR102 está regulado con un lazo de nivel que abre y cierra una válvula según si el nivel se encuentra alto (LAH) o bajo (LAL) respectivamente. Por otro lado, en el SCR101 el nivel se regula con el encendido y apagado (ON/OFF) de una bomba (B101) según si el nivel se encuentra alto (LAH) o bajo (LAL) respectivamente. Esta operación se realiza de manera automática, y el líquido que sale del sistema es enviado al Tratamiento de Aguas Agrias, que deberá ser entregado en el límite de batería a una presión de 3,5 kg/cm^{2}g.

Corrientes de proceso

Con el objetivo de evitar cargas excesivas dentro de la unidad y controlar la presión de ingreso de las corrientes gaseosas se instalan válvulas de control para liberar cualquier sobrepresión que pudiera generarse. En la corriente de gas proveniente de aminas debe mantenerse 0,5 kg/cm^{2}g y en la corriente proveniente del stripping de aguas agrias, 0,6 kg/cm^{2}g. Ante sobrepresiones mayores de las controlables, es decir, cuando la válvula de control se encuentra abierta al 100% y siga aumentando la presión, la corriente ingresante se derivará parcialmente en una corriente que descarga en el colector que va a la antorcha ácida.

El objetivo del control del horno es proporcionar la cantidad de aire adecuada para que la reacción de Claus se dé lo más cercana a la estequiometría. Es indispensable mantener una relación molar de sulfuro de hidrógeno sobre dióxido de azufre igual a dos a la salida del horno, de acuerdo a la estequiometría de Claus, y de ese modo maximizar la eficiencia de conversión. Esta relación debe cumplirse a lo largo de todo el sistema, desde la salida del horno hasta la entrada del incinerador.

Para cumplir con este requerimiento, el diseño del sistema de control se realiza de forma tal que cualquier variación en los caudales de gas de proceso genere el ajuste necesario en la alimentación de aire, asegurando que las

reacciones principales se den de forma prácticamente estequiométrica. Para ello se cuenta con analizadores en línea, controladores y calculadores que estiman continuamente el caudal necesario de oxígeno en la alimentación. El funcionamiento de este sistema de control se detalla a continuación.

Se comienza obteniendo el valor del caudal que ingresa por medio de tres controladores de caudal (FC) de cada una de las tres corrientes de proceso que ingresan al horno: la proveniente de stripping, y ambas corrientes provenientes de aminas, la que ingresa a la primera cámara y la que ingresa a la segunda. La señal de cada FC es procesada por un calculador distinto, que convierte la señal de caudal de gas de proceso en demanda de aire para combustionar la totalidad del sulfuro de hidrógeno o amoníaco que provee cada corriente. Esto se logra tomando composiciones estimadas de H_2S para la corriente GA y de NH_3 para GAA. Así se desestima para el control la contribución de GAA al sulfuro de hidrógeno total.

Estas tres señales son luego sumadas en un nuevo calculador, para finalmente convertirse en el oxígeno (aire) total calculado. Esta información es convertida por un factor de 0,9 en un nuevo calculador, y luego es recibida por un controlador de caudal FC en la rama principal de aire, que oficia de control grueso.

Por otra parte, se realiza un análisis de composición a la entrada del incinerador del tail gas, donde se debería seguir cumpliendo la relación molar de dos entre el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de azufre. Este es el parámetro con el que se quiere controlar el caudal de entrada de aire al horno: el caudal másico de entrada de aire tiene que ser el que genere una relación molar igual a dos entre el H_2S y el SO_2. La información del analizador llega al FC correspondiente a una rama paralela de la corriente de aire de alimentación. El mismo regula una válvula de control diseñada para trabajar alrededor del 50% de apertura, según la información recibida por el analizador del tail gas. La suma de ambas corrientes resulta ser el requerimiento de aire real.

Finalmente, se realiza el cálculo de la desviación de la corriente GA a la primera cámara del horno. Para ello, un calculador hace la diferencia entre el requerimiento real de oxígeno con el correspondiente a la demanda de aire de la corriente de gas ácido amoniacal. Se transforma este caudal de aire en caudal de GA que se necesita para su combustión completa y con el mismo se regula la válvula de control de la rama a la primera cámara. El fundamento es que lo que se busca que suceda en la primera cámara es que combustione la totalidad de H_2S de ingreso a la planta, ya que al formar el SO_2 allí, idealmente reaccionará con el H_2S que ingresa a la segunda cámara para formar el azufre elemental según la reacción Claus. Es por esto que el ajuste fino solo regula el ingreso de la corriente de gas acido a la primera cámara.

El sistema de control es complejo, pero está diseñado con el fin de actuar y responder frente a fluctuaciones en los caudales y composiciones de gas que ingresan a la unidad, procurando siempre trabajar de forma eficiente manteniendo las reacciones de forma estequiométricas.

Se podrá encontrar una explicación más exhaustiva de este control en el documento Lógica de Control F-LC-001.

3. SISTEMA DE INTERCAMBIO ENERGÉTICO

El objetivo de este sistema es acondicionar a la corriente de salida del horno a la condición de entrada al sistema de reacción catalítico. Los equipos que lo conforman son la caldera de recuperación de calor (C101), el condensador de azufre (D101A) y el primer intercambiador (E101). Los gases calientes son enfriados primero en la caldera y luego en el condensador, donde se retira del gas de proceso el azufre que se genera en el horno. Luego la corriente gaseosa debe ser calentada nuevamente para entrar al reactor.

Se busca que este sistema tenga la mayor eficiencia energética. El equipo encargado de la mayor integración energética de la planta es la caldera, ya que recupera parte del calor generado en el horno de reacción. Se produce vapor de media, que es utilizado en los intercambiadores de la planta y disminuye la carga calórica requerida por utilidades externas. Asimismo, el vapor extra generado es enviado a la refinería para que pueda ser aprovechado en otros procesos.

Proceso

La corriente de salida del horno entra a la caldera de recuperación de calor (C101) a aproximadamente 1350°C. La misma cuenta con dos pasos en tubos. Un porcentaje del 15% del caudal másico del gas de proceso es retirado de la caldera a la salida del primer paso. Esta corriente es llamada “Hot Bypass” y se encuentra aproximadamente a 500°C. El resto del gas de proceso sale en el segundo paso a 350°C.

El control de la caldera cuenta con dos lazos de control: uno de presión y otro de nivel.

El caudal del vapor de salida de la caldera se divide en tres corrientes: una que se dirige al intercambiador E101, otra al E102 y la última que se conecta con el sistema de vapor de media de la refinería. El control de presión regula la presión en la caldera con una válvula en la línea que la conecta con el sistema de vapor de media de la refinería. Al aumentar la presión se abriría la válvula.

El control de nivel de la caldera debe ser muy riguroso, debido a la alta temperatura a la que se encuentran los tubos. De no estar sumergidos, no serán enfriados y sufrirán fallas mecánicas que conducirán a su ruptura. El nivel dentro de la caldera es regulado con una válvula en la corriente de entrada a la caldera. Al disminuir el nivel se abriría la válvula, aumentando así el caudal. El mismo es un control en cascada donde la variable master es el nivel y la variable slave es el caudal que actúa sobre la válvula de control. Este control funciona también como regulador del calor intercambiado en el condensador de azufre, al regular el caudal de agua que se le envía.

De la caldera salen entonces tres corrientes de proceso: la de azufre condensando, la de hot bypass y la de salida del segundo paso.

La salida de azufre condensando es una corriente que no se espera que circule, ya que la temperatura en la caldera es mayor a la de fusión del azufre. Sin embargo se la coloca por seguridad de la operación, para que no condense y

obstruya los tubos. Se la conecta a un sello de azufre y de ahí a la línea de azufre líquido. La línea de azufre, al igual que las otras líneas de azufre de la planta, es enchaquetada con vapor de baja para asegurar la temperatura requerida y tiene como destino final la pileta (P101).

La salida del segundo paso de la caldera va al condensador de azufre (D101 A). La temperatura de salida del gas de proceso es de 146ºC. El azufre condensado, a la misma temperatura, pasa por un sello de azufre y se dirige por una línea enchaquetada a la pileta. El gas de proceso enfriado se dirige al intercambiador (E101).

La corriente de proceso ya calentada se une con la corriente de hot bypass de la caldera. A la corriente que resulta de la mezcla se le coloca un lazo de control de temperatura seteado en 260°C, que es la temperatura a la que se desea que ingrese la corriente al reactor. La temperatura se regula con una válvula en la corriente de hot bypass. Si la temperatura se encuentra por debajo de los 260°C, la válvula se abre y la corriente se calienta ya que la corriente hot bypass se encuentra a 500°C.

Sistema de Vapor

La corriente de servicio que se usa para el enfriamiento es agua de caldera. La misma proviene del límite de batería a 30 kg/cm^{2}g y 103°C. Esta corriente de entrada se dirige a la válvula encargada de bajarle la presión. La misma forma parte de un lazo de presión que setea la presión de salida de la válvula. La caída de presión es de 7 kg/cm^2 aproximadamente. Esto nos permite disminuir las especificaciones de diseño del condensador, disminuyendo costos. La corriente se dirige entonces al condensador de azufre (D101). Este condensador sirve de intercambiador para tanto la corriente de salida de la caldera (D101 A) como para la de salida del primer reactor (D101 B). El cabezal del condensador se encuentra dividido en dos; por cada mitad del haz de tubos circula una de las corrientes de proceso a ser enfriada, sin que haya mezcla entre ambas. Por la carcasa circula el agua de caldera. La misma sale saturada de este equipo, entrando así a la caldera (C101). Se intercambia entonces sólo calor latente en este equipo, y se genera el vapor de media mencionado previamente.

4. SISTEMA DE REACCIÓN CATALÍTICO

Proceso

La etapa catalítica del proceso consta de dos reactores catalíticos (R101/R102) de los cuales uno va a estar trabajando en forma normal y el otro en forma sub-dewpoint, esta tecnología es conocida como SmartSulf. Ambos reactores tienen un control de temperatura a través de un ciclo cerrado de agua que contiene un aeroenfriador, un separador y una bomba centrífuga. En esta etapa también hay un precalentador (E101/E102) y un condensador de azufre (D101B) con su respectivo sello de azufre (S103).

Primer reactor

Al primer reactor ingresa una corriente proveniente de la mezcla de otras dos corrientes que son un hot bypass y otra corriente que proviene de la salida del primer intercambiador de calor E101. Esta mezcla de corrientes alcanza una temperatura de 260ºC, seteada de esta manera por un lazo de temperatura porque maximiza el desarrollo de las reacciones deseadas y así ingresa al primer reactor. En el reactor se dan las siguientes reacciones:

$$COS + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2S$$

$$CS_2 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2S$$

$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$$

El reactor tiene dos camas de catalizador, cada una contiene un catalizador selectivo a la reacción que se quiere favorecer. En esta tecnología primero hay una cama en donde se destruyen mediante hidrólisis los sulfuros de carbonilo y los disulfuros de carbono. El catalizador utilizado aquí contiene Titanio, y por tener un costo muy elevado se lo utiliza solo en una porción pequeña del reactor para facilitar la destrucción de estos compuestos. En esta parte del reactor no hay remoción de calor. A continuación hay otra cama de catalizador selectivo a la reacción de Claus, en donde se forma el azufre elemental. El catalizador utilizado en esta sección del reactor está compuesto por Alúmina. Aquí sí hay remoción de calor.

Mediante un control de temperatura que será explicado más adelante se logra absorber parte del calor de reacción logrando que la corriente de salida salga a 280ºC, de esta forma se aumenta la eficiencia del proceso.

En este primer reactor además de producir azufre elemental es fundamentalmente donde se logran destruir los disulfuros de carbono y sulfuros de carbonilo.

Segundo reactor

La corriente que ingresa al segundo reactor proviene del segundo intercambiador de calor y se encuentra a 180ºC. La reacción principal que se da en este reactor es:

$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S\downarrow + 2H_2O$$

El control de temperatura funciona igual que para el primer reactor, y como este reactor es del tipo sub-dewpoint, la temperatura que se logra a la salida del reactor es de 125ºC gracias al intercambio de calor con el ciclo cerrado de agua. Como la temperatura que se alcanza es la de condensación del azufre, de este reactor solo salen gases que serán transportados hacia el incinerador para terminar de destruir compuestos nocivos como el H_2S que luego se descartarán al ambiente a través de un stack. Por otra parte, el azufre ha quedado atrapado en los poros del catalizador en forma líquida dentro del reactor.

A la salida del segundo de reactor se espera que se alcance una conversión global del 99,2% wt de azufre.

Switch de reactores

La particularidad de esta tecnología es que consta de dos válvulas de cuatro vías unidas a través de un eje vertical movilizado por un motor, en las cuales luego de finalizado un ciclo (24 hs) cambian de posición de forma que el primer reactor pase a actuar como el segundo y viceversa. Lo que se logra con esta operación es que al reactor que quedó con el azufre atrapado en el catalizador le ingrese una corriente de muy alta temperatura que vaporice al mismo, dando lugar que a la salida del reactor éste azufre y el formado por la reacciones dentro del reactor ingresen al condensador para obtenerlo como producto líquido. Se repite la operación pero con los reactores intercambiados.

Ambos reactores están gobernados por un PLC que recibe varias señales y ejecuta otras. Inicialmente los reactores se diseñarán para una carga de azufre específica, con un catalizador específico y con una velocidad espacial determinada. De esta manera se buscará completar un ciclo en 24 hs. (ciclo en el cual la actividad del catalizador ha disminuido hasta cierto punto de tolerancia) lo que determinará el volumen del reactor. Una vez que esto está definido, se colocarán dos analizadores de composición de azufre a la entrada de la planta, uno en la corriente proveniente de aminas y el otro en la de stripping. Estas mediciones no son inmediatas y por lo tanto no tienen una actuación automática sobre el switch de los reactores. Esta información la recibirá el PLC y la guardará en históricos, para que quede disponible y se pueda decidir desde la sala de control si activar antes o después el switch de los reactores.

Control de temperatura de los reactores

El control de temperatura, como se mencionó antes se realiza a través de un ciclo cerrado de agua, donde una válvula de control en un sistema de lazo de presión hace el control grueso de temperatura y un aeroenfriador (A101/102) también controlado por el mismo lazo hace el control fino variando su velocidad del motor, prendiendo o apagando módulos de la bahía. Por otro lado, hay un separador (SP101/102) que actúa como pulmón del sistema y que recibe el condensado. El nivel de este recipiente se controla con una válvula en la descarga de la bomba (B102/103) a través de un lazo de nivel.

Sistema estacionario

En el sistema estacionario, al reactor ingresa agua fría, que se calienta y evapora parcialmente dentro del reactor. Al salir del mismo ingresa al separador de donde la parte vapor es tomada para ir al aeroenfriador para condensarse liberando su calor latente y dejando al agua disponible para reingresar al reactor y volver a absorber el calor liberado en el mismo. Manteniendo un nivel constante controlado, la bomba retira parte de este líquido para volver a ingresar al reactor.

Transición

Durante la etapa de transición (preparación del sistema para retirar calor del mismo reactor pero con otras temperaturas de entrada y salida, es decir, cuando se switchean los reactores), la válvula de control del lazo de presión tiene una fuerte actuación. Se tomará a modo de ejemplo uno de los casos. En el caso de que el reactor está actuando de forma normal y se va a cambiar para actuar de forma sub-dewpoint lo que sucede es lo siguiente:

En general esta transición comienza antes del switch de reactores ya que se trata de absorber las fluctuaciones en la operación lo mejor posible.

Como ahora se va a trabajar a menores temperaturas, lo que sucede es que la válvula de control del lazo de presión comienza a abrirse para despresurizar al ciclo. Como en todo punto del ciclo el agua se encuentra en su punto de saturación, ya sea vapor o líquido saturado, al disminuir la presión disminuye se temperatura. Cuando se llegue a una presión cercana a la estacionaria para el nuevo ciclo, comienza a actuar el lazo que controla los motores del aeroenfriador. Para poder lograr disminuir la temperatura del ciclo, el aeroenfriador deberá aumentar la velocidad del motor y también puede que se encienda algún otro módulo de la bahía. De esta forma se va a lograr que ante el ingreso de una corriente de menor temperatura al reactor, al alcanzar el nuevo estado estacionario se logre una menor temperatura a la salida.

En estos momentos de transición por supuesto, las temperaturas alcanzadas a la salida no serán exactamente 125ºC ni 280ºC en cada caso. Estos valores solo se alcanzaran en estado estacionario.

Se podrá encontrar una explicación más exhaustiva de este control en el documento Lógica de Control F-LC-001.

5. INCINERADOR & STACK

La función de estos equipos es tratar a los gases remanentes del proceso para que cumplan los requisitos de las normas medioambientales y puedan ser así descartados a la atmósfera. Las reacciones de combustión ocurren en el incinerador mientras que la conducción de los gases remanentes a la atmósfera, a la altura especificada, en el stack. La altura del mismo está determinada por el radio de seguridad de exposición térmica y la dispersión de los contaminantes.

Análisis de Composición

La línea que conduce al incinerador contiene restos de sulfuro de hidrógeno que no se pudo procesar, por ende la línea va a estar controlada por un analizador de composición que va a actuar sobre una válvula dirigida de los sopladores (SOP101). En función de la composición presente en la línea, este controlador va a accionar la válvula para variar la entrada de aire en el bypass y así lograr en esta corriente una relación molar de dos de sulfuro de hidrógeno sobre dióxido de azufre, como fue explicado en la sección del horno.

Incinerador

La corriente entra a un horno incinerador (I101) donde se combustiona sulfuro de hidrógeno a dióxido de azufre. El incinerador va a tener tres corrientes gaseosas de entrada: la de proceso (compuesta por gas de procesos proveniente del segundo reactor, gas proveniente de la desgasificadora y gas proveniente del eyector de la pileta), una de combustible y el aire de reacción. Esta última circula por tiro natural. La línea de entrada de gas combustible cuenta con un scrubber (SCR103), el cual es un separador que ante el ingreso de líquido logra que se separe el líquido del gas y por lo tanto solo permite que entre gas al incinerador. El nivel en el mismo se controla con una válvula ON/OFF que se abre cuando el lazo de control de nivel llega a su valor máximo y se cierra al llegar al mínimo. El objetivo de la corriente de combustible es proporcionar el poder calorífico a la mezcla para lograr la temperatura de reacción deseada que es aproximadamente de 700°C. Luego de salir del incinerador, la línea tiene un controlador de temperatura, que en función de la misma va a accionar sobre una válvula en la línea de entrada de combustible hacia los quemadores del incinerador. Si la salida del incinerador no está lo suficientemente caliente para mantener una temperatura de llama adecuada, se acciona la válvula para que entre más gas combustible.

Stack

Finalmente, los gases que salen del incinerador a alta temperatura salen por una chimenea (STK101), donde en el tope de la misma hay un analizador de composición conectado a una alarma de alto nivel. Los componentes emitidos al

ambiente que se monitorearán, serán el H_2S, SO_2, NO_X y también se monitoreará la temperatura. Las alarmas se activan cuando el nivel de alguno de los gases especificados por normas medioambientales es mayor al permitido o cuando la temperatura supera los 700ºC.

6. PILETAS DE AZUFRE Y SISTEMA DE DESGASIFICACIÓN

En el SRU el azufre generado es condensado y derivado a los sellos de azufre. Luego de pasar por los sellos, el azufre líquido es enviado a piletas donde es colectado. Estas piletas cuentan con serpentines en el fondo, calentados con vapor, que garantizan que el producto colectado se mantenga en estado líquido. El vapor de fondo que ingresa para mantener el azufre líquido se controla de forma manual por un operario. El vapor que ingresa es de baja presión y sale de los serpentines en forma de condensado. Estas piletas se hallan tapadas en la parte superior para evitar la liberación al ambiente de los gases tóxicos absorbidos en el azufre. Se dividen en dos zonas de almacenamiento, la primera con un tiempo de residencia de 24 horas y la segunda, siete días. A través de una bomba vertical el azufre pasa de la primera zona a un sistema de desgasificación con aire. Se incluye un control de caudal a la salida de la bomba para que permita que la cantidad de azufre que pase a la desgasificadora sea uniforme.

En el sistema de desgasificación, la torre contiene el azufre que es burbujeado con aire. Esto permite eliminar el H_2S, SO_2 y H_2S_X (polisulfuros de azufre). Los gases eliminados son luego enviados al incinerador conectado al stack. En la desgasificadora se incluye un controlador de nivel que regula el nivel de azufre y un controlador de presión regulado por la salida de gases. El aire utilizado es aire de instrumentos el cual requiere un control de presión para alcanzar la presión de operación de la torre.

La segunda parte de la pileta tiene mayor tiempo de residencia que la primera. El azufre líquido listo para la venta es bombeado con una segunda bomba vertical. Su período de extracción está regulado con un controlador de nivel que asegura un nivel de azufre líquido siempre se encuentre entre los valores HLL y LLL, encendiendo y apagando la bomba.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

LÓGICA DE CONTROL

F-LC-001

Lógica de Control del Horno de Reacción H101
Lógica de Control del Sistema de Reacción

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

LÓGICA DE CONTROL

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
C	10/08/2017	Emisión para Aprobación	NB	ED	
B	09/08/2017	Segunda Emisión	ED	NB	
A	6/08/2017	Primera Emisión	NB	ED	

LÓGICA DE CONTROL

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... Página 3

2. HORNO DE REACCIÓN..... Página 3

2.1. Lógica de Control del Horno..... Página 3

2.2. BMS - Burner Management System..... Página 9

3. SISTEMA DE REACCIÓN..... Página 11

3.1. RSC - Reactor System Controller..... Página 11

3.1.1. Procesamiento de la información..... Página 12

3.1.2. Control Automático..... Página 12

3.1.3. Control Manual..... Página 13

3.2. Ciclos de Agua..... Página 14

3.2.1. Control Automático..... Página 14

3.2.1.1. Lazo de Control de Nivel..... Página 14

3.2.1.2. Lazo de Control de Presión..... Página 16

1. INTRODUCCIÓN

En este documento se detallarán las lógicas utilizadas para controlar los sistemas más críticos e importantes de la Unidad de Recuperación de Azufre. En cada sección se podrá encontrar una explicación exhaustiva de los controles del horno de reacción, tanto el que regula el aire a la entrada del mismo como el sistema que controla las maniobras de encendido, apagado e inertizado, y en la parte del sistema de reacción también se encontrará una extensa explicación del control del ciclo cerrado de agua para enfriar los reactores y del sistema que controla la operación de los reactores y las maniobras de switcheo. El documento tiene como objetivo clarificar el funcionamiento de los controles de los sistemas más importantes de la planta, cuyo funcionamiento es de alta complejidad.

2. HORNO DE REACCION

El control del horno se puede diferenciar en dos lógicas distintas. Hay un control que responde al cálculo del aire necesario para la combustión, y hay otro control que es el que realiza el Burner Management System provisto por el fabricante del horno.

2.1. LÓGICA DE CONTROL DEL HORNO

El control del horno de reacción H101 tiene como objetivo determinar el caudal de aire para llevar a cabo la etapa térmica de reacción en la Unidad de Recuperación de Azufre lo más cercano a la estequiometría posible. Se trata de un control complejo en el que intervienen varios relacionadores y controladores. En la figura 1-Lógica de Control del Horno de Reacción H101-se podrá observar en detalle todos los elementos involucrados y citados en el texto.

Para lograr el control mencionado, se realiza a continuación una descripción exhaustiva de la lógica en cuestión:

En primer lugar se mide el caudal volumétrico de ambas corrientes de entrada: por un lado el gas ácido en sus dos ramas, la que ingresa a la primera cámara y la que ingresa a la segunda cámara. Por el otro, el gas ácido amoniacal que ingresa a la primera cámara. Ambos caudales son medidos a través de instrumentos adecuados y luego compensados por presión y temperatura. El resultado del caudal volumétrico compensado se indica en los siguientes indicadores:

FY-028 C: Caudal volumétrico compensado de gas ácido a primera cámara.

FY-028 A: Caudal volumétrico compensado de gas ácido a segunda cámara.

FY-028 E: Caudal volumétrico compensado de gas ácido amoniacal.

Teniendo la medición de caudal volumétrico compensado se prosigue a convertir cada una de estas mediciones en sus correspondientes caudales molares de H_2S y NH_3, asumiendo una composición fija de estos compuestos. Para las corrientes provenientes del gas ácido (primer y segunda cámara) se calcula sólo el caudal molar de H_2S que aportan. Para la corriente de gas amoniacal se asume que sólo aporta NH_3 y se calcula el caudal molar de este compuesto a partir del caudal volumétrico de la corriente. Estas composiciones molares que se asumen pueden irse ajustando a lo largo de la vida útil de la planta para lograr una representación más precisa de los mismos. Esto se hace así porque tener un análisis de composición en línea de las corrientes de entrada haría del control uno más robusto y por lo tanto de respuesta más lenta, y también encarecería al mismo. Inmediatamente el caudal molar de H_2S y NH_3 entrante se transforma en el caudal molar estequiométrico de aire correspondiente, es decir, en el aire necesario para quemar a la totalidad de este caudal molar de H_2S a SO_2 y de NH_3 a N_2. Las reacciones de combustión son presentadas a continuación:

$$H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O \quad (1)$$

$$NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow N_2 + 3H_2O \quad (2)$$

Estas conversiones suceden en los siguientes relacionadores:

FY-028 D: Conversor de caudal volumétrico de gas ácido a primera cámara en caudal molar de H_2S de la corriente y luego en aire estequiométrico.

FY-028 B: Conversor de caudal volumétrico de gas ácido a segunda cámara en caudal molar de H_2S de la corriente y luego en aire estequiométrico.

FY-028 F: Conversor de caudal volumétrico de gas ácido amoniacal en caudal molar de NH_3 de la corriente y luego en aire estequiométrico.

Una vez que se tienen estos tres valores se procede a sumarlos en el relacionador FY-028 G, y se obtiene así la demanda de aire de combustión calculada.

Esta demanda de aire de combustión no es precisa por cuatro motivos:

1. No consideran todos los compuestos que también se oxidan en el horno, especialmente los hidrocarburos. No se considera su demanda de aire, por lo cual la calculada estaría en deficiencia.
2. No considera la entrada de H_2S en la corriente de gas amoniacal, por lo que también haría que la demanda de aire calculada esté en deficiencia.
3. Asume valores de composición de H_2S y NH_3 estimados pero no ciertos, por lo que el cálculo de aire es un aproximado que necesita ser corregido en función de la verdadera carga de entrada a la planta.

4. Para trabajar con el mayor grado de eficiencia de la unidad se requiere que sólo un tercio de la carga de H_2S de entrada a la planta reaccione con oxígeno. El remante H_2S se desea que reaccione con el SO_2 formado en esta combustión para dar azufre elemental. Por lo tanto al calcular la demanda de aire para el 100% estimado del H_2S se estaría calculando un exceso de dos tercios del caudal de aire que se requiere.

Por estos motivos es que esta demanda de aire de ingreso al horno debe ser modificada.

El control de aire consta de un control grueso, y de un control fino. Ambos suceden sobre la misma rama de aire, en paralelo. Como se dijo anteriormente, dentro del horno no solo combustionará el H_2S sino todos los otros compuestos, y lo que se busca es que solo un tercio del H_2S combustione para dar el SO_2 estequiométrico necesario para reaccionar con el H_2S restante y dar azufre elemental S. También se deberá destruir todo el amoníaco y todos los hidrocarburos que ingresan deberán combustionar, por lo tanto se necesita que el aire que circula por la rama principal sea menor del total necesario para lograr ese objetivo y así la rama secundaria pueda proporcionar esa diferencia. La experiencia demostró que la demanda de aire calculada es superior a la requerida. Es por esto que el aire resultante del FY-028 G deberá afectarse por un factor igual a 0,9 para asegurarse que la rama secundaria tenga capacidad de regulación. Esto sucede en el relacionador FY-028 H. Además se logra de esta manera que la válvula del control fino pueda operar correctamente en una apertura del 50% que le permita tanto abrirse como cerrarse. El resultado de aire en función de todo lo mencionado comandará la apertura de la válvula de control grueso del aire (FV 028) fijándole el set point al controlador FIC-028.

EL control fino de aire está relacionado con la estequiometria de la reacción. Recordando las reacciones que se dan en el proceso Claus:

- $H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$ (1)
- $2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$ (3)

- $H_2S + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O + S$ (4)

LÓGICA DE CONTROL

Se concluye que para que se forme azufre elemental cumpliendo así el objetivo de esta planta, se necesitan dos moles de H_2S por cada mol de SO_2. Si luego de la combustión con oxígeno hubiese más o menos del doble de H_2S del SO_2 formado, esta reacción se vería limitada por el reactivo limitante. Así disminuiría la producción de azufre y aumentaría la concentración de SO_2 en la salida del stack. Se requiere consecuentemente que ingrese al horno aire para combustionar un tercio del H_2S, que por la estequiometría de las reacciones sería la mitad del H_2S ingresante. Sin embargo, esta cantidad de aire deberá ser mayor para combustionar los demás compuestos (amoníaco e hidrocarburos principalmente). Por lo tanto, en vez de determinar el aire estequiométrico a partir de las corrientes de entrada, se lo determina tal que se cumpla a la salida del horno una relación molar de 2:1 para H_2S:SO_2. Este cálculo de demanda de aire es el llamado control fino. Como después del horno la única reacción que involucra a H_2S y SO_2 ocurre en los reactores y es la (3), esta relación molar debe cumplirse en toda la planta, desde la salida del horno hasta el incinerador. Se decide medirla a la entrada al incinerador, ya que en este lugar se tiene una sala de control para el análisis de la corriente que sale del stack. Se analiza la composición de esta corriente y se la relaciona en el analizador AIT 029, que enviará la señal a la válvula de ajuste fino (FV 029) para abrirse o cerrarse en consecuencia fijándole el set point al controlador FIC-029.

Por lo tanto, teniendo el ajuste grueso y fino funcionando se prosigue a sumar ambos caudales de aire para determinar el ingreso real de aire a la planta. Esto se logra a través del relacionador FY-030A.

LÓGICA DE CONTROL

Una vez obtenido este valor, lo que se quiere es hallar cuál es el caudal de gas ácido que debería ingresar a la primera cámara. El control busca que en la primera cámara ocurran todas las reacciones de combustión, tanto la de H_2S como NH_3 como hidrocarburos y otros compuestos combustibles. La razón detrás de esto es que en esta cámara se busca que reaccione la totalidad del amoníaco, para lo que se necesita que la temperatura sea lo más alta posible. Suministrando todo el calor de combustión en cantidades casi estequiométricas se logra este propósito. Lo que ingresa de H_2S a la segunda cámara se busca que simplemente reaccione con el SO_2 formado en la primera para dar azufre elemental S. Por lo tanto, el aire suministrado respecto de la corriente de gas ácido estará relacionado con la rama que ingresa a la primera cámara y no con la otra. Dicho esto, al aire real que está ingresando a la planta se le sustrae el equivalente a la demanda de aire del gas ácido amoniacal (ya que lo que se quiere regular es el ingreso a la primera cámara del gas ácido proveniente del tratamiento con aminas) en el FY-030 B, quedando así el aire suministrado para el H_2S de la corriente de gas ácido que es la que ingresa a la primera cámara. Por este motivo, el aire calculado para el H_2S de la corriente de gas ácido se convierte en caudal molar de H_2S por la estequiometria y por ende caudal molar de gas ácido teniendo en cuenta la composición fija de H_2S y luego en volumétrico, a través del relacionador FY-030 C. Este valor es el que fija el set point del controlador FIC-030 que maneja la apertura y cierre de la válvula (FV 030) de la rama a primera cámara del gas ácido.

A modo de comentario final, se quiere enfatizar que el control de aire de combustión se realiza exclusivamente a partir de la variable relación molar H_2S/SO_2 que se busca que sea igual a dos. En teoría, se podría eliminar todo el control explicado anteriormente y simplemente regular una válvula a la descarga del soplador (o variar la velocidad de giro del soplador) con un controlador AIC en la corriente de entrada al incinerador. Este es el parámetro con el que se regula el caudal de ingreso de aire al horno. Sin embargo, operativamente resulta imposible llevarlo a cabo. Se enumeran los principales motivos a continuación:

1. Un analizador de composición es un instrumento complejo y por lo tanto menos robusto que un caudalímetro, termocupla o manómetro. Tiene consecuentemente mayor probabilidad de falla que los mismos. Si la entrada de aire al horno dependiera exclusivamente de un analizador de composición, se aumentaría la frecuencia de shutdown del horno. Es por esta razón que se desea dividir el caudal de aire al horno como dos ramas paralelas, una principal que no dependa de un AIC y otra de menor caudal que sea la que regula el caudal.

2. Una segunda razón que favorece dividir a la corriente de aire en dos ramas paralelas es la imposibilidad de regular en forma precisa un caudal tan importante con una única válvula de control. El caudal de ingreso al horno está en el orden de magnitud de 10000 kg/h. Como se explicó anteriormente, el caudal de aire de entrada al horno es una variable de suma importancia para el funcionamiento de la planta y el mismo debe poder regularse con precisión. Si sólo se trabajase con un AIC y una rama de ingreso única de aire, cuando el controlador indicara que se debe realizar una variación de +1 kg/h, la válvula debería abrirse para dejar pasar 10001 kg/h en vez de 10000 kg/h. Este nivel de regulación resulta imposible en la práctica, lo que generaría que no se pueda controlar el aire de ingreso con la precisión requerida. La relación molar de H_2O/SO_2 oscilaría consecuentemente en un rango mayor al deseado y disminuiría la eficiencia del proceso. Por lo tanto, al dividir el caudal de aire en una rama principal y sólo regular una proporción del caudal total, se logra un control más fino.

Con los casos vistos, se podría entonces plantear un sistema de control constituido por dos ramas paralelas de ingreso de aire: una regulada con un FIC para mantener un caudal constante y la secundaria controlada con el AIC. Sería un control más sencillo que lo planteado. La razón por la que tampoco resulta operativamente posible esta configuración es porque la unidad de recuperación de azufre recibe sus corrientes de ingreso de distintas unidades de la refinería, que pueden o no funcionar todas a la vez. Por las paradas de las distintas unidades, el caudal de entrada a la planta puede variar apreciablemente, razón por la que el turndown de esta planta es del 60%. Esto implica que la demanda de aire puede variar mucho a lo largo de la vida útil de la unidad. Resulta entonces imposible setear el FIC a un caudal constante. Se necesita que el caudal que deja pasar la rama principal se ajuste de acuerdo al caudal volumétrico de ingreso a la planta. Esto es exactamente lo que se hace en el control descripto anteriormente, donde el caudal de la rama principal se regula a partir de los caudales volumétricos de las corrientes de ingreso. De esta forma se justifica la configuración elegida para el control de ingreso de aire.

Si bien es un control complejo y efectivo, hay varias desviaciones respecto de la idealidad según lo que efectivamente entra a la planta y las reacciones que ocurren en el horno. Aun así, es un control bastante más avanzado de lo que se utiliza convencionalmente en las Unidades de Recuperación de Azufre, dado que permite alcanzar recuperaciones más altas. También debe destacarse que en el horno de reacción de esta unidad el combustible es efectivamente el gas de procesos ingresante, fundamentalmente el gas ácido, por lo cual su ingreso es vital para el funcionamiento del horno.

2.2. BMS – BURNER MANAGEMENT SYSTEM

El PLC del horno, el BMS-Burner Management System- será diseñado y provisto por el fabricante del horno. A continuación se detallan a modo conceptual todas las maniobras según referencias bibliográficas. Las mismas podrán variar según lo que diseñe el proveedor.

Encendido del Horno:

El encendido del horno es una maniobra programada con mucho detalle para evitar stress en los materiales y posible rotura del horno. La secuencia de encendido del mismo se detalla a continuación:

1) Purgar el sistema con Nitrógeno.
2) Mantener encendido el piloto entre 1 y 2 horas.
3) Alimentar el combustible de puesta marcha (Hidrógeno) para precalentar el horno hasta una temperatura entre 100 y 150ºC a razón de 50ºC/hora.
4) Mantener el horno a una temperatura de 150ºC por cuatro horas.
5) Aumentar la alimentación de combustible de puesta en marcha para aumentar la temperatura hasta los 250ºC a razón de 50ºC/hora.
6) Mantener el horno a una temperatura de 250ºC por tres horas.
7) Aumentar la alimentación de combustible de puesta en marcha para aumentar la temperatura hasta los 550ºC a razón de 50ºC/hora.
8) Mantener el horno a una temperatura de 550ºC por dos horas.
9) Aumentar la alimentación de combustible de puesta en marcha para aumentar la temperatura hasta los 1350ºC a razón de 100ºC/hora.
10) Comenzar el cambio de combustible de puesta en marcha al combustible de gas ácido de procesos. Este cambio no debe durar más de 30 minutos.

Shutdown del Horno:

Dentro de la lógica del BMS se encuentra el shutdown del horno, que tiene como objetivo interrumpir el funcionamiento del horno de forma programada o ante una desviación insegura de la operación (shutdown programado o shutdown de emergencia respectivamente). El mismo consta en cerrar todos los ingresos al horno y abrir los venteos correspondientes. A continuación se detallan las maniobras mencionadas:

Cierre de:

- SDV 005
- SDV 006
- SDV 008

- SDV 009
- SDV 011
- SDV 012
- PV 001B
- FV 030
- PV 014B

Apertura de:

- BDV 007
- BDV 010

En caso de ser un shutdown programado, deberá primero comenzar una lógica en donde se interrumpe el ingreso de gas ácido amoniacal y se comienza a disminuir el caudal de gas ácido al horno.

En caso de ser un shutdown de emergencia, la lógica que actuará es la de realizar las aperturas y cierres de válvulas mencionadas y acto seguido abrir el ingreso de nitrógeno para inertizar la unidad y evitar la formación de mezclas explosivas.

Los desvíos que llevan a hacer un shutdown del horno son:

- Apagado de llama.
- Muy alto nivel de líquido en los scrubbers de ingreso (HHLL de SCR101/SCR102).
- Inconvenientes con el compresor.
- Muy bajo nivel en la Caldera de Recuperación LLLL.

Inertizado del Horno:

Luego de un shutdown de horno, actuará una lógica de inertizado que tiene como objetivo barrer todos los gases que hayan quedado en el horno, para evitar mezclas explosivas y posibles daños. La secuencia que sigue es la siguiente:

- Apertura de SDV 013

El inertizado deberá funcionar una cantidad de tiempo suficiente para barrer todo el gas de procesos de toda la unidad (desde el horno hasta el stack), este tiempo será definido por el proveedor. Luego se interrumpirá el suministro de nitrógeno y comenzará la lógica de puesta en marcha de la unidad, en caso de estar preparada la unidad para volver a funcionar.

3. SISTEMA DE REACCIÓN

3.1. RSC – REACTOR SYSTEM CONTROLLER

El Reactor System Controller (RSC) es el Sistema de control operativo de los reactores, R101 y R102. Con el mismo se regula el swicheo de los reactores, es decir, el cambio del reactor que opera como subdewpoint.

Al RSC llegan distintas variables que miden la actividad del reactor, las cuales son recopiladas por el programa y permiten el monitoreo continuo de la operación de los reactores. Las variables enviadas son:

Posición de las Válvulas cuatro vías

ZLC 080/082

ZLO 081/083

Temperatura de la cámara adiabática

TI 065/066/067/074/075/076

TAL 065/066/067/074/075/076

TAH 065/066/067/074/075/076

Temperatura de la cámara con intercambio

TI 062/063/064/071/072/073

TAL 062/063/064/071/072/073

TAH 062/063/064/071/072/073

Presión a la entrada del reactor

PI 068/077

Presión a la salida del reactor

PI 070/079

Diferencial de presión en el reactor

DPI 069/078

DPAH 069/078

Contenido de azufre en el ingreso a planta

AY 002

El RSC es el que envía las señales para el switcheo automático de los reactores. La información enviada por el mismo va a:

Encendido y apagado de motor

HS 084

Variación del set de los controladores de presión del ciclo de enfriamiento

PIC 085/100 A

3.1.1. PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN

Con la información recibida, el RSC grafica las rampas de temperatura a lo largo del reactor. Esta rampa debería ser creciente en la cámara adiabática y relativamente constante en la cámara con intercambio.

El RSC guarda históricos de las rampas de temperatura y de la caída de presión en el reactor. La frecuencia de guardado es configurable. A partir de los mismos los operarios pueden evaluar la progresión de la actividad del catalizador. Al ir disminuyendo la misma, manualmente se modifica el set del controlador de presión del ciclo de alta para que trabaje a mayor presión y consecuentemente mayor temperatura. De esta forma se disminuye el enfriamiento del reactor y se suple la disminución de la actividad por desactivación del catalizador con un aumento de la actividad por trabajar a mayor temperatura. Esto sólo se puede aplicar al ciclo de alta ya que la temperatura de operación es crítica en el reactor que trabaja en subdewpoint (y es enfriado con el ciclo de baja) por lo cual no es una variable modificable.

3.1.2. CONTROL AUTOMÁTICO

El RSC es programado para hacer el switcheo de reactores con un set de tiempo, es decir, se programa la duración de los ciclos de reacción. Este tiempo es determinado cuando se diseña el reactor considerando la carga de azufre de entrada a la planta. En la planta analizada se toman ciclos de 24 horas.

Durante la vida útil de la planta se puede modificar la duración de los ciclos de reacción. La principal variable a analizar es la carga de azufre. De los históricos se evalúa si la misma es mayor o menor a la de diseño y se acorta o alarga el tiempo de switcheo en consecuencia. Otras variables a considerar son los históricos de las rampas de temperatura y caída de presión. La temperatura es un indicador del nivel de reacción, por lo que el switcheo debería realizarse cuando la rampa comienza a linearizarse. Se deberían analizar los históricos para que el switcheo coincida con este tiempo.

1. Variación del set de los controladores de presión de los ciclos de enfriamiento. Este set tiene forma de rampa, ascendente para el ciclo que comienza a trabajar en alta y descendente para el que comienza a trabajar en baja, siendo el punto inicial de la rampa la presión estacionaria del ciclo en el que estaba operando y punto final la presión set para el nuevo ciclo. La duración de la rampa es definida en función del ciclo de reacción y de la constante del controlador. En esta planta se toman rampas de media hora, las cuales comienzan en general un tiempo antes que el momento en el que ocurre el switcheo de los reactores para compensar las fluctuaciones que ocasiona el cambio de régimen.
2. La secuencia de acciones realizadas por el RSC cuando se activa la lógica de switcheo son:
3. Señal ON para el motor que gira el eje que conecta las dos válvulas cuatro vías.
4. Señal OFF para el motor cuando le llega la información de cambio de posición de las válvulas cuatro vías.

Si el programa mandase la señal de switcheo y no recibiese la señal de cambio de posición de la válvula cuatro vías, la planta entraría en shutdown automático. La principal razón para este shutdown es que el ciclo de alta va a bajar su presión y temperatura pero va a seguir en contacto con el reactor caliente, lo que generaría tensiones térmicas para las cuales no fueron diseñados los equipos.

3.1.3. CONTROL MANUAL

Dependiendo de la duración de los ciclos de reacción pero fundamentalmente de la constante del controlador, puede ocurrir que el tiempo que le tarde al ciclo llegar a la nueva presión de set cuando ocurre el switcheo sea superior al de diseño, afectando así la recuperación. En los casos que los controladores tengan respuestas lentas u oscilatorias se realizan procedimientos manuales.

Cuando se manda la señal de cambio de ciclo por parte del RSC, el operario debe desconectar el controlador de presión del ciclo, PIC 085/100 y cerrar o abrir la válvula de descarga gaseosa del separador del ciclo manualmente (PV 085/100). Se debe cerrar cuando el ciclo comienza a trabajar en alta y abrir cuando comienza a trabajar en baja.

Debe entonces verificar con el manómetro en planta del separador (PIT 085/100) la presión del mismo y cuando la misma llegue a un 20% del valor de set del nuevo ciclo, destrabar la válvula y conectar el controlador de presión.

3.2. CICLOS DE AGUA

En la Figura 2 se esquematiza el ciclo de enfriamiento. El objetivo del mismo es sustraer parte del calor de reacción para poder controlar el aumento de temperatura dentro de los reactores. La particularidad del mismo es que debe poder trabajar en dos condiciones operativas distintas: cuando el reactor al que enfría actúa como primer reactor debe trabajar a 50 bar, mientras que cuando actúa como subdewpoint debe trabajar a 2 bar. Esta diferencia de presiones de trabajo se debe a que se busca que el ciclo trabaje a 10°C menos que la temperatura de entrada del gas al reactor. De esta forma se disminuyen las tensiones mecánicas causadas por efectos térmicos.

Se procede a dar una explicación conceptual del ciclo. El agua líquida que sale del separador pasa por las bombas que desarrollan la altura necesaria para vencer la caída de presión por fricción. Luego entra al heater dentro del reactor donde intercambia principalmente calor latente. La mezcla bifásica sale del intercambiador y entra nuevamente al separador. La salida gaseosa del mismo se dirige a un aeroenfriador, que la condensa y entra nuevamente al separador como una corriente líquida saturada.

3.2.1. CONTROL AUTOMÁTICO

El ciclo cuenta con dos lazos de control: el lazo de nivel y el lazo de presión.

3.2.1.1. LAZO DE CONTROL DE NIVEL

El lazo de nivel regula el estrangulamiento de la válvula a la descarga de la bomba en función del nivel del separador. Cuanto menor sea el nivel, menor grado de apertura de la válvula.

La función del mismo es ser el salvaguarda de la bomba. Si el aeroenfriador sale de operación, no se condensará el vapor producido en el intercambiador, lo que producirá descenso de nivel en el separador. Si aumenta el calor de reacción, se producirá más vapor en el intercambiador. Si se produce más de lo que el aeroenfriador es capaz de condensar, nuevamente descenderá el nivel del separador. En ambos casos el nivel del separador podría bajar indefinidamente y así llegar vapor a las bombas y al intercambiador. Para que esto no suceda, se setea apertura 100% de la válvula cuando se llegue a HHLL del separador y apertura 0% cuando se llegue al LLLL, y que regule siempre en un 50% de apertura para el NLL.

En el caso del LLLL dejaría de circular caudal, por lo que el agua estanca en el intercambiador se evaporaría y aumentaría la presión del ciclo hasta la de diseño de la PSV del separador. Es importante que cuando salte la alarma de baja y se cierre la válvula de descarga, los operarios encuentren cuál es la causa de la desviación y la corrijan. Se numeran a continuación las posibles causas de LLLL:

1. Mayor producción de vapor en el intercambiador de la que puede condensar el aeroenfriador
2. Falla del lazo de control de presión
3. Falla abierta de la válvula de descarga gaseosa (PV 085/PV 100)
4. Válvula de blowdown del equipo trabada abierta
5. Aeroenfriador fuera de servicio

Las causas 2. y 3. se solucionan bloqueando la válvula de control y regulando manualmente la válvula globo de bypass. Esta es la solución temporaria mientras se arregla el controlador o la válvula respectivamente. La causa 4. se arregla cerrando la válvula de descarga gaseosa y cargando agua al ciclo para suplir la perdida.

Las causas 2., 3. y 4. se pueden solucionar durante la operación del ciclo de baja para evitar ir a shutdown de planta. En el ciclo de alta sólo la 2. y 3., ya que la presión de agua de caldera es menor a la de operación de alta y no se podría cargar agua al ciclo en línea. Si durante la operación de la planta resulta ser frecuente la causa 4., se debería considerar agregar una bomba a la entrada de agua de caldera.

Las causas 1. y 5. ameritan ir a shutdown de planta no automático.

Las causas de HHLL se enumeran a continuación:

1. Falla del control de presión
2. Falla cerrada de la válvula de descarga gaseosa

Ambas causas se pueden solucionar en línea de manera análoga a la planteada para las causas 2. y 3. de LLLL.

3.2.1.2. LAZO DE CONTROL DE PRESIÓN

El lazo de presión es de rango partido. La presión en el separador se regula a través del estrangulamiento en la descarga gaseosa del separador y con la variación en la velocidad de giro del motor del aeroenfriador.

El control grueso de presión se hace con el estrangulamiento de la válvula. Cuando la presión es un 10% mayor o menor al set del controlador, el PIC 085/100 A controla la presión del separador con el estrangulamiento de la válvula PV 085/100. Este controlador está asociado al switcheo de reactores. Una vez que se produce el cambio de operación, el controlador A modifica la apertura de la válvula para llegar a la presión de trabajo del ciclo. Durante la operación del ciclo, las variaciones en la presión debidas a desviaciones del proceso son controladas por el controlador B.

El control fino de presión se hace con el caudal de aire de enfriamiento del aeroenfriador. Este equipo tiene dos motores que impulsan los ventiladores, sólo uno de ellos posee variador de frecuencia que le permite modificar la velocidad de giro del eje. El mismo se regula con los controladores PIC 085/100 B como lazo master y con los controladores SIC 085/100 como lazo esclavo. Este controlador se acciona cuando la presión tiene una diferencia menor al 10% de su set. Se procede a explicarlo:

El PIT 085/100 envía al PIC 085/100 B la señal eléctrica que indica la presión dentro del separador. El mismo hace la diferencia con la presión set y envía este delta al SIC 085/100. Este controlador convierte esta información a variación de frecuencia del motor y es enviada al motor que posee variador de frecuencia (VFD). Este lazo cuenta con un enclavamiento. Cuando la velocidad de giro del motor VFD llega al 100%, se envía automáticamente la señal de encendido al motor con velocidad fija. Por la misma lógica de control, la velocidad de giro del motor VFD desciende a 0% y continúa regulando de 0 a 100%. Análogamente cuando la velocidad de giro del motor VFD llega a 0%, se envía una señal de apagado del motor de velocidad fija.

El ciclo cuenta con una PSV como elemento de seguridad, para proteger a los equipos de picos de alta presión.

FIGURA 1: LÓGICA DE CONTROL DEL HORNO DE REACCIÓN H101

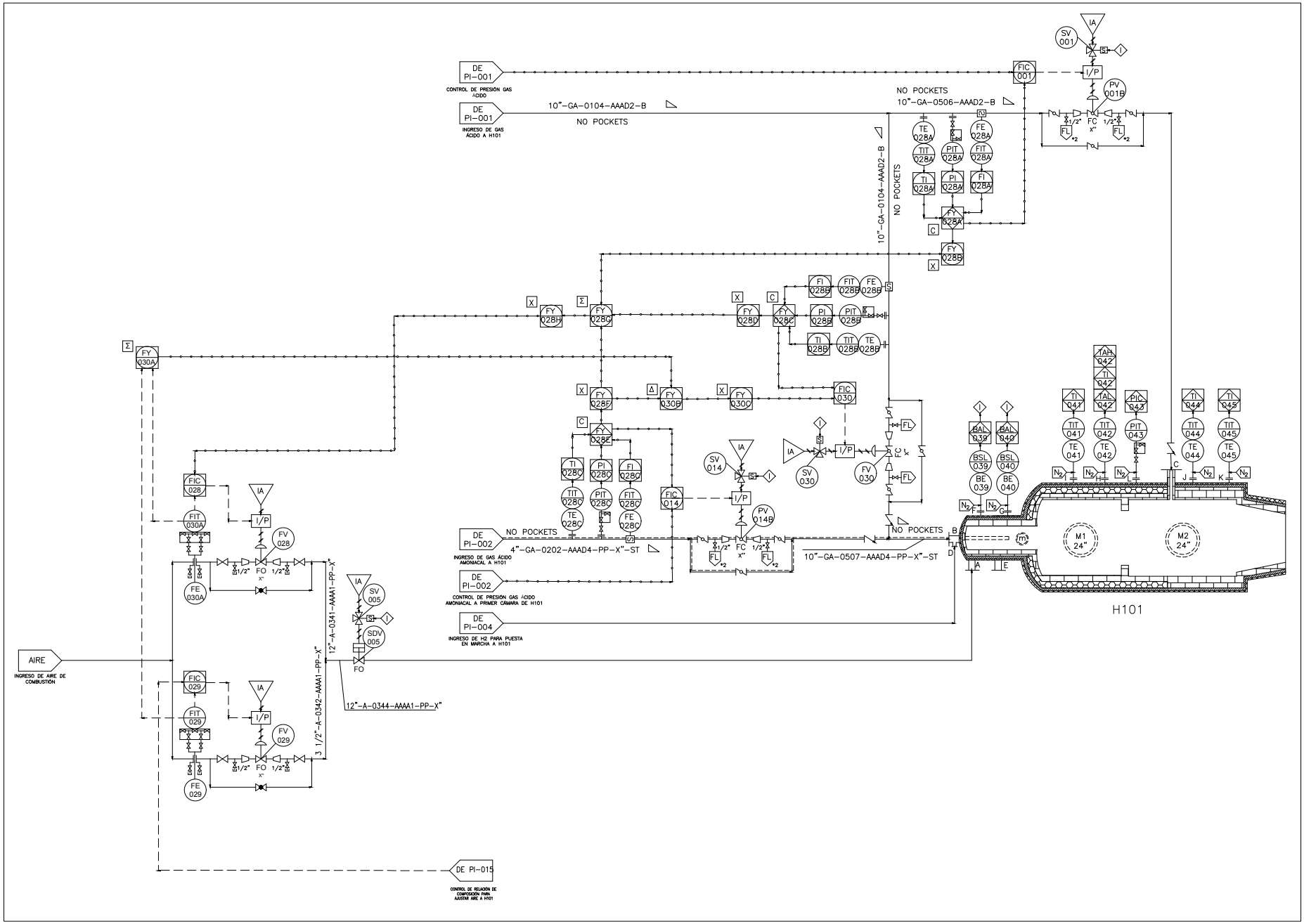
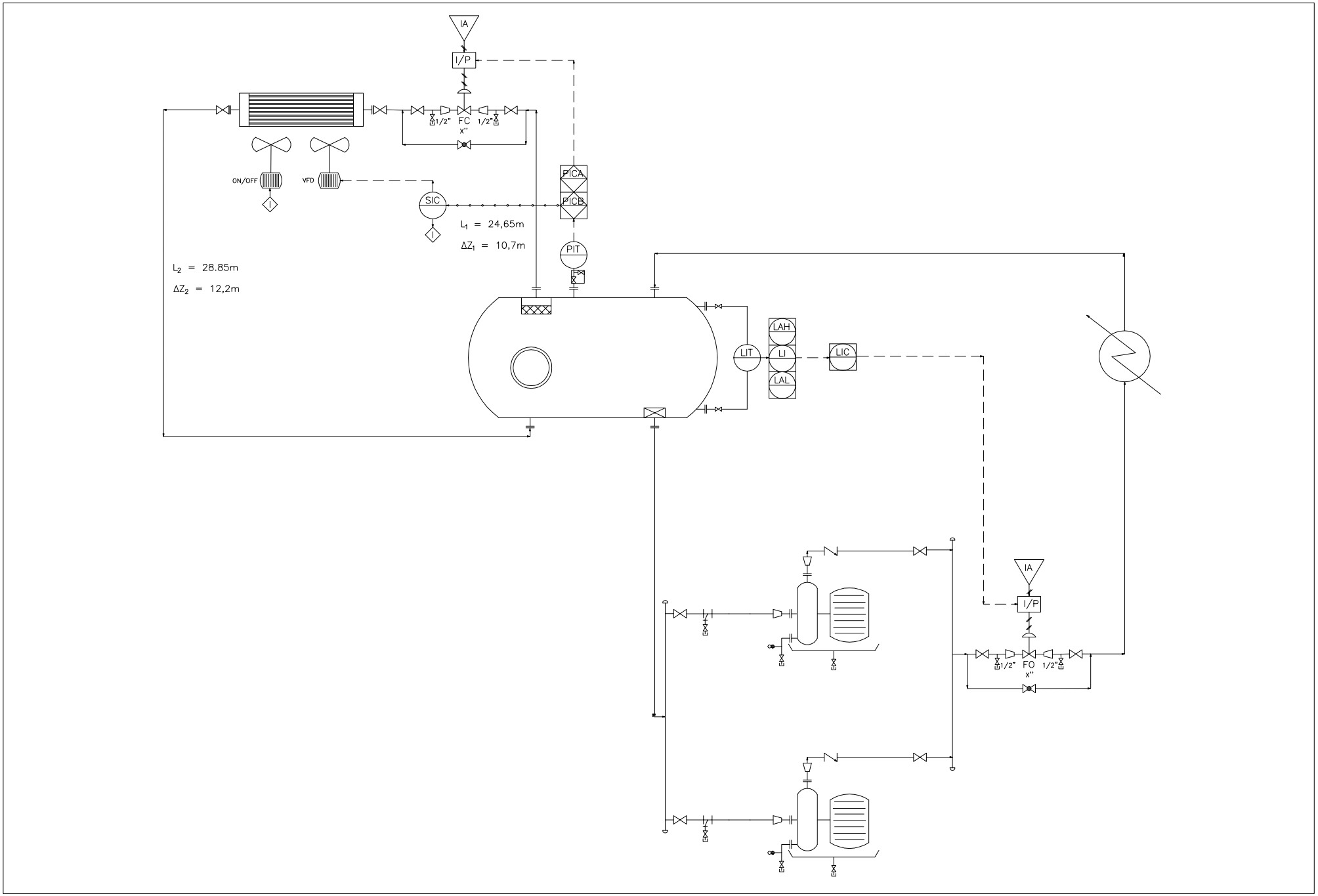


FIGURA 2: REPRESENTACIÓN DEL CICLO DE REFRIGERACIÓN



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

F-BM-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	7-04-2017	Emisión para Aprobación	NB/ED	BM	

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN 3

2. DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN 3
2.1 PLANTA DE PROCESOS 3
2.2 CICLO DE VAPOR 13
2.3 CICLO CERRADO DE AGUA 17
2.4 PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN 21

3. BALANCE DE MASA 23
3.1 PLANTA DE PROCESOS 23
3.2 CICLO CERRADO DE AGUA 29
3.3 CICLO DE VAPOR 32

4. PROPIEDADES DE CORRIENTES 34
4.1 PLANTA DE PROCESOS 34
4.2 CICLO CERRADO DE AGUA 37
4.3 CICLO DE VAPOR 39

5. BALANCE DE ENERGÍA 41
5.1 PLANTA DE PROCESOS 41
5.2 CICLO CERRADO DE AGUA 41
5.3 CICLO DE VAPOR 41

6. ANEXO 42

1. INTRODUCCIÓN

Para el desarrollo de la simulación y la resolución de los balances de masa y energía se ha utilizado el simulador ProMax 3.2 de la compañía Bryan Research & Engineering inc. El mismo es uno de los simuladores que más se ajustan a la resolución de este tipo de sistemas ya que fueron diseñados especialmente para procesos que involucran operaciones con compuestos como ácido sulfhídrico (H_2S) y amoníaco (NH_3), como lo son los procesos Claus, absorción con Aminas, etc. A continuación, se expone una muestra exhaustiva de todo lo que se ha aplicado en la simulación.

2. DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN

Para realizar la simulación se ha tenido que seleccionar un paquete de propiedades termodinámicas. Para este caso el más apropiado es Peng Robinson Sulfur. Luego se procedió a cargar todos los compuestos involucrados en el proceso. Se debe tener en cuenta que la simulación es una foto del proceso, aunque se sabe que luego, por ejemplo, los reactores se intercambian y la operación continúa.

La entrada a planta se da por dos corrientes, una proveniente de las operaciones de la refinería que liberan sulfuro de hidrógeno gaseoso y la otra del stripping de aguas agrias. Esta última contiene el amoníaco que se trata en la planta. A modo de síntesis se llama a la primera corriente GA (gas ácido) y a la otra GAA (gas ácido de aminas).

2.1 PLANTA DE PROCESOS

Equipos

- Saturador con Agua

Es necesario que esté en la simulación ya que las corrientes siempre vienen saturadas en agua.

- Nombre: Saturator
- Nombre en la simulación: SAT-1 (GA) y SAT-2 (GAA)
- Caída de Presión: 0 kPa

- Horno de Reacción

En la simulación no se refleja el hecho de que el horno tiene dos cámaras de reacción y que GAA va completamente a la primera y el GA se reparte entre las dos cámaras. El objetivo de esta división es que en la primera cámara se llegue a la temperatura necesaria para la eliminación total del amoníaco.

- Nombre: Burner
- Nombre en la simulación: BURNER-100
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: Acid Gas Burner
- Caída de Presión: 2 kPa
- Fracción de Bypass: 0%
- Constraints: Fischer 1974

- Caldera

La caldera cuenta con dos pasos en tubos. Aunque se sabe que es un mismo equipo, se simuló a los dos pasos por separado (BOILER-100-a y BOILER-100-b). Una fracción del gas, a la que llamamos “hot by pass”, tiene un solo paso en tubos y permite precalentar la entrada al reactor catalítico y por eso no se lo hizo pasar a través del BOILER-100-b. Por el otro lado, la otra fracción de gas que sí tiene los dos pasos por tubos se lo hizo pasar por BOILER-100-a y BOILER-100-b para finalmente ser destinado al condensador.

❖ Primer Paso

- Nombre: Horizontal Reactor
- Nombre en la simulación: BOILER-100-a
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: Sulfur Thermal Reaction Zone
- Caída de Presión: 5 kPa
- Fracción de Bypass: 0%

❖ Segundo Paso

- Nombre: Sulfur Redistributor
- Nombre en la simulación: BOILER-100-b
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: Sulfur Redistribution
- Caída de Presión: 5 kPa
- Fracción de Bypass: 0%

- Condensador de Azufre

En la simulación se utilizan dos condensadores de azufre, pero en la realidad es un solo equipo que en su interior tiene dos pasos diferentes. Al primer paso del condensador llega el gas proveniente del segundo paso de la caldera y al segundo, el que proviene del reactor catalítico.

Por otra parte, la temperatura de condensación del azufre se ha ajustado para que el intercambio en el condensador con el agua de caldera sea posible.

- Nombre: Sulfur Condenser
- Nombre en la simulación: XCHG-100-a y XCHG-100-b
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: Sulfur Condenser
- Caída de Presión: 3 kPa
- Fracción de Bypass: 0%

- Heater
  - Nombre: Single Sided Exchanger
  - Nombre en la simulación: XCHG-100
  - Caída de Presión: 2,5 kPa

- Primer Reactor

Al sistema de reacción se lo simuló durante la operación normal. En el primer reactor se tienen dos lechos de catalizador: uno de alúmina y otro de titanio. A ambas partes se las simularon por separado a través de los reactores REAC-100 y REAC-101. En este último el calor generado (Q-106) es derivado al cerrado de agua.

❖ Primera Cama
- Nombre: Vertical Reactor
- Nombre en la simulación: REAC-100
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: GPSA Hydrolyzing Claus Bed
- Caída de Presión: 5 kPa
- Fracción de Bypass: 2%

❖ Segunda Cama
- Nombre: Vertical Reactor
- Nombre en la simulación: REAC-101
- Tipo: Gibbs Minimization

- Gibbs Set: Claus Bed
- Caída de Presión: 5 kPa
- Fracción de Bypass: 2%

- Segundo Reactor

El segundo reactor es del tipo sub-dewpoint, con control de temperatura también a través de un ciclo cerrado de agua. Por eso es que el calor generado por este segundo reactor (Q-109) es derivado a dicho ciclo. A diferencia del primer reactor, se lo representó con un solo lecho dado que las reacciones principales ocurren sólo en la segunda cama del reactor. En la planta, este reactor opera condensando el azufre y permitiendo que el mismo quede retenido entre las partículas del catalizador. Luego cuando los reactores switchean, al aumentar la temperatura este azufre condensado es evaporado y separado del gas de proceso en el condensador de azufre (XCHG-100-b). Para representar esta condición de operación en el simulador, se separa la corriente de salida de REAC-102 en la fase líquida y gaseosa. La fase líquida corresponde al azufre condensado por sub-dewpoint y se la junta con las otras corrientes de salida de azufre.

- Nombre: Vertical Reactor
- Nombre en la simulación: REAC-102
- Tipo: Gibbs Minimization
- Gibbs Set: Sub-Dewpoint Claus Bed
- Caída de Presión: 10 kPa
- Fracción de Bypass: 2%

- Scrubber

De estos equipos hay dos a la entrada del proceso (uno para cada corriente de entrada) y uno al final del proceso para representar la separación entre el azufre líquido condensado en el segundo reactor del gas de proceso remanente que se envía al incinerador. Este último scrubber se coloca sólo a fin de la simulación ya que como se dijo no existe en la planta. En la realidad el azufre condensado se retiene en el segundo reactor y del mismo sólo sale la corriente gaseosa. El scrubber SCR103 no fue representado en la simulación.

- Nombre: 2 Phase Separator Vertical
- Nombre en la simulación: VSSL-100 (GA), VSSL-101 (GAA) y VSSL-103 (Azufre)
- Caída de Presión: 0 kPa

- Desgasificadora

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

El gas proveniente de la unidad de desgasificación, denominada en la simulación VSSL-102, es enviado al sistema de incinerador-stack. El gas derivado de la misma se juntó con el gas proveniente del segundo reactor para ser quemado en el sistema incinerador-stack. El líquido que deriva de la desgasificadora simula el azufre líquido listo para disposición final (corriente 37). La bomba PUMP-100 es la bomba vertical presente en la pileta que bombea el azufre líquido contenido en la misma. La pileta de azufre no fue representada en la simulación.

- Nombre: 2 Phase Separator Horizontal
- Nombre en la simulación: VSSL-102
- Caída de Presión: 0 kPa

- Incinerador y Stack
  - Nombre: Burner and Stack
  - Nombre en la simulación: REAC-107
  - Tipo: Gibbs Minimization
  - Gibbs Set: Burner
  - Caída de Presión: 2 kPa
  - Fracción de Bypass: 0%

- Soplador:
  - Nombre: Blower
  - Nombre en la simulación: CMPR-100
  - Potencia: 158,5 KW
  - Eficiencia Politrópica: 75%

- Bomba:
  - Nombre: Pump
  - Nombre en la simulación: PUMP-100
  - Potencia: 0,346 KW
  - Eficiencia Politrópica: 75%

<u>Corrientes</u>

- Corriente: Gas Ácido
  - Nombre: 1

➢Especificaciones: Composición

Componente	
H_2S %mol	90,4451
NH_3 %mol	-
CO_2 %mol	2,809
N_2 %mol	-
H_2O %mol	3,9290
C1 %mol	0,4773
C2 %mol	0,6650
C3 %mol	1,0791
iC4 %mol	0,2570
nC4 %mol	0,3378

➢Nombre: 3

➢Especificaciones:

- T: 43°C
- P: 1,357 kgf/cm^2
- V: 62000 Nm^3/d

- Corriente: Gas Ácido Amoniacal

➢Nombre: 5

➢Especificaciones: Composición

Componente	
H_2S %mol	39,08
NH_3 %mol	39,26
CO_2 %mol	-
N_2 %mol	-
H_2O %mol	21,66
C1 %mol	-
C2 %mol	-
C3 %mol	-
iC4 %mol	-
nC4 %mol	-

- Nombre: 7
- Especificaciones:
  - T: 91°C
  - P: 1,457 kgf/cm^2
  - V: 14571 Nm^3/d

- Corriente: Aire a Horno
  - Nombre: 9
  - Especificaciones:
    - T: 40ºC
    - P: 0,857 kgf/cm^2
    - Composición:
      - Oxígeno: 0,21 Fracción molar
      - Nitrógeno: 0,79 Fracción molar
    - Calculator: Simple Solver

      Se ha ajustado el caudal del aire en función de que se cumpla la relación entre el ácido sulfhídrico y el dióxido de azufre en la simulación.
      - Object Variable: Molar Flow de la corriente Aire a Horno
      - Target Variable: Molar Composition de la corriente que ingresa al Incinerador
      - Ecuación: $H_2S/SO_2-2=0$

- Corriente: Aire a presión después del Blower
  - Nombre: 10
  - Especificaciones:
    - P: 1,357 kgf/cm^2

- Corriente: Salida del primer Paso de la Caldera
  - Nombre: 13
  - Especificaciones:
    - T: 500ºC

- Corriente: Hot Bypass
  - Nombre: 15

- Especificaciones:
  - En Mixer: 15% del caudal a la corriente de Hot Bypass

    Esta relación se calcula en función de que se pueda utilizar vapor de media como fluido caliente en el heater XCHG-101.

- Corriente: Salida del Segundo Paso de la Caldera
  - Nombre: 16
  - Especificaciones:
    - T: 350ºC

- Corriente: Salida del Primer Condensador de Azufre
  - Nombre: 18
  - Especificaciones:
    - T: 146ºC

      Esta temperatura se calcula para que sea posible enfriar el azufre con la misma agua de caldera anterior a su paso por la caldera, sin desperdiciar un porcentaje de la misma.

- Corriente: Entrada al Primer Reactor
  - Nombre: 20
  - Especificaciones:
    - T: 260ºC

- Corriente: Salida del Primer Reactor
  - Nombre: 22
  - Especificaciones:
    - T: 280ºC

- Corriente: Calor Retirado en la Primer Cama del Primer Reactor
  - Nombre: Q-105
  - Especificaciones:
    - Q: 0 kJ/h

- Corriente: Salida del Segundo Condensador de Azufre
  - Nombre: 23
  - Especificaciones:

- T: 146ºC

  Misma consideración que con la corriente 18.

- Corriente: Entrada al Segundo Reactor (Sub-Dewpoint)
  - Nombre:25
  - Especificaciones:
    - T: 180ºC

- Corriente: Salida del Segundo Reactor (Sub-Dewpoint)
  - Nombre: 26
  - Especificaciones:
    - T: 125ºC

- Corriente: Aire a la Desgasificadora
  - Nombre: 30
  - Especificaciones:
    - T: 40ºC
    - P: 0,9 bar
    - Composición:
      - Oxígeno: 0,21 Fracción molar
      - Nitrógeno: 0,79 Fracción molar
    - Calculator: Simple Solver

      Se ha ajustado el caudal del aire en función de que se cumpla en la corriente 33, salida de azufre líquido, una concentración de sulfuro de hidrógeno de 10ppm.
      - Object Variable: Molar Flow de la corriente 30
      - Target Variable: H_2S % Mass Fraction de la corriente 33 (H_2S)
      - Ecuación: $H_2S*10000-10=0$

- Corriente: Combustible a Incinerador
  - Nombre: Combustible
  - Especificaciones:
    - T: 25ºC
    - P: 6,857 kgf/cm^2
    - Caudal másico: 179,3 kg/h
    - Calculator: Simple Solver

El caudal de combustible es resultado de aplicar un solver para que la temperatura a la salida del stack sea 700 ºC. En realidad, en el proceso no se permiten temperaturas de salida de los gases mayores a 650 ºC pero se especifica este valor para aprovechar el calor extra de los humos para sobrecalentar el vapor de media que se genera en la unidad.

- ❖ Object Variable: Molar Flow de la corriente Combustible
- ❖ Target Variable: Temperatura de la corriente 36
- ❖ Ecuación: StackT/700-1=0

▪ Composición:

Componente	Valor
H_2S %mol	0,00
H_2 %mol	10,50
N_2 %mol	2,60
CO_2 %mol	0,10
C1 %mol	63,30
C2 %mol	17,30
C3 %mol	4,40
iC4 %mol	1,20
nC4 %mol	0,60

- Corriente: Aire a Incinerador
  - ➢ Nombre: 34
  - ➢ Especificaciones:
    - ▪ T: 40ºC
    - ▪ P: 0,9 bar
    - ▪ Composición:
      - ❖ Oxígeno: 0,21 Fracción molar
      - ❖ Nitrógeno: 0,79 Fracción molar
    - ▪ Calculator: Specifier

Se ha ajustado el caudal del aire primero haciendo un combustion analisis para las corrientes de proceso que ingresan para así saber el aire estequiometrico necesario y especificándole un porcentaje de exceso del mismo para que a la salida del stack se consiga una concentración de H_2S menor a 10 ppmv. Se probó con distintos porcentajes de exceso, pero se halló que con el aire estequiometrico salían menos de 10ppmv del stack así que se utilizó este valor para no sobredimensionar el equipo innecesariamente.

- Specifier formula:

  (Req02_Combustible+Req02_29)*1/xO2

2.2 CICLO DE VAPOR

Memoria del cálculo de la simulación

El sistema de vapor cuenta con una entrada de agua de caldera que pasa por una válvula de control de presión y luego por una seguidilla de dos intercambiadores de calor. XCHG-100 representa el lado de fluido frío (agua) del condensador de azufre. BOILER-100 representa la remoción de calor a través de calor latente de la caldera. A la salida de este último la corriente sale en estado gaseoso y es dividida en tres corrientes de vapor distintas. Dos de estas corrientes son utilizadas como fluido calefactor para dos intercambiadores de calor. XCHG-101 representa el lado de fluido caliente del intercambiador anterior al primer reactor y XCHG-102, del segundo reactor. La última corriente es el vapor en exceso que es enviado al sistema de vapor de la planta.

Dos de los intercambiadores tienen su calor definido por el proceso: XCHG-100 y BOILER-100. Como la corriente de salida a BOILER-100 (40) tiene especificada su presión en 22,42 bar y su fracción de vapor igual a uno, la corriente 40 queda definida en sus propiedades intensivas. La corriente de entrada a BOILER-100 (39) tiene especificada a su vez su fracción de vapor igual a cero. Como BOILER-100 tiene especificada su caída de presión, la corriente 39 queda definida también en sus propiedades intensivas. Entonces en BOILER-100 se tienen sus corrientes de entrada y salida definidas en sus propiedades intensivas, así como el calor a ser intercambiado. De esta forma se calcula la masa de vapor producida para satisfacer este calor, que sería el flujo másico de todas las corrientes anteriores al mixer. Por lo tanto se tienen las corrientes 39 y 40 completamente definidas.

Con la corriente 39 definida y el calor a ser intercambiado en XCHG-100 especificado junto a la caída de presión de este equipo, se calcula la entalpía de la corriente 37. Se tiene entonces a la corriente 37 definida.

La corriente entrante al sistema de vapor está definida por nuestras bases de diseño como agua de caldera. Se especifica entonces la presión de esta corriente y el simulador calcula su temperatura de entrada ya que la corriente siguiente a la válvula se encuentra completamente definida. La misma coincide con la temperatura de diseño, por lo que no se requiere modificaciones al sistema.

Vemos que el caso de XCHG-101 es análogo al de XCHG-102, por lo que se explican en forma paralela. Las corrientes de entrada a los intercambiadores, 43/45, son definidas en forma intensiva a partir de la 40, que fue especificada tanto su presión como fracción de vapor. Las corrientes de salida de los intercambiadores, 44/46, tienen especificada su fracción de vapor igual a cero para que los mismos sólo intercambien calor latente. Esta especificación junto a la caída de presión de los equipos define en forma intensiva a estas corrientes. Teniendo además el calor que deben intercambiar ambos equipos definido por el proceso, todas estas corrientes, 43, 44, 45, 46, quedan definidas.

Teniendo el flujo másico definido de todas las corrientes participantes del SPLT-100, además de tener la corriente de entrada al mismo (40) definida, la corriente 47 queda definida. Esta corriente representa el vapor en exceso y así queda calculado cuánto vapor se entrega a la refinería.

Así queda finalmente la simulación convergida.

Equipos

- Válvula de control

Esta válvula se coloca para absorber la diferencia de presión entre la entrada del agua de caldera en su límite de batería y la presión requerida por el proceso por la caldera. Se coloca al inicio del sistema de vapor para asegurar que no se produce flujo bifásico por la caída de presión y para poder trabajar con menores clases de cañerías en los tramos siguientes.

- Nombre: Válvula
- Nombre en la simulación: VLVE-102
- Caída de Presión: 6,98 kg/cm2

- Condensador de azufre

El calor que debe ser intercambiado por este equipo es la suma del calor que debe ser retirado por XCHG-100-a y XCHG-100-b. Por lo tanto los calores calculados en ambos equipos son vinculados al nuevo flowsheet a través de un specifier entre los calores Q103 y Q111, y entre Q107 y Q110 (esto se hace para que si hay cambios en el flowsheet Simulación se vean automáticamente reflejados en el flowsheet Vapor) y son sumados en un balance de energía QBAL-101. El calor resultante es el especificado para este equipo.

- Nombre: Single Sided Exchanger
- Nombre en la simulación: XCHG-100
- Caída de Presión: 0,5 bar

- Caldera

El calor que debe ser intercambiado por este equipo es la suma de los dos pasos en la caldera, BOILER-100-a y BOILER-100-b. Análogo al caso anterior, estos calores son vinculados a través de un specifier entre los calores Q102 y Q113, y entre Q101 y Q114 (esto se hace para que si hay cambios en el flowsheet Simulación se vean automáticamente reflejados en el flowsheet Vapor) y se suman en QBAL-100 y este calor es el especificado para el equipo.

- Nombre: Single Sided Exchanger
- Nombre en la simulación: BOILER-100
- Caída de Presión: 0,5 bar

- Intercambiadores con vapor de media

El vapor producido en la caldera se usa parcialmente en el proceso como fluido caliente para los intercambiadores previos a los reactores: XCHG-101, anterior al primer reactor, y XCHG-102, anterior al segundo reactor. El calor que debe entregar cada uno de estos intercambiadores está definido por el mismo proceso y es vinculado a cada uno a través de crossflowsheets: XFS4 para el intercambiador XCHG-101 y XFS3 para XCHG-102.

- Nombre: Single Sided Exchanger
- Nombre en la simulación: XCHG-101; XCHG-102
- Caída de Presión: 0,025 bar

<u>Corrientes</u>

- Corriente: Entrada al sistema de vapor
  - Nombre: Agua Caldera
  - Especificaciones:
    - P: 30,26 bar

- Composición: H_2O: Fracción molar 100%

- Corriente: Calor intercambiado en XCHG-100
  - Nombre: Q-112
  - Método de cálculo:
    - Se vinculan los calores a ser intercambiados, Q-103 y Q-107, provenientes del flowsheet "Simulación" al flowsheet de trabajo "Ciclo de Vapor" a través de un specifier con las corrientes Q-111 y Q-110 respectivamente. Se suman ambos valores en un balance de energía: QBAL-101. Q-112 resulta la sumatoria.

- Corriente: Entrada Caldera
  - Nombre: 39
  - Especificación:
    - % Fracción de vapor: 0

- Corriente: Calor intercambiado en BOILER-100
  - Nombre: Q-115
  - Método de cálculo:
    - Se vinculan los calores a ser intercambiados, Q-102 y Q-101, provenientes del flowsheet "Simulación" al flowsheet de trabajo "Ciclo de Vapor" a través de un specifier con las corrientes Q-113 y Q-114 respectivamente. Se suman ambos valores en un balance de energía: QBAL-100. Q-115 resulta la sumatoria.

- Corriente: Salida Caldera
  - Nombre: 40
  - Especificaciones:
    - P: 22,41 bar
    - % Fracción de vapor: 100

- Corriente: Salida Intercambiador XCHG-101
  - Nombre: 44
  - Especificación:
    - % Fracción de vapor: 0

- Corriente: Calor intercambiado por XCHG-101
  - ➢ Nombre: Q-104
  - ➢ Método de cálculo:
    - Mediante un crossflowsheet (XFS4) se vincula Q-104 que es el calor requerido por XCHG-101 en el flowsheet "Simulación" al Q-104 del flowsheet "Ciclo de Vapor".

- Corriente: Salida Intercambiador XCHG-102
  - ➢ Nombre: 46
  - ➢ Especificación:
    - % Fracción de vapor: 0

- Corriente: Salida Intercambiador XCHG-102
  - ➢ Nombre: Q-108
  - ➢ Método de cálculo
    - Mediante un crossflowsheet (XFS3) se vincula Q-108 que es el calor requerido por XCHG-102 en el flowsheet "Simulación" al Q-108 del flowsheet "Ciclo de Vapor".

2.3 CICLO CERRADO DE AGUA

Memoria del cálculo de la simulación

Ambos ciclos de agua son completamente análogos a excepción de la presión a la que trabajan, la cual se calcula en función de la temperatura a la que se quiere enfriar cada reactor. Por lo tanto, se explican en forma conjunta y luego se procede a explicar el cálculo de la presión de trabajo de cada ciclo.

El agua de enfriamiento es vaporizada parcialmente en el intercambiador de calor (XCHG-100/XCHG-101) debido al calor que recibe del reactor. Esta mezcla bifásica es separada en un separador bifásico (VSSL-100/VSSL-101), donde la salida gaseosa es enfriada en un aeroenfriador (FAXR-100/FAXR-101) hasta su punto de burbuja y devuelta al separador bifásico. La salida líquida del separador se envía a una bomba (PUMP-100/PUMP-101) para recuperar la pérdida de carga y la salida de esta bomba es la entrada al intercambiador.

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Se toma por inicio del ciclo a la corriente líquida que sale del separador bifásico, (53/7). Por ser salida de un separador queda definida su fracción de vapor igual a cero. La corriente de salida de la bomba (48/2) es la misma de la entrada al intercambiador. A esta corriente se le especifica la presión. Luego se explica cómo se elige esta presión. El calor que es intercambiado es definido por el proceso y por lo tanto es un valor especificado para cada ciclo (Q-106/Q-109). La corriente de salida del intercambiador (49/3) es a la que se especifica el flujo másico: 136660 kg/h. Esta corriente es una de las entradas al separador.

Se tiene así cerrado un primer pseudociclo. Se trabaja con el primer ciclo de agua para simplificar notación. Teniendo la presión definida en la 48 y siendo especificadas las caídas de presión en el intercambiador y separador, se tiene definida la presión en todas las corrientes de este pseudociclo. De esta forma queda calculada la diferencia de presión en la bomba PUMP-100 y, especificada su eficiencia politrópica, se calcula su potencia.

Recordando que en la 49 se especifica el flujo másico, se conoce también el caudal de todas las corrientes de este pseudociclo. En la corriente 53, donde es especificada la fracción de vapor, se tiene entonces definida la presión, fracción de vapor, caudal y composición, por lo que la misma queda definida. Con la 53 definida y especificando la presión de la 48, queda esta última también definida. Con la 48 definida y Q-106 especificado, la 49 queda definida.

Así queda este pseudociclo completamente definido.

El segundo pseudociclo, que se correspondería a la salida gaseosa del separador, el aeroenfriador y la corriente que sale de este nuevamente al separador, tiene por especificaciones la pérdida de carga en el aeroenfriador, que la corriente 5 tiene fracción de vapor igual a cero y que la corriente gaseosa, 4, tiene fracción de vapor igual a uno por ser la salida de un separador y su presión igual a la del separador bifásico menos su pérdida de carga. Conociendo la presión de 4 y la pérdida de carga en el aeroenfriador se tiene la presión de 5. Así se tiene la fracción de vapor y presión de las corrientes que entran y salen del aeroenfriador, quedando definidas en sus propiedades intensivas. Faltaría definir su caudal másico.

La mezcla bifásica de la corriente 3, donde ya se conocen sus caudales líquido y gaseoso, se va a separar en el separador. La corriente gaseosa de salida del separador es igual al caudal gaseoso de la mezcla bifásica. Se tiene así calculado el flujo másico de 4, que es igual al flujo másico de todo el segundo pseudociclo. Queda entonces el mismo definido.

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Otra forma de entender el cálculo del flujo másico del segundo pseudociclo es que la suma de calor en un ciclo cerrado debe ser igual a cero. Conociendo el calor intercambiado en XCHG-100/XCHG-101 y en PUMP-100/PUMP-101 queda calculado el calor que debe intercambiarse en el aeroenfriador. Teniendo las corrientes de entrada y salida del aeroenfriador definidas intensivamente y conociendo el calor a intercambiar, el caudal condensando en el aeroenfriador queda calculado.

Equipos (Válido para ambos ciclos)

- Bomba
  - Nombre: Pump
  - Nombre en la simulación: PUMP-100/PUMP-101
  - Potencia:
    PUMP-100: 3,29 KW
    PUMP-101: 2,67 KW
  - Eficiencia:
    - ✓ PUMP-100: 75%
    - ✓ PUMP-101: 75%

      Aclaración: De la forma que se realizó la simulación, no era posible especificarle una eficiencia a la bomba. Entonces para poder especificar la eficiencia y tener valores de potencia coherentes se realizó otro flowsheet en donde se eliminó los aeroenfriadores y el reciclo, especificándole el calor del aeroenfriador al separador.

- Intercambiador de Calor
  - Nombre: Single Sided Exchanger
  - Nombre en la simulación: XCHG-100/XCHG-101
  - Caída de Presión: 50 kPa

- Separador
  - Nombre: 2 Phase Separator Vertical
  - Nombre en la simulación: VSSL-100/VSSL-101
  - Caída de Presión: 0 Kpa

- Aeroenfriador

Este equipo se simula como si no tuviera pérdida de carga aunque sí la tiene. Lo que ocurre en la realidad es que como la presión a la salida del separador (que se corresponde con la entrada del aeroenfriador) tiene que ser igual a la presión a la entrada del separador (que se corresponde con la salida del aeroenfriador) ya que el separador no tiene pérdida de carga, resulta que no se puede tener pérdida de carga en el segundo pseudociclo. Como indefectiblemente se pierde presión por el aeroenfriador y por la fricción en las cañerías, se suple esta pérdida de carga dándole altura a los aeroenfriadores. Como una variación en la energía potencial no fácil de simular, se decide trabajar con caída de presión cero en los aeroenfriadores.

- Nombre: Fin-Fan Exchanger
- Nombre en la simulación: FAXR-100/FAXR-101
- Caída de Presión: 0 kPa

Corrientes

Ciclo cerrado de Agua Primer Reactor

- Corriente: Salida de la Bomba
  - Nombre: 48
  - Especificación:
    - P: 55 bar

Resultado de requerir un mínimum approach de 10ºC entre el agua y el fluido de proceso. La presión da una temperatura de 269, 86°C tal que se cumpla el mínimum approach.

- Corriente: Salida del Intercambiador de Calor
  - Nombre: 49
  - Especificación:
    - Flujo Másico: 136660 kg/h
    - Composición:
      - Agua: 1 fracción molar

- Corriente: Salida del Aeroenfriador
  - Nombre: 51

Ciclo cerrado de Agua Segundo Reactor

- Corriente: Salida de la Bomba

- Nombre: 2
- Especificación:
  - P: 2,2 bar

Resultado de requerir un mínimum approach de 10ºC entre el agua y el fluido de proceso. La presión da una temperatura de 96,297°C tal que se cumpla el minimum approach.

- Corriente: Salida del Intercambiador de Calor
  - Nombre: 3
  - Especificación:
    - Flujo Másico: 136660 kg/h
    - Composición:
      - Agua: 1 fracción molar

2.4 PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN

Destrucción del Amoníaco en el Horno

- Caudal de entrada: 117,514 Kg/h
- Caudal de Salida: 0,0033 kg/h
- Destrucción: 99,997%

Recuperación de S en Etapa Térmica:

- S en forma de H_2S en entrada a proceso: 3472,26 kg/h
- S en salida del horno: 2444,44 kg/h
- Recuperación: 70,40 %

Destrucción de COS y CS_2 en primer reactor:

- Generación de COS y CS_2 en horno: 36,06 kg/h
- COS y CS_2 en salida de la primera cama del reactor: 8,93 kg/h
- Destrucción: 75,23%

Recuperación de S Total:

- S en forma de H_2S en la entrada a la planta: 3472,26 kg/h
- S a la salida de la planta: 3444,32 kg/h
- Recuperación: 99,2%

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Relación H_2S/SO_2

- Caudal molar de H_2S en entrada al incinerador: 0,29 kmol/h
- Caudal molar de SO_2 en entrada al incinerador: 0,145 kmol/h

➢ Relación: 2

H_2S en S a Venta:

- Composición: 0,0071% (molar)

H_2S en Salida de Stack:

- Composición: 0,00 ppmv.

CO_2 en Salida de Stack

- Composición: 40386,5 ppmv.

SO_2 en Salida de Stack

- Composición: 1498,13 ppmv.

Producción de S:

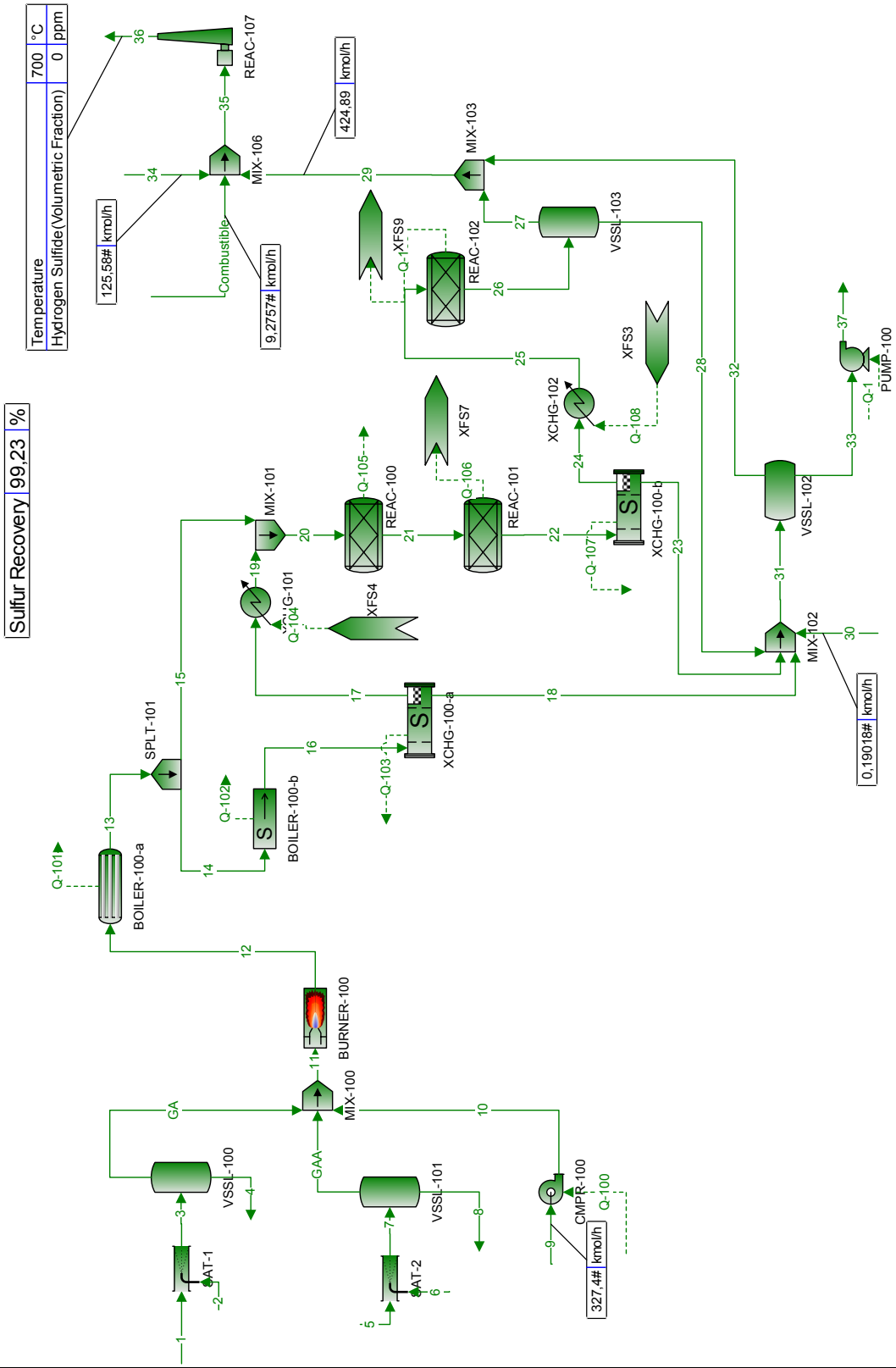
- Caudal: 3444,4 kg/h

Temperatura Gases de Salida Stack:

- Temperatura: 699,98 °C

3. BALANCE DE MASA

3.1 PLANTA DE PROCESOS



BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)								
	Corriente							
Componente	Combustible	GA	GAA	1	2	3	4	5
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2S	0,0	3455,2	234,1	3455,2	0,0	3455,2	0,0	234,1
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
NH_3	0,0	0,0	117,5	0,0	0,0	0,0	0,0	117,5
CO_2	0,4	138,6	0,0	138,6	0,0	138,6	0,0	0,0
N_2	6,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2O	0,0	136,3	239,9	79,3	57,0	136,3	0,0	68,6
Metano	94,2	8,6	0,0	8,6	0,0	8,6	0,0	0,0
Etano	48,3	22,4	0,0	22,4	0,0	22,4	0,0	0,0
Propano	18,0	53,3	0,0	53,3	0,0	53,3	0,0	0,0
i-Butano	6,5	16,7	0,0	16,7	0,0	16,7	0,0	0,0
n-Butano	3,2	22,0	0,0	22,0	0,0	22,0	0,0	0,0
H_2	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	179,3	3853,2	591,5	3796,2	57,0	3853,2	0,0	420,2

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)								
	Corriente							
Componente	6	7	8	9	10	11	12	13
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1026,3	816,1
H_2S	0,0	234,1	0,0	0,0	0,0	3689,3	519,4	849,7
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	19,8	19,8
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	16,3	16,3
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5	0,0
S2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2438,3	735,2
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	5,5	79,2
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	36,7
S5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	166,5
S6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	634,4
S7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	373,1
S8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	213,7
NH_3	0,0	117,5	0,0	0,0	0,0	117,5	0,0	0,0
CO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	138,6	304,8	412,6
N_2	0,0	0,0	0,0	7245,6	7245,6	7245,6	7342,2	7342,2
H_2O	171,3	239,9	0,0	0,0	0,0	376,3	2062,2	2136,3
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	8,6	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	22,4	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	53,3	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	16,7	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	22,0	0,0	0,0
H_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	42,8	15,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	112,1	43,5
O_2	0,0	0,0	0,0	2200,0	2200,0	2200,0	0,0	0,0
Total	171,3	591,5	0,0	9445,6	9445,6	13890,3	13890,3	13890,3

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)								
	Corriente							
Componente	14	15	16	17	18	19	20	21
SO_2	693,7	122,4	693,7	693,7	0,0	693,7	816,1	322,1
H_2S	722,3	127,5	722,3	722,2	0,1	722,2	849,6	342,6
COS	16,8	3,0	16,8	16,8	0,0	16,8	19,8	2,4
CS_2	13,8	2,4	13,8	13,8	0,0	13,8	16,3	6,5
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	624,9	110,3	21,7	0,0	0,1	0,0	110,3	11,9
S3	67,3	11,9	3,4	0,0	0,0	0,0	11,9	1,7
S4	31,2	5,5	2,8	0,0	0,0	0,0	5,5	1,3
S5	141,5	25,0	52,3	0,0	3,4	0,0	25,0	27,2
S6	539,3	95,2	581,1	1,7	209,6	1,7	96,8	332,2
S7	317,2	56,0	440,0	0,9	114,7	0,9	56,9	233,8
S8	181,6	32,1	801,7	12,3	1560,3	12,3	44,4	484,4
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	350,7	61,9	350,7	350,7	0,0	350,7	412,6	430,9
N_2	6240,9	1101,3	6240,9	6240,9	0,0	6240,9	7342,2	7342,2
H_2O	1815,9	320,4	1815,9	1815,9	0,0	1815,9	2136,3	2404,3
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2	12,8	2,3	12,8	12,8	0,0	12,8	15,0	15,0
CO	37,0	6,5	37,0	37,0	0,0	37,0	43,5	43,5
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	11806,8	2083,5	11806,8	9918,5	1888,2	9918,5	12002,1	12002,1

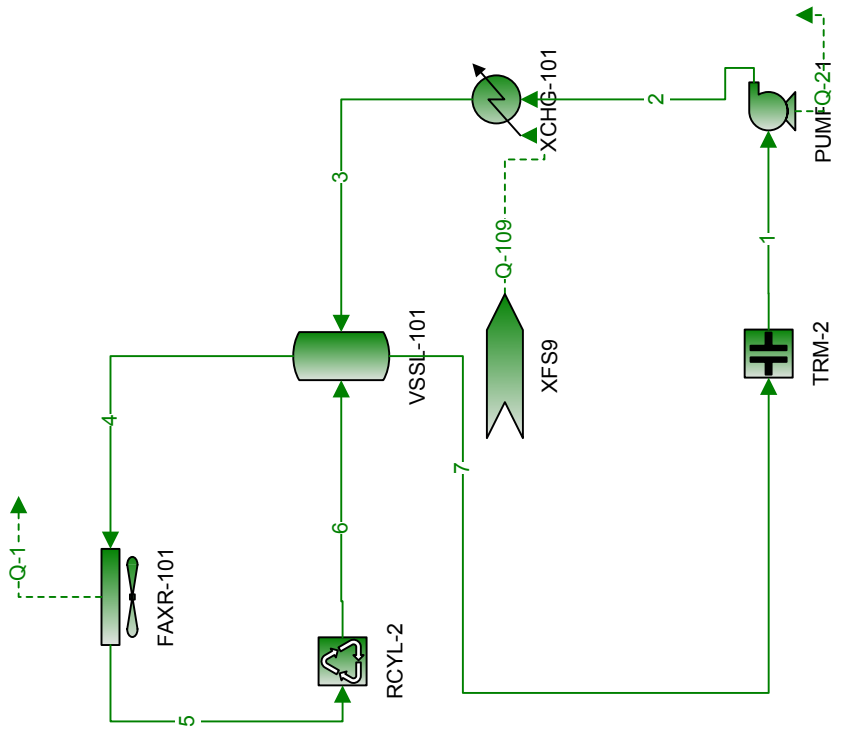
BALANCE DE MASA & ENERGÍA

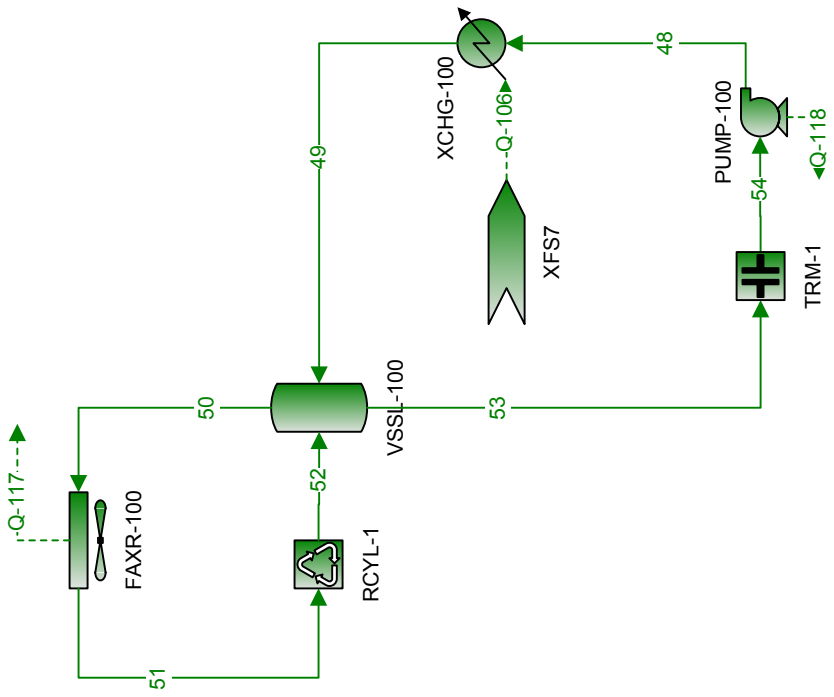
Caudales másicos (kg/h)								
	Corriente							
Componente	22	23	24	25	26	27	28	29
SO_2	194,3	0,0	194,3	194,3	9,3	9,3	0,0	9,3
H_2S	206,6	0,0	206,6	206,6	9,8	9,8	0,0	9,9
COS	2,4	0,0	2,4	2,4	2,4	2,4	0,0	2,4
CS_2	6,5	0,0	6,5	6,5	6,5	6,5	0,0	6,5
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	2,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S3	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	15,4	2,3	0,0	0,0	0,4	0,0	0,4	0,0
S6	292,5	140,4	2,2	2,2	29,8	0,6	29,3	0,6
S7	223,1	76,8	1,2	1,2	14,3	0,3	14,0	0,3
S8	750,2	1045,2	16,3	16,3	252,9	5,1	247,9	5,1
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	430,9	0,0	430,9	430,9	430,9	430,9	0,0	430,9
N_2	7342,2	0,0	7342,2	7342,2	7342,2	7342,2	0,0	7346,4
H_2O	2476,2	0,0	2476,2	2476,2	2580,2	2580,2	0,0	2580,2
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2	15,0	0,0	15,0	15,0	15,0	15,0	0,0	15,0
CO	43,5	0,0	43,5	43,5	43,5	43,5	0,0	43,5
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,3
Total	12002,1	1264,7	10737,4	10737,4	10737,4	10445,9	291,5	10451,5

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)								
	Corriente							
Componente	30	31	32	33	34	35	36	37
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	9,3	53,4	0,0
H_2S	0,0	0,1	0,1	0,0	0,0	9,9	0,0	0,0
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,4	0,0	0,0
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	6,5	0,0	0,0
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	0,0	0,1	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,1
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	0,0	6,0	0,0	6,0	0,0	0,0	0,0	6,0
S6	0,0	379,3	0,0	379,3	0,0	0,6	0,0	379,3
S7	0,0	205,5	0,0	205,5	0,0	0,3	0,0	205,5
S8	0,0	2853,4	0,0	2853,4	0,0	5,1	0,0	2853,4
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	431,3	988,1	0,0
N_2	4,2	4,2	4,2	0,0	2779,2	10132,4	10132,4	0,0
H_2O	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2580,2	3079,9	0,0
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	94,2	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	48,3	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	18,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	6,5	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,2	0,0	0,0
H_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	17,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	43,5	0,0	0,0
O_2	1,3	1,3	1,3	0,0	843,9	845,1	0,0	0,0
Total	5,5	3449,9	5,6	3444,4	3623,0	14253,8	14253,8	3444,4

3.2 CICLO CERRADO DE AGUA





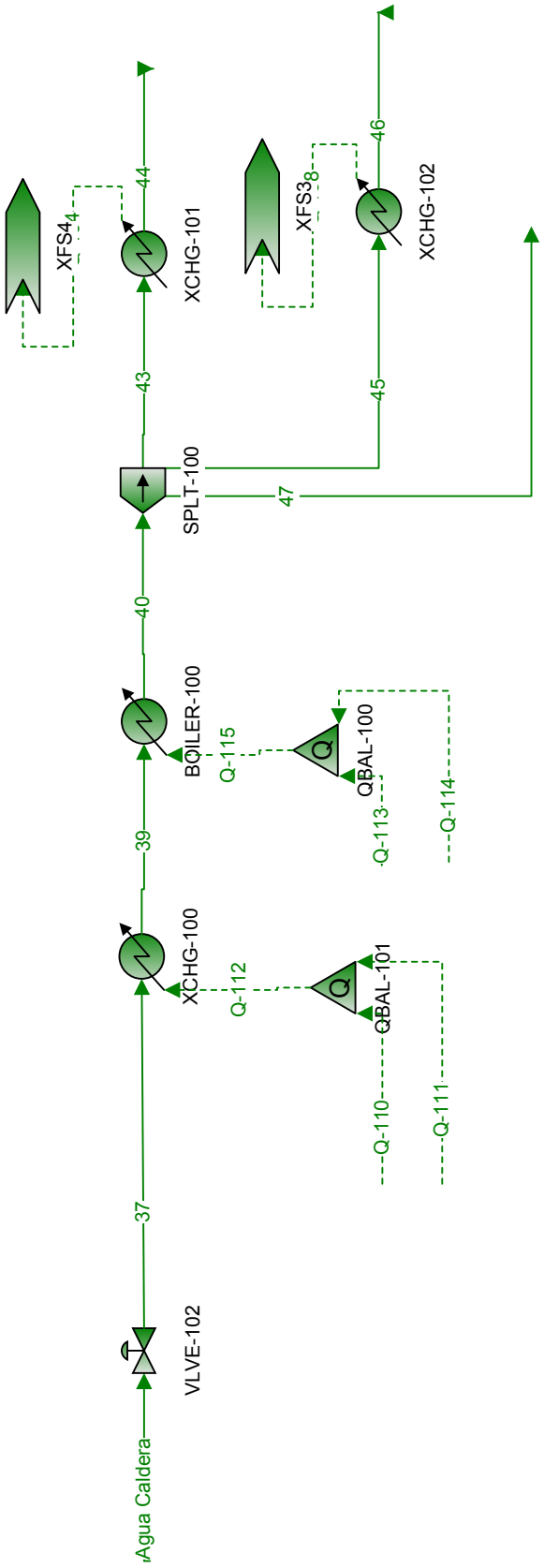
BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)							
	Corriente						
Componente	1	2	3	4	5	6	7
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2S	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2O	136660,0	136660,0	136660,0	2612,7	2612,7	2612,7	136660,0
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	136660,0	136660,0	136660,0	2612,7	2612,7	2612,7	136660,0

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)							
	Corriente						
Componente	48	49	50	51	52	53	54
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2S	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2O	136660,0	136660,0	800,2	800,2	800,2	136660,0	136660,0
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	136660,0	136660,0	800,2	800,2	800,2	136660,0	136660,0

3.3 CICLO DE VAPOR



BALANCE DE MASA & ENERGÍA

Caudales másicos (kg/h)									
	Corriente								
Componente	Agua caldera	37	39	40	43	44	45	46	47
SO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2S	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
COS	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CS_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
NH_3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2O	11436,4	11436,4	11436,4	11436,4	411,9	411,9	240,6	240,6	10783,9
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
i-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
n-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O_2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	11436,4	11436,4	11436,4	11436,4	411,9	411,9	240,6	240,6	10783,9

4. PROPIEDADES DE CORRIENTES

4.1 PLANTA DE PROCESOS

	Corriente					
Propiedad	Combustible	GA	GAA	1	2	3
Temperatura (°C)	25,00	43,00	91,00	43,00	107,85	43,00
Presión (kg/cm^2)	6,86	1,36	1,46	1,36	1,36	1,36
Peso molecular (kg/kmol)	19,33	33,43	21,84	33,87	18,02	33,43
Densidad (kg/m^3)	5,35	1,71	1,04	1,73	0,81	1,71
Flujo másico (kg/h)	179,27	3853,19	591,53	3796,19	56,99	3853,19
Liquid volumetric flow (m^3/h)	33,53	2255,86	568,29	2194,16	70,44	2255,86
Compresibilidad	0,98	0,99	0,99	0,99	0,94	0,99
Viscosidad dinámica (cP)	0,01	0,01	0,01	0,01		0,01
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	219,32	2725,20	640,47	2650,39	74,80	2725,20
Fracción de vapor másica	1,00	1,00	1,00	1,00	0,95	1,00
Entalpía (kJ/s)	-178,51	-1501,98	-1005,28	-1289,93	-212,05	-1501,98
Cp (kJ/kgK)	2,14	1,07	1,63	1,06	2,05	1,07
Cv(kJ/kgK)	1,67	0,81	1,24	0,81	1,52	0,81
Conductividad térmica (W/mK)	0,04	0,02	0,02	0,02		0,02
Tensión superficial (N/m)						
Entalpía másica (kJ/kg)	-3584,64	-1403,29	-6118,02	-1223,26	-13394,13	-1403,29

	Corriente					
Propiedad	4	5	6	7	8	9
Temperatura (°C)	43,00	91,00	109,95	91,00	91,00	40,00
Presión (kg/cm^2)	1,36	1,46	1,46	1,46	1,46	0,86
Peso molecular (kg/kmol)		23,91	18,02	21,84		28,85
Densidad (kg/m^3)		1,14	0,83	1,04		0,93
Flujo másico (kg/h)	0,00	420,18	171,35	591,53	0,00	9445,61
Liquid volumetric flow (m^3/h)		369,42	206,20	568,29		10141,30
Compresibilidad		0,99	0,97	0,99		1,00
Viscosidad dinámica (cP)		0,01		0,01		0,02
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	0,00	415,57	224,89	640,47	0,00	7741,33
Fracción de vapor másica		1,00	0,98	1,00		1,00
Entalpía (kJ/s)	0,00	-372,03	-633,24	-1005,28	0,00	39,27
Cp (kJ/kgK)		1,51	1,97	1,63		1,01
Cv(kJ/kgK)		1,16	1,47	1,24		0,72
Conductividad térmica (W/mK)		0,02		0,02		0,03
Tensión superficial (N/m)						
Entalpía másica (kJ/kg)		-3187,46	-13304,43	-6118,02		14,97

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

	Corriente					
Propiedad	10	11	12	13	14	15
Temperatura (°C)	99,52	82,80	1343,97	500,00	500,00	500,00
Presión (kg/cm^2)	1,36	1,36	1,34	1,29	1,29	1,29
Peso molecular (kg/kmol)	28,85	29,57	29,02	30,42	30,42	30,42
Densidad (kg/m^3)	1,24	1,33	0,28	0,60	0,60	0,60
Flujo másico (kg/h)	9445,61	13890,33	13890,33	13890,33	11806,78	2083,55
Liquid volumetric flow (m^3/h)	7624,83	10435,17	49107,12	23286,24	19793,31	3492,94
Compresibilidad	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Viscosidad dinámica (cP)	0,02	0,02	0,06	0,03	0,03	0,03
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	7741,33	11107,00	11317,55	10798,04	9178,33	1619,71
Fracción de vapor másica	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/s)	197,77	-2309,49	-2309,49	-7502,31	-6376,96	-1125,35
Cp (kJ/kgK)	1,02	1,06	1,39	1,20	1,20	1,20
Cv(kJ/kgK)	0,73	0,78	1,10	0,92	0,92	0,92
Conductividad térmica (W/mK)	0,03	0,03	0,12	0,06	0,06	0,06
Tensión superficial (N/m)						
Entalpía másica (kJ/kg)	75,37	-598,56	-598,56	-1944,40	-1944,40	-1944,40

	Corriente					
Propiedad	16	17	18	19	20	21
Temperatura (°C)	350,00	146,00	146,00	211,98	260,00	323,12
Presión (kg/cm^2)	1,23	1,20	1,20	1,18	1,18	1,13
Peso molecular (kg/kmol)	31,03	26,68	244,95	26,68	27,26	27,62
Densidad (kg/m^3)	0,73	0,90	1786,95	0,76	0,71	0,62
Flujo másico (kg/h)	11806,78	9918,54	1888,24	9918,54	12002,09	12002,09
Liquid volumetric flow (m^3/h)	16281,19	10961,84	1,06	12968,03	16880,63	19482,91
Compresibilidad	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00
Viscosidad dinámica (cP)	0,03	0,02	7,31	0,02	0,03	0,03
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	8997,05	8789,68	182,27	8789,68	10409,39	10275,94
Fracción de vapor másica	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/s)	-7244,06	-8306,48	86,27	-8086,94	-9212,29	-9212,29
Cp (kJ/kgK)	1,16	1,20	1,07	1,22	1,21	1,24
Cv(kJ/kgK)	0,89	0,89	0,99	0,90	0,90	0,93
Conductividad térmica (W/mK)	0,05	0,03	0,14	0,04	0,04	0,05
Tensión superficial (N/m)			0,06			
Entalpía másica (kJ/kg)	-2208,78	-3014,89	164,48	-2935,21	-2763,21	-2763,21

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

	Corriente					
Propiedad	22	23	24	25	26	27
Temperatura (°C)	280,00	146,00	146,00	180,00	125,00	125,00
Presión (kg/cm^2)	1,08	1,05	1,05	1,02	0,92	0,92
Peso molecular (kg/kmol)	27,71	245,01	25,11	25,11	25,21	24,60
Densidad (kg/m^3)	0,64	1786,95	0,74	0,67	0,69	0,67
Flujo másico (kg/h)	12002,09	1264,73	10737,36	10737,36	10737,36	10445,87
Liquid volumetric flow (m^3/h)	18864,23	0,71	14517,48	16091,22	15594,81	15594,64
Compresibilidad	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Viscosidad dinámica (cP)	0,03	7,21	0,02	0,02	-	0,02
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	10241,54	122,05	10111,51	10111,51	10069,88	10041,91
Fracción de vapor másica	1,00	0,00	1,00	1,00	0,97	1,00
Entalpía (kJ/s)	-9454,47	57,77	-10183,62	-10055,35	-10372,83	-10384,40
Cp (kJ/kgK)	1,23	1,07	1,26	1,27	1,27	1,28
Cv(kJ/kgK)	0,93	1,00	0,93	0,93	0,94	0,94
Conductividad térmica (W/mK)	0,04	0,14	0,03	0,04		0,03
Tensión superficial (N/m)		0,06				
Entalpía másica (kJ/kg)	-2835,85	164,45	-3414,34	-3371,34	-3477,78	-3578,81

	Corriente					
Propiedad	28	29	30	31	32	33
Temperatura (°C)	125,00	125,01	40,00	144,16	144,16	144,16
Presión (kg/cm^2)	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92
Peso molecular (kg/kmol)	246,38	24,60	28,85	242,20	28,96	245,13
Densidad (kg/m^3)	1799,04	0,67	1,00	368,74	0,75	1788,01
Flujo másico (kg/h)	291,49	10451,46	5,49	3449,94	5,58	3444,36
Liquid volumetric flow (m^3/h)	0,16	15602,08	5,50	9,36	7,43	1,93
Compresibilidad	0,00	1,00	1,00	0,02	1,00	0,00
Viscosidad dinámica (cP)	10,40	0,02	0,02		0,02	7,43
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	27,97	10046,47	4,50	336,80	4,56	332,24
Fracción de vapor másica	0,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	11,56	-10384,22	0,02	155,63	0,17	155,46
Cp (kJ/kgK)	1,00	1,28	1,01	1,06	1,02	1,06
Cv(kJ/kgK)	0,93	0,94	0,72	0,99	0,74	0,99
Conductividad térmica (W/mK)	0,13	0,03	0,03		0,03	0,14
Tensión superficial (N/m)	0,06					0,06
Entalpía másica (kJ/kg)	142,81	-3576,84	14,95	162,40	111,41	162,49

	Corriente			
Propiedad	34	35	36	37
Temperatura (°C)	40,00	104,73	699,98	144,28
Presión (kg/cm^2)	0,92	0,92	0,90	5,86
Peso molecular (kg/kmol)	28,85	25,46	25,64	245,13
Densidad (kg/m^3)	1,00	0,73	0,28	1788,29
Flujo másico (kg/h)	3623,05	14253,78	14253,78	3444,36
Liquid volumetric flow (m^3/h)	3629,31	19510,08	51080,19	1,93
Compresibilidad	1,00	1,00	1,00	0,02
Viscosidad dinámica (cP)	0,02		0,04	7,41
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	2969,34	13235,13	13145,24	332,24
Fracción de vapor másica	1,00	1,00	1,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	15,05	-10547,69	-10547,69	155,81
Cp (kJ/kgK)	1,01	1,22	1,41	1,06
Cv(kJ/kgK)	0,72	0,89	1,08	0,99
Conductividad térmica (W/mK)	0,03		0,07	0,14
Tensión superficial (N/m)				0,06
Entalpía másica (kJ/kg)	14,95	-2663,97	-2663,97	162,85

4.2 CICLO CERRADO DE AGUA

	Corriente			
Propiedad	1	2	3	4
Temperatura (°C)	115,19	123,30	115,19	115,19
Presión (kg/cm^2)	1,73	2,24	1,73	1,73
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m3)	947,43	940,95	47,78	0,96
Flujo másico (kg/h)	136660,00	136660,00	136660,00	2612,65
Liquid volumetric flow (m^3/h)	144,24	145,24	2859,99	2718,50
Compresibilidad	0,00	0,00	0,02	0,99
Viscosidad dinámica (cP)	0,24	0,22	-	0,01
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	179364,75	179364,75	179364,75	3429,08
Fracción de vapor másica	0,00	0,00	0,02	1,00
Entalpía (kJ/s)	-5,88E+11	-5,87E+11	-5,87E+11	-9622252041
Cp (kJ/kgK)	4,22	4,25	4,18	1,93
Cv(kJ/kgK)	2,64	2,62	2,62	1,45
Conductividad térmica (W/mK)	0,68	0,68		0,03
Tensión superficial (N/m)	0,06	0,05		
Entalpía másica (kJ/kg)	-15493,35	-15458,99	-15450,63	-13258,60

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

	Corriente			
Propiedad	5	6	7	48
Temperatura (°C)	115,19	115,19	115,19	269,86
Presión (kg/cm^2)	1,73	1,73	1,73	56,08
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	947,43	947,43	947,43	767,98
Flujo másico (kg/h)	2612,65	2612,65	136660,00	136660,00
Liquid volumetric flow (m^3/h)	2,76	2,76	144,24	177,95
Compresibilidad	0,00	0,00	0,00	0,03
Viscosidad dinámica (cP)	0,24	0,24	0,24	0,17
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	3429,08	3429,08	179364,75	179364,75
Fracción de vapor másica	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	-11244093794	-11244093794	-5,88E+11	-560154,7173
Cp (kJ/kgK)	4,22	4,22	4,22	5,87
Cv(kJ/kgK)	2,64	2,64	2,64	2,29
Conductividad térmica (W/mK)	0,68	0,68	0,68	0,59
Tensión superficial (N/m)	0,06	0,06	0,06	0,02
Entalpía másica (kJ/kg)	-15493,35	-15493,35	-15493,35	-14756,01

	Corriente			
Propiedad	49	50	51	52
Temperatura (°C)	269,28	269,28	269,28	269,28
Presión (kg/cm^2)	55,57	55,57	55,57	55,57
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	661,61	26,79	768,94	768,94
Flujo másico (kg/h)	136660,00	800,24	800,24	800,24
Liquid volumetric flow (m^3/h)	206,56	29,87	1,04	1,04
Compresibilidad	0,03	0,81	0,03	0,03
Viscosidad dinámica (cP)		0,02	0,17	0,17
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	179364,75	1050,30	1050,30	1050,30
Fracción de vapor másica	0,01	1,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	-559912,54	-2911,29	-3280,84	-3280,84
Cp (kJ/kgK)	5,83	2,59	5,85	5,85
Cv(kJ/kgK)	2,29	1,56	2,29	2,29
Conductividad térmica (W/mK)		0,05	0,59	0,59
Tensión superficial (N/m)			0,02	0,02
Entalpía másica (kJ/kg)	-14749,64	-13096,90	-14759,37	-14759,37

	Corriente	
Propiedad	53	54
Temperatura (°C)	269,28	269,28
Presión (kg/cm^2)	55,57	55,57
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	768,94	768,94
Flujo másico (kg/h)	136660,00	136660,00
Liquid volumetric flow (m^3/h)	177,73	177,73
Compresibilidad	0,03	0,03
Viscosidad dinámica (cP)	0,17	0,17
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	179364,75	179364,75
Fracción de vapor másica	0,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	-560282,08	-560282,08
Cp (kJ/kgK)	5,85	5,85
Cv(kJ/kgK)	2,29	2,29
Conductividad térmica (W/mK)	0,59	0,59
Tensión superficial (N/m)	0,02	0,02
Entalpía másica (kJ/kg)	-14759,37	-14759,37

4.3 CICLO DE VAPOR

	Corriente		
Propiedad	Agua caldera	37	39
Temperatura (°C)	102,94	103,07	219,41
Presión (kg/cm^2)	30,86	23,88	23,37
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	957,14	956,92	840,73
Flujo másico (kg/h)	11436,37	11436,37	11436,37
Liquid volumetric flow (m^3/h)	11,95	11,95	13,60
Compresibilidad	0,02	0,01	0,01
Viscosidad dinámica (cP)	0,27	0,27	0,24
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	15010,11	15010,11	15010,11
Fracción de vapor másica	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	-493750,91	-493750,91	-477275,76
Cp (kJ/kgK)	4,18	4,18	4,93
Cv(kJ/kgK)	2,67	2,67	2,39
Conductividad térmica (W/mK)	0,68	0,68	0,65
Tensión superficial (N/m)	0,06	0,06	0,03
Entalpía másica (kJ/kg)	-15542,55	-15542,55	-15023,93

BALANCE DE MASA & ENERGÍA

	Corriente		
Propiedad	40	43	44
Temperatura (°C)	218,26	218,26	217,10
Presión (kg/cm^2)	22,86	22,86	22,35
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	10,93	10,93	843,66
Flujo másico (kg/h)	11436,37	411,85	411,85
Liquid volumetric flow (m^3/h)	1045,86	37,66	0,49
Compresibilidad	0,90	0,90	0,01
Viscosidad dinámica (cP)	0,02	0,02	0,12
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	15010,11	540,55	540,55
Fracción de vapor másica	1,00	1,00	0,00
Entalpía (kJ/s)	-416676,59	-15005,60	-17200,94
Cp (kJ/kgK)	2,18	2,18	4,90
Cv(kJ/kgK)	1,51	1,51	2,40
Conductividad térmica (W/mK)	0,04	0,04	0,65
Tensión superficial (N/m)			0,03
Entalpía másica (kJ/kg)	-13116,36	-13116,36	-15035,30

	Corriente		
Propiedad	45	46	47
Temperatura (°C)	218,26	217,10	218,26
Presión (kg/cm^2)	22,86	22,35	22,86
Peso molecular (kg/kmol)	18,02	18,02	18,02
Densidad (kg/m^3)	10,93	843,66	10,93
Flujo másico (kg/h)	240,64	240,64	10783,88
Liquid volumetric flow (m^3/h)	22,01	0,29	986,19
Compresibilidad	0,90	0,01	0,90
Viscosidad dinámica (cP)	0,02	0,12	0,02
Std Vapor volumetric flow (m^3/h)	315,83	315,83	14153,72
Fracción de vapor másica	1,00	0,00	1,00
Entalpía (kJ/s)	-8767,42	-10050,11	-392903,57
Cp (kJ/kgK)	2,18	4,90	2,18
Cv(kJ/kgK)	1,51	2,40	1,51
Conductividad térmica (W/mK)	0,04	0,65	0,04
Tensión superficial (N/m)		0,03	
Entalpía másica (kJ/kg)	-13116,36	-15035,30	-13116,36

5. BALANCE DE ENERGÍA

5.1 PLANTA DE PROCESOS

Corriente de energía (KW)						
Q-1	Q-100	Q-101	Q-102	Q-103	Q-104	Q-105
0,346	158,498	5192,819	867,098	976,145	219,534	0,000

Corriente de energía (KW)			
Q-106	Q-107	Q-108	Q-109
242,182	671,370	128,268	317,490

5.2 CICLO CERRADO DE AGUA

Corriente de energía (KW)					
Q-1	Q-2	Q-106	Q-109	Q-117	Q-118
1621,842	2,671	242,182	317,490	369,549	3,291

5.3 CICLO DE VAPOR

Corriente de energía (KW)							
Q-104	Q-108	Q-110	Q-111	Q-112	Q-113	Q-114	Q-115
219,534	128,268	671,370	976,145	1647,515	867,098	5192,819	6059,917

6. ANEXO

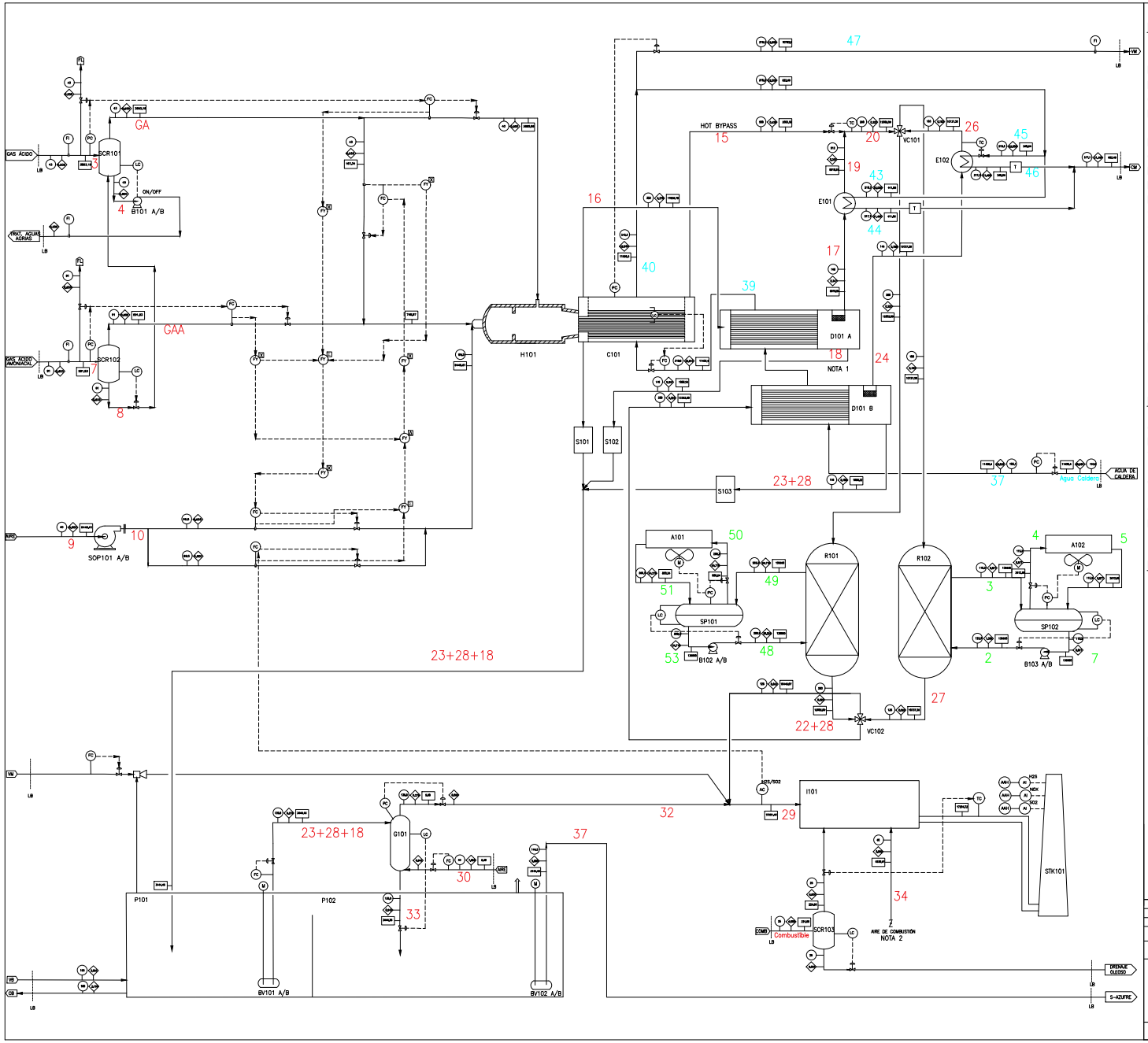
Figura 1: Nomenclatura utilizada en la simulación y en el balance de masa y energía.

Figura 2: Nomenclatura utilizada para todo el proyecto.

Para mayor claridad en el desarrollo de todo el proyecto se utilizará la nomenclatura de la figura número dos.

Se adjuntan ambas figuras como documento de consulta para ver las equivalencias entre las dos nomenclaturas.

FIGURA 1: NOMENCLATURA DE LA SIMULACIÓN



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1- EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2- AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

FLUIDO DE PROCESO-AIRE

CICLO DE AGUA

AGUA DE CALDERA-VAPOR DE MEDIA-CONDENSADO DE MEDIA

INDICADORES

TEMPERATURA (°C)

PRESIÓN (kg/cm²g)

CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

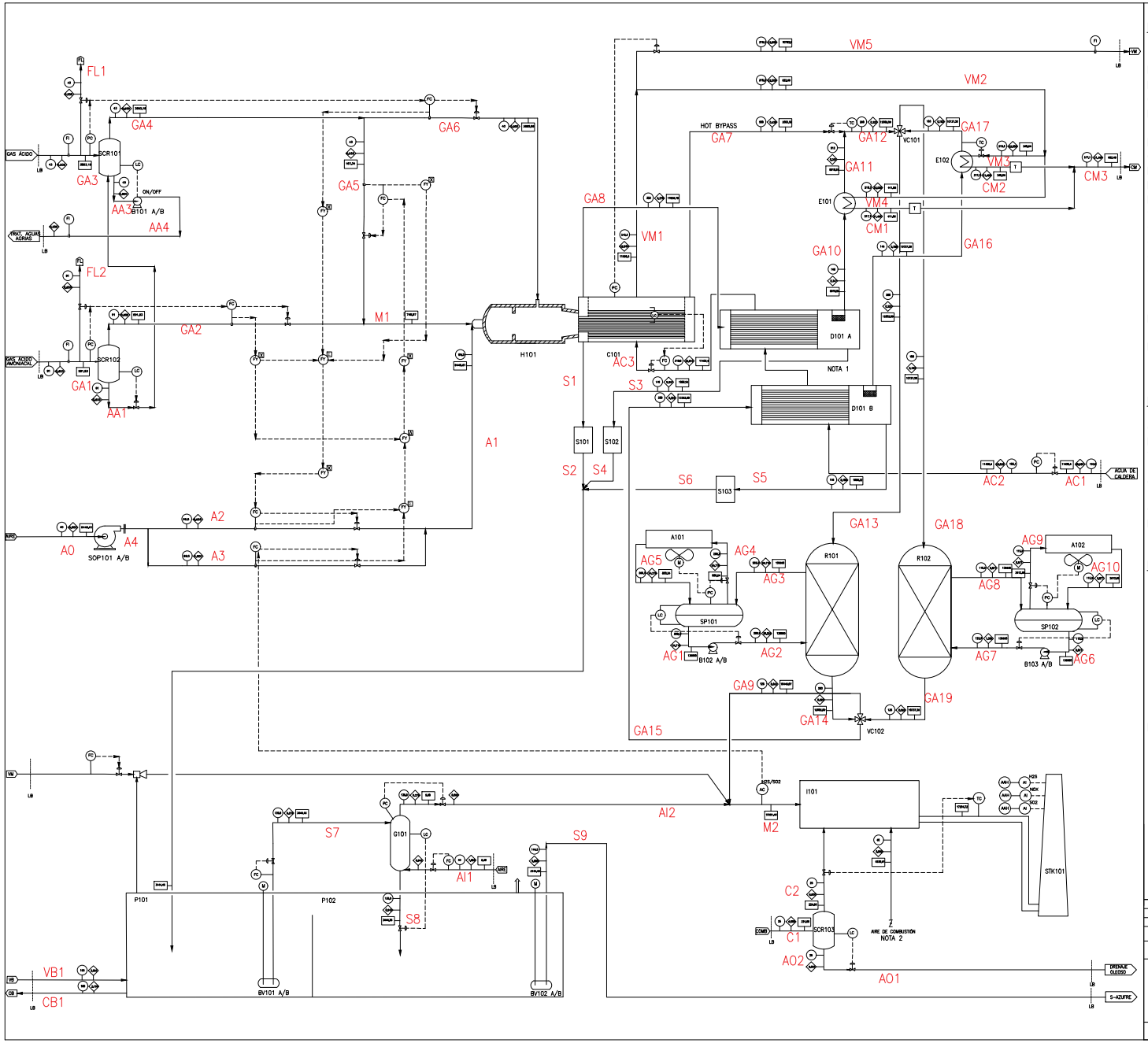
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE-AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS-PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU-F-PFD-001	REV. A

SRU-F-PFD-001-A.dwg

FIGURA 2: NOMENCLATURA DEL PROYECTO



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1– EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2– AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

TEMPERATURA (°C)
PRESIÓN (kg/cm²g)
CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS–PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU–F–PFD–001	REV. A

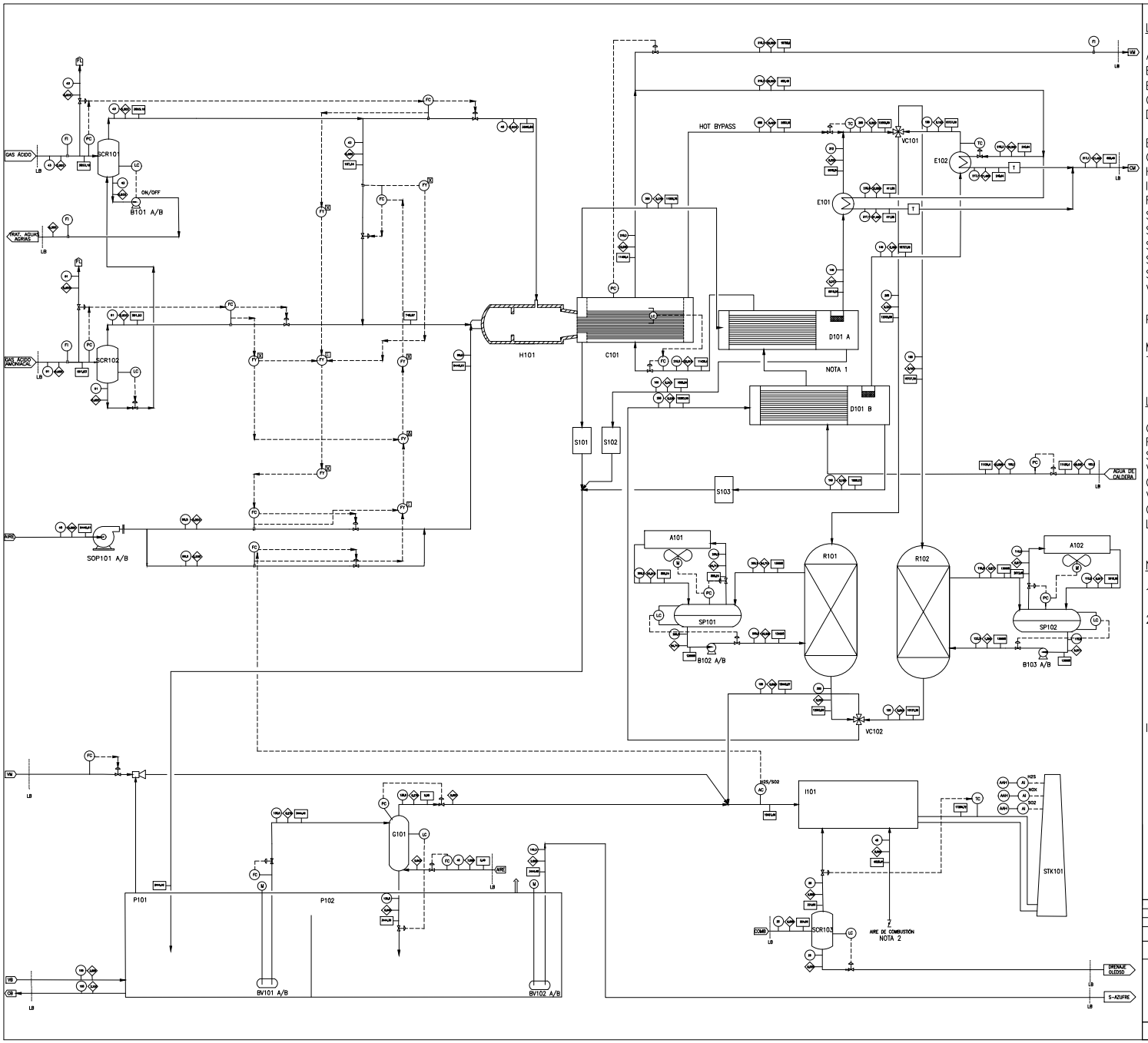
SRU–F–PFD–001–A.dwg

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

DIAGRAMA DE PROCESOS

F-PFD-001

SULSUR



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1- EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2- AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

INDICADORES

- TEMPERATURA (°C)
- PRESIÓN (kg/cm²g)
- CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JC	NB	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE-AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS-PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU-F-PFD-001	REV. A

SRU-F-PFD-001-A.dwg

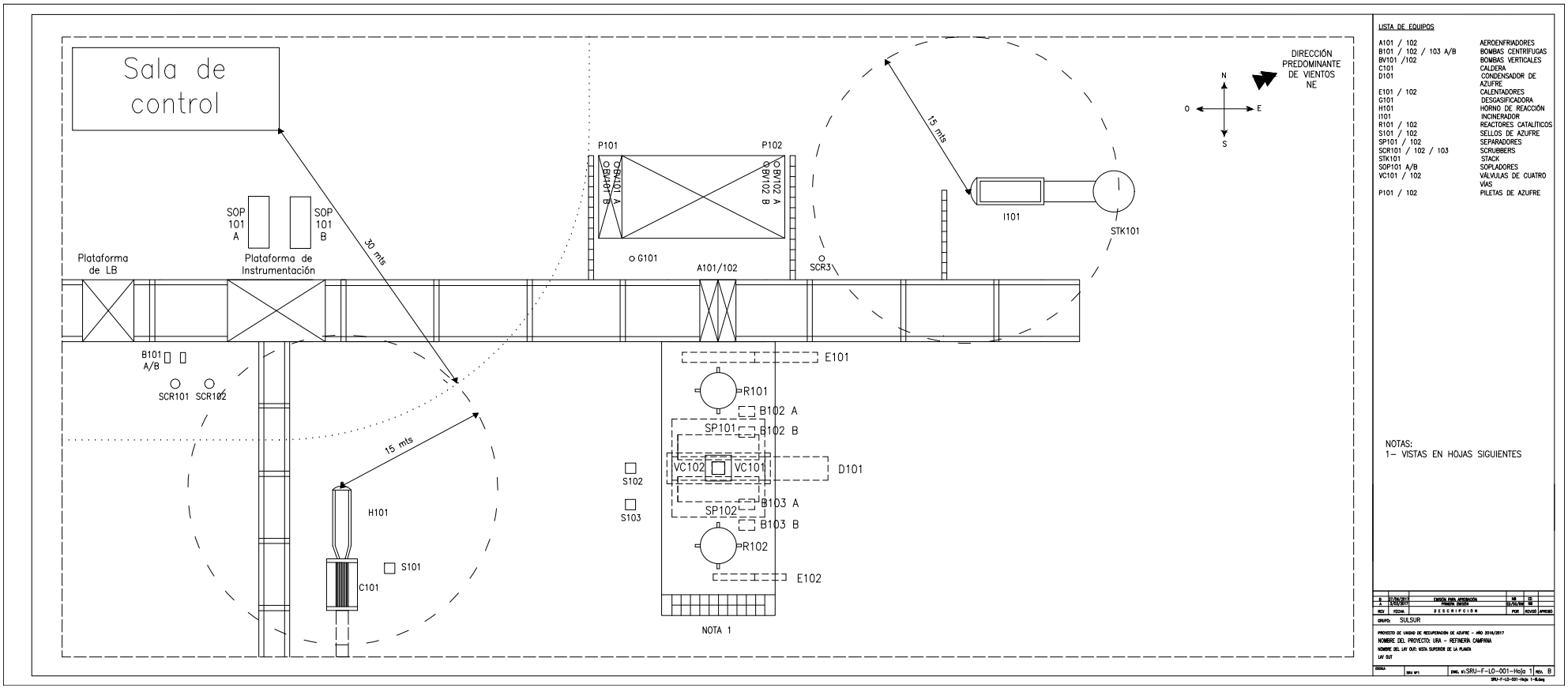
PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

LAYOUT

F-LO-001

Hoja 1
Hoja 2
Hoja 3

SULSUR



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRIFUGAS
BV101 /102	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALITICOS
S101 / 102	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VIAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

NOTAS:
1– VISTAS EN HOJAS SIGUIENTES

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	27/04/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	CS	
A	5/05/2017	PRIMERA EMISIÓN	EG/DG/NB	NB	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO DE UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE – AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

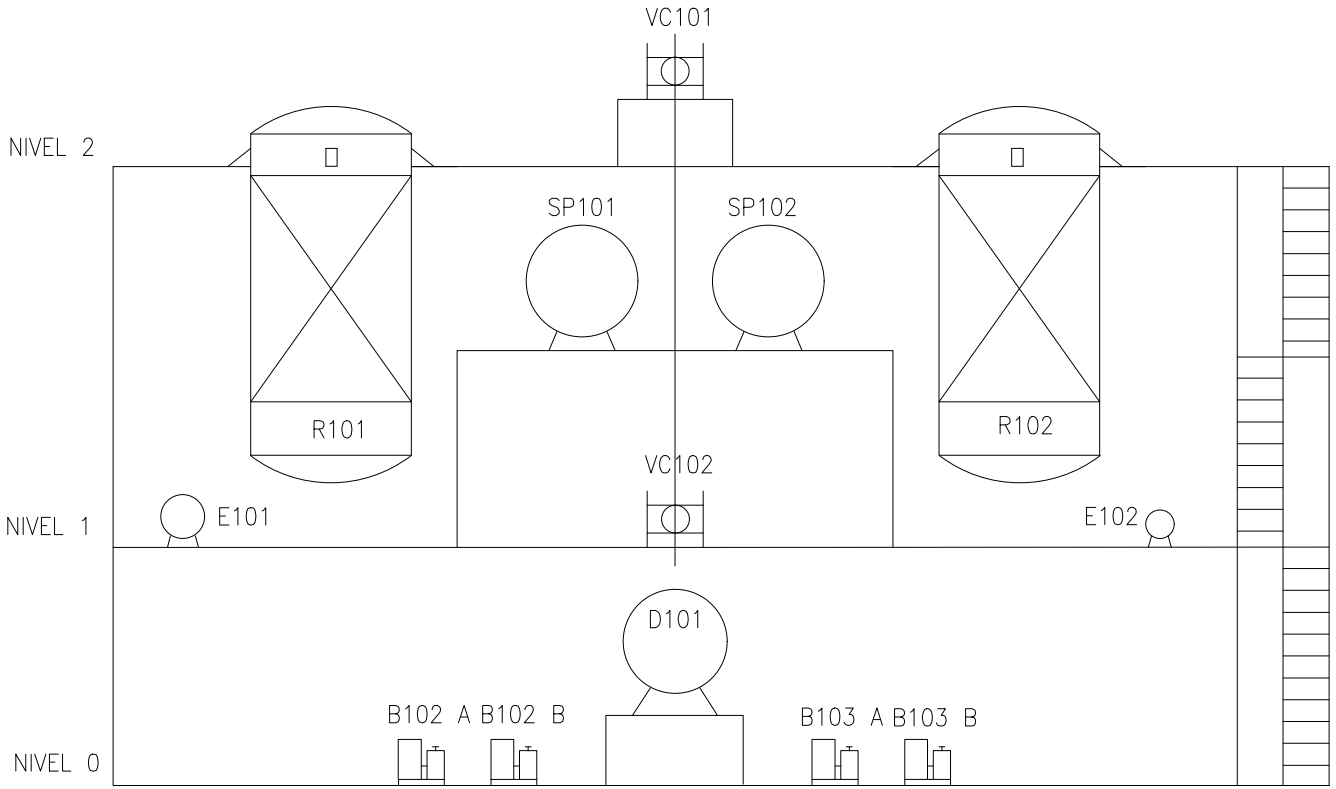
NOMBRE DEL LAY OUT: VISTA SUPERIOR DE LA PLANTA

LAY OUT

ESCALA: S/E N°1

DWG. N°: SRU–F–LO–001–Hoja 1 | REV. B

SRU-F-LO-001-Hoja 1-B.dwg



LISTA DE EQUIPOS:

R101: REACTOR CATALÍTICO
R102: REACTOR CATALÍTICO
E101: INTERCAMBIADOR DE CALOR
E102: INTERCAMBIADOR DE CALOR
SP101: SEPARADOR BIFÁSICO
SP102: SEPARADOR BIFÁSICO
D101: CONDENSADOR DE AZUFRE
B102 A/B: BOMBA CENTRÍFUGA
B103 A/B: BOMBA CENTRÍFUGA
VC101: VÁLVULA DE CUATRO VÍAS
VC102: VÁLVULA DE CUATRO VÍAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	27/06/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	3/03/2017	PRIMERA EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL LAY OUT: VISTA LATERAL DEL SISTEMA DE REACCIÓN

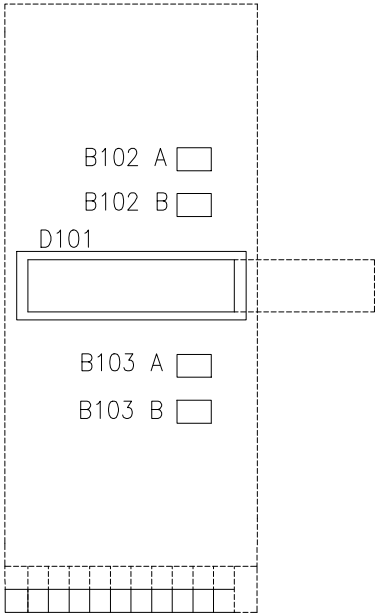
LAY OUT

ESCALA: SRU N°1

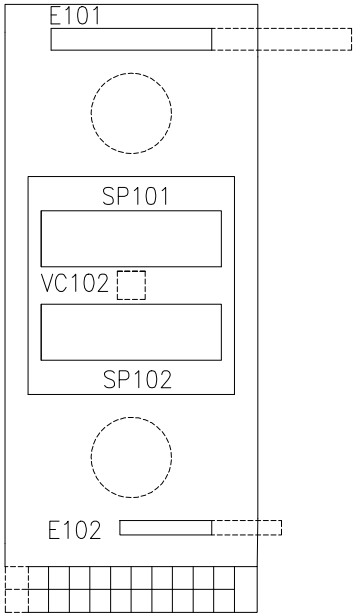
DWG. N°: SRU-F-LO-001-Hoja 2 | REV. B

SRU-F-LO-001-Hoja 2-B.dwg

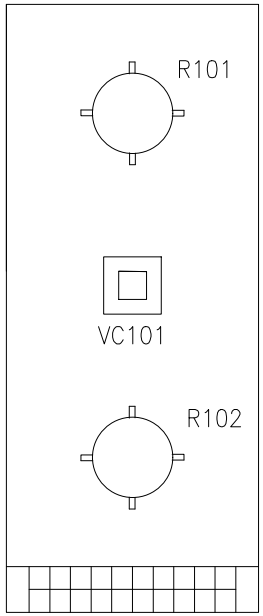
NIVEL 0



NIVEL 1



NIVEL 2



LISTA DE EQUIPOS:

R101: REACTOR CATALÍTICO
R102: REACTOR CATALÍTICO
E101: INTERCAMBIADOR DE CALOR
E102: INTERCAMBIADOR DE CALOR
SP101: SEPARADOR BIFÁSICO
SP102: SEPARADOR BIFÁSICO
D101: CONDENSADOR DE AZUFRE
B102 A/B: BOMBA CENTRÍFUGA
B103 A/B: BOMBA CENTRÍFUGA
VC101: VÁLVULA DE CUATRO VÍAS
VC102: VÁLVULA DE CUATRO VÍAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	27/06/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	7/03/2017	PRIMERA EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULFSUR

PROYECTO DE UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL LAY OUT: VISTA SUPERIOR DEL SISTEMA DE REACCIÓN

LAY OUT

ESCALA	SRU N°1	DWG. N°:SRU-F-LO-001-Hoja 3	REV. B

SRU-F-LO-001-Hoja 3-B.dwg

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

CLASE DE CAÑERÍAS

P-CC-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

CLASE DE CAÑERÍAS

A	24-04-2017	Emisión para Aprobación	NB/BM	JG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

CLASE DE CAÑERÍAS

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN……3

2. METODOLOGÍA PARA DEFINICIÓN DE CLASES DE CAÑERÍAS…...3

3. LISTADO DE CLASE DE CAÑERÍAS……10

4. CLASE AAAD2……..……11

5. CLASE AAAD4……..……13

6. CLASE BSEE1……...15

7. CLASE AAAD2J..…….....17

8. CLASE MAAE1..…….....18

9. CLASE MAAE1A……20

10. CLASE AAAA1…….....21

11. CLASE KAAE1…….....23

12. CLASE JADH1…….....24

13. CLASE PAAF1…….....25

14. CLASE BAA3……27

CLASE DE CAÑERÍAS

1. INTRODUCCIÓN

Los fluidos de proceso circulantes en las Plantas de Recuperación de Azufre son altamente corrosivos, lo cual trae aparejado fenómenos de corrosión severa, stress mecánico, y taponamientos. Es por ello que se debe prestar especial atención al seleccionar las clases de cañerías para las líneas que contengan estos fluidos. En este documento se definirán las clases de cañerías y los métodos y consideraciones que se han tenido en cuenta a la hora de su selección.

2. METODOLOGÍA PARA LA DEFINICIÓN DE LAS CLASES DE CAÑERÍAS

Para la definición de las clases de cañerías se analizaron distintas variables del proceso. Para empezar, se definieron las presiones y temperaturas de diseño de todas las líneas en las que fue posible realizar el cálculo, según los siguientes criterios:

Tabla 1: Criterios de Presión de Diseño

Presión de diseño	**kgf/cm^2**
Mínima	3,5
General	1,1x$P_{Operativa}$

Tabla 2: Criterios de Temperatura de Diseño

Clasificación	**T límite inferior (ºC)**	**T límite superior (ºC)**	**Criterio de diseño**
Baja	-	150	±10
Media	150	500	±30
Alta	500	-	±50

Luego, viendo que del lado de gas de procesos se podrían agrupar algunas temperaturas, para no tener tantas condiciones diferentes se planteó una forma de agrupar las mismas. Esto se puede ver en la siguiente tabla:

Tabla 3: Criterios de agrupación de temperaturas de diseño en líneas de gas de procesos.

Clasificación	T menor (ºC)	T mayor (ºC)	T diseño agrupada (ºC)
Muy baja T	55	100	55/100
Baja T	110	210	210
Media T	210	310	310
Alta T	310	380	380
Muy alta T	550	-	550

A continuación, se puede ver el resultado de este análisis:

Tabla 4: Resultados de Presión y Temperatura de diseño para cada línea.

Línea	Fluido	Presión de Diseño (kg/cm^2g)	Temperatura de Diseño (ºC)
A0	Aire	3,5	50
A1	Aire	3,5	110
A2	Aire	3,5	110
A3	Aire	3,5	110
A4	Aire	3,5	110
AA1	Aguas Agrias	3,5	210
AA3	Aguas Agrias	3,5	53
AA4	Aguas Agrias	4	53
AC1	Agua de Caldera	33	250
AC2	Agua de Caldera	26	250
AC3	Agua de Caldera	26	250

CLASE DE CAÑERÍAS

AG1	Agua	61	300
AG10	Agua	61	300
AG2	Agua	61	300
AG3	Agua	61	300
AG4	Agua	61	300
AG5	Agua	61	300
AG6	Agua	61	300
AG7	Agua	61	300
AG8	Agua	61	300
AG9	Agua	61	300
AI1	Aire de Instrumentos	7,7	50
AI2	Aire de Instrumentos	3,5	145
AO1	Aguas Oleosas	7	35
AO2	Aguas Oleosas	7	35
C1	Combustible	7	35
C2	Combustible	7	35
CB1	Condensado de Baja	3,5	220
CM1	Condensado de Media	24,5	250
CM2	Condensado de Media	24,5	250
CM3	Condensado de Media	24,5	250

CLASE DE CAÑERÍAS

FL1	Flare	3,5	100
FL2	Flare	3,5	55
GA1	Gas Ácido Amoniacal	3,5	100
GA10	Gas de Procesos	3,5	210
GA11	Gas de Procesos	3,5	310
GA12	Gas de Procesos	3,5	310
GA13	Gas de Procesos	3,5	310
GA14	Gas de Procesos	3,5	310
GA15	Gas de Procesos	3,5	310
GA16	Gas de Procesos	3,5	210
GA17	Gas de Procesos	3,5	210
GA18	Gas de Procesos	3,5	210
GA19	Gas de Procesos	3,5	210
GA2	Gas Ácido Amoniacal	3,5	100
GA3	Gas Ácido	3,5	55
GA4	Gas Ácido	3,5	55
GA5	Gas Ácido	3,5	55
GA6	Gas Ácido	3,5	55
GA7	Gas de Procesos	3,5	550
GA8	Gas de Procesos	3,5	380

CLASE DE CAÑERÍAS

GA9	Gas de Procesos	3,5	210
H	Hidrógeno	3,5	-
M1	Mezcla gases	3,5	-
M2	Mezcla gases	3,5	-
N	Nitrógeno	3,5	-
S1	Azufre Líquido	3,5	156
S2	Azufre Líquido	3,5	156
S3	Azufre Líquido	3,5	156
S4	Azufre Líquido	3,5	156
S5	Azufre Líquido	3,5	156
S6	Azufre Líquido	3,5	156
S7	Azufre Líquido	3,5	156
S8	Azufre Líquido	3,5	156
S9	Azufre Líquido	5,5	156
VB1	Vapor de Baja	3,5	220
VM1	Vapor de Media	24,5	250
VM2	Vapor de Media	24,5	250
VM3	Vapor de Media	24,5	250
VM4	Vapor de Media	24,5	250
VM5	Vapor de Media	24,5	250

Una vez que se obtuvieron estos resultados, se pudo analizar qué clase de bridas requeriría cada línea, según las presiones y temperaturas de diseño. Los resultados se pueden ver a continuación:

Tabla 5: Clases de Bridas Para las Líneas

Clase de Bridas	Líneas
#150	GA1, GA2, GA3, GA4, GA5, GA6, GA9, GA10, GA11, GA12, GA13, GA14, GA15, GA16, GA17, GA18, GA19, AA1, AA3, AA4, S1, S2, S3, S4, S5, S6, S7, S8, S9, C1, C2, AO1, AO2, VB1, CB1, AI1, AI2, A0, A1, A2, A3, A4, FL1, FL2, H, N, M1, M2
#300	AC1, AC2, AC3, VM1, VM2, VM3, VM4, VM5, CM1, CM2, CM3, GA7, GA8
#600	AG1, AG2, AG3, AG4, AG5, AG6, AG7, AG8, AG9, AG10

Siguiendo con el análisis, se debió determinar el material de cada una de las líneas. Para definir los mismos, se hizo un estudio exhaustivo de la corrosión debido a los fluidos que se manejan en el proceso.

La presencia de dos compuestos principales, el H_2S y el NH_3, son los que producen los mayores daños en las líneas.

- El H_2S puede generar varios tipos de corrosión, distintos autores los llaman de distinta manera, pero se mencionan los efectos principales que todas ellas causan. Los fenómenos se pueden agrupar en dos grandes grupos:
  - Fenómenos de baja temperatura: ante bajas temperaturas y en presencia de agua puede suceder que la misma condense y que el H_2S se disuelva en ella, generando así compuestos ácidos y dando lugar a corrosión ácida.
  - Fenómenos de alta temperatura: ante altas temperaturas lo que puede suceder es un tipo de corrosión que se da ante la presencia de H_2S en donde los átomos de hidrógeno difunden a través del metal (Acero, por ejemplo) y se acumulan en los lugares de alta energía provocando fisuras en el material.

- El NH_3 por su parte puede formar sales de amonio generando taponamientos en las líneas.

Aunque pareciera necesario buscar materiales más resistentes a la corrosión, hacer todas las líneas de acero inoxidable se vuelve económicamente inviable y tampoco soluciona el problema de corrosión ya que es muy severa. Por lo tanto, se utilizarán líneas de acero al carbono y se recurrirá a tratamientos térmicos y espesores de corrosión. Como la corrosión de H_2S genera stress en las líneas, lo que se debe hacer es relevar las tensiones para que el material sea menos susceptible a la aparición de fisuras. Esto es recomendado por NACE y es allí donde se define cómo hacer el relevamiento.

Dado que la corrosión es muy severa, se utilizarán espesores de corrosión mayores a los que habitualmente se utilizan. Para el caso donde no hay NH_3 se utilizarán espesores de 3,2 mm, pero para las líneas que contienen NH_3 (donde va a ocurrir la corrosión más severa de todo el proceso), se utilizarán espesores de corrosión de 6,4 mm.

Por último, dado el caso particular del fluido azufre líquido, se quiere mantener al mismo en ese estado. El azufre líquido puede generar problemas de taponamiento de líneas si no se mantiene en su temperatura de estado líquido, y también, si se superan cierta temperatura se puede observar un fenómeno de crecimiento brusco de la viscosidad debido a que el fluido polimeriza al unirse las moléculas de S entre sí. El azufre líquido deberá estar entonces por encima de los 125ºC y por debajo de los 150ºC. Dicho todo esto, todas las líneas que contengan azufre líquido deberán mantenerse a una temperatura adecuada, y es por ello que deberán ser líneas enchaquetadas. En estas líneas se utilizará vapor de baja ya que dado su rango de temperaturas, puede realizar correctamente el intercambio de calor. Las líneas que estarán enchaquetadas serán S1, S2, S3, S4, S5, S6, S7, S8 y S9.

Reuniendo todo lo considerado en esta sección es que se han definido las clases de cañerías. En la próxima sección se pueden ver las clases que se utilizan en cada línea y sus características más importantes.

3. LISTADO DE CLASE DE CAÑERÍAS

Tabla 6: Características principales de las clases de cañerías utilizadas

CLASE DE CAÑERÍAS

Clase de Cañerías	Servicio	Material Tubería	Espesor de Corrosión Permisible (mm)	Clase de Brida	Líneas
AAAA1	Aire de Combustión, Gas Combustible, Aguas Oleosas, Nitrógeno	Acero al Carbono	1,6	150	C1, C2, AO1, AO2, A0, A1, A2, A3, A4, N
AAAD2	Gas de Proceso sin Amoníaco, Gases a Flare	Acero al Carbono NACE	3,2	150	GA3, GA4, GA5, GA6, GA9 GA10, GA11, GA12, GA13, GA14, GA15, GA16, GA17, GA18, GA19, FL1, FL2, M2
AAAD4	Gas de Proceso con Amoníaco, Drenaje Aguas Agrias	Acero al Carbono NACE	6,4	150	GA1, GA2, AA1, AA3, AA4, M1
AAAD2J	Azufre Líquido, Aire de Instrumentos	Acero al Carbono	6,4	150	S1, S2, S3, S4, S5, S6, S7, S8, S9, AI2
BAA3	Hidrógeno	Acero al Carbono	1,6	150	H
BAAD2	Gas de Proceso a Alta Temperatura	Acero al Carbono NACE	3,2	300	GA8
BSEE1	Gas de Proceso a muy alta Temperatura	Acero Inoxidable	1,6	300	GA7
JADH1	Aire de Instrumentos	Acero al Carbono	1,6	150	AI1
KAAE1	Vapor de Baja Presión, Condensado de Baja Presión	Acero al Carbono	1,6	150	VB1, CB1
MAAE1 / MAAE1A	Agua de Caldera, Vapor de Media Presión, Condensado de Media Presión	Acero al Carbono	1,6	300	VM1, VM2, VM3, VM4, VM5, CM1, CM2, CM3, AC1, AC2, AC3

CLASE DE CAÑERÍAS

PAAF1	Agua para Ciclo Cerrado de Intercambio de Calor con Reactores	Acero al Carbono	1,6	600	AG1, AG2, AG3, AG4, AG5, AG6, AG7, AG8, AG9, AG10

En las siguientes secciones se puede ver un resumen mas detallado de las condiciones de cada clase de cañería.

4. CLASE AAAD2

Servicio	Gas de proceso (Gas Amargo Planta de Aminas) (P)
Clase	150, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 119 °C
Corrosión permisible	3,2 MM
Material	Acero al carbón calmado (NACE)
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	SI, conforme a NACE MR0103
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm^2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1 1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04
119	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30	17,30

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04

119	17,30	17,30	17,30	17,30

ESPECIFICACIÓN AAAD2						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD ºC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	901, 916 905, 923	1/2	160	-29	Planos	AC, Calmado, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103
		3/4 – 2	XS	-29	Planos	AC, Calmado, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103
		3 - 24	STD	-29	Biselados	AC, Calmado, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103

Notas	
901	Dureza controlada a un Número de Dureza Brinell (BHN) máximo de 200 y debe cumplir los requerimientos del estándar NACE MR0103-2007
905	Se debe radiografiar el 100% del total de juntas soldadas; cada junta soldada deberá ser inspeccionada visualmente y radiografiarse al 100 %.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.
923	Para las conexiones roscadas con diámetro nominal de 1/2", deberá usarse tubo con cedula XXS.

5. CLASE AAAD4

Servicio	Proceso (Gas Amargo Amoniacal) (P), Agua Amarga (SW), Drenaje de Agua Amarga (SDW)
Clase	150, ASME B16.5-2009

CLASE DE CAÑERÍAS

Límite de temperatura	-29 °C hasta 119 °C
Corrosión permisible	6,4 MM
Material	Acero al carbón Calmado (NACE)
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	SI, Conforme a NACE MR0103
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	17,77	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	16,88	15,36
50	17,77	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	16,88	15,36
100	17,77	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	16,88	15,36
119	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	17,29	16,88	15,36

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	13,44	11,94	10,74	8,95
50	13,44	11,94	10,74	8,95
100	13,44	11,94	10,74	8,95
119	13,44	11,94	10,74	8,95

ESPECIFICACIÓN AAAD4

ACCESORIOS	NOTAS	DIAM. NOM	CED	TMD oC	EXTREMOS	DESCRIPCIÓN
TUBERÍA	901, 905					

CLASE DE CAÑERÍAS

	916	1/2 –2	XXS	-29	Biselados	AC, CALMADO, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103
		3-4	160	-29	Biselados	AC, CALMADO, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103
		6 – 10	XS	-29	Biselados	AC, CALMADO, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103
		12 - 24	STD	-29	Biselados	AC, CALMADO, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00), NACE MR0103

Notas	
901	Dureza controlada a un Número de Dureza Brinell (BHN) máximo de 200 y debe cumplir los requerimientos del estándar NACE MR0103-2007.
905	Se debe radiografiar el 100% del total de juntas soldadas; cada junta soldada deberá ser inspeccionada visualmente y radiografiarse a 100%.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.

6. CLASE BSEE1

Servicio	Proceso (Amargo)(P)
Clase	300, ASME B16.5-2009

CLASE DE CAÑERÍAS

Límite de temperatura	-29 °C hasta 667 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Ac. Inox. 321H
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	NO
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	50,58	50,58	50,58	50,58	50,58	28,46	22,09	19,36	50,58	50,58	49,66	45,16
50	49,56	49,56	49,56	49,56	49,56	28,46	22,09	19,36	49,56	49,56	49,56	45,16
100	45,07	45,07	45,07	45,07	45,07	28,46	22,09	19,36	45,07	45,07	45,07	45,07
200	39,06	39,06	39,06	39,06	39,06	34,08	26,45	23,18	39,06	39,06	39,06	39,06
300	34,77	34,77	34,77	34,77	34,77	31,66	24,57	21,54	34,77	34,77	34,77	34,77
400	32,22	32,22	32,22	32,22	32,22	29,29	22,73	19,92	32,22	32,22	32,22	32,22
500	28,76	28,76	28,76	28,76	28,76	28,07	21,78	19,09	28,76	28,76	28,76	28,76
550	25,49	25,49	25,49	25,49	25,49	22,66	17,58	15,41	25,49	25,49	25,49	25,49
600	20,70	20,70	20,70	20,70	20,70	11,01	8,54	7,48	20,70	20,70	19,24	17,49
650	12,85	12,85	12,85	12,85	12,85	6,11	4,73	4,15	12,85	12,35	10,72	9,74
677	9,93	9,93	9,93	9,93	9,93	4,44	3,02	3,02	9,57	8,98	7,80	7,08

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	39,44	35,00	31,46	26,17
50	39,44	35,00	31,46	26,17
100	39,44	35,00	31,46	26,17
200	39,06	39,06	37,68	31,34
300	34,77	34,77	34,77	29,12
400	32,22	32,22	32,22	26,94
500	28,76	28,76	28,76	25,82
550	25,49	25,49	25,05	20,84
600	15,27	13,55	12,17	10,12
650	8,49	7,53	6,76	5,62
677	6,18	5,48	4,92	4,08

CLASE DE CAÑERÍAS

ESPECIFICACIÓN BSEE1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	23, 916 905, 912					
		1/2 – 2	40S	-29	Planos	A. Inox., S/C, ASTM A312-TP 321H (Ej=1.00)
		3 - 4	10S	-29	Biselados	A. Inox., S/C, ASTM A312-TP 321H (Ej=1.00)
		6 - 24	40S	-29	Biselados	A. Inox., S/C, ASTM A312-TP 321H (Ej=1.00)

Notas	
23	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 80S para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 2".
905	Se debe radiografiar el 100% del total de juntas soldadas; cada junta soldada deberá ser inspeccionada visualmente y radiografiarse al 100 %.
912	Para todas las temperaturas de diseño, la dureza máxima debe ser Rockwell C35 inmediatamente debajo de la rosca. La dureza debe ser tomada en un área plana de al menos 3 mm, preparada mediante la remoción de hilos. No deberá removerse mas material del necesario para preparar el área. La determinación de la dureza debe ser hecha a la misma frecuencia que los ensayos de tensión.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.

7. CLASE AAAD2J

Servicio	Azufre Líquido, Venteo Fosa de Azufre, Aire para Desgasificación, Relevo y Gas Efluente Columna Desgasificadora,

CLASE DE CAÑERÍAS

Clase	150, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 260 °C
Corrosión permisible	6,4 MM
Material	Acero al carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04
200	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07
260	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87	11,87

AAAD2J						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	905, 913, 916, 918, 920					
Tubo para proceso		1/2 - 1 1/2	XXS	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		2 - 3	160	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		4 – 8	XS	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		10 – 12	STD	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)

CLASE DE CAÑERÍAS

Tubo para Chaqueta	913	1 - 14				

Notas	
905	Se debe radiografiar el 100% del total de juntas soldadas; cada junta soldada deberá ser inspeccionada visualmente y radiografiarse al 100 %.
913	Para tubería dentro de la fosa de azufre se deberá usar, tanto para la tubería de proceso como para la chaqueta, A. Inox. 316 L. Usar la especificación KAAE1 para la chaqueta cuando la tubería no esté sumergida en azufre.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.
918	Usar esta especificación junto con la especificación AEKKSP-00022 “Especificación de Tubería Enchaquetada”.
920	Las uniones roscadas no son permitidas en esta especificación.

8. CLASE MAAE1

Servicio	Purgas Intermitentes-Continuas (BD), Agua de Alim. a Caldera (BW), Condensado MP (CM), Vapor de MP (SM)
Clase	300, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 325 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al Carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE CAÑERÍAS

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11
50	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09
100	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52
200	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66
300	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58	40,58
325	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46	39,46

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	47,23	41,92	37,68	31,34
50	47,23	41,92	37,68	31,34
100	47,23	41,92	37,68	31,34
200	44,66	41,92	37,68	31,34
300	40,58	37,20	33,44	27,82
325	39,46	36,06	32,41	26,96

ESPECIFICACIÓN MAAE1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	137 916, 926	1/2 - 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		3 – 18	STD	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)

Notas	
137	Para las conexiones roscadas con diámetro nominal de 2", deberá usarse tubo con cedula 160.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del

	proyecto.
926	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 1 1/2".

9. CLASE MAAE1A

Servicio	Purgas Intermitentes-Continuas (BD), Agua de Alim. a Caldera (BW), Vapor de MP (SM), Venteo Atm (ATM)
Clase	300, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 270 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al Carbón
Código de diseño	ASME B31.1-2007
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme a ASME B31.1

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	52,11	50,85	46,24
50	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	51,09	50,85	46,24
100	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	47,52	46,24
200	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66	44,66
270	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87	41,87

TEMP (°C)	16	18
-29 a 38	40,38	35,84

50	40,38	35,84
100	40,38	35,84
200	40,38	35,84
270	40,38	35,84

ESPECIFICACIÓN MAAE1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	916, 926	1/2 - 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		3 – 18	STD	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)

Notas	
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.
926	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 1 1/2".

10. CLASE AAAA1

Servicio	Aire de Combustión (A), Hidrogeno B.P. (H), Gas Combustible, (FG), Nitrógeno (N).
Clase	150, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 138 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	NO
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14

CLASE DE CAÑERÍAS

(°C)												
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04
138	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04
138	16,50	16,50	16,50	16,50

ESPECIFICACIÓN AAAA1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM.NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	19, 137 916	1/2 - 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		3 - 24	STD	-29	Biseladoa	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)

Notas	
19	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 2".
137	Para las conexiones roscadas con diámetro nominal de 2", deberá usarse tubo con cedula 160.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.

11. CLASE KAAE1

CLASE DE CAÑERÍAS

Servicio	Purgas Continuas (BD), Condensado de Baja Presión (CL) Vapor de Baja Presión (SL), Venteo Atmosférico (ATM)
Clase	150, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 298 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04	18,04
200	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07	14,07
280	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17	11,17
298	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48	10,48

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57
100	18,04	18,04	18,04	18,04
200	14,07	14,07	14,07	14,07
280	11,17	11,17	11,17	11,17
298	10,48	10,48	10,48	10,48

ESPECIFICACIÓN KAAE1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**

CLASE DE CAÑERÍAS

TUBO	916, 926	1/2 - 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		3 – 24	STD	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
Tubing	16	1/2 – 1	1,24MM 1,65MM		Planos	A. Inox, ASTM A269 Gr. TP316/316L, recocido

Notas	
16	El espesor de pared de Tubing mostrado puede no ser adecuado para servicio de "GAS". Para servicio de “GAS” debe consultarse al fabricante para obtener un espesor de pared recomendado.
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.
926	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde ½’’ hasta 1 ½’’

12. CLASE JADH1

Servicio	Aire de Instrumentos (AI)
Clase	150, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 60 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al carbón (Galvanizado)
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	NO
Pruebas	Conforme a ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

CLASE DE CAÑERÍAS

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57	19,57
60	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27	19,27

TEMP (°C)	16	18	20	24
-29 a 38	19,98	19,98	19,98	19,98
50	19,57	19,57	19,57	19,57
60	19,27	19,27	19,27	19,27

ESPECIFICACIÓN JADH1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	916					
		1/2 – 2	XS	-29	Roscados	AC, C/C, ASTM A53-A tipo F Ej=0.60), Galvanizado
		3 – 4	STD	-29	Biselados	AC, C/C (ERW), ASTM A53-B tipo E (Ej=0.85)
Tubing (DE)						
Tubería Flexible		1/4 – 1/4		0.035		ASTM A269-TP304 recocido suave
Tubería flexible		1/2 – 1/2		0.049		ASTM A269-TP304 recocido suave

Nota	
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.

13. CLASE PAAF1

CLASE DE CAÑERÍAS

Servicio	Agua de Alim. de Caldera (BW), Purgas (BD), Vapor AP(SH), Condensado AP (CH)
Clase	600, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 278 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al Carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	104,11	104,11	104,11	104,11	104,11	104,11	96,61	79,00	72,81	69,38	84,59	76,88
50	102,18	102,18	102,18	102,18	102,18	102,18	96,61	79,00	72,81	69,38	84,59	76,88
100	95,04	95,04	95,04	95,04	95,04	95,04	96,61	79,00	72,81	69,38	84,59	76,88
200	89,33	89,33	89,33	89,33	89,33	89,33	89,33	79,00	72,81	69,38	84,59	76,88
278	83,10	83,10	83,10	83,10	83,10	83,10	83,10	72,60	66,91	62,84	77,74	70,65

ESPECIFICACIÓN PAAF1						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	916,926	1/2 – 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		3 – 10	STD	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)
		12 - 14	XS	-29	Biselados	AC, S/C, ASTM A106-B (Ej=1.00)

Notas	
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.
926	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 1 1/2".

14. CLASE BAA3

Servicio	Hidrógeno
Clase	300, ASME B16.5-2009
Límite de temperatura	-29 °C hasta 71 °C
Corrosión permisible	1,6 MM
Material	Acero al Carbón
Código de diseño	ASME B31.3-2008
Relevado de esfuerzos	No
Pruebas	Conforme ASME B31.3

CLASE DE LA BRIDA Y MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE (kg/cm2)
(DIÁMETROS)

TEMP (°C)	1/2	3/4	1	1-1/2	2	3	4	6	8	10	12	14
-29 a 38	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1	52,1
50	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1	51,1
71	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6	48,6

ESPECIFICACIÓN BAA3						
ACCESORIOS	**NOTAS**	**DIAM. NOM.**	**CED.**	**TMD oC**	**EXTREMOS**	**DESCRIPCIÓN**
TUBO	19, 137 904, 916	1/2 – 2	XS	-29	Planos	AC, S/C, ASTM A106-B

CLASE DE CAÑERÍAS

						(E_j=1.00)
		3 – 18	STD	-29	Biselados	AC S/C, ASTM A106-B (E_j=1.00)

Notas	
19	Deben ser utilizados tubos y niples con cedula 160 para conexiones roscadas en diámetros nominales desde 1/2" hasta 2".
137	Para las conexiones roscadas con diámetro nominal de 2", deberá usarse tubo con cedula 160.
904	Todos los materiales deberán ser en estricto cumplimiento con API 941 para hidrogeno enriquecido (más de 50 ppm) Las válvulas deberán ser diseñadas para servicio de hidrogeno enriquecido
916	Las cedulas de las tuberías son de acuerdo a la memoria de cálculo de espesores de tubería del proyecto.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

F-MC-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
E	06/08/2017	Emisión para aprobación	ED	NB	
D	10/04/2017	Cuarta emisión	JG	ED	PG
C	30/03/2017	Tercera emisión	NB	ED	PG
B	20/03/2017	Segunda emisión	SG	ED	PG
A	15/03/2017	Primera emisión	ED	SG	PG

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN…… Página 3

2. CÁLCULO DE DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE LA PLANTA……..... Página 3

2.1. LÍNEAS DISEÑADAS A PARTIR DE VELOCIDADES RECOMENDADAS…….. Página 3

2.2. LÍNEAS DE DRENAJE POR GRAVEDAD…….. Página 5

2.3. LÍNEAS DE FLUJO BIFÁSICO…….. Página 7

3. SISTEMAS HIDRÁULICOS DE LA PLANTA……..... Página 8

3.1. SISTEMA HIDRÁULICO EN LAS LÍNEAS DE GAS DE PROCESOS PRINCIPAL…….. Página 8

3.2. SISTEMA HIDRÁULICO EN LAS LÍNEAS DE GAS DE PROCESO SECUNDARIO…… Página 11

3.3. SISTEMA HIDRÁULICO EN EL CICLO DE AGUA…….. Página 11

3.4. SISTEMA HIDRÁULICO EN EL CICLO DE NIVEL…….. Página 12

3.5. SISTEMA HIDRÁULICO EN EL CICLO DE PRESIÓN……. Página 13

4. RESUMEN CAÑERÍAS……. Página 14

5. ANEXOS…….. Página 17

5.1. ANEXO 1…… Página 17

5.2. ANEXO 2…… Página 18

5.3. ANEXO 3…… Página 19

5.4. ANEXO 4…… Página 20

5.5. ANEXO 5…… Página 21

5.6. ANEXO 6…… Página 23

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

1. INTRODUCCIÓN

En la planta se tienen cuatro tipos de flujo: incompresibles, para las líneas donde circulan corrientes líquidas; compresibles, corrientes gaseosas; bifásicas, para corrientes con mezclas entre ambas; y por gravedad, para aquellas líneas con corrientes líquidas cuya fuente de desplazamiento de caudales proviene de la energía potencial. El mecanismo de cálculo de diámetros para cada uno de estos tipos de flujo es particular y es explicado en esta memoria de cálculo.

2. CÁLCULO DE DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE LAS PLANTAS

2.1. LÍNEAS DISEÑADAS A PARTIR DE VELOCIDADES RECOMENDADAS

Aquellas líneas que tienen caída de presión disponible o que cuentan que equipos presurizadores para compensar las pérdidas por fricción son diseñadas con esta metodología.

Las velocidades recomendadas se ilustran en las siguientes tablas:

Tabla 1: velocidades recomendadas para fluidos incompresibles

Tipo de fluido	**Rango de velocidades recomendadas (m/s)**	
Agua en general	1	3
Agua caliente	2	3
Azufre	1	2
Aguas agrias	1	3

Tabla 2: velocidades recomendadas para fluidos compresibles

Tipo de fluido	**Rango de velocidades recomendadas (m/s)**	
Gases a baja presión	5	10
Gases de proceso	10	20
Aire comprimido	10	20
Vapor Saturado	15	25
Vapor sobrecalentado	20	40

En la Figura 7 se muestra un esquema de las líneas compresibles diseñadas de esta forma, mientras que en la Figura 8 se muestra el de las líneas incompresibles.

Las líneas compresibles diseñadas con esta metodología son:

1. A0
2. A4
3. A2
4. A3
5. A1
6. VM1
7. VM2
8. VM3
9. VM4
10. VM5
11. AI1
12. C1
13. C2

Las líneas incompresibles diseñadas con esta metodología son:

1. AA1
2. AA3
3. AA4
4. AC1
5. AC2
6. AC3
7. CM1
8. CM2
9. CM3
10. AO1
11. AO2
12. S7
13. S9

En el Anexo 3 se muestran las fórmulas usadas para el cálculo de los diámetros para fluidos compresibles, mientras que en el Anexo 4, para incompresibles.

2.2. LÍNEAS DE DRENAJE POR GRAVEDAD

Una línea que drena por gravedad es aquella que su energía potencial se disipa como energía por fricción. En el anexo 5 se puede observar el método de cálculo utilizado. A continuación se detallan los resultados hallados.

Las líneas diseñadas por gravedad son:

1. S1
2. S2
3. S3
4. S4
5. S5
6. S6
7. S8

Tabla 3: Consideraciones iniciales y datos utilizados

Variable	Valor	Unidad
g	9,81	m/s^2
v normal	0,6	m/s
ΔP normal	250	Pa/m
ΔP max	450	Pa/m
k codo 90º cuadrado	1,3	adim.
Δp válvula de control	10	kPa

Tabla 4: Schedule en función del diámetro nominal para la clase de cañería utilizada (AAAD2J)

Sch	XXS	1/2"<DN<1 1/2"
	160	2"<DN<3"
	XS	4"<DN<8"

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

Tabla 5: Diámetros utilizados para el cálculo

D nominal	D exterior	Espesor	D interior
in	in	in	in
2	2,375	0,344	1,687
3	3,5	0,438	2,624
4	4,5	0,337	3,826

Tabla 6: Datos para el cálculo de cañerías por gravedad

Línea	L	Σki	ΔZ	ΔP	Δhp+ΔZ	Q	ρ	μ
	m	adim.	m	Pa	m	m^3/s	kg/m^3	Pa.s
S1	3,50	2,60	0,25	1575	0,34	1,21E-04	1786,95	7,31E-03
S2	16,70	2,60	1,00	7515	1,43	1,21E-04	1786,95	7,31E-03
S3	6,00	2,60	1,00	2700	1,15	2,94E-04	1786,95	7,31E-03
S4	16,00	2,60	1,00	7200	1,41	2,94E-04	1786,95	7,31E-03
S5	9,50	3,90	1,00	4275	1,24	2,42E-04	1786,95	7,21E-03
S6	13,50	2,60	1,00	6075	1,35	2,42E-04	1786,95	7,21E-03
S8	3,50	2,60	1,00	1575	1,10	5,35E-04	1788,01	7,43E-03

Tabla 7: Resultados de los cálculos para las líneas por gravedad

Línea	Re	f	hf	v	A	D interior calculado	D interior calculado
	adim.	adim.	m	m/s	m^2	m	in
S1	2780,11	6,60E-03	0,34	0,84	1,44E-04	0,014	0,532
S2	2844,66	6,64E-03	1,43	0,88	1,37E-04	0,013	0,520
S3	5569,25	6,25E-03	1,15	1,39	2,11E-04	0,016	0,646
S4	4926,43	6,04E-03	1,41	1,09	2,70E-04	0,019	0,730
S5	4662,03	6,25E-03	1,24	1,15	2,10E-04	0,016	0,644
S6	4524,83	6,20E-03	1,35	1,08	2,23E-04	0,017	0,663
S8	7152,70	5,70E-03	1,09	1,30	4.,13-04	0,023	0,903

Tabla 8: Resultados para los distintos diámetros

Línea	v 2"	v 3"	v 4"
	m/s	m/s	m/s
S1	0,084	0,035	0,016
S2	0,084	0,035	0,016
S3	0,204	0,084	0,040
S4	0,204	0,084	0,040
S5	0,168	0,069	0,033
S6	0,168	0,069	0,033
S8	0,371	0,153	0,072

Viendo los resultados de las velocidades, se utilizarán cañerías de tres pulgadas de diámetro nominal, a pesar de las bajas velocidades para evitar los taponamientos.

En la figura 9 se muestra un esquema de las líneas calculadas con esta metodología.

2.3. LÍNEAS DE FLUJO BIFÁSICO

En la planta existen dos líneas bifásicas, ambas pertenecientes a cada ciclo de agua en los reactores. Las corrientes bifásicas egresan del sistema de intercambio de calor del reactor para ingresar al separador horizontal. En el anexo 6 se podrá observar el método de cálculo utilizado. A continuación se pueden ver los resultados hallados.

Líneas diseñadas como líneas de flujo bifásico:

1. AG3
2. AG8

Tabla 9: Datos para el cálculo de líneas bifásicas

Línea	Fluido	Largo m	∑ki adim.	Z1 m	Z2 m	P1 Pa
AG3	Agua	6,78	0,75	14,65	11,30	5450000,00
AG8	Agua	6,75	0,75	14,65	11,30	170000,00

Tabla 10: Resultados del cálculo de líneas bifásicas

Línea	v recomendada m/s	ΔPL, fricción Pa	ΔPL, f x ΦL2 Pa	ΔPz, ρm Pa	ΔPReal Pa	P2 Pa
AG3 (49)	1,50	436,41	826,20	21742,79	20916,59	5470916,59
AG8 (3)	1,00	357,16	5613,03	1570,33	-4042,70	165957,30

Tabla 11: Resultados en función del diámetro nominal

Línea	D Nominal	v real m/s
AG3 (49)	10	1,13
AG8 (3)	10	15,62

Como la línea AG8 presenta la menor presión, entonces resulta la condicionante en el diseño, ya que la densidad del gas es menor, y por lo tanto, su

velocidad es la mayor. A igual diámetro interno, la línea AG3 presenta una velocidad menor.

3. SISTEMAS HIDRÁULICOS DE LA PLANTA

En la planta se tienen dos sistemas hidráulicos donde el cálculo de los diámetros de las cañerías resulta fundamental para el proceso, ya que las pérdidas por fricción determinan las presiones de operación y no se poseen equipos presurizadores para compensarlas. Estos sistemas son el de gas de procesos, principal y secundario, y el ciclo de agua de refrigeración.

3.1. SISTEMA HIDRÁULICO EN LAS LÍNEAS DE GAS DE PROCESO PRINCIPAL

Como el proceso tiene en el límite de batería una presión muy baja disponible, el cálculo de diámetros debe ser muy riguroso. Una pérdida de carga en toda la unidad mayor a la estipulada provocaría un aumento de presión en el límite de batería del proceso. Esto generaría que la columna de desorción en la planta de endulzamiento aumente su presión y disminuya su grado de desorción, afectando el funcionamiento de toda la planta de aminas. Por esta razón el cálculo de líneas de proceso debe tener en consideración dicha restricción.

La particularidad de este sistema es que se tiene definida la caída total de presión disponible en el proceso, por lo que queda determinada la caída de presión disponible para cañerías. No se tiene entonces la caída de presión para cada cañería, sino la total.

El cálculo de diámetros por la ecuación de cantidad de movimiento para fluidos compresibles exige conocer las presiones a la entrada y salida de la línea. Teniendo la presión final de la última línea de proceso se asigna una presión a la entrada de cada línea, que se corresponde con la de salida de la línea anterior considerando diferencias de presiones por la presencia o no de equipos entre ambas cañerías. El requisito es que la presión de entrada a las líneas de GA y GAA sea la del límite de batería.

El criterio utilizado para asignar estas presiones intermedias es el de obtener un diámetro relativamente constante a lo largo del proceso, teniendo así una pérdida de carga por metro homogénea.

Para esto se selecciona el camino entre los límites de batería que tiene la menor pérdida de carga disponible (GA) y se suma el largo total de sus cañerías. De esta forma se independiza de los caminos en paralelo.

MEMORIA DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS

Se calcula la pérdida de carga disponible en cañerías como la mínima presión manométrica de entrada por el límite de batería (corriente GA) menos las caídas de presión de los distintos equipos a lo largo del camino.

Se realiza el cociente, K, entre la pérdida de carga en cañerías y el largo total del camino elegido. Este coeficiente da una aproximación de cuál debería ser la pérdida de carga por metro a lo largo del proceso para que el mismo sea homogéneo.

Entonces para una línea específica, que ya se tiene definida la presión de salida, se calcula su presión de entrada como:

$$P_{i1} = P_{i2} + K\,L_i$$

Donde Li es el largo de la cañería i. A partir de este punto se considera que se trabaja con una línea a la vez, prescindiendo del subíndice i.

Teniendo sus presiones de entrada y salida definidas, con las ecuaciones hidráulicas se puede despejar, en forma iterativa, el diámetro que debería tener la línea para que se cumpla la diferencia de presión asignada. Se selecciona el diámetro nominal correspondiente y con el diámetro nominal interno, se calcula la presión real a la entrada de la cañería.

Se tienen entonces definidas las presiones operativas de esa línea.

Con la presión de entrada calculada, se puede calcular la presión de salida de la línea anterior. La misma es igual a esta presión más la pérdida de carga de los equipos intermedios.

El procedimiento se repite nuevamente, calculando la presión de entrada de esta nueva línea con el K definido y así el diámetro y la presión real de entrada.

Se calculan los diámetros y las presiones de esta forma de todas las líneas de la planta, empezando con la de entrada al incinerador. Su presión de salida está definida por el proceso como la atmosférica más la pérdida de carga en el incinerador y stack. A partir de esta línea se sigue la línea principal del proceso hasta llegar a la entrada de GA, que debe verificar que su presión de entrada sea igual a la del límite de batería, 0,5 kg/cm^{2}g.

Se anexa a continuación la lista de las líneas que conforman el camino de cálculo de diámetros y el orden en el que fueron calculadas. En la figura 5 se muestra un esquema del sistema.

14. M2
15. GA9
16. GA19
17. GA18
18. GA17
19. GA16
20. GA15

21. GA14
22. GA13
23. GA12
24. GA11
25. GA10
26. GA8
27. GA6
28. GA4
29. GA3

En la línea GA6 se encuentra la válvula de control de presión del sistema. Se le asigna a la misma una pérdida de carga disponible de 1KPa. El mismo es un valor chico para la regulación de una válvula, por lo que se deberá usar una válvula mariposa que se ajuste a las condiciones operativas.

En la tabla 12 se informan los valores estimados de pérdida de carga en equipos, con los que se calcularon las presiones. Los mismos se modifican con el diseño de los equipos.

Tabla 12: Caída de presión estimada en equipos

Equipo	Pérdida de Carga (kPa)
H101	2
C101 (1°paso)	5
C101 (2°paso)	5
D101A	3
D101B	3
E101	2,5
E102	2,5
R101	10
R102	10
I101 & STK101	2

En el Anexo 1 se incluyen las fórmulas utilizadas para el cálculo de diámetros.

3.2. SISTEMA HIDRÁULICO EN LAS LÍNEAS DE GAS DE PROCESO SECUNDARIO

Se llaman líneas de gas de proceso secundario a aquellas líneas por las que circula gas de proceso pero no forman parte del sistema primario. En la figura 6 se esquematizan las líneas que conforman este sistema.

Estas líneas tienen la particularidad que tienen las presiones de entrada y salida definidas por las calculadas en el sistema primario o por el límite de batería (GAA), pero la pérdida de carga de las mismas no se da exclusivamente por fricción en la cañería sino por válvulas que regulan su caudal.

La metodología de cálculo del diámetro de estas líneas se basa en forzar a que la velocidad de las corrientes sea lo más parecida posible en las intersecciones de las mismas. De esta forma se evitan variaciones bruscas de velocidad en las juntas, que se traducen en diferenciales de presión que generan estrés en los acoples.

Se calcula entonces la velocidad promedio de las dos corrientes del sistema principal que participan de la intersección. Esta es la velocidad de diseño de la línea del sistema secundario.

Con la velocidad definida se calcula el diámetro interno. Se selecciona el diámetro nominal y con el diámetro nominal interno se calcula la presión a la entrada de la cañería. La misma debe verificar ser mayor a la fijada por el proceso. De esta forma la válvula de control puede absorber esta diferencia.

Las líneas diseñadas según esta metodología se enumeran a continuación:

1. FL1
2. FL2
3. GA1
4. GA2
5. GA5
6. M1
7. GA7
8. AI2

En el anexo 2 se incluyen las fórmulas para el cálculo de los diámetros de esta sección.

3.3. SISTEMA HIDRAÚLICO EN EL CICLO DE AGUA

Por la complejidad que presenta el ciclo de agua en el dimensionamiento de líneas se lo plantea como un sistema hidráulico dentro de la planta.

En la figura 1 se anexa una representación de los ciclos de agua.

Como cada ciclo debe funcionar alternadamente como ciclo de alta y baja presión, se hace el diseño para cada ciclo por separado. Se comparan los valores obtenidos y se adopta para ambos la condición más crítica, es decir, los diámetros mayores.

Se procede a explicar la hidráulica del mismo en operación estacionaria.

La presión del separador está fija por un lazo de rango partido que regula una válvula a la descarga gaseosa y el caudal de aire del aeroenfriador. A partir del separador se forman dos ciclos cerrados independientes en su hidráulica. Uno conformado por la descarga líquida del separador que pasa por la bomba antes de entrar al intercambiador de calor del reactor y volver al separador. El segundo está conformado por la descarga gaseosa del separador que entra al aeroenfriador y luego vuelve a entrar al separador.

3.4. SISTEMA HIDRÁULICO EN EL CICLO DE NIVEL

La hidráulica del primer ciclo es relativamente simple. En la figura 2 se muestra un esquema de este ciclo.

A continuación se presenta el balance hidráulico del mismo:

$$\Delta P_P = \Delta P_F + \Delta P_H + \Delta P_V - (\Delta Z_0 + \Delta Z_1 - \Delta Z_2) \times \rho_L \times g + (\Delta Z_3 - \Delta Z_4) \times \rho_M \times g$$

Donde:

ΔP_P: Presión que debe desarrollar la bomba

ΔP_F: Caída de presión por fricción en todo el ciclo analizado

ΔP_H: Caída de presión en el heater del reactor

ΔP_V: Caída de presión en la válvula de control después de la bomba

ρ_L: densidad del líquido

ρ_M: densidad de la mezcla líquido gas

Considerando que la densidad del líquido difiere relativamente poco de la de la mezcla ya que su fracción de vapor es menor al 1%, se calcula la altura que debe levantar la bomba despreciando las variaciones de la densidad del fluido como:

$$\Delta P_P = \Delta P_F + \Delta P_H + \Delta P_V$$

Este ciclo puede adoptar entonces las pérdidas de fricción que correspondan a seleccionar los diámetros con velocidades recomendadas, ya que posteriormente se dimensionará la bomba del ciclo para que levante la altura necesaria.

Las líneas de succión y descarga de la bomba se dimensionan según el Anexo 4, mientras que la línea de salida del intercambiador se dimensiona según el punto 2.3 por ser bifásica.

Las líneas dimensionadas en esta sección son:

1. AG1
2. AG2
3. AG3
4. AG6
5. AG7
6. AG8

3.5. SISTEMA HIDRÁULICO EN EL CICLO DE PRESIÓN

La hidráulica del segundo ciclo cerrado es más compleja, ya que no se posee un equipo presurizador que permita vencer las pérdidas de fricción del ciclo. En consecuencia, la altura del aeroenfriador tiene un papel primordial en el balance hidráulico del ciclo.

En la figura 3 se muestra un esquema de este ciclo.

Se presenta a continuación el balance hidráulico de este ciclo:

$$0 = \Delta P_A + \Delta P_V + \Delta P_F + (\Delta Z_0 + \Delta Z_1 - \Delta Z_2) \times \rho_L \times g + \Delta Z_3 \times \rho_G \times g$$

Donde:

ΔP_A: Caída de presión en el aeroenfriador

ΔP_V: Caída de presión en la válvula de control

ΔP_F: Pérdida de fricción total en el ciclo analizado

ρ_L: Densidad del líquido

ρ_G: Densidad del gas

Considerando que la columna de gas es despreciable frente a la del líquido, se puede despejar la altura necesaria para el aeroenfriador como:

$$\Delta Z_2 - (\Delta Z_0 + \Delta Z_1) = \Delta H = \frac{\Delta P_A + \Delta P_V + \Delta P_F}{\rho_L \times g}$$

Las pérdidas de fricción dependen del diámetro de las cañerías de salida y entrada del separador. Las fórmulas para calcularlas fueron especificadas en los puntos 2.1 y 3.1.

Estos diámetros se calculan a partir de velocidades recomendadas, como es explicado en los Anexos 3 y 4. Una vez que se tienen los mismos, se calcula la pérdida de presión y la altura mínima a la que se debe elevar el aeroenfriador con la fórmula presentada. Es la altura mínima ya que es la columna de agua necesaria para vencer las pérdidas de carga en el segundo ciclo. Si el aeroenfriador se colocara a una mayor altura o la válvula o aeroenfriador perdiesen menor presión a la estimada, la cañería de salida del aeroenfriador no se encontraría inundada sino que tendría parte de columna de gas.

Las líneas dimensionadas en esta sección son:

1. AG4
2. AG5
3. AG9
4. AG10

4. RESUMEN CAÑERÍAS

A fin de simplificar el seguimiento de los diámetros de las cañerías dentro de la planta, se adjunta en la figura 4 el PDF donde fueron nombradas las cañerías junto con sus diámetros nominales.

A continuación se presenta la tabla con las cañerías de la planta, nombradas con la nomenclatura del proyecto y su equivalente del balance de masa.

Línea	Balance de masa	Clase	Sch	Dnom (pulg)	P1 (Pa)	P2 (Pa)	v (m/s)
A0	9 (S)	AAAA1	STD	18	84043	82900	22,24
A1	10 (S)	AAAA1	STD	12	127220	126724	30,36
A2	-	AAAA1	STD	12	127556	127220	27,26
A3	-	AAAA1	STD	3 1/2	127556	127220	34,18
A4	-	AAAA1	STD	12	127638	127556	30,26
AA1	8 (S)	AAAD4	160	4	132173	131921	0,48
AA3	4 (S)	AAAD4	160	4	140837	140585	0,48
AA4	-	AAAD4	XXS	2 1/2	346285	343233	1,83
AC1	Agua de Caldera (V)	MAAE1	XS	2 1/2	3026038	3021249	1,21
AC2	33 (V)	MAAE1	XS	2 1/2	2256663	2351226	1,21
AC3	34 (V)	MAAE1	STD	2 1/2	2301226	2291506	1,22
AG1	53 (A)	PAAF1	STD	16	5470917	5534615	0,42
AG10	5 (A)	PAAF1	XS	1	89624	165957	1,65
AG2	48 (A)	PAAF1	STD	8	5569111	5500000	1,53
AG3	49 (A)	PAAF1	STD	10	5450000	5470917	1,13
AG4	4 (A)	PAAF1	XS	10	5470917	5419085	0,17
AG5	51 (A)	PAAF1	XS	1	5383146	5470917	0,62
AG6	7 (A)	PAAF1	STD	16	165957	244617	0,34
AG7	2 (A)	PAAF1	STD	8	301693	220000	1,25
AG8	3 (A)	PAAF1	STD	10	170000	165957	15,62
AG9	50 (A)	PAAF1	STD	10	165957	116494	15,21
AI1	30 (S)	JADH1	XS	1/4	770509	427234	2,67
AI2	32 (S)	AAAD2J	XXS	2	111458	86043	0,77
AO1	-	AAAA1	XS	3	578733	427276	0,88
AO2	-	AAAA1	XS	3	668823	652280	0,88
C1	Combustible	AAA1	XS	2 1/2	672442	668823	8,15
C2	Combustible	AAA1	XS	2 1/2	668823	666759	8,2
CB1	-	KAAE1	XS	4	463887	289983	0,39
CM1	44 (V)	MAAE1	XS	1/2	2160085	2070703	0,9
CM2	46 (V)	MAAE1	XS	1/2	2160133	2070703	0,53
CM3	-	MAAE1	XS	3/4	2070703	2052348	0,77
FL1	-	AAAD2	STD	8	132854	131878	13,55
FL2	-	AAAD4	XS	4	142883	142099	23,41
GA1	GAA (S)	AAAD4	160	4	142883	140837	26,36
GA10	17 (S)	AAAD2	STD	24	110167	110012	11,91
GA11	19 (S)	AAAD2	STD	24	107512	107276	14,14
GA12	20 (S)	AAAD2	STD	24	107276	107174	18,44
GA13	20 (S)	AAAD2	STD	24	107174	107125	18,46
GA14	22 (S)	AAAD2	STD	24	99925	99873	20,21
GA15	22 (S)	AAAD2	STD	24	99873	99731	20,22
GA16	24 (S)	AAAD2	STD	24	96731	96491	15,61
GA17	25 (S)	AAAD2	STD	24	93991	93635	17,37
GA18	25 (S)	AAAD2	STD	24	93635	93594	17,44
GA19	26 (S)	AAAD2	STD	24	86394	86362	16,49
GA2	GAA (S)	AAAD4	160	4	140837	126824	26,74
GA3	GA (S)	AAAD2	STD	8	132854	132173	19,45
GA4	GA (S)	AAAD2	STD	10	132173	131804	12,4
GA5	-	AAAD2	STD	10	131804	126824	12,44
GA6	-	AAAD2	XS	10	131804	126724	11,93
GA7	15 (S)	BSEE1	40	10	119724	107276	20,08
GA8	16 (S)	AAAD2	XS	18	114724	113167	31,66
GA9	26 (S)	AAAD2	STD	24	86362	86043	16,49
M1	-	AAAD4	STD	10	126824	126724	19,41
M2	-	AAAD2	STD	24	86043	86039	0
S1	-	AAAD2J	160	3	113167	114742	0,03
S2	-	AAAD2J	160	3	104742	112257	0,03
S3	18 (S)	AAAD2J	160	3	110012	112712	0,08
S4	18 (S)	AAAD2J	160	3	102712	109912	0,08
S5	23+28 (S)	AAAD2J	160	3	96491	100766	0,07
S6	23+28 (S)	AAAD2J	160	3	90766	96841	0,07
S7	31 (S)	AAAD2J	160	1 1/2	572758	111458	1,01
S8	33 (S)	AAAD2J	160	3	427234	428809	0,15
S9	37 (S)	AAAD2J	160	4	581778	574375	0,14
VB1	-	KAAE1	XS	1	-	-	-
VM1	40 (V)	MAAE1	STD	6	2241506	2237810	15,59
VM2	-	MAAE1	XS	2 1/2	2237810	2215260	14,53
VM3	45 (V)	MAAE1	XS	1	2215260	2210085	13,34
VM4	43 (V)	MAAE1	XS	1 1/2	2215260	2210133	25,75
VM5	47 (V)	MAAE1	STD	6	2237810	2234292	14,72

(S) La corriente forma parte de la flowsheet denominada “Simulación”

(A) La corriente forma parte de la flowsheet llamada “Ciclos de agua”

(V) La corriente está incluida en la flowsheet llamada “Ciclo de vapor”

(0) Es el condesado de vapor de baja que retorna de la pileta de azufre

(1) Es la unión de los condensados de media 1 y 2 y sale hacia el límite de batería

(3) Aguas agrias de gas acido que sale de la bomba del scrubber Scr-101

(5) Aguas oleosas que salen de la válvula de control del scrubber Scr-103 en la entrada del incinerador, van al límite de batería

(6) Aguas oleosos que salen del scrubber de combustible Scr-103 en la entrada del incinerador y van a la válvula de control

(7) By-pass a segunda cámara de horno de Gas Ácido

(8) By-pass de aire de sopladora para regular la composición de entrada al incinerador

(9) Corriente principal de aire de soplador

(10) Aire total que entra al horno, combinación de corrientes A2 y A3

(11) Antorcha de alivio de gas acido a la entrada de Scr-101

(12) Antorcha de alivio de gas acido amoniacal a la entrada de Scr-102

(13) Vapor de media que se divide en dos para dirigirse a los dos calentadores E-101 y E-102

(14) Mezcla de corrientes de aire, gas acido amoniacal y gas ácido bypasseado a la primera cámara del horno, para entrar en el horno

(15) Mezcla de corrientes de corrientes de gas de cola y de desgasificadora para entrar en incinerador

(16) Vapor de baja presión que entra al serpentín de la pileta de azufre

(17) Corriente de gas ácido que se bypassea, se mezcla con la corriente de gas acido amoniacal y entra a la primera cámara del horno

(18) Corriente de azufre líquido que sale de caldera y va hacia sello de azufre

(19) Corriente de azufre líquido que sale de sello de azufre y va hacia pileta

5. ANEXO

5.1. ANEXO 1: CÁLCULO DE DIÁMETROS PARA FLUIDOS COMPRESIBLES DEL SISTEMA PRINCIPAL

Teniendo su presión de entrada, P1, se procede al cálculo de diámetros con la ecuación de cantidad de movimiento:

$$D_{n+1} = \sqrt[4]{\frac{\left({}^{4fL}/_{D_n} + \sum K_i\right)\frac{8G^2}{\pi^2} + \frac{32G^2}{\pi^2}\ln\left({}^{P_1}/_{P_2}\right)}{\left(P_1{}^2 - P_2{}^2\right)\frac{M}{zRT} - 2g\left({}^{\bar{P}M}/_{zRT}\right)^2 (z_2 - z_1)}}$$

Donde la presión promedio se define como:

$$\bar{P} = \frac{2}{3}\frac{P_1{}^3 - P_2{}^3}{P_1{}^2 - P_2{}^2}$$

El factor de fricción se calcula como:

$$f = 0.0035 + {}^{0.264}/_{Re^{0.42}}$$

$$Re = {}^{4\,G}/_{\pi\,\mu D_n}$$

En las fórmulas anteriores se tiene Dn+1 y Dn, que simbolizan el proceso iterativo necesario de realizar para calcular D. Se propone un Dn inicial y se calcula en consecuencia un Dn+1. Se sigue el proceso hasta llegar a que D = Dn+1= Dn.

Con el diámetro interno calculado para llegar de P2 a P1, se busca el diámetro nominal correspondiente. El proceso de selección del N° Sch es análogo al de incompresibles. Se propone un N° Sch y al llegar al diámetro nominal se verifica si es o no igual al que le corresponde por la clase de cañería. De no serlo se repiten los cálculos de diámetro interno con el nuevo N° Sch obtenido hasta que coincidan.

Como el diámetro interno nominal raramente coincide con el diámetro interno calculado, la presión a la entrada de la cañería no es la propuesta como P_1. La misma se calcula como P_1 despejándola de la ecuación de cantidad de movimiento, reemplazando D por el diámetro interno nominal, D_{IN}.

$$P_{1_{n+1}} = \sqrt{P_2{}^2 + \frac{zRT}{M}\left(\left({}^{4fL}/_{D_{IN}}\right) + \sum K_i\right)\frac{8G^2}{\pi^2} + \frac{32G^2}{\pi^2}\ln\left({}^{P_{1_n}}/_{P_2}\right) + 2g\left({}^{\bar{P}M}/_{zRT}\right)^2 (z_2 - z_1)\right)}$$

$$\bar{P} = \frac{2}{3}\frac{P_{1_n}{}^3 - P_2{}^3}{P_{1_n}{}^2 - P_2{}^2}$$

$$f = 0.0035 + {}^{0.264}/_{Re^{0.42}}$$

$$Re = {}^{4\,G}/_{\pi\,\mu D_{IN}}$$

Análogo al cálculo de diámetros, el cálculo de presiones es iterativo. Se comienza proponiendo una P_{1n} (la misma utilizada para el cálculo inicial) y calculando una $P_{1\,n+1}$. Se repite el cálculo con esta nueva presión como la P_{1n} y se repite hasta que coincidan.

Se obtiene entonces la P_1, que es la presión de entrada de la cañería.

5.2. ANEXO 2: CÁLCULO DE DIÁMETROS PARA FLUIDOS COMPRESIBLES DEL SISTEMA SECUNDARIO

La velocidad se define como el promedio aritmético de las velocidades de las otras dos corrientes de la intersección.

$$v_1 = 0{,}5\ (v_2 + v_3)$$

Con esta velocidad se calcula el diámetro de la línea:

$$D_{int} = 2 \times \sqrt{{}^{G}/_{\rho\,\pi\,v_{rec}}}$$

Este diámetro sirve para seleccionar el diámetro nominal, que tiene un diámetro nominal interno asociado. Con este diámetro se logra mediante métodos iterativos encontrar la presión de entrada de la cañería:

$$P_{1_{n+1}} = \sqrt{P_2{}^2 + \frac{zRT}{M}\left(\left({}^{4fL}/_{D_{IN}}\right) + \sum K_i\right)\frac{8G^2}{\pi^2} + \frac{32G^2}{\pi^2}\ln\left({}^{P_{1_n}}/_{P_2}\right) + 2g\left({}^{\bar{P}M}/_{zRT}\right)^2 (z_2 - z_1)\right)}$$

Esta presión es la que debe ser mayor a la fijada por el proceso. Caso contrario se debe repetir el procedimiento definiendo una menor velocidad para la línea.

5.3. ANEXO 3: CÁLCULO DE DIÁMETROS PARA FLUJO COMPRESIBLE CON VELOCIDADES RECOMENDADAS

Se utilizan las velocidades recomendadas para el cálculo de diámetros. Con las mismas se obtiene el diámetro interno calculado:

$$D_{int} = 2 \times \sqrt{{G}/{\rho\ \pi\ v_{rec}}}$$

Se itera hasta obtener el diámetro nominal y el N°. Sch de la línea. Se obtiene entonces el diámetro interno nominal, D_{IN}. Con el mismo se calcula la presión a la entrada o salida de la línea, dependiendo del caso:

$$P_{1_{n+1}} = \sqrt{{P_2}^2 + \frac{zRT}{M}\left(\left({4fL}/{D_{IN}} + \sum K_i\right)\frac{8G^2}{\pi^2} + \frac{32G^2}{\pi^2}\ln\left({P_{1_n}}/{P_2}\right) + 2g\left({\bar{P}M}/{zRT}\right)^2 (z_2 - z_1)\right)}$$

$$\bar{P} = \frac{2}{3}\frac{{P_{1_n}}^3 - {P_2}^3}{{P_{1_n}}^2 - {P_2}^2}$$

$$P_{2_{n+1}} = \sqrt{{P_1}^2 - \frac{zRT}{M}\left(\left({4fL}/{D_{IN}} + \sum K_i\right)\frac{8G^2}{\pi^2} + \frac{32G^2}{\pi^2}\ln\left({P_1}/{P_{2_n}}\right) + 2g\left({\bar{P}M}/{zRT}\right)^2 (z_2 - z_1)\right)}$$

$$\bar{P} = \frac{2}{3}\frac{{P_1}^3 - {P_{2_n}}^3}{{P_1}^2 - {P_{2_n}}^2}$$

$$f = 0.0035 + {0.264}/{Re^{0.42}}$$

$$Re = {4\ G}/{\pi\ \mu D_{IN}}$$

El cálculo de presiones es un proceso iterativo que converge cuando la presión propuesta es igual a la calculada.

5.4. ANEXO 4: CÁLCULO DE DIÁMETROS PARA FLUJO INCOMPRESIBLE Y VELOCIDADES RECOMENDADAS

Para cada línea se especifican sus parámetros de diseño: la diferencia de altura entre sus extremos, Δz; una de las presiones en alguno de los extremos, P1/P2; el largo total de la cañería, L; el caudal másico operativo que circula por la misma, G; el número y tipo de accesorios que debe llevar y la densidad, ρ, y la viscosidad, μ, del fluido. Se especifica también la clase de cañería definida para cada línea.

En primer lugar se utiliza la velocidad, v_{rec}, a la que se desea que el fluido circule por cada cañería. Para esto se utiliza una tabla con velocidades recomendadas según el tipo de fluido y su temperatura.

Con la velocidad y el flujo másico se calcula el diámetro interno:

$$D_{int} = 2 \times \sqrt{{}^{G}/_{\rho\ \pi\ v_{rec}}}$$

Para poder determinar el diámetro nominal correspondiente al diámetro interno es necesario conocer el número de Schedule de la línea. Sin embargo el mismo depende no sólo de la clase de cañería sino también del diámetro nominal, el cual a este punto no se conoce. Para simplificar la programación de la planilla de cálculo, la forma de resolver esta situación es proponiendo un N°. Sch inicial. Se calculan entonces los diámetros internos nominales como los diámetros externos menos dos veces el espesor del diámetro nominal correspondiente con ese N°. Sch. Se busca entonces el diámetro interno nominal inmediatamente mayor al diámetro interno calculado y se obtiene el diámetro nominal de la cañería.

Con el diámetro nominal y la clase de cañería se obtiene el N°. Sch correspondiente. De coincidir con el propuesto finaliza el procedimiento. De lo contrario se repite el mecanismo de cálculo con el nuevo N°. Sch hasta que coincidan.

Como la variación de los espesores por N°. Sch no suele ser suficiente para generar cambio del diámetro nominal a partir del diámetro interno, la iteración converge rápidamente. Se obtiene finalmente el diámetro nominal de la cañería.

Para tener todos los parámetros operativos de la cañería se calcula la presión restante. Para lo mismo se emplea la ecuación de Bernoulli, utilizando el diámetro interno correspondiente al diámetro nominal elegido, D_{IN}.

$$P_1 = P_2 - \rho\ g\ (z_1 - z_2) + ({}^{4\ f\ L}/_{D_{IN}} + \sum Ki) \times {}^{8\ G^2}/_{\rho\ \pi^2\ {D_{IN}}^4}$$

$$P_2 = P_1 + \rho\ g\ (z_1 - z_2) - ({}^{4\ f\ L}/_{D_{IN}} + \sum Ki) \times {}^{8\ G^2}/_{\rho\ \pi^2\ {D_{IN}}^4}$$

Para el cálculo del factor de fricción, f, se necesita calcular el número de Reynolds. Se muestra a continuación la correlación utilizada para el cálculo de f:

$$f = 0.0035 + {}^{0.264}/_{Re^{0.42}}$$

$$Re = {}^{4\,G}/_{\pi\ \mu D_{IN}}$$

Para el cálculo de la sumatoria de Ki se multiplica el número de cada tipo de accesorio por su constante de fricción correspondiente y se suma la de todos los accesorios.

5.5. ANEXO 5: DISEÑO DE LÍNEAS POR GRAVEDAD

El método que se utilizó es válido para drenajes de agua desde las cajas de drenaje a través de líneas verticales. Dado que las líneas de drenaje por gravedad existentes en el proceso no son verticales, se ha tenido que modificar el cálculo para ajustar el modelo a la situación presente. Primero se explica el modelo base y luego las modificaciones realizadas.

El modelo base propone que el 50% de la cabeza de líquido disponible se pierde como fricción en la cañería:

$$\rho g 0{,}5 L = f \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2}$$

De la cual resulta la fórmula de flujo con la cual se diseña la cañería:

$$Q = \frac{8855{,}8 D^{2{,}5}}{\sqrt{f}}$$

Donde f se calcula con la fórmula de Nikuradse:

$$f = \frac{1}{\left(2 \log\left(\frac{D}{2k}\right) + 1{,}74\right)^2}$$

Las variables involucradas son:

Q= flujo volumétrico (m^3/h)

f= factor de fricción de Moody (adimensional)

D= Diámetro interno de la cañería (m)

k= Rugosidad de la cañería (m) (para aceros al carbono se tomó 0,046 mm)

L= Largo del caño (m)

ρ= Densidad del fluido (kg/m^3)

v= Velocidad del fluido (m/s)

g= Constante gravitacional (9,81 m/s^2)

Los ajustes que se han hecho a este cálculo son:

1) Como las líneas no son verticales, se ha tomado a la cabeza de líquido como la diferencia de alturas (dZ= Z1-Z2) de la cañería.
2) Se ha agregado una diferencia de presión admisible máxima según criterios de diseño igual a 450 Pa/m
3) Se han tomado en cuenta los accesorios que contiene cada línea. Como las mismas no pueden contener codos, lo que tienen son dos cañerías cruzadas y bridadas en las puntas del cruce. El valor de ki para este "accesorio" se ha tomado como el de un codo 90º cuadrado, cuyo valor es 1,3.
4) Para utilizar un factor de fricción coherente con la fórmula utilizada, se calcula el mismo como el factor de fanning para flujo turbulento (Re>4000) como:

$$f = \frac{1}{2.(3{,}2 - 2{,}5\ln\left(\frac{e}{D}\right))^2}$$

Donde:

f= factor de fricción de fanning

e= rugosidad del acero 0,000046 m

D= diámetro interno m

Con todas estas consideraciones, el cálculo utilizado resultó el siguiente:

$$\Delta Z + \Delta P = \left(4f\frac{L}{D} + \sum ki\right)\frac{v^2}{2g}$$

Donde:

ΔZ= diferencia de altura vertical de la cañería (m)

ΔP= caída de presión máxima en la línea (Pa)

f= factor de fricción de fanning (adimensional)

L= largo de la cañería (m)

ki= pérdidas por fricción en los accesorios (adimensional)

v= velocidad en la cañería (m/s)

g= constante gravitacional (9,81 m/s^2)

Otras consideraciones:

- Para el cálculo de las cañerías S1 y S2 se debió proponer un caudal ya que no se disponía del mismo porque no es un caudal operativo. Lo que se asumió fueron condiciones de densidad y viscosidad iguales a las corrientes S3 y S4, y un caudal igual a la mitad del menor caudal correspondiente a S5 y S6.

El cálculo resultó iterativo, comenzando con una velocidad recomendada inicial (alrededor de 1 m/s) para poder calcular el valor de f, e iterando con el valor de v hasta que los términos a ambos lados del igual tuvieran el mismo valor. Luego se buscó la clase de cañería y se aproximó un diámetro nominal para poder deducir el Schedule que se debía usar y se realizó una iteración más corta para encontrar el par Diámetro Nominal-Schedule que cumpla que el diámetro interior de igual o el próximo superior al calculado.

Las velocidades halladas coinciden con las velocidades normales de flujo de azufre por gravedad que tiene un valor de 0,6 m/s.

Los resultados obtenidos en todos los casos fueron cañerías de menos de 2". Aun así, por cuestiones de taponamiento, para líneas de azufre no se usan cañerías tan pequeñas. Por lo tanto, se terminan usando cañerías de 3" o 4". En este caso se sacrifica la velocidad de drenaje para evitar los taponamientos.

5.6. ANEXO 6: DISEÑO DE LÍNEAS DE FLUJO BIFÁSICO.

Para el diseño de estas líneas se utilizan los parámetros originalmente propuestos por Lockhardt-Martinelli, y que luego modificó Fair:

Siendo x la fracción en peso de vapor circulante:

$$x = \frac{W_V}{W_V + W_L}$$

Se calcula el parámetro Xtt:

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{1}\right)^{0,9} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_V}\right)^{0,1}$$

Y a partir de este, se obtiene el parámetro X':

$$X' = \frac{1}{X_{tt}}$$

La pérdida de carga de la corriente bifásica se calcula, entonces, a partir de la pérdida de carga que existiría si solo el líquido circulara por la cañería. A este ΔP se le aplica un factor Φ2 propuesto por Fair, para obtener la pérdida de carga real:

$$\Phi^2 = 1 + 21X' + X'^2$$

$$\Delta P_{Real} = \Phi^2 \Delta P_{L,Fricción} + \Delta P_{z,pm}$$

El ΔP real termina siendo la suma de dos contribuciones: la pérdida de carga real y el ΔP correspondiente a la diferencia de altura Δz en las líneas, calculada con la densidad promedio de la mezcla bifásica. El ΔPL, Fricción se calcula con el mismo método descripto para flujos incompresibles. Por su parte, la densidad promedio se calcula con la siguiente expresión, según Norsok:

$$\rho_m = \frac{W_V + W_L}{\frac{W_V}{\rho_V} + \frac{W_L}{\rho_L}}$$

Como los ciclos se alternan con ambos reactores, el diámetro interno seleccionado debe ser el mismo para ambos casos, tomando por supuesto el caso más restrictivo.

Ahora bien, existen límites para la velocidad de una corriente bifásica. Norsok indica como máxima velocidad en líneas bifásicas 25 m/s, y propone la siguiente velocidad máxima debida a erosión:

$$v_{Máx} = 183\sqrt{\frac{1}{\rho_m}}$$

Teniendo esto en cuenta, se busca el diámetro nominal que cumpla los requisitos para ambas líneas.

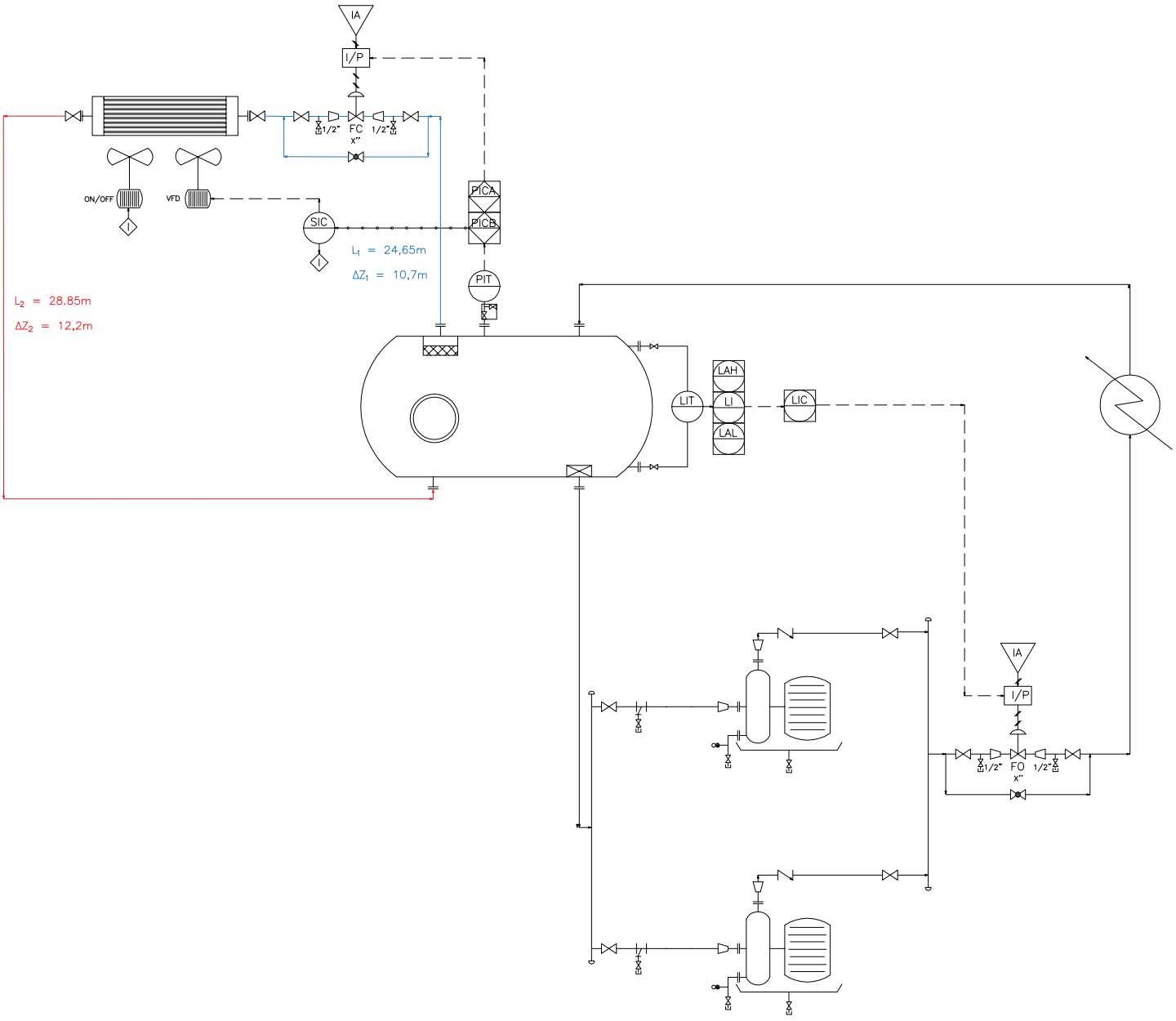


Figura 1: Representación del ciclo de enfriamiento del sistema de reacción

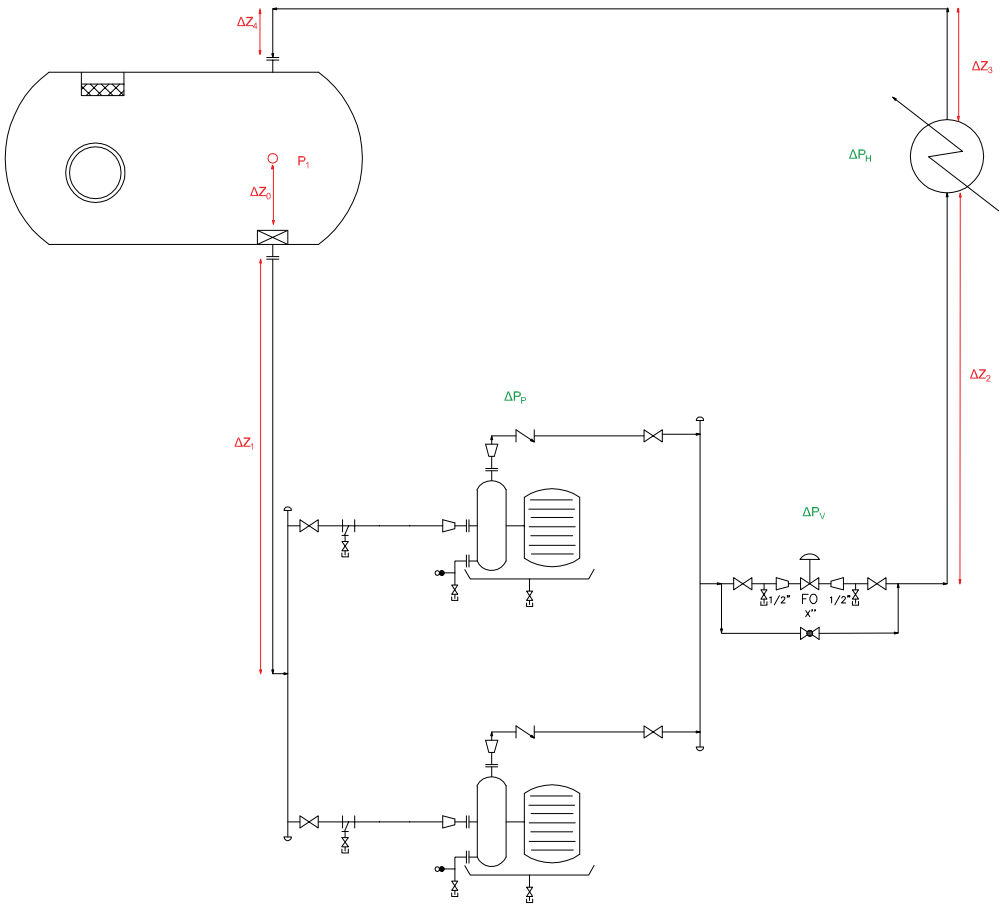


Figura 2: Esquema hidráulico del primer ciclo cerrado

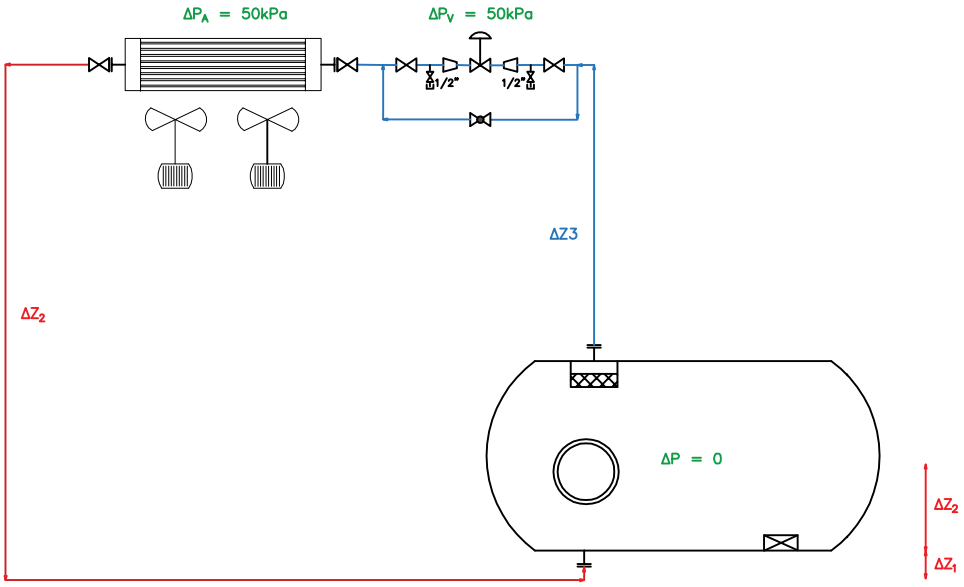
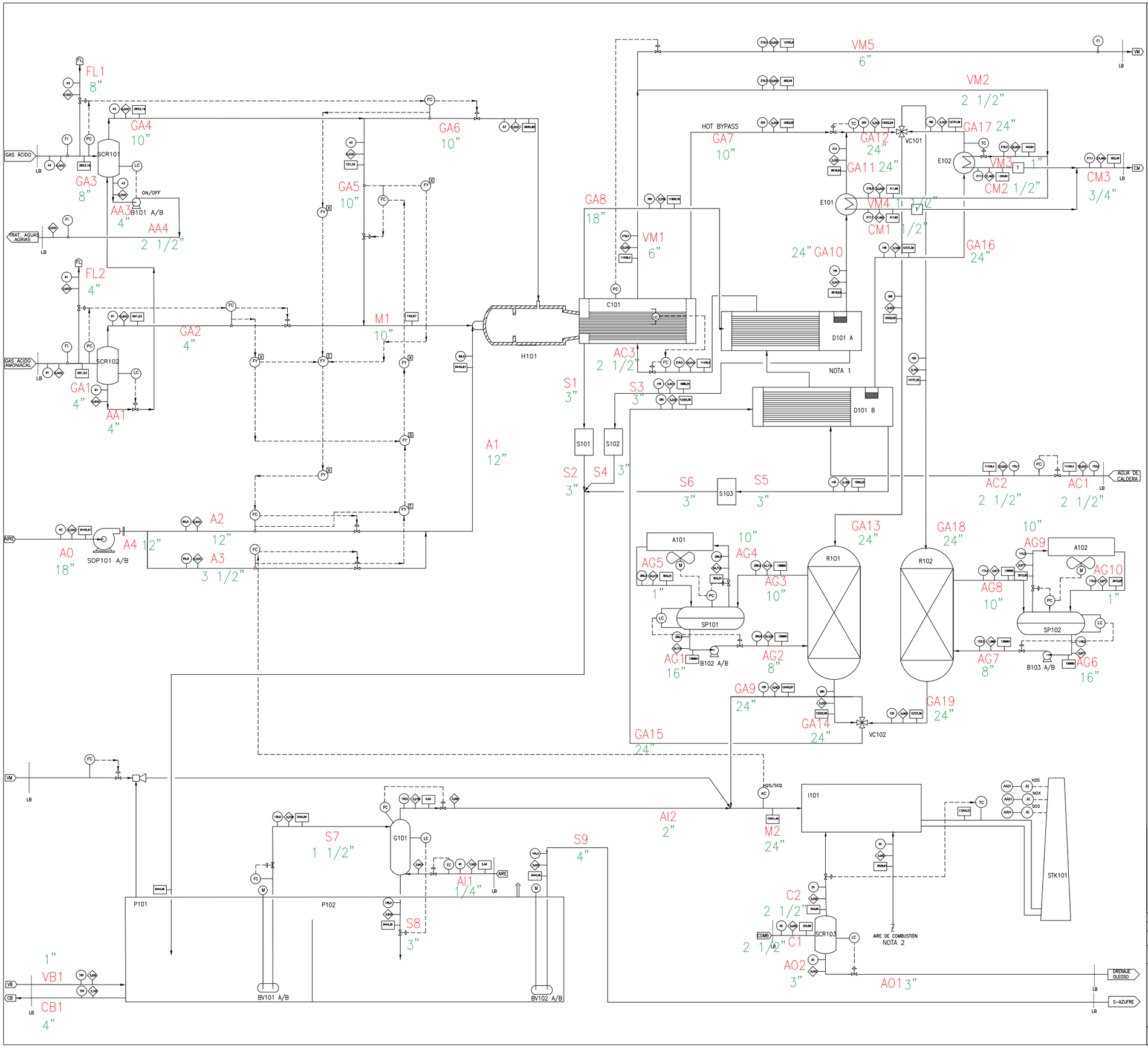


Figura 3: Esquema hidráulico del segundo ciclo cerrado

FIGURA 4: NOMENCLATURA DEL PROYECTO



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1– EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2– AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

TEMPERATURA (°C)

PRESIÓN (kg/cm^{2}g)

CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	06/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	03/03/2017	PRIMERA EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

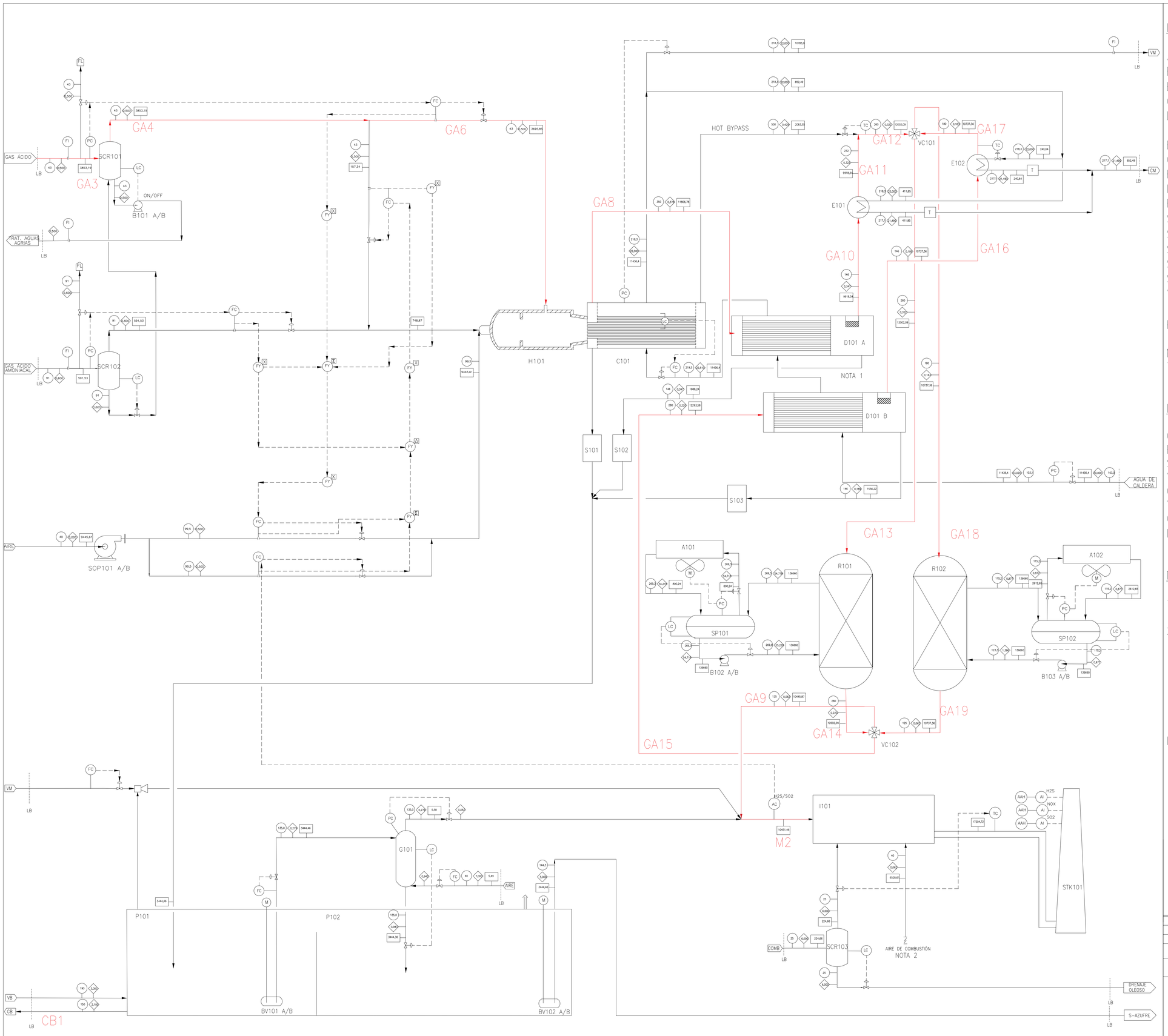
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DE PROCESO CON DIÁMETROS DE LÍNEAS

DIAGRAMA DE PROCESOS–PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU–F–PFDL–001	REV. B

SRU–F–PFDL–001–B.dwg

FIGURA 5: SISTEMA PRINCIPAL DEL GAS DE PROCESO



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1– EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2– AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

- TEMPERATURA (°C)
- PRESIÓN (kg/cm^{2}g)
- CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

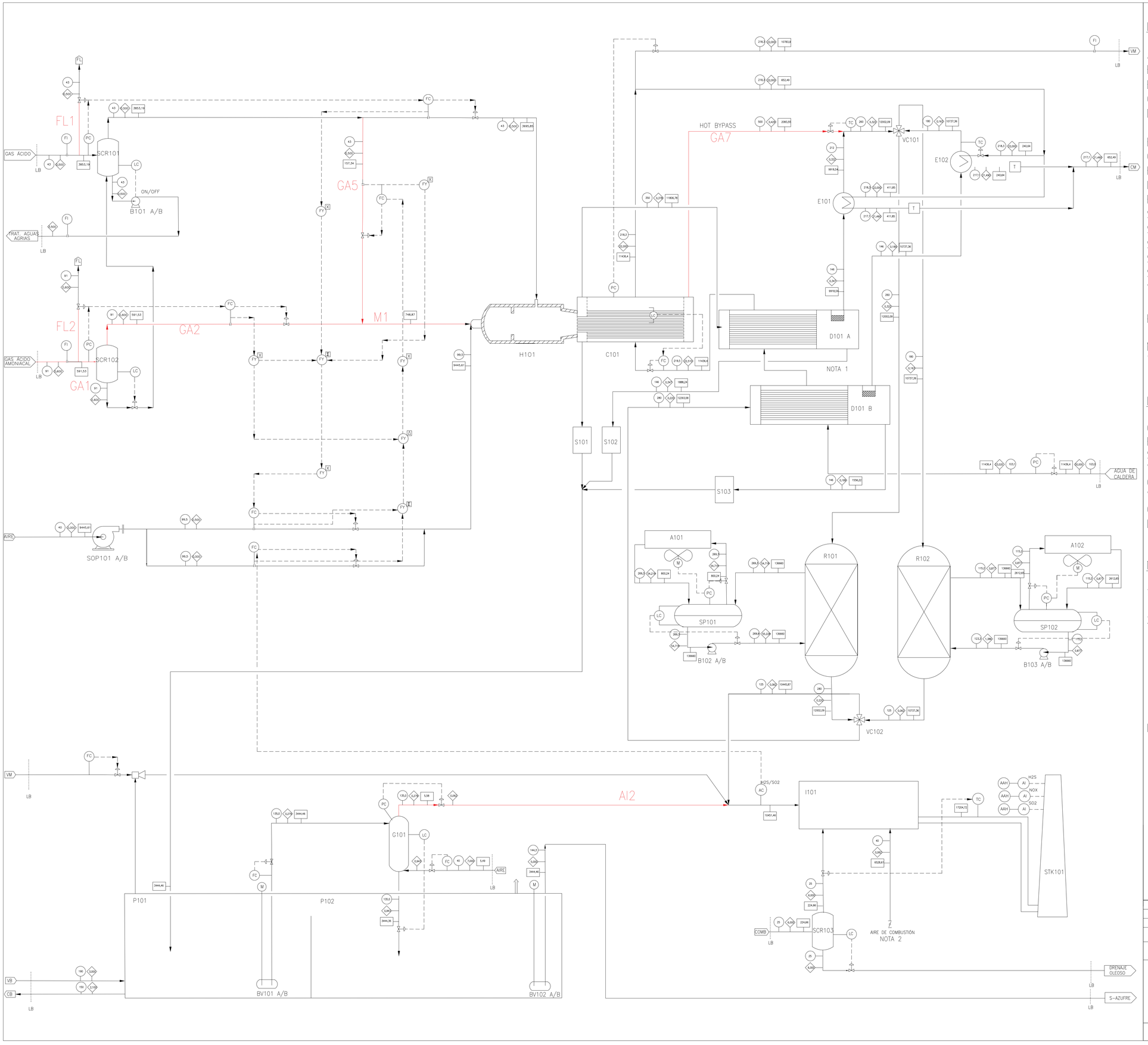
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS–PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU–F–PFD–001	REV. A

SRU–F–PFD–001–A.dwg

FIGURA 6: SISTEMA SECUNDARIO DEL GAS DE PROCESO



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1- EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2- AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

- TEMPERATURA (°C)
- PRESIÓN (kg/cm²g)
- CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

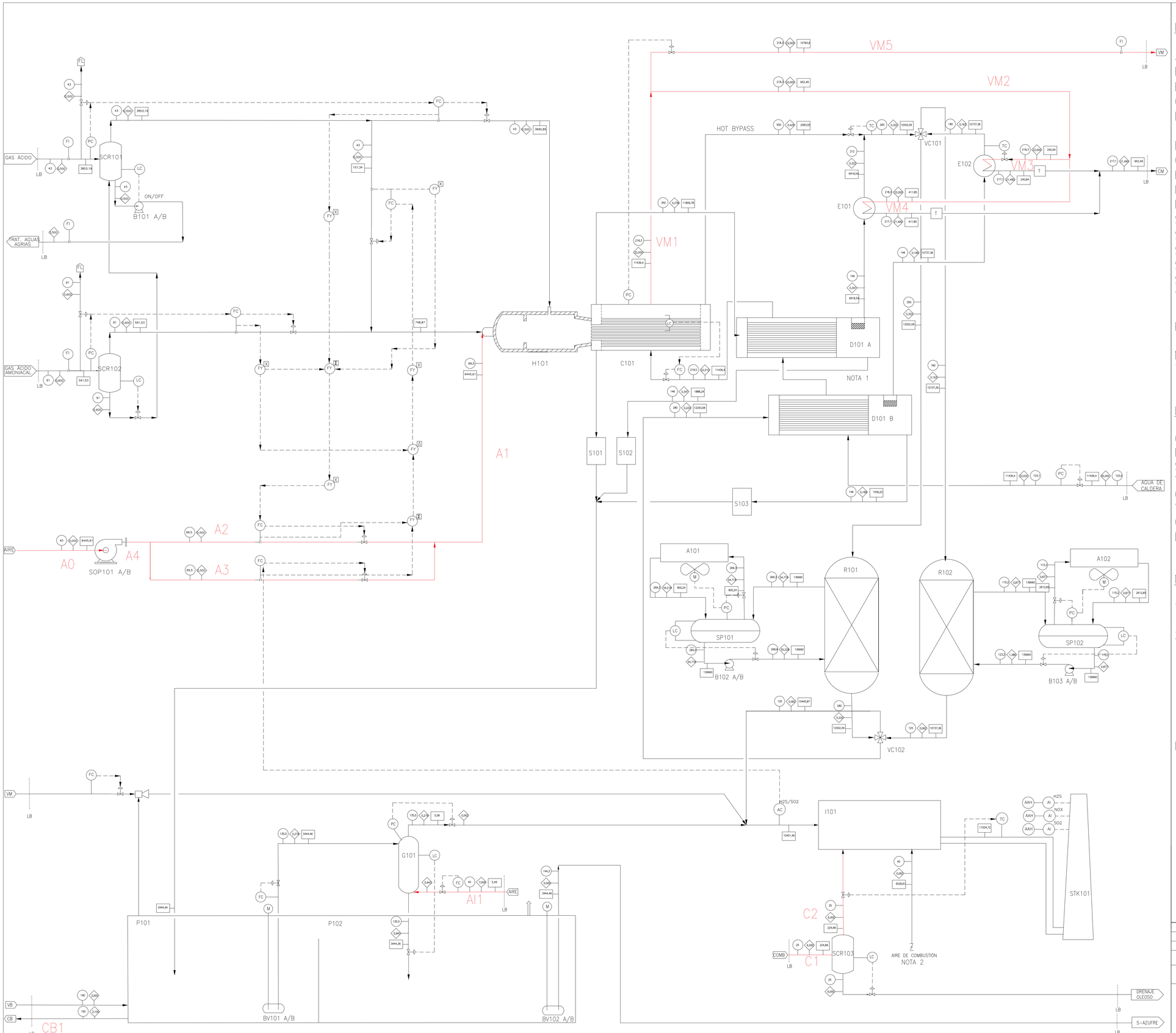
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE-AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA - REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS-PFD

Escala: -	SRU N°:1	DWG. N°: SRU-F-PFD-001	REV. A

SRU-F-PFD-001-A.dwg

FIGURA 7: LINEAS COMPRESIBLES CON VELOCIDAD RECOMENDADA



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1– EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2– AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

- TEMPERATURA (°C)
- PRESIÓN (kg/cm^2g)
- CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

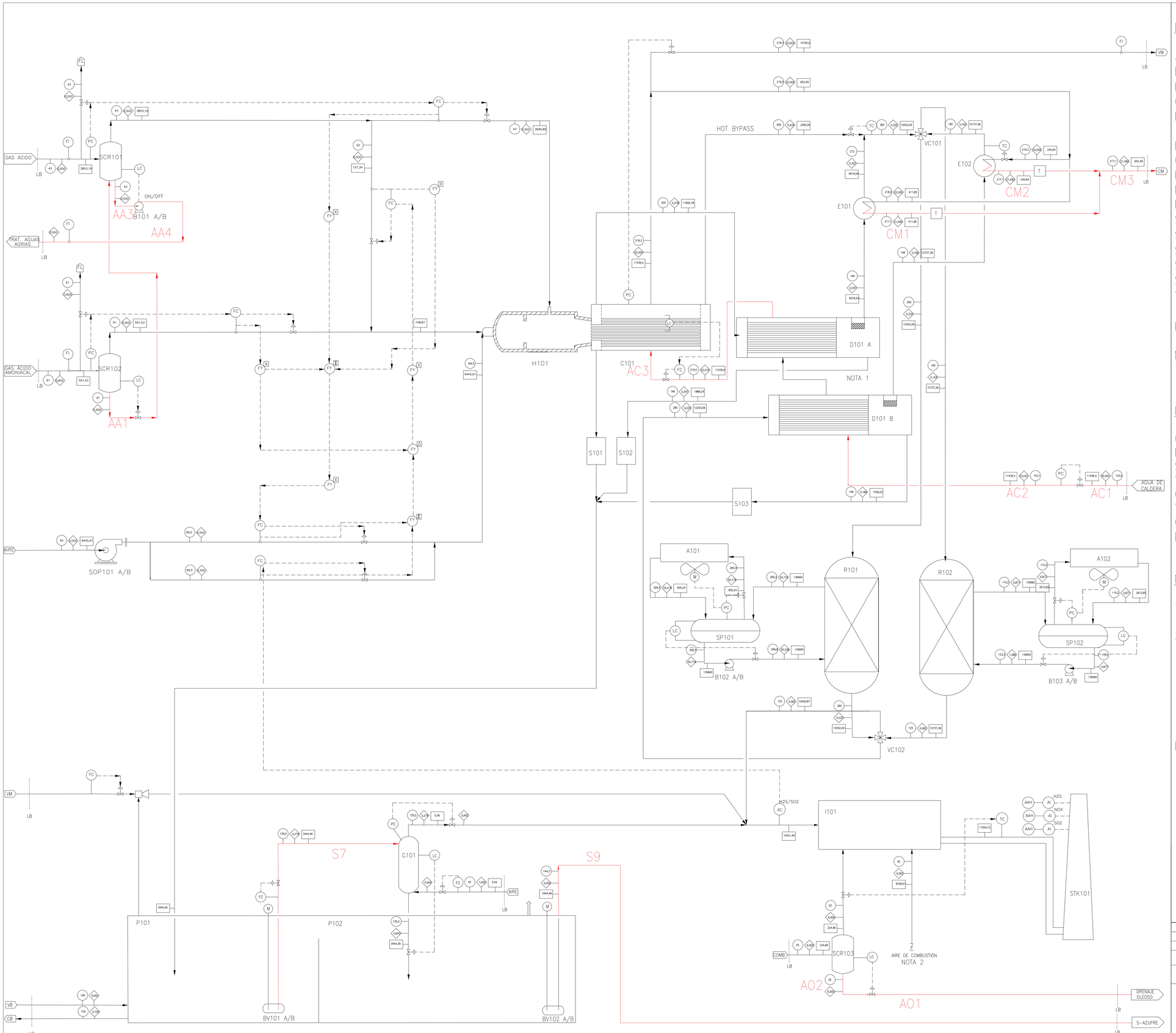
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS–PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU–F–PFD–001	REV. A

SRU–F–PFD–001–A.dwg

FIGURA 8: LINEAS INCOMPRESIBLES CON VELOCIDAD RECOMENDADA



LISTA DE EQUIPOS

A101 / 102	AEROENFRIADORES
B101 / 102 / 103 A/B	BOMBAS CENTRÍFUGAS
BV101 /102 A/B	BOMBAS VERTICALES
C101	CALDERA
D101 A/B	CONDENSADOR DE AZUFRE
E101 / 102	CALENTADORES
G101	DESGASIFICADORA
H101	HORNO DE REACCIÓN
I101	INCINERADOR
R101 / 102	REACTORES CATALÍTICOS
S101 / 102 / 103	SELLOS DE AZUFRE
SP101 / 102	SEPARADORES
SCR 101 / 102 / 103	SCRUBBERS
STK101	STACK
SOP101 A/B	SOPLADORES
VC101 / 102	VÁLVULAS DE CUATRO VÍAS
P101 / 102	PILETAS DE AZUFRE

M: MOTOR
T: TRAMPA DE VAPOR

LISTA DE VARIABLES

COMB: COMBUSTIBLE
FL: FLARE
S: AZUFRE
VB: VAPOR DE BAJA
CB: CONDENSADO DE BAJA
VM: VAPOR DE MEDIA
CM: CONDENSADO DE MEDIA
LB: LÍMITE DE BATERÍA

NOTAS:

1– EQUIPO D101A Y D101B COMPARTEN LA MISMA CARCASA
2– AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL

NOMENCLATURA DEL PROYECTO

INDICADORES

- TEMPERATURA (°C)
- PRESIÓN (kg/cm^2g)
- CAUDAL MÁSICO (kg/h)

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	03/03/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED/SG/JG	NB	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL DIAGRAMA DE PROCESOS: DIAGRAMA DEL PROCESO COMPLETO

DIAGRAMA DE PROCESOS–PFD

Escala: –	SRU N°:1	DWG. N°: SRU–F–PFD–001	REV. A

SRU–F–PFD–001–A.dwg

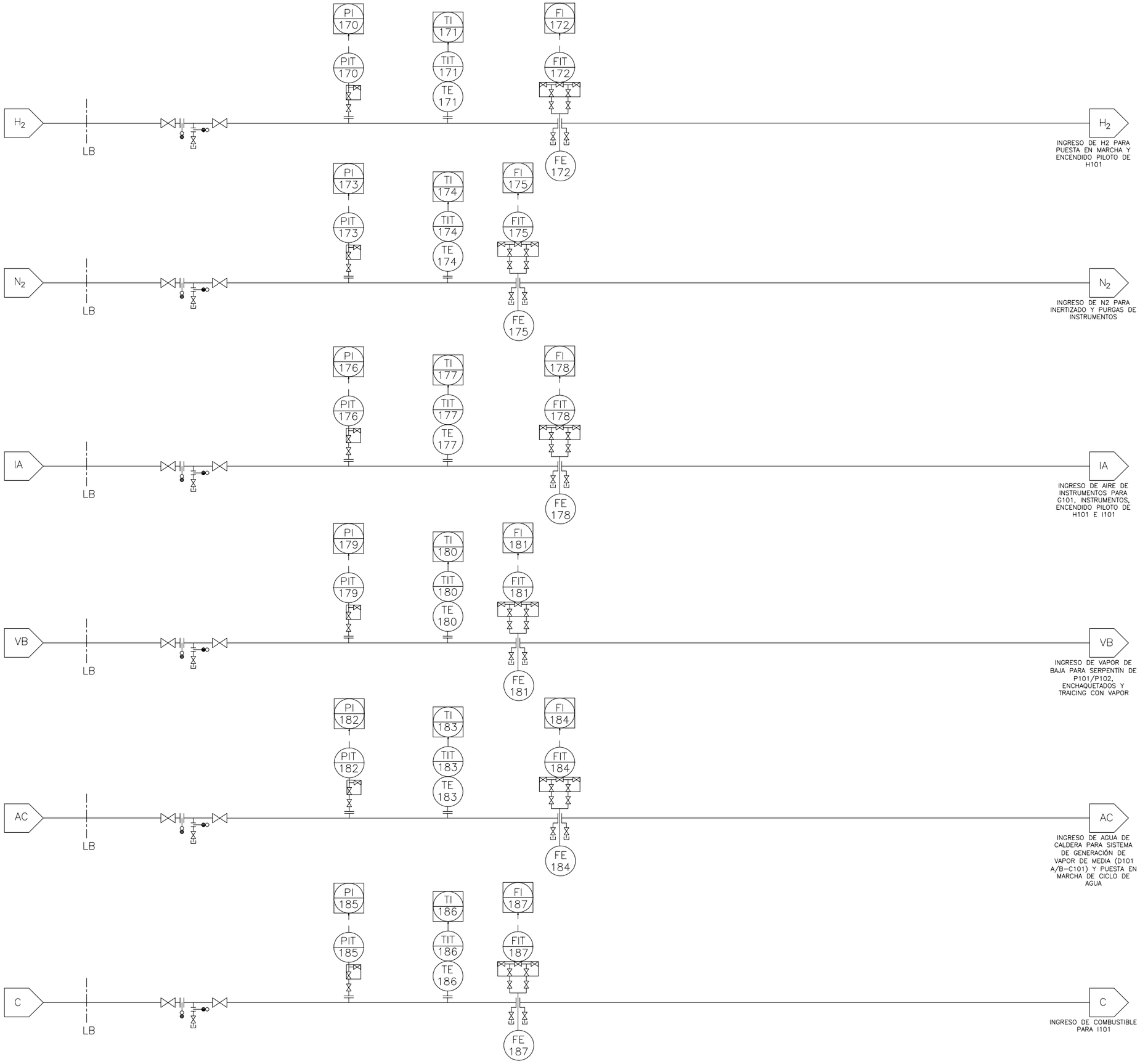
PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

Lista de P&Ids

F-PI-00A
F-PI-00B
F-PI-000
F-PI-001
F-PI-002
F-PI-003
F-PI-004
F-PI-005
F-PI-006
F-PI-007
F-PI-008
F-PI-009
F-PI-010
F-PI-011
F-PI-012
F-PI-013
F-PI-014
F-PI-015

SULSUR



LISTA DE EQUIPOS

NOTAS

H_2 : Hidrógeno
N_2 : Nitrógeno
IA : Aire de Instrumentos
VB : Vapor de Baja
AC : Agua de Caldera
C : Combustible

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
A	30/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

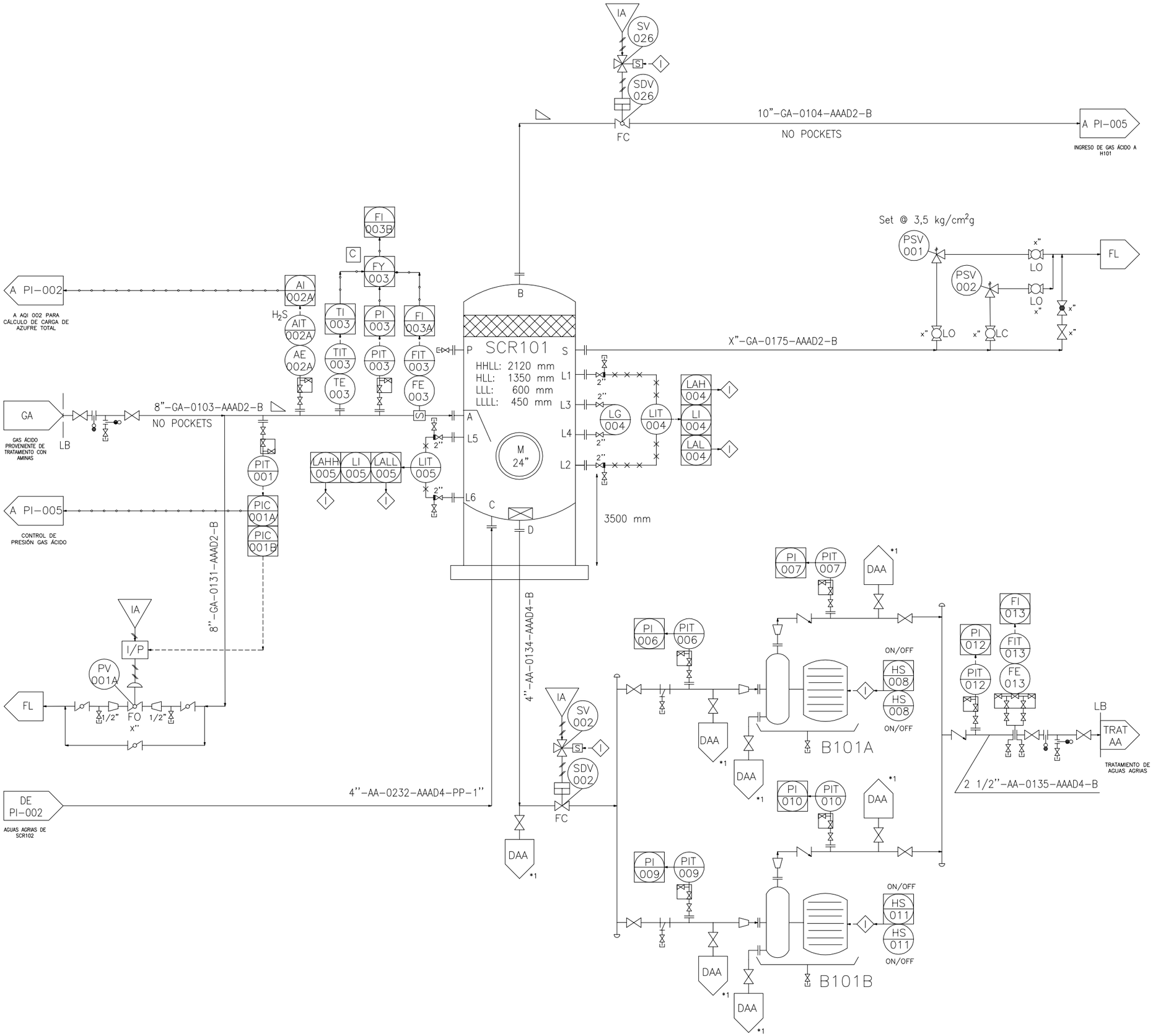
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE- AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INGRESOS DE SERVICIO A LA PLANTA

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-000	A



LISTA DE EQUIPOS

SCR101
Scrubber de Gas Ácido al ingreso a la planta
Pd: 1 kg/cm2g
Td: 53 °C
L: 4,03 m
D: 0,91 m
V: 2,46 m3
Material: Acero al carbono NACE

B101 A/B
Bomba de Aguas Agrias
Q: 10 m3/h
H: 55 m
Pot: 3,6 kW
Material: Acero al carbono NACE

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	22/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INGRESO A PLANTA – GAS ÁCIDO

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

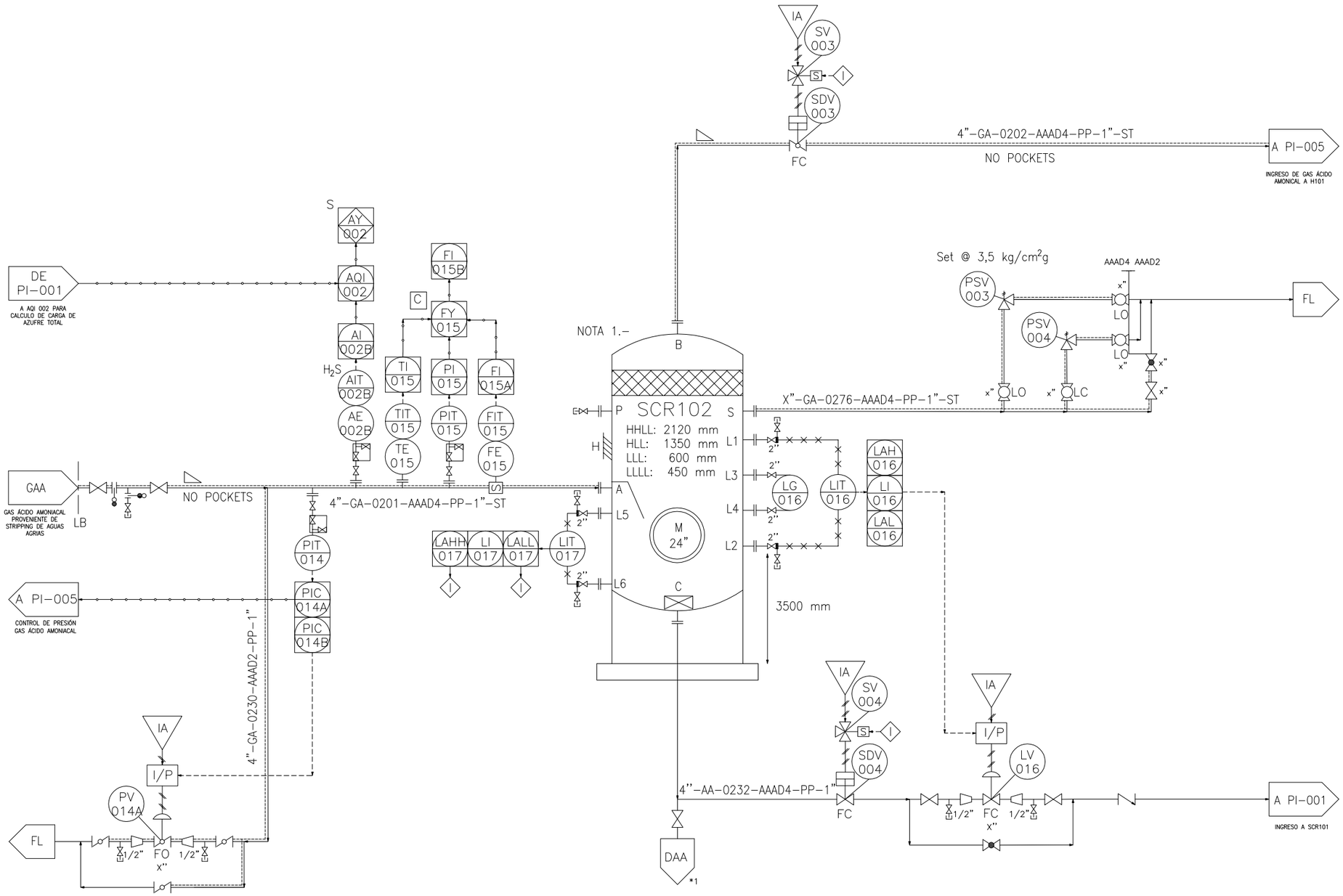
ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-001	B

LISTA DE EQUIPOS

SCR102
Scrubber de Gas Ácido Amoniacal al ingreso a la planta
Altura: 3.80 m
Diámetro: 0.91 m
Volumen: 2.31 m3
Pd: 1 kg/cm2g @ Td: 101°C
Material: Acero al carbono NACE

NOTAS

NOTA 1.– SCR102 lleva tracing.

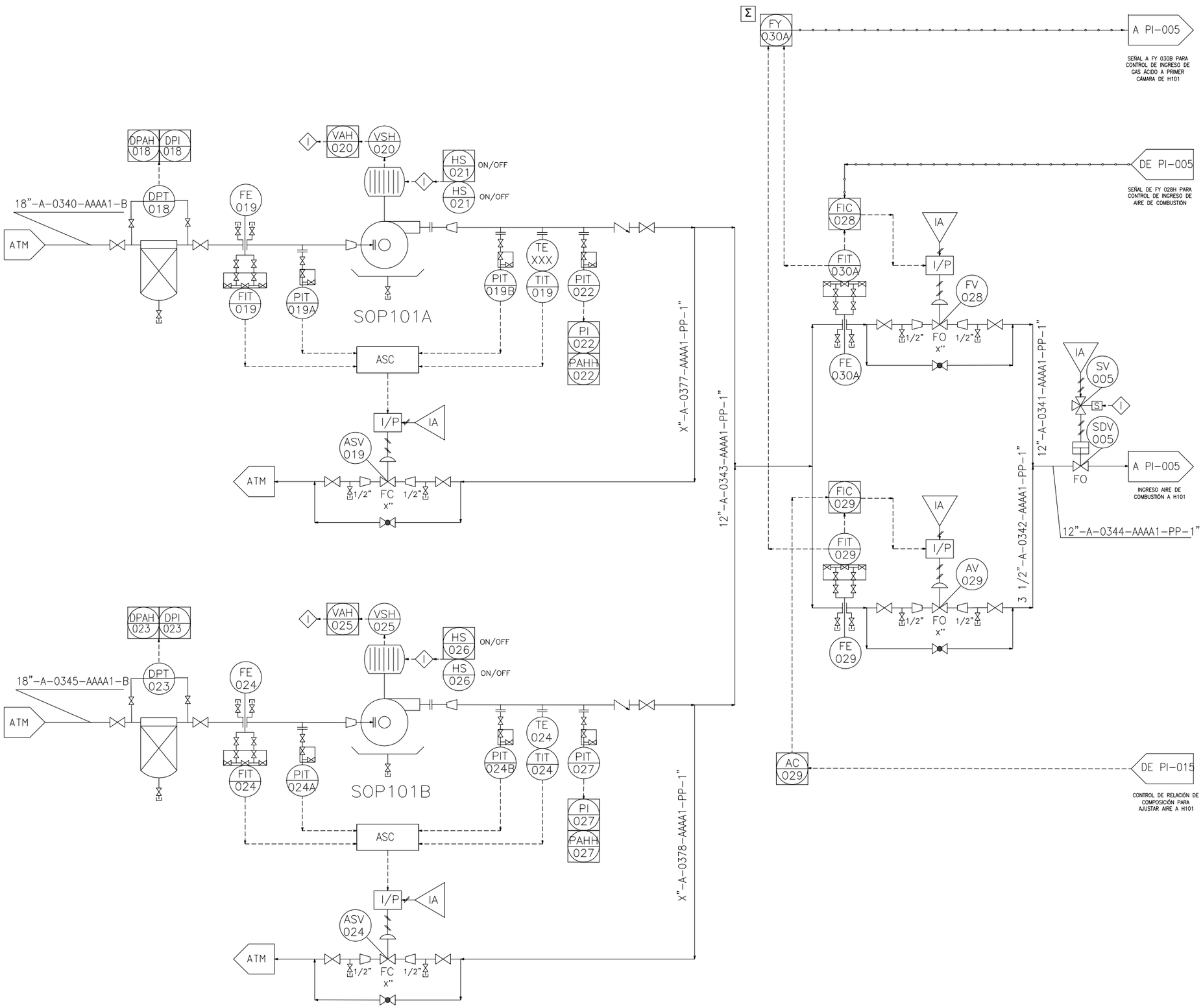


REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	23/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL PID: INGRESO A PLANTA – GAS ÁCIDO AMONIACAL
DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–002	B



LISTA DE EQUIPOS

SOP101 A/B
Soplador para aire de combustión
Tipo: Centrífugo
Caudal: 9445,61 kg/h
Potencia: 204 kW
Material: Hierro Fundido

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	26/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

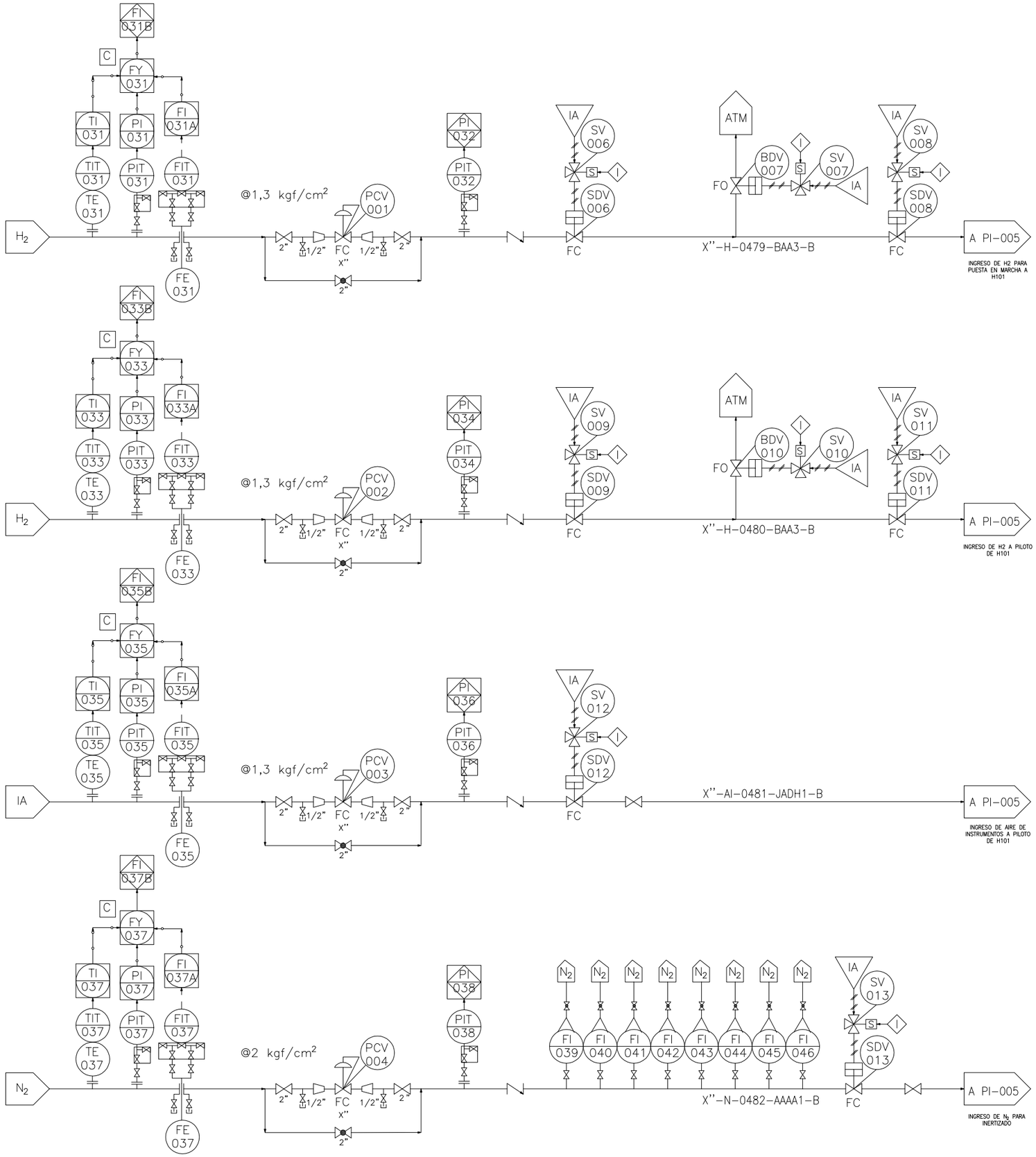
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: SOPLADOR – AIRE DE COMBUSTIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-003	B



LISTA DE EQUIPOS

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	27/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

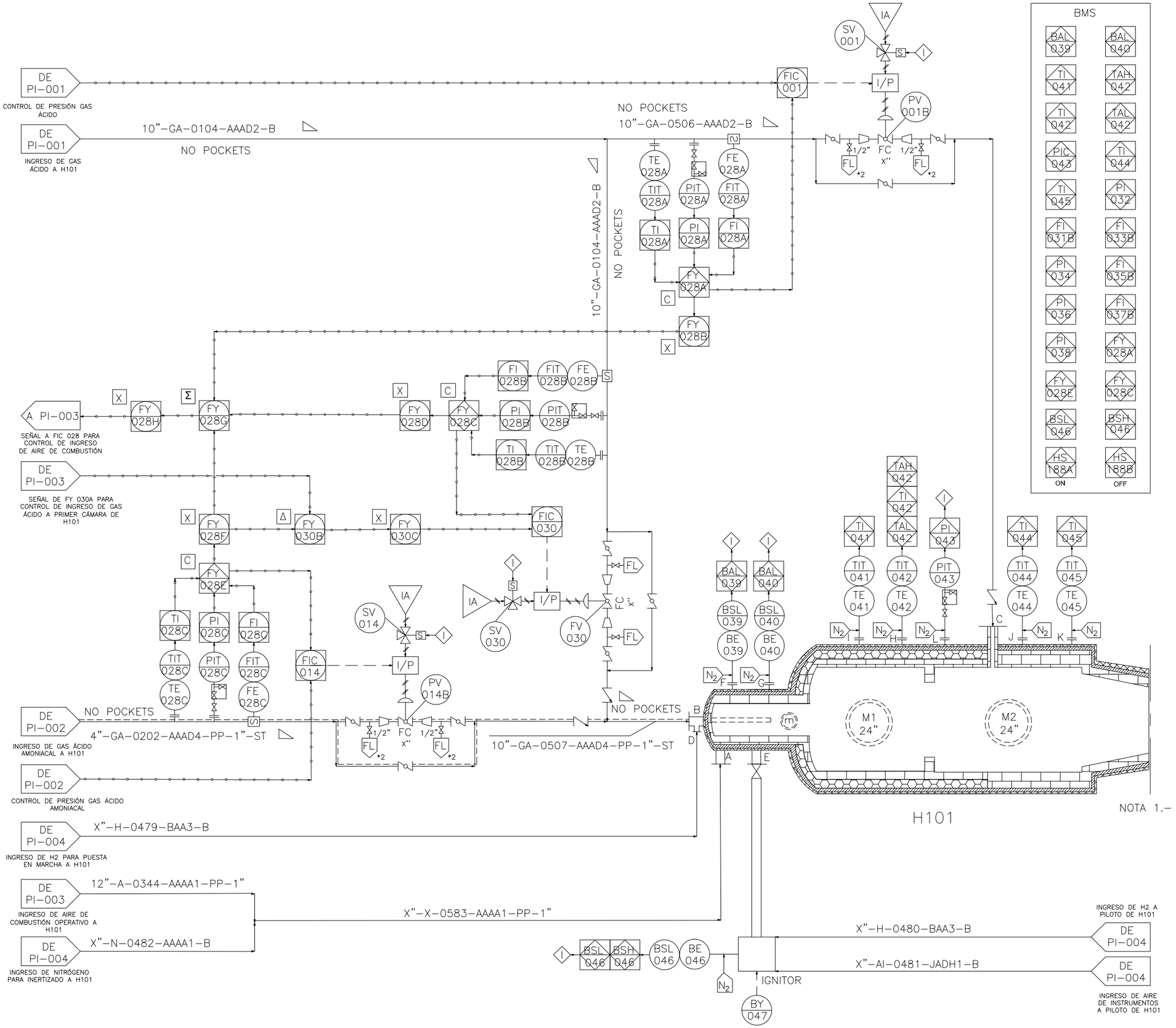
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INGRESOS A HORNO DE REACCIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-004	B



LISTA DE EQUIPOS

H101
Horno de reacción para etapa térmica del proceso
Tipo: Térmico
Tiempo de Residencia: 0.5 s
L: 5.4 m
D: 1.8 m
Material: Acero al carbono

NOTAS

NOTA 1.– PIEZA DE TRANSICIÓN, INGRESO A CALDERA DE RECUPERACIÓN C101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	29/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	1/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

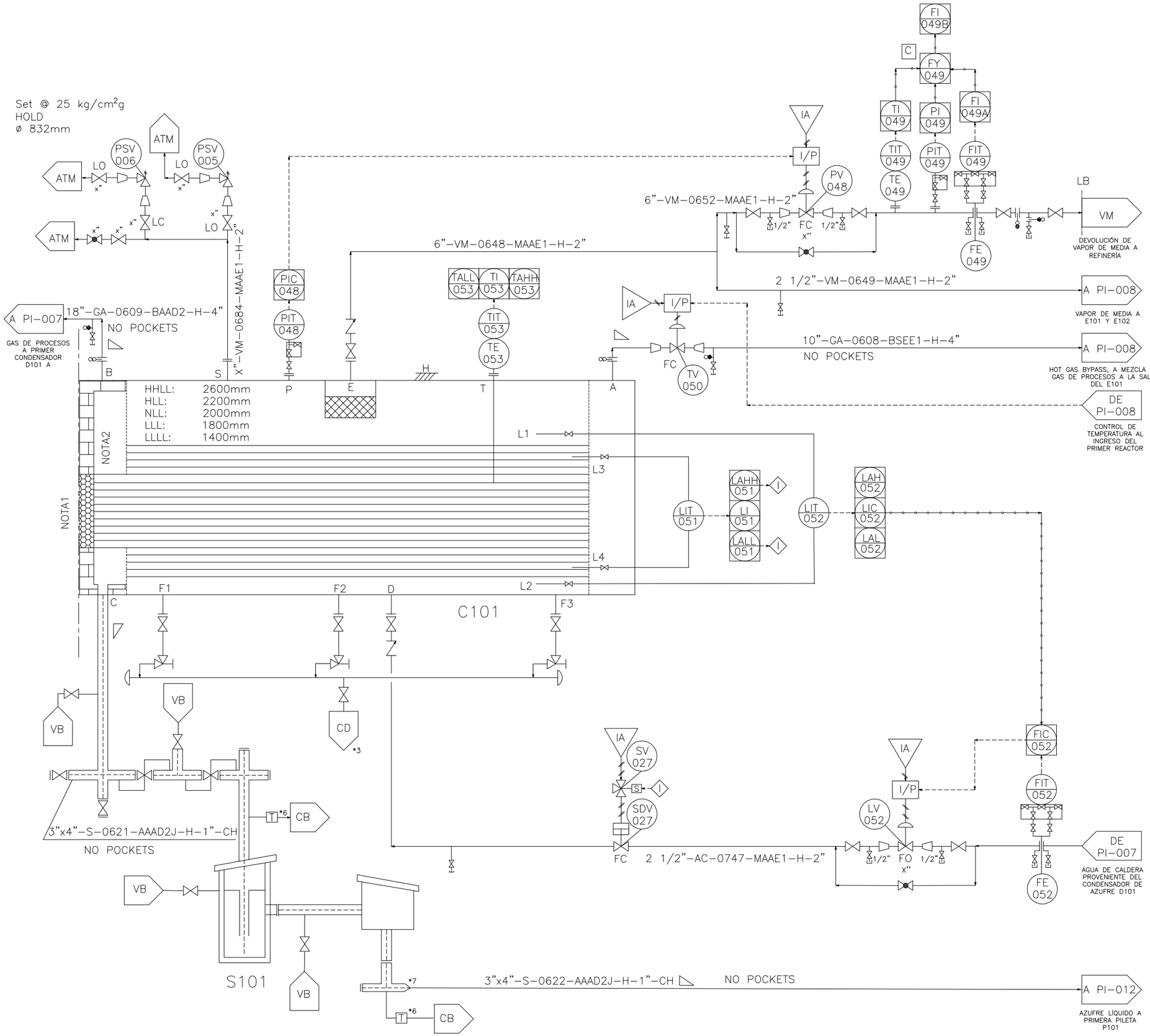
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: HORNO DE REACCIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–005	C



LISTA DE EQUIPOS

C101
Caldera de Recuperación de Calor
Pd: 25kg/cm²g
Td: t:1200°C
s: 250°C
L: 5m
Ds: 3m
Dt 1°paso: 1,5in
Dt 2°paso: 1,25in
A=250m²
Material: t: Acero inoxidable
s: Acero al carbono

NOTAS

NOTA 1.– PIEZA DE TRANSICIÓN, INGRESO A CALDERA DE RECUPERACIÓN C101

NOTA 2.– LA PLACA DE TUBOS ESTÁ CUBIERTA CON CERAMIC FERRULES Y EL CABEZAL ANTERIOR CON REFRACTARIO PARA PROTEGER A LOS MATERIALES DE LA ALTA TEMPERATURA PROVENIENTE DEL HORNO DE REACCIÓN H101.

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	29/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	1/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

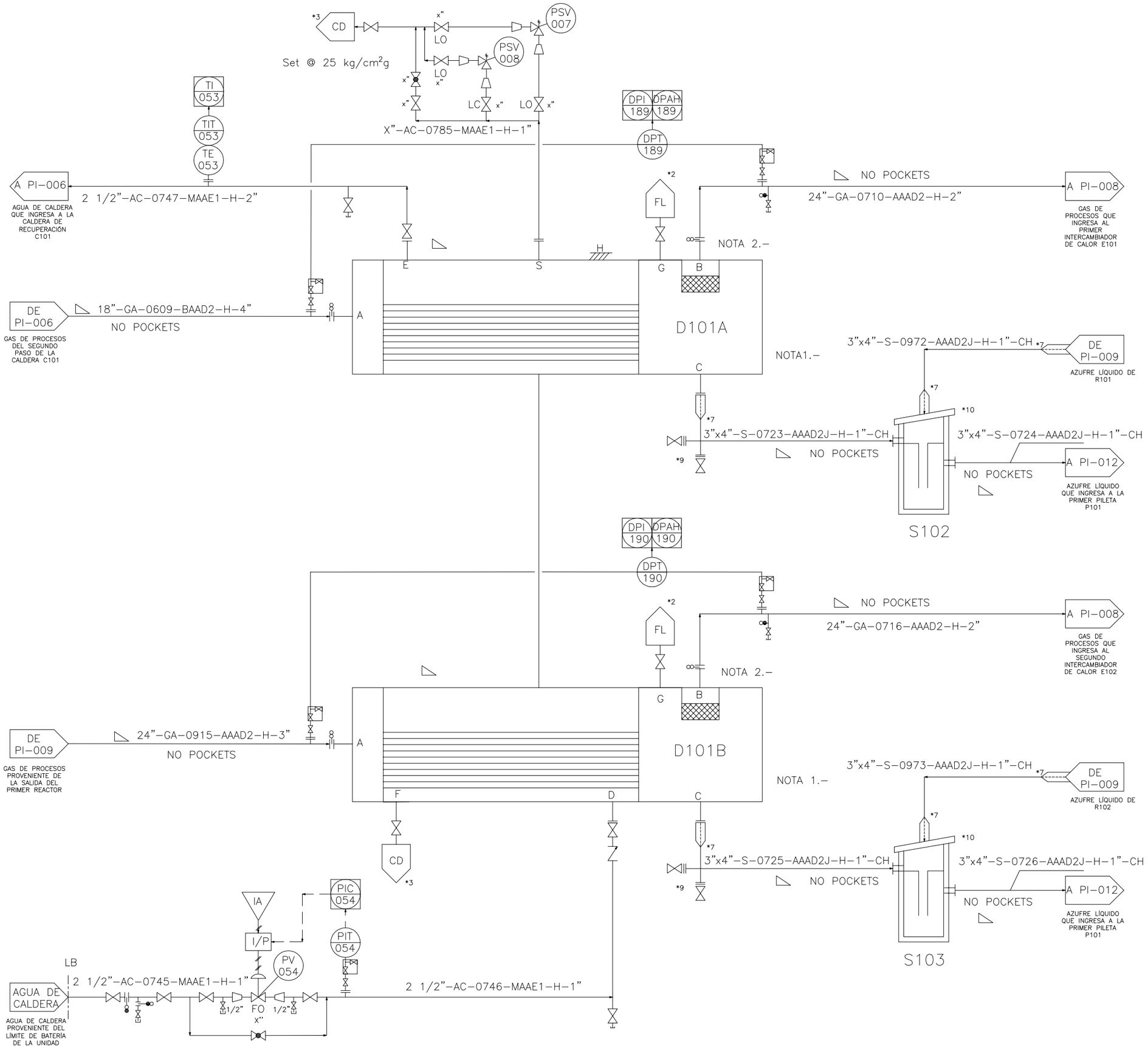
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: CALDERA DE RECUPERACIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–006	C



LISTA DE EQUIPOS

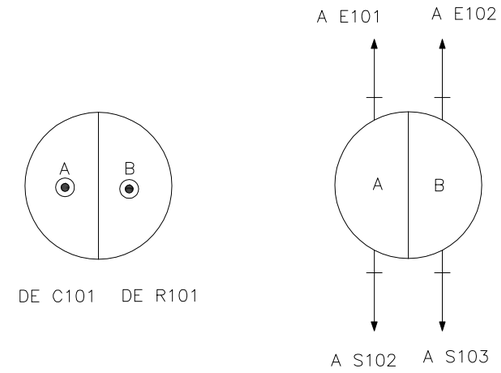
D101A/B
Condensador de Azufre
Pd: t: 520 kPa.g
s: 2460 kPa.g
Td: t: 380°C
s: 250°C
L: 8200 mm
Diámetro s: 2270 mm
Diámetro t: 1 1/2"
Área: 745 m²
Na: 400
Nb: 640
Material: Acero al Carbono

S102
Sello hidráulico de azufre a la salida del primer paso del condensador
H=7,6 m

S103
Sello hidráulico de azufre a la salida del segundo paso del condensador
H: 7,6 m

NOTAS

NOTA 1.– D101 A Y D101 B COMPARTEN CARCASA.



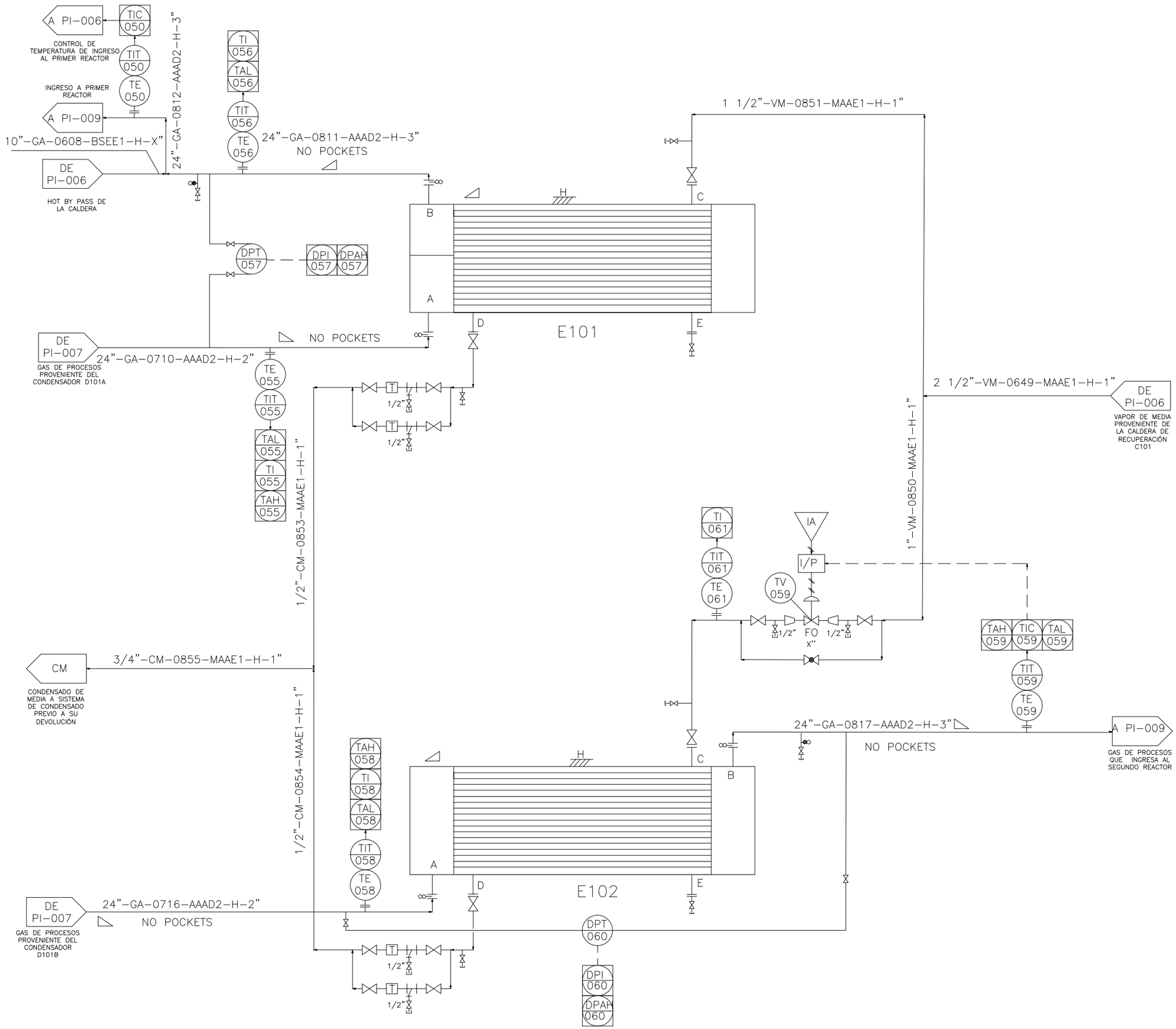
NOTA 2.– Los demisters de D101A y D101B son calefaccionados con tracing de vapor de baja.

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	31/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	1/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL PID: CONDENSADOR DE AZUFRE
DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA				
S/E	SRU N°1	DWG. N°: SRU–F–PI–007	REV. C



LISTA DE EQUIPOS

E101
Intercambiador de calor para ingreso a R101
Pd: s 5 kg/cm2g
t 24.5 kg/cm2g
Td: s 250 °C
t 245 °C
Largo: 7 m
Diámetro s: 960 mm
Diámetro t: 2"
Área: 170.25 m2
Material s: Acero al carbono
t: Acero al carbono NACE

E102
Intercambiador de calor para ingreso a R102
Pd: s 5 kg/cm2g
t 24.5 kg/cm2g
Tdis: s 250 °C
t 210°C
Largo: 4 m
Diámetro s: 620 mm
Diámetro t: 2"
Área: 35,02 m2
Material s: Acero al carbono
t: Acero al carbono NACE

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	02/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	01/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

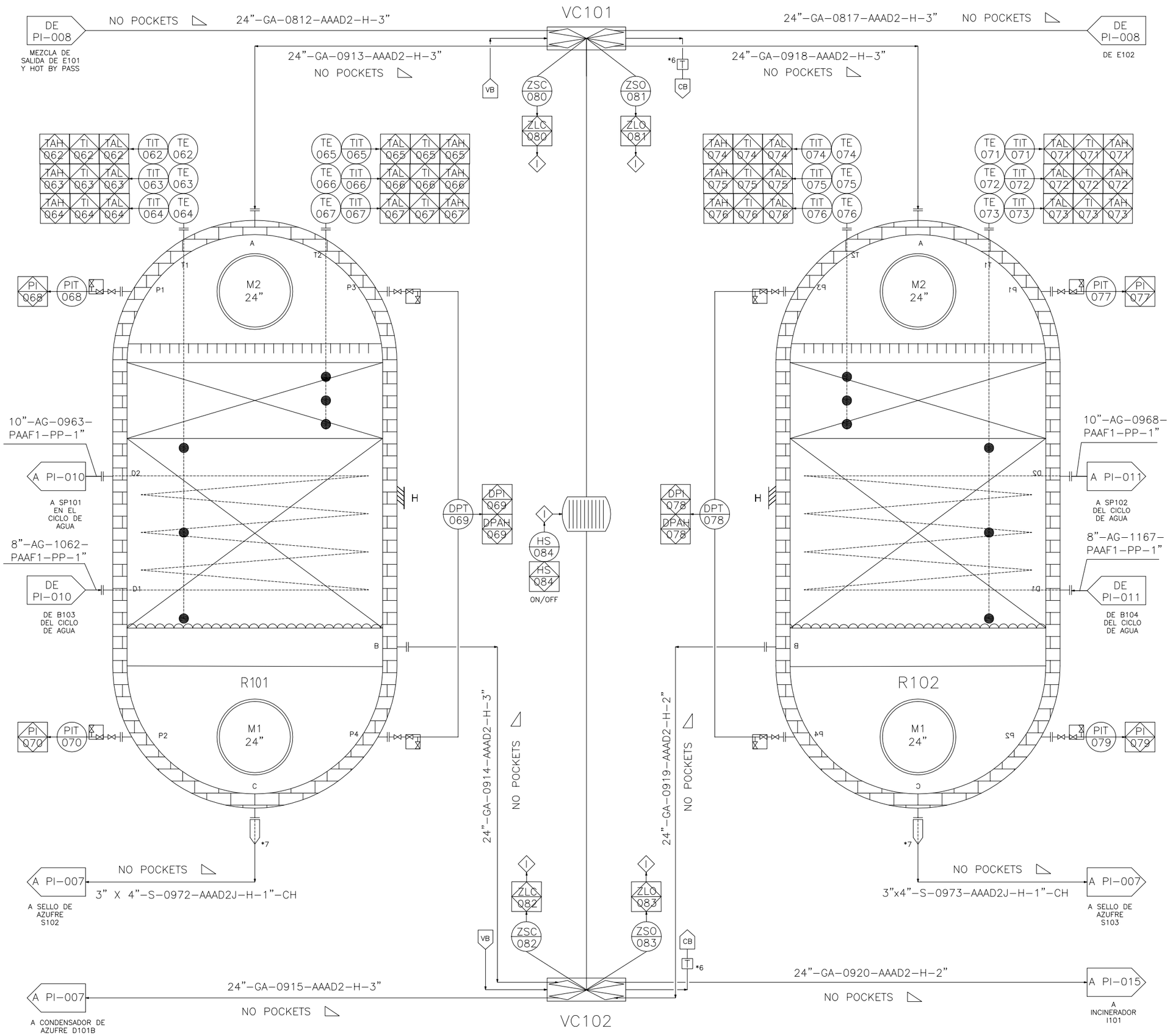
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INTERCAMBIADORES DE CALOR

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–008	C



LISTA DE EQUIPOS

R101
Reactor R101
Altura: 7.00 m
Diámetro: 3.50 m
Volumen: 67.35 m3
Pd: 1 kg/cm2g @ Td: 353 °C
Material: Acero al carbono

R102
Reactor R102
Altura: 7.00 m
Diámetro: 3.50 m
Volumen: 67.35 m3
Pd: 1 kg/cm2g @ Td: 353 °C
Material: Acero al carbono

VC101
Válvula de cuatro vías

VC102
Válvula de cuatro vías

RSC

				ON	OFF
ZLC 080	ZLO 081	ZLC 082	ZLO 083	HS 084A	HS 084B
TAH 062	TI 062	TAL 062	TAL 065	TI 065	TAH 065
TAH 063	TI 063	TAL 063	TAL 066	TI 066	TAH 066
TAH 064	TI 064	TAL 064	TAL 067	TI 067	TAH 067
TAH 074	TI 074	TAL 074	TAL 071	TI 071	TAH 071
TAH 075	TI 075	TAL 075	TAL 072	TI 072	TAH 072
TAH 076	TI 076	TAL 076	TAL 073	TI 073	TAH 073
PI 068	PI 070	PI 077	PI 079	DPI 069	DPAH 069
DPI 078	DPAH 078	PIC 085A	PIC 085B	PIC 100A	PIC 100B
AY 002					

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	05/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	08/07/2017	PRIMERA EMISIÓN	ED	NB	

GRUPO: SULSUR

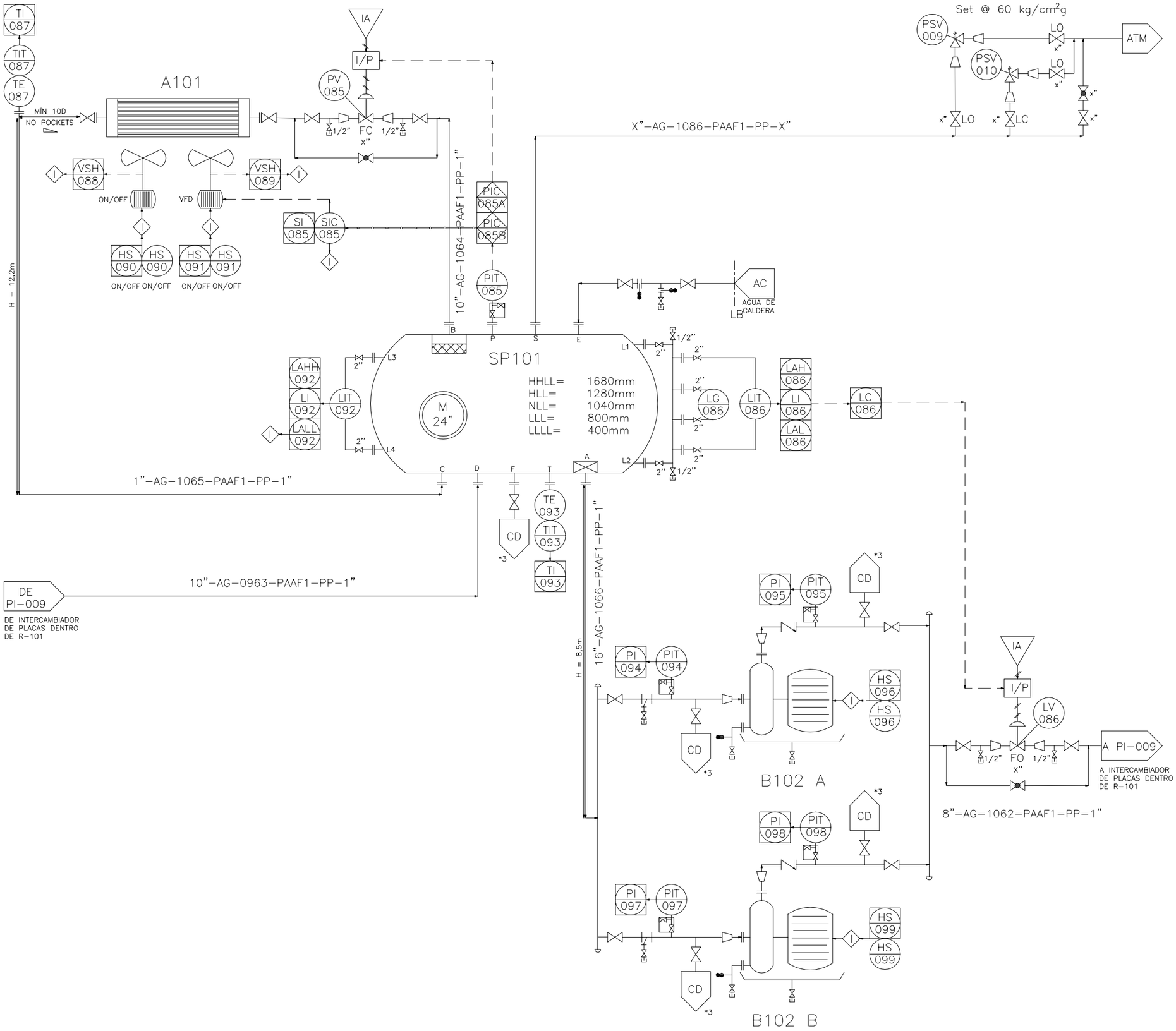
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE-AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: SRU REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: SISTEMA DE REACCIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-009	C



LISTA DE EQUIPOS

A101
Aeroenfriador ciclo de agua
Duty:1395356.86 kcal/h
Área de transferencia:
Largo: 6000 mm
Ancho: 1800 mm
Pd: 60 kg/cm^{2}g @ Td=300°C

B102 A/B
Bombas ciclo de agua
Caudal: 178 m^3/h
Altura: 33.5 m
Potencia: 17.7 kW

SP101
Separador ciclo de agua
Largo: 7,85 m
Diámetro: 2,44 m
Volumen: 32,69 m3.
Pd: 60 kg/cm2g @ Td: 230°C
Material: Acero al carbono

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	05/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	05/07/2017	PRIMER EMISIÓN	ED	NB	

GRUPO: SULSUR

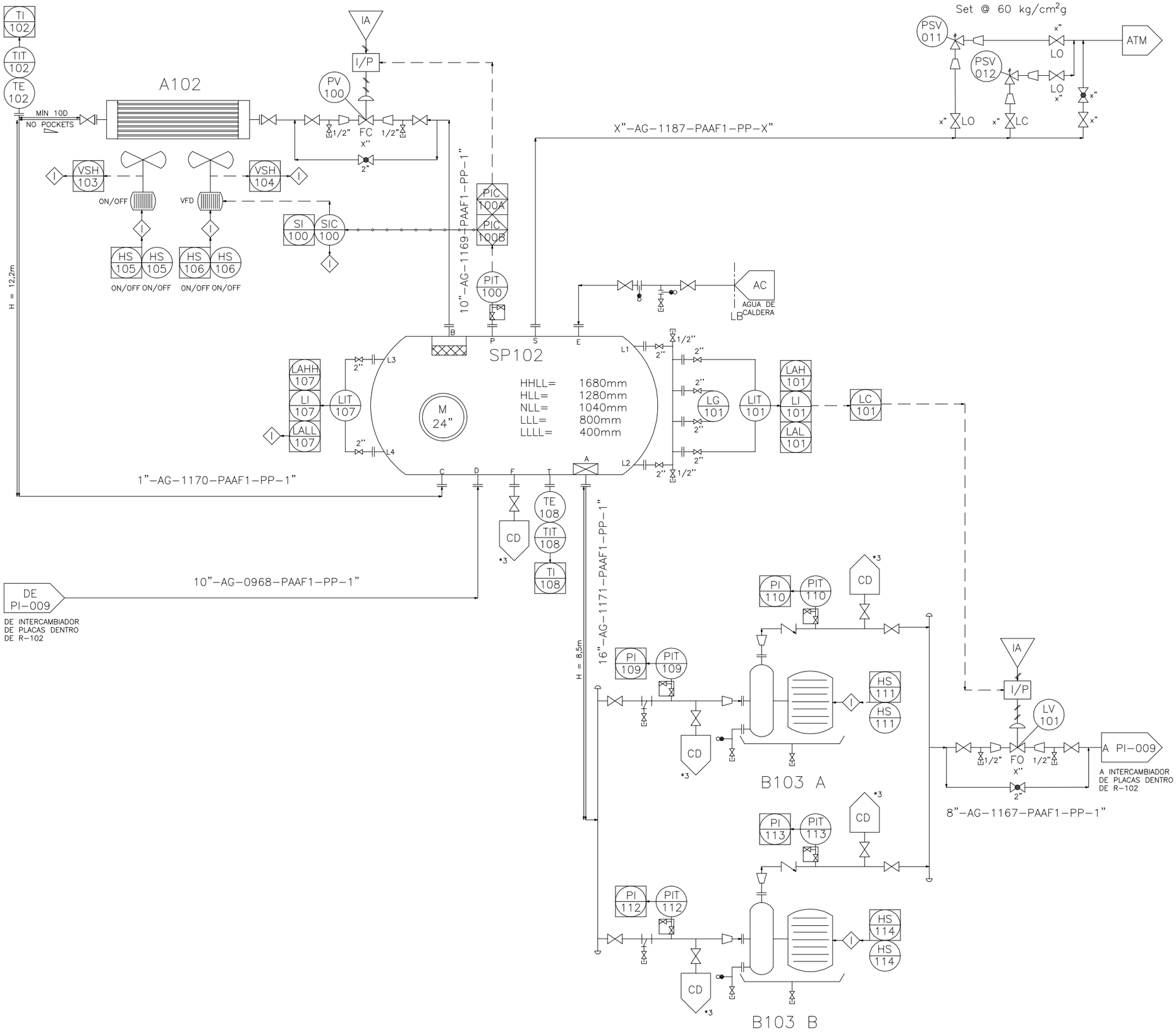
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: CICLO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO – A

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-010	B



LISTA DE EQUIPOS

A102
AEROENFRIADOR CICLO DE AGUA
Duty: 317970.77 kcal/h
Área de transferencia:
Largo: 6000 mm
Ancho: 1800 mm
Pd: 60 kg/cm^{2}g @ Td=300°C

B103 A/B
BOMBAS CICLO DE AGUA
Caudal: 144 m^3/h
Altura: 30 m
Potencia: 15.7 kW

SP102
Separador ciclo de agua
Largo: 7.85 m
Diámetro: 2.44 m
Pd: 60 kg/cm2g @ Td=230°C
Material: Acero al carbono

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	05/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	05/07/2017	PRIMER EMISIÓN	ED	NB	

GRUPO: SULSUR

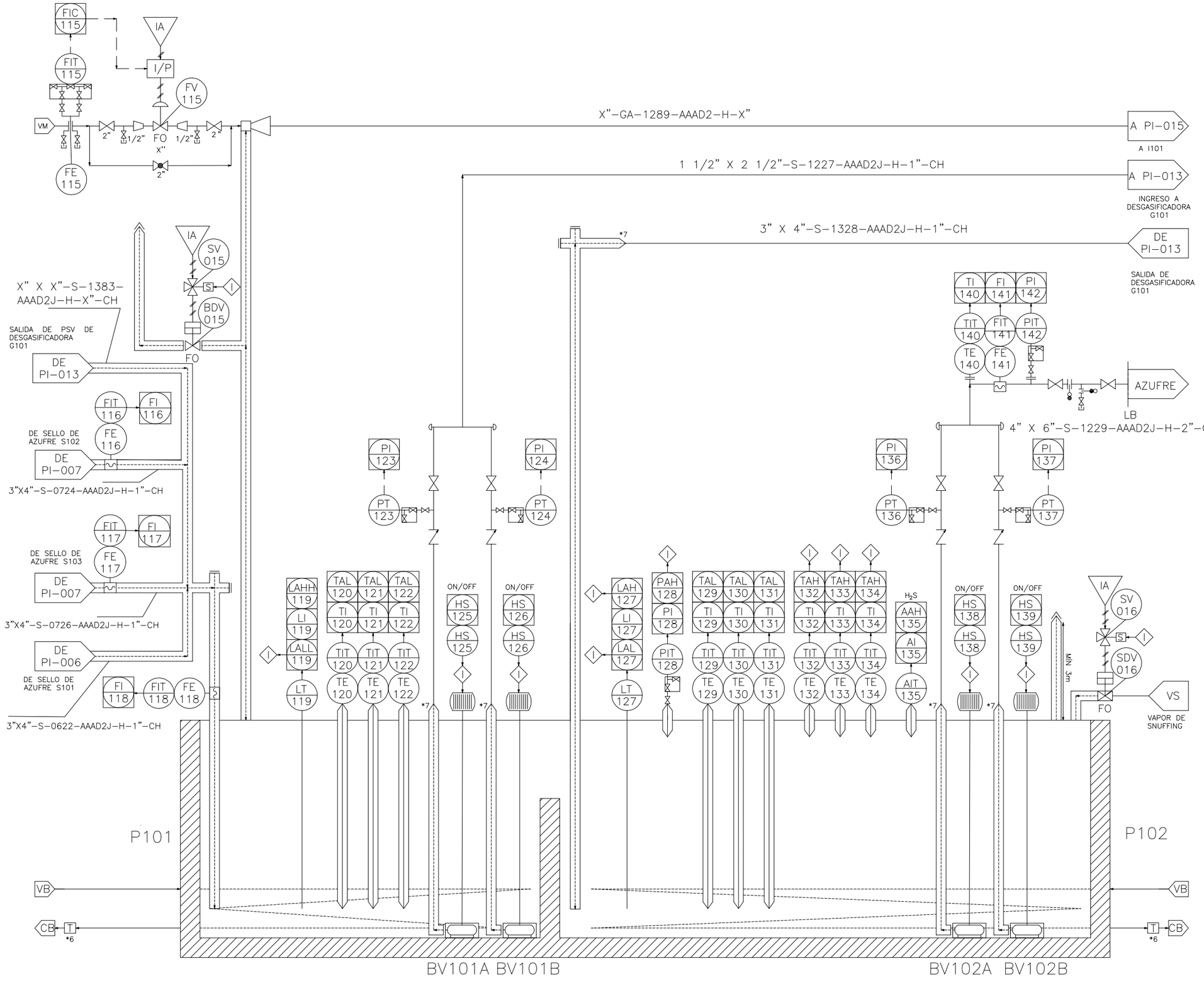
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: CICLO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO – B

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–011	B



LISTA DE EQUIPOS

P101
Pileta de azufre
Largo: 2.25 m
Ancho: 8 m
Profundidad: 3.33 m
Material: Hormigón

P102
Pileta de azufre
Largo: 15.75 m
Ancho: 8 m
Profundidad: 3.33 m
Material: Hormigón

BV101 A/B
BOMBAS VERTICALES AZUFRE
Caudal: 2.12 m^3/h
Altura: 29 m
Potencia: 2.4 kW

BV102 A/B
BOMBAS VERTICALES AZUFRE
Caudal=50.9 m^3/h
Altura=69 m
Potencia=35.9 kW

NOTAS

NOTA 1–. Se colocan entradas de vapor de baja y salidas de condensado de baja cada diez metros de serpentín de calefacción.

NOTA 2–. Todos los enchaquetados de los instrumentos y las cañerías tienen su entrada de vapor de baja afuera de la pileta y el condensado de baja va a un colector dentro de la pileta.

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	05/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	09/07/2017	PRIMER EMISIÓN	ED	NB	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: PILETA DE AZUFRE

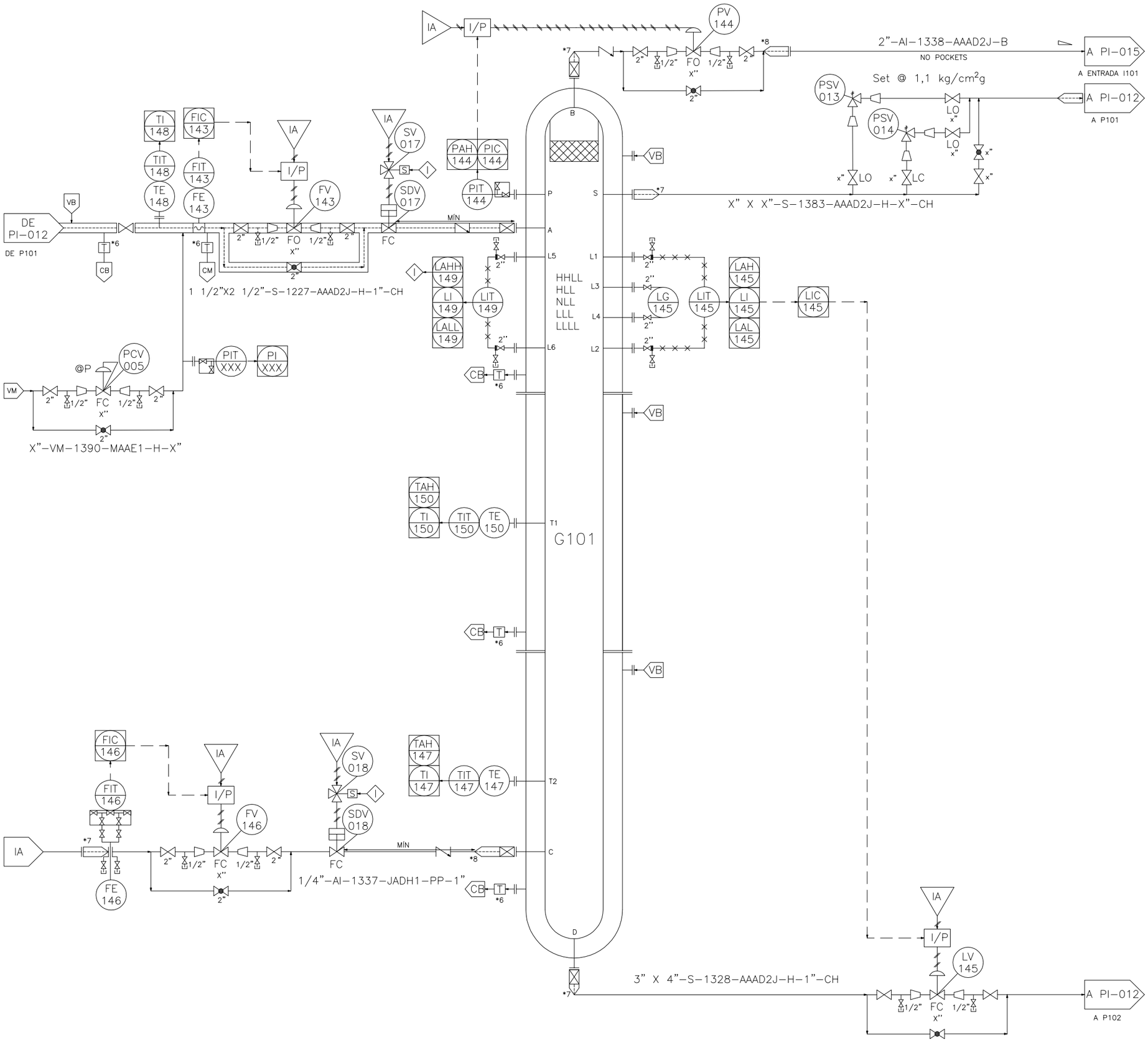
DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–012	B

LISTA DE EQUIPOS

G 101
COLUMNA DESGASIFICADORA
Altura: 30 ft
Diámetro: 18"
Pd: 1,1 kg/cm^{2}g @ Td: 165°C

NOTAS



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	05/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	ED	NB	
A	07/07/2017	PRIMER EMISIÓN	ED	NB	

GRUPO: SULSUR

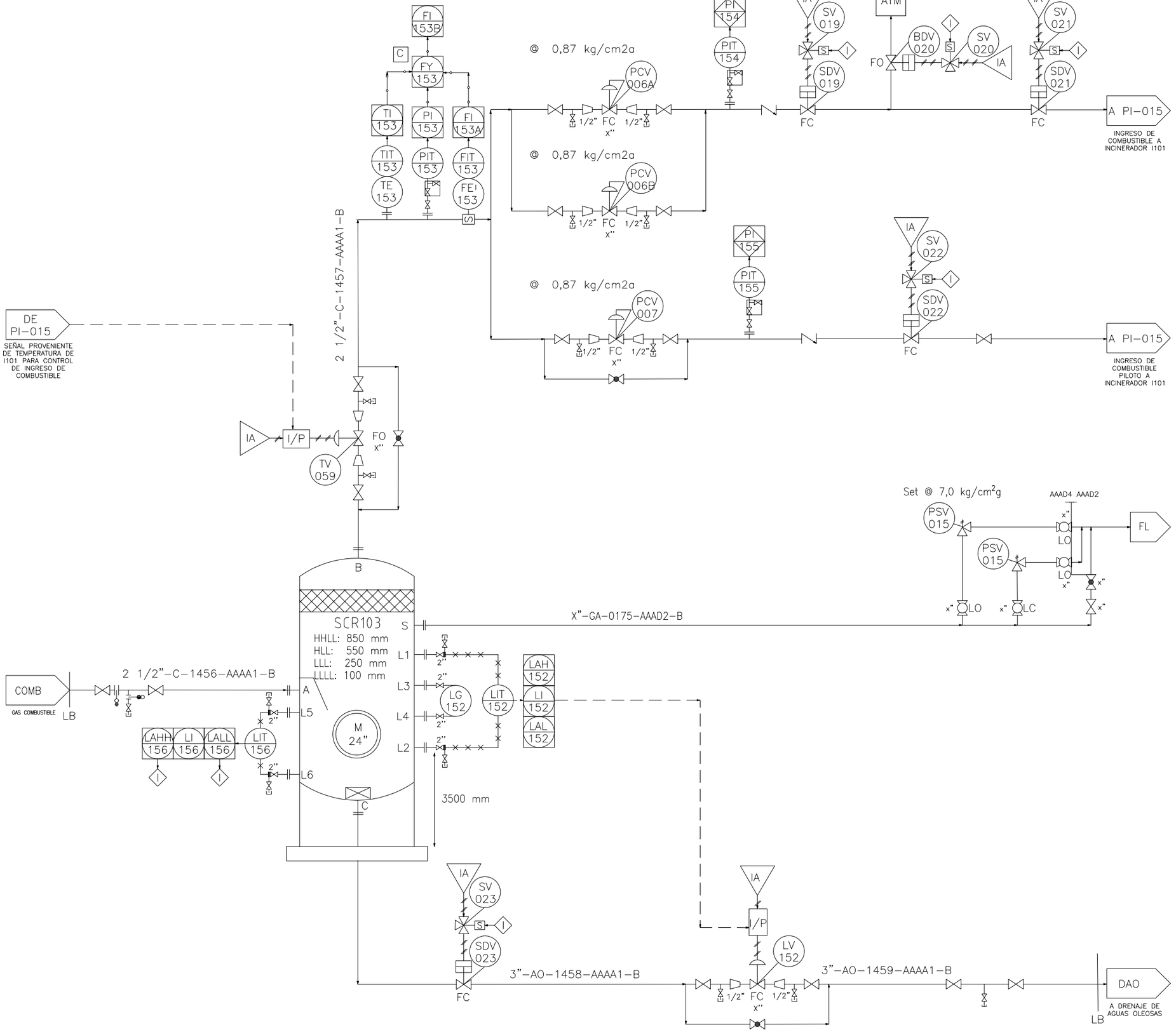
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE–AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: SRU REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: DESGASIFICADORA DE AZUFRE

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–013	B



LISTA DE EQUIPOS

SCR103
Scrubber de combustible para incinerador
Altura: 2.07 m
Diámetro: 0,51 m
Volumen: 0,38 m3
Pd: 6.6 kg/cm2g @ Td: 35°C
Material: Acero al carbono

NOTAS

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	10/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	09/08/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	BM	
A	24/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

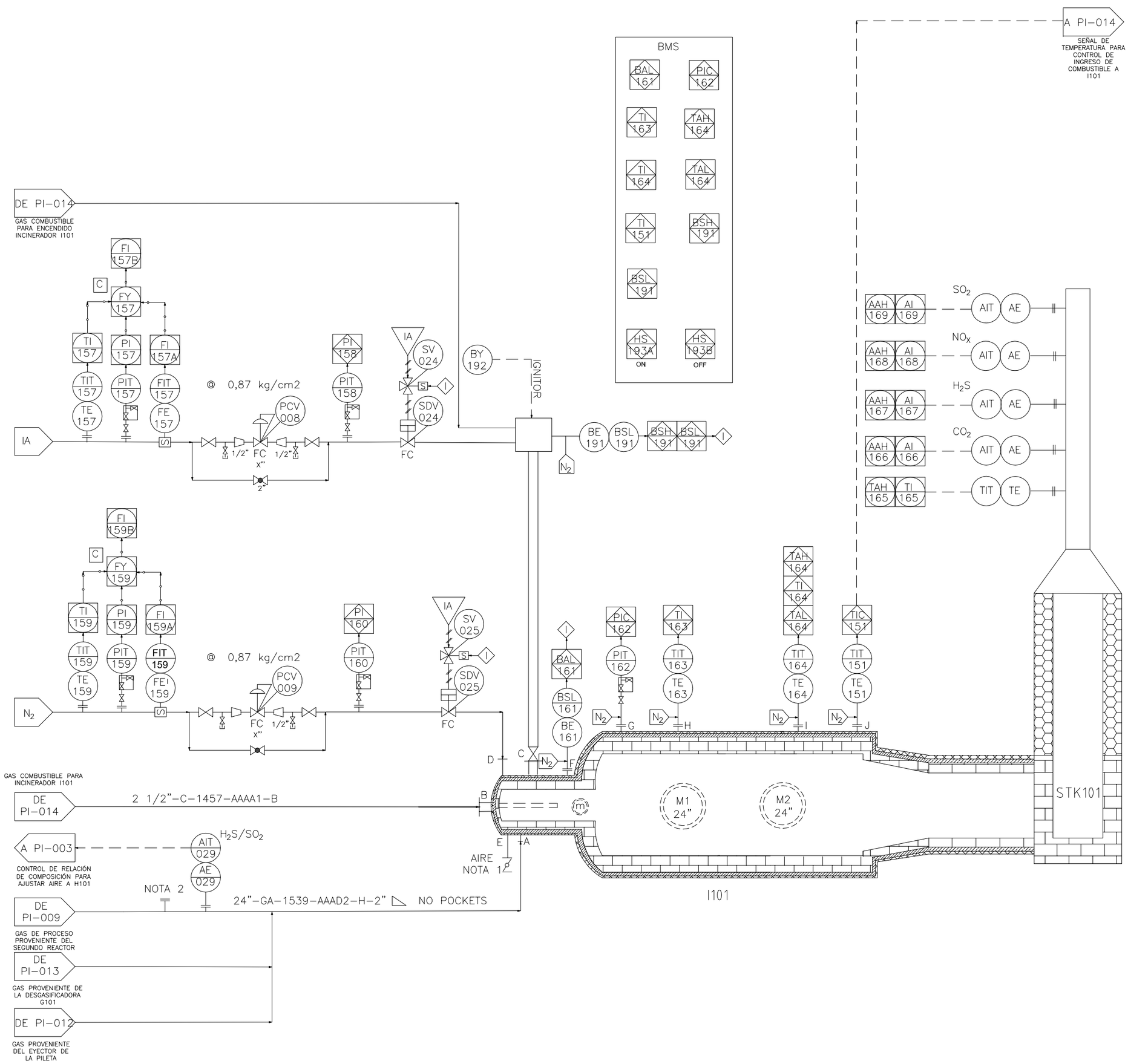
PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE- AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INGRESO COMBUSTIBLE PARA INCINERADOR

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU-F-PI-014	C



LISTA DE EQUIPOS

I101
Oxidador térmico de gas de cola
Pd: 3,515 kg/cm2g @ Td: 800°C
Largo: 6.48 m
Diámetro: 2.6 m
Volumen: 34,33 m3
Material: Acero al carbono

STK101
Stack de humos de incineración
Altura: 50 m
Diámetro base: 4 m

NOTAS

NOTA 1: AIRE INGRESA A INCINERADOR POR TIRO NATURAL.

NOTA 2: CONEXIÓN CON BRIDA CIEGA PARA INSTALACIÓN FUTURA DE UNA NUEVA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE CUYO TRATAMIENTO DE GAS DE COLA SERÁ COMPARTIDO EN ESTE MISMO INCINERADOR I101.

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	10/08/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	1/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	BM	
A	24/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: INCINERADOR & STACK

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–015	C

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-000	Error ortográfico de la palabra TRACING. En el TAG de salida de VM debería decir: INGRESO DE VAPOR DE BAJA PARA SERPENTÍN DE P101/P102, ENCHAQUETADOS Y TRACING CON VAPOR
F-PI-001	La presión de set de PSV 001/002 es 1 kg/cm^{2}g @ Set 1 kg/cm^{2}g
	Marcar cambio de clase de cañerías en PSV 001/002
	Agregar al TAG de B101 A/B: Sello mecánico: Arreglo 2. Sello Primario: Plan 11. Sello secundario: Plan 52.
	Homogeneizar TAG del SCR101 acorde al resto de los TAGs de scrubbers. El TAG del SCR101 debería decir: SC101 Scrubber de Gas Ácido al ingreso a la planta Altura: 4,03 m Diámetro: 0,91 m Volumen: 2,46 m^3 Pd: 1 kg/cm2g @ Td: 53ºC Material: Acero al Carbono NACE
F-PI-002	La presión de set de PSV 003/004 es 1 kg/cm^{2}g @ Set 1 kg/cm^{2}g
	Corrección a TAG línea 0203, el mismo debería decir: 4”-GA-0230-AAAD2-PP-1”-ST
F-PI-003	La válvula FV 028 es una válvula mariposa
	Falta numerar elemento primario del TIT 019, el mismo sería: TE 019
F-PI-005	Modificación del largo, diámetro y material de H101, se agrega también la presión de diseño. El TAG de H101 debería decir: H101 Horno de reacción para etapa térmica del proceso Tipo: Térmico Tiempo de residencia: 0,5 s L: 4,5 m D: 1,5 m V: 7,5 m^3 Pd: 1,5 kg/cm^{2}g Material: Acero al carbono y refractario
	Colocar pendiente del horno H101 hacia la caldera C101
	Corrección al TAG de la línea gas ácido que ingresa a la primera cámara del Horno de Reacción H101 debería decir: 10”-GA-0505-AAAD2-B
F-PI-006	La pendiente de la línea 0609 es hacia D 101 A

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-006	Modificación de la Td de tubos de C101. El TAG de C101 debería decir: C101 Caldera de Recuperación de Calor Pd: 25 kg/cm^2 Td: t: 1000°C s: 250°C L: 5 m Ds: 3 m Dt 1°paso: 38,1 mm Dt 2°paso: 31,75 mm A: 250 m^2 Material: t: Acero inoxidable s: Acero al carbono
	Colocar pendiente de la caldera C101 hacia el sello de azufre S101
F-PI-007	Agregar presión de diseño de S102 y S103. El TAG de S102 debería decir: S102 Sello hidráulico de azufre a la salida del primer paso del condensador H: 7,6 m Pd: 1,4 kg/cm^{2}g El TAG de S103 debería decir: S103 Sello hidráulico de azufre a la salida del segundo paso del condensador H: 7,6 m Pd: 1,4 kg/cm^{2}g
	Corrección al largo del Condensador D101A/B. El TAG de D101A/B debería decir: D101A/B Condensador de Azufre Pd: t: 520 kPa.g s: 2460 kPa.g Td: t: 380ºC s: 250ºC L: 9000 mm Diámetro s: 2270 mm Diámetro t: 1 ½” Área: 745 m^2 Na: 400 Nb: 640 Material: Acero al Carbono
F-PI-008	Corrección al TAG de la línea 0608, el mismo debería decir: 10”-GA-0608-BSEE1-4”
	Corrección al TAG de la línea 0649, el mismo debería decir: 2 ½”-VM-0649-MAAE1-H-2”

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-008	Corregir TAG E101 y E102, el mismo debería decir: E101 Intercambiador de calor para ingreso a R101 Pd: t: 5 kg/cm^{2}g s: 24,5 kg/cm^{2}g Td: t: 245ºC s: 250ºC L: 7 m Diámetro s: 960 mm Diámetro t: 2” Área: 170,25 m^2 Material: t: Acero al Carbono NACE s: Acero al Carbono E102 Intercambiador de calor para ingreso a R102 Pd: t: 5 kg/cm^{2}g s: 24,5 kg/cm^{2}g Td: t: 210ºC s: 250ºC L: 4 m Diámetro s: 620 mm Diámetro t: 2” Área: 35,02 m^2 Material: t: Acero al Carbono NACE s: Acero al Carbono
F-PI-009	Modificación de la descripción de R101 y R102. El TAG de R101 debería decir: R101 Reactor catalítico de lecho fijo Altura: 7 m Diámetro: 3,5 m Volumen: 67,35 m^3 Pd: 1 kg/cm^{2}g Td: 353°C Material: Acero al carbono Catalizador: Alúmina y Titanio El TAG de R102 debería decir: R102 Reactor catalítico de lecho fijo Altura: 7 m Diámetro: 3,5 m Volumen: 67,35 m^3 Pd: 1 kg/cm^{2}g Td: 353°C Material: Acero al carbono Catalizador: Alúmina y Titanio

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-009	Agregar nota por el refractario que recubre a los reactores. La misma debería decir: Nota 1.- R101 y R102 tienen una capa interna de 1 cm de material refractario.
	La pendiente de las líneas 0913, 0914, 0915, 0817 y 0919 es en el sentido contrario al dibujado.
	El documento impreso es la revisión B.
F-PI-010	La pendiente de la línea 1065 es hacia SP 101.
	Colocar pendiente del aeroenfriador A101 en dirección a la descarga de condensado
	Agregar al TAG de B102 A/B: Sello mecánico: Arreglo 1, Plan 23
	Corrección de la Temperatura de diseño del TAG del Separador SP101. El mismo debería decir: SP101 Separador ciclo de agua Largo: 7,85 m Diámetro: 2,44 m Volumen: 32,69 m3 Pd: 60 kg/cm^{2}g @ Td: 300ºC Material: Acero al Carbono
F-PI-011	La pendiente de la línea 1170 es hacia SP 102.
	Colocar pendiente del aeroenfriador A102 en dirección a la descarga de condensado
	Colocar en minúscula la descripción del TAG de B103 A/B y agregar: Sello mecánico: Arreglo 1, Plan 23
	Corrección de la Temperatura de diseño del TAG del Separador SP102. El mismo debería decir: SP102 Separador ciclo de agua Largo: 7,85 m Diámetro: 2,44 m Volumen: 32,69 m3 Pd: 60 kg/cm^{2}g @ Td: 300ºC Material: Acero al Carbono
F-PI-012	Las líneas 1289, 1227, 1328, 1229, 0622, 0726, 0724 y 1383 no llevan bolsillos (NO POCKETS) y llevan pendiente hacia el equipo más cercano.
	Agregar al TAG de BV101 A/B y BV102 A/B: Sello mecánico: SulfurAce H9UC
	Falta el nivel de P101: HHLL: 3180 mm HLL: 3065 mm NLL: 2830 mm LLL: 2020 mm LLLL: 1460 mm

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-012	Falta el nivel de P102: HHLL: 2830 mm HLL: 2420 mm LLL: 1610 mm LLLL: 1460 mm
	Agregar nota aclaratoria en la pileta: NOTA 3-. El tabique tiene una altura de 3225 mm, es decir, su borde final se encuentra a 100 mm por debajo del suelo.
	Faltan TAG líneas VB y CB serpentín de la pileta, las mismas deberían decir: VB: 1”-VB-1260-KAAE1-H-1” CB: 4”-CB-1261-KAAE1-H-1”
	Corregir TAG línea 1383, el TAG debería decir: X”xX”-S-1388-AAAD2J-H-X”-CH
	Agregar TAG línea VM a eyector: X”-VM-1295-MAAE1-H-X”
F-PI-012	Agregar TAG línea de gas de la P101 hacia el eyector: X”xX”-GA-1294-AAAD2-H-X”-CH
	Agregar TAG línea de venteo de gas de la pileta (BDV 015): X”xX”-GA-1296-AAAD2-H-X”-CH
F-PI-013	Las líneas 1227 y 1328 no llevan bolsillos (NO POCKETS) y llevan pendiente al equipo más cercano.
	Colocar la descripción del TAG de G101en minúscula
	Falta la numeración de los instrumentos PIT y PI de la línea 1390. La misma sería: PIT 194 PI 194
	Corregir TAG línea 1383, el TAG debería decir: X”xX”-S-1388-AAAD2J-H-X”-CH
F-PI-014	Error en la numeración del sistema de PSV. La numeración de la misma debería ser: PSV 015 PSV 016
	La presión de set de PSV 015 y PSV 016 debería ser 6,6 kg/cm^{2}g @ Set 6,6 kg/cm^{2}g
	Corregir TAG línea 0175, el mismo debería decir: X”-C-1491-AAAA1-B
	Corregir línea divisoria de cambio de clase en PSV 015/016, debería ser AAAA1/Clase Flare
	Agregar TAG línea Gas Combustible Principal: X”-C-1497-AAAA1-B
	Agregar TAG línea Gas Combustible a Piloto: X”-C-1498-AAAA1-B
F-PI-015	Modificar la letra al FIT 159, para que tenga la misma que el resto del PID
	Corregir TAG línea 1457, el mismo debe decir: X”-C-1497-AAAA1-B

ENMIENDAS A LOS DIAGRAMAS DE PROCESOS & INSTRUMENTOS

F-PI-015	Agregar TAG línea Gas Combustible a Piloto: X”-C-1498-AAAA1-B
	Agregar TAG línea Aire de Instrumentos a Piloto: X”-AI-1592-JADH1-B
	Agregar TAG línea Nitrógeno a I101: X”-N-1593-AAAA1-B
	Agregar TAG línea de gas proveniente de la desgasificadora: 2”-AI-1338-AAAD2J-B
	Agregar TAG línea de gas proveniente del eyector: X”-GA-1289-AAAD2-H-X”

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

DISEÑO DE EQUIPOS

Lista de Documentos

Especificaciones Técnicas	*Memorias de Cálculo*	*Hojas de Datos*
F-ET-001	*F-MC-002*	*F-HD-001*
F-ET-002	*F-MC-003*	*F-HD-002*
F-ET-003	*F-MC-004*	*F-HD-003*
F-ET-004	*F-MC-005*	*F-HD-004*
F-ET-005	*F-MC-006*	*F-HD-005*
	F-MC-007	*F-HD-006*
	F-MC-008	*F-HD-007*
	F-MC-009	*F-HD-008*
	I-MC-001	*F-HD-009*
		F-HD-010
		F-HD-011
		M-HD-001
		M-HD-002
		M-HD-003
		M-HD-004
		M-HD-005
		M-HD-006
		I-HD-001
		I-HD-002

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÌA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

SCRUBBERS
SCR101, SCR102 & SCR103

SEPARADORES
SP101 & SP102

A	07-05-2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN 3

2. NORMATIVAS 3

3. BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS 3

4. DISEÑO DE LOS SCRUBBERS 6

4.1 DIMENSIONAMIENTO DEL COALESCEDOR DE GOTAS 7

4.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS SCRUBBERS 9

5. DISEÑO DE LOS SEPARADORES 12

5.1 DIMENSIONAMIENTO DEL COALESCEDOR DE GOTAS 12

5.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO INTERNO 14

5.3 CÁLCULO DE LA LONGITUD 15

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

1. INTRODUCCIÓN

El objetivo de este documento es presentar los criterios que se tomaron en cuenta para diseñar todos los separadores incluidos en la Unidad de Recuperación de Azufre. Éstos incluyen: los scrubbers de gas ácido y gas ácido amoniacal, el scrubber previo al incinerador y los separadores de agua que se encuentran en los ciclos cerrados de agua para el enfriamiento de los reactores.

2. NORMATIVAS

Todos los aspectos considerados para el diseño de los separadores de la unidad (scrubbers y separadores horizontales) deben cumplir con las siguientes normativas y recomendaciones bibliográficas:

- *Specificatión for Oil and Gas Separators*- Según API 12J
- *Separation equipment* – Según sección 7 GPSA
- *Gas conditioning and Processing*- cuyo autor es John M. Campbell

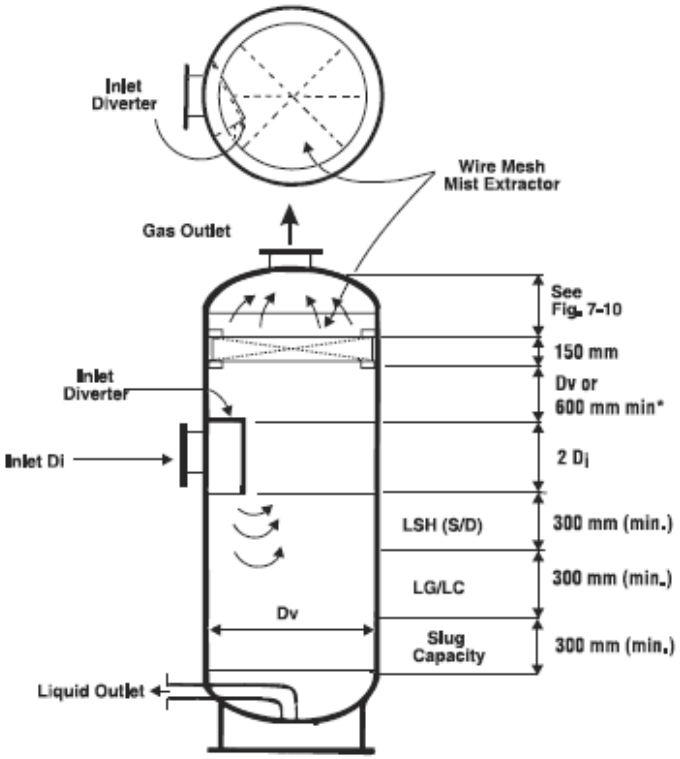
3. BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

Los scrubbers se tratan de separadores verticales, en donde trazas de líquido son removidos de una corriente gaseosa. Las corrientes gaseosas salen de los mismos saturadas y así se logra proteger a equipos posteriores de posibles daños.

En una primera instancia el gas que ingresa choca con un dispositivo a la entrada del equipo encargado de reducir el momento y así generar una primera separación entre el gas y el líquido. Luego de atravesar el dispositivo, el líquido es colectado por el fondo del separador y el gas asciende para luego salir por el tope del equipo. Mientras se produce el ascenso, las gotas de líquido descienden por gravedad. Antes de salir del separador, el gas atraviesa un segundo interno, que en la aplicación puede ser un demister o caja de chicanas, y que cohesiona y hace precipitar todas las gotas que aún están contenidas en el gas. La utilización de uno u otro depende del tamaño de gota que se desea separar y del tipo de fluido. Los demisters permiten separar tamaños de gotas de hasta 10 µm, pero no son recomendados para fluidos “sucios” (como por ejemplo parafinas) por la alta probabilidad de que se taponen. Por el otro lado, la caja de chicanas separa gotas de hasta 40 µm, pero permite operar con fluidos “sucios”.

Por el fondo se ubica un rompe vórtice, que evita la formación de vórtices, y así, la salida de gases. Una figura típica de un scrubber es la siguiente:

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES



LSH (S/D) Level Switch High (Shutdown)
LG/LC Level Gauge/Level Controller

Si bien estos equipos pueden construirse a medida, existen medidas típicas en cuanto a diámetros nominales, que son los que comúnmente se comercializan. Dichas medidas se especifican en la norma API 12J y se presentan a continuación:

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

Table 2—Vertical Separators Size and Working Pressure Ratings

Nominal Diameter in.	Maximum Allowable Working Pressure psig @ 130°F						
16	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
20	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
24	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
30	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
36	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
42	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
48	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
54	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
60	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000

NOTE 1 Shell length is generally expanded in 2 1/2-ft increments measured from head seam to head seam and is typically 5 ft, 7 1/2 ft, or 10 ft. A minimum length-to-diameter ratio of 2.0 is normally used.

NOTE 2 Vessel diameter is generally expanded in 6-in. increments, measured either as outside diameter (OD) or inside diameter (ID). OD separators are normally furnished up to 24-in. diameter. Separators above this size may be either OD or ID vessels.

Para diámetros mayores a 60 in. pueden usarse los tamaños de cabezales disponibles; éstos son: 66 in., 72 in., 78 in., 84 in., 90 in, 96 in, 102 in, 108 in, 114 in., 120 in., 126 in. y 132 in.

El largo del equipo puede hacerse a medida, tomando en cuenta, como muestra la figura, cierto nivel de líquido fijo mínimo para evitar la salida de gas por el fondo y la altura de los internos.

Los otros dos equipos a diseñar son los separadores de agua que se encuentran en el ciclo cerrado de agua para enfriamiento de cada uno de los dos reactores en la planta. La función que cumplen es la de separar la mezcla bifásica que sale del reactor, enviando el gas a los aeroenfriadores para condensarlo. El fondo de separador es el líquido que retorna al reactor.

Estos separadores son recipientes que contienen cierto nivel de líquido y cierto espacio libre para que las gotas se separen del gas. Aquí, a diferencia de los scrubbers, el sentido de flujo de gas es horizontal mientras que el sentido de caída de la gota es vertical. También contienen un coalescedor de gotas con la función de hacer precipitar cualquier tipo de gota que pueda salir con el gas de salida. Una figura típica de un separador horizontal es la siguiente:

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

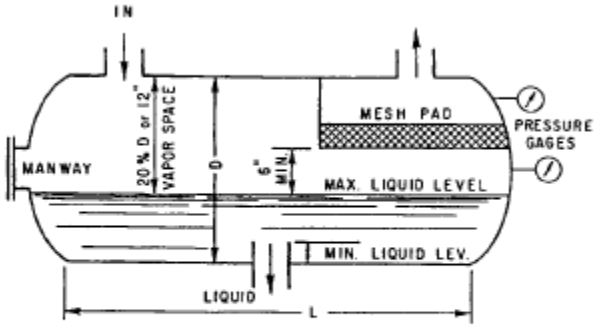


Figure 6–23 Dimension Guidelines for Horizontal Separators (From Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Volume 2, by Frank L. Evans, Jr. Copyright 1980 by Gulf Publishing Company, Houston TX. Used with permission. All rights reserved.)

Los tamaños de diámetros estándar también están prefijados como con los separadores verticales. Los tamaños extraídos de la norma API 12J son los siguientes:

Table 1—Horizontal Separators Size and Working Pressure Ratings

Nominal Diameter in.	Maximum Allowable Working Pressure psig @ 130°F						
12 3/4	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
16	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
20	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
24	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
30	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
36	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
42	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
48	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
54	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
60	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000

NOTE 1 Shell length is generally expanded in 2 1/2-ft increments measured from head seam to head seam and is typically 5 ft, 7 1/2 ft, or 10 ft. A minimum length-to-diameter ratio of 2.0 is normally used.

NOTE 2 Vessel diameter is generally expanded in 6-in. increments, measured either as outside diameter (OD) or inside diameter (ID). OD separators are normally furnished up to 24-in. diameter. Separators above this size may be either OD or ID vessels.

Para diámetros nominales mayores pueden usarse los tamaños de cabezales disponibles de la misma manera que en los separadores verticales.

El largo del equipo puede hacerse a medida, considerando la altura y el tiempo de residencia de líquido.

4. DISEÑO DE LOS SCRUBBERS

El diseño de los scrubbers empieza por el cálculo del dimensionamiento del coalescedor de gotas, que, en este caso, podría ser un demister para el SCR101 y SCR103. Para el scrubber SCR102 se utilizará también demister dado que el tracing con vapor evitará en gran medida la formación de sales. Luego, se procede a calcular el diámetro interno y el largo requerido por el proceso de manera conjunta.

El scrubber SCR101 opera a 0,5 kg/cm^{2}g, mientras que el SCR102 opera a 0,6 kg/cm2g. Se adoptará para ambos una presión de diseño de 1 kg/cm^{2}g, que es la mínima que define el código ASME VIII para el diseño de recipientes a presión. Se elegirá para el SCR101 una temperatura de diseño de 53 °C y para el SCR102 de 101 °C. Ambas temperaturas de diseño son 10 °C más que la temperatura de operación, conforme se definió en las bases de diseño.

En el caso del scrubber SC103 al operar a 6kg/cm^{2}g, se definió una presión de diseño de 6,6 kg/cm^{2}g (un 10% más a la de operación y de acuerdo a lo establecido a las bases de diseño). Usando el mismo criterio que en los scrubbers SCR101 y SCR102 la temperatura de diseño es de 35°C.

4.1 DIMENSIONAMIENTO DEL COALESCEDOR DE GOTAS

El demister será el dispositivo que separará las gotas de líquido del gas de salida. Para el cálculo usaremos la fórmula de Sauders-Brown, que establece que la velocidad en el interno puede hallarse como:

$$V_T = K\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Donde K es la constante de Sauders-Brown, que depende principalmente del tipo de interno, y luego de la geometría del interno, del flujo de gas y propiedades termodinámicas de los fluidos. Los valores de K para separadores verticales como propone GPSA son:

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

FIG. 7-18

Typical Values of K for Vertical Separators

Height, m	K, m/s
1.5	0.04 – 0.07
3 or taller	0.055 – 0.11

* assumes vessel is equipped with a wire-mesh mist extractor

Se utilizará un valor de K=0,08 m/s y luego se verificará que el largo del equipo sea mayor que 3 metros. Con el cálculo de la velocidad terminal (Vt) y con los datos de caudal de gas en cada scrubber puede calcularse un área mínima de demister y, entonces, su diámetro.

$$A_{MÍN} = \frac{Q_g}{V_T}$$

Los datos que se tienen de proceso para cada scrubber son:

	Equipo		
Datos de proceso	SCR101	SCR102	SCR103
Densidad de líquido (kg/m^3)	953,03	951,45	500,00
Densidad de gas (kg/m^3)	1,71	1,04	5,35
Flujo volumétrico de gas actual (m^3/h)	2481,44	625,12	73,77

Los resultados de los tamaños de los coalescedores son:

	Equipo		
	SCR101	SCR102	SCR103
Vt(m/s)	1,89	2,42	0,48
Área (m^2)	0,37	0,07	0,04
Diámetro coalescedor (m)	0,46	0,30	0,23

Al momento de realizar el cálculo se consideró un caudal de gas 10% mayor como factor de sobrediseño. El caudal volumétrico de gas utilizado para el scrubber SCR103 es el doble al que circula realmente dado que dicho equipo será utilizado a futuro tanto por la SRU actual como por una que se construirá más adelante. Para este mismo equipo el valor de K aplicado en la fórmula de Sauders-Brown es de 0,05 m/s dado que la altura calculada a continuación no supera los 3 metros.

El mayor tamaño corresponde al SCR101 dado que tiene el mayor flujo volumétrico de gas.

4.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS SCRUBBERS

El cálculo del diámetro interno y la longitud de los scrubbers se hace en conjunto. Podemos tener un cálculo de la longitud si se observa la figura del scrubber ya presentado.

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

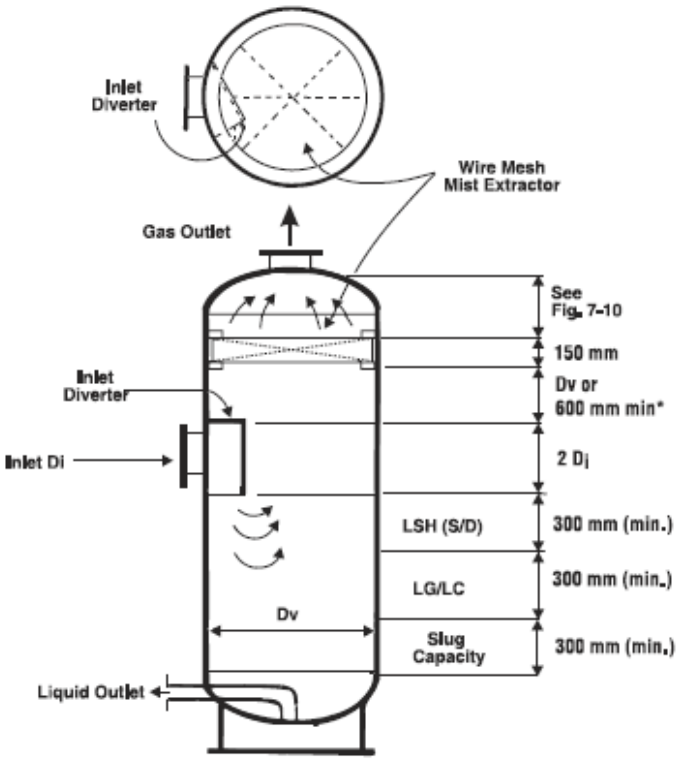
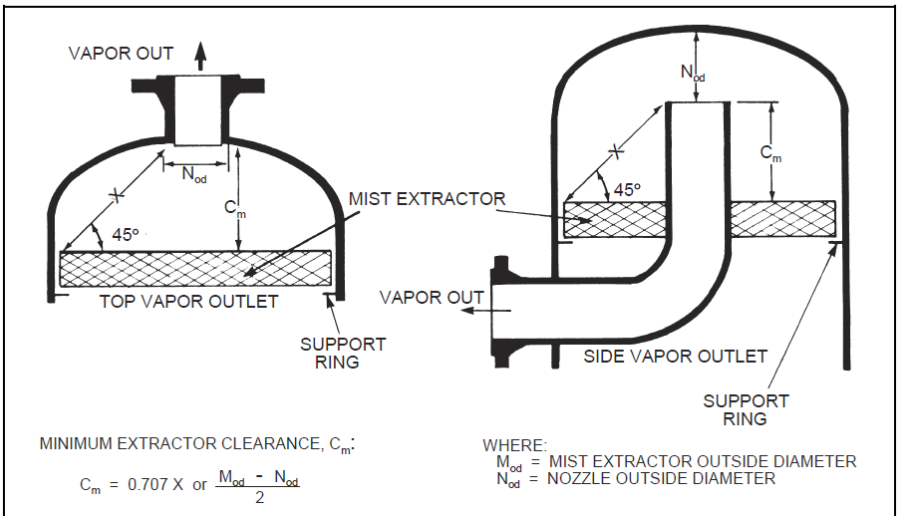


FIG. 7-10
Minimum Clearance — Mesh Type Mist Eliminators



En breve resumen, la altura de los scrubbers SCR101 y SCR102 será la suma de:

- Una cierta altura entre el demister y el casquete, que depende fundamentalmente del espesor del casquete. Como el espesor del casquete no forma parte del diseño, se adopta que esa altura es de 146,05 mm., correspondiente a un espesor intermedio de ¾ in.
- Una altura de demister, que se adoptará de 150 mm. como enuncia GPSA.
- La distancia entre el demister y el interno de entrada, calculado como el máximo entre 600 mm y el diámetro de carcasa.
- La altura del interno de entrada, calculado como 2 veces el diámetro interno del caño de entrada.
- La altura necesaria entre el interno y la alarma de muy alto nivel, necesaria para que el líquido en el recipiente no salga por la boca de entrada. Se adoptarán 300 mm. de altura como bien enuncia GPSA.
- Una distancia entre las alarmas de muy alto nivel y muy bajo nivel, en donde:

✓Entre la alarma de muy bajo nivel y bajo nivel se adoptarán 150 mm de altura.

✓Entre la alarma de bajo nivel y alto nivel se adoptará la altura correspondiente para un caudal de bomba de 10 m^3/h con un tiempo de respuesta de bomba de 3 minutos.

✓La altura entre la alarma de alarma de alto nivel y muy alto nivel será también la correspondiente a un caudal de bomba de 10 m^3/h con un tiempo de respuesta de 3 minutos.

- Una altura de 300 mm. por debajo de la alarma de muy bajo nivel, con el fin de servir como protección para la bomba, y así evitar que cavite ante una posible entrada de aire.

Los 3 minutos entre cada alarma se adoptaron como criterio para evitar que las mismas actúen en un plazo de tiempo muy corto.

Para calcular el largo del equipo es indefectible primero conocer el diámetro. Asimismo, existe una limitación en cuanto a la relación L/D que debe valer entre 2 y 4 que establece GPSA por cuestiones de transporte y logística. Por eso es que, para un diámetro propuesto, mayor al diámetro del demister (y dentro de los que están normalizados), se puede calcular el largo y luego verificar la relación L/D. Si L/D no se encuentra entre 2 y 4 se vuelve a calcular otro diámetro con el fin de mantener la relación entre dichos valores. El objetivo es obtener el menor diámetro posible que me permita obtener el menor largo manteniendo la relación y permitiendo, así, abaratar los costos de construcción.

El scrubber SCR103 tiene la diferencia que en la descarga no hay una bomba, sino una válvula que regula la salida de líquido. Las diferencias que tenemos en este caso son las siguientes:

- No se tomarán 300 mm. como medida de protección, dado que no hay bomba en la descarga.
- La distancia entre la alarma de muy baja y baja, y de baja y alta que se adopta es de 300 mm., según enuncia GPSA.

Los resultados son los siguientes:

	Equipo		
	SCR101	SCR102	SCR103
Diámetro interno (m)	0,91	0,91	0,51
Largo (m)	4,03	3,80	2,07
Volumen (m^3)	2,46	2,31	0,38

	Niveles de líquido		
	SCR101	SCR102	SCR103
LLLL(m)	0,446	0,446	0,098
LLL(m)	0,596	0,596	0,248
HLL(m)	1,357	1,357	0,548
HHLL (m)	2,119	2,119	0,848

5. DISEÑO DE LOS SEPARADORES

Como con los scrubbers el primer paso del diseño fue el de calcular el tamaño del coalescedor de gotas, que en este caso será una caja de chicanas. Podría ponerse un demister ya que es un fluido limpio el que circula, pero debido a que la dirección del flujo de gas es horizontal y el líquido drena de forma vertical se prefiere colocar una caja de chicanas Luego, se procede a calcular el diámetro interno junto con el largo del equipo.

La presión y temperatura de diseño establecida para ambos equipos es de 60,3 kg/cm^2g y de 230°C. Para la presión se adoptó un 10% más de la máxima posible durante operación y para la temperatura 30°C de la máxima operativa posible.

5.1 DIMENSIONAMIENTO DEL COALESCEDOR DE GOTAS

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

La ubicación de la caja de chicanas se la prefirió hacer de forma tal que el sentido de flujo del gas sea horizontal en todo momento. Así, se evita el arrastre de gotas con la corriente de vapor que atraviesa el equipo.

En esta situación sigue siendo válida la ecuación de Sauders-Brown para determinar la velocidad terminal en el interno.

$$V_T = K\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Se tendrá en cuenta la recomendación sugerida por el libro *Gas conditioning and Processing* de John M. Campbell donde se proponen valores de K entre 0,65 y 1 ft/s para caja de chicanas con bolsillos dispuestas de manera horizontal. Se elige un valor promedio de 0,8 ft/s para el cálculo de la velocidad terminal.

Con el cálculo de la velocidad y con el caudal de gas puede hallarse, como se hizo en los scrubbers, el área que debe tener el coalescedor.

$$A_{MÍN} = \frac{Q_g}{V_T}$$

La forma que tendrá el interno será rectangular, dado que la disposición de flujo del gas es de manera horizontal. Se adoptará una relación de largo/ancho (L/W) igual a 2. Para mayores valores el gas no atraviesa el interno de manera efectiva y algunas gotas pueden ser arrastradas. Los resultados del cálculo son los siguientes:

	Equipo	
Datos de proceso	SP101	SP102
Densidad del líquido (kg/m^3)	768,94	947,43
Densidad del gas (kg/m^3)	26,79	0,96
Flujo volumétrico de gas (m^3/h)	29,87	2718,50
Flujo volumétrico de líquido (m^3/h)	177,73	144,24

	Equipo	
	SP101	SP102
Vt (m/s)	1,28	7,65
Área (m^2)	0,01	0,10
L (mm)	113,71	444,26
W (mm)	56,86	222,13

El tamaño del interno del separador SP102 es mayor dado que maneja un mayor caudal de gas.

5.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO INTERNO

El cálculo del diámetro interno y la longitud del equipo debe hacerse en conjunto, de la misma forma que sucedió con los scrubbers. En estos tipos de separadores hay un factor extra a agregar que es el tiempo de residencia de líquido. Los valores típicos de tiempo de residencia propuestos por GPSA son los siguientes:

FIG. 7-20

Typical Retention Times for Gas/Liquid Separator

Application	Retention Time, minutes
Natural Gas – Condensate separation	2 – 4
Fractionator Feed Tank	10 – 15
Reflux Accumulator	5 – 10
Fractionation Column Sump	2
Amine Flash Tank	5 – 10
Refrigeration Surge Tank	5
Refrigeration Economizer	3
Heat Medium Oil Surge Tank	5 – 10

Para este caso se tomará un valor de tiempo de residencia mayor a los 5 min. y menor a los 10 min. correspondiente al que tiene un acumulador de reflujo. El cálculo del tiempo se adopta para un valor de líquido medio entre la alarma de baja y de alto nivel.

Para el cálculo del diámetro hay que considerar las alturas de líquido, la distancia que se dejará entre el coalescedor y el nivel de líquido, y, por último, el espacio libre en el separador por encima del nivel de líquido, necesario para evitar el arrastre de agua. Para calcular el nivel de agua en el separador hay que tener en cuenta:

MEMORIA DE CÁLCULO DE SEPARADORES

1) 400 mm. de fondo del equipo como protección para la bomba. Se toman 100 mm. más que para los scrubbers porque aquí no hay un nivel de líquido en el cabezal del equipo que sirva como protección, sumado a que se tienen que garantizar los 5 min. mínimos de tiempo de residencia de líquido.
2) 400 mm. de altura de nivel de líquido entre la alarma de muy baja y la alarma de baja. Por la misma razón que antes, se tomaron 100 mm. más que en los scrubbers para garantizar los 5 min. de tiempo de residencia.
3) Un cierto nivel de líquido entre la alarma de baja y de alta. Se calculó esa altura en función del caudal de la bomba de cada separador y un tiempo de respuesta entre la alarma de alta y de baja de 3 min.
4) Un cierto nivel de líquido entre la alarma de muy alta y la de alta en función de los 3 min. de tiempo de respuesta de la bomba.
5) Una distancia entre el nivel de líquido y el techo del recipiente mayor al 20% del diámetro interno o 12 pulgadas para evitar el arrastre del líquido. Éste último punto de adoptó del libro *Dimensions Guidelines for Horizontal Separators*.

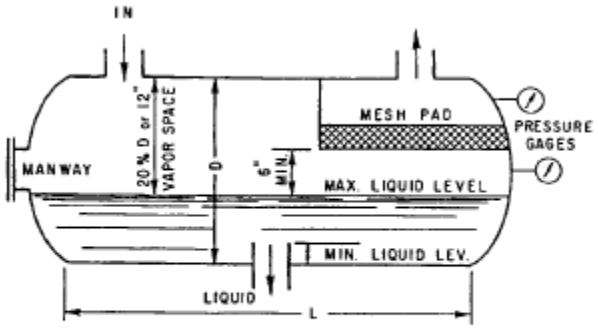


Figure 6–23 Dimension Guidelines for Horizontal Separators (From Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Volume 2, by Frank L. Evans, Jr. Copyright 1980 by Gulf Publishing Company, Houston TX. Used with permission. All rights reserved.)

Si se siguen las recomendaciones del mismo libro también puede observarse que se sugiere una distancia entre el coalescedor y el máximo nivel de líquido de 6 pulgadas. Frente a esta sugerencia, una vez calculado el diámetro del equipo, se verificará que esa distancia esté garantizada.

5.3 CÁLCULO DE LA LONGITUD

El largo de los separadores dependerá de los siguientes factores:

1) El tiempo de residencia de líqudo (que será entre 5 min. y 10 min.). A mayor longitud, el tiempo de residencia aumentará.

2) El diámetro del equipo, dado que en este caso la relación L/D debe estar entre 2,5 y 5, como bien sugiere GPSA por cuestiones de logística.
3) El tiempo de respuesta de las bombas, que se adoptó en 3 min. entre las alarmas de baja y de alta y la de alta y muy alta. A mayor longitud, el tiempo de respuesta aumenta.
4) La altura de espacio libre por arriba del máximo nivel de líquido, que debe ser mayor al 20% del diámetro interno o 12 pulgadas.

El cálculo del diámetro y largo se realizó en conjunto y de manera iterativa. Para un cierto diámetro propuesto, se cálculo el largo que garantice un tiempo de respuesta de bomba de 3 min. y una altura de líquido acorde a los niveles propuestos. Para dicho largo se calculó la relación L/D y se verificó si se hallaba entre los valores de 2,5 y 5 sugeridos. Si no lo hacía se proponía otro diámetro. El cálculo finalizó en el menor diámetro que garantizaba todos los requerimientos. Los resultados finales son los siguientes:

	Equipo	
	SP101	SP102
Diámetro interno (m)	2,44	2,44
Largo (m)	7,85	7,85
Volumen (m^3)	32,69	32,69

	Niveles de líquido	
	SP101	SP102
LLLL (m)	0,4	0,4
LLL (m)	0,8	0,8
HLL (m)	1,28	1,28
HHLL (m)	1,68	1,68

En los dos casos los tamaños de equipo resultaron iguales por un lado porque manejan caudales de gas y líquido similares en órdenes de magnitud, pero por el otro así se ha buscado que sea ya que estos separadores pertenecen al ciclo cerrado de agua para enfriamiento de los reactores, que switchean cada 24 hs. por lo tanto amos ciclos deben poder funcionar correctamente en las dos operaciones.

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SCRUBBER

SCR101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	07/05/2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**		Location	**Campana**	
Equipment Service			Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase	○ As Built		
Purchaser/Agent			Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type					
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:	**ASME bridada y alabeada**	Volume:	**2,5**	m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:		kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:		kg
Insulation:		Operating Weight:		kg
Tracing:		Shipping Weigth:		kg
Fireproof:				
Customer Spec.:				

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**0,5**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**43,0**	ºC		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:	**65.404,7**	Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:	**3.853,2**	kg/h		Viscosity:	cP
	Density:	**1,7**	kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:	**0,01**	cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:	**10,0**	m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:	**9.530,3**	kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**953,0**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	/	min
	Viscosity:	**0,3**	cP			
	Surface Tension:	**56,7**	Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**1,0** kg/cm2g @ **53,0** °C	Stress Relieve Required:	**YES**
MDMT	°C @ barg	X-Ray Required:	
Corrosion Allowance:	**3,2** mm	NACE MR-01-75 Required:	**YES**
Design Code:	**ASME VIII**	Other Requirements:	
Code Stamp Required:		Basic Design Load	

△ INTERNALS

Mist Eliminator:			Coalescer:	Type:	
Type:	**Wire Mesh**	Shape: **Circular**		Size (Dia)	mm
Size (Dia)	**464,85** mm			Thickness:	mm
Thickness:	**150** mm		Coil:	Design Pressure barg @	°C
Flow Dist. Assembly:				Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**			Corrosion Allowance	mm
			Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):	**0,91 x 3,74**	m x m
Boot (ID x Ltt):		m x m
Dome (ID x Ltt):	**0,91 x 0,15**	m x m
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**A 516 Gr. 70 (Nota)**	**Internals:**	
Pipes:		Antiwave Baffle:	**A 182 Gr. F2**
Flanges	**A 105**	Inlet Diverter:	
Fittings		Vortex Breaker:	**A 182 Gr. F2**
Studs:		Weir Baffle:	
Nuts:		Mist Eliminator	**A 182 Gr. F2**
Gaskets:		Coalescer:	
Saddles/Skirt:	**A 105**	Supports:	
Lifting Lugs:		Boltings:	
		Coil:	
		Others:	

○ NOZZLES

Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**8**	**Bridada**	**#150**	**220**	**Ingreso gas ácido**	
B	**1**	**10**	**Bridada**	**#150**	**220**	**Salida de gas**	
C	**1**	**4**	**Bridada**	**#150**	**160**	**Ingreso aguas agrias de SCR102**	
D	**1**	**4**	**Bridada**	**#150**	**160**	**Drenaje**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L5	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L6	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
M	**1**	**24**	**Bridada**			**Manhole**	
P	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma Transmisor de presión**	
S	**1**	**XXX**	**Bridada**			**Válvula de seguridad-alivio de presión**	

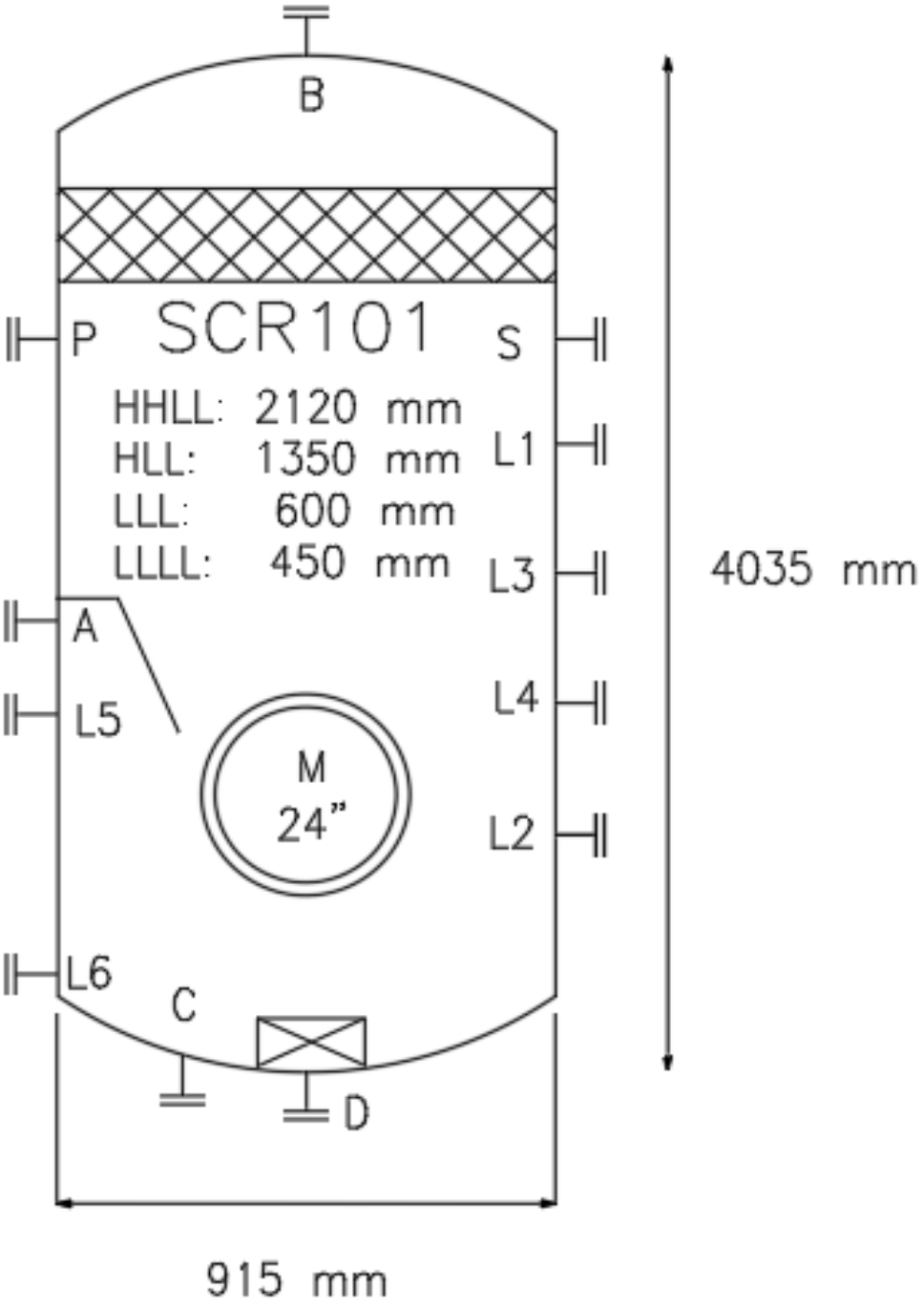
Nota: conforme a NACE MR0175 y NACE MR0103

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SCRUBBER

SCR102

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	07/05/2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**		Location	**Campana**	
Equipment Service			Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase	○ As Built		
Purchaser/Agent			Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type					
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:	**ASME bridada y alabeada**	Volume:	**2,3**	m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:		kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:		kg
Insulation:		Operating Weight:		kg
Tracing:		Shipping Weigth:		kg
Fireproof:				
Customer Spec.:				

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**0,6**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**91,0**	°C		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:	**15.371,2**	Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:	**591,5**	kg/h		Viscosity:	cP
	Density:	**1,0**	kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:	**0,01**	cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:	**10,0**	m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:	**9.530,3**	kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**953,0**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	/	min
	Viscosity:	**0,3**	cP			
	Surface Tension:	**56,7**	Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**1,0** kg/cm2g @	**101,0**	°C	Stress Relieve Required:	**YES**
MDMT	°C @		barg	X-Ray Required:	
Corrosion Allowance:	**6,4**		mm	NACE MR-01-75 Required:	**YES**
Design Code:	**ASME VIII**			Other Requirements:	
Code Stamp Required:				Basic Design Load	**XXXX-X-XX-000**

△ INTERNALS

Mist Eliminator:				Coalescer:	Type:	
Type:	**Wire Mesh**	Shape:	**Circular**		Size (Dia)	mm
Size (Dia)	**302,42**		mm		Thickness:	mm
Thickness:	**150**		mm	Coil:	Design Pressure	barg @ °C
Flow Dist. Assembly:					Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**				Corrosion Allowance	mm
				Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):	**0,91 x 3,51**	m x m
Boot (ID x Ltt):		m x m
Dome (ID x Ltt):	**0,91 x 0,15**	m x m
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**A 516 Gr. 70 (Nota)**		**Internals:**	
Pipes:			Antiwave Baffle:	**A 182 Gr. F2**
Flanges	**A 516 Gr. 70**		Inlet Diverter:	
Fittings			Vortex Breaker:	**A 182 Gr. F2**
Studs:			Weir Baffle:	
Nuts:			Mist Eliminator	**A 182 Gr. F2**
Gaskets:			Coalescer:	
Saddles/Skirt:	**A 516 Gr. 70**		Supports:	
Lifting Lugs:			Boltings:	
			Coil:	
			Others:	

○ NOZZLES

Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**4**	**Bridada**	**#150**	**160**	**Ingreso gas ácido amoniacal**	
B	**1**	**4**	**Bridada**	**#150**	**160**	**Salida de gas**	
C	**1**	**4**	**Bridada**	**#150**	**160**	**Drenaje a SCR101**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L5	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L6	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
M	**1**	**24**	**Bridada**			**Manhole**	
P	**1**	**2**	**Bridada**			**Pressure**	
S	**1**	**XXX**	**Bridada**			**Válvula de seguridad-alivio de presión**	

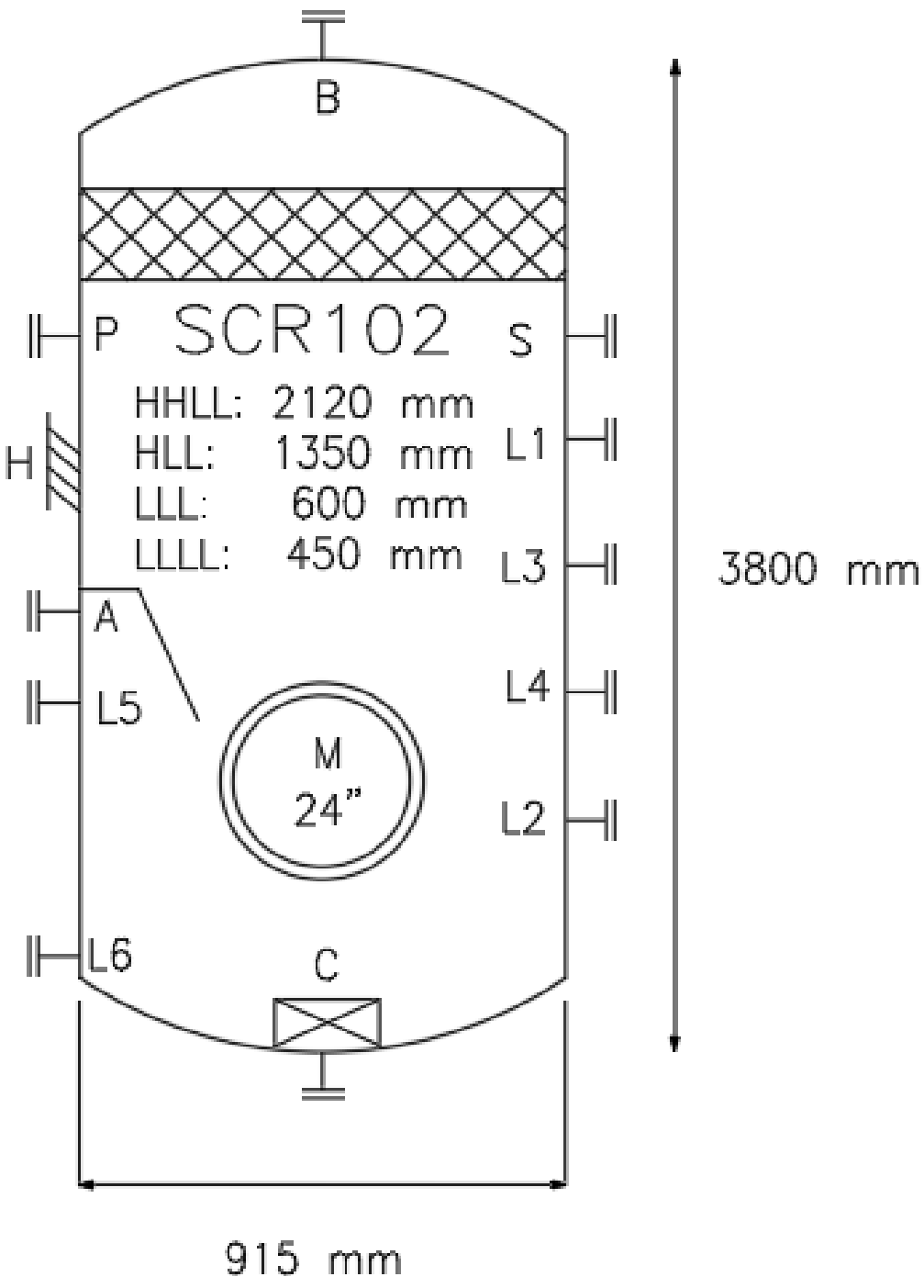
Nota: conforme a NACE MR0175 y NACE MR0103

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SCRUBBER

SCR103

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	07/05/2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**			Location	**Campana**	
Equipment Service				Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase		○ As Built		
Purchaser/Agent				Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type						
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer		△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:	**ASME bridada y alabeada**	Volume:	**0,4** m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:	kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:	kg
Insulation:		Operating Weight:	kg
Tracing:		Shipping Weigth:	kg
Fireproof:			
Customer Spec.:			

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**5,9**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**25,0**	°C		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:	**5.263,8**	Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:	**179,3**	kg/h		Viscosity:	cP
	Density:	**5,3**	kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:	**0,01**	cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:		m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:		kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**500,0**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	/	min
	Viscosity:		cP			
	Surface Tension:		Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**6,6** kg/cm2g @	**35,0**	°C	Stress Relieve Required:	**NO**
MDMT	°C @		barg	X-Ray Required:	
Corrosion Allowance:	**1,6**		mm	NACE MR-01-75 Required:	**NO**
Design Code:	**ASME VIII**			Other Requirements:	
Code Stamp Required:				Basic Design Load	

△ INTERNALS

Mist Eliminator:				Coalescer:	Type:	
Type:	**Wire Mesh**	Shape:	**Circular**		Size (Dia)	mm
Size (Dia)	**232,9**	mm			Thickness:	mm
Thickness:	**150**	mm		Coil:	Design Pressure	barg @ °C
Flow Dist. Assembly:					Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**				Corrosion Allowance	mm
				Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):	**0,51 x 1,87**	m x m
Boot (ID x Ltt):		m x m
Dome (ID x Ltt):	**0,51 x 0,10**	m x m
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**A 516 Gr. 70**	**Internals:**	
Pipes:		Antiwave Baffle:	**A 182 Gr. F2**
Flanges	**A 105**	Inlet Diverter:	
Fittings		Vortex Breaker:	**A 182 Gr. F2**
Studs:		Weir Baffle:	
Nuts:		Mist Eliminator	**A 182 Gr. F2**
Gaskets:		Coalescer:	
Saddles/Skirt:	**A 105**	Supports:	
Lifting Lugs:		Boltings:	
		Coil:	
		Others:	

○ NOZZLES

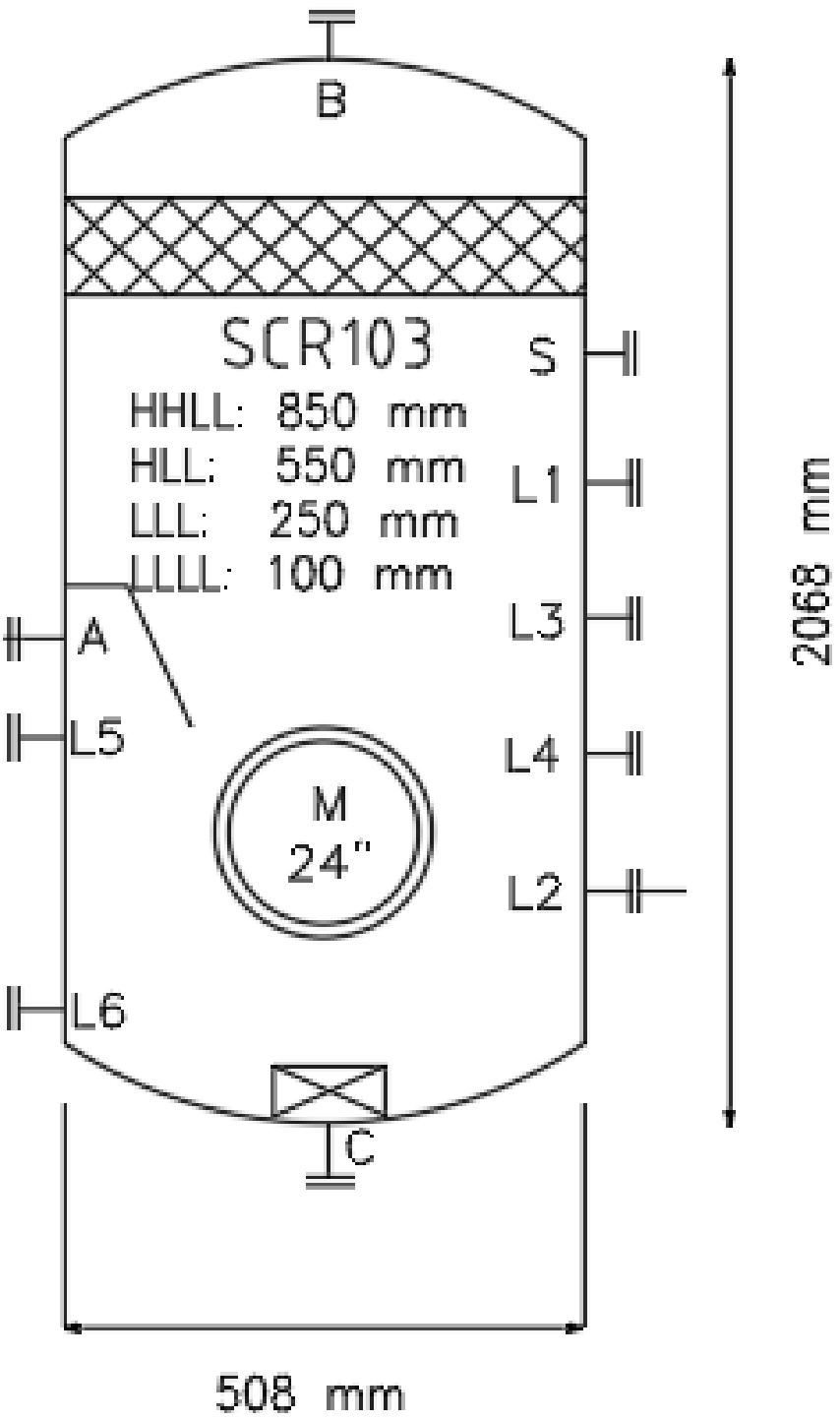
Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**2,5**	**Bridada**	**#150**	**200**	**Ingreso combustible**	
B	**1**	**2,5**	**Bridada**	**#150**	**200**	**Salida de gas**	
C	**1**	**3**	**Bridada**	**#150**	**200**	**Drenaje de aguas oleosas**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma indicador local de nivel**	
L5	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L6	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
M	**1**	**24**	**Bridada**			**Manhole**	
S	**1**	**XXX**	**Bridada**			**Válvula de seguridad-alivio de presión**	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SEPARADOR

SP101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	07/05/2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**		Location	**Campana**	
Equipment Service			Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase	○ As Built		
Purchaser/Agent			Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type					
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:	**ASME bridada y alabeada**	Volume:	**32,7**	m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:		kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:		kg
Insulation:		Operating Weight:		kg
Tracing:		Shipping Weigth:		kg
Fireproof:				
Customer Spec.:				

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**54,7/0,9**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**269,1/115,2**	ºC		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:	**25.207,3**	Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:	**800,2**	kg/h		Viscosity:	cP
	Density:	**26,8**	kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:	**0,02**	cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:	**177,7**	m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:	**136.660,0**	kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**768,9**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	/	min
	Viscosity:	**0,2**	cP			
	Surface Tension:	**21,8**	Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**60,3** kg/cm2g @	**300,0** °C	Stress Relieve Required:	**NO**	
MDMT	°C @	barg	X-Ray Required:		
Corrosion Allowance:	**1,6**	mm	NACE MR-01-75 Required:	**NO**	
Design Code:	**ASME VIII**		Other Requirements:		
Code Stamp Required:			Basic Design Load	**XXXX-X-XX-000**	

△ INTERNALS

Mist Eliminator:			Coalescer:	Type:	
Type:	**Vane Pack**	Shape: **Rectangular**		Size (Dia)	mm
Size (Dia)	**113,71x56,86**	mmxmm		Thickness:	mm
Thickness:	**150**	mm	Coil:	Design Pressure barg @	°C
Flow Dist. Assembly:				Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**			Corrosion Allowance	mm
			Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):	**2,44 x 7**	m x m
Boot (ID x Ltt):		m x m
Dome (ID x Ltt):	**2,44 x 0,43**	m x m
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**A 516 Gr. 70**		**Internals:**	
Pipes:			Antiwave Baffle:	**A 182 Gr. F2**
Flanges	**A 105**		Inlet Diverter:	
Fittings			Vortex Breaker:	**A 182 Gr. F2**
Studs:			Weir Baffle:	
Nuts:			Mist Eliminator	**A 182 Gr. F2**
Gaskets:			Coalescer:	
Saddles/Skirt:	**A 105**		Supports:	
Lifting Lugs:			Boltings:	
			Coil:	
			Others:	

○ NOZZLES

Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**16**	**Bridada**	**#600**	**220**	**Salida de agua**	
B	**1**	**10**	**Bridada**	**#600**	**220**	**Salida de vapor**	
C	**1**	**1**	**Bridada**	**#600**	**200**	**Ingreso vapor condensado**	
D	**1**	**10**	**Bridada**	**#600**	**STD**	**Ingreso desde intercambiador de placas**	
E	**1**	**(*)**	**Bridada**	**(*)**	**(*)**	**Ingreso agua de caldera**	
F	**1**	**(*)**	**Bridada**	**(*)**	**(*)**	**Drenaje cerrado**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
M	**1**	**24**	**Manhole**			**Manhole**	
P	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de presión**	
S	**1**	**XXX**	**Bridada**			**Válvula de seguridad-alivio de presión**	
T	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de temperaturaa**	

(*) A determinar por proveedor.

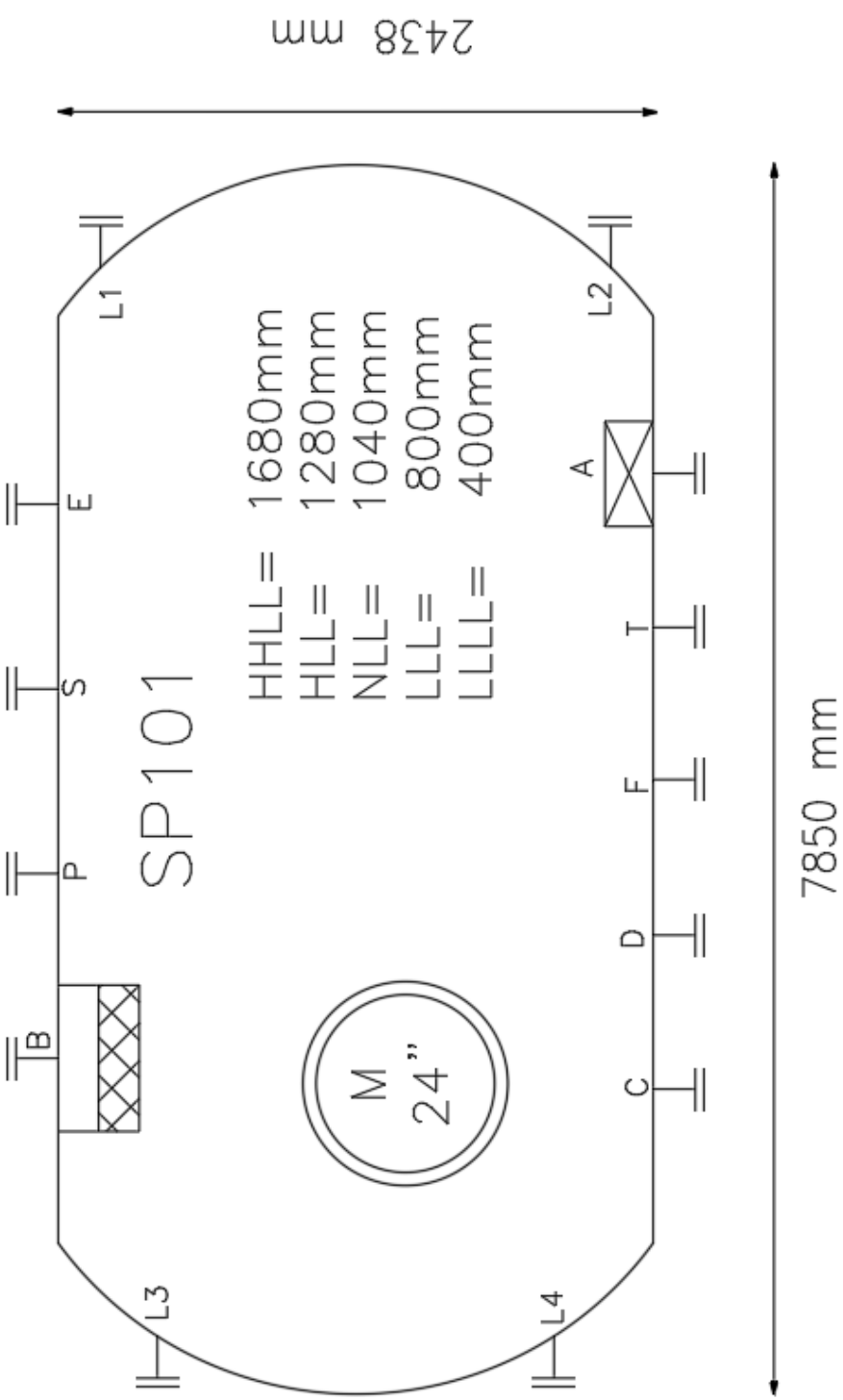
	F-HD-004	Page: 4 Of: 4
		Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SEPARADOR

SP102

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	07/05/2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

	F-HD-005	Page: 2 Of: 4
		Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**		Location	**Campana**	
Equipment Service			Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase	○ As Built		
Purchaser/Agent			Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type					
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:	**ASME bridada y alabeada**	Volume:	**32,7**	m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:		kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:		kg
Insulation:		Operating Weight:		kg
Tracing:		Shipping Weigth:		kg
Fireproof:				
Customer Spec.:				

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**0,9/54,7**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**115,2/269,1**	°C		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:	**82.297,9**	Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:	**2.612,7**	kg/h		Viscosity:	cP
	Density:	**1,0**	kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:	**0,01**	cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:	**144,2**	m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:	**136.660,0**	kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**947,4**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	/	min
	Viscosity:	**0,2**	cP			
	Surface Tension:	**55,2**	Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**60,3** barg @	**300,0**	°C	Stress Relieve Required:	**NO**
MDMT	°C @		barg	X-Ray Required:	
Corrosion Allowance:	**1,6**		mm	NACE MR-01-75 Required:	**NO**
Design Code:	**ASME VIII**			Other Requirements:	
Code Stamp Required:				Basic Design Load	**XXXX-X-XX-000**

△ INTERNALS

Mist Eliminator:				Coalescer:	Type:	
Type:	**Vane Pack**	Shape:	**Rectangular**		Size (Dia)	mm
Size (Dia)	**113,71x56,86**		mmxmm		Thickness:	mm
Thickness:	**150**		mm	Coil:	Design Pressure	barg @ °C
Flow Dist. Assembly:					Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**				Corrosion Allowance	mm
				Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):	**2,44 x 7**	m x m
Boot (ID x Ltt):		m x m
Dome (ID x Ltt):	**2,44 x 0,43**	m x m
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

	F-HD-005	Page: 3 Of: 4
		Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**A 516 Gr. 70**	**Internals:**	
Pipes:		Antiwave Baffle:	**A 182 Gr. F2**
Flanges	**A 105**	Inlet Diverter:	
Fittings		Vortex Breaker:	**A 182 Gr. F2**
Studs:		Weir Baffle:	
Nuts:		Mist Eliminator	**A 182 Gr. F2**
Gaskets:		Coalescer:	
Saddles/Skirt:	**A 105**	Supports:	
Lifting Lugs:		Boltings:	
		Coil:	
		Others:	

○ NOZZLES

Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**16**	**Bridada**	**#600**	**220**	**Salida de agua**	
B	**1**	**10**	**Bridada**	**#600**	**220**	**Salida de vapor**	
C	**1**	**1**	**Bridada**	**#600**	**200**	**Ingreso vapor condensado**	
D	**1**	**10**	**Bridada**	**#600**	**STD**	**Ingreso desde intercambiador de placas**	
E	**1**	**(*)**	**Bridada**	**(*)**	**(*)**	**Ingreso agua de caldera**	
F	**1**	**(*)**	**Bridada**	**(*)**	**(*)**	**Drenaje cerrado**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de nivel**	
M	**1**	**24**	**Manhole**			**Manhole**	
P	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de presión**	
S	**1**	**XXX**	**Bridada**			**Válvula de seguridad-alivio de presión**	
T	**1**	**2**	**Bridada**			**Toma transmisor de temperaturaa**	

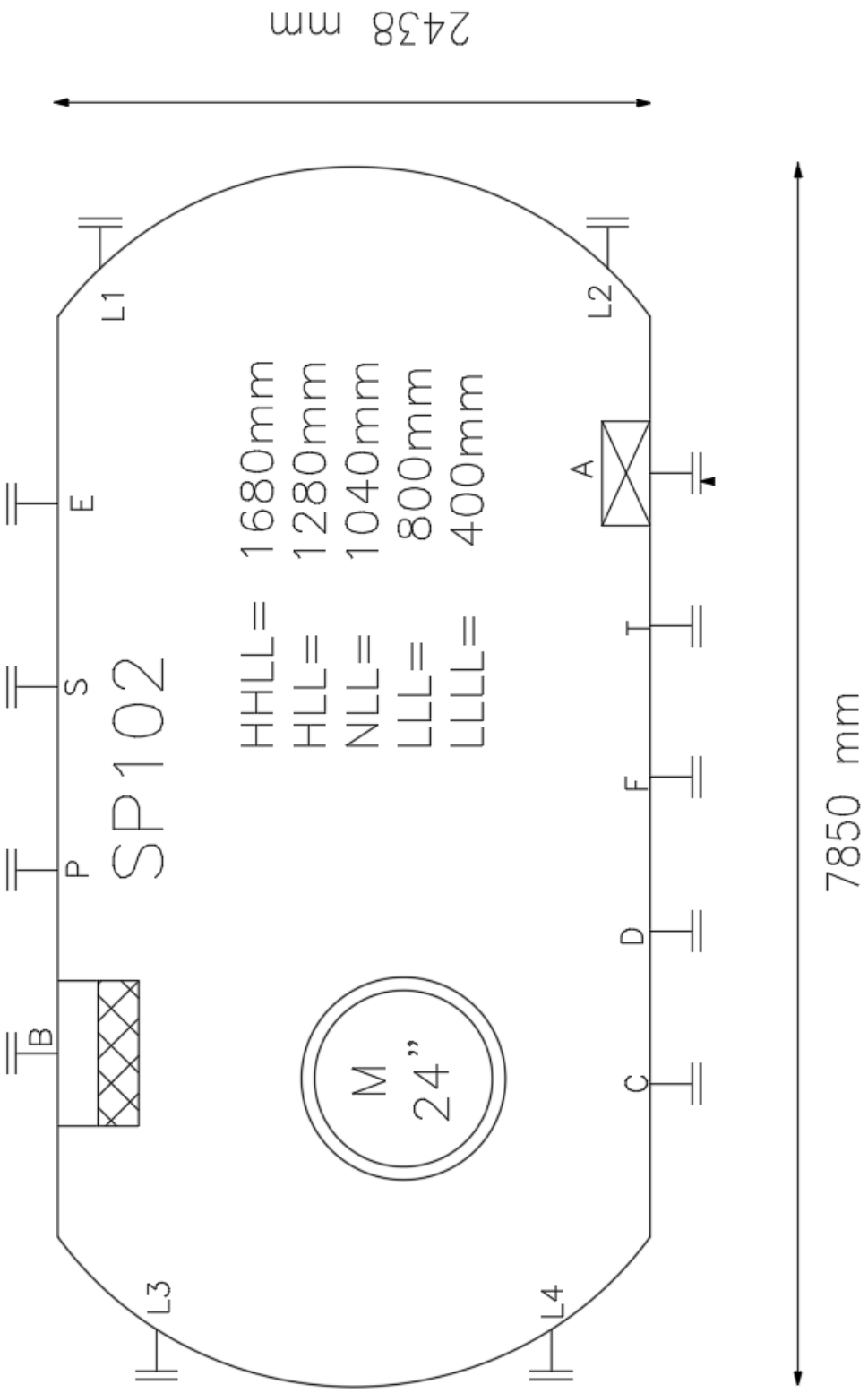
(*) A determinar por proveedor.

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SKETCH



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

BOMBAS CENTRÍFUGAS

B101 A/B, B102 A/B, B103 A/B, BV101 A/B, BV102 A/B

A	29-05-2017	Emisión para Aprobación	JG	SG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

ÍNDICE

1. OBJETIVO…… Página 3

2. INTRODUCCIÓN…… Página 3

3. METODOLOGÍA DE CÁLCULO…….. Página 4

3.1. Determinación del caudal volumétrico …… Página 4

3.2. Determinación de la altura del sistema…… Página 6

3.3. Determinación del ANPA disponible…….. Página 7

3.4. Determinación de la Potencia…… Página 7

4. RESULTADOS…… Página 8

4.1. B101…….…… Página 8

4.2. B102…….…….. Página 10

4.3. B103…..…….. Página 11

4.4. BV101……..…… Página 12

4.5. BV102……..…… Página 14

5. ELECCIÓN DE LA BOMBA……..…….. Página 15

5.1. B101……..…… Página 16

5.2. B102 y B103…….…… Página 17

5.3. BV101..……...…… Página 18

5.4. BV102..……..…… Página 19

6. RECIRCULACIONES POR PROTECCIÓN…….. Página 20

7. RESUMEN…… Página 20

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

1. OBJETIVO

El objetivo de esta memoria es registrar la metodología utilizada para obtener los parámetros de diseño de las bombas presentes en la Unidad de Recuperación de Azufre, así como también explicitar los criterios tomados en el cálculo y diseño de las mismas. El enfoque está dado en los procesos en los que participa cada bomba dentro de la Planta.

2. INTRODUCCIÓN

Se utilizan cinco bombas en la planta, y cada una cuenta, además, con otro equipo en spare. En primer lugar, se encuentra la bomba que descarga la salida líquida de los scrubbers en la entrada de la Unidad. Estos scrubbers reciben las corrientes saturadas de gas ácido y gas ácido amoniacal provenientes del límite de batería. La salida líquida del scrubber SCR102, de gas ácido amoniacal, se envía al scrubber SCR101, de gás ácido. El ingreso se efectúa por la parte inferior del recipiente. Esto permite utilizar una sola bomba. Esta bomba, B101, descarga de forma automática una vez alcanzado el nivel Alto (HLL). Al llegar al nivel Bajo (LLL), la bomba se apaga.

Por otro lado, se encuentran las dos bombas que participan en ambos ciclos de agua: B102 y B103. Estos equipos reciben el caudal de los separadores SP101 o SP102, y le otorgan al fluido la altura necesaria para volver a ingresar al sistema de enfriamiento dentro del reactor, venciendo la altura hidrostática y la pérdida de carga alrededor del ciclo completo.

Si bien el caudal másico que circula en los ciclos es el mismo, las condiciones de temperatura son diferentes, por lo que las densidades, y por ende los caudales volumétricos varían en la misma medida. Como los ciclos se van alternando, se busca que estas dos bombas sean físicamente iguales, es decir, contengan el mismo diámetro de impeller. Una vez obtenidos ambos puntos operativos, se elige el mayor de ambos diámetros de impulsor. La diferencia entre un punto y el otro es ajustado por la válvula de control en la descarga de ambas bombas.

Finalmente, se cuenta con las bombas de azufre presentes en las piletas: BV101 y BV102. Las mismas cuentan con el requerimiento de enchaquetado con vapor de baja, de forma de evitar taponamientos con azufre. Estas bombas se ubican al fondo de la pileta. Son verticales, y descargan por sobre la superficie de líquido: la primera corresponde al ingreso de la columna desgasificadora, y la otra descarga directamente al límite de batería, conformando la línea de salida de azufre.

3. METODOLOGÍA DE CÁLCULO

Los principales parámetros que se desean calcular para realizar el diseño de las bombas son: el caudal volumétrico, la altura del sistema, que es la que debe desarrollar la bomba (estos dos datos definen el punto operativo), el ANPA disponible y las presiones a la succión y descarga. El ANPA requerido y la eficiencia, así como también otros parámetros dimensionales, se obtienen a partir de la información aportada por el proveedor de las bombas, junto con las curvas. Con todos estos datos, se calcula por último la potencia requerida por cada equipo.

3.1. DETERMINACIÓN DEL CAUDAL VOLUMÉTRICO

En el caso de la bomba B101, que descarga el líquido de los scrubbers a la entrada, el método para determinar el caudal volumétrico es particular. Teniendo en cuenta que la función de estos scrubbers es recoger el líquido que pudieran llegar a contener las corrientes gaseosas saturadas, la simulación no reporta una corriente líquida a la salida del recipiente. Es por ello necesario realizar el siguiente análisis para definir el caudal:

Una vez diseñado los scrubbers, quedan definidos el diámetro y las alturas de bajo y alto nivel. Como la bomba se enciende automáticamente al llevar al alto nivel y se apaga al llegar al bajo, queda determinado el volumen a descargar. Definiendo un tiempo de vaciado para este mismo volumen, se obtiene el caudal volumétrico, el cual se desea ronde los 10 m3/h:

$$Q = \frac{Volumen}{tiempo}$$

$$Volumen = \frac{\pi {D_i}^2}{4}(LAH - LAL)$$

Se considera como tiempo de vaciado 3 minutos, o 180 segundos. Si este cálculo resulta alejado de los 10 m^3/h, entonces se ajusta el diseño de los scrubbers hasta que dé el caudal deseado.

Además, se toma como referencia la densidad y la viscosidad del agua a las respectivas temperaturas para realizar los cálculos.

En cuanto a las bombas B102 y B103, como se tratan de ciclos cerrados, el caudal másico y las temperaturas en cada uno de los ciclos se mantienen relativamente constantes, por lo que los caudales volumétricos también. Ahora bien, como se mencionó anteriormente, al ser diferentes las temperaturas entre ambos ciclos, también lo son las densidades y los caudales volumétricos.

Por otro lado, para la bomba BV101, el caudal másico y la temperatura quedan definidos en la simulación, por lo que el caudal volumétrico también. Se toma un margen de seguridad del 10% para el diseño de la bomba.

Para la última bomba, la BV102, la situación es diferente. Este equipo descarga el azufre líquido hasta el límite de batería, pero no lo hace continuamente. La pileta de la cual descarga tiene un tiempo de acumulación de 7 días, y unas dimensiones de 8 m de ancho, 15,75 m de largo y 2,825 m de altura máxima. Se desea que la bomba opere discontinuamente, cada 2 días durante unas 3 horas, descargando todo el volumen acumulado en los dos días anteriores. Este volumen se traduce en la pileta en una diferencia de niveles, entre el nivel alto y el nivel bajo. Teniendo esto en cuenta y realizando los cálculos correspondientes, se tiene lo siguiente:

El nivel muy alto, correspondiente con la alarma de muy alto nivel (HHLL), es de 2,825 m.

El nivel alto (HLL), se calcula considerando que para llegar al HHLL, debe transcurrir como máximo un día. Esto se toma como margen de seguridad:

$$HLL = HHLL - \frac{Q' x 24\ h}{8m x 15{,}75m}$$

Donde Q' hace referencia al caudal de azufre que ingresa a la pileta (corriente S7, que sale de la columna desgasificadora), en unidades de m^3/h.

Para el nivel bajo, se tiene en cuenta lo anteriormente mencionado: cada dos días, la bomba descarga por tres horas desde el nivel HLL hasta el LLL. Por lo tanto:

$$LLL = HLL - \frac{Q' x 24\ h x 2}{8m x 15{,}75m}$$

Por último, el nivel muy bajo (LLLL) se determina dando un margen de 150 mm respecto del LLL. Esta altura es suficiente para dar un tiempo de seguridad de apagado de la bomba sin desproteger al equipo: el nivel muy bajo debe ser mayor al ANPA del mismo, y por supuesto, mayor al nivel de succión. Más adelante se presentan los resultados.

Teniendo esto en cuenta, es posible calcular el caudal volumétrico con el que opera la bomba BV102:

$$Q = \frac{Q' x 2 x 24\, h}{3\, h}$$

3.2. CÁLCULO DE LA ALTURA DEL SISTEMA

Para calcular la altura que debe desarrollar la bomba operando a los caudales ya definidos, se realiza un balance de Bernoulli entre dos puntos, 1 y 2, elegidos convenientemente para cada caso:

$$E_1 + \Delta H_{Sist} = E_2 + \Delta H_{Fricción}$$

Desglosando esta expresión, queda, en unidades de altura (m):

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 g} + \frac{{v_1}^2}{2g} + \Delta H_{Sist} = z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 g} + \frac{{v_2}^2}{2g} + \Delta H_{Fricción}$$

Los puntos 1 y 2 se eligen teniendo en cuenta la cantidad de datos que se disponga para realizar los cálculos. El punto 1 se ubica generalmente en algún punto conocido del sistema de succión, como por ejemplo el nivel de líquido en un recipiente, mientras que el punto 2 por lo general se toma en el último tramo de la línea de descarga. Por supuesto, siempre se elige la situación más segura, es decir, la condición que aporta el mayor ΔHsist y/o en menor ANPA disponible.

Una vez ubicados ambos puntos y teniendo todos los datos necesarios, se procede a realizar el cálculo de las pérdidas de carga por fricción en las líneas de succión y descarga. Ambas pérdidas de carga conforman el ΔHFricción.

Para ello, es necesario conocer detalladamente las líneas de succión y descarga: sus trazados, longitudes, diámetros, accesorios e instrumentos, alturas. Esta información se recopila a partir de los Lay Out's y P&ID's de la Planta. Los datos físicos de las corrientes, como densidades, viscosidades y demás se obtienen de la simulación.

Para realizar el cálculo, se determina el Número de Reynolds y el factor de fricción f, y se realiza la sumatoria de los Ki correspondientes a accesorios e instrumentos, más las contribuciones de los ΔP de algunos accesorios, si es que hubieren:

$$h_{Fricción} = \frac{v^2}{2g}\left(4f\frac{L}{D} + \sum K_i\right) + \frac{\Delta P_i}{\rho g}$$

$$\Delta P_{Fricción} = \Delta h_{Fricción}\rho g$$

$$v = \frac{4Q}{\pi {D_i}^2}$$

$$Re = \frac{\rho v}{D_i \mu}$$

$$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{Re^{0{,}42}}$$

3.3. CÁLCULO DEL ANPA DISPONIBLE

Para determinar este parámetro se considera el caso más restrictivo, el cual genera el menor ANPA: el menor nivel admisible en un recipiente (alarma de muy bajo nivel), la menor presión operativa en el punto 1, etc. El ANPA disponible se calcula de la siguiente manera:

$$ANPA_d = h_S - \frac{P_V}{\rho g} = \frac{P_1 - P_V}{\rho g} + z_1 - \Delta h_{f,Succión}$$

Donde Pv es la presión de vapor del líquido a la temperatura correspondiente a la succión.

Siguiendo la recomendación de GPSA, se toma entre 1 y 0,5 m como margen para determinar el máximo ANPA requerido:

$$ANPA_d \geq ANPA_r + (1\ a\ 0{,}5)m$$

3.4. CÁLCULO DE LA POTENCIA

Una vez obtenida la eficiencia (ε) por parte del proveedor de la bomba, la potencia del equipo se calcula de la siguiente manera:

$$Potencia = \frac{Q\rho g \Delta h_{Sist}}{\varepsilon_{Bomba}}$$

4. RESULTADOS

Antes de presentar los resultados de los cálculos, se mencionan los criterios y las consideraciones tenidas en cuenta:

- Siguiendo a GPSA, se considera un Datum Elevation (z=0) para cada tipo de bomba: para las centrífugas horizontales, el eje del impulsor, y para las verticales, el eje central de la brida de succión. Todas las alturas utilizadas en los cálculos se toman tomando como cero este nivel.
- Para todos los casos, se considera una altura de 0,5 m entre la base de la bomba y el eje de succión o impulsor.
- Se toman los siguientes valores de Ki (Fuente: Manual del Ingeniero Químico, Perry):

Accesorio	Ki
Válvula bloqueo	10
Expansión	1
Compresión	0,5
Válvula retención	10
Codo 90°	0,75

- Se toman los siguientes valores de ΔPi:

Accesorio	ΔP_i (kPa)
Válvula control	100
Placa Orificio	15
Filtro	10

4.1. BOMBA B101

- Bomba Horizontal
- Datum Elevation: Eje del impulsor (z=0)
- Punto 1: Muy bajo nivel (LLLL) del Scrubber SCR101. Se considera que el líquido que contiene se encuentra saturado, por lo que la presión del recipiente corresponde a la presión de vapor.
- Punto 2: Líquido en el límite de batería en la línea AA4.

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

SCR101					
Nivel tangente cabezal inferior	**Nivel LLL**	**Nivel HLL**	**Volumen descarga**	**Tiempo descarga**	**Caudal**
m	m	m	m^3	s	m^3/h
3,000	3,596	4,357	0,500	180	10,00

Punto 1			Punto 2		
z1	**v1**	**P1**	**z2**	**v2**	**P2**
m	m/s	Pa g	M	m/s	Pa g
3,446	0,000	49033,25	19,500	1,592	343232,75

- Accesorios:
  - Línea de succión: 2 codos, 1 válvula, 1 filtro, 1 compresión
  - Líneas de descarga:
    - AA4: 1 codo, 1 expansión, 1 válvula de retención, 1 válvula
    - AA5: 3 codos, 2 válvulas de bloqueo

Línea Succión (T=43ºC)				
Nombre	**Caudal**	**Densidad**	**Largo**	**Diám int**
	m3/h	kg/m3	m	M
AA3	10,00	991,05	5,300	0,0873

Línea Succión (T=43ºC)				
Vel	**Re**	**F**	**Δpsucción**	**Psucción**
m/2			Pa	Pa g
0,464	64949	0,006014	11488,01	71048,43

Línea Descarga AA4 (T=43ºC)				
Nombre	**Caudal**	**Densidad**	**Largo**	**Diám int**
	m3/h	kg/m3	m	M
AA4	10,00	991,05	2,020	0,0450

Línea Descarga AA4 (T=43ºC)			
Vel	**Re**	**f**	**Δpdescarga**
m/2			Pa
1,748	126085	0,005403	34772,86

Línea Descarga (T=43ºC)				
Vel	**Re**	**f**	**Δpdescarga**	**Psucción**
m/2			**Pa**	**Pa g**
1,748	126085	0,005403	96090,07	628905,73

E1	E2	Δhf	ΔhSist
M	M	m	m
8,489	54,836	9,065	55,412

Hs	Pv	ANPAd	ANPAr MÁX
M	Pa g	m	M
7,308	49033,250	2,264	1,264

4.2. BOMBA B102

- Bomba Horizontal
- Datum Elevation: Eje del impulsor (z=0)
- Caudal másico: 136660 kg/h
- Punto 1: Muy bajo nivel (LLLL) del Separador SP101 (0,400 m). Se considera que el líquido que contiene se encuentra saturado, por lo que la presión del recipiente corresponde a la presión de vapor.
- Punto 2: Líquido a la descarga de la línea AG2, ingresando al sistema de refrigeración del reactor catalítico.
- Accesorios:
  - Línea de succión: 6 codos, 1 válvula, 1 filtro, 1 compresión.
  - Línea de descarga: 3 codos, 2 expansiones, 1 válvula de retención, 1 compresión, 1 placa orificio, 3 válvulas de bloqueo y 1 una válvula de control.

Punto 1			Punto 2		
z1	v1	P1	z2	v2	P2
m	m/s	Pa g	m	m/s	Pa g
9,900	0,000	5386873,60	9,350	1,531	5468694,28

Línea Succión (T=269,3)					
Nombre	Caudal	Densidad	Viscosidad	Largo	Diám int
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
AG1	177,73	768,94	0,0001716	15,770	0,3874

Línea Succión (T=269,3)				
Vel	Re	F	Δpsucción	Psucción
m/2			Pa	Pa g
0,419	727017	0,004411	11045,94	5450505,89

Línea Descarga (T=269,9)					
Nombre	Caudal	Densidad	Viscosidad	Largo	Diám int
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
AG2	177,95	767,98	0,0001709	13,200	0,2027

Línea Descarga (T=269,9)				
Vel	Re	F	Δpdescarga	Pdescarga
m/2			Pa	Pa g
1,531	1395110	0,004193	155837,17	5694973,37

E1	E2	Δhf	ΔhSist
M	M	m	m
724,031	735,348	22,149	33,466

Hs	Pv	ANPAd	ANPAr MÁX
M	Pa g	m	m
722,567	5386873,60	8,436	7,436

4.3. BOMBA B103

- Bomba Horizontal
- Datum Elevation: Eje del impulsor (z=0)
- Caudal másico: 136660 kg/h
- Punto 1: Muy bajo nivel (LLLL) del Separador SP102 (0,400 m). Se considera que el líquido que contiene se encuentra saturado, por lo que la presión del recipiente corresponde a la presión de vapor.
- Punto 2: Líquido a la descarga de la línea AG7, ingresando al sistema de refrigeración del reactor catalítico.
- Accesorios:
  - Línea de succión: 6 codos, 1 válvula, 1 filtro, 1 compresión.
  - Línea de descarga: 3 codos, 2 expansiones, 1 válvula de retención, 1 compresión, 1 placa orificio, 3 válvulas de bloqueo y 1 una válvula de control.

Punto 1			Punto 2		
z1	v1	P1	z2	v2	P2
M	m/s	Pa g	m	m/s	Pa g
9,900	0,000	81914,31	9,350	1,250	200572,13

Línea Succión (T=115,2)					
Nombre	Caudal	Densidad	Viscosidad	Largo	Diám int
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
AG6	144,24	947,43	0,0002392	15,770	0,3874

Línea Succión (T=115,2)				
Vel	Re	F	Δpsucción	Psucción
m/2			Pa	Pa g
0,340	521657	0,004548	10848,88	163078,96

Línea Descarga (T=123,3)					
Nombre	Caudal	Densidad	Viscosidad	Largo	Diám int
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
AG7	145,24	940,95	0,0002219	13,200	0,2027

Línea Descarga (T=123,3)				
Vel	Re	F	Δpdescarga	Pdescarga
m/2			Pa	Pa g
1,250	1074251	0,004274	148345,69	435225,16

E1	E2	Δhf	ΔhSist
M	m	m	m
18,713	31,158	17,238	29,683

Hs	Pv	ANPAd	ANPAr MÁX
M	Pa g	m	m
17,546	81914,31	8,733	7,733

4.4. BOMBA BV101:

- Bomba Vertical
- Datum Elevation: Eje de la brida de succión (z=0)
- Caudal másico de diseño: 3789,44 kg/h
- Punto 1: Nivel operativo normal de la primera pileta de azufre. Se considera que el líquido que contiene se encuentra saturado y a presión atmosférica.
- Punto 2: Nivel muy alto (HHLL) de la torre desgasificadora. Se toma una altura de 9,15 m para la torre. Como nivel muy alto de líquido en la misma, se toma el 90% de su altura, correspondiente a 8,235 m.

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

- Accesorios:
  - Línea de descarga: 11 codos, 2 expansiones, 1 válvula de retención, 1 compresión, 1 placa orificio, 5 válvulas de bloqueo y 1 una válvula de control.

Punto 1			Punto 2		
z1	**v1**	**P1**	**z2**	**v2**	**P2**
m	m/s	Pa g	m	m/s	Pa g
2,325	0,000	0,00	11,560	0,000	27415,00

Succión (T=144)		
Caudal	**Δpsucción**	**Psucción**
m3/h	Pa	Pa g
2,12	0,00	40787,72

Línea Descarga (T=144)					
Nombre	**Caudal**	**Densidad**	**Viscosidad**	**Largo**	**Diám int**
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
S7	2,12	1788,29	0,0074108	79,000	0,0260

Línea Descarga (T=144)				
Vel	**Re**	**f**	**Δpdescarga**	**Pdescarga**
m/2			Pa	Pa g
1,105	6945	0,009928	323332,62	553545,90

E1	E2	Δhf	ΔhSist
m	m	m	M
2,325	13,123	18,431	29,228

hs	Pv	ANPAd	ANPAr MÁX
m	Pa g	m	M
2,325	0,00	2,325	1,825

4.5. BOMBA BV102

- Bomba Vertical
- Datum Elevation: Eje de la brida de succión (z=0)
- Caudal másico de diseño: 90946,42 kg/h
- Punto 1: Nivel muy bajo (LLLL) de la segunda pileta de azufre. Se considera que el líquido que contiene se encuentra saturado y a presión atmosférica.
- Punto 2: Líquido en el límite de batería de la línea S9.
- Accesorios:
  - Línea de descarga: 3 codos, 1 expansión, 1 válvula de retención, 3 válvulas de bloqueo.

Alarma	z (m)
HHLL	2,33
HLL	1,92
LLL	1,11
LLLL	0,96

Punto 1			Punto 2		
z1	v1	P1	z2	v2	P2
m	m/s	Pa g	m	m/s	Pa g
0,964	0,000	0,00	22,825	2,359	490332,50

Succión (T=144)		
Caudal	Δpsucción	Psucción
m3/h	Pa	Pa g
50,86	0,00	16913,31

Línea Descarga (T=144)					
Nombre	Caudal	Densidad	Viscosidad	Largo	Diám int
	m3/h	kg/m3	kgm/s	m	m
S9	50,86	1788,29	0,0074108	85,200	0,0873

Línea Descarga (T=144)				
Vel	Re	f	Δpdescarga	Pdescarga
m/2			Pa	Pa g
2,359	49704	0,006313	335221,47	1225975,31

E1	E2	Δhf	ΔhSist
m	m	m	M
0,964	51,059	19,108	69,203

hs	Pv	ANPAd	ANPAr MÁX
m	Pa g	m	M
0,964	0,00	0,964	0,464

5. ELECCIÓN DE LAS BOMBAS

Una vez determinados los parámetros operativos de las bombas, se selecciona el equipo a utilizar. Para ello, se cuenta con el catálogo de un proveedor, en este caso RuhrPumpen.

Según el tipo de servicio y de las limitaciones físicas de cada equipo, se especifica el punto operativo de cada bomba, la densidad del fluido y la frecuencia correspondiente a 50 Hz, y el proveedor informa un conjunto de curvas, cada set correspondiente a un tipo de bomba, o bien a un diámetro de impulsor determinado o velocidad de giro. Las curvas que se informan, junto con los respectivos puntos operativos son los siguientes:

- Curva de la bomba: altura (m) vs caudal (m3/h)
- Curva de eficiencia: eficiencia (%) vs caudal (m3/h)
- Curva de potencia: potencia (kW) vs caudal (m3/h)
- Curva de ANPA requerido: ANPA (m) vs caudal (m3/h)

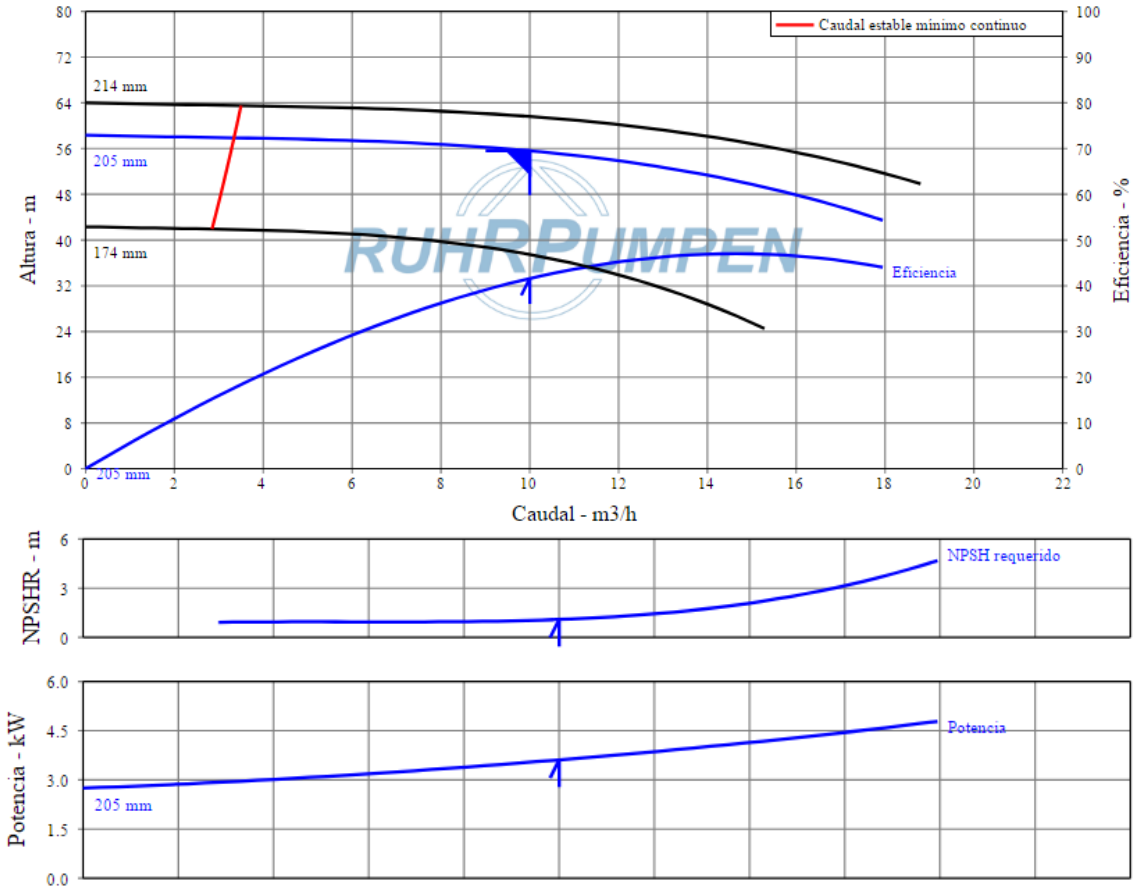
Además, el proveedor estima el ANPA requerido. El criterio utilizado para seleccionar el equipo final es el siguiente:

- Se elige preferentemente aquel set que presente la mayor eficiencia, y en lo posible, el menor ANPA requerido
- Se quiere que el punto de operación se ubique alejado del caudal de shut off, y lo más al centro del rango operativo como fuese posible
- Se elige preferentemente un equipo que presente una curva no muy plana, de manera de darle mayor flexibilidad a la operación
- Por último, se selecciona la bomba que, cumpliendo con estos requisitos, resulte la más económica, desde la potencia como en el costo de adquisición.

A continuación se presentan las bombas seleccionadas, y las curvas que informa el proveedor:

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

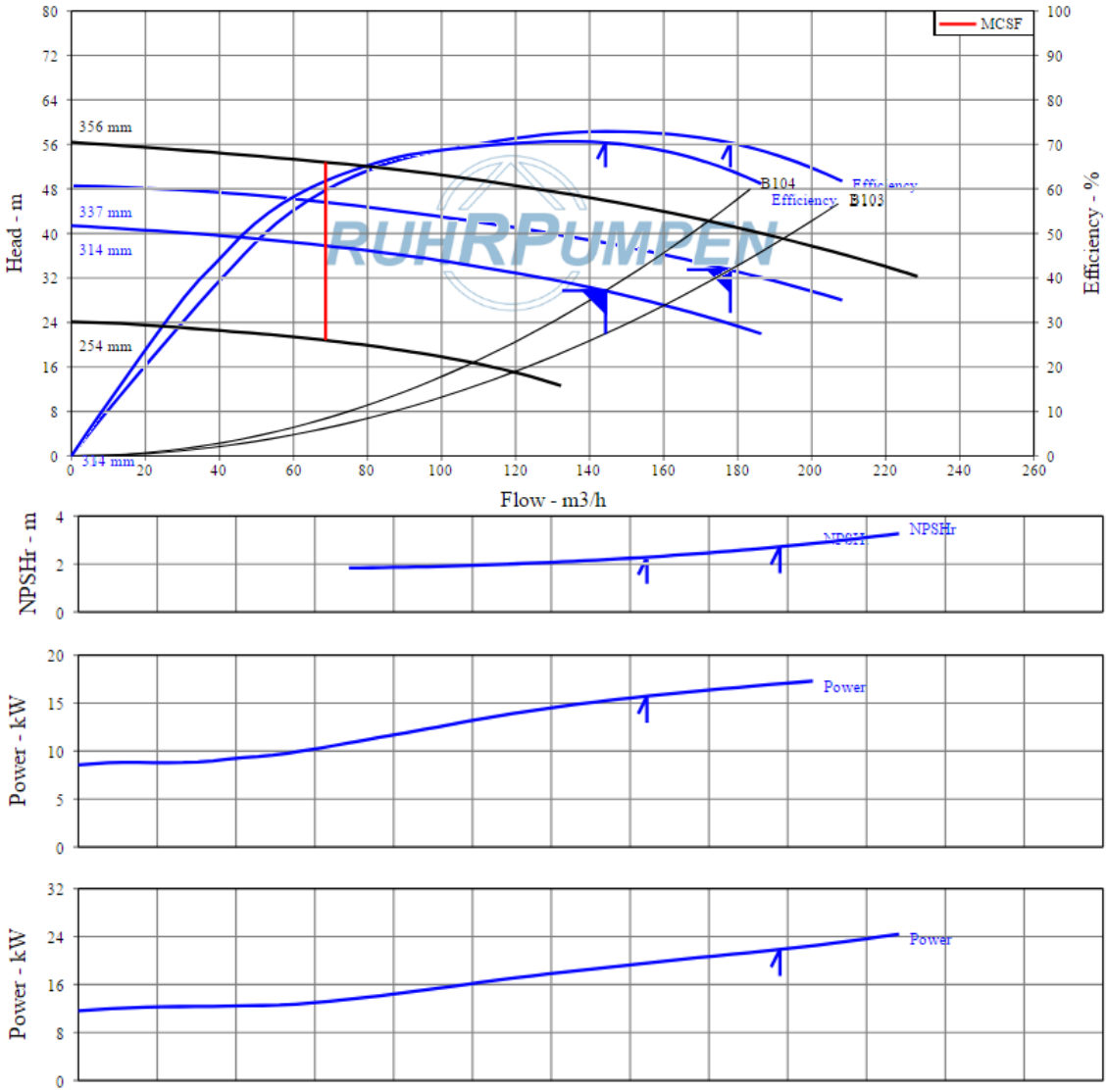
5.1. BOMBA B101



- Equipo: RuhrPumpen CRP 40-25-200
- ANPA requerido: 1,09 m
- Eficiencia: 41,6%
- Potencia Nominal: 3,61 kW
- Sello Mecánico: Arreglo 2. Sello primario: Plan 11. Sello secundario: Plan 52 (API 682)

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

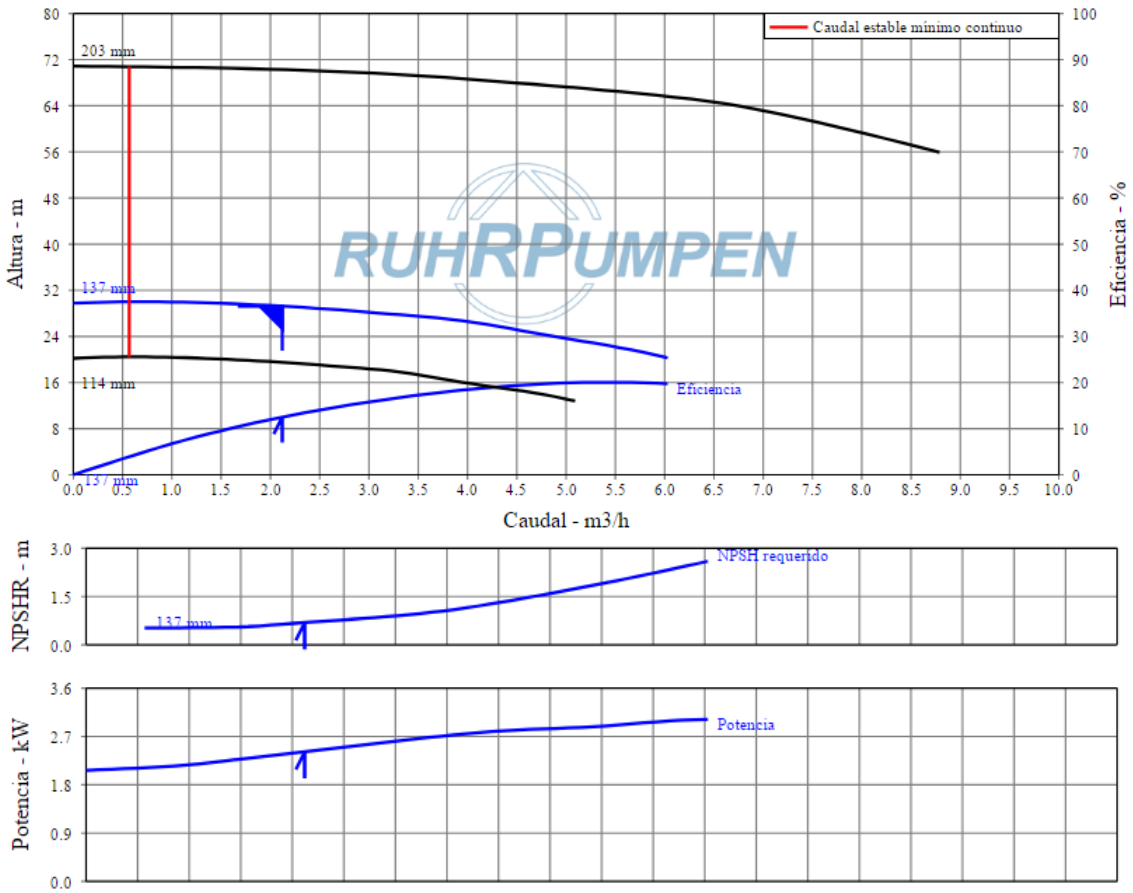
5.2. BOMBAS B102 Y B103:



- Equipo: Ruhrpumpen 3PSB-141
- Diámetro de Impulsor: 337 mm
- ANPA requerido: 2,29/2,72 m
- Eficiencia: 70,4/70,4%
- Potencia Nominal: 15,70/17,70 kW
- Sello Mecánico: Arreglo 1. Plan 23 (API 682)

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

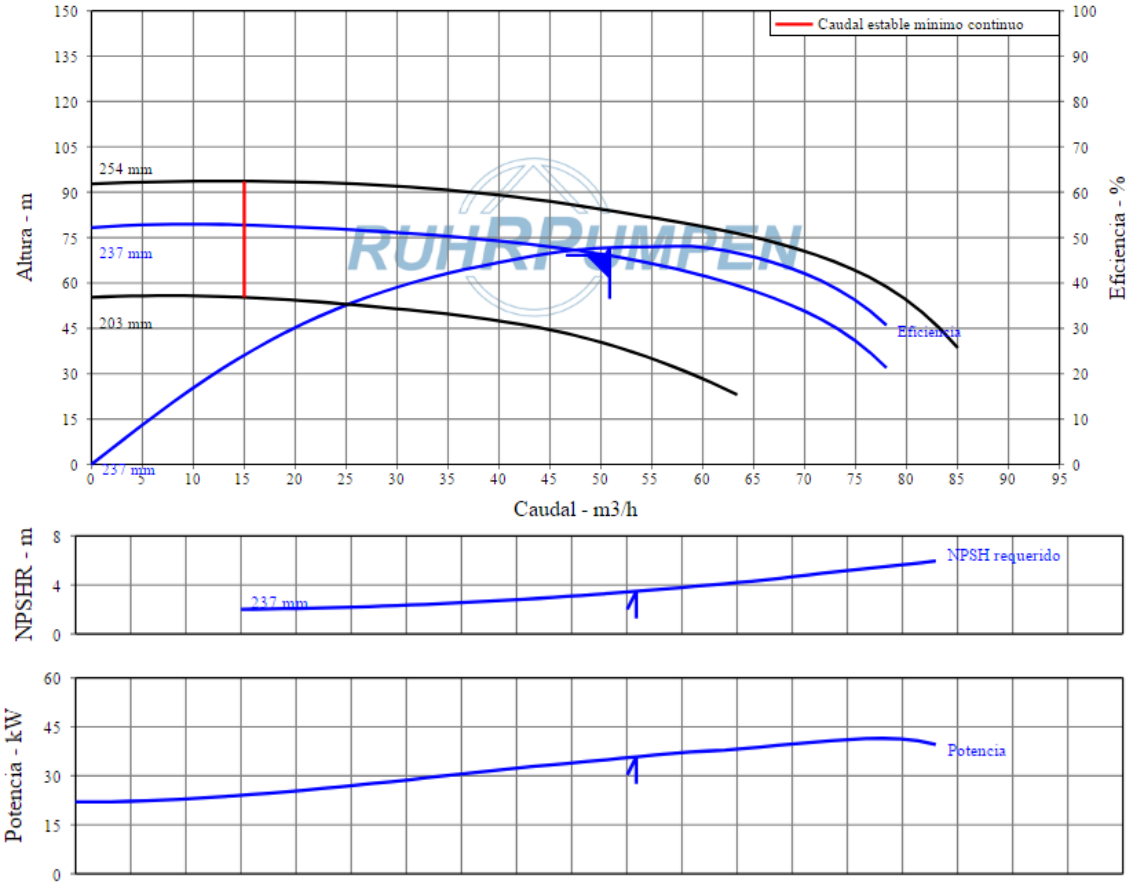
5.3. BOMBA BV101:



- Equipo: RuhrPumpen VSP-CHEM-L 1-1/2 x 1 x 8
- ANPA requerido: 0,69 m
- Eficiencia: 12,5%
- Potencia Nominal: 2,41 kW
- Sello Mecánico: EagleBurgmann “SulfurAce H9UC mechanical seal for molten sulfur”. Sello doble, directo del proveedor y de aplicación especial para azufre líquido.

MEMORIA DE CÁLCULO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

5.4. BOMBA BV102:



- Equipo: RuhrPumpen VSP-CHEM 3 x 1-1/2 x 12 CH
- ANPA requerido: 3,48 m (*)
- Eficiencia: 47,8%
- Potencia Nominal: 35,88 kW
- Sello Mecánico: EagleBurgmann “SulfurAce H9UC mechanical seal for molten sulfur”. Sello doble, directo del proveedor y de aplicación especial para azufre líquido.

(*) El proveedor informa que el ANPA requerido para esta bomba es de 3,48 m, un valor que supera ampliamente el ANPA requerido máximo calculado anteriormente. Como no se cuenta con ningún otro fabricante que aporte curvas de bombas verticales, se considera que el ANPA requerido es n este caso el calculado previamente: 0,46 m.

6. RECIRCULACIONES POR PROTECCIÓN

Con el propósito de proteger a los equipos de operar a bajos caudales, lo cual implica trabajar a las alturas máximas, se analiza según el caso la alternativa de realizar recirculaciones desde la descarga de la bomba a aguas arriba, de manera de operar en todo momento con un caudal mínimo de seguridad.

Esta alternativa tiene sus pros y sus contras: por un lado, se asegura una operación estable, por fuera de la altura máxima, aportando así un margen importante de seguridad en la operación. Sin embargo, ya que por la bomba circula un caudal mayor al necesario para la operación norma, (caudal mínimo de seguridad), la potencia requerida aumenta, contribuyendo así a un mayor costo operativo.

Para la bomba B101, el caudal es siempre el mismo, e igual a 10 m3/h. Dado que, desde el llano, no habría fluctuaciones en este caudal, y viendo la curva de la bomba en la sección anterior, no resulta necesaria la recirculación.

En cuanto a las demás bombas (B102, B104, BV101 y BV102), en estos casos se analiza lo siguiente: se determina si para el caudal de turndown (que implica el 60% del caudal normal), el punto operativo se ubica a la derecha de la curva de caudal mínimo en los gráficos de curvas de bombas. Si es así, entonces el caudal de turndown supera (al menos por un 10%) al caudal mínimo del equipo.

Realizando esta maniobra, se puede observar que para las bombas mencionadas, afirmativamente los puntos operativos en turndown se encuentran a la derecha de la curva de caudal mínimo. Esto implica que no se corre riesgo desde el punto de vista operativo de que las bombas trabajen a altura máxima, por lo que se decide prescindir de las recirculaciones.

7. RESUMEN

Bomba		B101	B102	B103	BV101	BV102
Q	m3/h	10,00	177,73	144,24	2,12	50,86
ΔhSist	m	55,41	33,47	29,68	29,23	69,20
ANPAd	m	2,26	8,44	8,73	2,33	0,96
ANPAr	m	1,09	2,72	2,29	0,69	0,46
Psucción	bar g	0,710	54,505	1,631	0,408	0,169
Pdescarga	bar g	6,289	56,950	4,352	5,535	12,260
Eficiencia	%	41,60	70,40	70,40	12,50	47,80
Pot Nom	kW	3,61	17,70	15,70	2,41	35,88

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

HOJA DE DATOS

B101 A/B

Bomba Centrífuga

REV.	DATE	DESCRIPTION	BY	REV.	APPR.
A	29/05/2017	Emisión	JG	SG	

M-HD-001

CLIENT: SULSUR
PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B101 A/B

NOTE: Information to be completed by: ● Purchaser ☐ Manufacturer

Service:

Aplicable to: ○ Proposals ● Purchase ○ As Built

Aplicable std.: ○ API 610 10th ed. ○ ANSI B73.1 ○ Other

Pump Mfr: **RUHRPUMPEN**
Size & Type: **CRP 40-25-200**
Nr. Stages: **1**
Serial Nr.:

Nr. Pumps Required	**2**	Nr. Motor Driven	**2**	Nr. Turbine Driven	
		Pump Item Nr.	B101 A/B	Pump Item Nr.	
		Motor Item Nr.		Turbine Item Nr.	
		Motor Provided By	**FABRICANTE**	Turbine Provided By	
		Motor Mounted By	**FABRICANTE**	Turbine Mounted By	

LIQUID

Name: **AGUAS AGRIAS**
Pumping Temperature (ºC)
Normal **43** Max. **55** Min **35**
Spec. Grav. @ **43** ºC: **0,99**
Vapor Pres. @ ºC: kPa
Viscosity @ **43** ºC: **0,618** cP
Viscosity @ ºC: cP
Corrosion / Erosion Caused By: **H2S**
Remarks:

OPERATING CONDITIONS

Capacity (m³/h): **10**
Normal **10** Rated Max
Disch. Pres. (barg): **6,289**
Suct. Pres. (barg): **0,710**
Max. Rated
Diff. Pres. (bar)
Diff. Head. (m): **55,41**
NPSH Available (m): **2,26**
Remarks:

SITE CONDITIONS

Temperature: Max **40** Min. **3,5** °C
Rel. Humidity: Max **100** Min. **%**
Altitude masl
○ Indoor ○ Heated ○ Roof
○ Outdoor ○ Unheated ○ Sun
Area Classification
Other
Remarks:

PERFORMANCE (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Prop. Curve No.: **OKH 117 002.30**
Speed (r/min.): **2900**
Eficiency (%): **41,6**
Rated Power (kW): **3,61**
Min. Continuos Flow (m³/h): **3,34**
Thermal --- Stable
Max. Head, Rated Imp. (m): **58,36**
Max.Power, Rated Imp. (kW): **4,78**
NPSH Required (m): **1,09**
3% Head Drop
Suction Specific Speed: **476**
Remarks:

CONSTRUCTION (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

Nozzles	Size	Rating	Facing	Location
Suction	**4"**			
Discharge	**2 1/2"**			
Bal. Drum				

Misc.Conn	Size	Location
Drain (Suct/Disch)		
Vent		
Pres. Gage		
Warm Up		

Casing Mount: Foot ■ ■ Centerline ☐ Bracket ☐ Near Centerline ☐ Inline ☐ Vertical ☐ Sump ☐ Vertical Barrel

Impeller Diameter (mm)
Rated **205** Max. **214** Min **174**
Rotation (Viewed From CPLG) ☐ CW ☐ CCW
Imp. Mount ☐ Btwn. Brgs ■ Overh.

Casing Split ☐ Axial ■ Radial

Casing Type: ■ Single Volute ☐ Diffuser ☐ Double Volute ☐ Starggered

Packing:
Manufacturer
Type
Size / Nº Rings
Mechanical Seal: **Arreglo 2**
Type **Planes 11+52**
API code **682**
Manufacturer
Model
Manufacturer Code

Bearings (Type/Nº)
Radial
Thrust
Lubrication Type: ☐ API 614
☐ Grease ☐ Oil Ring ☐ Product
☐ Flood ☐ Flinger ☐ Pressure (ver nota 3)

Coupling:
Manufacturer
Type

Max.Allowable Pressure
At 70ºC:
At Normal Pump Temp. **16 barg**
Hydro Test Pressure (barg)
Remarks:

Driver Half-Coupling Mounted By:
○ Pump Mfr ○ Driver Mfr ○ Purchaser
Gland Type/Matl
Gland Plate Taps Required:
○ Quench ○ Flush ○ Drain ○ Vent

NOTES

1.-
2.-
3.-
4.-
5.-

M-HD-001

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B101 A/B

MATERIALS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ○ Table H-1 Class _____
- ☐ Barrel / Case _____
- ☐ Impeller _____
- ☐ Case / Imp. Wear Rings _____
- ☐ Shaft _____
- ☐ Sleeve _____
- Baseplate
- ☐ Material / Type _____
- ☐ API 610 Std. Nº _____

Remarks: **Carbon Steel**

AUXILIARY PIPING (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ● Seal Flush Piping Plan **11**
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
- ● Auxiliary Flush Plan **52**
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
- ○ Cooling Water Piping Plan _____
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
  - ○ Copper

Piping Assembly:
- ○ Threaded ● Flanged
- ○ Seal Welded ○ Socket Welded

○ External Seal Flush Fluid
☐ _____ m3/h ☐ _____ kPa

○ Sight Flow Indicators Required
☐ Total Cooling Water Req'd (m^3/h) _____

○ Packing Cooling Injection Required
☐ _____ m^3/h ☐ _____ kPa

Remarks: _____

INSPECTION AND TEST (TO BE COMPLETED BY PURCHASER)

TEST	NON - WIT	WIT	OBSERVED
Performance	○	○	○
Hydrostatic	○	○	○
NPSH	○	○	○

- ○ Shop Inspection ○ Material Cert.
- ○ Dismantle and Inspect After Test
- ○ Casting Repair Procedure Approval Required
- ○ Inspection Req'd For Nozzle Welds.
  - ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant
- ○ Inspection Req'd For Castings:
  - ○ Radiographic ○ Ultrasonic
- ○ Inspection Req'd for
  - ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant
  - ○ Radiographic ○ Ultrasonic

Remarks: _____

MOTOR DRIVER (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ☐ _____ HP ☐ _____ r/min
- ☐ Frame _____
- ☐ Volts / Phase / Hertz _____
- ☐ Type _____
- ☐ Enclosure _____
- ☐ Temperature Rise (ºC) _____
- ☐ Full Load AMPS _____
- ☐ Locked Rotor AMPS _____
- ☐ Insulation _____
- ☐ Manufacturer _____
- ☐ Bearings _____
- ☐ Lube _____
- Vertical Shaft ○ Solid ○ Hollow
- ☐ Vertical Thrust Capacity (N) (Kg)
  - Up _____ Down _____

Remarks: _____

VERTICAL PUMPS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ○ Pit or Sump Depth (m) _____
- ☐ Pump Length (m) _____
- ☐ Min. Submergence Req'd (m) _____
- Column Pipe: ☐ Flanged ☐ Threaded
- Line Shaft: ☐ Open ☐ Enclosed
- Guide Bushings:
- ☐ Bowl _____ ☐ Line Shaft _____
- Guide Bushing Lube _____
- ☐ Water ☐ Oil ☐ Grease
- ☐ Float Switch ☐ Producto
- Float and Road:
- ○ Cbn Stl ○ SS ○ Brz ○ None
- ☐ Pump Thrust (N) _____
  - At Min Flow _____
  - At Design Flow _____
  - At Runout _____

Remarks: _____

MASSES (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Mass of Pump (kg)	
Mass of Baseplate (kg)	
Mass of Motor (kg)	
Mass of Gear (kg)	
Total Mass (kg)	

Remarks: _____

ADDITIONAL INFORMATION

1.-
2.-
3.-
4.-
5.-
6.-

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

HOJA DE DATOS

B102 A/B

Bomba Centrífuga

REV.	DATE	DESCRIPTION	BY	REV.	APPR.
A	29/05/2017	Emisión	JG	SG	

M-HD-002

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B102 A/B

NOTE: Information to be completed by: ● Purchaser ☐ Manufacturer

Service:

Aplicable to: ○ Proposals ● Purchase ○ As Built

Aplicable std.: ○ API 610 10th ed. ○ ANSI B73.1 ○ Other

Pump Mfr: **RUHRPUMPEN**

Size & Type: **3PSB-141**

Nr. Stages: **1**

Serial Nr.:

Nr. Pumps Required	**2**	Nr. Motor Driven	**2**	Nr. Turbine Driven	
		Pump Item Nr.	B103 A/B	Pump Item Nr.	
		Motor Item Nr.		Turbine Item Nr.	
		Motor Provided By	**FABRICANTE**	Turbine Provided By	
		Motor Mounted By	**FABRICANTE**	Turbine Mounted By	

LIQUID	OPERATING CONDITIONS	SITE CONDITIONS
Name: **AGUA**	Capacity (m³/h): **177,8**	Temperature: Max **40** Min. **3,5** °C
Pumping Temperature (ºC)	Normal **177,8** Rated Max	Rel. Humidity: Max **100** Min. **%**
Normal **270** Max. **280** Min. **260**	Disch. Pres. (barg): **56,950**	Altitude masl
Spec. Grav. @ **270** ºC: **0,769**	Suct. Pres. (barg): **54,505**	○ Indoor ○ Heated ○ Roof
Vapor Pres. @ ºC: kPa	Max. Rated	○ Outdoor ○ Unheated ○ Sun
Viscosity @ **270** ºC: **0,171** cP	Diff. Pres. (bar)	Area Classification
Viscosity @ ºC: cP	Diff. Head. (m): **33,47**	Other
Corrosion / Erosion Caused By:	NPSH Available (m): **8,44**	Remarks:
Remarks:	Remarks:	

PERFORMANCE (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Prop. Curve No.	**3PSB-141-4**	Min. Continuos Flow (m³/h):	**68,67**	NPSH Required (m):	**2,72**
Speed (r/min.)	**1485**	Thermal **---**	Stable	3% Head Drop	
Eficiency (%)	**70,4**	Max. Head, Rated Imp. (m)	**48,53**	Suction Specific Speed	**938**
Rated Power (kW)	**17,7**	Max.Power, Rated Imp. (kW)	**24,39**		

Remarks:

CONSTRUCTION (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

Nozzles	Size	Rating	Facing	Location
Suction	**16"**			
Discharge	**8"**			
Bal. Drum				

Misc.Conn	Size	Location
Drain (Suct/Disch)		
Vent		
Pres. Gage		
Warm Up		

Casing Mount: Foot ■ ■ Centerline ☐ Near Centerline ☐ Vertical ☐ Vertical Barrel ☐ Bracket ☐ Inline ☐ Sump

Impeller Diameter (mm): Rated **337** Max. **356** Min **254**

Rotation (Viewed From CPLG): ☐ CW ☐ CCW

Imp. Mount ☐ Btwn. Brgs ■ Overh.

Casing Split ☐ Axial ■ Radial

Casing Type: ■ Single Volute ☐ Diffuser ☐ Double Volute ☐ Staggered

Packing:

Manufacturer:

Type:

Size / Nº Rings:

Mechanical Seal: **Arreglo 1**

Type: **Plan 23**

API code: **682**

Manufacturer:

Model:

Manufacturer Code:

Max.Allowable Pressure

At 70ºC:

At Normal Pump Temp. **N/A**

Hydro Test Pressure (barg):

Remarks:

Bearings (Type/Nº)

Radial:

Thrust:

Lubrication Type: ☐ API 614

☐ Grease ☐ Oil Ring ☐ Product ☐ Flood ☐ Flinger ☐ Pressure (ver nota 3)

Coupling:

Manufacturer:

Type:

Driver Half-Coupling Mounted By:

○ Pump Mfr ○ Driver Mfr ○ Purchaser

Gland Type/Matl:

Gland Plate Taps Required:

○ Quench ○ Flush ○ Drain ○ Vent

NOTES

1.-

2.-

3.-

4.-

5.-

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B102 A/B

MATERIALS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

○ Table H-1 Class _____ ☐ Case / Imp. Wear Rings _____ Baseplate

☐ Barrel / Case _____ ☐ Shaft _____ ☐ Material / Type _____

☐ Impeller _____ ☐ Sleeve _____ ☐ API 610 Std. Nº _____

Remarks: **Carbon Steel**

AUXILIARY PIPING (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

● Seal Flush Piping Plan **23** ○ Auxiliary Flush Plan _____ ○ Cooling Water Piping Plan _____

○ Tubing ○ Carbon Steel ○ Tubing ○ Carbon Steel ○ Tubing ○ Carbon Steel

○ Pipe ○ Stainless Steel ○ Pipe ○ Stainless Steel ○ Pipe ○ Stainless Steel

Piping Assembly: ○ External Seal Flush Fluid ○ Copper

○ Threaded ● Flanged ○ Sight Flow Indicators Required

○ Seal Welded ○ Socket Welded ☐ _____ m3/h ☐ _____ kPa ☐ Total Cooling Water Req'd (m^3/h) _____

Remarks: _____ ○ Packing Cooling Injection Required

_____ ☐ _____ m^3/h ☐ _____ kPa

INSPECTION AND TEST (TO BE COMPLETED BY PURCHASER)

TEST	NON - WIT	WIT	OBSERVED
Performance	○	○	○
Hydrostatic	○	○	○
NPSH	○	○	○

○ Shop Inspection ○ Material Cert.

○ Dismantle and Inspect After Test

○ Casting Repair Procedure Approval Required

○ Inspection Req'd For Nozzle Welds. ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant

○ Inspection Req'd For Castings: ○ Radiographic ○ Ultrasonic

○ Inspection Req'd for ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant ○ Radiographic ○ Ultrasonic

Remarks: _____

MOTOR DRIVER (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

☐ _____ HP ☐ _____ r/min ☐ Temperature Rise (ºC) _____ ☐ Bearings _____

☐ Frame _____ ☐ Full Load AMPS _____ ☐ Lube _____

☐ Volts / Phase / Hertz _____ ☐ Locked Rotor AMPS _____ Vertical Shaft ○ Solid ○ Hollow

☐ Type _____ ☐ Insulation _____ ☐ Vertical Thrust Capacity (N) (Kg)

☐ Enclosure _____ ☐ Manufacturer _____ Up _____ Down _____

Remarks: _____

VERTICAL PUMPS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

○ Pit or Sump Depth (m) _____ Guide Bushings: Float and Road:

☐ Pump Length (m) _____ ☐ Bowl _____ ☐ Line Shaft _____ ○ Cbn Stl ○ SS ○ Brz ○ None

☐ Min. Submergence Req'd (m) _____ Guide Bushing Lube _____ ☐ Pump Thrust (N) _____

Column Pipe: ☐ Flanged ☐ Threaded ☐ Water ☐ Oil ☐ Grease At Min Flow _____

Line Shaft: ☐ Open ☐ Enclosed ☐ Float Switch ☐ Producto At Design Flow _____

Remarks: _____ At Runout _____

MASSES (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Mass of Pump (kg) _____ Remarks: _____

Mass of Baseplate (kg) _____

Mass of Motor (kg) _____

Mass of Gear (kg) _____

Total Mass (kg) _____

ADDITIONAL INFORMATION

1.-

2.-

3.-

4.-

5.-

6.-

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

HOJA DE DATOS

B103 A/B

Bomba Centrífuga

REV.	DATE	DESCRIPTION	BY	REV.	APPR.
A	29/05/2017	Emisión	JG	SG	

M-HD-003

CLIENT: SULSUR
PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B103 A/B

NOTE: Information to be completed by: ● Purchaser ☐ Manufacturer

Service:

Aplicable to: ○ Proposals ● Purchase ○ As Built

Aplicable std.: ○ API 610 10th ed. ○ ANSI B73.1 ○ Other

Pump Mfr: **RUHRPUMPEN**
Size & Type: **3PSB-141**
Nr. Stages: **1**
Serial Nr.:

Nr. Pumps Required	**2**	Nr. Motor Driven	**2**
		Pump Item Nr.	B104 A/B
		Motor Item Nr.	
		Motor Provided By	**FABRICANTE**
		Motor Mounted By	**FABRICANTE**
		Nr. Turbine Driven	
		Pump Item Nr.	
		Turbine Item Nr.	
		Turbine Provided By	
		Turbine Mounted By	

LIQUID

Name: **AGUA**
Pumping Temperature (ºC)
Normal **124** Max. **280** Min. **120**
Spec. Grav. @ **124** ºC: **0,948**
Vapor Pres. @ ºC: kPa
Viscosity @ **124** ºC: **0,22** cP
Viscosity @ ºC: cP
Corrosion / Erosion Caused By:
Remarks:

OPERATING CONDITIONS

Capacity (m³/h): **144,3**
Normal **144,3** Rated Max
Disch. Pres. (barg): **4,352**
Suct. Pres. (barg): **1,631**
Max. Rated
Diff. Pres. (bar)
Diff. Head. (m): **29,68**
NPSH Available (m): **8,73**
Remarks:

SITE CONDITIONS

Temperature: Max **40** Min. **3,5** °C
Rel. Humidity: Max **100** Min. **%**
Altitude masl
○ Indoor ○ Heated ○ Roof
○ Outdoor ○ Unheated ○ Sun
Area Classification
Other
Remarks:

PERFORMANCE (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Prop. Curve No.: **3PSB-141-4**
Speed (r/min.): **1485**
Eficiency (%): **70,4**
Rated Power (kW): **15,70**
Min. Continuos Flow (m³/h): **68,67**
Thermal --- Stable
Max. Head, Rated Imp. (m): **41,38**
Max.Power, Rated Imp. (kW): **17,29**
NPSH Required (m): **2,29**
3% Head Drop
Suction Specific Speed: **938**
Remarks:

CONSTRUCTION (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

Nozzles	Size	Rating	Facing	Location
Suction	**16"**			
Discharge	**8"**			
Bal. Drum				

Misc.Conn	Size	Location
Drain (Suct/Disch)		
Vent		
Pres. Gage		
Warm Up		

Casing Mount: Foot ■ ■ Centerline ☐ Bracket ☐ Near Centerline ☐ Inline ☐ Vertical ☐ Sump ☐ Vertical Barrel

Impeller Diameter (mm)
Rated **337** Max. **356** Min **254**
Rotation (Viewed From CPLG) ☐ CW ☐ CCW
Imp. Mount ☐ Btwn. Brgs ■ Overh.

Casing Split ☐ Axial ■ Radial

Casing Type: ■ Single Volute ☐ Diffuser ☐ Double Volute ☐ Starggered

Packing:
Manufacturer
Type
Size / Nº Rings
Mechanical Seal: **Arreglo 1**
Type **Plan 23**
API code **682**
Manufacturer
Model
Manufacturer Code

Max.Allowable Pressure
At 70ºC:
At Normal Pump Temp. **N/A**
Hydro Test Pressure (barg)
Remarks:

Bearings (Type/Nº)
Radial
Thrust
Lubrication Type: ☐ API 614
☐ Grease ☐ Oil Ring ☐ Product
☐ Flood ☐ Flinger ☐ Pressure (ver nota 3)
Coupling:
Manufacturer
Type

Driver Half-Coupling Mounted By:
○ Pump Mfr ○ Driver Mfr ○ Purchaser
Gland Type/Matl
Gland Plate Taps Required:
○ Quench ○ Flush ○ Drain ○ Vent

NOTES

1.-
2.-
3.-
4.-
5.-

M-HD-003

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

B103 A/B

MATERIALS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

○ Table H-1 Class _____ ☐ Case / Imp. Wear Rings _____ Baseplate

☐ Barrel / Case _____ ☐ Shaft _____ ☐ Material / Type _____

☐ Impeller _____ ☐ Sleeve _____ ☐ API 610 Std. Nº _____

Remarks: _____

AUXILIARY PIPING (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

● Seal Flush Piping Plan **23** ○ Auxiliary Flush Plan _____ ○ Cooling Water Piping Plan _____

○ Tubing ○ Carbon Steel ○ Tubing ○ Carbon Steel ○ Tubing ○ Carbon Steel

○ Pipe ○ Stainless Steel ○ Pipe ○ Stainless Steel ○ Pipe ○ Stainless Steel

Piping Assembly: ○ External Seal Flush Fluid ○ Copper

○ Threaded ● Flanged ○ Sight Flow Indicators Required

○ Seal Welded ○ Socket Welded ☐ _____ m3/h ☐ _____ kPa ☐ Total Cooling Water Req'd (m^3/h) _____

Remarks: _____ ○ Packing Cooling Injection Required

_____ ☐ _____ m^3/h ☐ _____ kPa

INSPECTION AND TEST (TO BE COMPLETED BY PURCHASER)

TEST	NON - WIT	WIT	OBSERVED
Performance	○	○	○
Hydrostatic	○	○	○
NPSH	○	○	○

○ Shop Inspection ○ Material Cert.

○ Dismantle and Inspect After Test

○ Casting Repair Procedure Approval Required

○ Inspection Req'd For Nozzle Welds. ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant

○ Inspection Req'd For Castings: ○ Radiographic ○ Ultrasonic

○ Inspection Req'd for ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant ○ Radiographic ○ Ultrasonic

Remarks: _____

MOTOR DRIVER (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

☐ _____ HP ☐ _____ r/min ☐ Temperature Rise (ºC) _____ ☐ Bearings _____

☐ Frame _____ ☐ Full Load AMPS _____ ☐ Lube _____

☐ Volts / Phase / Hertz _____ ☐ Locked Rotor AMPS _____ Vertical Shaft ○ Solid ○ Hollow

☐ Type _____ ☐ Insulation _____ ☐ Vertical Thrust Capacity (N) (Kg)

☐ Enclosure _____ ☐ Manufacturer _____ Up _____ Down _____

Remarks: _____

VERTICAL PUMPS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

○ Pit or Sump Depth (m) _____ Guide Bushings: Float and Road:

☐ Pump Length (m) _____ ☐ Bowl _____ ☐ Line Shaft _____ ○ Cbn Stl ○ SS ○ Brz ○ None

☐ Min. Submergence Req'd (m) _____ Guide Bushing Lube _____ ☐ Pump Thrust (N) _____

Column Pipe: ☐ Flanged ☐ Threaded ☐ Water ☐ Oil ☐ Grease At Min Flow _____

Line Shaft: ☐ Open ☐ Enclosed ☐ Float Switch ☐ Producto At Design Flow _____

Remarks: _____ At Runout _____

MASSES (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Mass of Pump (kg)		Remarks:
Mass of Baseplate (kg)		
Mass of Motor (kg)		
Mass of Gear (kg)		
Total Mass (kg)		

ADDITIONAL INFORMATION

1.-

2.-

3.-

4.-

5.-

6.-

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

HOJA DE DATOS

BV101 A/B

Bomba Centrífuga

REV.	DATE	DESCRIPTION	BY	REV.	APPR.
A	29/05/2017	Emisión	JG	SG	

M-HD-004

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BV101 A/B

NOTE: Information to be completed by: ● Purchaser ☐ Manufacturer

Service:

Aplicable to: ○ Proposals ● Purchase ○ As Built

Aplicable std.: ○ API 610 10th ed. ○ ANSI B73.1 ○ Other

Pump Mfr: **RUHRPUMPEN**

Size & Type: **VSP-CHEM-L 1-1/2 x 1 x 8**

Nr. Stages: **1**

Serial Nr.:

Nr. Pumps Required	**2**	Nr. Motor Driven	**2**	Nr. Turbine Driven	
		Pump Item Nr.	BV101 A/B	Pump Item Nr.	
		Motor Item Nr.		Turbine Item Nr.	
		Motor Provided By	**FABRICANTE**	Turbine Provided By	
		Motor Mounted By	**FABRICANTE**	Turbine Mounted By	

LIQUID

Name: **AZUFRE**

Pumping Temperature (ºC)

Normal **144** Max. **150** Min.

Spec. Grav. @ **144** ºC: **1,788**

Vapor Pres. @ ºC: kPa

Viscosity @ **144** ºC: **7,41** cP

Viscosity @ ºC: cP

Corrosion / Erosion Caused By:

Remarks:

OPERATING CONDITIONS

Capacity (m³/h): **2,12**

Normal **2,12** Rated Max

Disch. Pres. (barg): **5,535**

Suct. Pres. (barg): **0,408**

Max. Rated

Diff. Pres. (bar)

Diff. Head. (m): **29,23**

NPSH Available (m): **2,33**

Remarks:

SITE CONDITIONS

Temperature: Max **40** Min. **3,5** °C

Rel. Humidity: Max **100** Min. **%**

Altitude masl

○ Indoor ○ Heated ○ Roof

○ Outdoor ○ Unheated ○ Sun

Area Classification

Other

Remarks:

PERFORMANCE (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Prop. Curve No.	**GLF-3604**	Min. Continuos Flow (m³/h):	**0,57**	NPSH Required (m):	**0,69**
Speed (r/min.)	**2915**	Thermal ---	Stable	3% Head Drop	
Eficiency (%)	**12,5**	Max. Head, Rated Imp. (m)	**30,01**	Suction Specific Speed	**322**
Rated Power (kW)	**2,41**	Max.Power, Rated Imp. (kW)	**3,02**		

Remarks:

CONSTRUCTION (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

Nozzles	Size	Rating	Facing	Location
Suction				
Discharge	**1 1/2"**			
Bal. Drum				

Misc.Conn	Size	Location
Drain (Suct/Disch)		
Vent		
Pres. Gage		
Warm Up		

Casing Mount: Foot ☐ Centerline ☐ Bracket ☐ Near Centerline ☐ Inline ■ Vertical ■ Sump ☐ Vertical Barrel

Impeller Diameter (mm): Rated **137** Max. **203** Min **114**

Rotation (Viewed From CPLG): ☐ CW ☐ CCW

Imp. Mount ☐ Btwn. Brgs ☐ Overh.

Casing Split: ☐ Axial ☐ Radial

Casing Type: ■ Single Volute ☐ Diffuser ☐ Double Volute ☐ Starggered

Packing:

Manufacturer

Type

Size / Nº Rings

Mechanical Seal:

Type: **Sello doble**

API code

Manufacturer: **EagleBurgmann**

Model: **H9UC SulfurAce**

Manufacturer Code

Bearings (Type/Nº)

Radial

Thrust

Lubrication Type: ☐ API 614

☐ Grease ☐ Oil Ring ☐ Product

☐ Flood ☐ Flinger ☐ Pressure (ver nota 3)

Coupling:

Manufacturer

Type

Max.Allowable Pressure

At 70ºC:

At Normal Pump Temp. **N/A**

Hydro Test Pressure (barg)

Remarks:

Driver Half-Coupling Mounted By:

○ Pump Mfr ○ Driver Mfr ○ Purchaser

Gland Type/Matl

Gland Plate Taps Required:

○ Quench ○ Flush ○ Drain ○ Vent

NOTES

1.- La bomba debe estar enchaquetada con vapor de baja

2.-

3.-

4.-

5.-

M-HD-004

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BV101 A/B

MATERIALS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ◯ Table H-1 Class _____
- ☐ Barrel / Case _____
- ☐ Impeller _____
- ☐ Case / Imp. Wear Rings _____
- ☐ Shaft _____
- ☐ Sleeve _____
- Baseplate
- ☐ Material / Type _____
- ☐ API 610 Std. Nº _____

Remarks: **Carbon Steel**

AUXILIARY PIPING (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ◯ Seal Flush Piping Plan _____
  - ◯ Tubing ◯ Carbon Steel
  - ◯ Pipe ◯ Stainless Steel
- ◯ Auxiliary Flush Plan _____
  - ◯ Tubing ◯ Carbon Steel
  - ◯ Pipe ◯ Stainless Steel
- ◯ Cooling Water Piping Plan _____
  - ◯ Tubing ◯ Carbon Steel
  - ◯ Pipe ◯ Stainless Steel
  - ◯ Copper

Piping Assembly:
- ◯ Threaded ◯ Flanged
- ◯ Seal Welded ◯ Socket Welded

◯ External Seal Flush Fluid

☐ _____ m3/h ☐ _____ kPa

◯ Sight Flow Indicators Required

☐ Total Cooling Water Req'd (m^3/h) _____

◯ Packing Cooling Injection Required

☐ _____ m^3/h ☐ _____ kPa

Remarks: _____

INSPECTION AND TEST (TO BE COMPLETED BY PURCHASER)

TEST	NON - WIT	WIT	OBSERVED
Performance	◯	◯	◯
Hydrostatic	◯	◯	◯
NPSH	◯	◯	◯

- ◯ Shop Inspection ◯ Material Cert.
- ◯ Dismantle and Inspect After Test
- ◯ Casting Repair Procedure Approval Required
- ◯ Inspection Req'd For Nozzle Welds.
  - ◯ Mag. Particle ◯ Dye Penetrant
- ◯ Inspection Req'd For Castings:
  - ◯ Radiographic ◯ Ultrasonic
- ◯ Inspection Req'd for
  - ◯ Mag. Particle ◯ Dye Penetrant
  - ◯ Radiographic ◯ Ultrasonic

Remarks: _____

MOTOR DRIVER (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ☐ _____ HP ☐ _____ r/min
- ☐ Frame _____
- ☐ Volts / Phase / Hertz _____
- ☐ Type _____
- ☐ Enclosure _____
- ☐ Temperature Rise (ºC) _____
- ☐ Full Load AMPS _____
- ☐ Locked Rotor AMPS _____
- ☐ Insulation _____
- ☐ Manufacturer _____
- ☐ Bearings _____
- ☐ Lube _____
- Vertical Shaft ◯ Solid ◯ Hollow
- ☐ Vertical Thrust Capacity (N) (Kg)
  - Up _____ Down _____

Remarks: _____

VERTICAL PUMPS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ● Pit or Sump Depth (m) 2,83
- ☐ Pump Length (m) _____
- ☐ Min. Submergence Req'd (m) _____
- Column Pipe: ☐ Flanged ☐ Threaded
- Line Shaft: ☐ Open ☐ Enclosed
- Guide Bushings:
- ☐ Bowl _____ ☐ Line Shaft _____
- Guide Bushing Lube _____
- ☐ Water ☐ Oil ☐ Grease
- ☐ Float Switch ☐ Producto
- Float and Road:
- ◯ Cbn Stl ◯ SS ◯ Brz ◯ None
- ☐ Pump Thrust (N)
  - At Min Flow _____
  - At Design Flow _____
  - At Runout _____

Remarks: _____

MASSES (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Mass of Pump (kg)	
Mass of Baseplate (kg)	
Mass of Motor (kg)	
Mass of Gear (kg)	
Total Mass (kg)	

Remarks: _____

ADDITIONAL INFORMATION

1.-
2.-
3.-
4.-
5.-
6.-

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

HOJA DE DATOS

BV102 A/B

Bomba Centrífuga

REV.	DATE	DESCRIPTION	BY	REV.	APPR.
A	29/05/2017	Emisión	JG	SG	

M-HD-005

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BV102 A/B

NOTE: Information to be completed by: ● Purchaser ☐ Manufacturer

Service:

Aplicable to: ○ Proposals ● Purchase ○ As Built

Aplicable std.: ○ API 610 10th ed. ○ ANSI B73.1 ○ Other

Pump Mfr: **RUHRPUMPEN**

Size & Type: **VSP-CHEM 3 x 1-1/2 x 12 CH**

Nr. Stages: **1**

Serial Nr.:

Nr. Pumps Required	**2**	Nr. Motor Driven	**2**	Nr. Turbine Driven	
		Pump Item Nr.	BV102 A/B	Pump Item Nr.	
		Motor Item Nr.		Turbine Item Nr.	
		Motor Provided By	**FABRICANTE**	Turbine Provided By	
		Motor Mounted By	**FABRICANTE**	Turbine Mounted By	

LIQUID

Name: **AZUFRE**

Pumping Temperature (ºC)

Normal **144** Max. **150** Min.

Spec. Grav. @ **144** ºC: **1,788**

Vapor Pres. @ ºC: kPa

Viscosity @ **144** ºC: **7,41** cP

Viscosity @ ºC: cP

Corrosion / Erosion Caused By:

Remarks:

OPERATING CONDITIONS

Capacity (m³/h): **50,86**

Normal **50,86** Rated Max

Disch. Pres. (barg): **12,260**

Suct. Pres. (barg): **0,169**

Max. Rated

Diff. Pres. (bar)

Diff. Head. (m): **69,20**

NPSH Available (m): **0,96**

Remarks:

SITE CONDITIONS

Temperature: Max **40** Min. **3,5** °C

Rel. Humidity: Max **100** Min. **%**

Altitude masl

○ Indoor ○ Heated ○ Roof

○ Outdoor ○ Unheated ○ Sun

Area Classification

Other

Remarks:

PERFORMANCE (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

Prop. Curve No.: **A20-1**

Speed (r/min.): **2960**

Eficiency (%): **47,8**

Rated Power (kW): **35,88**

Min. Continuos Flow (m³/h): **15**

Thermal --- Stable

Max. Head, Rated Imp. (m): **79,47**

Max.Power, Rated Imp. (kW): **41,46**

NPSH Required (m): **3,48**

3% Head Drop

Suction Specific Speed: **782**

Remarks:

CONSTRUCTION (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

Nozzles	Size	Rating	Facing	Location
Suction				
Discharge	**4"**			
Bal. Drum				

Misc.Conn	Size	Location
Drain (Suct/Disch)		
Vent		
Pres. Gage		
Warm Up		

Casing Mount: Foot ☐ Centerline ☐ Bracket ☐ Near Centerline ☐ Inline ■ Vertical ■ Sump ☐ Vertical Barrel

Casing Split: ☐ Axial ☐ Radial

Casing Type: ■ Single Volute ☐ Diffuser ☐ Double Volute ☐ Starggered

Max.Allowable Pressure

At 70ºC:

At Normal Pump Temp. **N/A**

Hydro Test Pressure (barg)

Remarks:

Impeller Diameter (mm)

Rated **237** Max. **254** Min **203**

Rotation (Viewed From CPLG) ☐ CW ☐ CCW

Imp. Mount ☐ Btwn. Brgs ☐ Overh.

Packing:

Manufacturer

Type

Size / Nº Rings

Mechanical Seal:

Type **Sello doble**

API code

Manufacturer **EagleBurgmann**

Model **H9UC SulfurAce**

Manufacturer Code

Bearings (Type/Nº)

Radial

Thrust

Lubrication Type: ☐ API 614

☐ Grease ☐ Oil Ring ☐ Product

☐ Flood ☐ Flinger ☐ Pressure (ver nota 3)

Coupling:

Manufacturer

Type

Driver Half-Coupling Mounted By:

○ Pump Mfr ○ Driver Mfr ○ Purchaser

Gland Type/Matl

Gland Plate Taps Required:

○ Quench ○ Flush ○ Drain ○ Vent

NOTES

1.- La bomba debe estar enchaquetada con vapor de baja

2.-

3.-

4.-

5.-

M-HD-005

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

BV102 A/B

MATERIALS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ○ Table H-1 Class _____
- ☐ Barrel / Case _____
- ☐ Impeller _____
- ☐ Case / Imp. Wear Rings _____
- ☐ Shaft _____
- ☐ Sleeve _____
- Baseplate
- ☐ Material / Type _____
- ☐ API 610 Std. Nº _____

Remarks: **Carbon Steel**

AUXILIARY PIPING (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ○ Seal Flush Piping Plan _____
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
- ○ Auxiliary Flush Plan _____
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
- ○ Cooling Water Piping Plan _____
  - ○ Tubing ○ Carbon Steel
  - ○ Pipe ○ Stainless Steel
  - ○ Copper

Piping Assembly:
- ○ Threaded ○ Flanged
- ○ Seal Welded ○ Socket Welded

○ External Seal Flush Fluid
☐ _____ m3/h ☐ _____ kPa

○ Sight Flow Indicators Required
☐ Total Cooling Water Req'd (m^3/h) _____

Remarks: _____

○ Packing Cooling Injection Required
☐ _____ m^3/h ☐ _____ kPa

INSPECTION AND TEST (TO BE COMPLETED BY PURCHASER)

TEST	NON - WIT	WIT	OBSERVED
Performance	○	○	○
Hydrostatic	○	○	○
NPSH	○	○	○

- ○ Shop Inspection ○ Material Cert.
- ○ Dismantle and Inspect After Test
- ○ Casting Repair Procedure Approval Required
- ○ Inspection Req'd For Nozzle Welds.
  - ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant
- ○ Inspection Req'd For Castings:
  - ○ Radiographic ○ Ultrasonic
- ○ Inspection Req'd for
  - ○ Mag. Particle ○ Dye Penetrant
  - ○ Radiographic ○ Ultrasonic

Remarks: _____

MOTOR DRIVER (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ☐ _____ HP ☐ _____ r/min
- ☐ Frame _____
- ☐ Volts / Phase / Hertz _____
- ☐ Type _____
- ☐ Enclosure _____
- ☐ Temperature Rise (ºC) _____
- ☐ Full Load AMPS _____
- ☐ Locked Rotor AMPS _____
- ☐ Insulation _____
- ☐ Manufacturer _____
- ☐ Bearings _____
- ☐ Lube _____
- Vertical Shaft ○ Solid ○ Hollow
- ☐ Vertical Thrust Capacity (N) (Kg)
  - Up _____ Down _____

Remarks: _____

VERTICAL PUMPS (TO BE COMPLETED BY PURCHASER AND MANUFACTURER)

- ● Pit or Sump Depth (m) 2,83
- ☐ Pump Length (m) _____
- ☐ Min. Submergence Req'd (m) _____
- Column Pipe: ☐ Flanged ☐ Threaded
- Line Shaft: ☐ Open ☐ Enclosed

Guide Bushings:
- ☐ Bowl _____ ☐ Line Shaft _____
- Guide Bushing Lube _____
- ☐ Water ☐ Oil ☐ Grease
- ☐ Float Switch ☐ Producto

Remarks: _____

Float and Road:
- ○ Cbn Stl ○ SS ○ Brz ○ None
- ☐ Pump Thrust (N) _____
- At Min Flow _____
- At Design Flow _____
- At Runout _____

MASSES (TO BE COMPLETED BY MANUFACTURER)

- Mass of Pump (kg) _____
- Mass of Baseplate (kg) _____
- Mass of Motor (kg) _____
- Mass of Gear (kg) _____
- Total Mass (kg) _____

Remarks: _____

ADDITIONAL INFORMATION

1.-
2.-
3.-
4.-
5.-
6.-

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE

MEMORIA DE CÁLCULO

SOPLADOR

SOP 101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
B	13/08/2017	Emisión para Aprobación	ED	BM	
A	17/04/2017	Primera Emisión	ED	BM	

MEMORIA DE CÁLCULO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... Página 3

2. **CÁLCULO DE PARÁMETROS OPERATIVOS**..... Página 3

2.1. Condiciones de Operación y Diseño..... Página 3

2.2. Elección del Tipo de Compresor..... Página 7

2.3. Cálculo de Potencia Hidráulica..... Página 9

2.4. Cálculo de Potencia del Eje..... Página 10

2.5. Cálculo de Velocidad del Eje..... Página 11

2.6. Especificación Final..... Página 12

3. SELECCIÓN DE EQUIPOS CON PROVEEDORES..... Página 12

1.1. Hoffman & Lamson..... Página 12

1.2. Ingersoll Rand..... Página 14

2. ANEXO..... Página 16

1. INTRODUCCIÓN

En el presente documento se presentan los distintos cálculos y criterios tomados en el diseño del blower. La función del mismo en la planta es presurizar la corriente de aire de ingreso al horno de reacción. El motor de este blower no cuenta con un variador de frecuencia ya que el caudal se regula con válvulas de estrangulamiento a su salida. La razón por la que se elige este modo de control es para permitir que el caudal de aire sea determinado por dos controles independientes. De esta forma, el blower no trabaja ni a presión de descarga constante ni a caudal constante.

2. CÁLCULO DE PARÁMETROS OPERATIVOS

En la presente sección se utilizan distintas correlaciones obtenidas del libro GPSA para estimar los parámetros de operación del equipo de presurización a las condiciones de diseño. Las condiciones de diseño incluyen las corrientes de entrada al equipo en la máxima y mínima capacidad con la que se diseña el compresor y la presión de descarga a la que se quiere llegar. Los parámetros operativos incluyen la altura y potencia que debe desarrollar, la eficiencia con la que se calculan y la velocidad de giro del eje.

2.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DISEÑO

A continuación se presentan las condiciones de operación de la corriente de entrada (9) del blower:

Tabla 1: Condiciones operativas de la corriente de aire de entrada a SOP101

Variables	Unidades	Diseño
Temperature	°C	40
Pressure	kgf/cm^2	0,85
Mole Fraction Vapor	%	100
Molecular Weight	kg/kmol	28,85
Mass Density	kg/m^3	0,93
Molar Flow	kmol/h	327,4
Mass Flow	kg/h	9445,6
Normal Vapor Volumetric Flow	Nm^3/d	176120,4

MEMORIA DE CÁLCULO

En las bases de diseño es especificado que el diseño de los equipos se hará considerando una capacidad de producción del 10% mayor a la de operación normal y que el turndown de la planta ocurre cuando se llega al 60% de la capacidad normal. Considerando una relación lineal entre el caudal de entrada a la planta y el caudal de aire de reacción, se diseña a SOP 101 con su caudal máximo igual al 110% del operativo y su caudal mínimo como el 60% del operativo. Se obtienen los siguientes caudales:

Tabla 2: Caudales de diseño de SOP 101

CORRIENTE 9 (Succión Blower)		Operación Normal	Operación Diseño	Operación Turndown
Molar Flow	kmol/h	327,4	360,14	196,44
Mass Flow	kg/h	9445,61	10390,17	5667,36
Normal Vapor Volumetric Flow	Nm^3/d	176120,4	193732,4	105672,2
Std Vapor Volumetric Flow	m^3/h	7741,33	8515,46	4644,8

Para calcular la presión de succión y descarga es necesario estimar las pérdidas de carga por fricción en las líneas y en las válvulas y accesorios.

En la figura 1 se anexa el esquema del sistema de ingreso de aire, con las válvulas y accesorios de las líneas.

La presión atmosférica se obtiene de las bases de diseño y vale 0,857 kgf/cm^2. La presión a la entrada del horno se obtiene de la memoria de cálculo hidráulico y vale 126,72 kPa.

A continuación se presenta la tabla con los datos con los que se calculan la presión de succión y descarga:

Tabla 3: Cálculo de presión de succión y descarga del soplador

	Cañería succión		Cañería descarga	
	Diseño	**Turndown**	**Diseño**	**Turndown**
Presión fijada por el proceso (Pa)	84042,99	84042,99	126724,311	126724,311
Pérdida de carga por fricción (Pa)	848,96	488,83	1916,91	1355,79
Longitud cañería (m)	40	40	60	60
Diámetro cañería (in)	18	18	12	12
N° de codos	6	6	3	3
Pérdida de carga por válvulas de control (Pa)	0	0	50000	50000
N° de válvulas	0	0	1	1
ΔP por válvula (Pa)	50000	50000	50000	50000
Pérdida de carga por elementos (Pa)	1750	850	12800	6200
N° de válvulas de bloqueo	1	1	3	3
ΔP por válvula de bloqueo (Pa)	550	250	550	250
N° de válvulas de retención	0	0	1	1
ΔP por válvula de retención (Pa)	8750	4250	8750	4250
N° de filtros	1	1	0	0
ΔP por filto (Pa)	1200	600	1200	600
N° de Venturi	0	0	1	1
ΔP por Venturi (Pa)	2400	1200	2400	1200

Finalmente se obtienen las presiones de descarga y succión:

Tabla 4: Presiones de succión y descarga

	Diseño	Turndown
Presión de succión (Pa)	81444,02	82704,15
Presión de descarga (Pa)	191441,22	184280,10

Se tienen entonces todos los parámetros para el diseño del compresor. Los mismos se resumen en la tabla anexada a continuación:

Tabla 5: Parámetros para el diseño del soplador

Variables	Unidades	Corriente 9 (Succión)	
		Diseño	Turndown
Temperature	°C	40	40
Pressure suction	Pa	81444,02	82704,15
Pressure discharge	Pa	191441,22	184280,10
Mole Fraction Vapor	%	100	100
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0
Molecular Weight	kg/kmol	28,85	28,85
Mass Density	kg/m^3	0,93	0,93
Molar Flow	kmol/h	360,14	196,44
Mass Flow	kg/h	10390,17	5667,36
Vapor Volumetric Flow	m^3/h	11155,43	6084,78
Liquid Volumetric Flow	m^3/h	11155,43	6084,78
Normal Vapor Volumetric Flow	Nm^3/d	193732,4	105672,2
Std Vapor Volumetric Flow	m^3/h	8515,46	4644,8
Std Liquid Volumetric Flow	m^3/h	12,01	6,55
Compressibility		1	1
Specific Gravity		1	1
Enthalpy	kJ/h	155503	84819,81
Mass Enthalpy	kJ/kg	14,97	14,97
Mass Cp	kJ/(kg*°C)	1,01	1,01
Ideal Gas CpCv Ratio		1,4	1,4
Dynamic Viscosity	cP	0,02	0,02
Kinematic Viscosity	cSt	20,43	20,43
Thermal Conductivity	W/(m*°C)	0,03	0,03
Net Ideal Gas Heating Value	MJ/m^3	0	0
Net Liquid Heating Value	MJ/kg	0	0
Gross Ideal Gas Heating Value	MJ/m^3	0	0
Gross Liquid Heating Value	MJ/kg	0	0

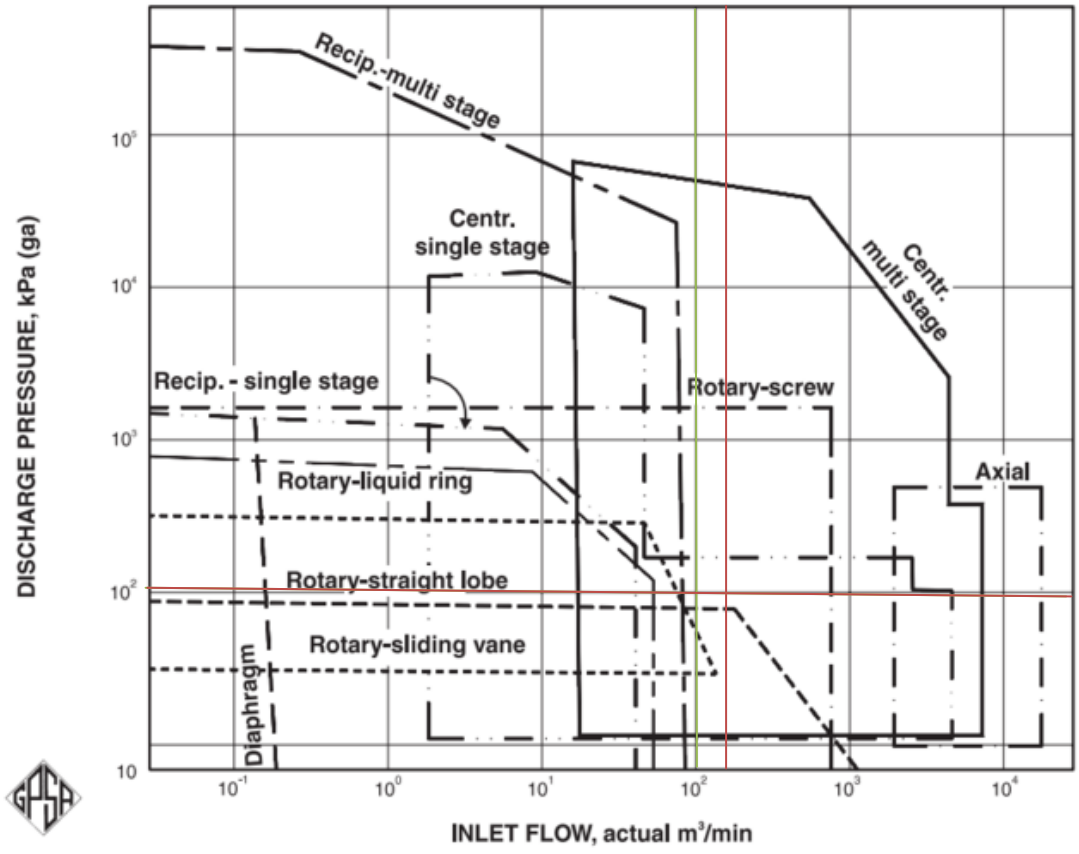
2.2. ELECCIÓN DEL TIPO DE COMPRESOR

El primer paso en el diseño del equipo de presurización es decidir el tipo de compresor que mejor se adecúa a las condiciones de diseño. Esta decisión se basa en el criterio presentado en el libro GPSA, en la figura 13-3.

Tabla 6: Condiciones para la selección del tipo de compresor

Variables	Unidades	Corriente 9 (Succión)	
		Diseño	Shutdown
INLET FLOW	actual m3/min	1,86E+02	1,01E+02
DISCHARGE PRESSURE	kPag	4,90E+01	4,90E+01

Figura 2: Gráfico del tipo de compresor recomendado por las condiciones de trabajo



MEMORIA DE CÁLCULO

Se listan a continuación las posibles opciones de compresores y se marcan aquellas que son compatibles con las condiciones de operación. Estos son los compresores cuyas áreas incluyen a los puntos de diseño.

Tabla 7: Tipos de compresores adecuados para las condiciones de diseño y turndown

	Diseño	**Turndown**
Recip.-multi stage		
Centr. Single stage	X	X
Centr. Multi stage	X	X
Axial		
Rotary-screw	X	X
Recip.-single stage		
Rotary-liquid ring		
Rotary-straight lobe		
Rotary-sliding vane		
Diaphragm		

Se tienen tres posibles compresores, dos de los cuales son compresores centrífugos. Por el amplio uso que tienen estos compresores en la industria, que facilita el know-how, la capacitación de los operarios, la obtención de repuestos y mantenimiento, es que se elige utilizar un compresor centrífugo.

Las máquinas centrífugas se dividen en tres categorías: (Ingeniería de proyecto para plantas de proceso, H. F. Rase y M. H. Barrow)

- *Sopladores:* la presión manométrica de la descarga es menor a 40 lb/plg2
- *Compresores:* la presión de la descarga es mayor a 40 lb/plg2
- *Ventiladores:* Máquinas centrífugas de velocidad baja que manejan grandes volúmenes a presiones manométricas muy bajas, menores a 1 lb/plg2

Como la presión de descarga es de 7.1 lb/plg2, el equipo diseñado entra en la categoría de Blower.

2.3. CÁLCULO DE POTENCIA HIDRÁULICA

Para conocer la potencia hidráulica que el compresor debe desarrollar, es necesario conocer la eficiencia, ya sea isentrópica o politrópica, con la que se desempeña el compresor. Estos son datos que se obtienen del proveedor ya que dependen de cada equipo. Así si se tuviesen las curvas del compresor, con el caudal de diseño se obtendría la eficiencia.

A modo de aproximación para estimar una potencia hidráulica se utiliza la tabla de eficiencias promedio del GPSA, figura 13-23. Se anexa como la figura 3.

Tabla 8: Eficiencia politrópica e isentrópica para la condición de diseño

	Nominal flow range (m3/h)	Average polytropic efficiency	Average isentropic efficiency	Speed to devolp 30 000 (Nm)/kg
Diseño	11155,42	0,8	0,78	10500
Turndown	6084,77	0,8	0,78	10500

Teniendo una eficiencia estimada, se especifica la misma en el blower del simulador y se obtiene la potencia hidráulica requerida para la condición de diseño, que se corresponde con la mayor potencia requerida:

Tabla 9: Potencia por eficiencia

Eficiencia		Potencia (kW)
Polytropic efficiency	0,8	161,87
Isentropic efficiency	0,78	163,95

Se prueban las dos eficiencias y se trabaja con la potencia mayor, que sería 163.95 kW, correspondiente a una eficiencia isentrópica de 78%.

Estos cálculos podrían haberse realizado con fórmulas propuestas en el GPSA, sin embargo se considera más preciso utilizar el simulador.

2.4. CÁLCULO DE POTENCIA DEL EJE

Análogo a la potencia hidráulica, para el cálculo de la potencia del eje se necesita la eficiencia mecánica del equipo. Está misma es provista por el proveedor en función del caudal de diseño. Otra vez a falta de esta información se toman los valores propuestos por el GPSA. Existen dos métodos de cálculo para estimar la potencia perdida por fricción mecánica. Para ambos es necesario conocer la potencia hidráulica, que se anexa a continuación:

Tabla 10: Potencia hidráulica

	kW	Hp
Potencia	163,95	219,86

Uno consiste en elevar a la 0.4 la potencia hidráulica, expresada en unidad horsepower. Este valor representaría las pérdidas mecánicas en hp y se deben sumar a la potencia hidráulica para obtener la potencia total.

Tabla 11: Potencia en el eje por método I

	kW	hp
Mechanical losses	6,44	8,64
Potencia final	170,40	228,51

La otra forma es basándose en la figura 13-36 del GPSA, que estima las pérdidas mecánicas a partir del máximo flujo que circula por el compresor. La misma se anexa como figura 4.

Tabla 12: Potencia en el eje por método II

Máx Flow (m3/h)	11155,42
Casing Size	1
Nominal Speed (rpm)	10500
Bearing loss (kW)	20
Oil-seal power losses (kW)	20
Potencia final (kW)	203,95

Tomando una posición conservadora se elige trabajar con la mayor potencia estimada, que sería con el segundo método. Se tiene entonces que la potencia final es de 204 kW.

2.5. CÁLCULO DE VELOCIDAD DEL EJE

Si se tuvieran las curvas del compresor, la velocidad del eje se elegiría como aquella curva de velocidad constante que entregue la potencia requerida para el caudal de diseño. Esta curva debe verificar que el caudal mínimo se encuentra por lo menos a un 10% del caudal de surge, para cumplir con las normas API Standard 617.

Como no se tiene esta información, se utilizan las fórmulas de afinidad para el cálculo de la velocidad. En las mismas se plantea una relación entre la altura desarrollada para un sistema a una determinada velocidad de giro con la altura desarrollada por el mismo compresor en el mismo sistema girando a otra velocidad.

En GPSA se informan estimados de velocidades nominales y la altura que desarrollan para distintos rangos de caudal. Se determina cuál es el rango de caudal para el sistema y ya teniendo la altura final que se debe desarrollar considerando las pérdidas mecánicas, se obtiene la velocidad de giro necesaria.

Para el cálculo es necesario informar cuántos impellers contiene el compresor. Este valor se obtiene a partir de la figura 13-37 del GPSA. La misma se anexa como figura 5.

Tabla 13: Número de impellers y velocidad de giro nominal del compresor

Htotal (Nm/kg)	70666,74
Nnominal	10500
Hmax/wheel (Nm/kg)	13536,84
No. Wheels	2
N (rpm)	16963,79

Se obtiene entonces que la velocidad de giro es de aproximadamente 17000 rpm y se tienen dos impellers en el blower.

2.6. ESPECIFICACIÓN FINAL

Se anexa a continuación un resumen de las especificaciones calculadas:

Tabla 14: Resumen de las especificaciones del SOP 101

Compresor	Centr. Multi stage
Eficiencia adiabática (%)	78
Eficiencia politrópica (%)	79
Potencia de fricción (kW)	40
Potencia (kW)	204
No. Wheels	2
Speed (rpm)	16964

3. SELECCIÓN DE EQUIPOS CON PROVEEDORES

Se elige el modelo de compresor que mejor se adecúa a las necesidades del proceso entre aquellos propuestos por los siguientes proveedores.

3.1. HOFFMAN & LAMSON

Se procede a encontrar el modelo de compresor centrífugo vendido por este proveedor que mejor se acomoda a las condiciones de diseño.

Los parámetros que utilizan para designar un modelo de compresor son el flujo máximo y mínimo que el mismo debe manejar y la presión de descarga de diseño. Se anexa a continuación el gráfico propuesto por el proveedor y las condiciones de diseño del blower.

MEMORIA DE CÁLCULO

Tabla 15: Parámetros para la selección

		Corriente 9 (Succión)	
		Diseño	Shutdown
INLET FLOW	actual cfm	6565,84	3581,37
DISCHARGE PRESSURE	psig	15,58	14,54

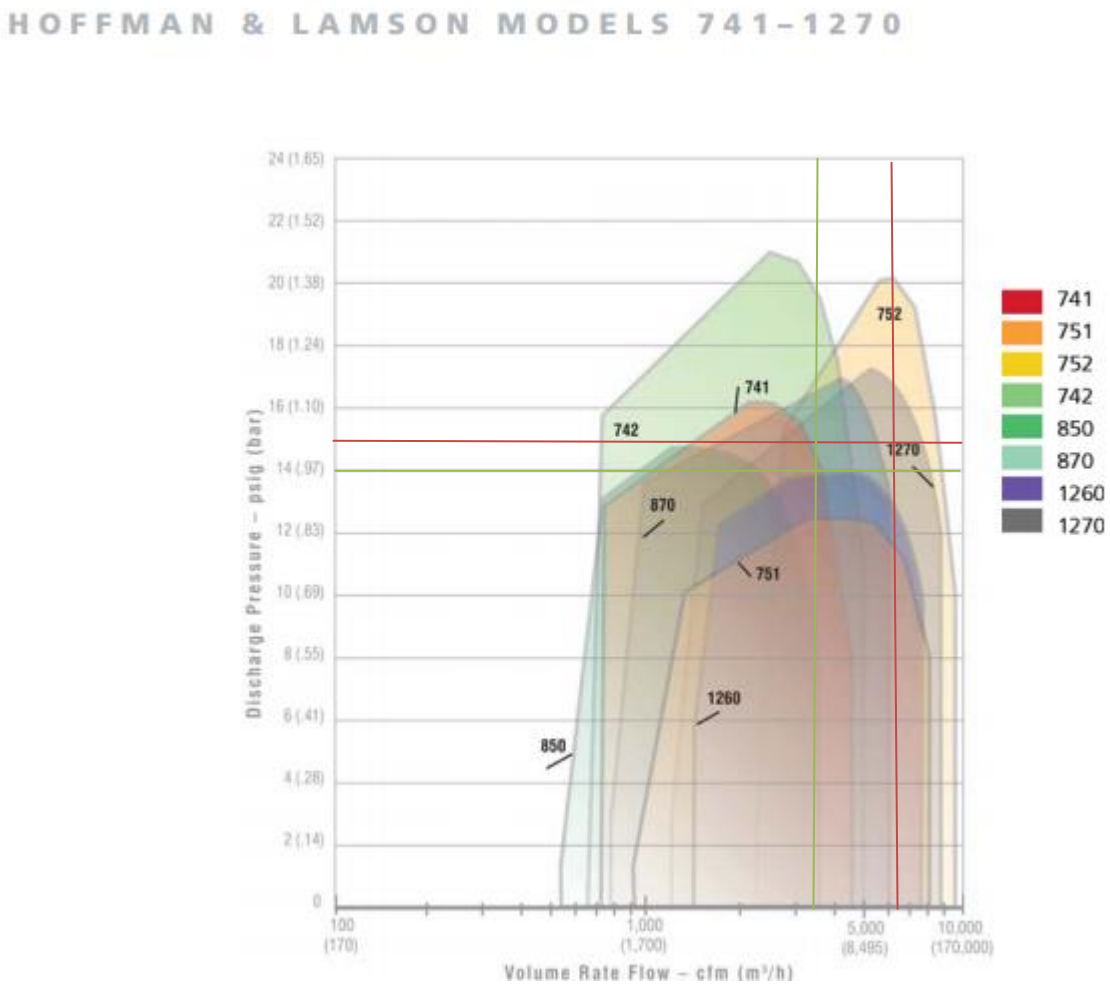


Figura 6: Catálogo del proveedor

Se anexa a continuación la lista de los distintos modelos pertenecientes a Media Presión y si los mismos son compatibles o no con las condiciones de diseño:

Tabla 16: Modelos del proveedor

Modelos	Diseño	Turndown
741		
751		
752	X	X
742		X
850		
870		X
1260		
1270	X	X

Se obtiene entonces que los modelos compatibles son 752 y 1270. Entendiendo que se encuentran ordenados en costo creciente, se elige el modelo 752. Se anexa el brochure de este modelo en la figura 7.

El valor que más se aleja de lo calculado es la velocidad de giro, que propone 4325 rpm cuando con el cálculo anterior era de 17000 rpm. La velocidad de giro depende del diámetro del impeller y el número de impellers en el compresor. En este modelo se deben haber modificado estos valores respecto a los nominales del GPSA ya que trabajar a velocidades tan elevadas no es conveniente para una operación estable.

3.2. INGERSOLL RAND

Se busca elegir el modelo que más se ajusta a las necesidades del proceso entre aquellos propuestos por este proveedor. El compresor diseñado se encuentra dentro de la categoría de Compresores Centrífugos de Baja Presión.

Este proveedor requiere que se comparen los flujos másicos mínimos y máximos, la presión de descarga y la potencia a desarrollar. Se anexa a continuación la información:

Tabla 17: Parámetros para la selección

Máx Flow (m3/min)	Mín Flow (m3/min)	Pressure (psig)	Power (kW)
185,9237684	101,412981	7,11	203,955342

MEMORIA DE CÁLCULO

MODELNAME	FLOW (M3MIN / CFM)	HEIGHT (CM / IN)	WIDTH (CM / IN)	LENGTH (CM / IN)	RATED PRESSURE (BARG / PSIG)	NOMINAL POWER (KW / HP)	WEIGHT (KG / LBS)
2CII (DF)	32-255 / 3300-9000				1.1-2.5 / 15-35	261-671 / 350-900	
CH5	37-85 / 1300-3000	165 / 65	152 / 60	254 / 100	0.6-2.5 / 9-35	110-261 / 150-350	3629 / 8000
CH6	85-170 / 3000-6000	165 / 65	152 / 60	254 / 100	0.6-2.4 / 9-35	261-448 / 350-600	3629 / 8000

Figura 8: Catálogo del proveedor

Se obtiene entonces que el modelo que mejor se ajusta es el 2CII (DF).

4. ANEXO

Centrifugal Compressor Flow Range

Nominal flow range (inlet m^3/h)	Average polytropic efficiency	Average isentropic efficiency	Speed to develop 30 000 (N•m)/kg head/wheel
170 - 850	0.70	0.67	20 500
850 - 12 700	0.80	0.78	10 500
12 700 - 34 000	0.86	0.83	8200
34 000 - 56 000	0.86	0.83	6500
56 000 - 94 000	0.86	0.83	4900
94 000 - 136 000	0.86	0.83	4300
136 000 - 195 000	0.86	0.83	3600
195 000 - 245 000	0.86	0.83	2800
245 000 - 340 000	0.86	0.83	2500

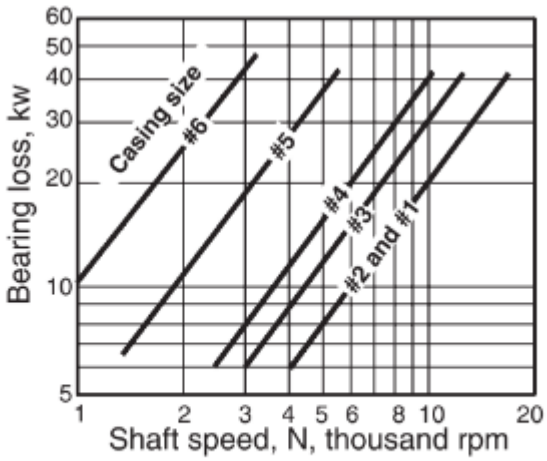
Figura 3: Eficiencias politrópicas e isentrópicas para el caudal de operación

MEMORIA DE CÁLCULO

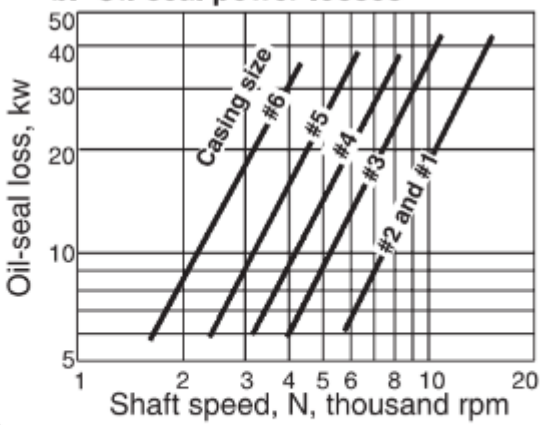
Mechanical Losses

Casing Size	Max Flow (inlet m^3/h)	Nominal Speed (rpm)
1	12 700	10 500
2	33 900	8 200
3	56 000	6 400
4	93 400	4 900
5	195 000	3 600
6	255 000	2 800

a. Bearing power losses



b. Oil-seal power losses



Courtesy Chemical Engineering Magazine

Figura 4: Pérdidas mecánicas

MEMORIA DE CÁLCULO

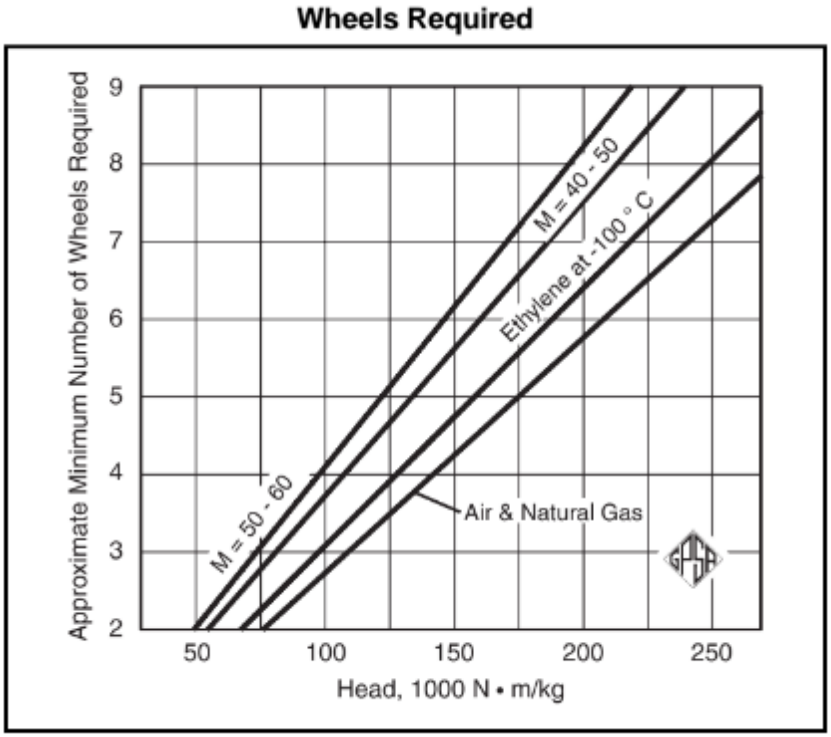


Figura 5: Número de impellers requeridos

MEMORIA DE CÁLCULO



Figura 7: Catálogo del modelo 752 seleccionado de Hoffman & Lamson

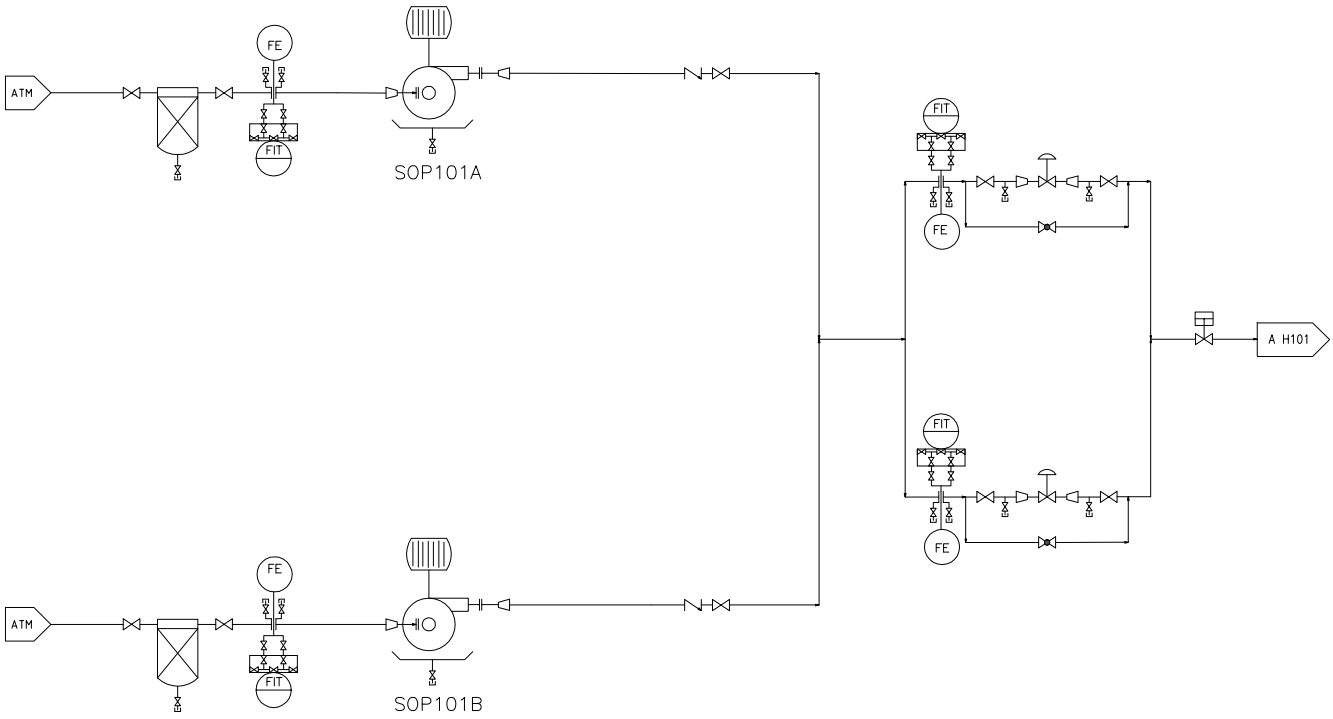


Figura 1: Esquema del Soplador

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

BLOWER

SOP 101

CLIENTE: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SOP101

GENERAL

SERVICE:	OVEN BLOWER
FLUID:	AIR
LOCATION	OUTDOORS
OPERATION	CONTINUOUS
PACKAGER	
QUANTITY	ONE

APPLICABLE STANDARDS

API 11 P	YES
ASME CODE	YES (For vessels and cooler sections, ASME STAMP included)
ANSI B31.3	YES (for piping)

DESIGN DATA

CASE		HF	LF
STAGE		1	1
FLUID		AIR	AIR
FLOW	SCMH	7741	4645
SUCTION PRESSURE (*)	PA	81444,02	82704,15
DISCHARGE PRESSURE (**)	PA	191441	184280
SUCTION TEMPERATURE (*)	°C	40	40
DISCHARGE TEMPERATURE (**)	°F		
FLUID PROPERTIES @ SUCTION P&T			
MOLECULAR WEIGHT		28,85	28,85
DENSITY	kg/m3	0,93	0,93
THERMAL CONDUCTIVITY	W/m3°C	0,0300	0,0300
VISCOSITY	Cp	0,02	0,02
SPECIFIC HEAT	kJ/kg°C	1,0100	1,0100
Z FACTOR		1	1

(*) At Scrubber Inlet Flange

(**) At Cooler Outlet Flange

COMPRESOR

TYPE:	CENTRIFUGAL, 1 STAGE
MAKE:	
MODEL:	
CALCULATED POWER	OPERATION: 204 KW
SPEED	OPERATION:
DIRECT COUPLING	
DRIVEN BY	ELECTRICAL MOTOR

MOTOR

TYPE		MOTOR SPEED	
MAKE:		FRAME	
MODEL		ROTATION,FACING SHAFT	
NOMINAL POWER		BEARINGS	
VOLTAGE\PHASE\FREQUENCY		MODEL	
SERVICE FACTOR		ELECTRICAL BOXES	
HAZARDOUS AREA		ESTIMATED WEIGHT	
ENCLOSURE			
NEMA DESIGN			
INSULATION			
SPACE HEATERS			
WINDINGS RTDs}			
BEARINGS RTDs			

NOISE LEVEL

PACKAGE	

NOTES

CLIENTE: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

SOP101

SITE CONDITIONS	
HIGHT	17 m ABOVE SEA LEVEL
AMBIENT TEMPERATURES	
MAX.:	40°C
MIN.:	3,5°C
WIND VELOCITY	39 m/s
ELECTRICAL AREA CLASSIFICATION	
AMBIENT AIR TEMPERATURE FOR AIR COOLER DESIGN	N/A
COMPRESSOR CAPACITY CONTROL	
CORROSSION PROTECTION	
SERVICE CONDITIONS	
ELECTRICITY:	220 V, 50 Hz
INSTRUMENT AIR	
MAX. PRESSURE:	7 kg/cm2 G
MIN. PRESSURE:	
COOLING WATER	NOT AVAILABLE
MOTOR LUBRICATION	
TYPE:	REGREASABLE BALL
COMPRESSOR LUBRICATION SYSTEM	
TYPE	FORCED
PRELUBE PUMP	YES (3X380V / 50 Hz)
OIL HEATER	YES, WITH THERMOSTAT (3X380V / 50 Hz)
OIL FILTERS	DOUBLE SYSTEM

NOTES

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS SOP101

AIRCOOLER

TYPE:	
MAKE:	
MODEL:	
DESIGN:	
FAN DRIVEN BY:	
LOUVERS:	

PRESSURE SAFETY VALVES

SUCTION 1ST STAGE	NO		
DISCHARGE 1ST STAGE	YES	SET@ 3,5 kg/cm2g	

CONTROL SYSTEM

CONTROL PANEL

MAKE:		
MODEL:		
CONSTRUCTION:		
LOCATED:		
DESIGN:		

PANEL FUNCTIONS

	SHUTDOWN ACTION	ALARM ACTION	INDICATOR ACTION	VISUAL ANNUNCIATION	AUDIBLE ANNUNCIATION	LOCAL PANEL ANNUNCIATION	REMOTE ANNUNCIATION	LOCAL PANEL DEVICE	LOCAL DEVICE
Driver Vibration	X			X	X	#		X	
Compressor Vibration	X			X	X	#		X	
Cooler Vibration									
Lubricator No-Flow	X			X	X	#		X	
Suction Scrubber High Level									
Interstage Scrubber High Level									
Compressor Oil Low Level	X			X	X	#		X	
Gas Suction. High Temp.*	X			X	X	#		X	
Gas Disch. High Temp.*	X			X	X	#		X	
Compressor Oil High Temperature*	X			X	X	#		X	
Unit Suction Low Pressure*	X		X	X	X	#		X	
Interstage Suction High Pressure*									
Unit Discharge High Pressure*	X		X	X	X	#		X	
Interstage Discharge High Pressure*									
Compressor Oil Low Pressure*	X		X	X	X	#		X	
Compressor Bearing High Temperature*	X		X	X	X	#		X	
Motor Bearing High Temperature*	X		X	X	X	#		X	
Motor Stator Winding High Temperature*	X		X	X	X	#		X	
ESD				X	X	#		X	
REMOTE ESD	X					#			

NOTES: * Transmitters + local gauges + Digital read out on Local Panel LCD screen.
Analog,digital and shutdown signals to be send to DCS thru PLC communication port.
Dry contacts (DPDT) for indication : - Main motor Start/Stop permissive - Cooler motor Start/Stop permissive - Prelube motor Start/Stop permissive
Dry contacts (DPDT) for indication: - Stop/Run - Fail/Normal

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

HORNO DE REACCIÓN
H101

A	29-05-2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBÓ

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... 3
2. NORMATIVAS..... 3
3. CONDICIONES de DISEÑO..... 3
3.1. CONDICIONES DE ENTRADA..... 3
3.2. CONDICIONES DE SALIDA..... 5
3.3. CONDICIONES AMBIENTE..... 6
4. ALCANCE DE PROVISIÓN..... 6
5. COMPONTENTES DEL HORNO..... 7
5.1. QUEMADOR..... 7
5.2. CÁMARA DE REACCIÓN..... 7
5.2.1. PRESIÓN DE DISEÑO..... 7
5.2.2. TIEMPO DE RESIDENCIA..... 8
5.2.3. MATERIALES CONSTRUCTIVOS..... 8
5.2.4. MATERIALES REFRACTARIOS..... 8
5.3. AISLACIÓN..... 9
5.4. SISTEMA DE ENCENDIDO..... 10
5.5. SISTEMA DE INERTIZADO..... 11
5.6. INSTRUMENTACIÓN & CONTROL..... 12
5.6.1. INSTRUMENTACIÓN DEL HORNO..... 12
5.6.2. INSTRUMENTACIÓN DEL QUEMADOR..... 12
5.6.3. BURNER MANAGEMENT SYSTEM..... 12
5.7. OTRAS CONSIDERACIONES CONSTRUCTIVAS..... 13
6. PROVEEDORES RECOMENDADOS..... 14
7. ANEXO..... 15

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

1. OBJETO

Por la presente especificación técnica, se brindará la suficiente información al fabricante del horno de reacción para diseñar y fabricar el mismo de la forma requerida por la empresa.

En la Unidad de Recuperación de Azufre, el horno de reacción cumple la función crítica de iniciar la conversión en una etapa denominada térmica. El horno constará de dos cámaras de reacción en donde se darán a lugar reacciones de combustión. En la primera cámara, de mayor temperatura, se buscará destruir todo el amoníaco presente y en la segunda seguir las reacciones deseadas. En todo momento lo que se busca es formar azufre elemental, y es en esta etapa donde se logrará la composición de salida especificada en la sección Condiciones de Diseño-Condiciones de Salida.

2. NORMATIVAS

El alcance de la provisión del horno deberá cumplir las siguientes normativas:

- Burner - Según API 535
- Piping - Según ASME B31.3
- Horno de Reacción:
  - Horno - Según ASME VIII, Div 1
  - Operación - Según NFPA 85/86
- Consideraciones adicionales para el caso particular de una SRU - Según GPSA

3. CONDICIONES DE DISEÑO

A continuación se definen las condiciones normales de entrada y salida del horno de reacción y las condiciones ambiente, que en su conjunto serán necesarias para el diseño del equipo. El horno de reacción deberá ser diseñado en un 110% de capacidad y deberá poder trabajar correctamente con un turndown de 60%.

3.1. CONDICIONES DE ENTRADA

Al quemador ingresan dos corrientes principales, la de aire de combustión y la de la mezcla entre el gas ácido amoniacal proveniente del stripping de aguas agrias y parte del gas ácido proveniente del tratamiento con aminas. Luego, hay un ingreso al horno en la segunda cámara que corresponde al resto de la corriente de gas ácido proveniente de tratamiento con aminas. La división de ambas cámaras se diseñará como un anillo de refractario. Se delega en el fabricante la confección de la misma.

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

A continuación se muestran las condiciones de cada uno de estos ingresos.

Ingresos a Primera Cámara de Horno de Reacción:

Mezcla Gas Ácido y Gas Ácido Amoniacal

T: 85,8ºC

P: 0,5 kg/cm^{2}g

m: 748,87 kg/h (caudal operativo)

Composición:

Componente	%Molar
Hydrogen Sulfide	34,60
Ammonia	21,70
CO_2	0,40
H_2O	42,90
Methane	0,07
Ethane	0,10
Propane	0,16
i-Butane	0,04
n-Butane	0,05

Aire de Combustión

T: 99,5ºC

P: 0,5 kg/cm^{2}g

m: 9445,61 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
O_2	21
N_2	79

Ingreso a Segunda Cámara de Horno de Reacción:

Gas Ácido

T: 43ºC

P: 0,5 kg/cm^{2}g

m: 3695,85 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Hydrogen Sulfide	88,00
CO_2	2,73
H_2O	6,57
Methane	0,46
Ethane	0,65
Propane	1,05
i-Butane	0,25
n-Butane	0,33

3.2. CONDICIONES DE SALIDA

En el horno de reacción se darán una serie de reacciones de combustión (deseadas y no deseadas), y toda la masa de gases se transportará a través de una pieza de transición hacia la caldera de recuperación. Las condiciones de esa masa de gas emergente son:

T: 1344 ºC

P: 0,48 kg/cm^{2}g

m: 13890,31 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	3,35
Hydrogen Sulfide	3,18
Carbonyl Sulfide	0,07
Carbon Disulfide	0,05
S1	0,004
S2	7,94
S3	0,01
S4	6,67E-05
S5	7,31E-07
S6	1,18E-08
S7	1,86E-10
Ammonia	4,08E-05
CO_2	1,45
N_2	54,80
H_2O	23,90

Methane	6,31E-10
H_2	4,44
CO	0,84
O_2	1,39E-07

3.3. CONDICIONES AMBIENTALES

Las condiciones ambientales para la zona de emplazamiento de la unidad serán:

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	
Máxima promedio verano	36°C
Mínima invierno	3,5°C
Máxima Diseño	40ºC
Presión Barométrica	0,857 kg/cm^{2}a
Humedad	
Promedio	50 %
Máxima	100 %
Lluvias	
Promedio anual	700 mm
Máximo en 1 hora	90 mm
Vientos	
Dirección predominante	NE
Velocidad Máxima	39 m/s

4. ALCANCE DE PROVISIÓN

Se requiere de parte del fabricante extender su provisión hasta los siguientes límites (Ver figura 1.1: Alcance de Provisión del Horno de Reacción H101):

- Quemador del horno- incluye cavidad y burner tip-.
- Cámara de reacción- incluyendo carcasa del equipo-.
- Materiales refractarios del horno de reacción-.
- Instrumentación del quemador-incluye el escaneo de llama-.
- Instrumentación del horno-incluye medición de temperaturas-.

- Burner Management System-para el procesamiento de señales-.
- Sistema de encendido del quemador-con sus respectivas válvulas, instrumentos y líneas-.
- Sistema de inertizado del horno-con sus respectivas válvulas, instrumentos y líneas-.
- Pieza de transición-transición entre el horno y la caldera-.
- No incluir, instrumentación, válvulas y líneas del Gas Ácido, Gas Ácido Amoniacal y el Aire principal. Para estos tres casos solo incluir las conexiones de entrada.

5. COMPONENTES DEL HORNO

5.1. QUEMADOR

Se requiere incluir un quemador de alta intensidad y baja caída de presión. El objetivo aquí es que haya una buena turbulencia y que se logren altas temperaturas para lograr la destrucción total del amoníaco y que se desarrollen correctamente las reacciones deseadas.

Caída de presión disponible: 2 kPa

El diseño del quemador junto con el de la cámara de reacción deben permitir la destrucción total del amoníaco y la recuperación del 70% del azufre ingresante.

5.2. CAMARA DE REACCIÓN

5.2.1. PRESIÓN DE DISEÑO

Operativamente en el horno circularán gases con una presión alrededor de los 0,5 kg/cm^{2}g. Para poder enmarcar dentro de un código de diseño al horno de reacción, la presión de diseño como mínimo según el código de diseño ASME VIII debe ser de 1 kg/cm^{2}g. Por una presurización del sistema causado por el soplador, la presión que se puede alcanzar es de 1,357 kg/cm^{2}g, por lo tanto se procederá a diseñar el horno con un margen respecto de esa presión (10% más), logrando así enmarcar el diseño en el código ASME VIII.

Pdiseño= 1,5 kg/cm^{2}g.

5.2.2. TIEMPO DE RESIDENCIA

La bibliografía propone distintos rangos de tiempos de residencia válidos para los hornos de reacción, algunos son entre 0,6 y 1,5 s o 0,7 y 1 s, en general todos coinciden que como mínimo deben ser 0,5 s. Para altas concentraciones de H_2S se utilizan tiempos de residencia incluso menores. Para este caso se tomará un tiempo de residencia igual al mínimo, es decir 0,5 s.

$$\tau: 0{,}5 \text{ s}$$

Considerar que este tiempo de residencia es el que se debe cumplir al fabricar el horno. El diseño del quemador debe tener en consideración esta premisa a los fines de cumplir con las especificaciones de diseño.

5.2.3. MATERIALES CONSTRUCTIVOS

El horno deberá estar fabricado de acero al carbono recubierto por material refractario para su protección por las altas temperaturas. El acero al carbono que se utilizará es A 516.

5.2.4. MATERIALES REFRACTARIOS

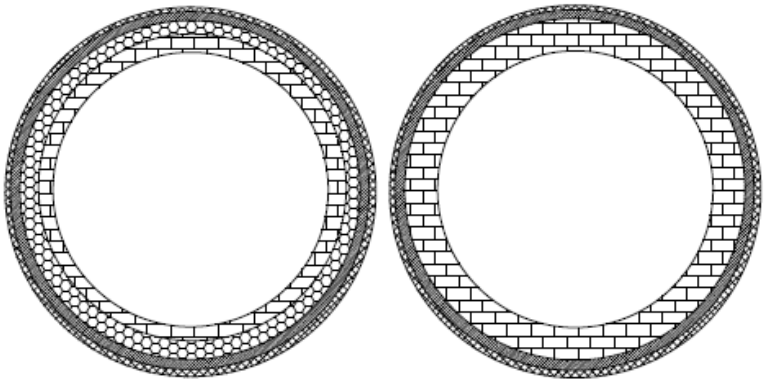
La carcasa de acero al carbono no debe superar los 343°C, razón por la cual el horno deberá estar recubierto internamente con material refractario dadas las altas temperaturas de proceso necesarias en las cámaras.

Las capas de material serán las siguientes, desde afuera hacia adentro:

- LHV (Lumnite, Haydite, Vermiculite) Castable Refractory
- IFB (Insultaing Firebrick)
- Alúmina 90%

Es necesario que siempre haya una capa de ladrillo refractario, como es la Alúmina 90% que esta presente en todo el horno, pero tiene poca capacidad de absorción de calor. Por lo tanto, en las zonas de mayor temperatura se colocará otro ladrillo con más capacidades de absorción de calor, como el IFB. Entonces, se requiere del fabricante que incluya IFB en la primera cámara del horno y en la segunda hasta el ingreso del gas ácido. Luego, siempre es necesario tener un refractario moldeable/castable como lo es LHV, para seguir absorbiendo el calor evitando altas temperaturas en el acero. Por último, la capa exterior será de acero. Para evitar huecos entre los distintos materiales es que se utilizará un material conocido como Ceramic Fiber Paper. Se colocará una capa entre el acero y el castable.

Se solicita al fabricante utilizar estos materiales y en el orden citado para lograr la temperatura deseada en el exterior del equipo. Se requiere que el mismo haga los cálculos pertinentes para definir los espesores de cada capa de material.

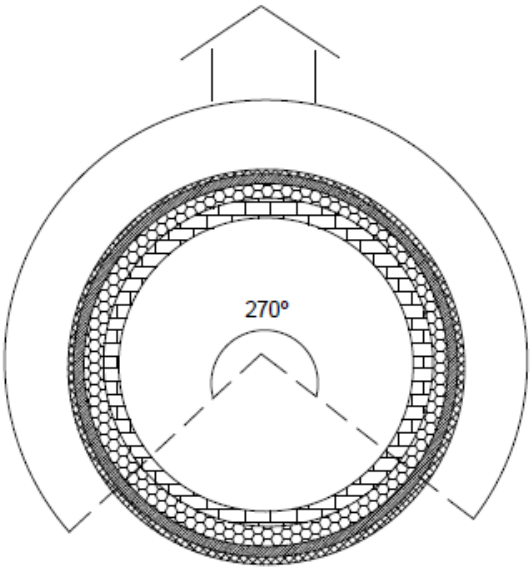


Cámara I Cámara II

5.3. AISLACIÓN

Es importante contar con un sistema de aislación del horno para mantener el acero exterior entre 205ºC y los 315ºC. Temperaturas por debajo de los 205ºC darán lugar a corrosión ácida, y temperaturas por encima de los 315ºC darán lugar a corrosión por presencia de H_2S. Además, se debe proteger al horno del viento y la lluvia para evitar un shock térmico.

Reuniendo estas condiciones, se solicita al fabricante incluir un protector de lluvia que es una capa de material que recubre al horno ocupando una fracción del mismo (270º), y se deja un espacio entre la capa y el horno para que fluya aire por la cavidad y actúe como agente aislante. Para permitir la correcta circulación de aire, se requiere que la capa protectora cuente con la cantidad necesaria de venteos.



5.4. SISTEMA DE ENCENDIDO

Antes de ingresar el gas de proceso al horno, el mismo debe ser encendido y debidamente precalentado, ya que de lo contrario se generan situaciones de operación riesgosas por los fluidos que se manejan. Es por ello que se requerirá de otro fluido para encender el horno (piloto) y ponerlo en marcha. Además, el horno contará con un encendido del tipo chispa.

El encendido del horno (piloto) y la puesta en marcha del mismo se realizará con un combustible alternativo. El mismo será hidrogeno ya que cualquier combustible hidrocarburo podría generar depósitos de coque en los reactores desactivando al catalizador. Asimismo, deberá considerarse un ingreso alternativo de aire exclusivamente para el encendido del piloto. El mismo deberá ser aire de instrumentos.

Se requiere que el fabricante incluya estas líneas y sus respectivas válvulas. Los elementos requeridos son:

Ingreso Hidrogeno-PEM y Piloto (dos líneas independientes con los siguientes elementos cada una)

- Línea de Hidrógeno
- Boquilla de ingreso de Hidrógeno
- Doble Bloqueo de la Línea (con válvulas de corte)
- Válvula Autorreguladora
- Venteo de la Línea (blowdown)
- Medición de Caudal
- Medición de Presión

Condiciones Hidrógeno:

- P: 10 kg/cm^2g
- T: 45ºC
- Composición:
    - H_2: 95% vol.
- Peso molecular: 3,18 kg/kmol
- Gravedad específica: 0,11

Ingreso Aire Secundario (para encendido del Piloto-Aire de Instrumentos)

- Línea de Aire
- Boquilla de ingreso de Aire

- Doble Bloqueo de la Línea (una válvula de corte y una válvula de bloqueo manual)
- Válvula Autorreguladora
- Medición de Caudal
- Medición de Presión

En el caso del aire secundario se requiere particularmente para el horno que se aísle la línea con un doble bloqueo, debido a que en caso de que se apague la llama el hecho de que siga circulando aire significa que el oxígeno del mismo llegará a los reactores y esto hará que se arruine el catalizador..

5.5. SISTEMA DE INERTIZADO

En las paradas de planta de la unidad (programadas y no programadas), siempre se requerirá inertizar este equipo ya que de lo contrario se contendría una mezcla altamente explosiva y toxica en su interior. Es por esto que se requiere que se incluya las líneas de inertizado con sus respectivas válvulas que constarán de un inertizado con nitrógeno.

Los elementos requeridos son:

Ingreso de Nitrógeno

- Línea de Nitrógeno
- Boquilla de ingreso de Aire de Combustión por la cual también ingresa el Nitrógeno
- Bloqueo de la Línea (con una válvula de corte y una válvula de bloqueo manual)
- Válvula Autorreguladora
- Medición de Caudal Total y a cada Instrumento
- Medición de Presión

5.6. INSTRUMENTACION & CONTROL

5.6.1. INSTRUMENTACIÓN DEL HORNO

MEDIDORES DE TEMPERATURA

La temperatura en el horno es una variable muy crítica ya que temperaturas bajas podrían significar que no se logren las reacciones deseadas y temperaturas muy altas significarían daños en el material refractario (temperaturas por encima de los 1550ºC).

No hay un sistema de medición 100% confiable, pero actualmente la medición principal de temperatura se toma con un instrumento llamado IR Pyrometer. Aun así, se utilizarán termocuplas adaptadas a este tipo de situaciones para tener otras mediciones y contrastar los resultados.

En total se colocarán cuatro instrumentos de medición de temperatura (1 Pirómetro y 3 Termocuplas), dos en la primera cámara y dos en la segunda.

Estos instrumentos son muy sensibles y es sumamente importante el cuidado en su instalación. El IR Pyrometer debe instalarse horizontalmente (entre los 30º y los 90º), mientras que las termocuplas deben instalarse verticalmente. Se requiere que se provea del instrumento completo, con sus respectivos sistemas de purga.

5.6.2. INSTRUMENTACIÓN DEL QUEMADOR

FLAME SCANNER

Este instrumento es sumamente importante, ya que es a través de él que se puede identificar si la llama se ha apagado. En caso de que eso suceda, lo que sucedería es que en el horno habría una mezcla explosiva y tóxica.

Se requiere que el fabricante incluya este instrumento, el mismo debe ser “Dual-Color”, es decir, que mide tanto en el UV como en el IR, para mayor seguridad. Además se solicita que se incluya el instrumento completo, con su sistema de calefacción interno y sus respectivas purgas. Se requiere que se instalen tres de estos instrumentos en el burner (dos en el quemador principal y uno en el ignitor).

5.6.3. BURNER MANAGEMENT SYSTEM

Se requiere de parte del fabricante que suministre junto con todo lo antes mencionado un “Burner Management System”, que consiste en un PLC donde se reciben todas las señales que provienen del horno y es capaz de procesarlas y emitir señales de respuesta en caso de ser necesario.

Se requiere que incluya las siguientes lógicas de control y seguridad:

- Control de encendido y purga.
- Shutdown programado del horno.
- Shutdown de emergencia del horno.

5.7. OTRAS CONSIDERACIONES CONSTRUCTIVAS

- Se solicita el diseño de la pieza de transición del horno hacia la caldera. Se requiere por parte del fabricante el contacto continuo con el fabricante de la caldera ya que el diseño de la pieza estará estrictamente relacionado con el diseño del horno.
- Se requieren dos bocas de hombre para posibilitar el ingreso del personal al equipo durante las paradas de planta.
- Se requiere la instalación de una mirilla en el sector de la llama.
- Se requiere que se instalen las boquillas de ingreso de los fluidos principales (Mezcla de gas ácido y gas ácido amoniacal, aire y gas ácido a segunda cámara).
- Se solicita al fabricante que se haga un estudio de la llama a través de un CFD para el quemador, que posibilite definir dónde se va a ubicar el anillo divisorio entre las dos cámaras.
- Se delega en el fabricante el cálculo del intercambio de calor con el ambiente a través de todas las capas de refractario y el acero para poder determinar el espesor de capas de material refractario y la distancia entre la carcasa y el protector térmico externo. El cálculo de espesor del acero deberá determinarse a través del cálculo según el código ASME VIII para un diseño de 1,5 kg/cm^{2}g de presión.
- Se indican todas las boquillas de entrada a continuación:

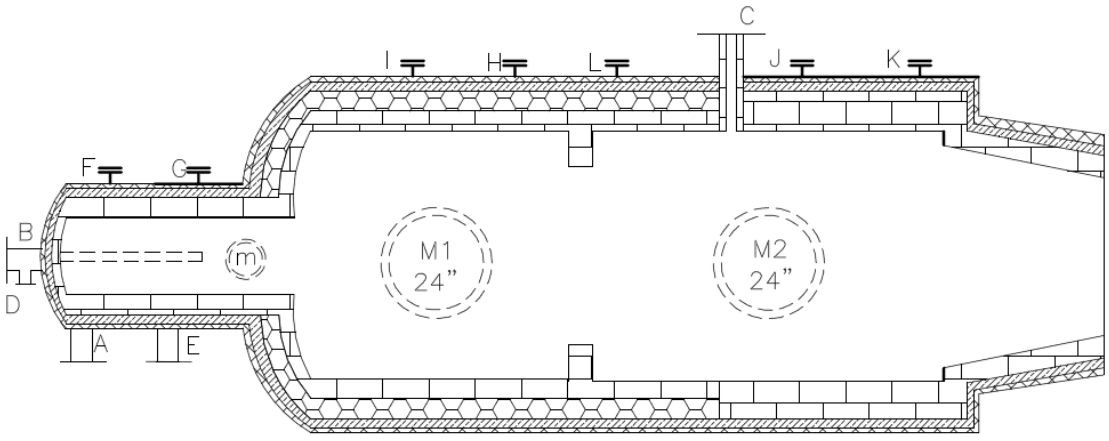


Figura 1.2: Conexiones a Horno de Reacción

Boquillas		
Nomenclatura	Función	Diámetro
A	Ingreso de Aire Principal y N_2 para inertizado	12”
B	Ingreso de Gas de Procesos a Primera Cámara	10”
C	Ingreso de Gas de Procesos a Segunda Cámara	10”
D	Ingreso H_2 para puesta en marcha	X”
E	Ingreso de H_2 para Encendido y aire de instrumentos	X”
F	Flame Scanner 1	5”
G	Flame Scanner 2	5”
H	IR Pyrometer	5”
I	Termocupla 1	5”
J	Termocupla 2	5”
K	Termocupla 3	5”
L	Medidor de Presión	5”
M1	Boca de Hombre 1	24”
M2	Boca de Hombre 2	24”
m	Mirilla	12”

6. PROVEEDORES RECOMENDADOS

- Quemador: Duiker Combustion Engineering / HEC Technologies
- Horno de Reacción: OnQuest (BORN) / Struthers Industries / Continental Fabricators.
- Medidores de Temperatura del Horno: Delta Controls Inc. / E^2T Technology Corporation.
- Burner Management System: Delta Controls Inc. / E^2T Technology Corporation.
- Flame Scanner: IRIS

ANEXO

DIMENSIONES HORNO

Para el cálculo de las dimensiones del horno se ha procedido de la siguiente manera:

Para los gases quemados en el horno, se utilizó para el diseño el caudal volumétrico en condiciones actuales y considerando el 10% por encima de su valor operativo:

Q: 3,14 STDm^3/s

Q: 13,65 Am^3/s

Qdiseño: 15,01 Am^3/s

Con este valor de caudal y el tiempo de residencia especificado se calculó el volumen como:

$$V = \tau . Q$$

Donde:

V: Volumen del horno en m^3

τ: Tiempo de residencia en s

Q: Caudal volumétrico actual de diseño en m^3/s

El resultado encontrado es:

V=7,5 m^3

Luego, por cuestiones de soportación y armonía estructural, se selecciona una relación de largo sobre diámetro del horno (L/D) de un valor típico, que para estos casos ronda entre los valores 3 y 4. El mismo debe ser confirmado por el proveedor en función del diseño del conjunto quemador/cámara.

Se decide tomar un L/D = 3

El volumen del horno se puede calcular también como:

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

Donde:

V: Volumen del horno en m3

D: Diámetro del horno en m

L= Largo del horno en m

De donde se puede obtener operando matemáticamente el valor de D, cuyo resultado es:

D=1,5 m

Este es el diámetro interno del horno.

Y, de la relación de L/D obtenemos L como:

L= 4,5 m

Idealmente, el fabricante utilizará estas medidas para la confección del horno de reacción. Las mismas se deberán confirmar por el proveedor del horno.

Resumiendo, las medidas son:

Dimensión	Valor	Unidad
V	7,5	m^3
D	1,5	m
L	4,5	m

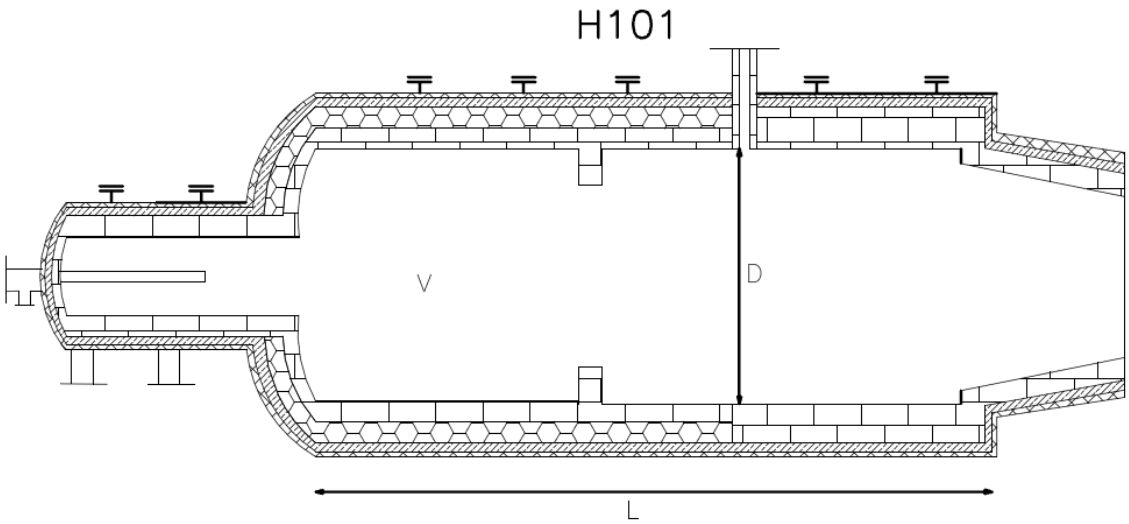
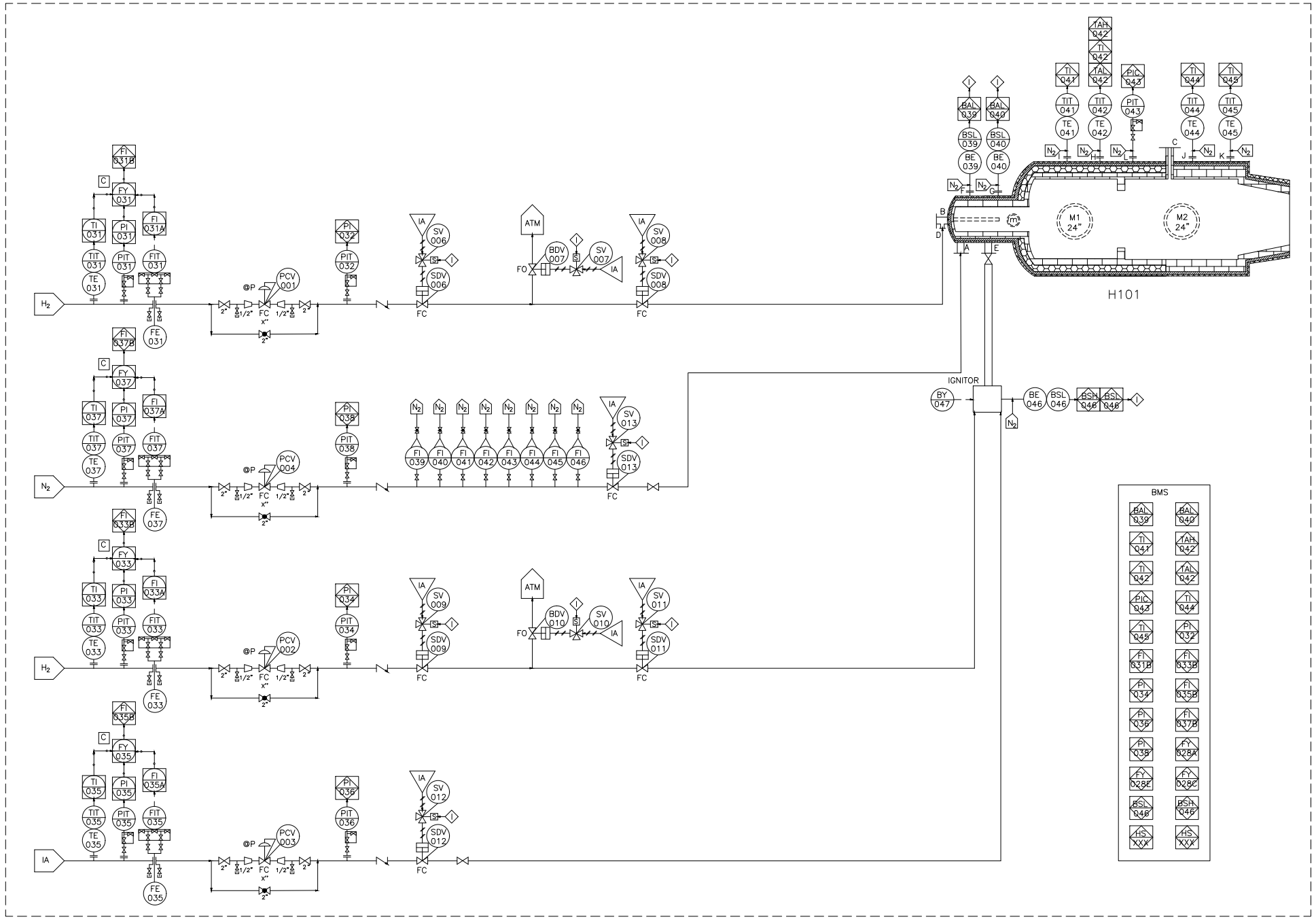


Figura 1.3: Dimensiones del Horno de Reacción

FIGURA 1.1: ALCANCE DE PROVISIÓN DEL HORNO DE REACCIÓN H101



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

CALDERA DE RECUPERACIÓN
C101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
C	12-08-2017	Emisión para Aprobación	ED	NB	
B	07-08-2017	Segunda Emisión	NB	ED	
A	17-04-2017	Primera Emisión	ED	NB	

MEMORIA DE CÁLCULO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN..... Página 3

2. CÁLCULO DE PARÁMETROS OPERATIVOS..... Página 3

3. SELECCIÓN DE FLUIDOS POR CARCASA O TUBOS..... Página 6

4. SELECCIÓN DE DISTRIBUCIÓN DE PLACA DE TUBOS..... Página 6

5. SIMULACIÓN DEL INTERCAMBIO DE CALOR EN LA CALDERA..... Página 7

5.1. Corriente Lateral de Bypass..... Página 8

5.2. Calor de Reacción..... Página 8

6. DISEÑO DE LA CALDERA, LADO TUBOS..... Página 11

6.1. Diseño del Primer Paso de Caldera..... Página 11

6.2. Diseño del Segundo Paso de Caldera..... Página 12

6.3. Diseño de Caldera Total para Tubos..... Página 13

7. DISEÑO DE LA CALDERA, LADO CARCASA..... Página 14

7.1. Diseño de la Carcasa..... Página 14

7.2. Diseño del Interno..... Página 19

8. RESUMEN FINAL..... Página 22

MEMORIA DE CÁLCULO

1. INTRODUCCIÓN

Se presentan a continuación los cálculos relacionados con el diseño de la caldera de recuperación de calor. La misma cumple la doble función de acondicionar la corriente de salida del horno de reacción a la temperatura de entrada al condensador de azufre C-101, al mismo tiempo que aprovecha este calor para generar vapor que es utilizado en los intercambiadores E-101/102.

La caldera presenta una condición operativa particular. Como el gas de proceso luego de ser enfriado en el condensador es calentado en E101 para su ingreso al primer reactor, a fin de disminuir la carga calorífica de este intercambiador se decide sustraer parte del gas de procesos en un paso intermedio de la caldera para unirlo antes del ingreso a E101. Por exigencias del proceso queda entonces definido que este equipo posee más de un paso.

Por su función de aprovechamiento del calor de reacción es que este equipo representa la mayor integración energética de la planta.

2. CÁLCULO DE PARÁMETROS OPERATIVOS

En las bases de diseño se especifica que deben diseñarse los equipos asegurando su correcto funcionamiento en el rango del 60 al 110% de la capacidad normal. Por lo tanto se toma como condición de diseño que el porcentaje de exceso de área sea igual al 10%.

A continuación se presentan las condiciones de operación y turndown de las corrientes de entrada a la caldera. La corriente 39 es la entrada de agua de caldera (fluido frío) mientras que la 12 es la entrada de gas de proceso (fluido caliente).

MEMORIA DE CÁLCULO

Tabla 1: Propiedades de las corrientes de entrada a la caldera

Propiedades		12		39	
		Normal	Turndown	Normal	Turndown
Temperature	**K**	1617,12	1617,12	492,56	492,56
Pressure	**Pa**	124724,31	124724,31	2291505,99	2291505,99
Molecular Weight	**kg/mol**	0,03	0,03	0,02	0,02
Mass Density	**kg/m^3**	0,28	0,28	840,73	840,73
Mass Flow	**kg/s**	3,86	2,32	3,18	1,91
Compressibility		1,00	1,00	0,01	0,01
Dynamic Viscosity	**Pa*s**	0,000056	0,000056	0,000240	0,000240
Std Vapor Volumetric Flow	**m^3/s**	3,14	1,89	4,17	2,50
Mass Fraction Vapor	**%**	100,00	100,00	0,00	0,00
Enthalpy	**J/s**	-2309487,22	-1385692,33	-47727575,87	-28636545,52
Mass Cp	**J/(kg*K)**	1389,18	1389,18	4925,19	4925,19
Mass Cv	**J/(kg*K)**	1102,62	1102,62	2394,44	2394,44
Thermal Conductivity	**W/(m*K)**	0,12	0,12	0,65	0,65
Surface Tension	**N/m**			0,03	0,03
Mass Enthalpy	**J/kg**	-598557,15	-598557,15	-15023934,53	-15023934,53

Tabla 2: Composición molar de las corrientes de entrada a la caldera

Composición	12	39
Mass Composition	%	%
Sulfur Dioxide	7,39	0
Hydrogen Sulfide	3,74	0
Carbonyl Sulfide	0,14	0
Carbon Disulfide	0,12	0
S1	0,00	0
S2	17,55	0
S3	0,04	0
S4	0,00	0
S5	0,00	0
S6	0,00	0
S7	0,00	0
S8	0,00	0
Ammonia	0,00	0
CO2	2,19	0
N2	52,86	0
H2O	14,85	100
Methane	0,00	0
Ethane	0,00	0
Propane	0,00	0
i-Butane	0,00	0
n-Butane	0,00	0
H2	0,31	0
CO	0,81	0
O2	0,00	0

Se tienen especificadas por el proceso cuatro variables que son las que definen al diseño. Las mismas son la temperatura de salida de las dos corrientes de proceso (en el balance de masa, 15 y 16), la presión del vapor generado (40) y la máxima caída de presión para el proceso. Se presentan los parámetros de diseño a continuación:

Tabla 3: Parámetros de diseño

Variable	Unidad	Corriente/Equipo	Valor
Temperatura	K	15	773
		16	623
Presión	kPa	40	2242
Caída de Presión	kPa	C-101	10

Resulta crítico respetar la caída de presión en el fluido caliente ya que la contrapresión que se tiene en el límite de batería es de 0.5 kg/cm^2 y el proceso se encuentra muy limitado por la misma.

En lo que respecta a la simulación, se estimó una caída de presión en el fluido frío de 50 kPa. Sin embargo se tiene flexibilidad respecto a este valor ya que la presión en el límite de batería de la caldera es de 30 kg/cm^2 y se tiene una válvula que acondiciona la presión a la necesaria para la generación de vapor de media. Como la presión de generación es fija, la presión de la corriente 39 es la que se modificará según la caída de presión obtenida por el diseño.

3. SELECCIÓN DE FLUIDOS POR CARCASA O TUBOS

Se sigue la configuración típica para calderas con flujos másicos de agua importantes, donde el agua circula por carcasa y el fluido caliente por tubos. Se le suma además a esta situación que el gas de proceso, el fluido caliente, tiene características tóxicas y corrosivas, por lo que es todavía más crítico que el mismo circule por tubos.

4. SELECCIÓN DE DISTRIBUCCIÓN DE PLACA DE TUBOS

Los gases de salida del horno se encuentran aproximadamente a 1300°C. La caldera es el equipo que los recibe a esta temperatura y debe refrigerarlos. En consecuencia, C-101 se encuentra localizado inmediatamente después del horno. La conexión entre ambos se hace con una pieza de transición. La misma tiene forma de cono partido, ya que el diámetro de salida del horno es mayor a la placa del primer paso de tubos de la caldera. Se construye en material refractario para que soporte las altas temperaturas.

Debido a la pieza de transición de sección circular, la placa de tubos del primer paso debe tener sección circular también. Esto obliga a que se adopte una configuración de anillo para la placa de tubos, donde el primer paso tiene sección circular y el segundo, anular.

5. SIMULACIÓN DEL INTERCAMBIO DE CALOR EN LA CALDERA

Existen dos condiciones de operación del equipo que lo diferencian de la versión estándar de caldera de recuperación de calor. En primer lugar, la separación de parte de la corriente caliente en el primer paso como hot by pass imposibilita diseñar a la caldera como un solo equipo. Esto ocurre ya que el programa de diseño, HTRI, no considera la opción de corrientes laterales. En segundo lugar, como la corriente de proceso procede del horno de reacción a alta temperatura, las reacciones de equilibrio siguen ocurriendo dentro de la caldera. Esto se verifica analizando la variación de las composiciones de la corriente de entrada de proceso, a la salida del primer paso y a la salida del segundo. Se anexa a continuación esta tabla:

Tabla 4: Variación de la composición molar en la caldera

Corriente	12 (entrada)	14 (1º paso)	16 (2º paso)
Molar Composition	%	%	%
Sulfur Dioxide	3,35	2,79	2,85
Hydrogen Sulfide	3,18	5,46	5,57
Carbonyl Sulfide	0,07	0,07	0,07
Carbon Disulfide	0,04	0,05	0,05
S1	0,00	0,00	0,00
S2	7,94	2,51	0,09
S3	0,01	0,18	0,01
S4	0,00	0,06	0,01
S5	0,00	0,23	0,09
S6	0,00	0,72	0,79
S7	0,00	0,36	0,52
S8	0,00	0,18	0,82
Ammonia	0,00	0,00	0,00
CO2	1,45	2,05	2,09
N2	54,76	57,39	58,55
H2O	23,92	25,97	26,49
Methane	0,00	0,00	0,00
Ethane	0,00	0,00	0,00
Propane	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,00	0,00	0,00
H2	4,44	1,63	1,66
CO	0,84	0,34	0,35
O2	0,00	0,00	0,00

Se comentan a continuación los problemas específicos de cada condición de operación y cómo se los trata para hacer el diseño.

5.1. CORRIENTE LATERAL DE BY PASS

Como el programa de diseño no permite corrientes de salida laterales se debe encontrar una configuración con la que se pueda calcular el número de tubos necesarios para cada paso. Como la distribución de tubos es en anillo, no es necesario que sean iguales para cada paso.

Para lo mismo se decide trabajar con cada paso como un intercambiador de calor independiente. Las corrientes de entrada a cada paso se encuentran definidas en la simulación, de la misma forma que el calor que deben intercambiar. Con este calor se calcula la masa de agua con la que debe intercambiar calor latente y se obtiene finalmente la corriente fría. Se simula entonces cada intercambiador por separado y se calcula el número de tubos requeridos por paso.

Esta variación entre la realidad y la configuración propuesta va a afectar al diseño en los coeficientes de transferencia del agua. Al considerar cada paso como un intercambiador independiente, se trabaja tomando al caudal de agua de intercambio como un valor menor al real. Como los coeficientes de transferencia de calor dependen del caudal másico, se estaría diseñando con coeficientes menores del lado de agua, lo que resulta en un área mayor. Esta configuración genera entonces un diseño conservador. Sin embargo resulta imposible conocer el porcentaje de sobrediseño por este factor. Se verificará con el diseño hecho que la resistencia controlante no se encuentre en el fluido frío, para que este parámetro no genere un sobrediseño importante.

5.2. CALOR DE REACCIÓN

De forma de estimar la importancia del calor generado dentro de la caldera por las reacciones de equilibrio exotérmicas del gas de proceso, se comparan los calores intercambiados por los equipos Horizontal Reactor (1º paso) y Sulfur Redistributor (2º paso), que son los equipos utilizados en la simulación para la caldera, con los que se obtienen de repetir la simulación utilizando intercambiadores de calor. Estos últimos no tienen cargados los sets de reacciones que sí tienen los otros equipos. Los resultados se presentan en una tabla a continuación:

Tabla 5: Calor intercambiado en caldera vs calor intercambiado en intercambiador

Q (kJ/h)	Caldera	Intercambiador de calor
1º paso	-18694146,8	-15269234,89
2º paso	-3121554,51	-2075428,031
Total	-21815701,3	-17344662,92

Se calcula que el calor correspondiente a las reacciones de equilibrio es de 4471038 kJ/h, que es el 20% del calor que debe intercambiar la caldera. No resulta posible entonces ignorar este calor para el diseño.

La problemática reside en que manteniendo las mismas temperaturas de entrada y salida de cada paso del gas de proceso en un intercambiador de calor no se cumple el calor que debe ser intercambiado por la caldera. Faltaría adicionarle el calor de reacción.

La forma más apropiada que se encuentra para suplir esta deficiencia de calor es aumentando el porcentaje de área en exceso en el diseño. Se muestra a continuación la deducción matemática que habilita este razonamiento.

Se define el parámetro calor en exceso como:

$$(1)\ \%C = \%Calor\ en\ exceso = \frac{Q_C - Q_I}{Q_I} \times 100\%$$

Donde Q_C es el calor real que debe intercambiar la caldera y Q_I el calor simulado por un intercambiador para mantener las mismas temperaturas de entrada y salida del gas de proceso.

Se recuerda la definición de área en exceso:

$$(2)\ \%A = \%Área\ en\ exceso = \frac{A_D - A_R}{A_R} \times 100\%$$

Donde A_D es el área real del equipo diseñado y A_R es el área requerida para intercambiar el calor especificado.

En este caso, A_R se corresponde con Q_I, ya que es el calor que va a usar el programa para calcular el número de tubos, y A_D se corresponde con Q_C, ya que con el porcentaje de área de exceso se permite intercambiar más calor, el cual se fuerza que sea igual al requerido para cada paso de la caldera.

Se tienen entonces las siguientes ecuaciones:

$$(3)\ Q_I = U \times DMLT \times A_R$$

$$(4)\ Q_C = U \times DMLT \times A_D$$

Para ambas ecuaciones el DMLT es el mismo, ya que tanto la caldera como el intercambiador son simulados con las mismas temperaturas de entrada y salida del gas de proceso. El U sin embargo varía entre ambos casos, ya que el intercambiador por generar menos calor trabaja con menos caudal de agua, lo que le disminuye su coeficiente de transferencia. Los coeficientes de transferencia para fluidos que intercambian calor latente son mayores que para los que intercambian calor sensible, por lo que es una aproximación válida considerar que la resistencia se encuentra controlada por lado tubos y el U no se va a ver modificado en forma apreciable por variación del caudal de fluido frío.

Se reemplaza entonces la segunda ecuación por los parámetros %C y %A ya definidos y se obtiene:

$$(5)\ \frac{\%C\ Q_I}{100} + Q_I = U\ DMLT\ \frac{\%A\ A_R}{100} + U\ DMLT\ A_R$$

De la ecuación (3) se deducen:

$$Q_I - U \times DMLT \times A_R = 0$$

$$\frac{Q_I}{U \times DMLT \times A_R} = 1$$

Se obtiene entonces de (5):

$$\%C = \%A$$

En conclusión, para poder realizar el cálculo de área de intercambio con el programa HTRI se procede a realizar el diseño considerando un sobrediseño al menos igual al porcentaje de calor que falta considerar por las reacciones exotérmicas. Este porcentaje de calor es calculado mediante la fórmula (1) y se anexan a continuación los resultados:

Tabla 6: Cálculo del sobredimensionamiento necesario para el diseño

		1º paso	2º paso
Q caldera	**kJ/hr**	18694147	3121555
Q intercambiador	**kJ/hr**	15269235	2083528
Porcentaje calor exceso	**%**	22	50
Porcentaje área exceso	**%**	32	60

Se adiciona un 10% extra entre el calor en exceso y el área en exceso para cumplir con el 10% de sobredimensionamiento especificado en las bases de diseño. Esto ocurre ya que cuando %C es igual a %A, el sobredimensiomiento real es igual a cero.

Finalmente, la metodología para calcular el número de tubos es dividir a la caldera como dos equipos independientes entre el paso 1 y paso 2, dejando las temperaturas de entrada y salida como las reales y el calor intercambiado menor al real. Para suplir este faltante de calor, se diseña con los porcentajes de área de exceso calculados en la tabla 6.

6. DISEÑO DE LA CALDERA, LADO TUBOS

6.1. DISEÑO DEL PRIMER PASO DE CALDERA

Con la corriente de gas de proceso de entrada y salida definida en el intercambiador, se calcula el caudal de agua ficticia necesaria para el intercambio. El porcentaje de área en exceso a la que se debe llegar en este paso es 32%.

Se diseña considerando tres posibles largos: 3, 4 y 6 metros. Estos son los múltiplos del largo estándar (12 metros), de forma de evitar desperdicio de los mismos por corte.

Se diseña también considerando el rango de diámetros entre ¾'' y 2''.

La metodología de diseño es fijar el diámetro y largo de tubos e iterar con el número de los mismos hasta llegar a alguno de los parámetros máximos de diseño. Estos son la velocidad del gas en tubos, la caída de presión en tubos y el sobrediseño. Se adjunta a continuación la tabla con los valores límite que pueden adoptar:

Tabla 7: Parámetros límite

vmáx	**m/s**	40
ΔPmáx	**kPa**	5
%Amín	**%**	32

Se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 8: Resultados de los distintos casos de diseño del primer paso

L (m)	Dtubos (in)	Dshell (mm)	%A	ΔP (kPa)	v (m/s)	N
3,048	0,75	914	115	3,5	*39,11*	1400
	1	**889**	**63,1**	**2,836**	***40,91***	**750**
	1,25	863,6	*22,86*	2,08	39	450
	1,5	1016	*-2,11*	1,179	28,36	400
	2	838	*-35*	1,4	38	150
4,267	0,75	914	215	4,6	*39,5*	1400
	1	889	140	3,6	*41*	750
	1,25	863,6	81	2,6	*39*	450
	1,5	**838**	**41,8**	**2,2**	***39***	**290**
	2	1117	*4,69*	0,8	20	290
6,096	0,75	914	370	6,4	*40*	1400
	1	889	254	5	*40,91*	750
	1,25	863,6	169	3,5	*39*	450
	1,5	838	110	2,8	*39*	290
	2	**787**	**40**	**2,3**	***41***	**140**

En itálicas se marcan los parámetros que limitaron el diseño y en negrita la configuración óptima para un mismo largo de tubos. Esta configuración óptima es aquella que con el menor número de tubos y diámetro de carcasa da el sobrediseño más cercano al requerido.

6.2. DISEÑO DEL SEGUNDO PASO DE CALDERA

La metodología y consideraciones son análogas al caso anterior. Se anexa la tabla con los parámetros límite para este caso:

Tabla 9: Parámetros límite

$v_{máx}$	**m/s**	40
$\Delta P_{máx}$	**kPa**	5
$\%A_{mín}$	**%**	60

Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

Tabla 10: Resultados de los distintos casos de diseño del segundo paso

L (m)	Dtubos (in)	Dshell (mm)	%A	ΔP (kPa)	v (m/s)	N
3,048	0,75	685	107	5	*41*	700
	1	**736**	***59***	**3**	**36**	**440**
	1,25	1016	*59*	0,8	17	525
	1,5	2286	*60*	0,3	2,92	2000
	2	3403	*58*	0,2	1,26	2400
4,267	0,75	711	203	6,1	*40*	725
	1	711	117	4,6	*40*	400
	1,25	**685**	**59**	**3,3**	***38***	**238**
	1,5	863	*60*	1,2	22	260
	2	1600	*60*	0,3	6	500
6,096	0,75	711	344	8,4	*40*	725
	1	711	217	6,2	*40*	400
	1,25	685	128	4,6	*40*	230
	1,5	660	77	3,7	*40*	150
	2	**838**	***59***	**1,2**	**23**	**133**

6.3. DISEÑO DE CALDERA TOTAL PARA TUBOS

Para cada largo de tubo se sintetizan los diámetros óptimos y las condiciones operativas. Se muestran los resultados en la tabla siguiente:

Tabla 11: Selección de las configuraciones óptimas por largo de tubo

L (m)	1° Paso					2° Paso				
	Dtubos (in)	Dshell (mm)	%A	v (m/s)	N	Dtubos (in)	Dshell (mm)	%A	v (m/s)	N
3	1	889	63	41	750	1	736	59	36	440
4	1,5	838	41	39	290	1,25	685	59	38	238
6	2	787	40	41	140	2	838	59	23	133

Para poder comparar entre las distintas alternativas, se toma como criterio el volumen del haz de tubos. El mismo se calcula con el área generada por el diámetro de carcasa por el largo de tubos. Se anexan los resultados a continuación, donde se expresa el volumen de haz en m^3:

Tabla 12: Volúmenes del haz de tubos, m^3

L (m)	1° Paso	2° Paso
3,048	1,89	1,29
4,267	2,35	1,57
6,096	2,96	3,36

Por tener el menor volumen de haz de tubos en ambos pasos, se elige la configuración de largo de tubos 4 metros; diámetro de primer paso, 1.5 in y diámetro de segundo paso, 1.25 in.

Se resumen a continuación el diseño final de ambos pasos:

Tabla 13: Diseño Final de Caldera, Lado Tubos

Paso	L (m)	Dtubos (in)	Pinch (in)	%A	ΔP (kPa)	v (m/s)	N
1°	4,267	1,5	1,88	41,8	2,2	39	290
2°	4,267	1,25	1,56	59	3,3	38	238

Por la diferencia de diámetros entre los dos pasos no se puede obtener del HTRI el diámetro de la placa de tubos. Por esta razón se la dibuja en AutoCAD. Se anexa la configuración en la Figura I. De la misma se obtiene finalmente que el diámetro de la placa de tubos es de 1.19 metros.

7. DISEÑO DE LA CALDERA, LADO CARCASA

7.1. DISEÑO DE LA CARCASA

Una vez que se diseñó la parte térmica del equipo restó diseñar la parte mecánica de la misma. Para diseñar la parte mecánica se han tomado los siguientes criterios:

- Distancia vertical desde la parte inferior de la carcasa hasta la parte inferior del haz de tubos igual a 10 cm. El criterio que se ha tomado tiene fundamento en una cuestión física del equipo tal que el haz de tubos no esté pegado a la carcasa pudiendo generar cierto stress en los materiales.

- Distancia desde el HHLL al tope de la carcasa igual a 0,4 m. El criterio aquí se ha tomado en base a las distancias recomendadas para separadores horizontales según GPSA ya que el objetivo de esa parte de la carcasa es lograr que las gotas más grandes se separen del vapor y el resto del trabajo lo hará el Demister. Según GPSA para separadores horizontales la distancia debe ser igual a 12 ft o el 20% del diámetro de la carcasa. El valor escogido es un valor intermedio entre aquellas dos recomendaciones.
- La alarma de LLLL se ha ubicado a 1,4 m respecto de la parte inferior de la carcasa (10 cm por encima del haz de tubos que se encuentra a 1,3 m respecto de la parte inferior de la carcasa). El criterio tomado aquí fue ubicar esta alarma aproximadamente un 10% por encima del haz de tubos en distancia vertical. El motivo de este criterio es para que si llegara a sonar la alarma de LLLL, haya un margen de tiempo para actuar.

Luego se procedió a hacer distintos cálculos explicados a continuación para llegar a definir el diámetro de carcasa:

El caso de diseño que se seleccionó como base para el diseño del diámetro de carcasa es el caso en que la válvula de control de ingreso de agua a la caldera se trabe cerrada y el proceso siga funcionando. En este caso, no ingresaría más agua a la caldera mientras que el gas de proceso continuaría circulando, es decir, sería necesario seguir extrayendo la misma cantidad de calor de los gases de proceso que circulan por la caldera. Por lo tanto, la velocidad de evaporación del agua sería igual a la que anteriormente ingresaba a la caldera, con la única diferencia que ahora el nivel comenzaría a bajar.

El criterio que se ha tomado es el de definir los tiempos entre una alarma y otra (10 minutos entre el NLL y el LLL, y 20 minutos entre el LLL y el LLLL, ya que esa zona es más crítica) para que no se corra el riesgo de que el nivel baje tanto en poco tiempo sin posibilidad de tomar acción alguna y que algún tubo no quede cubierto por agua. El proceso resultó del tipo iterativo, proponiendo un diámetro de carcasa, haciendo cálculos geométricos simplificados y calculando las distancias verticales entre cada alarma. Al sumar todas las distancias verticales (las calculadas y las de criterios tomados), se encontraba un nuevo diámetro y se proseguía iterando.

MEMORIA DE CÁLCULO

El orden de los cálculos fue el siguiente:

1. Diámetro de carcasa propuesto
2. Con el caudal convertido a caudal volumétrico, y el tiempo entre alarmas se puede calcular el volumen evaporado entre una alarma y la otra, se parte de la base de que la caldera opera en una situación estacionaria en su NLL y que la evaporación impacta en que el nivel baje desde el NLL.
3. Con el volumen calculado y considerando la geometría de la sección entre alarmas como un prisma con el largo igual al largo de haz de tubos y un lado de la cara como un 90% del diámetro de la carcasa (ya que como es un círculo esa medida va variando y se tomó ese criterio para ajustarlo un poco más a la realidad de forma simplificada), se puede calcular la altura de la cara del prisma.

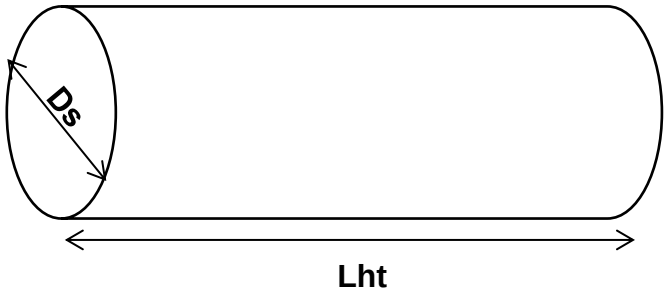


Figura 2: Geometría aproximada de la caldera.

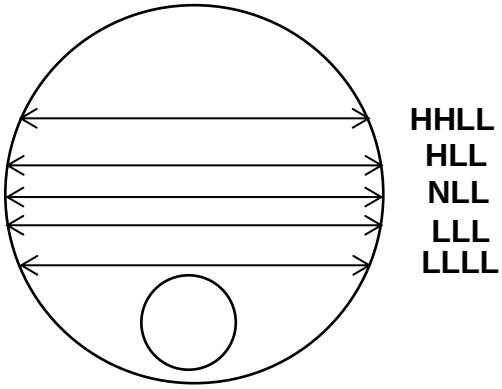


Figura 3: Ubicación de los niveles en la caldera.

MEMORIA DE CÁLCULO

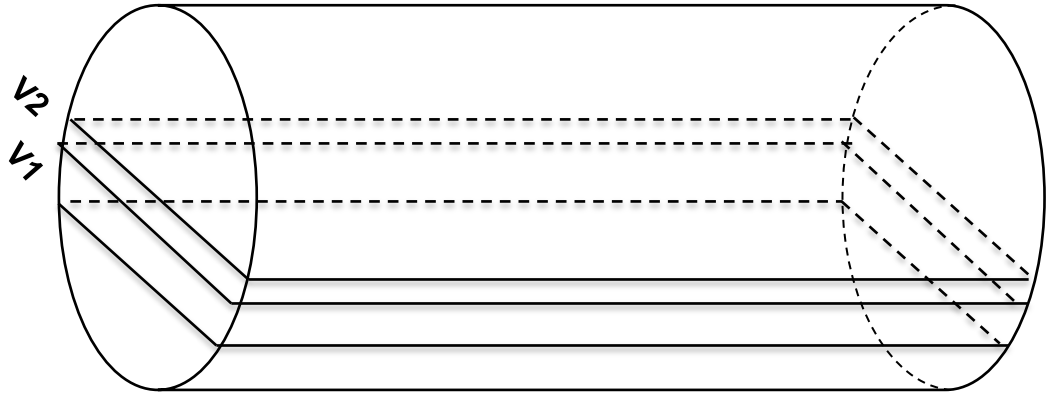


Figura 4: Geometría involucrada en los cálculos.

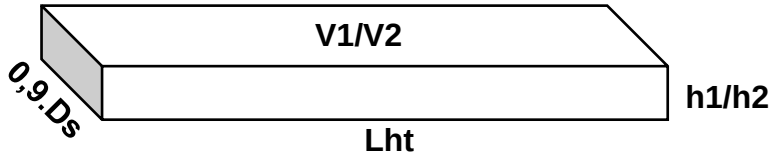


Figura 5: Geometría simplificada para cálculos.

4. Se toma una simetría entre las distancias entre alarmas respecto del NLL, para el caso de HLL y HHLL. Se suman todas las distancias calculadas y las propuestas por criterio y como resultado se halla un nuevo diámetro de carcasa.
5. Se itera con el diámetro de carcasa.

Los cálculos utilizados para el diseño de la carcasa son:

i. $Q = m/\rho$

Dónde:

Q= Caudal Volumétrico de agua líquida (m3/min)

m= Caudal Másico (kg/min)

ρ=Densidad Másica de agua líquida (kg/m3)

ii. $V = Q.t$

Dónde:
V= Volumen de Agua Evaporado (m3)
t= Tiempo entre alarmas (min)

iii. $h = \frac{V}{Lht.0,9Ds}$

h= Distancia vertical entre alarmas (m)
Lht= Longitud del haz de tubos (4,24 m)
Ds= Diámetro de Carcasa (m)

iv. $Ds = 0,1 + Dht + 2h1 + 2h2 + 0,4$

Dónde:
Dht= Diámetro del Haz de Tubos

A continuación se muestran los resultados encontrados y una figura ilustrativa:

Alturas por sección:
A: 0,1 m
B: 1,2 m
C: 0,1 m
D: 0,4 m
E: 0,2 m
F: 0,2 m
G: 0,4 m
H: 0,4 m

Distancias respecto de la parte inferior de la carcasa:
0. 0 m (Parte inferior de la carcasa)
1. 0,1 m (Parte inferior del haz de tubos)
2. 1,3 m (Parte superior del haz de tubos)
3. 1,4 m (LLLL)
4. 1,8 m (LLL)

5. 2 m (NLL)
6. 2,2 m (HLL)
7. 2,6 m (HHLL)
8. 3 m (Parte superior de la carcasa)

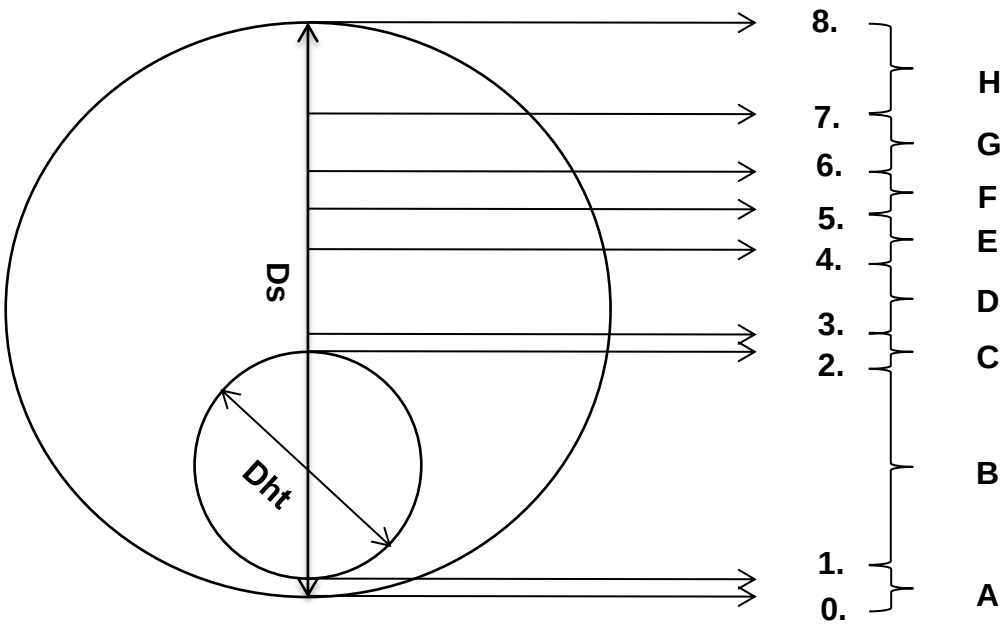


Figura 6: Esquema de distancias calculadas y de criterios de la carcasa

Se concluye que la carcasa tiene un diámetro igual a 3 metros.

7.2. DISEÑO DEL INTERNO

Para el diseño de la Demister se toman las recomendaciones del GPSA y se calcula el tamaño del mismo.

$$v_t = k\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Dónde:

vt: Velocidad terminal de la gota (m/s)

k: Constante de Sauders y Brown (m/s)

ρl: densidad del líquido (kg/m^3)

ρg: densidad del gas (kg/m^3)

$$A = \frac{Q_{g(A)}}{v_t}$$

Dónde:

A: área de la Demister (m^2)

Qg(A): Caudal volumétrico actual de diseño de gas (m^3/s)

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

Dónde:

L: largo de la Demister (m)

W: ancho de la Demister (m)

El cálculo resulta iterativo, proponiendo un L y calculando W. Luego se verifica que la relación L/W igual a dos se cumpla. Se itera con la variable L.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de los datos utilizados para el cálculo.

Tabla 14: Datos utilizados para el cálculo de la Demister.

Datos	Valor	Unidad
k	0,095	m/s
ρl	840,73	kg/m^3
ρg	10,93	kg/m^3
QgSTD	4,17	m^3/s
QgA	0,29	m^3/s
QgDiseño	0,32	m^3/s
H	0,15	m
L/W	2	m

La constante de Sauders-Brown utilizada surge de las recomendaciones del GPSA donde se sugieren valores entre 0,067 – 0,12 m/s, se toma un valor medio igual a 0,095 m/s.

El caudal utilizado para el diseño es equivalente al 110% del caudal operativo.

Se utiliza una relación de L/W igual a 2 para lograr un interno de medidas armónicas.

También GPSA sugiere que la distancia vertical de la Demister sea de 150 mm por lo cual se adopta ese valor.

En la siguiente tabla se muestran los resultados hallados en el cálculo de la Demister:

Tabla 15: Resultados del cálculo de la Demister.

Resultados	Valor	Unidad
vt	0,83	m/s
A	0,39	m^2
L	0,88	m
W	0,44	m
H	0,15	m

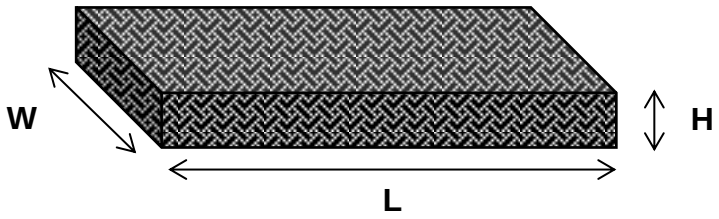


Figura 7: Representación del Demister

8. RESUMEN FINAL

Los resultados hallados en el diseño de la caldera se encuentran resumidos a continuación:

Tubos:

Primer Paso:

Dt: 1,5 in

Lt: 4,267 m

Pt: 1,88 in

Segundo Paso:

Dt: 1,25 in

Lt: 4,267 m

Pt: 1,56 in

Carcasa:

Ds: 3 m

Ls: 5 m

Demister:

L: 0,55 m

W: 0,27 m

H: 0,15 m

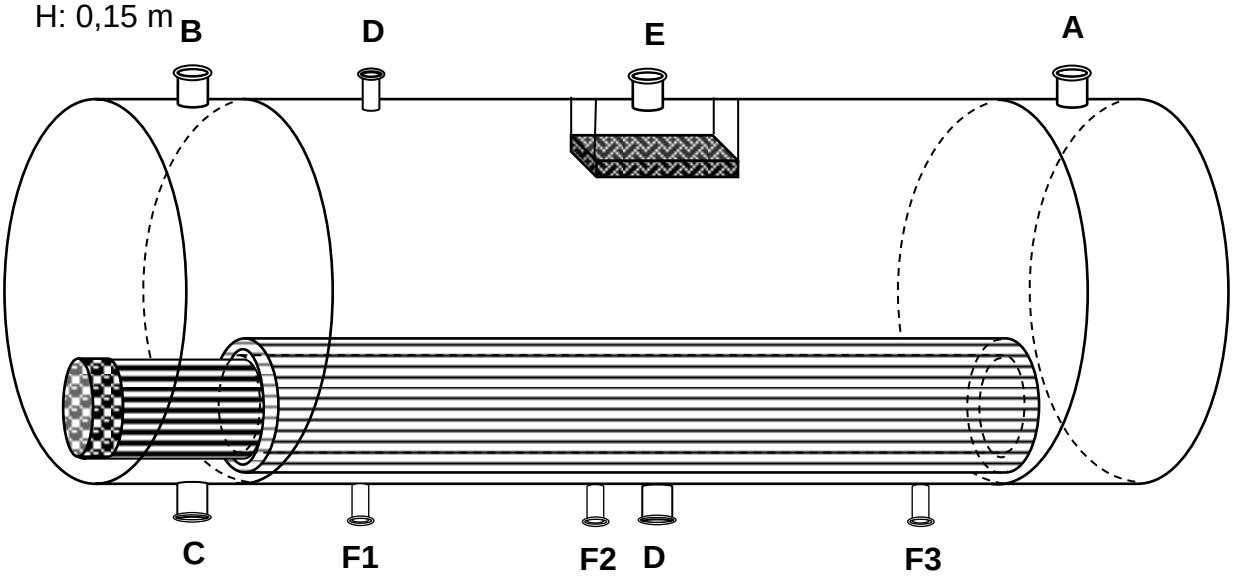


Figura 8: Esquema de la caldera.

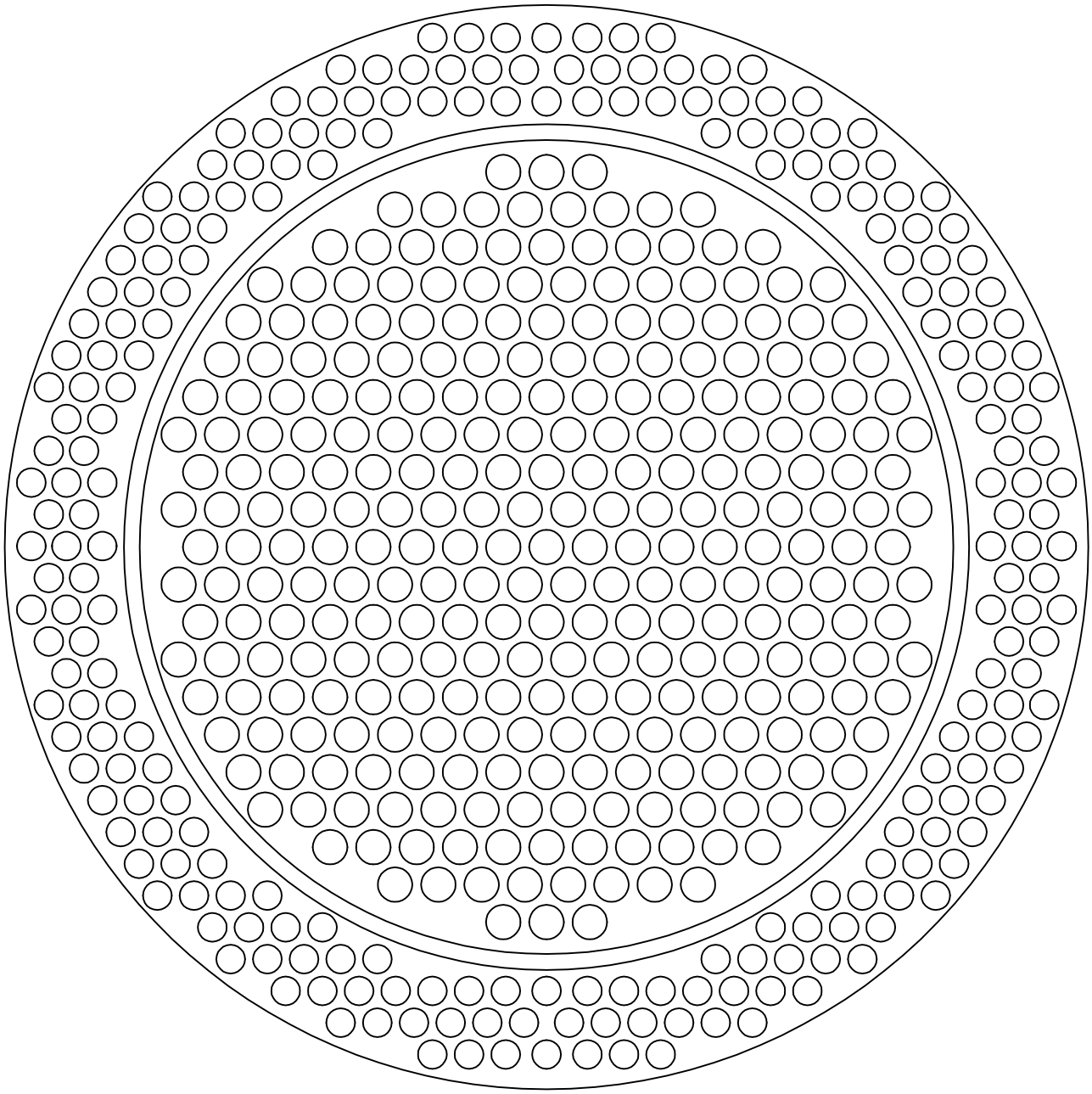


Figura 1: Placa de Tubos de Caldera

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

CALDERA DE RECUPERACIÓN

C 101

F-HD-006

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

C101

Customer				Job Nbr.			
Address				Reference Nbr.			
Plant Location	CAMPANA			Proposal Nbr.			
Service of Unit				Date	12/08/2017	Rev.	A
Size	3000 mm x 5000 mm	Type		Item Nbr.			
Surf/Unit	250,0 Gross m2	Shells/Unit	1	Connected in	1 Parallel	1 Series	
				Surf/Shell	250,0 Gross m2		

PERFORMANCE OF ONE UNIT (Case 85R55 - Note 7)

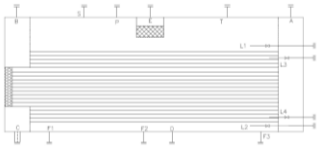
Fluid Allocation		Tube Side		Shell Side	
Fluid Name		Gas de Proceso		Agua de Caldera	
Fluid Quantity Total	kg/h	13896,0		11448,0	
Vapor (In/Out)	kg/h	13896,0	13896,0		
Liquid (In/Out)	kg/h	0	0		
Steam (In/Out)	kg/h			0,0	11448,0
Water (In/Out)	kg/h			11.448	0,0
Noncondensable (In/Out)	kg/h				
Temperature (In/Out)	ºC	1.344,1	350,0	219,6	219,6
Density (In/Out)	kg/m3	0,3	0,3	840,7	12,3
Viscosity, (Vap/Liq)	cP	0,056	0,056	0,240	0,080
Molecular Weight, Vapor (In/Out)		30,0	30,0	18,0	18,0
Molecular Weight, Noncondensable (In/Out)					
Specific Heat (Vap/Liq)	kcal/kg.ºC	0,330	0,330	1,170	0,230
Thermal Conductivity (Vap/Liq)	kcal/h.m.ºC	0,103	0,103	0,559	0,126
Latent Heat	kcal/kg @ ºC			440,70	
Inlet Pressure	barg	0,40		22,30	
Velocity Average	m/s	5,25		4,58	
Pressure Drop, Allow./Calc	bar	0,10	0,02	0,50	
Fouling Resistance (Min)	h.m2.ºC/kcal	0,000200		0,000400	

Heat Exchanged 5211835,6 kcal/h — MTD (Corrected): 131,0 ºC

Transfer Rate, Service — Clean — kcal/h.m2.ºC

CONSTRUCTION OF ONE SHELL

Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)



		Shell Side	Tube Side
Design/Test Pressure	barg	25 / As per Code	5 / As per Code
Design Temp Max.	ºC	250	1000
Nbr. Passes per Shell		1	2
Corrosion Allowance	mm	3,2	0
Conections	In	Pieza de transición	D
Size &	Out	B	E, F1, F2, F3
Rating	Intermediate	A	N/A

Tube Nbr. Note 1 — OD Note 1 mm — Thk (Min/Avg) 1,651 mm — Length 4267 mm — Pitch Note 1 mm

30º ■ 60º □ 90º □ 45º □

Tube Type Note 2 — Material SA 249 W

Shell	A 516 ID 3000 mm OD mm	Shell Cover	Note 3 (Integ.) (Remov.)
Channel or Bonnet		Channel Cover	
Tubesheet-Stationary		Tubesheet-Floating	
Floating Head Cover	N/A	Impingement Protection	

Baffles-Cross	N/A Type Kettle	% Cut (Diam/Area)		Spacing: c/c	Inlet mm
Baffles-Long	N/A	Seal Type	N/A		
Supports-Tube	by Vendor U-Bend	N/A	Type	by Vendor	
Bypass Seal Arrangement	Yes	Tube to Tubesheet Joint	Grooved and Expanded		
Expansion Joint	by Vendor	Type	by Vendor		
pv2-Inlet Nozzle	See Annex 4 Bundle Entrance 3014	Bundle Exit			
Gaskets-Shell Side	SPIRAL WOUND SS 304 NON ASBESTOS FILLED	Tube Side	SPIRAL WOUND SS 304 NON ASBESTOS FILLED		
Floating Head	N/A				
Code Requirements	See Annex 4	TEMA Class	R		
Weight/Shell	by Vendor kg	Filled with Water	by Vendor kg	Bundle	by Vendor kg

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

C101

ANNEX 1 - GENERAL

Insulation:	**YES**		Quantity:	**1**
Exterior Paint:	■ YES	☐ NO (Note 1)		
Interior Paint:	☐ YES	■ NO	Volume:	**by Vendor** m3
			Operation Weight:	**by Vendor** kg

ANNEX 2 - MATERIALS

Pipes Shellside:	**A 106-B**		Saddles:	
Pipes Tubeside:	**A 106-B AC Calmado NACE**	Nota 4	Fittings/Forgings:	
Studs:			Body Flanges Shellside:	
Nuts:			Body Flanges Tubeside:	

ANNEX 3 - NOZZLES

TAG	Qty	Dia (in)	Type	Rating (#)	Sch.	Proj. (mm)	Service	Notes
A	**1**	**10**	**Bridada**		**40**		**Tube Outlet**	
B	**1**	**18**	**Bridada**		**XS**		**Tube Outlet**	
C	**1**	**3**	**Bridada**		**160**		**Tube Outlet**	**Enchaquetada**
D	**1**	**2 1/2**	**Bridada**		**STD**		**Shell Inlet**	
E	**1**	**6**	**Bridada**		**STD**		**Shell Outlet**	
F1	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Drain**	
F2	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Drain**	
F3	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Drain**	
L1	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	
L2	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	
L3	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	
L4	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	
S	**1**		**Bridada**				**Shell Outlet Security**	
P	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	
T	**1**	**2**	**Bridada**		**STD**		**Instrument**	

ANNEX 4 - CONSTRUCTION OF ONE SHELL

Area Ratio:		Bundle Dia:	mm
Tube Length Effective:	mm	Nº Holes Counted:	
Rear End Type:		Drop Under Noz In/Out:	/ mm
Crosspasses/Shell:			

Shell Nozzles:	Inlet	Outlet
Inside Diam:(in)		
Velocity (m/s)		
Rho-V-Sqr (kg/m.s2)		
Nozzles/Shell (OPP. SIDE)		

Tube Nozzles:	Inlet	Outlet
Inside Diam: (in)		
Velocity (m/s)		
Rho-V-Sqr (kg/m s2)		

Shellside Performance		**Pressure Drop**	
Bundle Flow Fraction		Shell Cross/Wind (bar)	/
Mass Vel Cross/Wind (kg/m2.s)	/	Tubes (bar)	
Mass Vel Long/Mean (kg/m2.s)	/	Nozzles Shell/Tube (bar)	/
Bundle Diameter Clearances		.	
Bundle Shell	**PER TEMA** mm	Avg. Tube Metal Temp.	ºC
Baffle-Shell	**PER TEMA** mm	Shellside Avg. Surf. Temp.	ºC
Tube-Baffle	**PER TEMA** mm	Tubeside Avg. Surf. Temp.	ºC
Baffle Thk.	**PER TEMA** mm		

Design Code	**ASME I**	X Ray Requirements	**Full**
Code Stamp	**YES**	Heat Treatment Requirements	**As per Code**

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

C101

NOTES

Note 1

La placa de tubos tiene distribución en anillo, donde el primer paso va por la sección circular y el segudo por la anular.
Se anexan a continuación las características constructivas de cada paso:

1° paso	*Tube Nbr:*	290	*OD*	1,5	in	*Pitch*	1,88	in
2° paso	*Tube Nbr:*	238	*OD*	1,25	in	*Pitch*	1,56	in

Note 2

La placa de tubos tiene ceramic ferrule tubes como protección a la elevada temperatura de entrada.
La longitud de los mismos se deja a criterio del proveedor.

Note 3

El cabezal de ingreso a tubos y la placa de tubos tendrán un recubrimiento de material refractario de Zircon.
El espesor del mismo se deja a criterio del proveedor.

Note 4

La cañería de la salida de tubos intermedia a través de la boquilla A es de acero inoxidable 321H

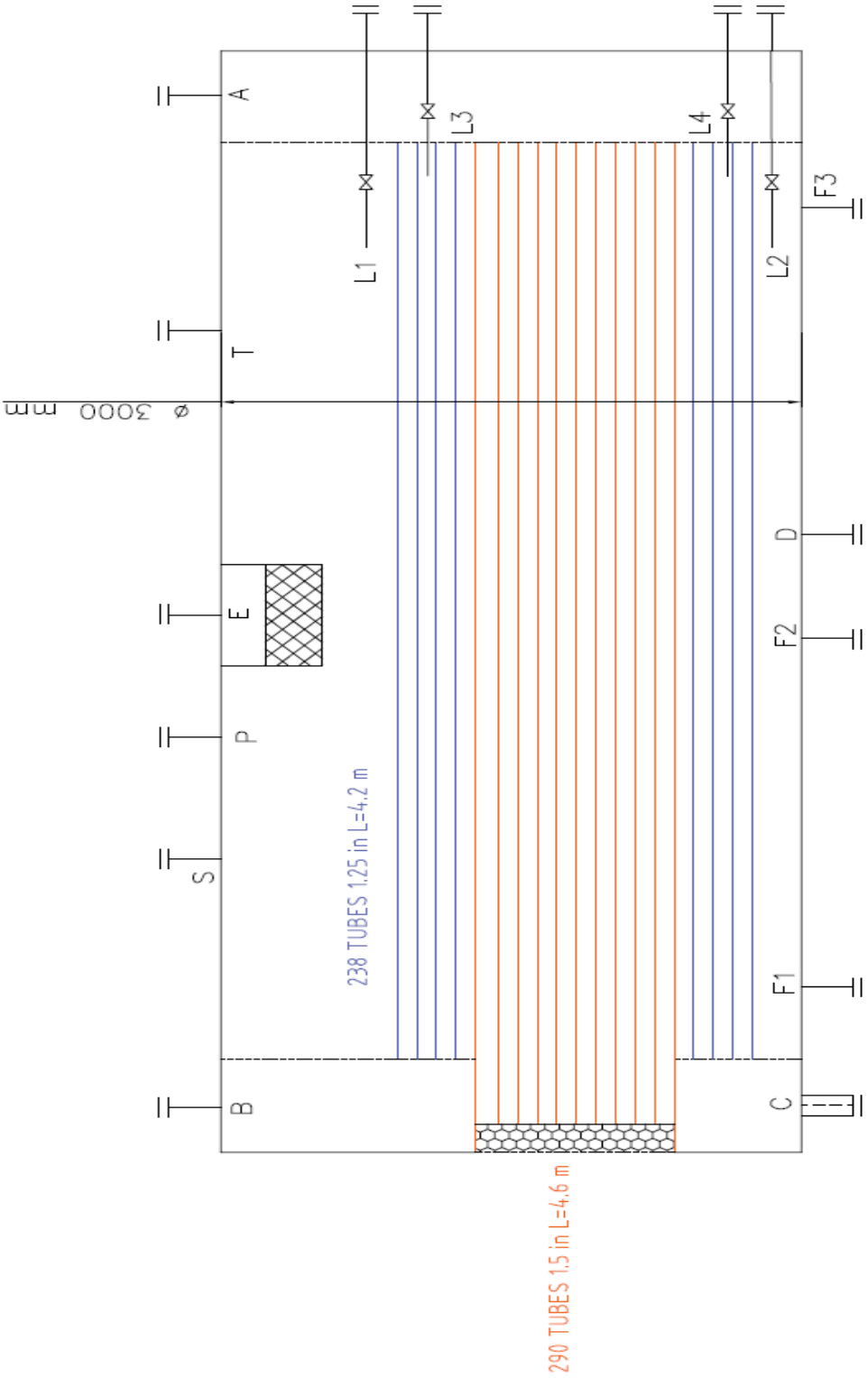
CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

C101

SKETCH



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

CONDENSADOR DE AZUFRE

D101 A/B

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBÓ
A	24-07-2017	Emisión para Aprobación	JG	SG	

MEMORIA DE CÁLCULO DE CONDENSADOR DE AZUFRE

ÍNDICE

1. **OBJETIVO**…… Página 3
2. **INTRODUCCIÓN**…… Página 3
3. **ESQUEMA DE RESOLUCIÓN**…….... Página 4
4. **CONDICIONES**…… Página 5
4.1. **Corrientes de procesos**…… Página 6
4.2. **Fluido Frio**…… Página 7
5. **DISEÑO**…… Página 8
5.1. **Condiciones de diseño**…….. Página 8
5.2. **Equipo**…….. Página 8
5.3. **Carcasas en Serie**…….. Página 9
5.4. **Pasos en Tubos**…….. Página 9
5.5. **Largo de Tubos**…….. Página 9
5.6. **Diámetro de Tubos**…… Página 9
5.7. **Arreglo**…….. Página 10
5.8. **Pitch**…….. Página 10
5.9. **Baffles**…….. Página 10
5.10. **Resistencia de ensuciamiento**…….. Página 11
5.11. **Número de Tubos**…… Página 11
5.12. **Boquillas de entrada**…… Página 11
5.13. **Cabezal Posterior**…… Página 12
5.14. **Diámetro de Carcasa**…… Página 14
5.15. **Esquemas**…… Página 15
6. **RESUMEN**…….. Página 15

MEMORIA DE CÁLCULO DE CONDENSADOR DE AZUFRE

1. OBJETIVO

El objetivo de esta memoria de cálculo es describir y explicar el método llevado a cabo para diseñar el condensador de azufre D101 A/B, así como también dejar establecidas las consideraciones que se tuvieron en cuenta en dicho proceso.

2. INTRODUCCIÓN

En la Unidad de Recuperación de Azufre ocurren dos instancias de condensación: por un lado, el gas de procesos proveniente de la etapa térmica de reacción (gas proveniente de la caldera, GA8), y por otro, el gas que egresa del primer reactor catalítico (GA15). La condensación es en ambos casos parcial, fluyendo la fase vapor hacia la primera y segunda etapa catalítica, correspondientemente. El condensado constituye el azufre líquido, el cual se dirige a la pileta previo paso por sendos sellos de azufre.

Si bien son dos procesos separados, el condensador constituye un solo equipo, con una sola carcasa por la que circula el agua de caldera proveniente de límite de batería, y un haz de tubos por el que circulan por separado ambas corrientes de procesos. Esto se logra dividiendo el cabezal de entrada, realizando un tabique de forma tal que a cada lado quede el número de tubos necesario.

Otro aspecto importante a tener en consideración en el diseño es el hecho de que del equipo egresan dos fases ya separadas, por lo que se debe proveer de espacio libre suficiente para la separación en el cabezal de salida. Este cabezal debe contar con una caja de chicanas con tracing de vapor de baja, razón por la cual el haz de tubos debe ubicarse por debajo del mismo, aportando una diferencia de altura suficiente para lograr una buena separación. Como consecuencia, el haz no tendrá una forma circular, y la carcasa contará con un espacio libre en el tramo superior.

Para realizar el diseño se ha importado el caso desde el simulador ProMax de Bryan Research & Engineering Inc. a la interfaz de diseño HTRI Xchanger Suite 7.0. Los requerimientos de intercambio son los siguientes:

		GA8	GA15	Agua Caldera
Caudal	kg/s	3,280	3,334	3,177
Pin	kPa (abs)	121,1	105,6	2341,5
ΔP disp	kPa	3	3	50
T In	ºC	350,0	280,0	103,1
T Out	ºC	146,0	146,0	219,4
fv Out	-	0,840	0,895	0,000
Q	kW	976,1	671,4	1647,5

Las fórmulas que regirán en estos equipos son:

1) $Q = m_c c_{pc}(t_2 - t_1)$

2) $Q = U.A.DMLT$

3) $\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_{fio} + R_{fo}$

4) $A = \pi N D_o L$

5) $$DMLT = \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_2}{T - t_1}\right)}$$

Los cálculos de h_{io}, h_o y caída de presión en tubos y en carcasa estarán dados por correlaciones empíricas pertenecientes a la lógica del cálculo del simulador HTRI.

3. ESQUEMA DE RESOLUCIÓN

Dado que el equipo consta de una sola carcasa con dos haces de tubo diferentes, no es posible realizar la resolución del diseño de forma directa en el simulador HTRI. Por lo tanto, la metodología utilizada es la siguiente: en primer lugar, se diseña cada haz de tubos por separado, y así se obtienen dos condensadores diferentes, cada uno con un diámetro de carcasa. Por cada equipo circula el caudal de agua de caldera necesario para condensar cada rama de corriente de procesos, intercambiando el calor correspondiente:

$$m_{Agua} = \frac{Q}{\frac{Cp_{In} + Cp_{Out}}{2} \times (t_{Out} - t_{In})}$$

De esta forma, se logra determinar la geometría y número de tubos necesario en cada haz.

Luego, se simula en el Promax una corriente ficticia que surge de la mezcla de ambas corrientes de procesos, y se la hace pasar por un nuevo condensador, especificando las pérdidas de carga y la temperatura de salida. El intercambio de calor en este caso equivale a la suma de los calores que intercambiaba cada uno de los dos condensadores anteriormente diseñados. Teniendo la información de esta corriente ficticia, junto con el número total de tubos, es posible diseñar en el HTRI el número y espaciado de baffles. El diámetro de carcasa que se obtiene no es el final, ya que no tiene en cuenta el espacio extra para la separación de fases en el cabezal de salida. De este paso se determina asimismo el porcentaje de sobrediseño.

Realizando estos pasos, se obtiene en resumen: el número de pasos por tubos, el largo, diámetro, arreglo y número de tubos, el espaciado, corte y número de baffles, y el porcentaje de sobrediseño.

Teniendo en cuenta que los coeficientes de transferencia de calor dependen de los caudales de ambos fluidos, caliente y frío, deberá observarse dónde se encuentra la resistencia controlante, pero a priori, realizando el diseño en este orden, se consiguen áreas conservadoras, teniendo en cuenta que el número de tubos se calcula para caudales de agua de caldera menores a los que realmente circularían por carcasa.

Luego, se realiza el diseño del cabezal de salida, otorgando un espacio suficiente para la separación de las fases vapor y líquido, y calculando el área necesaria de la caja de chicanas, la cual debe estar calefaccionada con un tracing de vapor. De este diseño se obtiene el diámetro total de carcasa.

Por último, se determina la disposición de los tubos en el haz. Para ello, teniendo en cuenta los resultados del diseño, se grafica en AutoCAD el haz y se decide el lugar más apropiado para realizar la separación entre los sendos haces que conforman el haz completo. Esta separación está dada por un tabique vertical que separa el cabezal de entrada en dos compartimentos diferenciados.

4. CONDICIONES

Para comenzar con el diseño, se debe definir por dónde circula cada fluido. El gas de proceso que se manipula en esta planta es altamente corrosivo y puede producir taponamientos de azufre, mientras que el agua de caldera es un fluido limpio. Teniendo en cuenta esto, se decide que la condensación sucederá en tubos, mientras que el agua se calentará en carcasa. De esta manera, se podrá realizar la limpieza de tubos de forma periódica.

4.1. CORRIENTES DE PROCESOS

A continuación se muestran las composiciones y propiedades físicas de las corrientes de procesos. En primer lugar, se pueden observar los datos correspondientes a ambas corrientes por separado. Estos datos se utilizaron para el diseño de los haces de tubos.

Luego se muestran los datos correspondientes a las corrientes ficticias, utilizadas en la segunda etapa del diseño. Estos datos surgen del promedio de los de las dos corrientes por separado:

		GA8 (Vapor In)	**GA10** (Vapor Out)	**S3** (Líq Out)
m	kg/s	3,280	2,755	0,525
T	ºC	350	146	146
k	W/mK	0,0475	0,0339	0,136
ρ	kg/m^3	0,725	0,905	1786,95
μ	cP	0,0293	0,0214	7,310
Cp	J/kgK	1162,8	1199,9	1065,6
λ	kJ/kg	-	-	404,44
γ	mN/m	-	-	58,07

		GA15 (Vapor In)	**GA16** (Vapor Out)	**S5** (Líq Out)
m	kg/s	3,334	2,983	0,351
T	ºC	280	146	146
k	W/mK	0,0443	0,0348	0,136
ρ	kg/m3	0,636	0,740	1786,95
μ	cP	0,0267	0,0215	7,211
Cp	J/kgK	1227,7	1261,1	1065,9
λ	kJ/kg	-	-	366,73
γ	mN/m	-	-	58,08

		Vapor In Promedio	Vapor Out Promedio	Líq Out Promedio
m	kg/s	6,614	5,738	0,876
T	ºC	314	146	146
k	W/mK	0,0459	0,0343	0,136
ρ	kg/m3	0,681	0,822	1786,95
μ	cP	0,0280	0,0214	7,260
Cp	J/kgK	1195,2	1230,5	1065,8
λ	kJ/kg	-	-	385,59
γ	mN/m	-	-	58,08

Composición másica	GA8 (Vapor In)	GA15 (Vapor In)	Vapor Out Promedio	Líq Out Promedio
SO2	0,0588	0,0162	0,0430	0,0000
H2S	0,0612	0,0172	0,0450	0,0000
COS	0,0014	0,0002	0,0009	0,0000
CS2	0,0012	0,0005	0,0010	0,0000
S1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2	0,0018	0,0002	0,0000	0,0000
S3	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
S4	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
S5	0,0044	0,0013	0,0000	0,0018
S6	0,0492	0,0244	0,0002	0,1110
S7	0,0373	0,0186	0,0001	0,0607
S8	0,0679	0,0625	0,0014	0,8264
CO2	0,0297	0,0359	0,0378	0,0000
N2	0,5286	0,6117	0,6576	0,0000
H2O	0,1538	0,2063	0,2078	0,0000
H2	0,0011	0,0013	0,0013	0,0000
CO	0,0031	0,0036	0,0039	0,0000

4.2. FLUIDO FRÍO

En este caso el fluido frío corresponde al agua de caldera, cuya composición es 100% agua. Las propiedades físicas utilizadas en el diseño se detallan a continación:

		AC2 (Agua Cald In)	**AC3** (Agua Cald Out)
m	kg/s	3,177	3,177
T	ºC	103,1	219,4
k	W/mK	0,6778	0,6507
ρ	kg/m3	956,92	840,73
μ	cP	0,272	0,240
Cp	J/kgK	4183,1	4925,2
γ	mN/m	57,61	33,37

5. DISEÑO

En esta sección se detallan todas las variables que intervienen en el proceso de diseño, y se especifican los criterios tomados.

Se tomaron en cuenta las recomendaciones de “Steve Fenderson. Improving Claus Sulfur Recovery Unit Reliability Through Engineering Design. Goar Allison & Associates, INC. 1998”, además de la normativa TEMA.

5.1. CONDICIONES DE DISEÑO

Tomando los márgenes explicitados en las Bases de Diseño, y considerando para tubos los valores aportados por el simulador HTRI, se definen las siguientes condiciones de diseño para carcasa y tubos:

		Carcasa	Tubos
Pdis	kPa.g	2460	520
Tdis	ºC	250	380

5.2. EQUIPO

La clase de equipo es una denominación según la industria para la cual se esté diseñando el condensador. En este caso, la unidad de recuperación de azufre pertenece una refinería, la cual corresponde a la industria del petróleo. Por lo tanto, corresponde la clase R.

Como cabezal anterior se busca un cabezal de fácil acceso al interior. Por eso se selecciona un cabezal de tipo radial. De todos los que existen se selecciona un cabezal del tipo canal “A”, del cual se puede tener un fácil acceso a los tubos sin desarmar el cabezal entero.

En cuanto al cuerpo, se selecciona una carcasa de un paso. La misma corresponde al código “E”.

Debido a que el fluido de carcasa es limpio, no será imprescindible retirar el haz de tubos para limpiar los mismos por fuera. Es por ello que se decide utilizar una placa de tubos fija. También se descarta la utilización de cabezales del tipo flotante por las condiciones del servicio (presiones elevadas, fluido corrosivo y tóxico) ya que pueden aparecer fugas. Debido a las diferencias de temperaturas entre los fluidos se deberá permitir que el intercambiador tenga dilatación térmica. Esto se logrará agregando en el cabezal juntas de dilatación térmica. Para la simulación, se decide seleccionar un cabezal tipo “N”, sin embargo, en la realidad esto no corresponde. Más adelante se detalla el diseño

del cabezal posterior, en donde ocurre la separación entre las fases vapor y líquida.

5.3. CARCASAS EN SERIE

Teniendo en cuenta que la simulación arroja valores adecuados para una sola carcasa, y tomando la recomendación aportada por Goar Allison, se decide trabajar con una sola carcasa. Desde el punto de vista económico y operativo, considerar equipos en serie sería en este caso innecesario.

5.4. PASOS EN TUBOS

De nuevo, tomando las recomendaciones de Goar Allison, y teniendo en consideración que desde lo operativo se cuenta con baja pérdida de carga admisible, y que la salida de condensado debe ocurrir en un cabezal diferente al de entrada de vapor, se decide diseñar el condensador con un solo paso en tubos. En la simulación se obtienen buenas velocidades y pérdidas de carga.

5.5. LARGO DE TUBOS

Por una cuestión de practicidad, se diseña el condensador con un largo de tubos estándar correspondiente a 20 ft (6,096 m), siguiendo con las recomendaciones de Goar Allison. La simulación arroja resultados favorables con este largo, mientras que en el caso de tubos de 40 ft, la pérdida de carga aumenta y son necesarios mayores sobrediseños para contrarrestar este inconveniente.

5.6. DIÁMETRO DE TUBOS

Como criterio general se suelen tomar tubos de ¾” a 1½”, siendo ¾” y 1” los más comunes. Particularmente en este caso, se toma el criterio propuesto por Goar Allison, que recomienda para este tipo de condensadores utilizar como mínimo diámetros de tubo de 1” y espesores equivalentes al BWG 12.

La variable que ha determinado el diámetro a utilizar es la pérdida de carga de lado tubos, y ocurre que a menores diámetros, la velocidad aumenta y en consecuencia también lo hacen los coeficientes de transferencia y la pérdida de carga, siendo este último el limitante a la hora de diseñar. Para evitar grandes sobrediseños, se decide utilizar tubos de 1½", con espesores BWG 12 para ambas secciones del haz de tubos, de manera de simplificar la tarea de limpieza. Para este diámetro, todavía se cuenta con un margen de pérdida de carga disponible.

5.7. ARREGLO

En cuanto al arreglo de los tubos, se decidió utilizar arreglo del tipo triangulo (30º), debido a que la limpieza del lado carcasa no es crítica porque el agua de caldera es un fluido limpio. Además se está utilizando una placa de tubos fija, por lo que el haz de tubos no puede removerse para la limpieza exterior de tubos.

5.8. PITCH

El pitch se ha ajustado como el requerido por el código TEMA, correspondiente a 47,6 mm.

5.9. BAFFLES

Para los baffles se han seleccionado del tipo paralelo y segmentado. El corte para la segmentación se ha seleccionado en un 25% del diámetro total. Estas decisiones se han tomado sobre la base que este tipo de baffles logrará el mejor intercambio al aumentar el flujo cruzado con los tubos.

En la simulación se ha ido probando con distintos espaciamientos, en función de que cumpla con el objetivo mecánico, es decir, que respete el código TEMA, resultando en un espaciamiento entre baffles de 340 mm.

El número de baffles queda luego definido por la longitud de tubos y el espaciamiento entre los mismos, dando entonces un total de 15 baffles.

5.10. RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO

Las resistencias de ensuciamiento propuestas se han tomado en función de valores típicos para ciertos servicios estándar, similares a los fluidos que circulan en el equipo..

Para el lado carcasa se ha tomado un valor de resistencia de ensuciamiento de 0,0002 m^2K/W, correspondiente al agua de caldera. Para el lado tubos se tomó un valor de resistencia de ensuciamiento de 0,0004 m2K/W.

5.11. NÚMERO DE TUBOS

Como se explicó anteriormente, en primer lugar se diseñaron ambas secciones del haz de tubo por separado, y una vez determinado el número de tubos total, se diseñó el equipo completo, construyendo una corriente ficticia que surge de la mezcla de ambas corrientes de proceso.

Se buscó en cada sección del haz de tubos un sobrediseño aproximado al 10%, consiste con lo explicitado en las bases de diseño. Además, se verificó que las velocidades de las corrientes de proceso coincidieran con las recomendaciones aportadas en Goar Allison, en donde se aconseja que las mismas se encuentren en el rango de 5 a 27 $kg/m^2.s$.

Teniendo esto en cuenta, se llegó a un total de 1060 tubos para el haz completo: 400 tubos para la sección correspondiente al vapor de azufre proveniente de caldera, y 640 tubos para el proveniente del primer reactor catalítico. Para el haz completo se obtiene un sobrediseño del 13%, y una velocidad másica en tubos igual a 5,5 $kg/m^2.s$. La pérdida de carga, equivalente a 1 kPa, resulta por debajo de la especificación. Diámetros más pequeños resultaban en mayores sobrediseños bastante más importantes, por lo que se decidió trabajar con esta geometría.

5.12. BOQUILLAS DE ENTRADA

Las boquillas de entrada se han tenido que ajustar para que los valores de ρv^2 sean menores que 2230 kg/ms^2. Además, se han ido ajustando para que el diámetro sea similar al de la cañería para evitar expansiones o contracciones que generan pérdidas de carga adicionales. Se ha logrado colocar boquillas del mismo diámetro de las cañerías y se ha encontrado que para ese diseño el valor de ρv^2 a la entrada de agua de caldera a la carcasa es 1350 kg/ms^2.

5.13. CABEZAL POSTERIOR

Del haz de tubos egresa una mezcla bifásica compuesta por condensado de azufre y vapor de procesos. La separación de fases ocurre en el cabezal posterior del condensador, donde drena el líquido y el vapor atraviesa un coalescedor calefaccionado, de manera de evitar depósitos de azufre. El diseño de este cabezal se realiza siguiendo las pautas de la sección 7 del GPSA, *Separation Equipment*.

En primer lugar, se dimensiona la caja de chicanas, la cual por la geometría propia del equipo se desea sea rectangular, con una proporción 2 a 1 entre largo y ancho, respectivamente. Se utiliza la ecuación de Sauders-Brown para determinar la velocidad terminal en el interno:

$$V_T = K\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Siguiendo las recomendaciones, se considera un valor de K equivalente a 0,12 m/s, y con los datos de las corrientes, presentados en el apartado 4.1, se obtiene una velocidad terminal dentro del interno igual a:

$$V_T = 5{,}77\ \frac{m}{s}$$

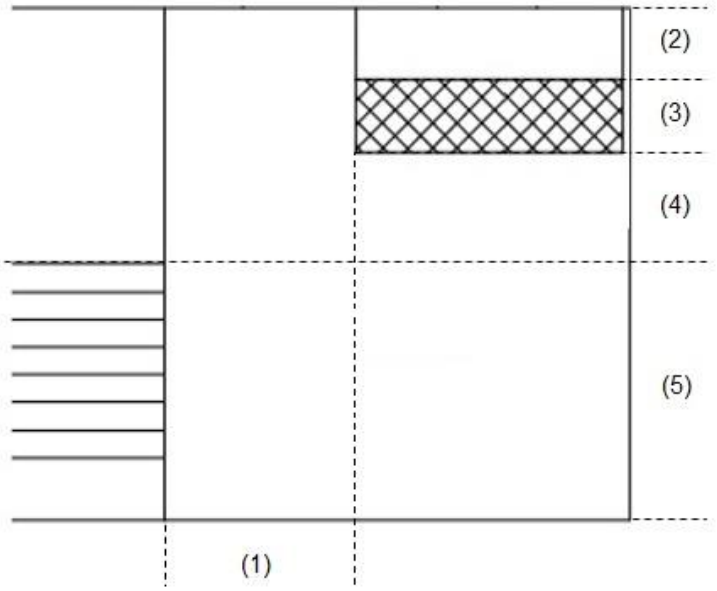
Con el cálculo de la velocidad y con el caudal de gas puede hallarse el área del interno:

$$A_{Mín} = \frac{Q_{Gas}}{V_T} = 1{,}282\ m^2$$

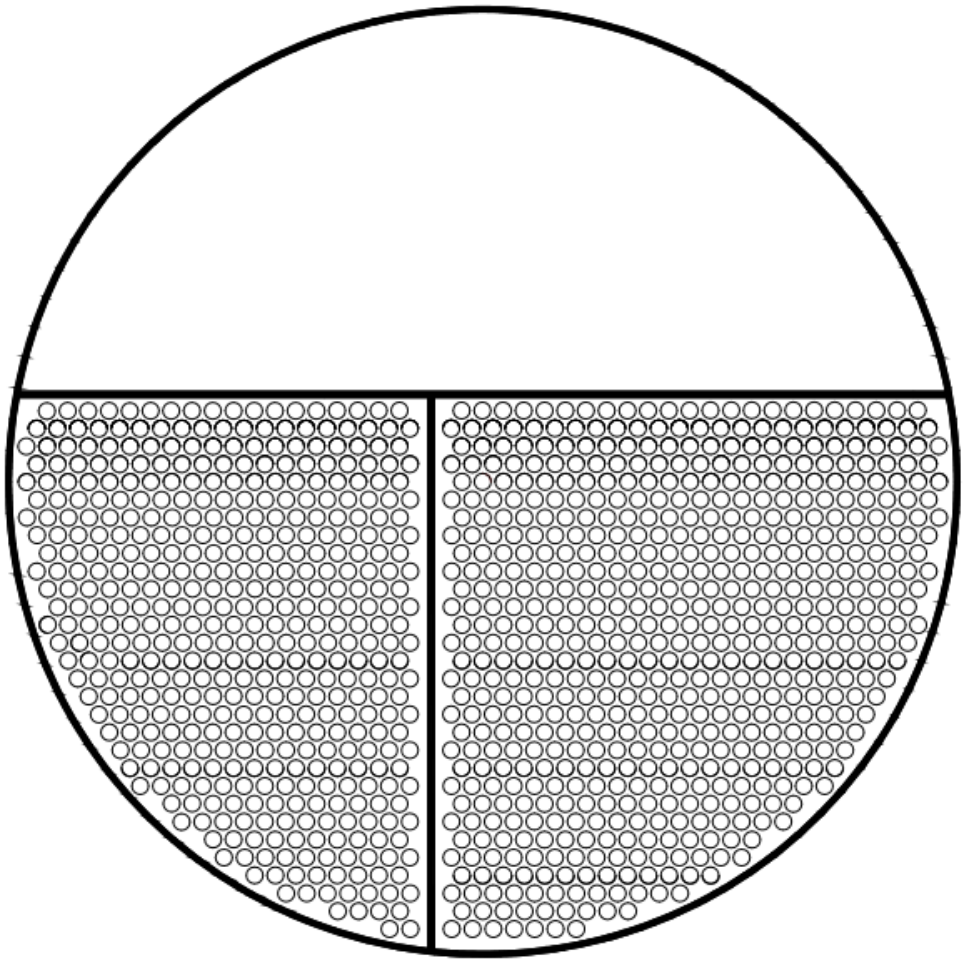
Y siguiendo con la proporcionalidad mencionada, se obtiene una caja de chicanas de 0,8 m de ancho por 1,6 m de largo.

Ahora bien, observando el esquema que se presenta a continuación, se toman las siguientes dimensiones, siguiendo las recomendaciones de GPSA:

MEMORIA DE CÁLCULO DE CONDENSADOR DE AZUFRE



- ✓ Se considera una distancia horizontal de 500 mm entre el haz de tubos y el interno (1).
- ✓ Para la sección (2), correspondida entre la cara superior del coalescedor y la boca de salida de vapor, una altura de 150 mm
- ✓ Para la sección (3), equivalente al espesor del interno, se toman otros 150 mm
- ✓ Para la sección (4), la cual corresponde a la diferencia de altura entre la cara inferior de la caja de chicanas y la altura máxima del haz de tubos, se toman 600 mm
- ✓ Finalmente, para la sección (5), equivalente a la altura del haz de tubos, se utiliza la altura del haz de tubos real, la cual se consigue al realizar en AutoCAD el esquema de la placa de tubos, con ambas secciones del haz de tubos separados. Este esquema se muestra a continuación:



Al realizar este esquema, se obtiene que la altura necesaria para el haz de tubos con esta disposición es de 1470 mm.

De esta manera queda dimensionado el cabezal posterior, con un diámetro igual a 2270 mm y un largo de 2100 mm. Por su parte, la caja de chicanas calefaccionada posee una geometría rectangular, de 1600 x 800 mm.

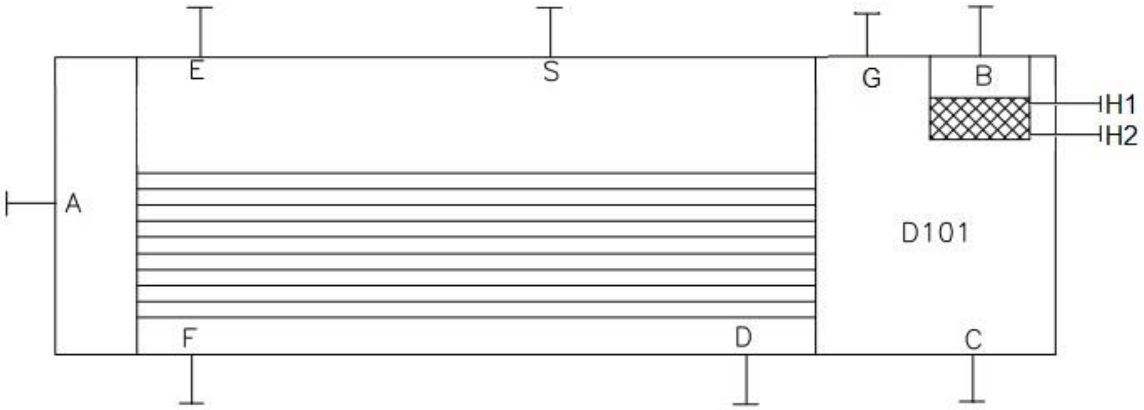
5.14. DIÁMETRO DE CARCASA

Una vez dimensionado el cabezal posterior, y definida la disposición de los tubos en el haz, el diámetro de carcasa queda definido, y es igual al del cabezal: 2270 mm. El largo total del equipo, considerando ambos cabezales, es de 9000 mm.

MEMORIA DE CÁLCULO DE CONDENSADOR DE AZUFRE

5.15. ESQUEMA

A continuación se detallan las boquillas con las que debe contar el condensador:



Boquilla	Descripción	Diámetro Nominal (Pulgadas)
A1, A2	Ingresos gas de procesos (GA8 y GA16)	20 y 24
B	Salida fase gas	24
C	Salida azufre líquido	3
D	Entrada agua de caldera	1 ½
E	Salida agua de caldera	1 ½
F	Drenaje de agua	X
G	Salida a Flare	X
V1	Ingreso vapor de baja	2
V2	Salida vapor de baja	2
S	Conexión a safe valves	X

MEMORIA DE CÁLCULO DE CONDENSADOR DE AZUFRE

6. RESUMEN

Carcasa	
Diámetro Exterior	2270 mm
Nº de Baffles	15
Corte Baffles	25% Diám
Espaciado entre Baffles	340 mm
Tubos	
Nº de Tubos	1040
Nº de Tubos Sección 1	400
Nº de Tubos Sección 2	640
Diámetro Exterior	1½ pulg
Largo	6096 mm
Pitch	47,6 mm
Arreglo	Triángulo
Altura haz de tubos	1470 mm
Cabezal Anterior	
Largo	800 mm
Cabezal Posterior	
Largo	2100 mm
Caja de Chicanas	1600x800 mm

Performance	
h Carcasa	662,2 W/m2K
h Tubos	52,2 W/m2K
U	40,6 W/m2K
EMTD	61,6 ºC
Q	1647 kW
A	745 m2
Sobrediseño	13%
Vel lado tubos	9,5 m/s
Resistencias	
Carcasa	6%
Tubos	91%
Fouling	3%

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

CONDENSADOR DE AZUFRE

D101 A/B

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	30/07/2017	Emisión para Aprobación	JG	SG	

F-HD-007

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

D101 A/B

Plant/Process Unit Name	**U.R.A. Refinería Campana**	Location	**Campana. Buenos Aires, Arg.**	
Equipment Service		Quantity of Units	**1**	
Applicable to	○ Proposal	● Purchase	○ As Built	
Purchaser/Agent		Manufacturer/Supplier		
Size and Tema Type	**2270x9000 mm (Nota 1)**	Serial Number		
Information to be completed by	● Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable	

GENERAL

Size	Shell ID	**2270,0**	Length	**9000,0**	Kettle ID		mm	Design Case		STX File	
Surf/Unit	Gross	**773,4**	Eff.	**745,2**	Ubend		m2	Shell/Unit	**1**		
Surf/Shell	Gross	**773,4**	Eff.	**745,2**	Ubend		m2	Connected in	Parallel **1**	Series	**1**

PERFORMANCE OF ONE UNIT

Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side			
Fluid Name		**Agua de Caldera**		**Azufre (Nota 2)**			
				de Caldera		**de Reactor**	
Fluid Quantity Total	kg/h	**11192,0**		**11807,0**		**12002,0**	
		IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
Vapor	kg/h			**11.807**	**9.916,5**	**12.002**	**10.736**
Liquid	kg/h	**11.192,0**	**11.192,0**		**1.890,2**		**1.266,3**
Temperature	°C	**103,0**	**219,4**	**350,0**	**146,0**	**280,0**	**146,0**
Density (Vap | Liq)	kg/m3	**957,3**	**841,1**		**1.799,5**		**1.791,3**
Molecular Weight, Vapor							
Viscosity, (Vap | Liq)	cP	**0,272**	**0,240**	**0,0293**	**7,312**	**0,0267**	**7,212**
Specific Heat (Vap | Liq)	kJ/kg.°C	**4,183**	**4,925**	**1,163**	**1,066**	**1,228**	**1,066**
Thermal Conductivity (Vap | Liq)	W/m°C	**0,678**	**0,651**	**0,0475**	**0,1361**	**0,0443**	**0,1361**
Latent Heat	kJ/kg			**344,0**	**404,4**	**314,5**	**366,7**
Inlet Pressure	kPa	**2.341,5**		**121,8**		**105,6**	
Pressure Drop, (Allow./Calc)	kPa	**50,0** / **7,3**		**3,0** / **1,05**		**3,0** / **0,62**	
Velocity Average	m/s	**0,016**		**10,3**		**8,2**	
Average Film Coefficient	W/m2°C	**662,2**		**64,2**		**41,7**	
Fouling Resistance (Min)	m2°C/W	**0,00020**		**0,00040**		**0,00040**	

Heat Exchanged	**1.647,0**	kW		MTD (Corr)	**61,6**	°C	Ft Factor	
Transfer Rate, Service	**35,88**	Calculated	**40,58**	Clean	**41,70**	W/m2°C		
Avg. Metal Temp., Tube		Shell Surf.		Tube Surf.		°C		

CONSTRUCTION OF ONE SHELL

		Shell Side		Tube Side	
Design/Test Pressure	kPa.g	**2460,0**		**520,0**	
Design Temp Max./Min.	°C	**250,0**		**380,0**	
Corrosion Allowance	mm	**3,2**		**3,2**	
Nbr. Passes per Shell		**1**		**1**	

Design Code		Code Stamp (Y/N)		TEMA Class	**R**
X Ray Requirements		Heat Treatment Requirements			

Tube Type	**Plain**	Tube Nbr.	**1060 (Nota 3)**	OD	**38,100** mm	Thk (Min/Avg)	**2,769** mm		
Length	**6096** mm	Effective Length	mm	Bundle Dia	mm	Nbr. of Holes.			
Pitch	**47,625** mm	Tube Layout	■ 30º	☐ 60º	☐ 90º	☐ 45º			
Bundle-Shell Clearance		mm	Tube/Tubesheet Joint	**Expanded (No groove)**					
Tube Support Type			U-Bend Support Type						

Shell Dimension OD	**2270** mm	Tubesheet	■ Stationary	☐ Floating					
Expansion Joint (Y/N)		Type		Impingement Protect.(Y/N)	**N**				
Baffles-CrossType	**Single-Seg**	Crosspasses/Shell	**15**	% Cut (Diam/Area)	**24,4**				
Central Spacing	**340,0** mm	In/Out Spacing	mm	Bypass Seal Arrangement	**0**				
Baffles-Long (Y/N)		Baffles-Long Seal Type		DropUnder Noz In/Out	mm				
ρv2-Shell Inlet Nozzle	**1350,9** kg/m.s2	ρv2-Shell Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Entrance	**0,55** kg/m.s2				
ρv2-Tube Inlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Tube Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Exit	**14,14** kg/m.s2				
Total Empty Weight	kg	Bundle Weight	kg	Hydro Test Weight	kg				

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

D101 A/B

PAINTING, INSULATION AND FIREPROOFING

Insulation (Thickness (mm), Material, Density(kg/m3))

Tube Side		, ,	Shell Side	, ,
Painting	Tube Side Internal		Shell Side Internal	
	Tube Side External		Shell Side External	
Fireproofing				

CONSTRUCTION MATERIALS

Tube	**A 106-B AC Calmado NACE**	Shell	**A 516**
Stationary Tubesheet		Shell Cover	
Floating Tubesheet		Channel or Bonnet	
Baffles Transverse	**A 516**	Channel Cover	
Baffles Longitudinal		Floating Head	
Tube Support		Floating Head Cover	
Gaskets Tube Side		Gaskets Shell Side	
Body Flanges Tube Side		Body Flanges Shell Side	
Pipe Tube Side	**A 106-B AC Calmado NACE**	Pipe Shell Side	**A 106-B**
Expansion Joint		Impingement Protection	
Support Saddle		Fittigns	
Studs		Nuts	

NOZZLES

Tag	Qty	Día (mm)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A1	**1**	**508**				**Tube Inlet A**	
A2	**1**	**609,6**				**Tube Inlet B**	
B	**1**	**609,6**				**Tube Outlet Gas**	
C	**1**	**76,2**				**Tube Outlet Liquid**	
D	**1**	**38,1**				**Shell Inlet**	
E	**1**	**38,1**				**Shell Outlet**	
F	**1**	**X**				**Drenaje**	
G	**1**	**X**				**Venteo a Flare**	
V1	**1**	**50,8**				**Vapor de baja Inlet**	
V2	**1**	**50,8**				**Vapor de baja Outlet**	
S	**1**	**X**				**Safe Valves**	

SULSUR	**F-HD-007**	4 de 5 Rev: A

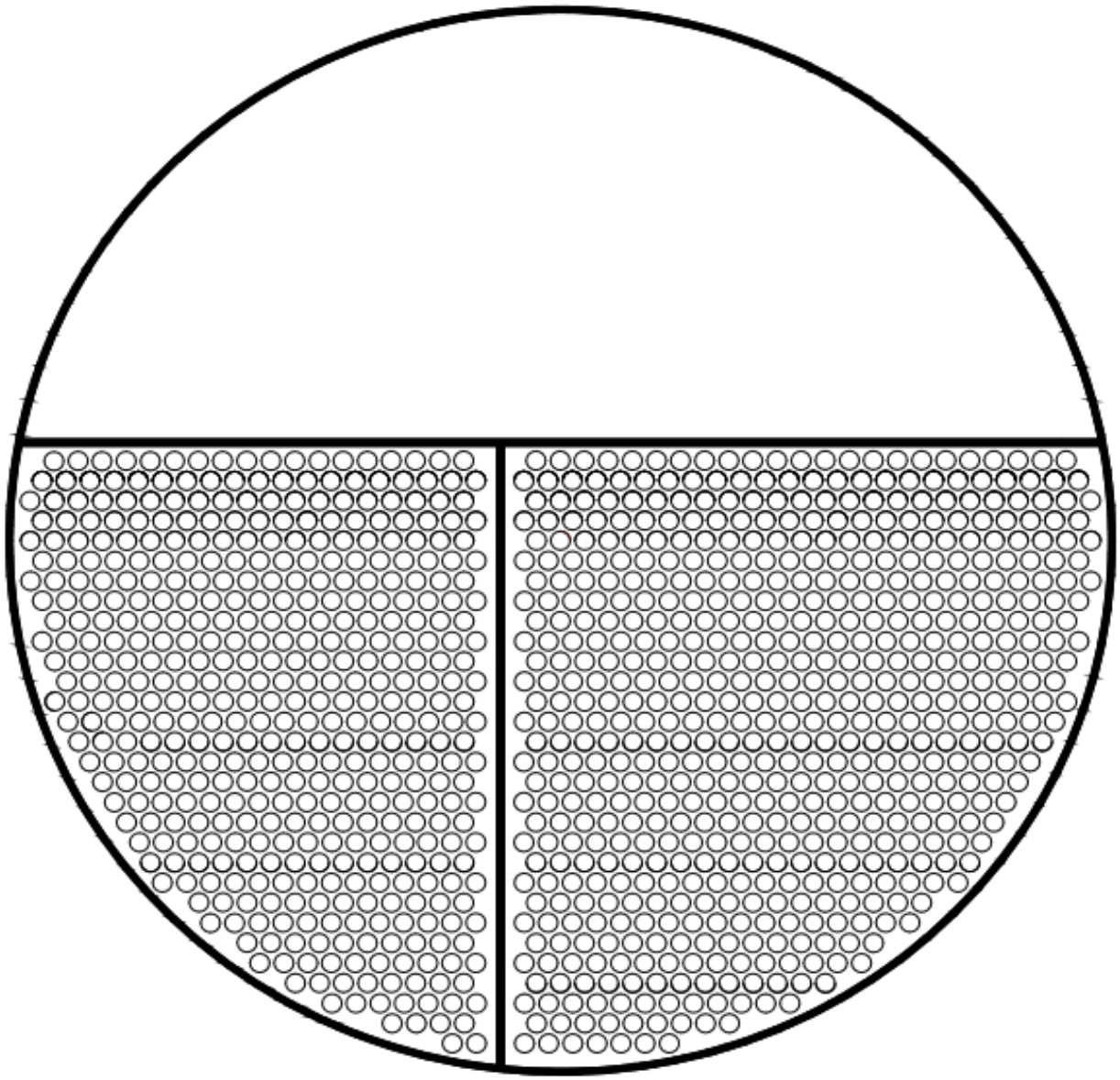
CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS	**E-1 A/B**

SKETCH

PLACA DE TUBOS



SULSUR	**F-HD-007**	5 de 6 Rev: A

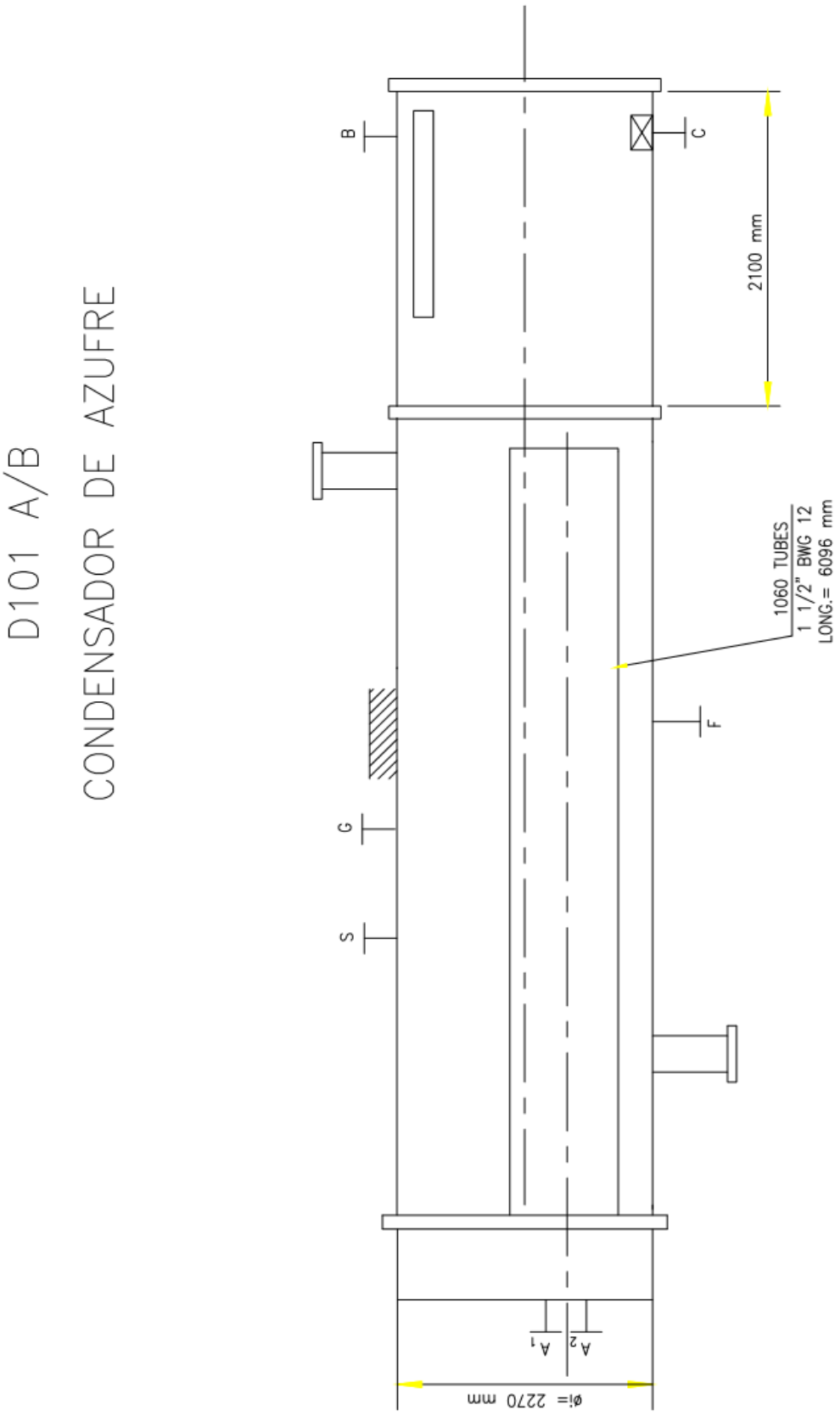
CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E-1 A/B

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

D101 A/B

NOTES

1 - El largo del equipo tiene en cuenta el largo de tubos (6096 mm) más los cabezales anterior y posterior, este último con una extensión de 2100 mm. El cabezal anterior es tipo A, y el cuerpo de la carcasa, tipo E.

2 - El condensador recibe dos corrientes de gas de procesos: azufre proveniente de caldera, y de reactor catalítico. El equipo cuenta con un solo haz de tubos dividido en dos secciones, una para cada corriente. El cabezal de salida cuenta con una caja de chicanas calefaccionada con tracing de vapor de baja, la cual es atravesada por el gas que egresa, mientras que el líquido drena por gravedad.

3 - El haz de tubos cuenta con 1060 tubos en total: 400 tubos para la corriente proveniente de caldera, y 640 para la proveniente del primer reactor catalítico.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

INTERCAMBIADORES DE CALOR
E101 & E102

A	14-05-2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

ÍNDICE

1. OBJETIVO…… Página 3

2. INTRODUCCIÓN…… Página 3

3. CONDICIONES…….. Página 4

3.1. Fluido Caliente……. Página 4

3.2. Fluido Frío…… Página 5

4. VARIABLES…… Página 8

4.1. Clase de Equipo……. Página 8

4.2. Partes del equipo……... Página 8

4.2.1. Cabezal Anterior…….. Página 8

4.2.2. Cuerpo…….. Página 8

4.2.3. Cabezal Posterior…… Página 8

4.3. Carcasas en Serie……. Página 9

4.4. Pasos en Tubos…… Página 9

4.5. Largo de Tubos……. Página 9

4.6. Diámetro de Tubos…….. Página 10

4.7. Arreglo……. Página 11

4.8. Pitch…….. Página 11

4.9. Baffles…….. Página 11

4.10. Resistencia de ensuciamiento…….. Página 12

4.11. Número de Tubos……. Página 12

4.12. Boquillas de entrada…… Página 12

4.13. Otras Consideraciones…… Página 13

5. RESULTADOS…….. Página 13

5.1. Esquema…….. Página 14

5.2. Diámetro de Carcasa…… Página 15

5.3. Velocidades…… Página 15

5.4. Pérdida de Carga…….. Página 15

5.5. Sobredimensionamiento……. Página 15

MEMORIA DE CÁLCULO

1. OBJETIVO

El objetivo de este documento es dejar asentado el procedimiento que se utilizó para diseñar los dos intercambiadores de calor presentes en la Unidad de Recuperación de Azufre, E101 y E102.

2. INTRODUCCIÓN

El gas de procesos que sale de la etapa térmica y de la primera etapa catalítica ingresa a un condensador para recuperar el azufre en forma líquida. Posterior a esto, el gas de procesos debe ingresar a la primera y segunda etapa catalítica, respectivamente. Para ello, deberá elevar su temperatura, ya que si no, las reacciones no se darán de la forma deseada. Es por ello que se instalan los intercambiadores de calor previo al ingreso a cada etapa catalítica.

Estos intercambiadores de calor fueron diseñados del tipo casco y tubo para poder lograr el intercambio deseado con vapor de media generado en la caldera de recuperación. Para realizar el diseño se ha importado el caso desde el simulador de procesos ProMax de Bryan Research & Engineering Inc. a la interfaz de diseño HTRI Xchanger Suite 7.0. A continuación se detalla todo lo considerado para el diseño de ambos intercambiadores.

E101		
Q	J/s	219534

E102		
Q	J/s	128268

Las fórmulas que regirán en estos equipos son:

1) $Q = m_h \lambda_h$

2) $Q = m_c c_{pc} (t_2 - t_1)$

3) $Q = U.A.DMLT$

4) $\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_{fio} + R_{fo}$

5) $A = \pi N D_o L$

6) $$DMLT = \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_2}{T - t_1}\right)}$$

Los cálculos de h_{io}, h_o y caída de presión en tubos y en carcasa estarán dados por correlaciones empíricas pertenecientes a la lógica del cálculo del HTRI.

3. CONDICIONES

Para comenzar con el diseño, se deberá definir por dónde circula cada fluido. El gas de proceso que se manipula en esta planta es altamente corrosivo y puede producir taponamientos por condensación de azufre, mientras que el vapor de media es un fluido limpio. Teniendo en cuenta esto, se decide que el fluido "sucio/corrosivo" irá por los tubos, y el limpio por carcasa. Esto se debe a que es más fácil limpiar los tubos de un intercambiador que su carcasa.

3.1. FLUIDO CALIENTE

El fluido caliente para ambos intercambiadores es el mismo, vapor de media. Las condiciones para ambos son las mismas pero el caudal no. En las siguientes tablas se detallan las condiciones para cada intercambiador. Ambas corrientes tienen como composición 100% agua.

E101:

Carcasa	Vapor de Agua	Valores	
Propiedad	Unidad	Líquido (out)	Vapor (in)
k	W/mK	0,65	0,04
ρ	kg/m^3	843,66	10,93
μ	mPa.s	0,124	0,0172
Cp	J/kgK	4896,86	2179,68
λ	J/kg	1918939,96	
m	kg/s	0,11	
T	K	490,25	491,41

E102:

Carcasa	Vapor de Agua	Valores	
Propiedad	Unidad	Líquido (out)	Vapor (in)
k	W/mK	0,65	0,04
ρ	kg/m^3	843,66	10,93
μ	mPa.s	0,124	0,0172
Cp	J/kgK	4896,86	2179,68
λ	J/kg	1918939,96	
m	kg/s	0,07	
T	K	490,25	491,41

3.2. FLUIDO FRÍO

Si bien el fluido frío en ambos casos es el gas de procesos, su composición es diferente por encontrarse en distintas etapas del proceso. En la siguiente tabla se detallan las condiciones para cada intercambiador.

E101:

Tubos	Gas Procesos	Valores		
Propiedad	Unidad	In	Out	Promedio
k	W/mK	0,03	0,04	0,04
ρ	kg/m^3	0,90	0,76	0,83
μ	mPa.s	0,0214	0,0242	0,0228
Cp	J/kgK	1199,89	1215,55	1207,72
m	kg/s	2,76		
t	K	419,15	485,13	452,14

MEMORIA DE CÁLCULO

La composición y condiciones de la corriente son:

Variable	Unidad	Valor
Caudal Másico Total	kg/h	9918,54
Temperatura	K	419,15
Presión	Pa	118076
Sulfur Dioxide	kg/h	693,68
Hydrogen Sulfide	kg/h	722,17
Carbonyl Sulfide	kg/h	16,81
Carbon Disulfide	kg/h	13,85
S2	kg/h	5,45E-04
S3	kg/h	7,94E-05
S4	kg/h	1,02E-04
S5	kg/h	2,66E-02
S6	kg/h	1,651
S7	kg/h	0,904
S8	kg/h	12,30
Ammonia	kg/h	5,58E-05
CO_2	kg/h	350,67
N_2	kg/h	6240,88
H_2O	kg/h	1815,86
H_2	kg/h	12,76
CO	kg/h	36,97

E102:

Tubos	Gas Procesos	Valores		
Propiedad	Unidad	In	Out	Promedio
k	W/mK	0,03	0,04	0,04
ρ	kg/m^3	0,74	0,67	0,70
μ	mPa.s	0,0215	0,0229	0,0222
Cp	J/kgK	1261,07	1268,14	1264,60
m	kg/s	2,98		
t	K	419,15	453,15	436,15

MEMORIA DE CÁLCULO

La composición y las condiciones de la corriente son:

Variable	Unidad	Valor
Caudal Másico Total	kg/h	10737,36
Temperatura	K	419,15
Presión	Pa	102576
Sulfur Dioxide	kg/h	194,29
Hydrogen Sulfide	kg/h	206,63
Carbonyl Sulfide	kg/h	2,40
Carbon Disulfide	kg/h	6,53
S2	kg/h	7,20E-04
S3	kg/h	1,05E-04
S4	kg/h	1,34E-04
S5	kg/h	3,52E-02
S6	kg/h	2,18
S7	kg/h	1,19
S8	kg/h	16,25
Ammonia	kg/h	6,57E-05
CO_2	kg/h	430,93
N_2	kg/h	7342,21
H_2O	kg/h	2476,19
H_2	kg/h	15,02
CO	kg/h	43,49

4. VARIABLES

En esta sección se detallan todas las variables que se tuvieron que especificar, y con qué criterio se han tomado.

4.1. CLASE DE EQUIPO

La clase de equipo es una denominación según el fin o industria para el cual se esté diseñando el intercambiador. En este caso, la unidad de recuperación de azufre se encuentra inmersa en una refinería, la cual pertenece a la industria del petróleo. Entonces, la clase del equipo será la clase R.

4.2. PARTES DEL EQUIPO

4.2.1. CABEZAL ANTERIOR

Como cabezal anterior se buscará un cabezal sencillo, de fácil acceso al interior del intercambiador sin desarmar las cañerías que se conectan a él. Por eso se seleccionará un cabezal del tipo radial. De todos los que existen se seleccionará un cabezal del tipo canal “A” al cual se puede tener un fácil acceso a los tubos sin desarmar el cabezal entero.

4.2.2. CUERPO

Debido a que el intercambio es con vapor de media que irá condensando, y que estructuralmente no es sencillo construir carcasas con un bafle longitudinal, se seleccionará una carcasa de un paso. La misma corresponde al código E.

4.2.3. CABEZAL POSTERIOR

Debido a que el fluido de carcasa es vapor de agua que condensa, es decir, es un fluido bastante limpio, no será tan imprescindible retirar el haz de tubos para limpiar los mismos por fuera. Es por ello que se decide utilizar una placa de tubos fija. También, se descarta la utilización de cabezales del tipo flotante por las condiciones del servicio (presiones elevadas, fluido corrosivo y tóxico) ya que pueden aparecer fugas a través

de este tipo de cabezales y contaminarse los fluidos. De los cabezales posteriores de placa de tubos fija se seleccionará el cabezal del tipo “N” porque tiene menor costo que el cabezal “L”. Aún así, debido a las diferencias de temperaturas entre los fluidos se deberá permitir que el intercambiador tenga dilatación térmica. Esto se logrará agregando en el cabezal juntas de dilatación térmica.

En conclusión, se tendrá un intercambiador de calor del tipo AEN. El mismo tendrá la posibilidad de ser limpiado química y mecánicamente por los tubos, y solo químicamente por la carcasa. Los tubos no serán removibles.

4.3. CARCASAS EN SERIE

No se recurrirá al uso de carcasas en serie porque el intercambio es entre un fluido que intercambia calor sensible con otro que intercambia calor latente y los resultados de diseño con un solo intercambiador dan valores lógicos y armoniosos. Además, a lo largo del proceso de diseño se ha ido tratando de encontrar una solución con una sola carcasa porque es más económico.

4.4. PASOS EN TUBOS

El fluido que circula por los tubos es el gas de procesos, el mismo tiene una baja caída de presión admisible ya que las contrapresiones de toda la unidad de recuperación de azufre son muy bajas. Es por este motivo que no se buscará utilizar dos pasos o más como consideración general, simplemente se construirán tubos de un solo paso. Por otra parte, tampoco será necesario ya que la velocidad en tubos será bastante elevada. Este razonamiento se encontró válido para el E102 de mayor DMLT, pero en el E101 se ha encontrado que las velocidades de gas de procesos son muy bajas por motivos que se discutirán más adelante, y es por ello que se requiere que el E101 tenga dos pasos en tubos.

4.5. LARGO DE TUBOS

Para ambos intercambiadores se buscará utilizar largos estándar por la practicidad de los mismos y la facilidad para conseguirlos.

Aquí el análisis deberá separarse para cada intercambiador.

Para el E101, se han propuesto tubos de 6,096 m de largo, y han servido correctamente para el diseño.

En el caso del E102, se comenzó proponiendo lo mismo, pero luego se decidió utilizar tubos de 3,048 m de largo. Lo que se observaba con los tubos de 6,096 m era que, para proporciones normales del intercambiador, se conseguían resultados con mucho sobrediseño. La explicación para esto es que en el E102 el fluido de proceso debe calentarse de 146ºC a 180ºC con un vapor de 220ºC, por lo cual el DMLT del intercambio es muy alto y por lo tanto se necesitaba menos área. Para conseguir un diseño más armonioso es que se decidió entonces hacer un intercambiador más pequeño, y se seleccionó 3,048 m por ser la mitad de 6,096 m y poder conseguir tubos de 6,096 m divididos a la mitad sin desperdiciar material o tubos de 3,048 m directamente.

4.6. DIÁMETRO DE TUBOS

Como criterio general se suelen tomar tubos de ¾” a 1½”, siendo ¾” y 1” los más comunes. Particularmente en este caso se puede tomar el criterio propuesto por GPSA que recomienda para intercambiadores casco y tubo utilizar como mínimo diámetros de tubo de 1” y espesores equivalentes al BWG 12. Para ambos casos se ha probado en primera instancia este criterio, y luego se han ajustado los valores de los mismos.

La variable que ha determinado el diámetro a utilizar es la pérdida de carga de lado tubos. Para el E101 se ha logrado conseguir una pérdida de carga menor a la admisible con tubos de 1½” BWG 12 y para el E102 se ha logrado con tubos de 2” BWG 12. Una vez encontrado esto, se decidió homogeneizar los diámetros para poder utilizar una sola herramienta de limpieza para ambos intercambiadores.

El resultado final encontrado es que ambos intercambiadores tendrán una caída de presión razonable y admisible con tubos de 2” (50,8 mm). Al usar tubos de 2” en el E101 es cuando la velocidad cae y es por eso que hay que agregar dos pasos en tubos.

4.7. ARREGLO

En cuanto al arreglo de los tubos, se ha decidido utilizar arreglo del tipo triangulo (30º) debido a que la limpieza del lado carcasa no es crítica porque el vapor de agua es un fluido limpio, y además se está utilizando una placa de tubos fija.

4.8. PITCH

El pitch se ha ajustado en ambos casos como el mínimo requerido por el código TEMA. Para el E101 tiene un valor de 64 mm y para el E102 tiene un valor de 64 mm también.

4.9. BAFFLES

Para los baffles se han seleccionado del tipo paralelo y segmentado. El corte para la segmentación se ha seleccionado como criterio 25% del diámetro total. Estas decisiones se han tomado sobre la base que este tipo de baffles logrará el mejor intercambio al aumentar el flujo cruzado con los tubos, y por lo tanto el contacto del vapor con todas las partes del equipo.

Para el espaciado entre baffles, se indica como mínimo una separación de 2”, y como máximo una longitud igual al diámetro de carcasa. Aun así, esto tiene que ver más con la parte mecánica ya que los baffles funcionan como soporte de los tubos y una distancia muy grande entre ellos podría incurrir en vibraciones de los tubos. La típica separación que se suele utilizar es una longitud igual a 1/5 del diámetro de carcasa. En este caso se ha ido probando con distintos espaciamientos, en función de que cumpla el objetivo mecánico, es decir, que respete el código TEMA.

Para el E101 el espaciamiento entre baffles es 200 mm.

Para el E102 el espaciamiento entre baffles es 127 mm.

La cantidad de baffles luego queda definida por la longitud de tubos y el espaciamiento entre los baffles. Para el E101 resulta en 28 baffles, y para el E102 en 21.

4.10. RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO

Las resistencias de ensuciamiento propuestas se han tomado en función de valores típicos para ciertos servicios (lo más parecido posible a los fluidos circulantes en los intercambiadores).

Para el lado carcasa se ha tomado un valor de resistencia de ensuciamiento de 0,00009 m^2K/W, valor típico que corresponde al condensado.

Para el lado tubos se ha tomado un valor de resistencia de ensuciamiento de 0,0002 m^2K/W, valor típico que corresponde a vapores de amoníaco (se entiende que los vapores de amoníaco son bastante más corrosivos que el fluido de proceso, pero al ser este el dato disponible se prefiere ser conservador).

4.11. NÚMERO DE TUBOS

En un principio, esta no fue una variable si no un resultado. Pero luego se ha ido ajustando el número de tubos fundamentalmente para llegar a sobrediseños del 10% para cumplir con las bases de diseño, en donde se requiere que los diseños se hagan a un caudal al 110% (lo que es equivalente a un caudal normal con un sobrediseño del 10%), y en algunos casos también para ajustar la pérdida de carga.

Para el E101 se ha logrado un sobrediseño de 30,28% con 175 tubos. En el caso del E101 se ha ajustado para que la pérdida de carga total entre los dos intercambiadores sea de 5 kPa que es la disponible, y que esto no se logre con un sobrediseño mayor al 30%.

Para el E102 se ha logrado un sobrediseño de 10,75% con 72 tubos.

4.12. BOQUILLAS DE ENTRADA

Las boquillas de entrada se han tenido que ajustar para que los valores de ρv^2 sean menores que 2232 kg/ms^2. Además, se han ido ajustando para que el diámetro sea similar al de la cañería para evitar expansiones o contracciones que generan pérdidas de carga adicionales. Se ha logrado en todos los casos colocar boquillas del mismo diámetro de las cañerías y se ha encontrado que para ese diseño el valor de ρv^2 a la entrada de vapor de la carcasa es 693,82 kg/ms^2 para el E101 y 1314,30 kg/ms^2 para el E102.

4.13. OTRAS CONSIDERACIONES

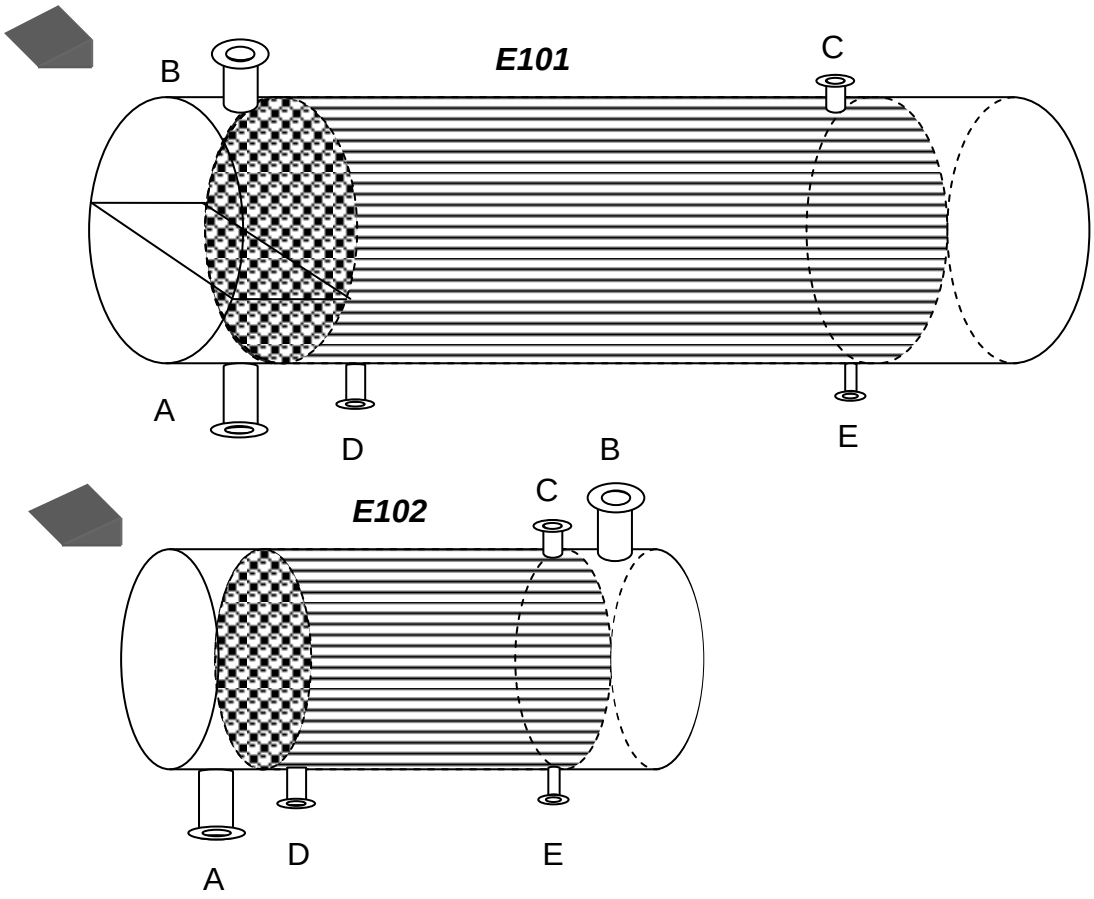
En este proceso se debe tener cuidado en todo momento con las posibles condensaciones de azufre y por ende taponamientos en líneas o tubos. Es por ello que se sugiere según GPSA que los intercambiadores tengan una leve inclinación, con pendiente hacia los condensadores, para que, si existiera algún tipo de condensación, el azufre líquido fluya hacia el condensador por gravedad para luego ir a los sellos de azufre.

5. RESULTADOS

	Variable	E101		E102	
		Valor	Unidad	Valor	Unidad
Tubos	Diámetro de Tubos (Dt)	2	in	2	in
	Largo de Tubos (Lt)	6,096	ft	3,048	ft
	Pitch (Pt)	64	mm	64	mm
	Arreglo	30	º	30	º
	Pasos en tubos (n)	2	-	1	-
	Cantidad de Tubos (Nt)	175	-	72	-
	Resistencia de Ensuciamiento Lado Tubos (Rfio)	0,0002	m^2K/w	0,0002	m^2K/W
	Velocidad en Tubos (v_t)	24,39	m/s	36,67	m/s
	Caída de Presión en Tubos (DPt)	2,77	kPa	1,725	kPa
Carcasa	Diámetro de Carcasa (Ds)	960	mm	620	mm
	Cantidad de Baffles (NB)	28	-	21	-
	Espaciado entre Baffles (B)	200	mm	127	mm
	Resistencia de Ensuciamiento Lado Carcasa (Rfo)	0,00009	m^2K/w	0,00009	m^2K/W
	Velocidad de Carcasa (v_s)	0,12	m/s	0,16	m/s
	Caída de Presión en Carcasa (DPs)	0,613	kPa	0,798	kPa
General	Equipo	AEN	-	AEN	-
	Largo de Equipo (L)	7	m	4	m
	Sobredimensionamiento del Equipo	30,28	%	10,75	%

MEMORIA DE CÁLCULO

5.1. ESQUEMA



Boquillas para los intercambiadores E101 y E102:

Boquilla			
Nomenclatura	Función	E101	E102
A	Ingreso de Gas de Procesos	24”	24”
B	Egreso de Gas de Procesos	24”	24”
C	Ingreso Vapor de Media	1 ½”	1”
D	Egreso Condensado de Media	½”	½”
E	Blowdown Equipo	X”	X”

5.2. DIÁMETRO DE CARCASA

El diámetro de carcasa se calculó en función de la cantidad de tubos que contiene la placa de tubos. Si bien esto se obtuvo como un resultado se ha ajustado un poco el valor para que cumpla que el diámetro de carcasa resultante pueda contener la cantidad de tubos que tienen los intercambiadores.

Para el caso del E101 el diámetro interno de carcasa resultante ha sido 960 mm, mientras que en el E102 ha sido de 620 mm.

5.3. VELOCIDADES

Las velocidades resultantes en cada intercambiador han sido:

En el E101, para la carcasa 0,12 m/s y para los tubos 24,39 m/s.

En el E102, para la carcasa 0,16 m/s y para los tubos 36,67 m/s.

5.4. PÉRDIDA DE CARGA

Las pérdidas de carga halladas en cada intercambiador han sido:

En el E101, para la carcasa 0,613 kPa y para los tubos 2,770 kPa.

En el E102, para la carcasa 0,798 kPa y para los tubos 1,725 kPa.

5.5. SOBREDIMENSIONAMIENTO

Como ya se mencionó antes, se ha buscado un diseño en donde como mínimo haya un 10% y como máximo un 30% de sobredimensionamiento (variando el número de tubos) para absorber los casos de alto caudal (110%).

Los resultados son:

Para el E101 30,28% de sobredimensionamiento.

Para el E101 10,75% de sobredimensionamiento.

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

INTERCAMBIADOR DE CALOR

E101

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	19/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

F-HD-009

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E101

1	Plant/Process Unit Name						Location								
2	Equipment Service						Quantity of Units								
3	Applicable to	○ Proposal		○ Purchase		○ As Built									
4	Purchaser/Agent						Manufacturer/Supplier								
5	Size and Tema Type	**960x6096 mm Type AEN**					Serial Number								
6	Information to be completed by	○ Purchaser		☐ Manufacturer		△ Manufacturer/Purchaser as Applicable									
7	**GENERAL**														
8	Size	Shell ID	**960,00**	Length		Kettle ID		mm	Design Case		STX File				
9	Surf/Unit	Gross	**170,3**	Eff.	**166,4**	Ubend		m2	Shell/Unit	**1**					
10	Surf/Shell	Gross	**170,3**	Eff.	**166,4**	Ubend		m2	Connected in	Parallel	**1**	Series	**1**		
11															
12	**PERFORMANCE OF ONE UNIT**														
13	Fluid Allocation			Shell Side					Tube Side						
14	Fluid Name			**Vapor de Agua**					**Gas de Procesos**						
15	Fluid Quantity Total		kg/h	**411,9**					**9918,5**						
16				IN		OUT			IN		OUT				
17	Vapor		kg/h	**411,9**					**9.918,5**		**9.918,5**				
18	Liquid		kg/h			**411,9**									
19	Temperature		°C	**218,3**		**217,1**			**146,0**		**212,0**				
20	Density (Vap | Liq)		kg/m3				**844,0**								
21	Molecular Weight, Vapor			**0,0180**		**0,0180**			**0,0267**		**0,0267**				
22	Viscosity, (Vap | Liq)		cP	**0,017**			**0,124**		**0,021**		**0,024**				
23	Specific Heat (Vap | Liq)		kJ/kg.°C	**2,180**			**4,896**		**1,200**		**1,216**				
24	Thermal Conductivity (Vap | Liq)		W/m°C	**0,040**			**0,653**		**0,034**		**0,039**				
25	Latent Heat		kJ/kg	**1.913,3**											
26	Inlet Pressure		kPa.g	**2.241,5**					**118,1**						
27	Pressure Drop, (Allow./Calc)		kPa	**50,0**	/	**0,61**			**3,0**	/	**2,8**				
28	Velocity Average		m/s	**0,12**					**24,4**						
29	Average Film Coefficient		W/m2°C												
30	Fouling Resistance (Min)		m2°C/W	**0,00009**					**0,0002**						
31	Heat Exchanged	**220**	kW			MTD (Corr)	**26,9**	°C	Ft Factor						
32	Transfer Rate, Service	**49**	Calculated			Clean	**65,22**	W/m2°C							
33	Avg. Metal Temp., Tube		Shell Surf.			Tube Surf.		°C							
34															
35	**CONSTRUCTION OF ONE SHELL**														
36				Shell Side					Tube Side						
37	Design/Test Pressure		kPa.g	**2413,2**					**517,1**						
38	Design Temp Max./Min.		°C	**248,9**					**243,3**						
39	Corrosion Allowance		mm	**3,2**					**3,2**						
40	Nbr. Passes per Shell			**1**					**2**						
41	Design Code			Code Stamp (Y/N)					TEMA Class	**R**					
42	X Ray Requirements			Heat Treatment Requirements											
43															
44	Tube Type	**Plain**	Tube Nbr.	**175**	OD	**50,8** mm	Thk (Min/Avg)	**2,769** mm							
45	Length	**6096** mm	Effective Length	mm	Bundle Dia	mm	Nbr. of Holes.								
46	Pitch	**64** mm	Tube Layout	■ 30º	☐ 60º	☐ 90º	☐ 45º								
47	Bundle-Shell Clearence		mm	Tube/Tubesheet Joint											
48	Tube Support Type			U-Bend Support Type											
49															
50	Shell Dimension OD	**988,58** mm	Tubesheet	■ Stationary	☐ Floating										
51	Expansion Joint (Y/N)		Type		Impingement Protect.(Y/N)										
52	Baffles-CrossType	**Single-Seg.**	Crosspasses/Shell	**28**	% Cut (Diam/Area)	**27**									
53	Central Spacing	**200,0** mm	In/Out Spacing	**401,68** mm	Bypass Seal Arrangement	**0**									
54	Baffles-Long (Y/N)		Baffles-Long Seal Type		DropUnder Noz In/Out	mm									
55	ρv2-Shell Inlet Nozzle	**693,8** kg/m.s2	ρv2-Shell Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Entrance	**0,92** kg/m.s2									
56	ρv2-Tube Inlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Tube Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Exit	**0,015** kg/m.s2									
57	Total Empty Weight	kg	Bundle Weight	kg	Hydro Test Weight	kg									
58															
59															
60															
61															
62															

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E101

PAINTING, INSULATION AND FIREPROOFING

Insulation (Thickness (mm), Material, Density(kg/m3))				
Tube Side		, ,	Shell Side	, ,
Painting	Tube Side Internal		Shell Side Internal	
	Tube Side External		Shell Side External	
Fireproofing				

CONSTRUCTION MATERIALS

Tube	**A 106-B AC Calmado NACE**	Shell	**A 516**
Stationary Tubesheet		Shell Cover	
Floating Tubesheet		Channel or Bonnet	
Baffles Transverse	**A 516**	Channel Cover	
Baffles Longitudinal	**A 516**	Floating Head	
Tube Support		Floating Head Cover	
Gaskets Tube Side		Gaskets Shell Side	
Body Flanges Tube Side		Body Flanges Shell Side	
Pipe Tube Side	**A 106-B AC Calmado NACE**	Pipe Shell Side	**A 106-B**
Expansion Joint		Impingement Protection	
Support Saddle		Fittigns	
Studs		Nuts	

NOZZLES

Tag	Qty	Día (mm)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**590,55**	**Bridada**		**STD**	**Tube Inlet**	
B	**1**	**590,55**	**Bridada**		**STD**	**Tube Outlet**	
C	**1**	**40,89**	**Bridada**		**XS**	**Shell Inlet**	
D	**1**	**15,80**	**Bridada**		**XS**	**Shell Outlet**	
E	**1**		**Bridada**			**Drain**	

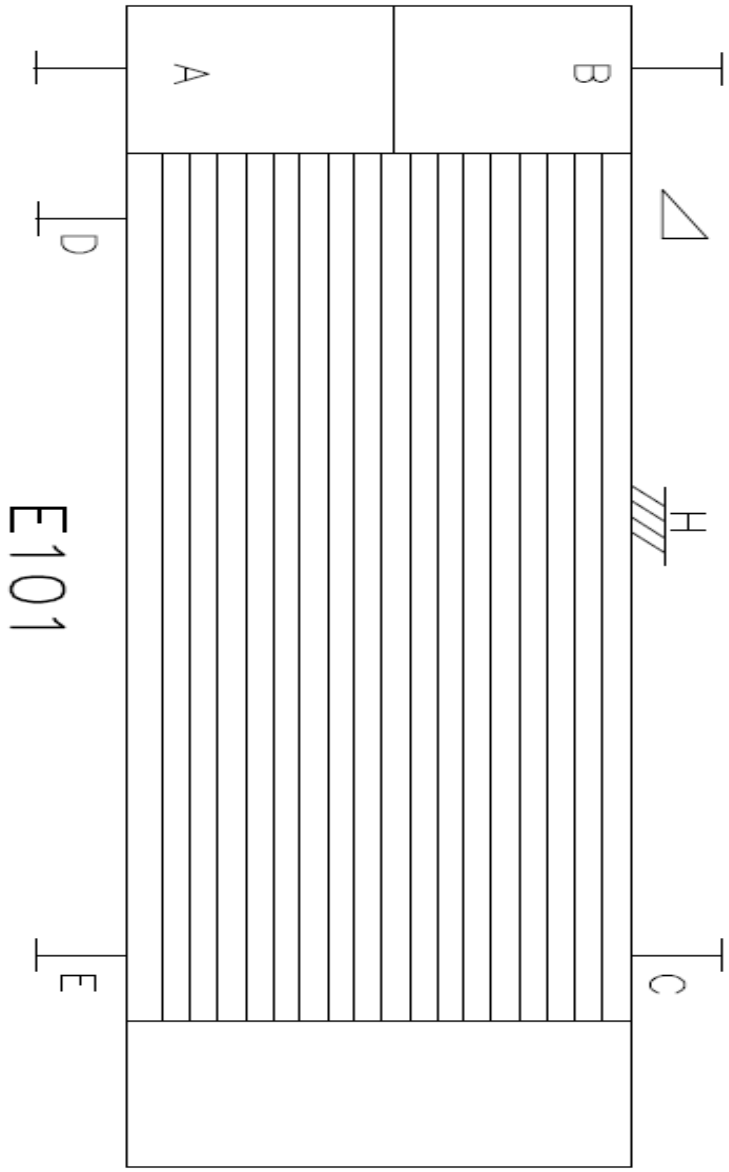
CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E101

SKETCH



Nota.- El equipo se encuentra aislado. El espesor de aislación es de 4 in.

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

INTERCAMBIADOR DE CALOR

E102

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	19/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

F-HD-010

Rev: A

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E102

1	Plant/Process Unit Name						Location									
2	Equipment Service						Quantity of Units									
3	Applicable to	○ Proposal		○ Purchase			○ As Built									
4	Purchaser/Agent						Manufacturer/Supplier									
5	Size and Tema Type	**620x3048 mm Type AEN**					Serial Number									
6	Information to be completed by	○ Purchaser		☐ Manufacturer			△ Manufacturer/Purchaser as Applicable									
7	**GENERAL**															
8	Size	Shell ID	**620,00**	Length		Kettle ID		mm	Design Case		STX File					
9	Surf/Unit	Gross	**35,1**	Eff.	**33,9**	Ubend		m2	Shell/Unit	**1**						
10	Surf/Shell	Gross	**35,0**	Eff.	**33,9**	Ubend		m2	Connected in	Parallel	**1**	Series	**1**			
11																
12	**PERFORMANCE OF ONE UNIT**															
13	Fluid Allocation						Shell Side						Tube Side			
14	Fluid Name						**Vapor de Media**						**Gas de Procesos**			
15	Fluid Quantity Total			kg/h			**240,6**						**10737,0**			
16							IN		OUT				IN		OUT	
17		Vapor		kg/h			**240,6**						**10.737,0**		**10.737,0**	
18		Liquid		kg/h					**240,6**							
19	Temperature			°C			**218,3**		**217,1**				**146,0**		**180,0**	
20	Density (Vap | Liq)			kg/m3						**844,0**						
21	Molecular Weight, Vapor kg/mol						**0,0180**		**0,0180**				**0,0251**		**0,0251**	
22	Viscosity, (Vap | Liq)			cP			**0,017**			**0,124**			**0,022**		**0,023**	
23	Specific Heat (Vap | Liq)			kJ/kg.°C			**2,180**			**4,896**			**1,261**		**1,268**	
24	Thermal Conductivity (Vap | Liq)			W/m°C			**0,040**			**0,653**			**0,035**		**0,037**	
25	Latent Heat			kJ/kg			**1.913,3**									
26	Inlet Pressure			kPa.g			**2.241,5**						**102,6**			
27	Pressure Drop, (Allow./Calc)			kPa			**50,0**	/	**0,8**				**2,0**	/	**1,7**	
28	Velocity Average			m/s			**0,16**						**36,67**			
29	Average Film Coefficient			W/m2°C												
30	Fouling Resistance (Min)			m2°C/W			**0,00009**						**0,0002**			
31	Heat Exchanged	**128**	kW				MTD (Corr)	**53,5**	°C		Ft Factor					
32	Transfer Rate, Service	**71**	Calculated				Clean	**80,34**	W/m2°C							
33	Avg. Metal Temp., Tube		Shell Surf.				Tube Surf.		°C							
34																
35	**CONSTRUCTION OF ONE SHELL**															
36							Shell Side						Tube Side			
37	Design/Test Pressure			kPa.g			**2413,2**						**517,1**			
38	Design Temp Max./Min.			°C			**248,9**						**210,0**			
39	Corrosion Allowance			mm			**3,2**						**3,2**			
40	Nbr. Passes per Shell						**1**						**1**			
41	Design Code						Code Stamp (Y/N)						TEMA Class	**R**		
42	X Ray Requirements						Heat Treatment Requirements									
43																
44	Tube Type	**Plain**	Tube Nbr.	**72**	OD	**50,8** mm	Thk (Min/Avg)	**2,769** mm								
45	Length	**3048** mm	Effective Length		mm	Bundle Dia		mm	Nbr. of Holes.							
46	Pitch	**64** mm	Tube Layout	■ 30º	☐ 60º	☐ 90º	☐ 45º									
47	Bundle-Shell Clearence				mm		Tube/Tubesheet Joint									
48	Tube Support Type						U-Bend Support Type									
49																
50	Shell Dimension OD	**645,4** mm	Tubesheet	■ Stationary	☐ Floating											
51	Expansion Joint (Y/N)		Type		Impingement Protect.(Y/N)											
52	Baffles-CrossType	**Single-Seg.**	Crosspasses/Shell	**21**	% Cut (Diam/Area)	**23**										
53	Central Spacing	**127,0** mm	In/Out Spacing	**274,98** mm	Bypass Seal Arrangement	**1**										
54	Baffles-Long (Y/N)		Baffles-Long Seal Type		DropUnder Noz In/Out	mm										
55	ρv2-Shell Inlet Nozzle	**1314,3** kg/m.s2	ρv2-Shell Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Entrance	**1,2** kg/m.s2										
56	ρv2-Tube Inlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Tube Outlet Nozzle	kg/m.s2	ρv2-Bundle Exit	**0,0172** kg/m.s2										
57	Total Empty Weight	kg	Bundle Weight	kg	Hydro Test Weight	kg										
58																
59																
60																
61																
62																

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E102

PAINTING, INSULATION AND FIREPROOFING

Insulation (Thickness (mm), Material, Density(kg/m3))

Tube Side		, ,	Shell Side	, ,
Painting	Tube Side Internal		Shell Side Internal	
	Tube Side External		Shell Side External	
Fireproofing				

CONSTRUCTION MATERIALS

Tube	**A 106-B AC Calmado NACE**	Shell	**A 516**
Stationary Tubesheet		Shell Cover	
Floating Tubesheet		Channel or Bonnet	
Baffles Transverse	**A 516**	Channel Cover	
Baffles Longitudinal	**A 516**	Floating Head	
Tube Support		Floating Head Cover	
Gaskets Tube Side		Gaskets Shell Side	
Body Flanges Tube Side		Body Flanges Shell Side	
Pipe Tube Side	**A 106-B AC Calmado NACE**	Pipe Shell Side	**A 106-B**
Expansion Joint		Impingement Protection	
Support Saddle		Fittigns	
Studs		Nuts	

NOZZLES

Tag	Qty	Día (mm)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**590,55**	**Bridada**		**STD**	**Tube Inlet**	
B	**1**	**590,55**	**Bridada**		**STD**	**Tube Outlet**	
C	**1**	**26,65**	**Bridada**		**XS**	**Shell Inlet**	
D	**1**	**15,80**	**Bridada**		**XS**	**Shell Outlet**	
E	**1**		**Bridada**			**Drain**	

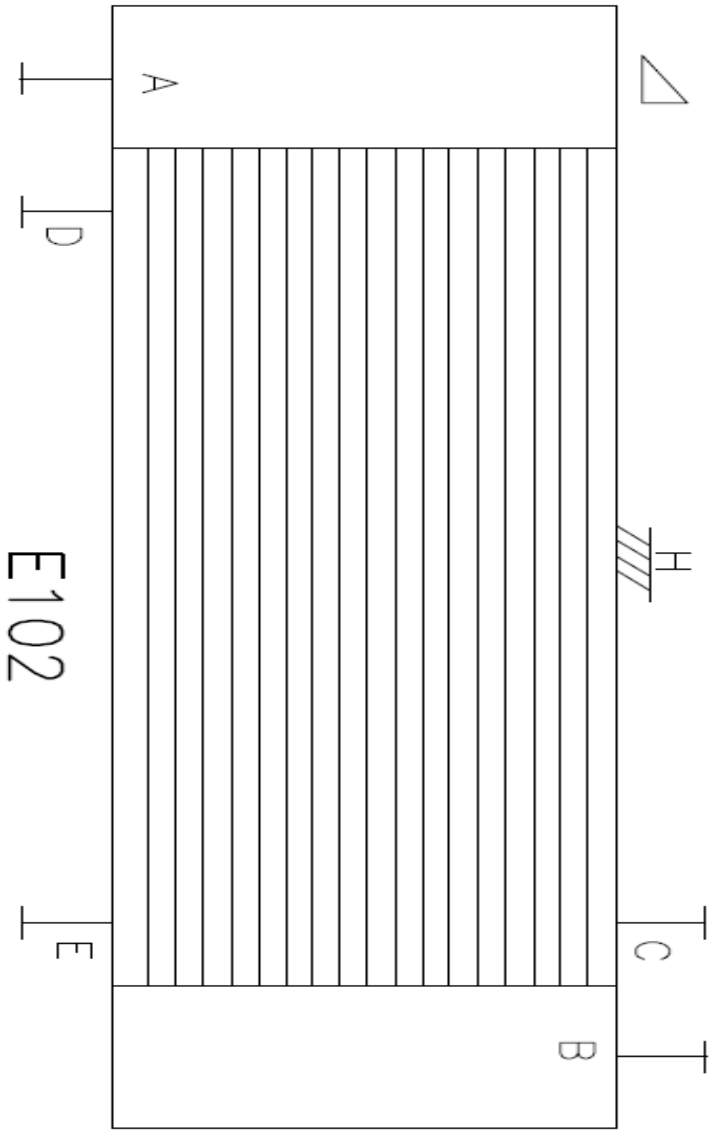
CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de Azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

E102

SKETCH



Nota.- El equipo se encuentra aislado. El espesor de aislación es de 4 in.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÌA CAMPANA

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

PILETA
P101 & P102

A	03-07-2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN 3

2. BIBLIOGRAFÍA DE REFERENCIA 3

3. CONDICIONES DE DISEÑO 3
3.1 CONDICIONES DE ENTRADA 3
3.2 CONDICIONES DE SALIDA 6
3.3 CONDICIONES AMBIENTALES 8

4. ALCANCE DE PROVISIÓN 9

5. ELEMENTOS DE LA PILETA 9
5.1 SISTEMA DE CALEFACCIÓN 9
5.2 SISTEMA DE INYECCIÓN DE VAPOR DE SNUFFING 10
5.3 EYECTOR DE VAPOR 10
5.4 CUBIERTA 10
5.5 ELEMENTOS DE MEDICIÓN 11

6. DIMENSIONES DE LA PILETA 11

7. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN 12

8. ANEXO 12

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

1. INTRODUCCIÓN

El presente documento tiene el fin de incluir las especificaciones técnicas que se necesitan para el diseño de la pileta colectora de azufre.

A la pileta de azufre llegan las salidas de azufre líquido proveniente de los condensadores y la salida que está disponible en la caldera en el caso que condense azufre. Las líneas de entradas se encuentran enchaquetadas con vapor para asegurar que el azufre circule en forma líquida.

La pileta se encuentra divida en dos compartimentos, P101 y P102. Luego de pasar por P101 el azufre pasa por la desgasificadora y es enviado a P102, con un tiempo de residencia mayor a P101 dado que se busca que todos los gases contenidos en el líquido sean eliminados. El fondo de la pileta tiene un serpentín donde circula vapor de baja y que garantiza que el producto final se mantenga almacenado todo el tiempo de forma líquida.

2. BIBLIOGRAFÍA DE REFERENCIA

El alcance de provisión de los reactores debe cumplir con las siguientes recomendaciones de bibliografía:

- *Sulfur Recovery* – Según sección 22 GPSA
- *A new approach towards small scale sulfur recovery and liquid sulfur degassing* – cuyo autor es Dr. P.D. Clark
- *Hazards of molten sulfur storage & handling* – cuyo autor es Johnny E. Johnson.

3. CONDICIONES DE DISEÑO

Se presentan a continuación las condiciones requeridas de entrada y salida, junto con las condiciones ambientales en las cuales estará emplazada la pileta de azufre.

3.1 CONDICIONES DE ENTRADA

A la pileta P101 ingresan las corrientes de azufre condensado provenientes de los condensadores, la salida de azufre líquido disponible en la caldera y la salida de azufre líquido de los reactores. Es importante destacar que el ingreso a la pileta P101 debe hacerse con una conexión que ingrese a la pileta y termine por debajo del nivel de líquido. Esto es para evitar salpicaduras de azufre y que se generen una atmósfera inflamable por la presencia de fuegos internos.

<u>Ingresos a la pileta P101:</u>

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

Salida del sello S102 (proveniente del condensador D101)

T:146 °C

P: 0,35 kg/cm^{2}g

m: 1888,24 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	6,84E-05
Hydrogen Sulfide	0,04
Carbonyl Sulfide	1,32E-07
Carbon Disulfide	3,30E-06
S1	0
S2	0,01
S3	1,36E-03
S4	1,31E-03
S5	0,27
S6	14,13
S7	6,63
S8	78,91
Ammonia	1,92E-10
CO_2	9,22E-06
N_2	4,97E-06
H_2O	4,43E-05
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	3,26E-07
CO	2,83E-08
O_2	0

Salida del sello S103 (proveniente del condensador D101)

T: 142,07 °C

P: 0,165 kg/cm^{2}g

m: 1556,21 kg/h

Composición:

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	1,19E-05
Hydrogen Sulfide	0,01
Carbonyl Sulfide	1,33E-08
Carbon Disulfide	1,13E-06
S1	0
S2	0,01
S3	1,24E-03
S4	1,19E-03
S5	0,26
S6	13,90
S7	6,38
S8	79,44
Ammonia	1,72E-10
CO_2	8,14E-06
N_2	4,00E-06
H_2O	4,49E-05
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	2,64E-07
CO	2,28E-08
O_2	0

Ingreso a la pileta P102:

T: 144,16 °C

P: 0,062 kg/cm2g

m: 3444,356 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	5,59285E-08
Hydrogen Sulfide	7,19E-03
Carbonyl Sulfide	7,4572E-12
Carbon Disulfide	8,63814E-09
S1	0

S2	0,01
S3	1,31E-03
S4	1,25E-03
S5	0,27
S6	14,03
S7	6,52
S8	79,16
Ammonia	2,22129E-12
CO_2	2,05695E-09
N_2	4,69035E-06
H_2O	4,05643E-09
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	3,03405E-12
CO	1,0867E-13
O_2	1,26085E-05

3.2 CONDICIONES DE SALIDA

Salida de la pileta P101:

T: 144,16 °C

P: 0,062 kg/cm^{2}g

m: 3449, 94 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	4,23E-05
Hydrogen Sulfide	0,03
Carbonyl Sulfide	7,73E-08
Carbon Disulfide	2,29E-06
S1	0
S2	0,01
S3	1,29E-03
S4	1,24E-03
S5	0,26

S6	13,85
S7	6,43
S8	78,14
Ammonia	1,81E-10
CO_2	8,62E-06
N_2	1,06
H_2O	4,40E-05
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	2,94E-07
CO	2,54E-08
O_2	0,22

Salida de la pileta P102:

T: 144,28 °C

P: 5 kg/cm^2g

m: 3444,36 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	5,59E-08
Hydrogen Sulfide	0,01
Carbonyl Sulfide	7,46E-12
Carbon Disulfide	8,64E-09
S1	0
S2	0,01
S3	1,31E-03
S4	1,25E-03
S5	0,27
S6	14,03
S7	6,52
S8	79,16
Ammonia	2,22E-12
CO_2	2,06E-09
N_2	4,69E-06

H_2O	4,06E-09
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	3,03E-12
CO	1,09E-13
O_2	1,26E-05

El producto de salida de la pileta P102 debe contener las siguientes características:

- ✓Pureza del azufre: 99,8% en masa mínimo.
- ✓Acidez (en la forma de H2SO4): menor que 0,01% en masa.
- ✓Humedad: menor que 0,2% en masa.
- ✓Cenizas: 60 ppm máximo.
- ✓Materia carbonácea: menor que 0,025% en peso.
- ✓Contenido de H2S: 10 ppm máximo.
- ✓Arsénico: menor que 0,25 ppmw
- ✓Selenio: menor que 2 ppmw
- ✓Telurio: menor que 2 ppmw
- ✓Color: amarillo brilloso a temperatura ambiente.

El color es un factor importante dado que es un indicativo de la pureza que tiene el producto. Será amarillo brilloso en la manera que las impurezas sean menores que 0,02% en masa. Se debe asegurar que el producto tenga la menor cantidad posible de carbono dado que hace que el color se torne amarillo apagado o verdoso. Con cantidades de carbono entre 0,1% y 0,5% hacen que el amarillo se torne gris o marrón.

3.3 CONDICIONES AMBIENTALES

Las condiciones ambientales donde se emplazarán las piletas P101 y P102 serán:

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	
Máxima promedio verano	36°C
Mínima invierno	3,5°C
Máxima Diseño	40ºC

Presión Barométrica	0,857 kg/cm^{2}a
Humedad	
Promedio	50 %
Máxima	100 %
Lluvias	
Promedio anual	700 mm
Máximo en 1 hora	90 mm
Vientos	
Dirección predominante	NE
Velocidad Máxima	39 m/s

4. ALCANCE DE PROVISIÓN

Es requisito que el proveedor extienda el alcance de provisión para las siguientes partes de la pileta (Ver: Alcance de Provisión Pileta P101 & P102):

- Elementos de control y medición-medidores de presión, termocuplas y analizadores de composción de H_2S.
- Sistema de inyección de vapor de snuffing.
- Sistema de calefacción de fondo del equipo-con vapor de baja presión
- Cubierta superior
- Eyector de vapor

5. ELEMENTOS DE LA PILETA

5.1 SISTEMA DE CALEFACCIÓN

La pileta dispondrá de un sistema de calefacción de fondo con vapor de baja presión. Las condiciones de dicho vapor son:

Parámetro	Normal	Máximo
Presión (kg/cm2g)	2,5	3,0
Temperatura	180	190

Es importante que el sistema de calefacción de fondo ocupe todo el fondo del recipiente, con el fin de que el azufre este contenido de forma líquida en todos los puntos.

5.2 SISTEMA DE INYECCIÓN DE VAPOR DE SNUFFING

Se incluirá un sistema de inyección de vapor de snuffing. Este sistema inyectará el vapor cuando se detecten temperaturas elevadas que indiquen la presencia de los fuegos de azufre. Si bien los fuegos de azufre no son muy comunes, pueden ocurrir ocasionalmente durante el shutdown o parada de planta por mantenimiento. También pueden generarse si la temperatura supera los 170 °C, por lo cual el control de temperatura es sumamente importante para este punto.

El accionar del vapor de snuffing dependerá de un enclavamiento conectado a las termocuplas de medición de temperatura.

5.3 EYECTOR DE VAPOR

Se requiere de un eyector de vapor que permita generar una atmósfera estable en la pileta barriendo los vapores de la misma de forma continua. Los vapores son luego enviados directamente al incinerador para ser quemados.

Condiciones que debe garantizar el proveedor en la pileta:

- ✓Presión interna en la pileta: 1 atm abs.
- ✓Cantidad de eyectores a instalar: un eyector
- ✓Agregar vapor de media al eyector para barrer los vapores
- ✓Incluir una toma de aire ambiente
- ✓Máxima concentración de H_2S: 0,85% m/v medido a 165 °C

La máxima concentración de H_2S que se adopta para el diseño de la pileta es ¼ del límite inferior de inflamabilidad. Dicho valor es 3,4% m/v medido a 165 °C.

5.4 CUBIERTA

El espacio entre la cubierta y el nivel de líquido contiene (aparte del H_2S) SO_2. Dicho gas en atmósferas húmedas condensa en H2SO4, lo cual puede ser sumamente corrosivo para la cubierta de la pileta. Para evitar este efecto se construirá la misma de acero inoxidable. Este material sufre un nivel de corrosión bastante menor que el acero al carbono. Otra opción de material de construcción para la cubierta es aluminio, sin embargo, se descarta por cuestiones económicas.

El proveedor deberá emplazar en la unidad una cubierta removible. La misma debe disponer de un mecanismo de apertura rápida para el caso en el que se sufran sobrepresiones en la pileta.

5.5 ELEMENTOS DE MEDICIÓN

Los elementos de medición adicionales para la pileta son:

- Termocuplas para la medición de temperatura del líqudo: se incluyen seis. Tres para la pileta P101 y otras tres para la P102. Cada una con su correspondiente alarma de temperatura muy baja.
- Termocuplas para medir la temperatura del vapor. Se incluirán tres en la pileta P102 con su alarma de baja temperatura y su enclavamiento correspondiente con el ingreso de vapor de snuffing.
- Medidor de composición de H_2S. Se incluye uno en P102.
- Dos medidores de nivel: uno en P101 y un segundo en P102. Son los que activarán y desactivarán el encendido de las bombas que descargan azufre.
- Un medidor de presión en P102 que tendrá un enclavamiento correspondiente con la válvula fail to open en el eyector de vapor. Aquí se busca tener siempre una salida de vapor garantizada, especialmente ante el caso que el eyector de vapor sufra alguna rotura. El mismo enclavamiento también activará la apertura de la cubierta por sobrepresión.

Aclaración: es sumamente importante que todas las termocuplas se encuentren enchaquetadas con vapor de forma de que se eviten solidificaciones de azufre en las mismas.

6. DIMENSIONES DE LA PILETA

Las dimensiones de las piletas a confirmar por el proveedor, teniendo en cuenta los tiempos de residencia especificados, son:

Pileta P101

- ✓Largo: 2,25 m.
- ✓Ancho: 8 m.
- ✓Profundidad: 3,325 m

Pileta P102

- ✓Largo: 15,75 m.
- ✓Ancho: 8 m.
- ✓Profundidad: 3,325m.

Para la profundidad se consideró un nivel máximo de líquido de 2,825 m y medio metro adicional para la fase vapor.

- Tiempo de residencia requerido en pileta P101: 24 horas.
- Tiempo de residencia requerido en pileta P102: 7 días.

El tabique se especificó con una altura de 3225 mm desde el fondo de la pileta, valor levemente superior al HHLL y 100 mm por debajo de la tapa de la pileta, manteniendo así comunicadas ambas piletas en la fase vapor.

	Niveles de azufre	
	Pileta P101	Pileta P102
HHLL (mm)	3180	2830
HLL (mm)	3065	2420
NLL (mm)	2830	2015
LLL (mm)	2020	1610
LLLL (mm)	1460	1460

7. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

La base y la división entre ambas piletas deberán ser construidas de hormigón armado. Se lo elige por su larga vida útil, la poca necesidad de mantenimiento y por sobre todas las cosas la alta resistencia a las altas temperaturas. Cabe recordar que en la pileta las temperaturas rondan los 150 °C y es una zona delicada por la alta probabilidad de generación de fuegos de azufre.

Por el otro lado, como el H2S es sumamente corrosivo, es indispensable que tanto los caños que transporta el vapor de baja como la cubierta estén construidos de acero inoxidable.

Materiales de construcción	
Base	Hormigón Armado
Cubierta	Acero inoxidable
Cañerías	A 182 Gr. F2

8. ANEXO

La altura de ambas piletas se calculó teniendo en cuenta el caudal de azufre, teniendo en cuenta que el tiempo de residencia necesario para la P101 es de 24 hs y de P102 de 7 días.

Niveles en P101

Para el cálculo de los niveles de P101 (ver F-MC-002 Memoria de cálculo de bombas) se consideró un tiempo de respuesta de la bomba BV101:

- De 5 hs. entre LLLL y LLLL
- De 7 hs. entre LLL y NLL
- De 2 hs. entre NLL y HLL
- De 1 hs. entre HLL y HHLL

Niveles en P102

Los niveles de la pileta P102 fueron definidos durante el diseño de la bomba vertical BV102 (ver F-MC-002 Memoria de cálculo de bombas). En breve resumen, los criterios adoptados para su definición fueron:

Se adoptó una distancia de 0,5 m entre el techo de la cubierta y la alarma de muy alto nivel, de modo que HHLL=2,825 m.

Se tomó que para llegar del HLL al HHLL debe transcurrir un día, de modo que:

$$LAH = LAHH - \frac{Q' x 24\ h}{8m x 15{,}75m}$$

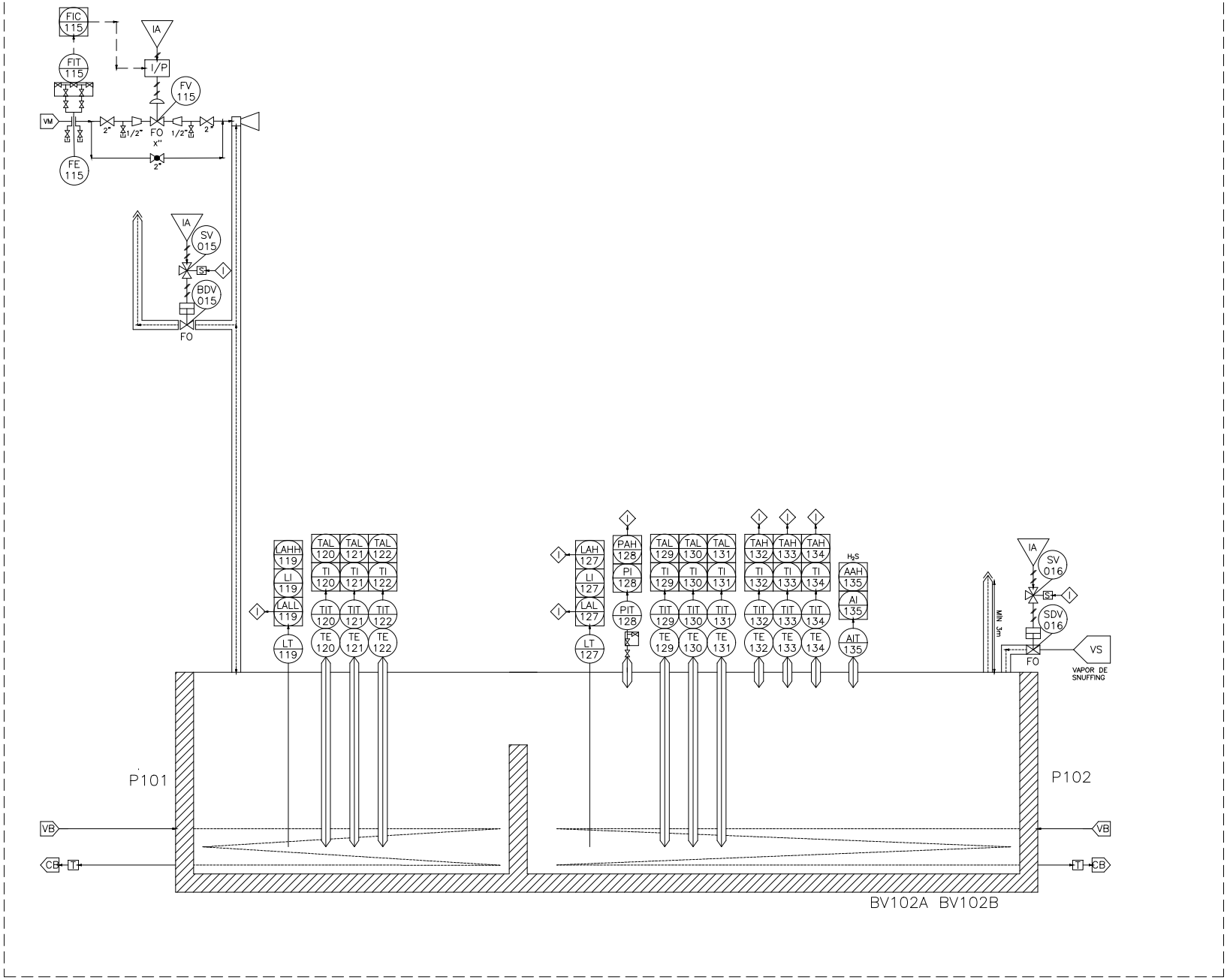
Debe transcurrir dos días para llegar del LLL al HLL, y puede decirse que:

$$LAL = LAH - \frac{Q' x 2 x 24\ h}{8m x 15{,}75m}$$

Se deja un margen de 150 mm entre el LLLL y el LL.

Aclaración: Q' es el caudal de azufre que ingresa a P102 desde la columna desgasificadora (corriente S7).

FIGURA 1.1: ALCANCE DE PROVISIÓN PILETA P101 & P102



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

COLUMNA DESGASIFICADORA
G101

A	24-07-2017	Emisión	JG	SG	
REV	FECHA		POR	CHQ.	APROBO

ÍNDICE

1. OBJETO……..... 3
2. ALCANCE…..…… 3
3. ESPECIFICACIONES, CÓDIGOS Y ESTÁNDARES……. 4
4. REQUERIMIENTOS GENERALES……... 4
4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO……... 4
4.2. DETALLES PARTICULARES……..... 5
5. REQUERIMIENTOS PARA LA OPERACIÓN Y EL PROCESO..... 6
5.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DE ENTRADA…….. 6
5.2. CONDICIONES DE ENTRADA DEL AZUFRE……..... 6
5.3. REQUERIMIENTOS DE SALIDA DEL AZUFRE…… 7
5.4. CONDICIONES DE SERVICIO…….. 7
5.5. CONDICIONES AMIENTALES…….. 8
6. REQUERIMIENTOS MECÁNICOS……... 9
7. SISTEMA DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL…… 9
8. OTRAS CONSIDERACIONES CONTRUCTIVAS..... 10

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

1. OBJETO

La presente especificación define los requerimientos mínimos de diseño, fabricación y materiales de la columna desgasificadora G101, a ser utilizada en la Unidad de Recuperación de Azufre de la Refinería Campana, de Axion Energy.

2. ALCANCE

El Proveedor deberá entregar 1 (una) columna desgasificadora para el procesamiento de 82,8 ton/d de azufre líquido, tratado en especificación.

El equipo constará de una columna a presión, enchaquetada con vapor de baja. La función del mismo será remover la mayor parte de los gases presentes en el azufre proveniente de la pileta P101, y transferirlos a una corriente de aire de instrumentos, la cual se dirigirá al Incinerador I101. La transferencia deberá darse en contracorriente, con el azufre ingresando por la parte superior y el aire de instrumentos, por fondo. El azufre ocupará la mayor parte de la longitud de la columna, con el objetivo de que el caudal de aire sea tal que sólo burbujee en el líquido.

El aire, junto con los gases removidos, egresará por tope, y el azufre libre de gases se dirigirá a la pileta P102, saliendo por fondo.

El equipo deberá incluir todos los controles, enchaquetamiento y cañerías requeridos para tratar los fluidos indicados más adelante en la presente especificación.

El cumplimiento con la especificación no exime al Proveedor de la responsabilidad de diseñar correctamente tanto el equipo como sus accesorios, que deberán ser mecánicamente apropiados para cumplir con las garantías de operación en las condiciones de servicio especificadas. El proveedor será responsable de preparar el equipo y accesorios para su despacho y transporte de una manera adecuada.

Si, a juicio del Proveedor, es recomendable desviarse de la especificación o cualquier documento relacionado, el Proveedor deberá presentar cada desviación como opción.

3. ESPECIFICACIONES REFERENCIADAS, CÓDIGOS Y ESTÁNDARES

La referencia a Estándares, Códigos, Especificaciones y Prácticas Recomendadas implica que todo el diseño, la instalación, los materiales y la mano de obra deberán estar de acuerdo con las partes aplicables de la última edición de los Estándares y Códigos mencionados a continuación:

- ✓Documento G-BD-001: “Bases de Diseño”
- ✓Documento P-CC-01: “Clase de cañerías”
- ✓ASME Sección VIII Div. 1: Unfired pressure Vessel Code
- ✓ASME B31.3, B16.5
- ✓Leyes 13660, 9688, 13893 y 19587 – Seguridad e higiene industrial
- ✓Decreto 351/79 – Seguridad en el trabajo
- ✓Resolución S.E. N° 105/92 – Procedimientos para protección del medio ambiente
- ✓Recomendaciones de publicaciones:
  - Goar, Allison & Associates, Inc. Sulfur Degasification: The D’GAASS™ Process. Elmo Nasato, P. Eng. and Travis A. Allison, P.E. 1997

4. REQUERIMIENTOS GENERALES

4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La columna desgasificadora deberá remover gases de la corriente de entrada de azufre, reduciendo la concentración a 10 ppm de H_2S a la salida, según la siguiente descripción:

El azufre líquido es bombeado desde la pileta P101 mediante una bomba vertical, enchaquetada. El caudal de entrada a la columna está controlado. La línea de ingreso, al igual que todo el resto del sistema, incluyendo instrumentos, internos y accesorios, se encuentra enchaquetada.

La temperatura de ingreso también está controlada, con el propósito de lograr la mayor eficiencia en la separación. La misma debe rondar los 135ºC, siendo 144ºC la temperatura en la pileta. Para lograr esto, se controla la presión del vapor de media que calefacciona la línea.

Al aire de instrumentos, que ingresa por el fondo, también se le controla el caudal de entrada, esta vez mediante una placa orificio.

El aire burbujea a través de la columna de líquido. La transferencia ocurre a lo largo de la altura total de líquido, y el gas egresa por tope, previo paso por demister. Esta salida es controlada con un control de presión.

Finalmente, mediante un control de nivel se regula la salida de azufre líquido, que ingresa a la pileta P102.

Ambas entradas poseen una válvula de shutdown, y la columna cuenta con una válvula de seguridad, cuya salida se dirige a la pileta.

4.2. DETALLES PARTICULARES

- ✓ Temperatura de diseño: 165ºC
- ✓ Presión de diseño: 1,10 kg/cm^{2}g
- ✓ La unidad será construida de acero al carbono estándar, A515 Gr 70, incluyendo un sobreespesor por corrosión que el Proveedor crea conveniente.
- ✓ Todas las conexiones estarán enchaquetadas hasta la brida del instrumento o accesorio, según corresponda.
- ✓ El proveedor deberá suministrar todos los internos y accesorios necesarios para asegurar una adecuada operación y performance de la unidad.
- ✓ Las líneas de drenaje de la unidad deberán contar con doble bloqueo de 2”.

La unidad deberá ser diseñada en concordancia con la Sección VIII del código ASME para recipientes a presión.

El tamaño del recipiente deberá ser diseñado y especificado por el Proveedor en acuerdo a los requerimientos del proceso, la experiencia previa y el “know-how”, al igual que los niveles operativos de líquido en la columna. Según recomendaciones en la bibliografía mencionada de Goar Allison, las dimensiones de la columna para servicios similares son 30 pies de alto, y 18 pulgadas de diámetro externo. En cuanto a los niveles normales operativos, estos se ubican en el rango del 80 – 90% del total de la longitud de la columna.

El enchaquetado se dividirá en tres tramos a lo largo de la columna, cada uno con una entrada de vapor de baja y una salida de condensado con trampa de vapor, filtro, doble bloqueo y bypass.

El Proveedor dimensionará y proveerá:

- ✓ Dos (2) válvulas de alivio de presión (una en operación, una spare). El análisis de dimensionamiento deberá incluir todos los casos posibles.
- ✓ Los internos de la columna: demister, platos distribuidores e internos de entrada y salida.
- ✓ Sistema de enchaquetado y trampas de vapor, con todas las conexiones de entrada y salida, y conexiones para instrumentos y medidores.

5. REQUERIMIENTOS PARA LA OPERACIÓN Y EL PROCESO

5.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DE ENTRADA

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal operativo azufre	ton/día	82,8
Caudal de diseño	ton/día	91,1
Caudal de turndown	ton/día	49,7
Temp operativa en pileta P101	ºC	144
Temp de ingreso a columna G101	ºC	135
Temperatura de diseño	ºC	165
Presión de operación tope	kg/cm^{2}g	0,28
Presión de operación fondo	kg/cm^{2}g	Por el Proveedor (*)
Presión de diseño	kg/cm^{2}g	1,10

(*) Valor a definir por el proveedor, teniendo en cuenta la altura hidrostática en la columna.

5.2. CONDICIENDIONES DE ENTRADA DEL AZUFRE

Parámetro	Unidad	Valor
Molecular Weight	kg/mol	0,242
Mass Density	kg/m^3	1788
Liquid Volumetric Flow	m^3/s	0,00260
Compressibility		0,0171
Dynamic Viscosity	Pa*s	0,00743
Mass Fraction Vapor	%	0,162
Mass Cp	J/(kg*K)	1058,5

Mass Cv	J/(kg*K)	987,5
Mass Enthalpy	J/kg	162401
Thermal Conductivity	W/(m*K)	0,1358
Surface Tension	N/m	0,05828

Mass Flow	**kg/día**
Sulfur Dioxide	0,0093
Hydrogen Sulfide	2,9530
Carbonyl Sulfide	0,0000
Carbon Disulfide	0,0006
Ammonia	0,0000
CO2	0,0013
N2	101,014
H2O	0,0027
H2	0,0000
CO	0,0000
O2	30,672
S1-S8	82663,9285

5.3. REQUERIMIENTOS DE SALIDA DEL AZUFRE

Parámetro	**Unidad**	**Especificación**
Pureza del azufre	% masa	99,8 mín
Cenizas	ppm	60 máx
Acidez (como H_2SO_4)	% masa	0,01 máx
Humedad	% masa	0,20 máx
Carbón	% masa	0,00 máx
Contenido de H_2S	ppm	10

5.4. CONDICIONES DE SERVICIOS

Aire de Instrumentos	
Parámetro	**Normal**
Presión (kg/cm^2g)	7
Temperatura (°C)	Ambiente

Temperatura de punto de rocío (°C)	-40

Parámetro	Normal	Máximo
Vapor de Media Presión		
Presión (kg/cm^{2}g)	19	22
Temperatura (°C)	260	270
Vapor de Baja Presión		
Presión (kg/cm^{2}g)	2,5	3
Temperatura (°C)	180	190

Condensado de Media Presión	
Presión (kg/cm^{2}g)	19
Temperatura máx. (°C)	204
Condensado de Baja Presión	
Presión (kg/cm^{2}g)	2,1
Temperatura máx. (°C)	150

5.5. CONDICIONES AMBIENTALES

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	
Máxima promedio verano	36°C
Máxima DISEÑO (bulbo seco)	40°C
Mínima invierno	3,5°C
Presión Barométrica	0,857 kg/cm^{2}a
Humedad	
Promedio	50%
Máxima	100%
Lluvias	
Promedio anual	700 mm
Máximo en 1 hora	90 mm
Vientos	
Dirección predominante	NE
Velocidad Máxima	39 m/s

6. REQUERIMIENTOS MECÁNICOS

El proveedor deberá garantizar la rigidez del equipo para prevenir deformaciones o un excesivo esfuerzo del equipo durante las operaciones de transporte, izado y/o montaje. Deberá contar con orejas y elementos de izaje necesarios para su correcto transporte y montaje.

El Proveedor proporcionará escaleras externas, plataformas y pasamanos rígidamente construidos, para operar y mantener de manera adecuada la unidad.

El Proveedor será totalmente responsable de los materiales seleccionados. Los materiales deberán estar en concordancia con las clases de cañerías, documento P-CC-01 “Clases de Cañerías”.

7. SISTEMA DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

Deberá suministrarse toda la instrumentación necesaria para asegurar una correcta operación de la unidad. Todas las variables de control y monitoreo medibles serán retransmitidas a la sala de control de la planta. Todas las lógicas de control serán resueltas en el sistema de control de la planta. Deberán dejarse contactos secos en el panel de control para tener control remoto, indicación y alarma en la sala de control.

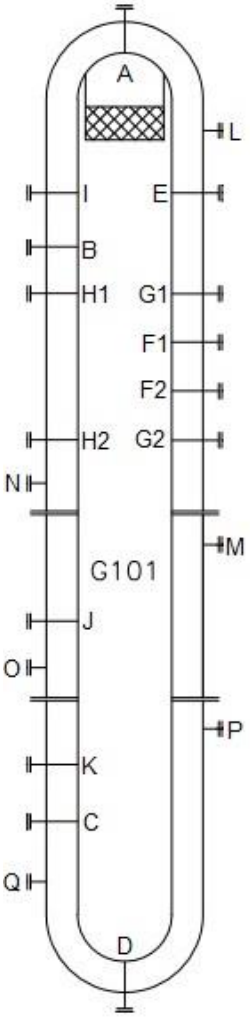
La unidad incluirá como mínimo:

- Indicador de temperatura (x2) (sección media e inferior de enchaquetado)
- Transmisor de Temperatura (x2)
- Indicador de presión
- Transmisor de presión para control
- Controlador electrónico de presión para salida de gas
- Alarma de alta presión
- Medidor e indicador local de nivel para la interfase azufre-gas
- Transmisor de nivel de interfase para control, indicador y alarmas de alto y bajo nivel
- Transmisor de nivel para alarmas de muy alto y muy bajo nivel
- Controlador Electrónico de nivel para interfase
- Válvulas de drenaje
- Válvulas de alivio de presión (x2, una operativa y otra en spare).

Todos los instrumentos y accesorios tendrán conexiones bridadas de 2”, y serán enchaquetadas con vapor de baja. La selección de los modelos de los instrumentos es responsabilidad del Proveedor. Todos los instrumentos de presión y nivel deberán ser tener válvula de bloqueo para permitir mantenimiento.

8. OTRAS CONSIDERACIONES CONSTRUCTIVAS

- Aislación: se requerirá aislamiento en la totalidad del equipo para evitar pérdidas al ambiente, exceptuando los instrumentos indicadores locales y demás accesorios, así lo considere conveniente el Proveedor.
- Se detallan las boquillas con las que debe contar la columna como mínimo:



ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

Boquilla	Descripción	Diámetro Nominal (Pulgadas)
A	Salida de Gas	3/8
B	Entrada de Azufre	3
C	Entrada A.I.	1/8
D	Salida de Azufre	3
E	Salida Safe Valves	(*)
F1	Toma Indicador local de Nivel	2
F2	Toma Indicador local de Nivel	2
G1	Toma Transmisor de Nivel	2
G2	Toma Transmisor de Nivel	2
H1	Toma Transmisor de Nivel	2
H2	Toma Transmisor de Nivel	2
I	Transmisor de Presión	2
J	Medidor de Temperatura	2
K	Medidor de Temperatura	2
L	Entrada Vapor de Baja	(*)
M	Entrada Vapor de Baja	
N	Salida de Condensado	
O	Salida de Condensado	
P	Entrada Vapor de Baja	
Q	Salida de Condensado	

(*) A determinar por el Proveedor

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERIA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

AEROENFRIADOR

A101/A102

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ	APR
A	30-5-2017	Emisión para aprobación	SG	JG	

MEMORIA DE CÁLCULO

INDICE:

1. **INTRODUCCIÓN…….Página 3**

2. **DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO……Página 3**

3. **RESTRICCIONES…… Página 3**

4. **ESPECIFICACIONES……..... Página 4**

5. **DISEÑO…… Página 7**

6. **MATERIALES Y CONSIDERACIONES ESTRUCTURALES ……...……Página 10**

MEMORIA DE CÁLCULO

1. INTRODUCCION

Por el presente documento se va a describir como se realizaron los cálculos del diseño de los aeroenfriadores A101 y A102 presentes en el ciclo de agua de los reactores de la unidad. Dicho diseño está basado en tres principales fuentes: el capítulo 10 de aeroenfriadores del manual “GPSA”, la norma API 661 sobre aeroenfriadores y el capítulo 8 referido a diseño de aeroenfriadores del libro de “Transferencia de Calor” de Eduardo Cao.

Los criterios tomados se basan en restricciones de materiales y de proceso y también por los criterios que se utilizan habitualmente para el diseño de estos equipos.

2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL EQUIPO

Un aeroenfriador es un equipo utilizado para la transferencia de calor entre dos fluidos en el cual el fluido frío es aire tomado del ambiente que es impulsado por un ventilador, y el fluido caliente entra en un haz de tubos. Se establece un flujo cruzado entre ambos fluidos. El tiro del ventilador puede ser forzado o inducido, y cada uno de ellos presenta sus ventajas y desventajas que serán analizadas en secciones posteriores.

En este caso el aeroenfriador es para condensar vapor de agua en un ciclo cerrado.

El haz de tubos puede tener varias filas de tubos y varios pasos por tubos; y eso trae como consecuencia un mejor coeficiente de transferencia pero hay más caída de presión por fricción en el lado procesos.

El fluido de procesos entra por cabezales los cuales contienen boquillas de entrada del fluido de procesos que son encargadas de la distribución en los tubos.

Al conjunto ventilador/es, soporte, haz de tubos y cabezales se lo llama bahía y un aeroenfriador puede estar constituido por una o más bahías dependiendo de las dimensiones del equipo

3. RESTRICCIONES

Hay dos tipos de restricciones fundamentales para el proyecto, las que tienen que ver con la disposición espacial de los equipos, y las que tienen que ver con las condiciones de proceso tales como la temperatura máxima de trabajo y la caída de presión admisible

3.1 RESTRICCIONES ESPACIALES

El equipo se va a ubicar en el parral que conduce el fluido de procesos, va a estar a cierta altura y se lo va a ubicar de manera horizontal con los tubos orientados de manera trasversal al parral. Como el mismo tiene 6 metros de ancho, la longitud de los tubos va a quedar definida, y van a medir 6 metros. También existe una cota máxima para el ancho de la bahía por que debe ser posible transportarla. Por ello, cada bahía no va a tener más de 4 metros de ancho. Por ende se va a seleccionar una bahía de 3,810 m x 6 m.

3.2 RESTRICCIONES DE PROCESO

Se comparan ventajas y desventajas entre tiro forzado y tiro inducido. La principal diferencia es que en tiro forzado el haz de tubos se encuentra en la descarga del ventilador y en tiro inducido se encuentra en la succión.

El tiro inducido presenta una mejor distribución de aire a través de la sección, menor posibilidad de recirculación de aire caliente. Por el contrario, presenta una sensibilidad muy grande frente a fluidos a enfriar muy calientes, ya que si el aire se calienta demasiado e ingresa al ventilador puede dañar ciertas partes como las aletas, V-rings u otras partes mecánicas. Esta comprobado que a temperaturas de entrada de fluido de procesos de más de 175°C pueden ocasionar estos daños.

Se elije por lo tanto tiro forzado, que tiene una capacidad de trabajar en un rango de condiciones más amplias y también requiere una potencia de ventilador más baja.

4. ESPECIFICACIONES

Para el diseño de los enfriadores se determinaron aspectos mecánicos del equipo para lograr un dimensionamiento que permita intercambiar el calor necesario y a la vez genere un DeltaP admisible para la condición del ciclo.

4.1 CONDICIONES DE PROCESO

Es importante saber con qué condiciones de proceso se está trabajando, esto va a determinar la termodinámica del sistema. Estas son la temperatura de aire, la máxima registrada, y la presión atmosférica, la temperatura de entrada de fluido de proceso y la presión del fluido.

Los dos reactores operan cíclicamente durante periodos de tiempo, cada vez que terminan su ciclo, se alternan las condiciones de trabajo de cada uno y se renueva el ciclo nuevamente. Como cada reactor tiene un ciclo de refrigeración, estos van a operar a condiciones diferentes y por lo tanto los equipos involucrados deben estar diseñados para trabajar en las dos condiciones.

MEMORIA DE CÁLCULO

Es por ello que se hace un estudio de cuáles son las variables criticas que impactan sobre el diseño del aeroenfriador. Las mismas son:

-Que tenga buen coeficiente de transferencia de calor, eso se logra con geometrías que fomenten la alta velocidad de circulación de fluidos

-Que tenga una caída de presión admisible como para que la columna de líquido que se genere a partir de la condensación, pueda compensarla junto con las pérdidas por fricción de las líneas.

La principal diferencia entre las dos condiciones, es decir, la variable que va a impactar más es la presión de operación. El caudal másico y la temperatura también varían de una condición a la otra. **Tabla 1.**

Variable	Condición 1	Condición 2
Temperatura de aire (°C)	40	40
Presión de aire (Pa)	84043	84043
Presión de entrada de proceso (Pa)	5468092,59	165344,172
Temperatura de proceso (°C)	269,28	115,19
Caudal másico (kg/s)	0,222	0,765
Caudal volumétrico actual (m^3/s)	0.0102	0.765

Tabla 1: Condiciones alternativas de proceso

Por lo tanto se hace el cálculo primeramente del caudal volumétrico actual del vapor entrante utilizando la ecuación de los gases ideales:

$$P.\dot{V} = \frac{\dot{m}.R.T}{Mr} \qquad (1)$$

Donde P es la presión en kPa, $\dot{m}$ es el caudal masico en kg/s, R es la constante universal de los gases ideales en m^3.kPa/K.kmol, y Mr es la masa molar relativa expresada en kg/kmol.

Se puede ver que la condición 2, va a presentar una mayor velocidad, con lo cual esta va a ser la que condicione por caída de presión, pero por el contrario, el de menor caudal volumétrico, razón por la cual va a presentar menor velocidad, va a tener coeficiente de intercambio térmico menor.

Otro aspecto a tener en cuenta, es la diferencia de temperaturas y el calor a intercambiar. En la condición 1, de mayor presión, también hay mayor diferencia de temperatura, lo cual contribuye a la fuerza impulsora para el intercambio, y además la energía intercambiada por unidad de tiempo es menor.

En la condición 2 por contrario, la diferencia de temperaturas entre el aire y el agua es menor y además se intercambia más calor.

$$Q = U.A.DMLT \qquad (2)$$

$$A = \frac{Q}{U.DMLT} \qquad (3)$$

La ecuación 2, analiza el comportamiento fluidodinámico para el intercambio de calor, y despejando el área se llega a la ecuación 3, que es el área necesaria para lograr ese intercambio.

Para la condición 1 se va a requerir menos área de intercambio, ya que el calor transferido es menor y la diferencia medialogaritmica de temperaturas es mayor. La condición 2 va a ser la condicionante ya que requiere un área mayor.

Como el ciclo funciona alternadamente se va a elegir el diseño que cuadre para la peor condición. De ese modo puede trabajar el mismo aeroenfriador para las dos condiciones.

4.2 VARIABLES FIJAS

Las variables que ya están condicionadas por el proceso son:

- la temperatura máxima del aire registrada (40ºC),
- las presiones de entrada al aeroenfriador en cada uno de los ciclos
- las temperaturas de entrada en cada condición, los caudales másicos
- las fracciones de vapor, que a la entrada es 1 y a la salida del aeroenfriador es 0.
- La presión atmosférica de 84029 Pa.

5. DISEÑO

Esta sección va a desarrollar todas las consideraciones que se tuvieron en cuenta para diseñar los aeroenfriadores, ya sea las variables elegidas de proceso a las cuales hubo que tener más en cuenta y los distintos ajustes estructurales que se hicieron para lograr un desarrollo aceptable del equipo en ambas condiciones

5.1 METODOLOGIA DE DISEÑO

Para el diseño formal del equipo, se utiliza el simulador de computadora “HTRI Suite”, el cual permite a partir de la carga de datos, tener primero un diseño preliminar y luego ir ajustando finamente distintos parámetros para lograr hacer el diseño térmico de un equipo que pueda cumplir con los requerimientos de ambos ciclos y que no presente demasiado sobredimensionamiento.

5.2 DISEÑO PREELIMINAR

Primeramente se ubican las condiciones de entrada al equipo de fluido de proceso y aire. Se utiliza la herramienta para exportar el caso de la simulación de “ProMax”, de esta manera se fijaron las condiciones de composición, temperatura y presión del sistema entrante.

Lo que se debe definir primeramente es:

Tipo de tubo: debe ser aletado para que genere una mayor área superficial para el intercambio, se va a definir también la cantidad de aletas por metro de tubo, la altura de las aletas y el espesor de las mismas.

Longitud de tubos: Como el parral tiene 6 m de ancho y los tubos vienen de 12 m o de 6 m, se fija una longitud de los mismos de 6 m.

Diámetro exterior de tubo: Según la norma API 661 que dice que como mínimo el diámetro nominal debe de ser de 1 pulgada (25,4 mm) y además es lo mas popular; pero igualmente se pueden tomar diámetros desde 16 mm a 38 mm

Espesor de tubos: El espesor de tubos está determinado por la presión de diseño de las líneas, que en este caso es de 61 kg/cm2 y además, para aceros al carbono, que es el material de los tubos se toma un espesor mínimo de 2,11 cm y se necesita un espesor adicional de 0,4 mm porque son tubos aletados incrustados a tensión. Para darle un sobreespesor por corrosión entonces, se selecciona un espesor de 3,048 mm.

Separación entre ejes de tubos (Pitch): Se debe especificar también una separación de tubos que tenga en cuenta el diámetro de los tubos desnudos y de las aletas. Se seleccionan 70 mm.

En esta parte del diseño no se tiene en cuenta variables que afecten a la estructura del equipo ni al sobrediseño del mismo, solo se hace un cálculo estimativo.

5.3 AJUSTE FINO DEL DISEÑO

Es esta etapa del diseño, una vez que se tienen dimensiones estimadas, se debe seleccionar un equipo en común que pueda trabajar en las condiciones 1 y 2 previamente mencionadas.

Como la condición de baja presión es la limitante, se diseña para esta condición y se chequea para la de alta presión.

Las variables con las que se ajusta el diseño son:

- Cantidad de filas de tubos: cada fila que se agregue va a representar más área para que el fluido pase, por lo que la velocidad se va a reducir y el área de intercambio se va a incrementar; el efecto neto resulta en un incremento del sobrediseño, además de que a igual cantidad de tubos totales en el haz, a mayor cantidad de filas, el equipo se hace más angosto.

- Número de tubos por fila: A mayor cantidad de tubos por fila, hay un mayor área de intercambio, lo cual es beneficioso para el intercambio. También se va a reducir la caída de presión, la cual está restringida como cota superior a 26 kPa por condiciones de proceso; y la velocidad de flujo va a ser menor también porque la cantidad de flujo másico total se divide en más tubos; la velocidad decrece por lo que empeora los coeficientes de transferencia. La cantidad de tubos por fila junto con la separación entre tubos, va a determinar el ancho del haz de tubos

- Cantidad de bahías en paralelo: el caudal total se divide en la cantidad de bahías en paralelo, sirve para reducir velocidad y aumentar área de intercambio. En este caso, para cuando el equipo funciona en condiciones de baja presión, que es el régimen limitante, se utilizan las dos bahías, pero cuando funciona en la condición de alta presión, se puede permitir funcionar una bahía sola porque el caudal volumétrico es menor y por lo tanto la velocidad también lo es.
- Cantidad de ventiladores por bahía. Se eligen dos ventiladores por bahía, es lo más común y alcanza para tener una buena distribución de la ventilación. Si se usa uno se corre el riesgo que si se rompe no puede seguir enfriando. No

es necesario tener 3 ventiladores porque se requieriría más espacio. Lo importante para la buena distribución de aire sobre los tubos es que la relación entre área ocupada por el ventilador y área total del haz de tubos sea mayor a 0,4. Por ello es que si el haz es más angosto esa relación se vuelve menor a 0,4 y puede generar puntos calientes de tubos o canalizaciones de aire.

- Cantidad de aletas por tubo: lo que hace es aumentar el área de intercambio a costa de incrementar el costo de los tubos.
- Caudal de aire impulsado: Hace que se mejore el intercambio porque aumenta la velocidad y reduce la resistencia a la transferencia del lado aire, además al tener más caudal másico de aire, el calor se distribuye más eficientemente y la temperatura de salida del mismo no es tan alta, como límite superior debe ser entre 65°C y 70°C. A mayor caudal de aire, mayor potencia del ventilador; la misma no puede superar los 36 kW por recomendaciones.
- Diámetro ventiladores, los diámetros de los ventiladores se ajustaban para que quepan dentro del área del haz de tubos y también para que se cumpla la relación de áreas anteriormente mencionada

5.4 CONSIDERACIONES DEL AJUSTE FINO.

5.4.1 Numero de tubos

Las variables que más impactan en el diseño son la cantidad de tubos por fila y el número de filas. Estas dos afectan mucho a la caída de presión y al sobre diseño. Primero se tenían dos filas de 75 tubos cada una, lo cual representaba un sobrediseño muy grande para la condición de baja presión. Se redujo la cantidad a dos filas de 40 tubos y presentaba un ancho adecuado de haz (3m) pero la velocidad era muy baja y por lo tanto no caía mucho la presión dentro del equipo, con esto se interpretó que se podía hacer más pequeño el equipo hasta que la relación área ventilador sea del 40%; que es lo establecido por recomendación para no generar puntos calientes en el haz de tubos.

Se establecien límites, no puede ser más angosto que 1,5m por tema de incumplimiento de la relación, ni más ancho que 3,5m por dificultades en el transporte.

Con 10 tubos por fila y 4 filas no alcanza el área de transferencia. Con 20 tubos por fila alcanza pero el equipo es angosto y tiene mucho sobrediseño. Por lo tanto se aumentan más tubos por fila pero se le reduce la cantidad de filas. La velocidad del gas es considerable pero la velocidad promedio es adecuada; lo cual permite tener buenos coeficientes de intercambio; además de aprovechar la caída de presión disponible. No se puede aprovechar al

máximo la caída de Delta P porque si no el equipo sería muy chico y no podría efectuarse el intercambio de calor completo.

5.4.2 Boquillas de entrada y salida

Se diseñaró una boquilla de entrada de igual diámetro que el caño de entrada y una boquilla de salida de igual diámetro de la cañería de salida.

5.4.3 Caudal de aire

Para el servicio de baja presión, se utiliza más caudal de aire que en el servicio de alta presión. Esto se debe a que la transferencia calórica es mayor en el primero que en el segundo y por lo tanto la temperatura de aire de salida va a ser mayor en el que haya más transferencia de energía; por más que la temperatura de fluido de proceso sea inferior.

6. MATERIALES Y CONSIDERACIONES ESTRUCTURALES

6.1 TUBOS

Están hechos de acero al carbono, más específicamente ASTM SA-179, los cuales son tubos estirados en frio sin costura, las aletas son de aluminio, y están incrustadas. Es una sección rectangular de aluminio que se arrolla bajo tensión y mecánicamente se empotra en una ranura de 0.25 mm de profundidad torneada en espiral sobre el tubo

Cada 1,8 m de tubo, hay un soporte que los contiene para evitar vibraciones y que los tubos se doblen por su propio peso.

6.2 CABEZALES

Están hechos de acero al carbono, ASTM SA-515-70; que es el material adecuado para trabajar en temperaturas intermedias y altas para recipientes a presión. Según la norma API 661, como mínimo la placa porta tubos que se encuentra en los cabezales debe tener un espesor de 19 mm. Deben estar diseñados para soportar el stress mecánico ocasionado por la presión y temperatura de trabajo, las fuerzas de cambio de dirección del fluido, la fuerza hecha por la expansión térmica del fluido y por el movimiento del propio cabezal

6.3 PENDIENTE

MEMORIA DE CÁLCULO

Según la norma API 661, como es un condensador de un solo paso, el equipo debe tener una inclinación hacia la boquilla de salida de 10 mm/m.

Aeroenfriadores	A-101/A-102
Ancho (m)	1,8
Largo (m)	6
Nro. Tubos	75
Nro. Filas de tubos	3
Nro. Bahias	1
Nro. ventiladores por bahía	2

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

AEROENFRIADOR DE CICLO DE AGUA

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHQ	APR
			SG	JG	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

1	Plant/Process Unit Name	**SRU ITBA**	Location		
2	Equipment Service		Quantity of Units		
3	Applicable to	○ Proposal ○ Purchase ○ As Built			
4	Purchaser/Agent		Manufacturer/Supplier		
5	Size and Type	**1,769 x 6,000**	Serial Number		
6	Information to be completed by	○ Purchaser ☐ Manufacturer △ Manufacturer/Purchaser as Applicable			

GENERAL

8	Design Case		Heat Exchanged/Unit	**1.622,8**	kW
9	ACX File		Surface/Unit-Finned Tube	**441,9**	m2
10	Type Draught	○ Induced ● Forced	Surface/Unit-Bare Tube	**34,8**	m2
11	Bay Size	W **1,8** L **6,0** m Nbr. of Bays/Unit **1**	MTD, Eff.	**60,5**	ºC
12			Transfer Rate-Finned,Service	**66,3**	W/m2 ºC
13			Bare Tube, Service	**842,8**	W/m2 ºC
14			Bare Tube, Calculated		W/m2 ºC
15			Bare Tube, Clean	**1.082,9**	W/m2 ºC

BASIC DESIGN DATA

18	Pressure Design Code		Structural Code	
19	Tube Bundle Code Stamped	● YES ○ NO	X Ray Required	
20	Heating Coil Code Stamped	○ YES ● NO	H2S Service	
21	Flammable Service	○ YES ● NO	Heat Treatment Required	
22	Lethal/Toxic Service	○ YES ● NO	Customer Specification	

PERFORMANCE DATA - TUBE SIDE

					IN		OUT	
28	Fluid Name	**Vapor de agua**						
29	Total Fluid Entering/Unit	**0,726** kg/h	Temperature	ºC	**115,2**		**115,19**	
30	Dew/Bubble Point	/ ºC	Total Flow Rate* (Liq./Vap.)	kg/h	**0,0000**	**0,7257**	**0,7257**	**0,0000**
31	○ Pour Point ○ Freeze Point	ºC	Mol. Wt. (Vap.)					
32	Latent Heat	kJ/kg	Weight Frac. (Vap)					
33	Inlet Pressure	**165,34** kpa	Density (Liq/.Vap.)	kg/m3	**947,43**	**0,9611**	**947,43**	**0,9611**
34	Pressure Drop (Allow./Calc.)	/ **2,845** kpa	Specific Heat (Liq./Vap.)	kJ/kg ºC	**4,2221**	**1,9346**	**4,2221**	**1,9346**
35	Film Coefficient (Extended/Bare)	**12732** / W/m2ºC	Thermal Conductivity (Liq./Vap.)	W/m ºC	**0,6822**	**0,0284**	**0,6822**	**0,0284**
36	Inside Fouling Resistance	**0,000200** m2ºC/W	Viscosity (Liq./Vap.)	cP	**0,2392**	**0,0131**	**0,2392**	**0,0131**
37	Tube Wall Temp. (Min./Max.)	**68,26** / **100,43** ºC	Tube Velocity (Allow./Calc.)	m/s		**34,87**		**3,54e-2**
38			* Flow Rates per unit					

PERFORMANCE DATA - AIR SIDE

40	Air Inlet Temp. (Design Dry Bulb)	**40,00** ºC	Face Velocity	**4,76**	std m/s
41	Air Outlet Temperature	**66,85** ºC	Min. Design Ambient Temp.	**3,5**	ºC
42	Mass Velocity (Net Free Area)	kg/h.m2	Altitude	**22,0**	m
43	Air Flow Rate/Unit	**3.600,00** kg/min	Statatic Pressure	**0,00596**	bar
44	Air Flowrate/Fan	**2.996,52** act m3/min	Pressure Drop (Allow./Calc.)	/	mbar
45	Film Coefficient (Extended/Bare)	**1317,4** / **103,62** W/m2ºC	Fouling Resistance	**0,0000**	m2ºC/W

DESIGN AND CONSTRUCTION

48	Design Pressure	**60,14** kpag	**Heating Coil**		
49	Test Pressure	barg	Nbr. of Tubes	OD	mm
50	Design Temperature	**300,0** ºC	Fin Type		
51	Min. Design Metal Temperature	ºC	Thickness		mm
52	Structure Surf. Prep./Coating		Pressure Design Code		
53	Auxiliaries	○ Ladders ○ Walkways ○ Platforms	Stamp?	○ YES ○ NO	
54			Heating Fluid	Flow	kg/h
55	**Tube Bundle**		Temperature (In/Out)	/	ºC
56	Size W **1,75**	L **6,0** m	Inlet Pressure		barg
57	Nbr. Bundle/Bay **1**	Nbr. of Tube Rows **3**	Pressure Drop (Allow./Calc.)	/	bar
58	Bays in Parallel 1	In Series	Design Temperature		ºC
59	Structure Mounting	○ Grade ○ Pipe Rack ○ Other	Design Pressure		barg
60	Pipe Rack Beams (Distance C-C)		Inlet/Outlet Nozzle, DN	/	in

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

Louvre
Action Control ○ Auto ○ Manual
Action Type ○ Opposed ○ Parallel
Location ○ Inlet ○ Outlet ○ Bypass

Header
Type: **Removable bonnet header**
Corrosion Allowance: **3,0** mm Slope: **10,0** mm/m
Nbr. of Passes*: **1**
Pass Arrangement:
Header Surf. Prep./Coating:
Header Insulation:
Nozzle ρ.v2 (In/Out): **211,75** / **1788,1** kg/ms2
Nozzle Pressure Drop (In/Out): **1,01** / **4,47** mbar
Min. Wall Thickness: **19,0** mm
* Give tube count of each pass if irregular

Tube
OD: **1,0** in Min. Wall Thickness: **3,048** mm
Nbr./Bundle: **75** Length: **6,0** m
Pitch: **70,0** mm Lay Out: **Staggered**
Tube Inserts:

Fin
Selection Temperature: ºC
Type: **High-finned**
Stock Thickness: **3,000** mm
Height: **12,700** mm Nbr./m: **285,0**

CONSTRUCTION MATERIALS

Headers	**ASTM SA-515-70**
Tubes	**ASTM SA-179**
Fins	**Aluminum 1100**
Forgings	
Studs	
Nuts	
Pipes	
Gaskets	
Louvres	
Bugscreen	
Hail Guard	

Heating Coil	
Tubes	
Fins	
Fans	
Blades	
Hub	
Structure	
Platforms	
Ladders	
Walkways	

NOZZLES

Tag	Qty	Día (in)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
F1	**1**					**Inlet**	
F2	**1**					**Outlet**	
D1-2	**2**					**Drain**	
P1-2	**2**					**PI**	
T1-2	**2**					**TI**	

MECHANICAL EQUIPMENT

Fan
Manufacturer & Model:
Nbr./Bay: **2** Speed: rpm
Diameter: **1,700** m Nbr. of Blades:
Angle degrees: Fan Coverage: **43** %
Pitch Adjustment ○ Manual ○ Auto
Fan Efficiency: **65,000** %
Power Transmission Mechanical Efficiency: %
Shaft kW/Fan @ Des. Temp. **27,14** @ Min. Amb.:
Tip Speed (Allow./Calc.) / m/s
Fan Noise Level(Allow./Calc.) dB(A) / @ m

Driver
Nbr./Bay: **2**

Speed Reducer
Type:
Mfr. & Model:
Nbr./Bay: **1**
Service Factor: Speed Ratio: /1
Support ● Structure ○ Pedestal
Vib. Switch ○ YES ○ h
Vib. Transmitter ● YES ○ NO
Enclosure:

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

CONTROLS AIR SIDE

Air Recirculation ● None ○ Internal ○ External
Over ○ Side ○ End
Degree Control of Outlet Process Temperature
(Max. Cooling) +/- ºC _____ / _____
Action on Control Signal Failure
Louvres ○ Open ○ Close ○ Lockup
Fan Pitch ○ Minimum ○ Maximum ○ Lockup
Actuator Air Supply
Louvres ○ None ○ Positioner ○ I/P Converter
Fan ○ None ○ Positioner ○ Bias Relay

Signal Air Pressure barg
Louvre From _____ To _____
Fan From _____ To _____
Supply Air Pressure barg
Louvre Max. _____ Min. _____
Fan Max. _____ Min. _____
Variable Speed Drives ● YES ○ NO Nbr./Bay 1
Two-Speed Fan Motors ○ YES ● NO

DIMENSIONS AND WEIGHTS

Plot Area (WxL)	**441,85** m2	Total Empty Weight	**7208** kg
Plenum Height	**22,0** m	Hydraulic Test Weight	kg
Bundle Weight	**3208** kg	Operating Weight	kg
Bay Weight	**7415** kg		

CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

NOTES

1 - Nota 1
2 - Nota 2
3 - Nota 3
4 - Nota 4
5 - Nota 5
6 - Nota 6
7 - Nota 7
8 - Nota 8
9 - Nota 9
- Nota 10
- Nota 11
- Nota 12
- Nota 13
- Nota 14
- Nota 15
- Nota 16
- Nota 17
- Nota 18
- Nota 19
- Nota 20
- Nota 21
- Nota 22
- Nota 23
- Nota 24
- Nota 25
- Nota 26
- Nota 27
- Nota 28
- Nota 29
- Nota 30
- Nota 31
- Nota 32
- Nota 33
- Nota 34
- Nota 35
- Nota 36
- Nota 37
- Nota 38
- Nota 39
- Nota 40
- Nota 41
- Nota 42
- Nota 43
- Nota 44
- Nota 45
- Nota 46
- Nota 47
- Nota 48
- Nota 49
- Nota 50
- Nota 51
- Nota 52
- Nota 53
- Nota 54
- Nota 55
- Nota 56
- Nota 57
- Nota 58
- Nota 59

CLIENT: SULSUR

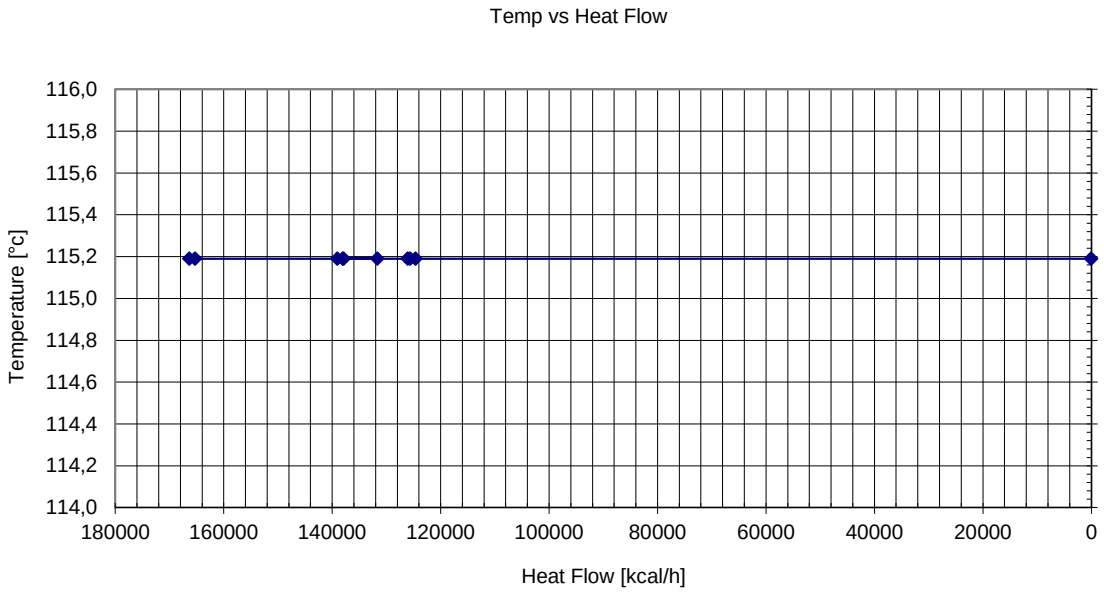
PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

AIR-COOLED HEAT EXCHANGER DATA SHEET

TAG

TEMPERATURE VS HEAT FLOW CURVE

Point	Tube Side	
	Temperature	Heat Flow
	ºC	kcal/h
1	**115,2**	**0**
2	**115,2**	**126053**
3	**115,2**	**125623**
4	**115,2**	**124592**
5	**115,2**	**138005**
6	**115,2**	**139037**
7	**115,2**	**137833**
8	**115,2**	**131642**
9	**115,2**	**166294**
10	**115,2**	**165262**



CLIENT: SULSUR

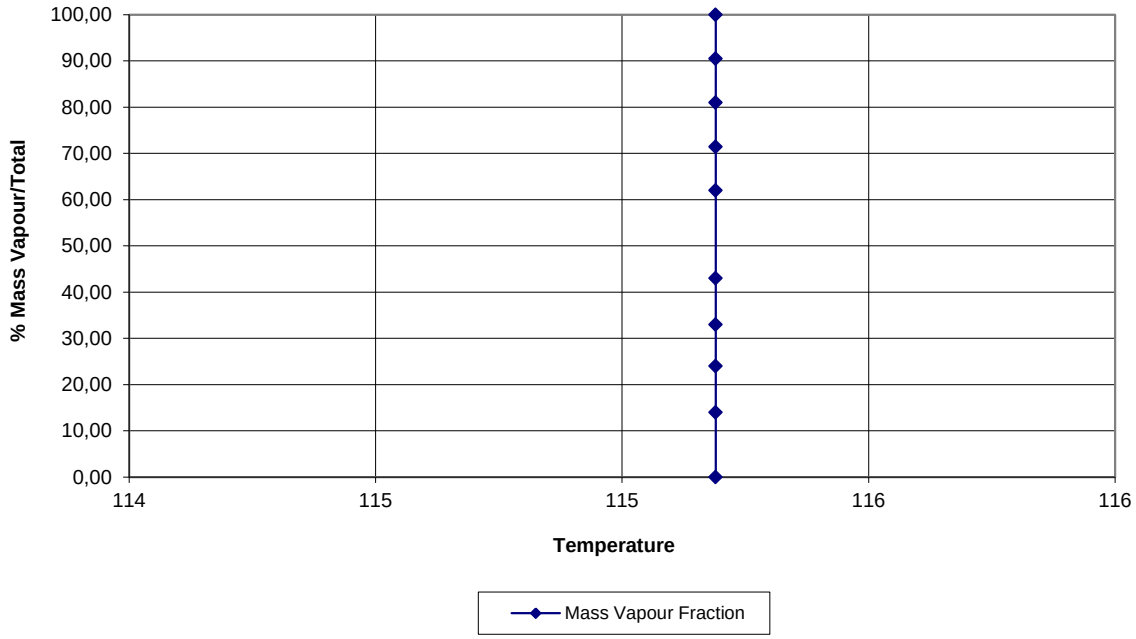
PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

CONDENSATION CURVE

Point	Tube Side		
	Temperature	Heat Flow	Mass Vap/Total
	ºC	kcal/h	%
1	**115,2**	**0**	**100,00**
2	**115,2**	**126053**	**90,48**
3	**115,2**	**125623**	**80,97**
4	**115,2**	**124592**	**71,46**
5	**115,2**	**138005**	**61,97**
6	**115,2**	**139037**	**43,00**
7	**115,2**	**137833**	**33,00**
8	**115,2**	**131642**	**24,00**
9	**115,2**	**166294**	**14,00**
10	**115,2**	**165262**	**0,00**



	F-HD-011	Page: 8 of: 8

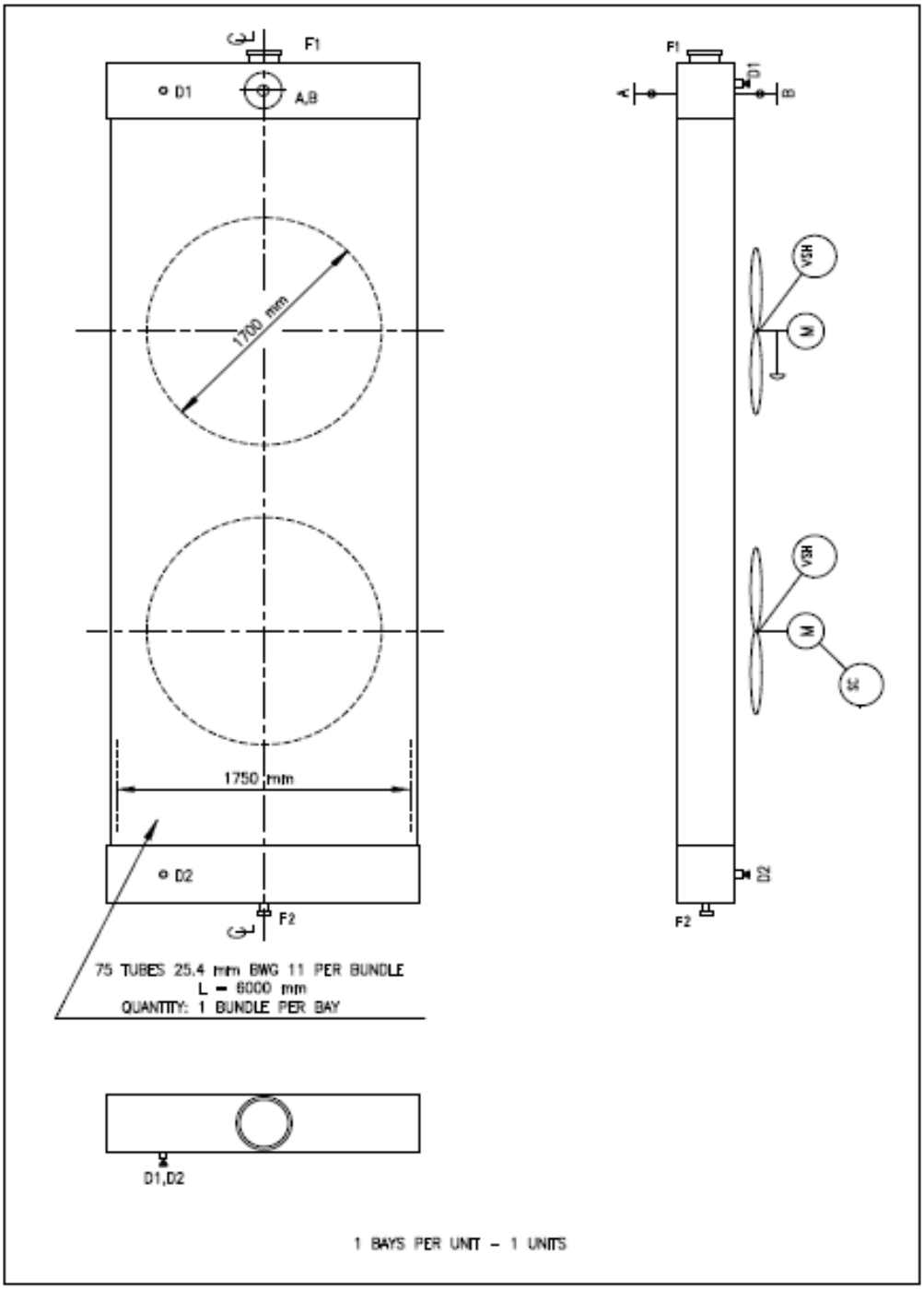
CLIENT: SULSUR

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS AEROENFRIADOR A-101

A -101

SKETCH



PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÌA CAMPANA

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

REACTORES
R101 & R102

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	03-07-2017	Emisión para Aprobación	BM	NB	

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN 3

2. BIBLIOGRAFÍA DE REFERENCIA 3

3. CONDICIONES DE PROCESO 3
3.1 CONDICIONES DE ENTRADA 4
3.2 CONDICIONES DE SALIDA 5
3.3 CONDICIONES AMBIENTALES 7

4. ALCANCE DE PROVISIÓN 8

5. COMPONENTES DE LOS REACTORES 8
5.1 CATALIZADOR 8
5.2 SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DE GASES 10
5.3 SOPORTE DE CATALIZADOR 10
5.4 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO 11

6. MATERIALES CONSTRUCTIVOS 11

7. DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES 11

8. INSTRUMENTACIÓN & CONTROL 12
8.1 MEDIDORES DE TEMPERATURA 12
8.2 REACTOR SYSTEM CONTROLLER 12
8.3 MEDIDOR DE PRESIÓN DIFERENCIAL 13

9. CONDICIONES DE DISEÑO 14

10. CONEXIONES 14

11. PROVEEDORES REACOMENDADOS 16

12. ANEXO 17

1. INTRODUCCIÓN

El objetivo de este documento es presentar las especificaciones técnicas necesarias para el diseño de los dos reactores catalíticos de la planta para el proveedor.

Los reactores tienen dos camas de catalizador. La primera de titanio, cuyo fin es el de destruir los sulfuros de carbonilo y los disulfuros de carbono. La segunda de alúmina es donde se desarrolla la reacción Claus, generándose azufre a partir de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre. El segundo reactor tiene la particularidad de ser del tipo subdewpoint, donde se forma azufre líquido a temperaturas alrededor de 125 °C y queda retenido en los poros del catalizador, los gases son removidos al sistema incinerador-stack para quemar otros compuestos gaseosos remanentes como el H_2S.

2. BIBLIOGRAFÍA DE REFERENCIA

El alcance de provisión de los reactores debe cumplir con las siguientes recomendaciones de bibliografía:

- *Sulfur Recovery* – Según sección 22 GPSA
- *Improving Claus Sulfur Recovery Unit Reliability through Engineering Design* - cuyo autor es Steve Fenderson (Goar, Allison & Associates, INC.)
- *Fundamentals of Sulfur Recovery* para 61st Annual 2011 Laurance Reid Gas Conditioning Conference.
- *High Sulfur recovery with ease of operation* – cuyo autor es Michael Heisel

3. CONDICIONES DE PROCESO

Se presentan a continuación las condiciones de entrada y salida del equipo que son las que definirán el diseño final del equipo. Es importante destacar que al switchear los reactores, las condiciones de entrada y salida cambian en cada reactor. De forma que ambos reactores tienen que garantizar el correcto funcionamiento en ambos modos.

3.1 CONDICIONES DE ENTRADA

Ingreso al primer reactor

Al reactor R101 ingresan gases provenientes de la mezcla del hot by pass y de la salida de la caldera.

T: 260 °C

P: 0,32 kg/cm^{2}g

m: 12002,09 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	2,89
Hydrogen Sulfide	5,66
Carbonyl Sulfide	0,07
Carbon Disulfide	0,05
S1	0
S2	0,39
S3	0,03
S4	0,01
S5	0,04
S6	0,11
S7	0,06
S8	0,04
Ammonia	8,76E-07
CO_2	2,13
N_2	59,54
H_2O	26,94
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	1,69
CO	0,35
O_2	0

Es sumamente importante asegurar una temperatura de 260 °C a la entrada para:

- Evitar la condensación de azufre en el catalizador

- Promover la destrucción de COS y CS_2.

Ingreso al segundo reactor

T: 180 °C

P: 0,16 kg/cm^{2}g

m: 10737,36 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	0,71
Hydrogen Sulfide	1,42
Carbonyl Sulfide	0,01
Carbon Disulfide	0,02
S1	0
S2	2,63E-06
S3	2,55E-07
S4	2,45E-07
S5	5,13E-05
S6	2,65E-03
S7	1,24E-03
S8	0,01
Ammonia	9,02E-07
CO_2	2,29
N_2	61,29
H_2O	32,14
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	1,74
CO	0,36
O_2	0

3.2 CONDICIONES DE SALIDA

Salida del primer reactor

A lo largo del primer reactor se desarrollan las reacciones

$$COS + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2S$$
$$CS_2 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2S$$

$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$$

Las mismas son exotérmicas y para evitar el ascenso de la temperatura se agrega un intercambiador de placas en la segunda cama del reactor. Se fija una temperatura de salida de 280 °C.

T: 280 °C

P: 0,22 kg/cm^{2}g

m: 12002,09 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	0,70
Hydrogen Sulfide	1,40
Carbonyl Sulfide	0,01
Carbon Disulfide	0,02
S1	0
S2	0,01
S3	9,40E-04
S4	7,01E-04
S5	0,02
S6	0,35
S7	0,23
S8	0,68
Ammonia	8,91E-07
CO_2	2,26
N_2	60,51
H_2O	31,73
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	1,72
CO	0,36

O_2	0

Salida del segundo reactor

T: 125 °C

P: 0,062 kg/cm^{2}g

m: 10737,36 kg/h

Composición:

Componente	%Molar
Sulfur Dioxide	0,03
Hydrogen Sulfide	0,07
Carbonyl Sulfide	0,01
Carbon Disulfide	0,02
S1	0
S2	2,23E-05
S3	1,96E-06
S4	1,87E-06
S5	5,67E-04
S6	0,04
S7	0,01
S8	0,23
Ammonia	9,06E-07
CO_2	2,30
N_2	61,54
H_2O	33,63
Methane	0
Ethane	0
Propane	0
i-Butane	0
n-Butane	0
H_2	1,75
CO	0,36
O_2	0

3.3 CONDICIONES AMBIENTALES

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	
Máxima promedio verano	36°C
Mínima invierno	3,5°C
Máxima Diseño	40ºC
Presión Barométrica	0,857 kg/cm^{2}a
Humedad	
Promedio	50 %
Máxima	100 %
Lluvias	
Promedio anual	700 mm
Máximo en 1 hora	90 mm
Vientos	
Dirección predominante	NE
Velocidad Máxima	39 m/s

4. ALCANCE DE PROVISIÓN

Es requisito que el proveedor extienda provisión para las siguientes partes de los reactores (Ver figura 1.1: Alcance de Provisión Reactores R101 & R102):

- Catalizador-incluye el catalizador de titanio y el de alúmina.
- Materiales refractarios dentro del reactor
- Elementos de control y medición-Reactor System Controller
- Sistema de distribución de gases
- Soporte de catalizador-a colocar en el fondo de los reactores
- Sistema de inyección de gases inertes (N2)-requerido para extinguir fuegos.
- Intercambiador de placas-a colocar en la cama de catalizador de alúmina.

5. COMPONENTES DE LOS REACTORES

5.1 CATALIZADOR

El reactor provisto será del tipo lecho fijo. El recipiente que contiene el catalizador estará debidamente diseñado para evitar movimientos del lecho, canalizaciones de flujo en el gas y evitar el desgaste mecánico y pérdida de actividad de catalizador. El flujo de reactivos, en forma descendente, ingresa por la parte superior y las reacciones ocurren a medida que la masa de gas atraviesa el reactor.

Características de catalizador

El catalizador de alúmina a introducir debe contar con las siguientes características:

- Forma: esférica
- Área superficial: 360000-400000 m^2/g
- Macroporosidad: 0,18-0,22 cc/gm
- Densidad: 625-673 kg/m^3
- Tamaño de partícula: ½”
- Temperatura de fusión: 2000 °C

El catalizador de titanio debe contar con las siguientes características:

- Forma: cilíndrico extrudado
- Área superficial: 114-130 m^2/g
- Densidad: 960-1000 kg/m^3
- Tamaño de partícula: ¼”
- Temperatura de fusión: 1670 °C

Volumen de catalizador

Para aproximar la cantidad de catalizador a introducir, se utiliza la recomendación del capítulo 22 del GPSA que propone una relación de 20-40 Std m^3/h de gas por m^3 de catalizador. Con el fin de obtener resultados conservativos se va a utilizar la relación de 20 Std m^3/h de gas por m3 de catalizador.

- Caudal de gas de entrada reactor R101=10409,38 Std m^3/h
- **Volumen catalizador reactor R101= 572,52 m^3**

- Caudal de gas de entrada reactor R102=10111, 51 Std m^3/h
- **Volumen de catalizador reactor R102= 572,52 m^3**

Para el cálculo del volumen de catalizador se adopta un caudal de gas un 10% mayor al operativo por sobre diseño

. El volumen de catalizar calculado incluye al de titanio y al de alúmina.

Área efectiva de catalizador

Se calculará un área efectiva de catalizador a partir de una altura efectiva, la velocidad espacial del gas en el reactor y una velocidad volumétrica a confirmar por el proveedor.

- Altura efectiva de catalizador: 915 a 1525 mm.
- Velocidad espacial: 500 h^{-1} a 3000 h^{-1}.
- Velocidad volumétrica (a confirmar por proveedor): 1000 m^3/h.
- Área efectiva de catalizador: 2,19 m^2.

Carga/descarga de catalizador

Se incluye manhole de entrada superior de 24” para permitir el ingreso de catalizador. Con un manhole de fondo de 24” puede retirarse una vez que se detecte la baja en la actividad. El proceso de carga y descarga se realiza de forma manual con ayuda de elementos de izaje y tolvas.

- Tiempo necesario para cambiar el catalizador: 5 años aproximadamente (suele hacerse durante los turndowns de planta).

5.2 SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DE GASES

Se debe asegurar una óptima distribución gaseosa, sin canalizaciones, que asegure que no haya sectores más calientes en el equipo. Para ello, se solicita al proveedor que se coloque un distribuidor de gas que ocupe el total del diámetro interno de los reactores.

- Diámetro del sistema de distribución gaseoso: 3,5 m.

5.3 SOPORTE DE CATALIZADOR

Ambos reactores deberán contar con un soporte por el fondo que permite que el catalizador no pase a otro equipo y cumple la función de soporte mecánico.

- Densidad del soporte a instalar: 1300 a 1600 kg/m^3.

No se incluye un soporte entre cada lecho de catalizador.

5.4 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

El sistema de enfriamiento cuenta con un intercambiador de placas. El mismo contará con varias placas de metal, y entre cada una de ellas circulará agua proveniente de un ciclo cerrado de agua. En el espacio disponible se distribuirá el catalizador de forma aleatoria.

- Largo del intercambiador (a confirmar por proveedor): 5 m.

6. MATERIALES CONSTRUCTIVOS

Los reactores estarán construidos de acero al carbono (conforme NACE MC0175 por la presencia de H2S, sumamente corrosivo). Interiormente, se deberá incluir una capa de 4 pulgadas de refractario con el fin de proteger el equipo de las altas temperaturas, que pueden llegar a los 300 °C y por la presencia de posibles fuegos producidos por las reacciones. Se incluye una capa de aislación externa de 75 mm. de espesor mínimo, para asegurar la conservación de calor y evitar zonas de calor extremo para los operarios.

Todos los elementos internos (sistema de distribución gaseoso, soporte de catalizador e intercambiador de placas) se construirán de acero inoxidable.

MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN	
Cabezal	A 516 Gr. 70 (conforme NACE MC0175)
Carcasa	A 516 Gr. 70 (conforme NACE MC0175)
Distribuidor de gases	A 182 Gr. F2
Soporte de catalizador	A 182 Gr. F2
Intercambiador de placas	A 182 Gr. F2

7. DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES

El tamaño de los reactores debe ser lo suficientemente grande para contener:

1) El volumen de catalizador requerido.
2) El intercambiador de placas.
3) Los soportes de catalizador.
4) El sistema de distribución gaseoso.

Los tamaños de ambos reactores a verificar por el proveedor serán:

- Altura: 7 m.
- Diámetro: 3,5 m.

8. INSTRUMENTACIÓN & CONTROL

8.1 MEDIDORES DE TEMPERATURA

Habrá dos termocuplas cada una con tres transmisores de temperatura que medirán la temperatura a distintos niveles con el fin de graficar el perfil de temperatura a lo largo de los dos reactores. El objetivo es medir dicho perfil tanto en el catalizador de titanio como en el catalizador de alúmina.

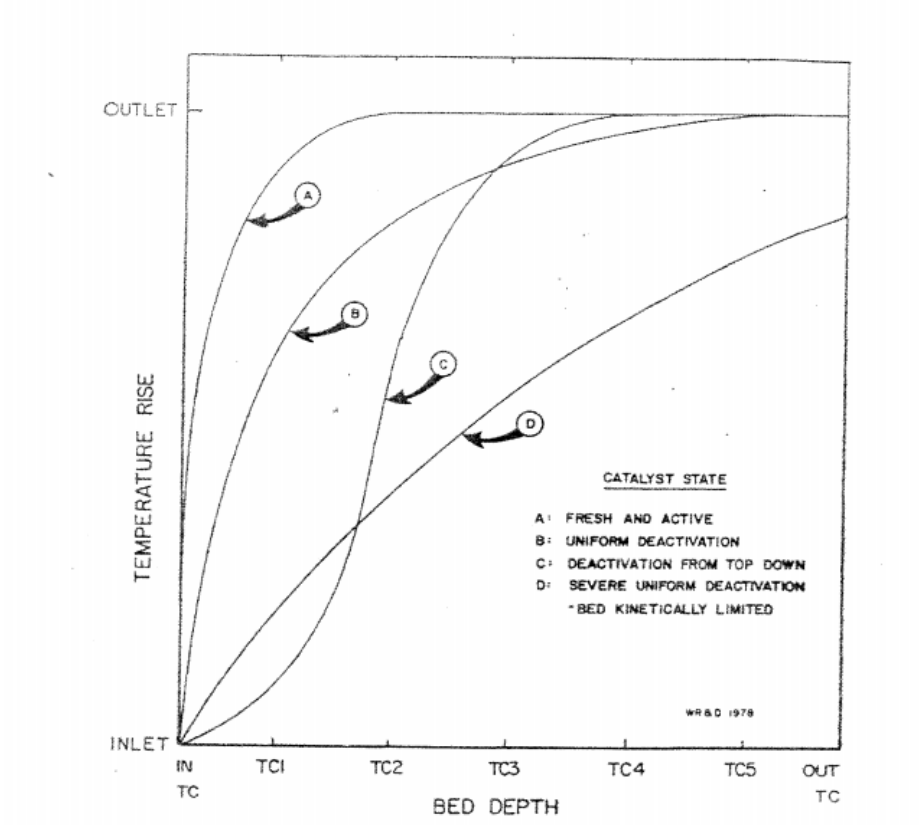
8.2 REACTOR SYSTEM CONTROLLER

El proveedor deberá incluir el Reactor System Controller que cumple la función de un PLC. Recibe señales provenientes de los medidores de temperatura y permite graficar los perfiles de temperatura. Permite a su vez analizar en función de la información recolectada si debe cambiarse el tiempo programado para el switcheo o si debe renovarse el catalizador en un momento diferente al estipulado.

- Tiempo estipulado para el switcheo de reactores: 24 hs.

Desactivación de catalizador

El mecanismo más común para medir la actividad del catalizador es a través del análisis del perfil de temperatura en los reactores. Una representación gráfica del perfil de temperatura a lo largo del tiempo es el siguiente:



Puede observarse que el perfil de temperaturas deja de aumentar a instancias de que se tiene un intercambiador de placas que evitar un mayor aumento de la temperatura. La necesidad de introducir el intercambiador de placas es para:

A) Asegurar que la temperatura no ascienda lo suficiente y desactive el catalizador. Una de las causas de desactivación es el envejecimiento hidrotermal (por altas temperaturas).

B) Evitar que se generen reacciones secundarias indeseadas causadas por las altas temperaturas.

Cuando se llega al estadio C es el momento en el cual la operación en el reactor debe ser parada para dar lugar al proceso de regeneración del catalizador. Se busca no llegar al estadio D, donde la desactivación es total. La determinación del momento indicado para reemplazar el catalizador queda a cargo del operador del mismo.

La regeneración se realiza afuera del reactor. Cuando llega el momento que es necesario, el mismo se descarga y se rellena el reactor con un catalizador nuevo regenerado.

8.3 MEDIDOR DE PRESIÓN DIFERENCIAL

El mismo tiene una alarma de alta. La misma se activará cuando haya taponamientos en el catalizador que no permita el correcto flujo de gas en el reactor.

9. CONDICIONES DE DISEÑO

La máxima temperatura que puede desarrollarse dentro del reactor es de 323°C, se adopta como temperatura de diseño 353°C (30°C más que la máxima temperatura de operación). La máxima temperatura es la que se desarrolla a la salida de la primera cama del reactor, antes del intercambiador de placas.

Por el otro lado la máxima presión operativa posible dentro de los reactores es de 0,32 kg/cm^{2}g, de forma que se elige como presión de diseño 1 kg/cm^{2}g, que es la mínima permitida por el código ASME VIII.

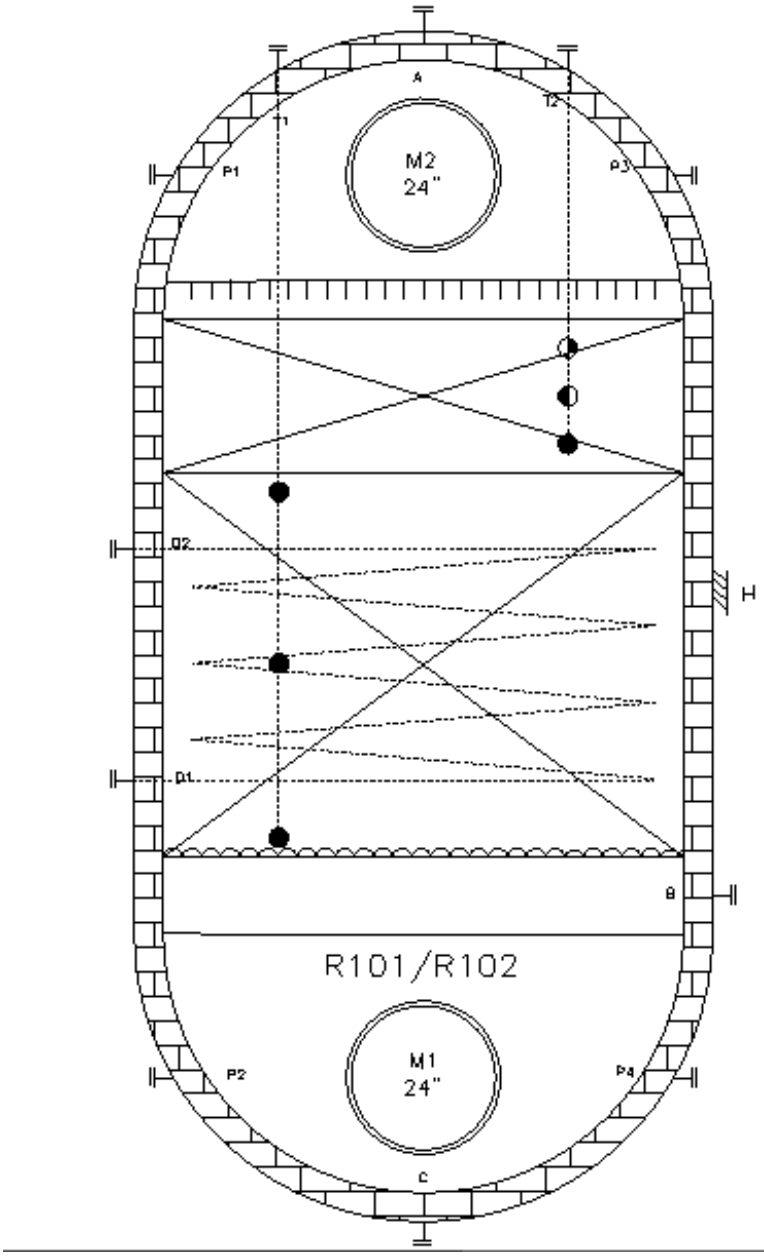
Condiciones de diseño		
	R101	R102
Pdiseño (kg/cm^{2}g)	1	1
Tdiseño (°C)	353	353

10. CONEXIONES

Se incluyen a continuación las conexiones que deben contener los reactores, estas incluyen:

- Los manholes de entrada y salida de catalizador.
- Las conexiones necesarias para el intercambiador de placas.
- Las conexiones requeridas para el ingreso y salida de gas.
- Los conectores para permitir el ingreso de las termocuplas al equipo.
- Los conectores para el transmisor de presión diferencial.
- Los conectores para los medidores de presión a la entrada y salida del reactor.
- Una salida hacia el sello de azufre ante el caso que haya condensado de azufre.

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA



Boquilla	Descripción	Diámetro nominal (pulgadas)
A	Ingreso de gas	24
B	Salida de gas	24
C	Drenaje a sello S102	(*)
D1	Ingreso de agua al intercambiador	8
D2	Salida de agua del intercambiador	10
M1	Manhole	24
M2	Manhole	24
T1	Transmisor de temperatura	2
T2	Transmisor de temperatura	2
P1	Transmisor de presión	2
P2	Transmisor de presión	2
P3	Transmisor de presión	2
P4	Transmisor de presión	2

(*) A determinar por el Proveedor

11. PROVEEDORES REACOMENDADOS

- Catalizador de titanio: Euro Support B.V.
- Catalizador de alúmina: Axens IFP Group Technologies
- Reactor catalítico: Martin Busch & Sohn
- Medidores de temperatura: Delta Controls Inc. / E2T Technology Corporation.
- PLC: Delta Controls Inc. / E2T Technology Corporation.

12. ANEXO

VOLUMEN DE CATALIZADOR

Para aproximar la cantidad de catalizador a introducir, se utiliza la recomendación del capítulo 22 del GPSA que propone una relación de 20-40 Stdm^3/h de gas por m^3 de catalizador. Con el fin de obtener resultados conservativos se va a utilizar la relación de 20 Std m^3/h de gas por m^3 de catalizador.

Reactor R101

Caudal de gas de entrada reactor R101=10409,38 Std m^3/h

De modo que el volumen de catalizador puede hallarse según:

Volumen de catalizador para reactor R101= 10409,38 m^3 x 1,1 (1/20) =572,52 m3

Reactor R102

Caudal de gas de entrada reactor R102=10111, 51 Std m^3/h

De modo que el volumen de catalizador puede hallarse según:

Volumen de catalizador para reactor R102=10111,51 m^3 x 1,1 x (1/20) = 505,58 m^3.

Si bien el volumen de catalizador calculado para R102 es menor que el de R101, hay que considerar la situación en que se produce el switcheo de reactores. Al producirse el switcheo, el nuevo caudal de gas de R102 será el caudal de R101. Será necesario, entonces, que el volumen de catalizador de ambos reactores sea el mismo. En este caso, el volumen será de 572,52 m3.

ÁREA EFECTIVA DE CATALIZADOR

Sea:

A_e (altura efectiva de catalizador) = 915 a 1525 mm.

V_e (velocidad espacial) = 500 h^{-1} a 3000 h^{-1}.

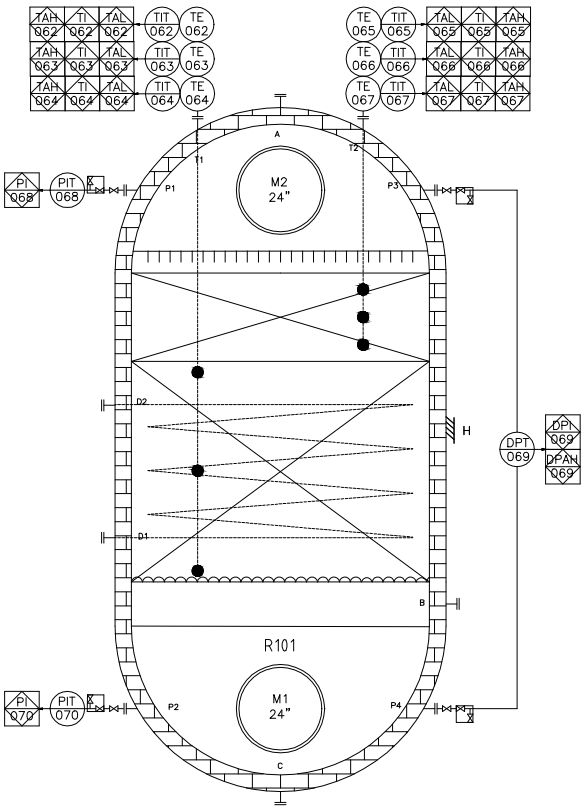
V_v (velocidad volumétrica) = 1000 m^3/h

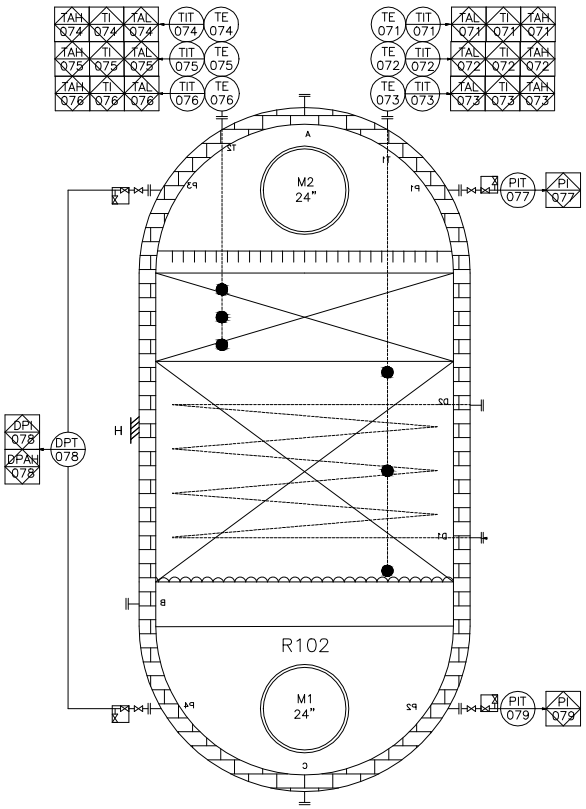
El área efectiva de catalizador será:

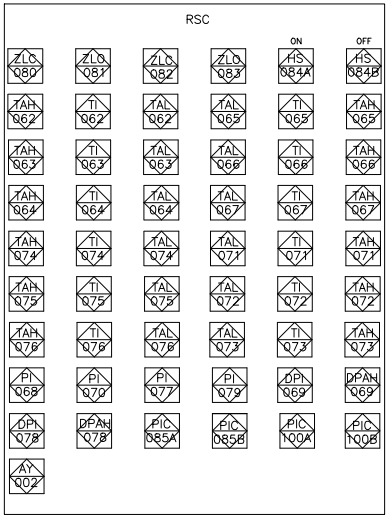
Área efectiva = $V_v/(A_e x V_e)$ = 1000/(0,915x500) m2 = 2,19 m^2.

Para el cálculo se consideró la situación más conservativa, que incluye adoptar la menor velocidad espacial y la menor altura efectiva posible.

ALCANCE DE PROVISIÓN REACTORES R101 & R102







PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

SELLOS DE AZUFRE

S101/S102/S103

A	8 – 5 - 2017	Emisión para Aprobación	SG	JG	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ	

MEMORIA DE CÁLCULO

INDICE:

1. **INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS……Página 3**
2. **DESCRIPCION DEL EQUIPO……..Página 3**
3. **RESTRICCIONES……..Página 3**
4. **VARIABLES……Página 4**
5. **DISEÑO……..……..Página 4**
6. **MATERIALES……Página 5**

MEMORIA DE CÁLCULO

1. Introducción

El azufre líquido que se forma en los condensadores de azufre y en el horno de reacción fluye de dichos equipos hacia la pileta calefaccionada. Es necesario un método para impedir el paso del gas de procesos hacia la pileta. La función que desempeñan los sellos de azufre es justamente esta y operan de manera similar a un sello hidráulico; es decir generan la contrapresión hacia el gas de procesos necesaria a través de una columna de azufre líquido.

2. Descripción

La cañería por la que circula el azufre liquido, entra en el equipo en donde se sumerge en un recipiente interno con cierto nivel de azufre y el mismo recipiente posee a distinta altura la conexión hacia la cañería de salida, como se indica en el esquema adjunto. La presencia del azufre liquido en el fondo del equipo hace permite establecer un sello hidráulico e impide el paso de gases como H_2S y SO_2 hacia la pileta de azufre. Durante operación normal, el nivel de azufre en la cañería de entrada es menor que el nivel en la cañería de salida, por ende esta diferencia de nivel esta determinada para que genere una diferencia de presión suficiente entre la entrada y la salida de modo que pueda cumplir la función de sello hidráulico.

Es importante que el equipo cuente con una mirilla para permitir una inspección visual del fluido en cuestión. Esto es importante para asegurar que verdaderamente el azufre esté fluyendo hacia la pileta y puede prevenir al operador de potenciales problemas.

Tanto las líneas de salida de condensador de azufre y de caldera de recuperación hacia el sello de azufre como el sello de azufre van a presentar enchaquetado para mantener el azufre líquido. También va a haber una válvula de bloqueo entre la salida del equipo y el sello de azufre.

3. Restricciones

El sello de azufre va a ser diseñado de manera conservadora para soportar la máxima presión aguas arriba que el proceso pueda tener. Esta presión es la presión a caudal cero del soplador, es decir la presión de “surge”. Con

dicha restriccion se va a establecer la diferencia de alturas necesaria que debe tener el equipo internamente para generar la contrapresión necesaria.

En total se debe contar con tres sellos de azufre, uno después la caldera de recuperación, y uno para cada condensador de azufre. Se va a realizar un solo diseño para el que tiene que soportar mayor presión que es el que está a la salida de la caldera y los otros dos van a ser iguales a este.

Condiciones de entrada a sellos de azufre:

Sello	S-101	S-102	S-103
Caudal (kg/h)	No operativo	1888,24	1556,21
Temperatura (°C)	350°C	146,15	146,15

4. Variables

Las variables que van a afectar fundamentalmente al diseño del sello son la densidad del azufre líquido y la presión de surge del soplador. El mismo va a estar instalado bajo tierra y la boquilla de salida debe estar por encima del nivel de la pileta.

5. Diseño

Como se dijo anteriormente se va a calcular la altura, necesaria del sello para generar una contrapresión igual a la presión máxima que es la de “surge” del soplador. Esa altura se va a ver traducida en una columna de azufre que va a ser la que realice la función de sello.

Para ello se utiliza la fórmula:

$$P = \rho \times g \times h$$

Donde ρ = 1786,95
Y P = 19,3 PSI = 133068,8 Pa
Tomando gravedad (g) = 9,81 m/s

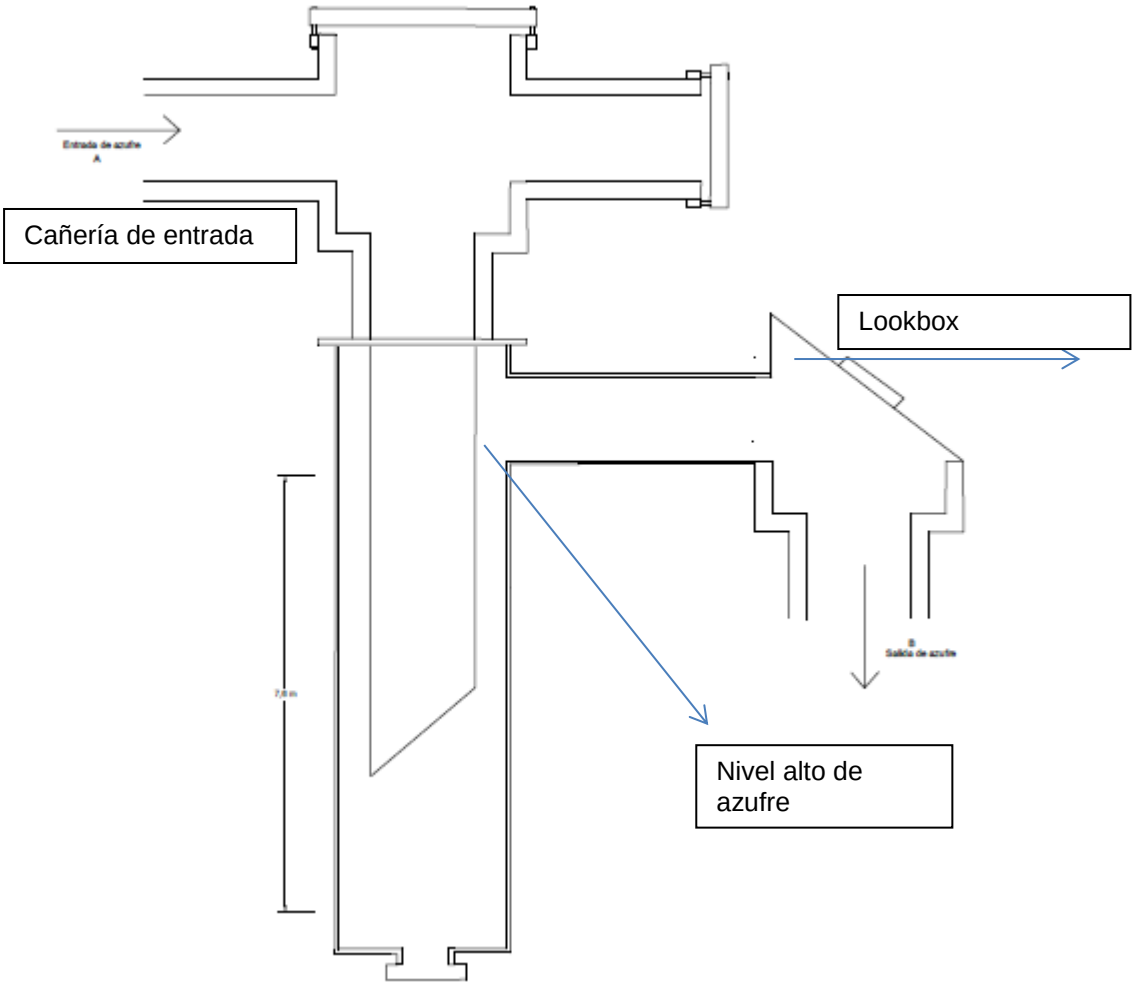
Se despeja la profundidad:

h = 7,6 m

Es decir que el sello debe tener una profundidad de 7,6 metros

6. Materiales

El sello va a ser de acero al carbono ASTM A – 516



Esquema de sello de azufre con lookbox

UNIDAD SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS

SELLOS DE AZUFRE S101/S102/S103

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	30-may-17	Emision para aprobación	SG	ED	

UNIDAD SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS

Plant/Process Unit Name	**Unidad de recuperación de azufre**		Location	**Campana**	
Equipment Service			Quantity of Units		
Applicable to	○ Proposal	○ Purchase	○ As Built		
Purchaser/Agent			Manufacturer/Supplier		
Model/Size and Type					
Information to be completed by	○ Purchaser	☐ Manufacturer	△ Manufacturer/Purchaser as Applicable		

○ GENERAL

Head Type:		Volume:	m3
Internal Sandblast/ Paint:		Empty Weight:	kg
External Sandblast/ Paint/Coating:		Hyd. Test Weight:	kg
Insulation:		Operating Weight:	kg
Tracing:		Shipping Weigth:	kg
Fireproof:			
Customer Spec.:			

○ OPERATING CONDITIONS

Operating Pressure:		**0,353**	barg	Heavy Liquid	Design Case:	
Operating Temperature:		**350,0**	ºC		Act. Volum. Flow Rate:	m3/h
Gas	Design Case				Mass Flow Rate:	kg/h
	S. Volum. Flow Rate:		Sm3/d		Density:	kg/m3
	Mass Flow Rate:		kg/h		Viscosity:	cP
	Density:		kg/m3		Surface Tension:	Dyn/cm
	Viscosity:		cP	Foaming:		
Light Liquid:	Design Case			Solids:		
	Act. Volum. Flow Rate:	**0,435**	m3/h	CO2/H2S Content at		%mole
	Mass Flow Rate:	**777,1**	kg/h	Flow Rates Operation Range:		%
	Density:	**1.787,0**	kg/m3	Liquid (Light/Heavy) Residence Time:	**/**	min
	Viscosity:	**7,3**	cP			
	Surface Tension:	**58,0**	Dyn/cm			

○ DESIGN CONDITIONS

Design Pressure:	**1,35** barg @	**380**	°C	Stress Relieve Required:	
MDMT	°C @		barg	X-Ray Required:	
Corrosion Allowance:	**3,0**		mm	NACE MR-01-75 Required:	
Design Code:	**ASME VIII**			Other Requirements:	
Code Stamp Required:				Basic Design Load	

△ INTERNALS

Mist Eliminator:				Coalescer:	Type: (Dia)	mm
Type: **Seal leg**	Shape: **Rectangular**				Size	
Size	**200x200**	mmxmm			Thickness:	mm
Height:	**7600**	mm		Coil:	Design Pressure barg @	°C
Flow Dist. Assembly:					Día mm	Spires Qty
Flow Direction:	**Vertical**				Corrosion Allowance	mm
				Others		

△ VESSEL DIMENSIONS

Shell (ID x Ltt):		mm x mm
Boot (ID x Ltt):		mm x mm
Dome (ID x Ltt):		mm x mm
Saddles/Skirt (H):		mm

○ OTHER REQUIREMENTS

Instruments Clips Required:	
Ladder/Platform Clips Required:	
Other:	

UNIDAD SRU - ITBA

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS

△ CONSTRUCTION MATERIALS

Heads/Shell:	**ASTM A - 516**	**Internals:**	
Pipes:		Antiwave Baffle:	
Flanges		Inlet Diverter:	
Fittings		Vortex Breaker:	**0**
Studs:		Weir Baffle:	
Nuts:		Mist Eliminator	**0**
Gaskets:		Coalescer:	
Saddles/Skirt:		Supports:	
Lifting Lugs:		Boltings:	
		Coil:	
		Others:	

O NOZZLES

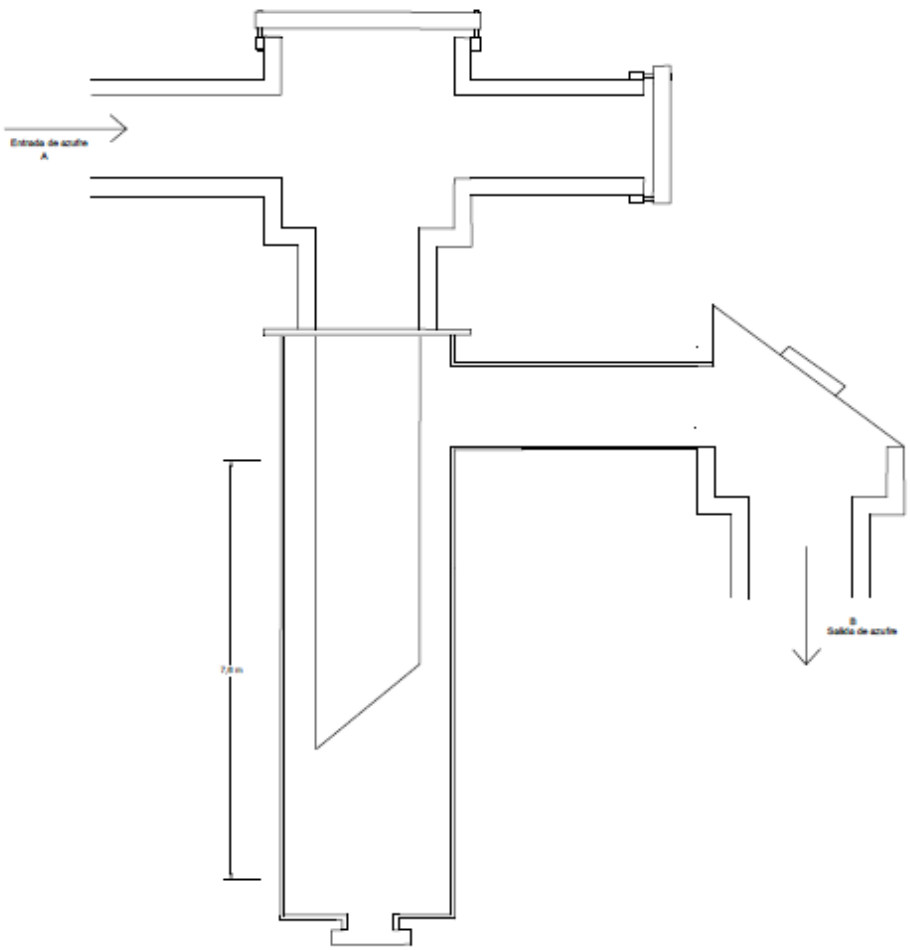
Tag	Qty	Día (mm)	Type	Rating	Sch.	Service	Notes
A	**1**	**76,20**		**#600**	**160**	**In**	
B	**1**	**76,20**		**#600**	**160**	**Out**	
R						**In**	
D						**Drain**	
G						**Level Glass**	
H						**Hatch**	
J						**Differential Pressure**	
K						**Blanketing**	
L						**Level**	
M						**Manhole**	
P						**Pressure**	
Q						**Chemical Injection**	
S						**Safety Valve**	
T						**Temperature**	
U						**Sample**	
V						**Vent**	
W						**Spare**	

CLIENT: SRU - ITBA

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

HOJA DE DATOS

SKETCH



CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana

HOJA DE DATOS

Válvulas de Cuatro Vías

VC101 & VC102

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	24/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana

CONTENTS	PAGE	P&ID	REMARKS
Cover Sheet	1	N.A.	
Index Sheet	2	N.A.	
Notes	3	N.A.	
VC101	4	F-PI-009	
VC102	5	F-PI-009	

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	24/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

CLIENT: SULSUR

PROJECT: Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana

REFERRED DOCUMENTS

F-PI-009

APPLICABLE CODES AND STANDARDS

DGRL 97/23 EG
ASME B16.34
EN 12516-2

NOTES

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK.	APPR.
A	24/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

I-HD-001

CLIENT:	**SULSUR**
PROJECT:	**Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana**

PROJECT	Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana
UNIT	
P.O.	
ITEM	
CONTRACT	
MFR SERIAL	

SHEET	4 of 5
SPEC	
TAG	**VC101**
PID	009

Fluid: Gas de Procesos | Service: | Critic Pressure PC:

SERVICE CONDITIONS

	Units	Maximum		Normal		Minimum		Shut-Off	
		12	34	12	34	12	34	12	34
Flow Rate	Kg/h	13202	11811	12002	10737	7201	6442		
Inlet Pressure	Kpa-g			31,5	16				
Outlet Pressure	Kpa-g			29	13,5				
Inlet Temperature	°C			260	180				
Spec Gravity				0,71	0,67				
Viscosity	cP			0,026	0,023				
Vapor Pressure Pv	Kpa-a								
Required Cv	-								
Travel	o								
Allowable / Predicted SPL	dBA								

LINE 12

Pipe Line Size & Schedule — In 24 Sch. 220 / Out 24 Sch. 220
Pipe Line Insulation

LINE 12

Pipe Line Size & Schedule — In 24 Sch. 220 / Out 24 Sch. 220
Pipe Line Insulation

VALVE BODY / BONNET

Type: Valvula de Cuatro Vías
Size: 24" ANSI Class: 150
Max.Press / Temp.:
Mfr & Model:
Body / Bonnet Material: Acero al Carbono NACE / N/A
Liner Material / ID:
End In:
Connection Out:
Flange Face Finish:
End Ext / Matl:
Flow Direction:
Type of Bonnet: N/A
Lub & Iso Valve:
Packing Material:
Packing Type:

TRIM

Type: Disc
Size: Rated Travel:
Characteristic:
Balanced / Unbalanced:
Max. Rated Cv: Fl: Xt:
Plug / Ball / Disk Material: 316SS NACE
Seat Material:
Cage / Guide Material:
Stem Material:
Bushing Material:

SPECIALS / ACCESSORIES

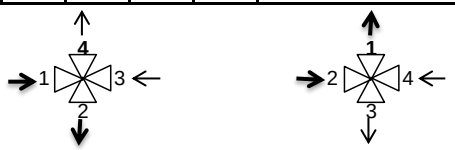
Area Classification:
Se requiere enchaquetado para la válvula. Se utilizará Vapor de Baja Presión:
Condiciones Operativas: 3 kg/cm2g y 190ºC
Condiciones de Diseño: 3,5 kg/cm2g y 220ºC

La VC101 estará unida a la VC102 a través de un eje cuyo movimiento estará supeditado a la energía mecánica transmitida por un motor.

La señal de switch será dada por un PLC.

El motor eléctrico será uno solo para las válvulas VC101 y VC102

SCHEME



ACTUATOR

Type: Motor Eléctrico
Mfr & Model:
Size: Eff Area:
On / Off: Modulating:
Spring Action Open / Close:
Max Allowable Pressure:
Min Required Pressure:
Available Air Supply Pressure: Nor:
Max: Min:
Bench Range: /
Actuator Orientation:
Handwheel Type:
Air Failure Valve: Set at:

POSITIONER

Input Signal: Output:
Type: By Vendor
Mfr & Model:
On Incr Signal Output Incr / Decr:
Gauges: By-Pass:
Cam Characteristic:
Certification:

SWITCHES

Type: Open/Close Quantity: 2
Mfr & Model:
Contacts / Rating:
Actuation Points:

AIR SET

Mfr & Model: N/A
Set Pressure: N/A
Filter: N/A Gauges: N/A

TESTS

Hydro Pressure: By Vendor
ANSI / FCI Leakage Class: By Vendor
Hydro Pressure: By Vendor

Rev	Date	Revision	By	Rev	Approved
A	24/05/2017	Emsión para Aprobación	NB	JG	

NOTES:
Proveedor: Valco
Modelo: Valco Achat A4W+H+E (With limit switches) 2600

I-HD-001

PROJECT	Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana
UNIT	
P.O.	
ITEM	
CONTRACT	
MFR SERIAL	
SHEET	5 of 5
SPEC	
TAG	VC102
PID	009

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **Unidad de Recuperación de azufre - Refinería Campana**

Fluid: Gas de Procesos — Service: — Critic Pressure PC:

SERVICE CONDITIONS

	Units	Maximum		Normal		Minimum		Shut-Off	
		56	78	56	78	56	78	56	78
Flow Rate	Kg/h	13202	11490	12002	10446	7201	6268		
Inlet Pressure	Kpa-g			24	8,5				
Outlet Pressure	Kpa-g			21,5	6				
Inlet Temperature	°C			280	125				
Spec Gravity				0,64	0,67				
Viscosity	cP			0,027	0,021				
Vapor Pressure Pv	Kpa-a								
Required Cv	-								
Travel	o								
Allowable / Predicted SPL	dBA								

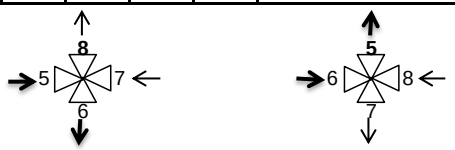
LINE 56

Pipe Line Size — In 24 Sch. 220
& Schedule — Out 24 Sch. 220
Pipe Line Insulation

LINE 78

Pipe Line Size — In 24 Sch. 220
& Schedule — Out 24 Sch. 220
Pipe Line Insulation

SCHEME



VALVE BODY / BONNET

Type: Válvula de Cuatro Vías
Size: 24" — ANSI Class: 150
Max.Press / Temp.:
Mfr & Model:
Body / Bonnet Material: Acero al Carbono NACE / N/A
Liner Material / ID:
End — In:
Connection — Out:
Flange Face Finish:
End Ext / Matl:
Flow Direction:
Type of Bonnet: N/A
Lub & Iso Valve:
Packing Material:
Packing Type:

ACTUATOR

Type: Motor Eléctrico
Mfr & Model:
Size: — Eff Area:
On / Off: — Modulating:
Spring Action Open / Close:
Max Allowable Pressure:
Min Required Pressure:
Available Air Supply Pressure — Nor:
Max: — Min:
Bench Range: / :
Actuator Orientation:
Handwheel Type:
Air Failure Valve: — Set at:

TRIM

Type: Disc
Size: — Rated Travel:
Characteristic:
Balanced / Unbalanced:
Max. Rated Cv: — Fl: — Xt:
Plug / Ball / Disk Material: 316SS NACE
Seat Material:
Cage / Guide Material:
Stem Material:
Bushing Material:

POSITIONER

Input Signal: — Output:
Type: By Vendor
Mfr & Model:
On Incr Signal Output Incr / Decr:
Gauges: — By-Pass:
Cam Characteristic:
Certification:

SWITCHES

Type: Open/Close — Quantity: 2
Mfr & Model:
Contacts / Rating:
Actuation Points:

AIR SET

Mfr & Model: N/A
Set Pressure: N/A
Filter: N/A — Gauges: N/A

TESTS

Hydro Pressure: By Vendor
ANSI / FCI Leakage Class: By Vendor
Hydro Pressure: By Vendor

SPECIALS / ACCESSORIES

Area Classification:
Se requiere enchaquetado para la válvula. Se utilizará Vapor de Baja Presión:
Condiciones Operativas: 3 kg/cm2g y 190ºC
Condiciones de Diseño: 3,5 kg/cm2g y 220ºC

La VC102 estará unida a la VC101 a través de un eje cuyo movimiento estará supeditado a la energía mecánica transmitida por un motor.

La señal de switch será dada por un PLC.

El motor eléctrico será uno solo para las válvulas VC101 y VC102

Rev	Date	Revision	By	Rev	Approved
A	24/05/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	

NOTES:
Proveedor: Valco
Modelo: Valco Achat A4W+H+E (With limit switches) 2600

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

INCINERADOR & STACK I -101/ STK -101

A	24-04-2017	Emisión para aprobación	SG	ED	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

INDICE

1. **OBJETIVO…….Página 3**
2. **ALCANCE DE PROVISIÓN…….……Página 3**
3. **NORMATIVA Y DOCUMENTOS DE REFERENCIA……..Página 4**
4. **CONDICIONES DE PROCESO……..Página 4**
5. **COMPONENTES DEL INCINERADOR……....Página 7**
6. **MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN Y REFRACTARIOS..…Página 10**
7. **INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL……..Página 10**
8. **PROVEEDORES……Página 11**
9. **ANEXO……..…….Página 11**

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

1. OBJETIVO

Las unidades de recuperación de azufre, además de producir azufre elemental, también producen un gas residual, llamado gas de cola que contiene principalmente H_2S que es tóxico.

Es por ello que no esta permitido ventear dicho gas a la atmósfera a altas concentraciones. Se requiere un equipo que pueda destruir o convertir estos gases nocivos en otros que sean más aceptables para su emisión. En este caso se realizará una oxidación térmica.

Por lo tanto el principal objetivo del incinerador es convertir el H_2S remanente en el gas de cola a SO_2, el cual si puede ser venteado bajo determinadas condiciones y a ciertas concentraciones. Si bien no es tan tóxico como el H_2S, puede generar lluvia ácida. Además se van a ventear los siguientes gases: CO_2, N_2,NO_x y H_2O.

2. ALCANCE DE PROVISIÓN

Mediante la presente especificación técnica se va a pedir a los distintos proveedores los siguientes elementos:

- Quemador
- Cámara de oxidación
- Boquillas de entrada (de combustible, gas de cola, aire y de inertizante)
- Instrumentos de medición en cámara de oxidación y en quemador (transmisores y controladores)
- Burner management system (para el quemador)
- Materiales de construcción y materiales refractarios (para el horno y para el stack)
- Líneas y válvulas de entrada de gas de cola
- Líneas y válvulas de entrada de combustible

3. NORMATIVA Y DOCUMENTOS DE REFERENCIA

Para el diseño del equipo, la elección de los materiales, los sistemas de medición y la selección del quemador se utilizaron normativas y documentos de referencia que se detallan a continuación:

- Norma API 535 – Burners
- Norma API 560 – Fired heaters
- Norma ASME DIV 1 Rules for construction of pressure vessels
- Goar Allison Asociates – Improving Claus SRU
- GPSA Cap 8: Fired equipment
- GPSA Cap 22: Sulfur Recovery
  - Callidus Technologies: Sulfur Tail Gas Thermal Oxidizer
  - Harbison & Walker: Refractories Company, Aplications and products

4. CONDICIONES DE DISEÑO

Se detallan a continuación las condiciones de las distintas corrientes de entrada, temperatura de diseño y presiónes de diseño.

4.1 Corrientes de entrada

Es importante destacar que se va a diseñar para el doble del caudal de operación ya que el diseño del incinerador y el stack está pensado para que en el futuro se incorpore otra unidad de recuperación de azufre a la refinería. Además se va a tomar un 10% más de caudal de todas las corrientes. Se va a diseñar también para operar con un turndown de 30% de todos los caudales especificados a continuación.

<u>Gas de Cola</u>

Caudal: 34369,2 m^3/h
Temperatura: 125,16 °C
Presión: 90076,2 Pa

ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

Componente	Caudal molar (kmol/h)	Fracción molar
Sulfur Dioxide (SO_2)	0,28	0,00035
Hydrogen Sulfide (H_2S)	0,58	0,0007
Sulfur (S)	0,32	0,0004
CO2	19.6	0,0236
N2	524.8	0,634
H2O	286.6	0,346
H2	15	0,018

Gas combustible

Caudal: 120708 m^3/h
Temperatura: 25,16 °C
Presión: 90076,2 Pa

Componente	Caudal molar (kmol/h)	Fracción molar
CO2	0,018	0,00099
N2	0,48	0,026
H2O	0	0
Methane	11.78	0,63
Ethane	3.22	0,17
Propane	0,82	0,044
i-Butane	0,22	0,012
n-Butane	0,112	0,006
H2	1.96	0,11

Aire

Componente	Caudal molar (kmol/h)	Fracción molar

N2	198.52	0,79
O2	52.74	0,21

Caudal:
7984,17 m^3/h
Temperatura: 40,15 °C
Presión: 90076,2 Pa

4.2 Presión de diseño

La presión de diseño seleccionado según código ASME VIII Div 1 va a ser de 3,515 kg/cm^2g teniendo en cuenta posibles deflagraciones dentro de la cámara de oxidación

4.3 Corriente de salida

Caudal: 123613,95 m^3/h
Temperatura: 700 °C

4.4 Caída de presión

El sistema quemador, cámara de incineración y stack va a tener una caída de presión disponible de 6 kPa.

5. COMPONENTES DEL INCINERADOR

A continuación se describen los elementos que forman parte del incinerador. El mismo se va a ubicar de manera horizontal, así en caso de que haya presencia de azufre líquido este pueda drenar por el fondo sin apagar la llama.

5.1 Quemador

Se requiere un quemador del tipo de bajo NOx, para evitar que se formen muchos de estos compuestos ya que al equipo entran 723 kmol/h de nitrógeno. Este tipo de incinerador debe ser diseñado para trabajar con bajo exceso de aire de combustión ya que la formación de NOx incrementa con el porcentaje de aire en exceso

5.2 Cámara de oxidación

Para el diseño de la cámara de oxidación se va a tomar un tiempo de residencia de los gases de 1s. Lo usual es tomar tiempos de entre 0,5s y 1,5s. Con el caudal volumétrico de los gases de combustión se puede estimar el volumen del la cámara

El mismo va a contar con un volumen de 34,33 m^3 y para una relación L/D=2,5 se tiene un diámetro de 2,6 m y un largo de 6,48m.

Va a contar con un drenaje y distintas 3 boquillas para los instrumentos de medición de temperatura

5.3 Ingreso de aire de combustión

El ingreso de aire de combustión al incinerador será por tiro natural, a través de una rendija que permitirá el acceso del mismo a la cámara.

5.4 Ingreso de combustible

Se introduce gas combustible adicional ya que el gas de cola no tiene el suficiente poder calorífico para generar las altas temperaturas necesarias para eliminar el H_2S.

Se va a pedir para el diseño de esta línea:

- Boquilla de entrada
- Dos válvulas de bloqueo
- Válvula de venteo (blowdown)
- Válvula autorreguladora
- Línea de ingreso
- Medidor de caudal

Va a haber otra línea de diámetro más pequeño (3/4") que va a proporcional combustible para mantener la llama en modo piloto. Dicha línea va a contar con un medidor de caudal, una boquilla de ingreso, una válvula autorreguladora, dos válvulas de corte (shutdown) y una válvula de venteo (blowdown)

5.5 Ingreso de gas de cola

Se va a pedir:

-Línea de ingreso de gas de cola

- Transmisor de composición para medir relación H_2S/SO_2

- Boquilla de ingreso de gas de cola

5.6 Ingreso de aire de instrumentos

Se va a requerir una línea adicional de ¾" para el ingreso de aire de instrumentos necesario para mantener la llama en piloto. Dicha línea va a contar con una válvula autoreguladora, un transmisor de presión y de caudal.

A esta línea de aire de instrumentos se le va a adicionar otra línea que va a conducir nitrógeno para cuando se deba inertizar el equipo.

El sistema de inertizado se activa cuando se apaga el incinerador para evitar que se forme una mezcla explosiva entre el combustible y el oxígeno. El componente inerte, nitrógeno, va a barrer a los otros componentes capaces de formar mezclas explosivas dentro de la cámara.

5.7 Stack

El stack va a estar autosoportado, con una altura de 50 metros y un diámetro en la base de 4 metros y se requiere que cuente con una entrada en la base para el ducto que lo conecta con el incinerador y en la punta superior va a contar con 5 boquillas para líneas independientes que van hacia la base del stack donde habra una cajuela con instrumentos de medición:

- Temperatura de salida
- Medición y transmisión de composición de H_2S

- Medición y transmisión de composición de NO_x.
- Medición y transmisión de composición de SO_2
- Medicion y transmisión de composición de CO_2

Los instrumentos de análisis de composición van a contar con alarmas.

5.8 Boquillas de entrada

Nombre	Descripción	Diámetro (pulgadas)
A	Entrada de combustible	3
B	Entrada de aire	2
C	Entrada de gas de procesos	24
D	Entrada de nitrógeno	2
E	Entrada de aire de instrumentos	3
F	Entrada de flamme scanner	2
G	Entrada de termocuplas	2
H	Entrada de termocuplas	2
I	Entrada de termocuplas	2

6. MATERIALES DE CONSTRUCCION Y REFRACTARIOS

Para la construcción se utiliza acero al carbono que está diseñado para soportar altas temperaturas. En cuanto al refractario, se va a utilizar ladrillo de 60% de alúmina (UFALA 60%) de 4,5 pulgadas de espesor para las paredes y 6 pulgadas de espesor para el piso del incinerador. Como el acero debe mantenerse en un rango de temperaturas de 150 – 350°C, el refractario debe también tener adjunto un agente aislador que es GREENLITE-28 ya que presenta baja conductividad térmica y alta resistencia.

Para la construcción del Stack, se va a utilizar acero al carbono ASTM SA-516-70. Va a estar recubierto hasta los 75 cm de altura por ladrillo de 60% de alúmina (UFALA 60%) de 4,5 pulgadas con aislación de GREENLITE-28 de 4,5 pulgadas.

Para los últimos 10 m del stack se va a construir con acero inoxidable.

Para alturas mayores a 75 cm se va a utilizar solo aislación de alúmina al 60% del tipo moldeable (MIZZOU GR) de 3 pulgadas de espesor.

7. INSTRUMENTACION Y CONTROL

7.1 Instrumentación en la cámara de oxidación

Se va a contar con 3 termocuplas para medir la temperatura y 3 transmisores.

También va a contar con un instrumento de medición y transmisión de presión en dicha cámara

7.2 Instrumentación en el quemador

En esta sección se va a contar con un “flame scanner” que sirve para detectar si la llama está apagada o encendida. Si la llama se apaga se corta el ingreso de combustible.

Este indicador está relacionado con un sistema llamado “Burner Managment System”, el mismo se encarga de controlar y llevar un registro del estado de la llama y la temperatura de la misma con la información proporcionada de distintos instrumentos de medición.

7.3 Instrumentación en la línea de entrada de gas de cola

Dicha línea va a contar con un analizador de composición que va a emitir una señal a una válvula de control en la línea secundaria de aire de entrada al horno, para que la relación H_2S/SO_2 se mantenga en 2 a la entrada del incinerador.

7.4 Burner managment system

Va a ser un PLC especializado para controlar y regular distintos aspectos relacionado con el funcionamiento del quemador. El mismo tiene que ser programado para controlar:

- Sistema de encendido
- Sistema de shutdown programado
- Sistema de shutdown de emergencia
- Control de llama con en base al reporte del flame scanner

8. PROVEEDORES

Quemador: Duiker Combustor

Incinerador & Stack: Callidus Technologies; Zeeco

Burner managment System: DeltaV SIS de Emerson

Flame Scanner: Fireeye, United Technologies

9. Anexo

Para el cálculo de dimensiones del horno se toma el caudal de diseño que es el de los gases de salida del incinerador.

Teniendo el tiempo de residencia τ = 1s y el caudal volumétrico actual= 123613,95 m^3/h, que en segundos es 34,33 m^3/s, por lo tanto el volumen de la cámara sea de 34,33 m^3.

Se calcula el volumen recipiente utilizando la fórmula de un cilindro:

$$V = \frac{\pi \times d^2}{4} \times L$$

Utilizando una relación largo/diámetro = 2,5 se reemplaza en la ecuación y queda:

$$V = \frac{\pi \times d^3}{4} \times 2{,}5$$

Despejando el diámetro se obtiene:

D = 2,6 m y un largo de L = 6,48 m

Por lo tanto las dimensiones del oxidador térmico son

Dimensión	*Medida*
Volumen	34,33 m^3
Largo	6,48 m
Diámetro	2,6 m

MEMORIA DE CÁLCULO

VÁLVULAS DE CONTROL

LV-052
TV-050
FV-146

MEMORIA DE CALCULO

ÍNDICE:

1. INTRODUCCIÓN……Página 3

2. OBJETIVOS……Página 3

3. DISEÑO……Página 3

4. RESUMEN Y RESULTADOS……Página 4

MEMORIA DE CALCULO

1. INTRODUCCIÓN

Por el presente documento se va a explicar el diseño de 3 válvulas de control, es decir, su dimensionamiento para distintos caudales de operación. Una válvula de control se encarga de regular su apertura para mantener valores deseados de diversas variables operativas, mediante lazos de control. La característica a detereminar es el Cv.

Este coeficiente se define como la cantidad de galones de agua por minuto que medidos a 60°F que circulan por la válvula cuando la caída de presión provocada por la misma es de 1kg/cm^2

2. OBJETIVOS

Se van a dimensionar tres válvulas:

- Válvula de control de nivel con flujo de entrada de agua a la caldera: LV-052
- Válvula de control de temperatura de ingreso a primer reactor con flujo de hot gas by pass de primer paso de la caldera: TV-050
- Válvula de control de ingreso de aire a degasificadora: FV-146

Para este dimensionamiento se va a calcular el Cv operativo, el Cv cuando la planta está en régimen turndown (al 60%) y el Cv máximo que es en condiciones de diseño, es decir, un 10% más que el caudal operativo.

3. DISEÑO

Como variables para el cálculo se utilizaron para todos los casos: el caudal circulante, la presión de entrada a la válvula, la caída de presión provocada por lo misma en caudal mínimo, normal y máximo, y, la temperatura. Para el caso de gases especialmente la relación de calores específicos (k) y el factor de compresibilidad.

Otros de los valores de entrada fueron los diámetros de entrada y salida de las cañerías.

Cañería	Diámetro entrada	Diámetro salida
Agua de caldera	2,5”	2,5”
Hot by pass	10”	10”
Entrada de aire a degasificadora	0,25”	0,25”

Para el cálculo se utilizó la siguiente ecuación:

$$Cv = \frac{Q}{\sqrt{\Delta P}}$$

Donde Q es el caudal de agua circulante en galones por minuto y ΔP es la caída de presión en psi. Cuando el caudal no es agua se utiliza la ecuación.

Como criterio de selección se toma que

$$Cv = Q \times \sqrt{\frac{S}{\Delta P}}$$

Donde se añade la densidad especifica del fluido con respecto al agua (S)

Se utilizó la herramienta virtual “Fisher Specification Manager” para realizar los cálculos de manera más ágil y seleccionar las válvulas de un catálogo incorporado dentro del mismo programa.

Como criterio de selección de válvula se consideró que para caudal mínimo, el porcentaje de apertura de la válvula debe estar entre un 20 y 30% y para caudal máximo debe estar entre un 70 y 80%.

En función de los Cv obtenidos en cada caso, se seleccionaron los modelos de válvula disponibles y que reunían con las condiciones impuestas de proceso.

4. RESUMEN Y RESULTADOS

A continuación se presentan un resumen de los resultados obtenidos y las variables que se utilizaron para el cálculo.

- Válvula FV-146:
  Fluido: Aire
  T (°C): 103°C
  Mr (kg/kmol): 28,97
  Diámetro final: 0,25”

MEMORIA DE CALCULO

VALVULA	Condición		
FV-146	MINIMO	NORMAL	MAXIMO
Caudal másico (kg/h)	32,9	54,87	60,35
Caída de presión (kPa)	430	433,7	434,9
Cv requerido	0,027	0,046	0,05

- Valvula TV-050
  Fluido: Gas ácido
  T (°C): 500
  Mr (kg/kmol): 30,41
  Diametro final: 6”

VALVULA	Condición		
TV-050	MINIMO	NORMAL	MAXIMO
Caudal másico (kg/h)	1250	2083,32	2291,65
Caída de presión (kPa)	12,02	11,36	11,43
Cv requerido	188,348	330,252	367,202

- Valvula LV-052
  Fluido: AGUA
  T (°C): 103
  Mr (kg/kmol): 18
  Diametro final: 1”

	I-HD-002	Page: 1 Of: 1

CLIENT:	**SULSUR**
PROJECT:	**UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

HOJA DE DATOS

VALVULA DE CONTROL

I-HD-002

REV	DATE	DESCRIPTION	POR	CHQ	APR
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	ED	

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

CONTENTS	PAGE	P&ID	REMARKS
Cover Sheet	1	N.A.	
Index Sheet	2	N.A.	
FV-0216	3	FV-146	
FV-0471	4	TV-050	
FV-0474	5	LV-052	

REV	DATE	DESCRIPTION	POR	CHQ	APR
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

I-HD-002

PROJECT	
UNIT	RECUPERACION DE AZUFRE
P.O.	-
ITEM	-
CONTRACT	-
MFR SERIAL	-
SHEET	3 of 8
SPEC	
TAG	**FV-146**
PID	.013

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

Fluid: Aire — Service: Entrada de aire a degasificadora

SERVICE CONDITIONS

	Units	Maximum	Normal	Minimum	Shut-Off
Flow Rate	Kg/h	32,9	54,87	60,35	
Inlet Pressure	Kpa-a	770,508	770,508	770,508	
Outlet Pressure	Kpa-a	341,007	336,857	335,582	
Inlet Temperature	°C	28	28	28	
Mol Weight	Kg/Kmol	28,97	28,97	28,97	
Spec Heats Ratio	cp/cv	1,4	1,4	1,4	
Vapor Pressure Pv					
Required Cv	-	0,027	0,046	0,05	
Travel	º	**64**	**80**	**84**	
Allowable / Predicted SPL	dBA	<85	<85	<85	

LINE

Pipe Line Size In 0,25" Sch. XS
& Schedule Out 0,25" Sch. XS
Pipe Line Insulation

VALVE BODY / BONNET

Type **Ball**
Size **0,25"** ANSI Class 150#
Max.Press / Temp.
Mfr & Model Fisher/51000
Body / Bonnet Material Acero al carbono
Liner Material / ID Acero al carbono
End In 0,25"
Connection Out 0,25"
Flange Face Finish
End Ext / Matl
Flow Direction Forward
Type of Bonnet
Lub & Iso Valve
Packing Material
Packing Type

TRIM

Type
Size 0,156" Rated Travel 0,50"
Characteristic Modified Equal Percent
Balanced / Unbalanced Unbalanced
Max. Rated Cv **0,06** Fl 0,98 Xt 0,807
Plug / Ball / Disk Material: Acero al carbono
Seat Material Acero al carbono
Cage / Guide Material Acero al carbono
Stem Material Acero al carbono
Bushing Material Acero al carbono

SPECIALS / ACCESSORIES

ACTUATOR

Type Electric
Mfr & Model Fisher
Size Eff Area
On / Off Modulating
Spring Action Open / Close **Close**
Max Allowable Pressure
Min Required Pressure
Available Air Supply Pressure Nor
Max Min
Bench Range /
Actuator Orientation
Handwheel Type
Air Failure Valve Set at

POSITIONER

Input Signal **4-20mA** Output Hart
Type Electro-Pneumatic
Mfr & Model Fisher - 3582
On Incr Signal Output Incr / Decr 3-15 psi
Gauges Supply & Output By-Pass
Cam Characteristic
Certification

SWITCHES

Type Quantity
Mfr & Model
Contacts / Rating
Actuation Points

AIR SET

Mfr & Model
Set Pressure
Filter Gauges

TESTS

Hydro Pressure
ANSI / FCI Leakage Class
Hydro Pressure

Rev	Date	Revision	By	Rev	Approved
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

I-HD-002

PROJECT	
UNIT	RECUPERACION DE AZUFRE
P.O.	-
ITEM	-
CONTRACT	-
MFR SERIAL	-
SHEET	4 of 8
SPEC	
TAG	**TV-050**
PID	.006

CLIENT: **SULSUR**
PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

Fluid: Gas Acido — Service: Hot by pass

SERVICE CONDITIONS

	Units	Minimum	Normal	Maximum		
Flow Rate	Kg/h	1250	2083,32	2291,65		
Inlet Pressure	Kpa-a	119,724	119,724	119,724		
Outlet Pressure	Kpa-a	107,702	108,364	108,296		
Inlet Temperature	°C	500	500	500		
Mol Weight	Kg/Kmol	30,41	30,41	30,41		
Spec Heats Ratio	cp/cv	1,29	1,29	1,29		
Critic Pressure	Kpa-a					
Required Cv	-	188,348	330,252	367,202		
Travel	%	**69**	**34**	**62**		
Allowable / Predicted SPL	dBA	< 61	< 62	63		
Z factor	-					

LINE

Pipe Line Size In 10" Sch. 40
& Schedule Out 10" Sch. 40
Pipe Line Insulation

VALVE BODY / BONNET

Type **Ball**
Size **6"** ANSI Class 150#
Max.Press / Temp.
Mfr & Model Fisher/V150
Body / Bonnet Material Acero inoxidable 321H
Liner Material / ID Acero inoxidable 321H
End In
Connection Out
Flange Face Finish
End Ext / Matl
Flow Direction Forward
Type of Bonnet Standard
Lub & Iso Valve
Packing Material PTFE
Packing Type

TRIM

Type
Size Rated Travel 90 degrees
Characteristic WI / Linear
Balanced / Unbalanced Unbalanced
Max. Rated Cg Fl Xt
Plug / Ball / Disk Material: Acero inoxidable 321H
Seat Material Acero inoxidable 321H
Cage / Guide Material Acero inoxidable 321H
Stem Material Acero inoxidable 321H
Bushing Material Acero inoxidable 321H

SPECIALS / ACCESSORIES

ACTUATOR

Type Electric
Mfr & Model Fisher 667
Size 40 Eff Area
On / Off Modulating Continuous
Spring Action Open / Close **Close**
Max Allowable Pressure
Min Required Pressure
Available Air Supply Pressure Nor
Max Min
Bench Range /
Actuator Orientation
Handwheel Type
Air Failure Valve Set at

POSITIONER

Input Signal **4-20 mA** Output Hart
Type Electro-Pneumatic
Mfr & Model Fisher I2P-100
On Incr Signal Output Incr / Decr 3-15 psi
Gauges By-Pass
Cam Characteristic
Certification

SWITCHES

Type Quantity
Mfr & Model
Contacts / Rating
Actuation Points

AIR SET

Mfr & Model Fisher 67CFR
Set Pressure
Filter yes Gauges Supply and output

TESTS

Hydro Pressure
ANSI / FCI Leakage Class Class IV
Hydro Pressure

Rev	Date	Revision	By	Rev	Approved
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

I-HD-002

PROJECT	
UNIT	RECUPERACION DE AZUFRE
P.O.	-
ITEM	-
CONTRACT	-
MFR SERIAL	-
SHEET	5 of 8
SPEC	
TAG	LV-052
PID	.006

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

Fluid: Agua — Service: Entrada de agua de caldera

SERVICE CONDITIONS

	Units	Minimum	Normal	Maximum		
Flow Rate	m3/h	7,169	11,948	13,143		
Inlet Pressure	Kpa-a	3021,248	3021,248	3021,248		
Outlet Pressure	Kpa-a	2241,665	2256,663	2261,463		
Inlet Temperature	°C	103	103	103		
Mol Weight	Kg/Kmol	18	18	18		
Spec Heats Ratio	cp/cv					
Critic Pressure	Kpa-a	22064	22064	22064		
Required Cv	-	2,919	4,955	5,485		
Travel	%					
Allowable / Predicted SPL	dBA					
Z factor	-					

LINE

Pipe Line Size In 2,5" Sch. XS
& Schedule Out 2,5" Sch. XS
Pipe Line Insulation

VALVE BODY / BONNET

Type **Ball**
Size **1"** ANSI Class 150#
Max.Press / Temp.
Mfr & Model Fisher/V150
Body / Bonnet Material Acero al carbon
Liner Material / ID Acero al carbon
End In
Connection Out
Flange Face Finish
End Ext / Matl
Flow Direction Forward
Type of Bonnet Standard
Lub & Iso Valve
Packing Material PTFE
Packing Type

TRIM

Type
Size Rated Travel 90 degrees
Characteristic WI / Linear
Balanced / Unbalanced Unbalanced
Max. Rated Cg Fl Xt
Plug / Ball / Disk Material: Acero al carbon
Seat Material Acero al carbon
Cage / Guide Material Acero al carbon
Stem Material Acero al carbon
Bushing Material Acero al carbon

SPECIALS / ACCESSORIES

Area Classification:

ACTUATOR

Type Electric
Mfr & Model Fisher
Size Eff Area
On / Off Modulating Continuous
Spring Action Open / Close **Open**
Max Allowable Pressure
Min Required Pressure
Available Air Supply Pressure Nor
Max Min
Bench Range /
Actuator Orientation
Handwheel Type
Air Failure Valve Set at

POSITIONER

Input Signal **4-20 mA** Output Hart
Type Electro-Pneumatic
Mfr & Model Fisher - 3582
On Incr Signal Output Incr / Decr 3-15 psi
Gauges By-Pass
Cam Characteristic
Certification

SWITCHES

Type Quantity
Mfr & Model
Contacts / Rating
Actuation Points

AIR SET

Mfr & Model Fisher 67CFR
Set Pressure
Filter yes Gauges Supply and output

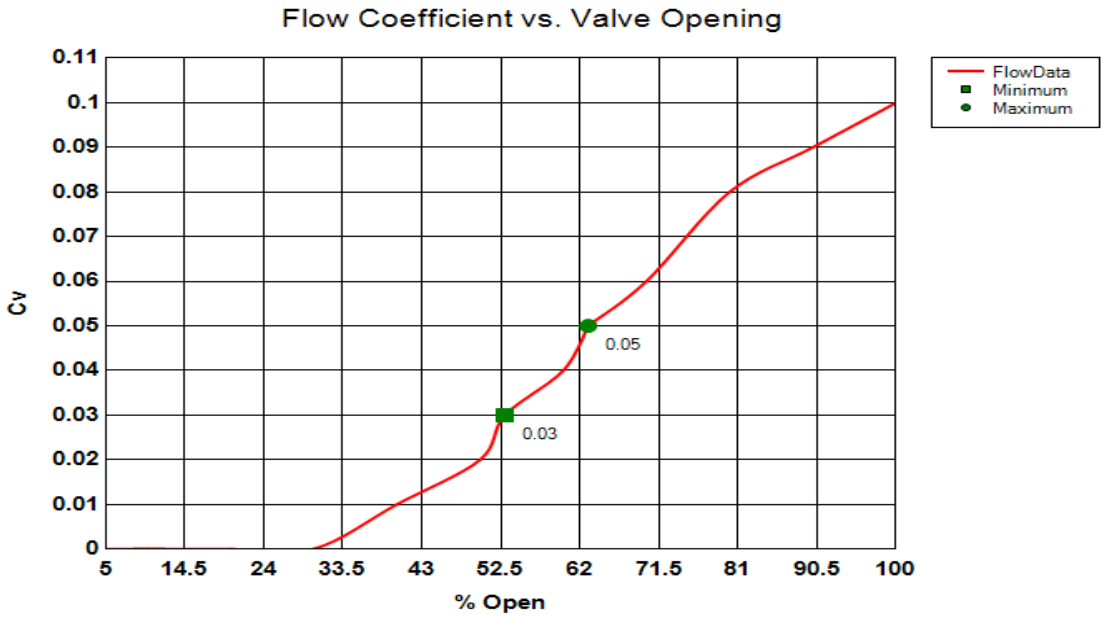
TESTS

Hydro Pressure
ANSI / FCI Leakage Class Class IV
Hydro Pressure

Rev	Fecha	Revision	Por	Chq	Apr
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**



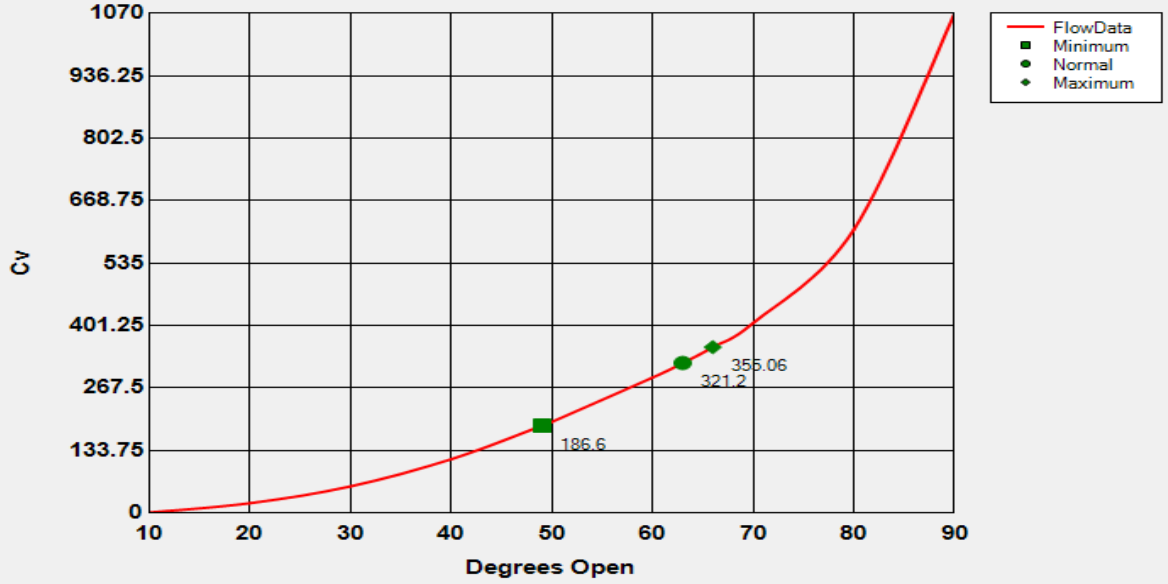
Project Name: Aire degasificadora
Tag Name: Tag1
Product: 51000
Body Style: Globe
Travel: 0.50 Inch

Trim Style: Modified Equal Percent
Flow:
Size: .25 Inch
Port Diameter: 0.156 Inch

REV	DATE	DESCRIPTION	POR	CHQ	APR
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**

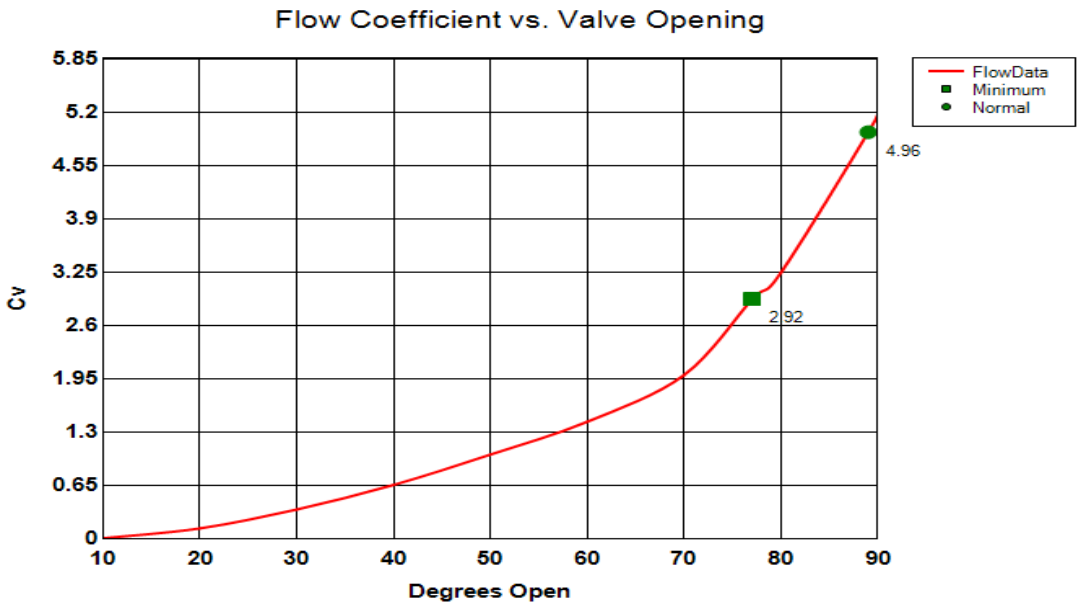


Project Name: Hot By Pass
Tag Name: Tag2
Product: V150
Body Style: Ball
Travel: 90 Degrees
Trim Style: Modified Equal Percent
Flow: Forward
Size: 6 Inch
Port Diameter:

REV	DATE	DESCRIPTION	POR	CHQ	APR
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

CLIENT: **SULSUR**

PROJECT: **UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA**



Project Name: entrada agua de caldera **Trim Style:**
Tag Name: Tag1 **Flow: Forward**
Product: V150 **Size: 1 Inch**
Body Style: Ball **Port Diameter:**
Travel: 90 Degrees

REV	DATE	DESCRIPTION	POR	CHQ	APR
A	30/05/2017	Emision para aprobación	SG	JG	

MEMORIA DE CALCULO

VALVULA	Condición		
LV-052	MÍNIMO	NORMAL	MAXIMO
Caudal másico (kg/h)	6861,82	11436	12580
Caída de presión (kPa)	779,6	765	760
Cv requerido	2,919	4,955	5,485

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

MATRIZ CAUSA Y EFECTO

F-MS-001

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MATRIZ DE CAUSA Y EFECTO

A	03-07-2017	Emisión para Aprobación	JG	NB	
REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBÓ

UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE
REFINERÍA CAMPANA

Alpha TAG	TAG Num	Servicio	Notas	PID	Unidades	ALARMAS Muy Alto	ALARMAS Alto	ALARMAS Bajo	ALARMAS Muy Bajo	INTERLOCK ON	INTERLOCK OFF	INTERLOCK Muy Alto	INTERLOCK Alto	INTERLOCK Bajo	INTERLOCK Muy Bajo	Shutdown Gral. 001 SD	Shutdown Horno H101 002 SD	Shutdown Incinerador I101 003 SD	Shutdown Desgasif G101 004 SD	004 H2 PEM H101 007 BV	004 H2 Piloto H101 010 BV	012 Venteo P101 015 BV	014 Gas Combustible I101 020 BV	001 M-B101 A 008 HS	001 M-B101 B 011 HS	003 M-SOP101 A 021 HS	003 M-SOP101 B 026 HS	009 M-VC101/102 084 HS	010 M(ON/OFF)-A101 090 HS	010 M(VFD)-A101 091 HS	010 M-B102 A 096 HS	010 M-B102 B 099 HS	011 M(ON/OFF)-A102 105 HS	011 M(VFD)-A102 106 HS	011 M-B103 A 111 HS	011 M-B103 B 114 HS	012 M-BV101 A 125 HS	012 M-BV101 B 126 HS	012 M-BV102 A 138 HS	012 M-BV102 B 139 HS	005 GA Cámara 2 (PV-001B) 001 SV	001 Salida AA de SCR101 002 SV	002 Salida GAA de SCR102 003 SV	002 Salida AA de SCR102 004 SV	003 Descarga SOP101 A/B 005 SV	004 H2 PEM H101 006 SV	004 H2 PEM H101 008 SV	004 H2 Piloto H101 009 SV	004 H2 Piloto H101 011 SV	004 IA Piloto H101 012 SV	004 N2 H101 013 SV	005 GAA Cámara 1 (PV-014B) 014 SV	012 Salida vapor snuffing P102 016 SV	013 Ingreso Azufre G101 017 SV	013 Ingreso IA G101 018 SV	014 Gas Combustible I101 019 SV	014 Gas Combustible I101 021 SV	014 Gas a piloto I101 022 SV	014 Aguas oleosas 023 SV	015 IA Piloto I101 024 SV	015 N2 I101 025 SV	001 Salida GA de SCR101 026 SV	006 Ingreso Agua C101 027 SV	005 GA Cámara 1 (FV-030) 030 SV
GENERAL																																																																
SD	001	Shutdown Gral.															X	X	X					P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P	P																								
SD	002	Shutdown Horno H101																		D	D					P	P														D		D		D	D	D	D	D	D	E	D										D		D
SD	003	Shutdown Incinerador I101	(1)																				D																																D	D	D		D	E			
SD	004	Shutdown Desgasif G101																																			P	P																	D	D									
PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE																																																																
AIT	135	Análisis H2S fase vapor P102		012	ppm		X																																																									
AIT	166	Análisis CO2 salida STK101		015	ppm		X																																																									
AIT	167	Análisis H2S salida STK101		015	ppm		X																																																									
AIT	168	Análisis NOx salida STK101		015	ppm		X																																																									
AIT	169	Análisis SO2 salida STK101		015	ppm		X																																																									
BS	039	Llama H101		005				X						X			X																																															
BS	040	Llama H101		005				X						X			X																																															
BS	046	Llama piloto H101		005			X	X						X			X																																															
BS	161	Llama I101		015				X						X				X																																														
BS	191	Llama piloto I101		015			X	X						X				X																																														
DPT	018	DP Filtro SOP101 A		003	kg/cm2g		0,25																																																									
DPT	023	DP Filtro SOP101 B		003	kg/cm2g		0,25																																																									
DPT	057	DP tubos E101		008	kg/cm2g		X																																																									
DPT	060	DP tubos E102		008	kg/cm2g		X																																																									
DPT	069	DP R101		009	kg/cm2g		X																																																									
DPT	078	DP R102		009	kg/cm2g		X																																																									
LIT	004	Nivel SCR101		001	%		33	15					X											A	A																																							
LIT	004	Nivel SCR101		001	%		33	15						X										P	P																																							
LIT	005	Nivel SCR101		001	%	52			12			X					X																																													D		
LIT	005	Nivel SCR101		001	%	52			12						X									P	P																	D																						
LIT	016	Nivel SCR102		002	%		35	15																																																								
LIT	017	Nivel SCR102		002	%	55			12			X					X																										D																					
LIT	017	Nivel SCR102		002	%	55			12						X																													D																				
LIT	051	Nivel de agua en C101		006	%	86			47						X		X																																															
LIT	051	Nivel de agua en C101		006	%	86			47			X																																																		D	
LIT	052	Nivel de agua en C101		006	%		73	60																																																								
LIT	086	Nivel SP101		010	%		52	33																																																								
LIT	092	Nivel SP101		010	%	68			17						X																P	P																																
LIT	101	Nivel SP102		011	%		52	33																																																								
LIT	107	Nivel SP102		011	%	68			17						X																				P	P																												
LIT	119	Nivel P101		012	%	85			45						X				X																		P	P																	D										
LIT	127	Nivel P102		012	%		73	49					X																										A	A																								
LIT	127	Nivel P102		012	%		73	49						X																									P	P																								
LIT	149	Nivel G101		013	%	X						X							X																																													
LIT	145	Nivel G101		013	%		X	X																																																								
LIT	152	Nivel SCR103		014	%		26	12																																																								
LIT	156	Nivel SCR103		014	%	41			8			X						X																																													
LIT	156	Nivel SCR103		014	%	41			8						X																																												D					
PIT	128	Presión fase vapor P102		012	kg/cm2g		0,8						X									D																																										
PIT	144	Presión tope G101		013	kg/cm2g		X																																																									
PIT	022	Presión descarga SOP101 A		003	kg/cm2g	1,35																																																										
PIT	027	Presión descarga SOP101 B		003	kg/cm2g	1,35																																																										
PIT	043	Presión H101		005	kg/cm2g								X				X																												D																			
SI	085	Velocidad M(VFD)-A101		010	rpm								X																P																																			
SI	085	Velocidad M(VFD)-A101		010	rpm									X															A																																			
SI	100	Velocidad M(VFD)-A102		011	rpm								X																				P																															
SI	100	Velocidad M(VFD)-A102		011	rpm									X																			A																															
TIT	042	Temperatura H101		005	ºC		1500	900																																																								
TIT	053	Temp piel de tubos C101		006	ºC	X			X																																																							
TIT	055	Temp ingreso proceso E101		008	ºC		X	X																																																								
TIT	056	Temp salida proceso E101		008	ºC			X																																																								
TIT	058	Temp ingreso proceso E102		008	ºC		X	X																																																								
TIT	059	Temp salida proceso E102		008	ºC		X	X																																																								
TIT	062	Temp segunda cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	063	Temp segunda cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	064	Temp segunda cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	065	Temp primera cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	066	Temp primera cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	067	Temp primera cama R101		009	ºC		X	X																																																								
TIT	071	Temp segunda cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	072	Temp segunda cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	073	Temp segunda cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	074	Temp primera cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	075	Temp primera cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	076	Temp primera cama R102		009	ºC		X	X																																																								
TIT	120	Temp azufre en P101		012	ºC			120																																																								
TIT	121	Temp azufre en P101		012	ºC			120																																																								
TIT	122	Temp azufre en P101		012	ºC			120																																																								
TIT	129	Temp azufre en P102		012	ºC			120																																																								
TIT	130	Temp azufre en P102		012	ºC			120																																																								
TIT	131	Temp azufre en P102		012	ºC			120																																																								
TIT	132	Temp fase vapor en P102		012	ºC		500																																																D											
TIT	133	Temp fase vapor en P102		012	ºC		500																																																D											
TIT	134	Temp fase vapor en P102		012	ºC		500																																																D											
TIT	147	Temp azufre sección baja G101		013	ºC			120																																																								
TIT	150	Temp azufre secc media G101		013	ºC			120																																																								
TIT	164	Temperatura I101		015	ºC		800																																																									
TIT	165	Temperatura salida STK101		015	ºC		800																																																									
VT	020	Vibraciones SOP101 A		003			X						X				X																																															
VT	025	Vibraciones SOP101 B		003			X						X				X																																															
VT	088	Vibraciones A101		010			X						X																P																																			
VT	089	Vibraciones A101		010			X						X																	P																																		
VT	103	Vibraciones A102		011			X						X																				P																															
VT	104	Vibraciones A102		011			X						X																					P																														
		RSC	(2)	009						X																		A																																				
ZLC	080	Posición abierta VC101	(3)	009							X						X																																															
ZLO	081	Posición cerrada VC101	(3)	009							X						X																																															
ZLC	082	Posición abierta VC102	(3)	009							X						X																																															
ZLO	083	Posición cerrada VC102	(3)	009							X						X																																															

Notas:

(1) Transcurridos 15 minutos, si no se volvió a poner en funcionamiento el incinerador I101, realizar Shutdown Gral.
(2) El sistema de control de los reactores manda prender el motor del eje de las válvulas de cuatro vías al activarse determinadas alarmas.
(3) Si al realizar el switch, por algún motivo no se ejecuta el cambio de posición de las válvulas de cuatro vías, se activa Shutdown del Horno.

Notación:

A: Arranca equipo / Abre vávlula
C: Cierra válvula
P: Para equipo
D: Desenergiza solenoide
E: Energiza solenoide

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

LISTA DE EQUIPOS

F-LE-001

SULSUR

CLIENT	SULSUR
PROJECT:	UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

F-LE-001

REV	DÍA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APR.
A	18-06-17	Emision para Aprobación	SG	JG	

Lista de Equipos

AERO ENFRIADORES

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Nro de bahías	Duty (kcal/h)	Dimensiones			Material (Header/Tubes)	Fans		Condiciones de operación		Condiciones de diseño		Nro de P&ID	Nro. de Hoja de datos	Nro. de Nota
							W	L	BWG		Cdad./Bahía	Power/ Fan (kW)	P (kg/cm2g)	T(ºC)	P (kg/cm2g)	T(ºC)			
							(mm)	(mm)	Tubes No.										
A	A-101	Condensacion para SP -101	1	Inducido	1	1395356.86	1800	6000	14 75	ASTM SA-515-70/ASTM SA-179	2	27,14	1,734	115,19	60,143	300	PI-010	F-HD-013	
A	A-102	Condensacion para SP -102	1	Inducido	1	317970.77	1800	6000	14 75	ASTM SA-515-70/ASTM SA-179	2	3,05	550647,0	269,28	60,143	300	PI-011	F-HD-013	

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Duty (Kj/h)	Dimensiones			Material (Shell / Tubes)	Condiciones de operación				Condiciones de diseño				Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Nro. Nota
						Ds (mm) Dt(in)	L (tube) (mm)	BWG Tubes No.		Carcasa		Tubos		Carcasa		Tubos				
										P (kg/cm2g)	T(°C)	P (kg/cm2g)	T(°C)	P (kg/cm2g)	T(°C)	P (kg/cm2g)	T(°C)			
A	E-101	Gas de procesos calentado con Vapor de Media	1	Casco y tubo - AEN	790322	960 2	6096	12 175	A 516/A 106-B AC Calmado	21,2	218	0,25	146-211,98	24,5	250,00	5,00	245,00	PI-008	F-HD-009	
A	E-104	Gas de procesos calentado con Vapor de Media	1	Casco y tubo - AEN	461765	620 2	3048	12 72	A 516 / A 106-B AC Calmado	21,2	218	0,12	146-180	24,5	250,00	5,00	210,00	PI-008	F-HD-010	

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

REACTORES CATALÍTICOS

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Dimensiones		Material	Internos		Condiciones de Operación		Condiciones de Diseño		Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Nro. de Nota
					D. (mm)	H (mm)		Type	Material	P (kPa a)	T(ºC)	P (kPa a)	T(ºC)			
A	R-101	Gas ácido	1	Lecho fijo	3500	7000	A 516 Gr. 70	Distribuidor de gases	A 182 Gr. F2	115,4 - 105,6	260 - 280	182	353	PID - 009	F-ET-002	
A	R-102	Gas ácido	1	Lecho fijo	3500	7000	A 516 Gr. 70	Distribuidor de gases	A 182 Gr. F2	99,73-90,1	180 - 125	182	353	PID - 009	F-ET-002	

NOTES

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE - REFINERIA CAMPANA

EQUIPMENT LIST

BOMBAS

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Nro. de pasos	Fluido	Diff. Head/ Disch. Press. (m/barg)	Material		Condiciones de Operación			Condiciones de Diseño			Driver		Dim. (Skid)			Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Skid	Nro. Nota
								Casing	Impeller	P Suc/Desc (Kg/cm2g)	T (ºC)	Flowrate (m3/h)	P (Kg/cm2g)	T (ºC)	Flowrate (m3/h)	Type	Power (kW)	H (mm)	L (mm)	W (mm)				
A	B-101 A/B	Descarga SCR101 Envío a Aguas Agrias	2	Centrifuga	1	Aguas Agrias	55,41/6,104	AC	AC	0,71 - 6,10	43	10	7	55	12		3,61				PI-001	M - HD - 001		
A	B-102 A/B	Ciclo de Agua	2	Centrifuga	1	Agua	33,47/56,95	AC	AC	54,50 - 56,95	270	177,8	63	280	196		17,7				PI-002	M - HD - 002		
A	B-103 A/B	Ciclo de Agua	2	Centrifuga	1	Agua	29,69/1,63	AC	AC	1,63 - 4,35	124	144,3	63	280	196		15,62				PI-010	M - HD - 003		
A	BV-101 A/B	Ingreso Columna Desgasificadora	2	Centrifuga Vertical	1	Azufre	29,23/1,25	AC	AC	1,25 - 6,38	144	2,12	7	150	2,5		2,41				PI-012	M - HD - 004		
A	BV-102 A/B	Envío a Límite de Batería	2	Centrifuga Vertical	1	Azufre	69,20/1,01	AC	AC	1,01 - 13,1	144	50,86	15	150	56		35,82				PI-012	M - HD - 004		

NOTES

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

EQUIPMENT LIST

SOPLADOR

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Fluido	Material	Condiciones de Operación (Suct/Disch)			Condiciones de Diseño (Suct/Disch)			Driver Type	Power	Dim. (Skid)			Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Skid	Nro. Nota
							P	T	Flowrate	P	T	Flowrate			H	L	W				
							(kPa)	(ºC)	(Sm3/h)	(Kpa)	(ºC)	(Sm3/h)		(kW)	(mm)	(mm)	(mm)				
A	SOP-101 A/B	Entrada de aire de combustión a H-101	2	Centrífugo	Aire	Acero al carbono	81,44 / 191,44	40/40	8515	217	50	9400	Electric	204				PI -003	M-HD-006		

NOTES

Lista de Equipos

RECIPIENTES A PRESION / SEPARADORES

Rev	TAG	Service	Cantidad	Tipo	Dimensiones			Material	Internals		Condiciones de Operación		Condiciones de Diseño		Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Skid	Nro. Nota
					I.D.	L (t/t)	Skirt Height		Type	Material	P (Kg/cm2g)	T(ºC)	P (Kg/cm2g)	T(ºC)				
					(mm)	(mm)	(mm)											
A	SP - 101	Ciclo de Agua	1	Horizontal	2438	7851		A 516 Gr. 70	Vortex Breaker	A 182 Gr. F2	54,68	269,1	60,27	300	PI-010	F-HD-004		
A	SP - 102	Ciclo de Agua	1	Horizontal	2438	7851		A 516 Gr. 70	Vortex Breaker	A 182 Gr. F2	0,87	115,19	60,27	300	PI-011	F-HD-005		
A	SCR - 101	Ingreso Gas Ácido	1	Vertical	914,4	4034		A 516 Gr. 70	Vortex Breaker	A 182 Gr. F2	0,5	43	1	53	PI-001	F-HD-001		
A	SCR - 102	Ingreso Gas Ácido Amoniacal	1	Vertical	914,4	3804		A 516 Gr. 70	Vortex Breaker	A 182 Gr. F2	0,6	91	1	101	PI-002	F-HD-002		
A	SCR - 103	Combustible a Incinerador	1	Vertical	508	2061		A 516 Gr. 70	Vortex Breaker	A 182 Gr. F2	6	25	6,6	35	PI-014	F-HD-003		

NOTES

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

VARIOS

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Descripción	Material	Duty (KJ/s)	Condiciones de Operación			Condiciones de Diseño			Power	Dimensiones			Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Skid	Nro. Nota
							P	T	Caudal	P	T	Caudal		L	D	H				
							(Kg/cm2g)	(ºC)	(Sm3/d)	(kg/cm2g)	(ºC)	(Sm3/d)	(kW)	(mm)	(mm)	(mm)				
A	I-101	Combustión gas ácido residual	1	Incinerador	ASTM SA-516-70	-	0,061	700	29148,7	3,515	800	32063	-	6480	2600	-	PI-015	F-ET-005		
A	STK -101	Gas ácido residual	1	Stack	ASTM SA-516-70	-	0	700	29148,7	3,515	800	32063	-	-	4000	50000	PI-015	F-ET-005		
A	S-101/102/103	Azufre Líquido	3	Sello de azufre	ASTM SA-516-70	-	0,36	350	-	1,43	380	-	-	-	-	7600	PI-007	F-HD-008		
A	P-101	Azufre Líquido	1	Pileta de azufre 1	Hormigón	-	0,35	144	8,3 ton/día	1	155	46,36	-	2250	8000	3325	PI-012	F-ET-003		
A	P-102	Azufre Líquido	1	Pileta de azufre 2	Hormigón	-	0,35	144	8,3 ton/día	1	155	46,28	-	15750	8000	3325	PI-012	F-ET-003		

NOTES

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

CONDENSADORES

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Duty (Kj/h)	Dimensiones			Material (Shell / Tubes)	Condiciones de operación						Condiciones de diseño				Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Nro. Nota
						I.D. (mm)	L (tube) (mm)	BWG Tubes No.		Carcasa		Tubos				Carcasa		Tubos				
										P (kPa)	T(°C)	P (kPa)	P (kPa)	T(°C)	T(°C)	P (kPag)	T(°C)	P (kPag)	T(°C)			
A	D-101 A/B	Condensación de azufre	1	Casco y tubo (2)	5932080	36,75	6096	12 1060 (1)	A 516 /A 106-B AC Calmado NACE	2.341,0	103 - 219	121 (A)	105 (B)	350 - 146	280 - 146	2460,00	250,00	520,00	380,00	PI-007	F-MC-005	

NOTES

(1) El condensador cuenta con dos secciones en el haz de tubos: la sección A, por la que circula el fluido de procesos proveniente de caldera, cuenta con 400 tubos, mientras que la sección B, que contiene el fluido proveniente del primer reactor catalítico, 640 tubos.

(2) El cabezal anterior es tipo A, mientras que el posterior, de 2100 mm, está diseñado con caja de chicanas calefaccionada con vapor de baja

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

HORNO DE REACCION

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Descripción	Material	Duty (KJ/s)	Condiciones de Operación			Condiciones de Diseño			Power	Dimensiones			Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Skid	Nro. Nota
							P	T	Caudal	P	T	Caudal		L	D	V				
							(Kg/cm2g)	(ºC)	(Sm3/d)	(kg/cm2g)	(ºC)	(Sm3/d)	(kW)	(m)	(m)	(m)				
A	H-101	Gas de procesos	1	Horno de reacción para la etapa térmica de la recuperación de azufre	A 516 Refractario	-	0,48	1344	271296	1,5	1500	300000	-	4,5	1,5	7,5	PI-005	F-ET-001		

NOTES

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

CALDERA DE RECUPERACION

Rev	TAG	Servicio	Cantidad	Tipo	Duty (Kj/h)	Dimensiones					Material (Shell / Tubes)	Condiciones de operación				Condiciones de diseño				Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Nro. Nota
						I.D. (mm)		L (tube) (mm)	BWG Tubes No.			Carcasa		Tubos		Carcasa		Tubos				
												P (kPa)	T(°C)	P (kPa)	T(°C)	P (kg/cm2)	T(°C)	P (kg/cm2)	T(°C)			
A	C-101	Producción de vapor de media	1	Kettle	21815701	1°P	2°P	4,267	1°P	2°P	A 516/A 106-B AC	2.291,5	219,6	124,7	1344	25	250	5	1000	PI-006	F-MC-005	
						36,8	30,6		290	238												

PROJECT: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

Lista de Equipos

COLUMNA DEGASIFICADORA

Rev	TAG	Service	Cantidad	Tipo	Dimensiones			Material	Internals		Condiciones de Operación			Condiciones de Diseño			Nro. de P&ID	Nro. de Hoja de Datos	Nro. de Nota
					N.D.	L (t/t)	Skirt Height		Type	Material	Caudal (ton/día)	P (Kg/cm2g)	T(ºC)	Caudal (ton/día)	P (Kg/cm2g)	T(ºC)			
					(mm)	(mm)	(mm)												
A	G-101	Desgasificación azufre líquido primera pileta	1	Desorbedora	441	9144		A515 Gr 70	Caja Chicanas	A515 Gr 70	82,8	0,28 - (1)	135	91,1	1,1	165	PI-013	F-ET-004	

NOTES

(1) Presion de fondo a definir por proveedor

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

LISTA DE LÍNEAS

F-LL-001

SULSUR

PROTECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

F-LL-001

LISTA DE LÍNEAS

A	26/06/2017	Emisión para Aprobación	NB	JG	
REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ

ABREVIATURAS

GA	GAS ÁCIDO
AA	AGUAS AGRIAS
AC	AGUA DE CALDERA
VM	VAPOR DE MEDIA
CM	CONDENSADO DE MEDIA
VB	VAPOR DE BAJA
CB	CONDENSADO DE BAJA
S	AZUFRE
AI	AIRE DE INSTRUMENTOS
C	COMBUSTIBLE
AO	AGUAS OLEOSAS
AG	AGUA
A	AIRE AMBIENTE
N	NITRÓGENO
H	HIDRÓGENO
LB	LÍMITE DE BATERÍA
ATM	ATMÓSFERA
CH	ENCHAQUETADO
ST	TRACING
PP	AISLACIÓN POR PROTECCIÓN PERSONAL
H	AISLACIÓN POR CONSERVACIÓN DE CALOR
B	SIN AISLACIÓN
CD	CLOSED DRAIN

	LISTA DE LÍNEAS	Pág.: 4 De:

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

F-LL-001

IDENTIFICACIÓN						LOCACIÓN			OPERACIÓN		DISEÑO		PRUEBA					TEMP. TRACING / CHAQUETA (°C)	NOTAS
REV.	DN	FLUIDO	TAG	CLASE	AISL.	DESDE	A	P&ID	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO	Ó	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO		
A	4	GA	0201	AAAD4	PP-1"	LB	SCR102	F-PI-002	0,590	91,0	3,5	210	3,85	Neumática				ST-190	
A	4	GA	0230	AAAD2	PP-1"	GA-0201	COLECTOR	F-PI-002	0,596	91,0	3,5	100	3,85	Neumática				ST-190	
A	4	GA	0202	AAAD4	PP-1"	SCR102	GA-0507	F-PI-002	0,508	91,0	3,5	210	3,85	Neumática				ST-190	
A	4	AA	0232	AAAD4	PP-1"	SCR102	SCR101	F-PI-002	0,490	91,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	8	GA	0103	AAAD2	B	LB	SCR101	F-PI-001	0,494	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	8	GA	0131	AAAD2	B	GA-0103	COLECTOR	F-PI-001	0,493	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	10	GA	0104	AAAD2	B	SCR101	GA-0505/GA-0506	F-PI-001	0,489	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	4	AA	0134	AAAD4	B	SCR101	B101 A/B	F-PI-001	0,578	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	2 1/2	AA	0135	AAAD4	B	B101 A/B	LB	F-PI-001	2,659	43,0	2,9	53	3,20	Neumática					
A	10	GA	0505	AAAD2	B	GA-0104	GA-0507	F-PI-005	0,462	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	10	GA	0506	AAAD2	B	GA-0104	H101	F-PI-005	0,461	43,0	3,5	53	3,85	Neumática					
A	10	GA	0507	AAAD4	PP-1"	GA-0506/GA-0202	H101	F-PI-005	0,436	50,0	3,5	60	3,85	Neumática				ST-190	
A	18	A	0340	AAAA1	B	ATM	SOP101 A	F-PI-003	0,000	40,0	3,5	50	3,85	Neumática					
A	18	A	0345	AAAA1	B	ATM	SOP101 B	F-PI-003	0,000	40,0	3,5	50	3,85	Neumática					
A	12	A	0341	AAAA1	PP-1"	SOP101 A/B	A-0344	F-PI-003	0,444	99,5	3,5	110	3,85	Neumática					
A	12	A	0343	AAAA1	PP-1"	SOP101 A/B	A-0341	F-PI-003	0,442	99,5	3,5	110	3,85	Neumática					
A	3 1/2	A	0342	AAAA1	PP-1"	A-0341	A-0344	F-PI-003	0,442	99,5	3,5	110	3,85	Neumática					
A	12	A	0344	AAAA1	PP-1"	A-0342/A-0343	X-0583	F-PI-003	0,438	99,5	3,5	110	3,85	Neumática					
A	10	GA	0608	BSEE1	H-4"	C101	GA-0912	F-PI-006	0,300	500,0	3,5	550	3,85	Neumática					
A	18	GA	0609	BAAD2	H-4"	C101	D101A	F-PI-006	0,305	350,0	3,5	380	3,85	Neumática					
A	24	GA	0710	AAAD2	H-2"	D101A	E101	F-PI-007	0,266	146,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	24	GA	0811	AAAD2	H-3"	E101	GA-0812	F-PI-008	0,238	212,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	24	GA	0812	AAAD2	H-3"	GA-0811/GA-0608	VC101	F-PI-008	0,236	260,0	3,5	310	3,85	Neumática					
A	24	GA	0913	AAAD2	H-3"	VC101	R101	F-PI-009	0,236	260,0	3,5	310	3,85	Neumática					
A	24	GA	0914	AAAD2	H-3"	R101	VC102	F-PI-009	0,162	280,0	3,5	310	3,85	Neumática					
A	24	GA	0915	AAAD2	H-3"	VC102	D101B	F-PI-009	0,161	280,0	3,5	310	3,85	Neumática					
A	24	GA	0716	AAAD2	H-2"	D101B	E102	F-PI-007	0,128	146,0	3,5	310	3,85	Neumática					
A	24	GA	0817	AAAD2	H-3"	E102	VC101	F-PI-008	0,100	180,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	24	GA	0918	AAAD2	H-3"	VC101	R102	F-PI-009	0,098	180,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	24	GA	0919	AAAD2	H-2"	R102	VC102	F-PI-009	0,024	125,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	24	GA	0920	AAAD2	H-2"	VC102	GA-1539	F-PI-009	0,022	125,0	3,5	210	3,85	Neumática					
A	1/4	AI	1337	JADH1	PP-1"	LB	G101	F-PI-013	5,250	135,0	3,5	145	3,85	Neumática					
A	2	AI	1338	AAAD2J	B	G101	GA-1539	F-PI-013	0,150	40,0	7,7	50	8,47	Neumática					
A	24	GA	1539	AAAD2	H-2"	AI-1338/GA-0920	I101	F-PI-015	0,020		3,5		3,85	Neumática					
A	3	S	0621	AAAD2J	H-1"	C101	S101	F-PI-006	0,305	350,0	3,5	380	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0622	AAAD2J	H-1"	S101	P101	F-PI-006	0,249	350,0	3,5	380	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0723	AAAD2J	H-1"	D101A	S102	F-PI-007	0,279	146,0	3,5	156	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0724	AAAD2J	H-1"	S102	P101	F-PI-007	0,227	146,0	3,5	156	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0725	AAAD2J	H-1"	D101B	S103	F-PI-007	0,149	146,0	3,5	156	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0726	AAAD2J	H-1"	S103	P101	F-PI-007	0,100	146,0	3,5	156	3,85	Neumática				CH-4"-190	
A	3	S	0972	AAAD2J	H-1"	R101	S102	F-PI-009	0,162	146,0	3,5	156	3,85	Neumática				CH-4"-190	

	LISTA DE LÍNEAS	Pág.: 4 De:

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

F-LL-001

IDENTIFICACIÓN						LOCACIÓN			OPERACIÓN		DISEÑO		PRUEBA						TEMP. TRACING / CHAQUETA (°C)	NOTAS
REV.	DN	FLUIDO	TAG	CLASE	AISL.	DESDE	A	P&ID	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO	Ó	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO			
A	3	S	0973	AAAD2J	H-1"	R102	S103	F-PI-009	0,024	125,0	3,5	135	3,85	Neumática					CH-4"-190	
A	1 1/2	S	1227	AAAD2J	H-1"	P101	G101	F-PI-012	2,632	135,0	3,5	145	3,85	Neumática					CH-2 1/2"-190	
A	3	S	1328	AAAD2J	H-1"	G101	P102	F-PI-013	3,508	135,0	3,9	145	4,24	Neumática					CH-4"-190	
A	4	S	1229	AAAD2J	H-2"	P102	LB	F-PI-012	5,038	144,3	5,5	156	6,10	Neumática					CH-6"-190	
A	2 1/2	AC	0745	MAAE1	H-1"	LB	PV-054	F-PI-007	29,976	103,0	33	250	49,50	Hidráulica						
A	2 1/2	AC	0746	MAAE1	H-1"	PV-054	D101	F-PI-007	22,637	103,0	26	250	39,00	Hidráulica						
A	2 1/2	AC	0747	MAAE1	H-2"	D101	C101	F-PI-007	22,560	219,5	26	250	39,00	Hidráulica						
A	6	VM	0648	MAAE1	H-2"	C101	VM-0649	F-PI-006	21,981	218,3	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	2 1/2	VM	0649	MAAE1	H-2"	VM-0648	VM-0850 / VM-0851	F-PI-006	21,847	218,3	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	1	VM	0850	MAAE1	H-1"	VM-0649	E102	F-PI-008	21,706	218,3	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	1 1/2	VM	0851	MAAE1	H-1"	VM-0649	E101	F-PI-008	21,706	218,3	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	6	VM	0652	MAAE1	H-2"	VM-0649	LB	F-PI-006	21,944	218,3	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	1/2	CM	0853	MAAE1	H-1"	E101	CM-0855	F-PI-008	20,714	217,7	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	1/2	CM	0854	MAAE1	H-1"	E102	CM-0855	F-PI-008	20,714	217,1	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	3/4	CM	0855	MAAE1	H-1"	CM-0853/CM-0854	LB	F-PI-008	20,165	217,1	24,5	250	36,75	Hidráulica						
A	1	VB	1260	KAAE1	H-1"	LB	P101	F-PI-012	3,000	190,0	3,5	220	3,85	Neumática						
A	4	CB	1261	KAAE1	H-1"	P101	LB	F-PI-012	2,987	150,0	3,5	220	3,85	Neumática						
A	16	AG	1066	PAAF1	PP-1"	SP101	B102 A/B	F-PI-010	55,256	269,3	61	300	91,50	Hidráulica						
A	8	AG	1062	PAAF1	PP-1"	B102 A/B	R101	F-PI-010	55,580	269,9	61	300	91,50	Hidráulica						
A	10	AG	0963	PAAF1	PP-1"	R101	SP101	F-PI-009	54,824	269,3	61	300	91,50	Hidráulica						
A	10	AG	1064	PAAF1	PP-1"	SP101	A101	F-PI-010	54,667	269,3	61	300	91,50	Hidráulica						
A	1	AG	1065	PAAF1	PP-1"	A101	SP101	F-PI-010	54,484	269,3	61	300	91,50	Hidráulica						
A	16	AG	1171	PAAF1	PP-1"	SP102	B103 A/B	F-PI-011	1,236	115,2	61	300	91,50	Hidráulica						
A	8	AG	1167	PAAF1	PP-1"	B103 A/B	R102	F-PI-011	1,803	123,3	61	300	91,50	Hidráulica						
A	10	AG	0968	PAAF1	PP-1"	R102	SP102	F-PI-009	0,856	115,2	61	300	91,50	Hidráulica						
A	10	AG	1169	PAAF1	PP-1"	SP102	A102	F-PI-011	0,583	115,2	61	300	91,50	Hidráulica						
A	1	AG	1170	PAAF1	PP-1"	A102	SP102	F-PI-011	0,446	115,2	61	300	91,50	Hidráulica						
A	2 1/2	C	1456	AAAA1	B	LB	SCR103	F-PI-014	5,982	25,0	7	35	7,70	Hidráulica						
A	2 1/2	C	1457	AAAA1	B	SCR103	C-1497/C-1498	F-PI-014	5,953	25,0	7	35	7,70	Hidráulica						
A	3	AO	1458	AAAA1	B	SCR103	LV-152	F-PI-014	5,879	25,0	7	35	7,70	Hidráulica						
A	3	AO	1459	AAAA1	B	LV-152	LB	F-PI-014	4,272	25,0	7	35	7,70	Hidráulica						
A	X	GA	0175	AAAD2	B	SCR101	PSV 001/002	F-PI-001												
A	X	GA	0276	AAAD4	PP-1"	SCR102	PSV 003/004	F-PI-002											ST-190	
A	X	A	0377	AAAA1	PP-1"	SOP101 A	ATM	F-PI-003												
A	X	A	0378	AAAA1	PP-1"	SOP101 B	ATM	F-PI-003												
A	X	H	0479	BAA3	B	LB	H101	F-PI-004												
A	X	H	0480	BAA3	B	LB	H101	F-PI-004												
A	X	AI	0481	JADH1	B	LB	H101	F-PI-004												
A	X	N	0482	AAAA1	B	LB	X-0583	F-PI-004												

	LISTA DE LÍNEAS	Pág.: 4 De:

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

F-LL-001

IDENTIFICACIÓN						LOCACIÓN			OPERACIÓN		DISEÑO		PRUEBA					TEMP. TRACING / CHAQUETA (°C)	NOTAS
REV.	DN	FLUIDO	TAG	CLASE	AISL.	DESDE	A	P&ID	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TEMP. (°C)	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO	Ó	PRESIÓN (Kg/cm2g)	TIPO		
A	X	X	0583	AAAA1	PP-1"	A-0304/N-0482	H101	F-PI-005											
A	X	VM	0684	MAAE1	H-2"	C101	ATM	F-PI-006											
A	X	AC	0785	MAAE1	H-1"	D101A/B	CD	F-PI-007											
A	X	AG	1086	PAAF1	PP-X"	SP101	ATM	F-PI-010											
A	X	AG	1187	PAAF1	PP-X"	SP102	ATM	F-PI-011											
A	X	GA	1289	AAAD2	H-X"	Eyector	GA-1539	F-PI-012											
A	X	S	1388	AAAD2J	H-X"	G101	P101	F-PI-013										CH-X"-190	
A	X	VM	1390	MAAE1	H-X"	LB	CH-S-1227	F-PI-013											
A	X	C	1491	AAAA1	B	SCR103	PSV 015/016	F-PI-014											
A	X	AI	1592	JADH1	B	LB	I101	F-PI-015											
A	X	N	1593	AAAA1	B	LB	I101	F-PI-015											
A	X	GA	1294	AAAD2	H-X"	P101	Eyector	F-PI-012										CH-X"-190	
A	X	VM	1295	MAAE1	H-X"	LB	Eyector	F-PI-012											
A	X	GA	1296	AAAD2	H-X"	GA-1294	ATM	F-PI-012										CH-X"-190	
A	X	C	1497	AAAA1	B	C-1457	I101	F-PI-014											
A	X	C	1498	AAAA1	B	C-1457	I101	F-PI-014											

NOTA

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO DE ELEMENTOS DE SEGURIDAD

F-MC-010

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÍA CAMPANA

MEMORIA DE CÁLCULO

ELEMENTOS DE SEGURIDAD

PSV 005/006

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	CHQ.	APROBO
A	30-05-2017	Emisión para Aprobación	SG	JG	

MEMORIA DE CÁLCULO

ÍNDICE:

1. INTRODUCCIÓN……..…Página 3

2. OBJETIVOS……..Página 3

3. DISEÑO……..Página 3

4. ANEXO……Página 5

MEMORIA DE CÁLCULO

1. INTRODUCCIÓN

Las válvulas de seguridad son aquellas que están presentes en condiciones de procesos bajo presión y permanecen cerradas durante operación normal y cuando la presión dentro del recipiente sube a un valor de aproximada mente 10 o 20% mas que la presión de diseño, se abren para descargar fluido y de ese modo reducir la presión a valores operativos.

2. OBJETIVOS

Por el presente documento se detalla el cálculo del dimensionamiento de las válvulas de alivio (PSV 005 y PSV 006) que presenta la caldera C-101 ante diversas contingencias. Dichas válvulas van aliviar a la presión dentro del recipiente llegue 25 kg/cm^2; cuando se incremente a este valor debido a cierta contingencia. Van a expulsar el vapor suficiente hasta que la presión dentro de la caldera vuelva a valores operativos.

Para cada contingencia se va a presentar el caudal a aliviar, y el mayor, va a ser la condición determinante, ya que la válvula va a tener que tener un área de descarga mayor.

3. DISEÑO

Se utiliza como referencia para el diseño las normas API 520 parte 1 y 2 y API 521.

Primero se determina la cantidad de caudal aliviar según la contingencia más crítica, luego se selecciona el dispositivo de alivio, que en este caso va a ser una válvula de alivio sin disco de ruptura, y finalmente se calcula el área del orificio de descarga.

A continuación se presentan la lista de contingencias

1) Falla cerrada en válvula de control de descarga de vapor de media.
2) Caso fuego externo

1) Este caso es el que falla de forma cerrada una válvula en la descarga de vapor de la caldera. Hay tres líneas en la descarga de vapor, dos que van a los intercambiadores de calor y una que produce vapor en exceso. La línea

VM5, es la que envía vapor en exceso y por la cual circula más caudal por ende se va a tomar este caso como el más conservador.

Las condiciones de esta corriente son:

T (K) = 491

P (kPa) = 2412,4

$\dot{m}$ =10782 kg/h

Mr = 18

Z= 0,903

A = 832,7 mm^2 = 1,29 in^2

Este caso es el determinante ya que presenta un mayor caudal de vapor aliviar y por ende se necesita un orificio de escape mayor. El cálculo del área se realiza con la formula ilustrada en el anexo y depende inversamente de la presión de diseño y directamente del caudal. Hay una tabla con orificios normalizados y se selecciona según los resultados obtenidos del área calculada.

2) Caso fuego:

Este es el caso en que se produce un incendio en el exterior del recipiente a presión y la llama entra en contacto con la superficie exterior del mismo. Esto hace que el fluido contenido dentro del recipiente se expanda debido a la energía recibida en forma de calor y aumente la presión en el mismo, teniendo que aliviar cierto caudal.

Se deben tener en cuenta para el cálculo del calor:

- El área mojada, que es aquella superficie externa del recipiente expuesta directamente a la llama.
- El factor de aislación (conservadoramente siempre se toma = 1)

Para el caso de la caldera, se va a considerar la altura hasta donde está el nivel medio de líquido, es decir, 2 metros. Toda la superficie exterior de la caldera hacia debajo de dicho nivel, va a ser considerada el área mojada; y para el cálculo se va a tomar como aproximación la figura de un cilindro.

$$A_m \cong 2 \times \pi \times r \times h + 2 \times \pi \times r^2$$

Donde r, es el radio del cilindro = 3,28 ft (1 m)
h, es el largo del cilindro = 14 ft (4,267)
Am (ft2) = área mojada

Una vez obtenido el área mojada se procede al cálculo del calor recibido debido a la llama:

$$Q\ (\frac{BTU}{h}) = 21000 \times F \times A_m^{0,82}$$

Para obtener el caudal correspondiente se divide por el calor específico del fluido en cuestión:

$$W\ (\frac{lb}{h}) = \frac{Q}{\lambda}$$

Las condiciones en este caso son:

F = 1

Am = 356,12 ft^2

λ = 970 BTU/lb

Q = 259733,07 BTU/h

$\dot{m}$ = 2676,6 lb/h = 1213,81 kg/h

A = 93,8 mm^2 = 0,15 in^2

Este no es el caso determinante ya que presenta un menor caudal de alivio. El caudal de alivio se obtiene

El tamaño de la válvula de orificio normalizado es: XJX para un caudal de descarga de 10782 kg/h

4. ANEXO

Cálculos de área de descarga de PSV

$$A = \frac{13160\ \times \dot{m}}{C \times K_d \times P_{dis} \times K_b \times K_c} \times \sqrt{\frac{T \times Z}{Mr}}$$

MEMORIA DE CÁLCULO

A = área de orificio de descarga mm^2

$\dot{m}$ =caudal másico (kg/h)

K_d = 0,975 por ser una válvula de alivio

K_b = corrección por contrapresión, que como es muy baja este coeficiente vale 1

K_c = 1 (es solo válvula de alivio sin disco de ruptura)

T = temperatura del vapor (K)

Mr = masa molar

Z = factor de compresibilidad

$C = 520 \times \sqrt{k \times (\frac{2}{k+1})^{\frac{k+1}{k-1}}}$, que es el coeficiente de relación de calor específico.

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE - REFINERÍA CAMPANA

INFORME DE HAZOP

F-IT-002

SULSUR

PROYECTO: UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE – REFINERÌA CAMPANA

INFORME DE HAZOP

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN 3

2. ALCANCE Y OBJETIVOS 3

3. MATRIZ DE EVALUACIÓN DE RIESGOS 4

4. DEFINICIÓN DE NODOS 7

5. PLANILLAS DE HAZOP 9

5.1 NODO N-002 9

5.2 NODO N-005 18

6. ANEXO 25

1. INTRODUCCIÓN

Se ha realizado un Análisis de Riesgos y Operabilidad de Procesos del Proyecto Unidad de Recuperación de Azufre. Para la ello se ha utilizado la técnica de HAZOP. A través de esta técnica se identifican los potenciales peligros en las instalaciones y se evalúan problemas de operabilidad en la planta. En esta técnica se identifican fuente o causa de riesgo, sus consecuencias y salvaguardas o recomendaciones que deben ser tomadas en cuenta. Se dividen sectores de la planta en denominados nodos, los cuales se estudian en forma sistemática uno por uno.

Se ha elegido hacer el análisis de riesgos sólo para los nodos N-002 (scrubber SCR101) y N-004 (horno de reacción), a los fines académicos del Proyecto de Plantas.

2. ALCANCE Y OBJETIVOS

Este estudio tiene el fin principal de reducir los riesgos al personal que opera en sus plantas. También busca la protección del medio ambiente y la reducción de los riesgos por daños a equipos de la planta.

El alcance del estudio comprendió los sistemas descritos por los planos que se listan en el Apéndice 3 de este informe. La definición de los nodos considerados en el presente estudio se encuentra en la Sección 4 de este informe.

El alcance asignado al estudio HAZOP comprendió la identificación de peligros que puedan afectar:

1) La seguridad de las personas
2) La integridad de la propiedad
3) Al medio ambiente
4) La operación de la planta

Los objetivos del estudio han sido: identificar peligros importantes y mejorar la confiabilidad de las instalaciones. En la Matriz de Evaluación de los riesgos (Sección 3) se consideró, como valor de consecuencia, la de mayor gravedad entre Seguridad, Salud, Medio Ambiente y Problemas a la Operación.

3. MATRIZ DE EVALUACIÓN DE RIESGOS

A los efectos de evaluar y dar prioridad a las recomendaciones que surgen del estudio se utilizó la siguiente matriz de criticidad de riesgos. Los valores de riesgo se establecieron con un índice cuyo valor va de 0 a 4, representando 0 el valor de menor prioridad y 4 el de mayor prioridad.

Tabla 3.1 Matriz de Criticidad de los Riesgos

		Categorías de las Consecuencias			
		1	**2**	**3**	**4**
Niveles de Frecuencia	**A**	**0**	**0**	**1**	**2**
	B	**0**	**1**	**2**	**3**
	C	**0**	**2**	**3**	**4**
	D	**1**	**2**	**4**	**4**
	E	**2**	**3**	**4**	**4**

0	**DESPRECIABLE**	*Sin prioridad*. Acción correctiva no requerida
1	**BAJO**	*Baja prioridad*. Puede no requerir acción inmediata (Riesgo tolerable)
2	**IMPORTANTE**	*Prioridad media*. Es aconsejable realizar un procedimiento o realizar una acción física (Zona ALARP)
3	**CRÍTICO**	*Alta prioridad*. Se debería realizar una acción física en la planta (Zona ALARP).
4	**INACEPTABLE**	*Muy alta prioridad*. Acción correctiva física inmediata requerida (Riesgo intolerable)

ALARP: As low as Reasonably Practicable

El valor del índice de riesgo depende de la gravedad de las consecuencias en la manifestación del peligro y de la frecuencia con que puede manifestarse el mismo. La gravedad de las consecuencias se caracteriza con un número, que va del 1 a 4 en orden creciente de gravedad y la frecuencia probable de la ocurrencia se caracterizó con una letra A, B, C, D, E.

Se consideran varios tipos de afectación: accidentes agudos dentro de la instalación, accidentes agudos fuera de la instalación, medio ambiente, económicos, imagen de la empresa y afectación a la comunidad. Cuando es de aplicabilidad más de un tipo, se toma como valor de la gravedad de las consecuencias al de categoría más alta entre todos los tipos de afectación considerados.

La asignación de cada categoría de riesgo fue discutida en cada caso por el equipo utilizándose la experiencia práctica de cada participante. El valor asignado se aprobó por consenso unánime. Se asignaron acciones obligatoriamente a aquellos riesgos cuyos índices fueron mayores o iguales a 3.

En las tablas 3.1 y 3.2, a continuación, se presentan los criterios utilizados para caracterizar la gravedad y la frecuencia probable de los peligros identificados en el estudio.

Tabla 3.2. Niveles de Frecuencia Probable de la Ocurrencia

Nivel de Frecuencia	Frecuencia (*veces/año*)	Descripción
A Extremadamente Remota	$< 1\times10^{-3}$	Muy improbable que ocurra en la vida útil de la instalación.
B Remota	1×10^{-2} - 1×10^{-3}	Improbable que ocurra en la vida útil de la instalación
C Ocasional	5×10^{-2} - 1×10^{-2}	Puede ocurrir alguna vez en la vida útil de la instalación.
D Probable	1×10^{-0} - 5×10^{-2}	Podría ocurrir más de una vez en la vida útil de la instalación.
E Frecuente	$> 1\times10^{-0}$	Podría ocurrir muchas veces en la vida útil de la instalación.

Tabla 3.3. Categoría de las consecuencias

Categorías de las Consecuencias

Nivel de Severidad	Accidentes agudos dentro de la instalación	Accidentes agudos fuera de la instalación	Afectación del Medio Ambiente	Impacto Económico: Pérdida de activos + Lucro cesante	Imagen y Afectación a la Comunidad
1 **Insignificante**	Una persona expuesta sin lesiones. Heridas insignificante con primeros auxilios a una persona	Sin impacto fuera de la instalación	Mínimo impacto ambiental o escapes menores. Daño menor con remediación inmediata.	< U$S 50 M	Sin reacción de la opinión pública y sin afectación fuera de la instalación. Cobertura local sólo el día del incidente.
2 **Menor**	Una herida seria con días perdidos. Múltiples lesiones con primeros auxilios.	Una persona con lesiones leves a moderadas de corto plazo (reversibles). Evacuación de terceros.	Descarga descontrolada de material peligroso: > 20 m^3 hidrocarburos. Descarga descontrolada de material peligroso en área sensible:> 1 m^3 hidrocarburos. Descarga descontrolada de material clasificado: > 1 ton. Impacto a corto plazo que afecta un área importante cuya extensión va más allá de la ubicación del incidente. Eventual informe a las autoridades.	U$S 50 M a U$S 500 M	Cobertura provincial y local más allá del día del incidente. Alguna persona pudo haber sido afectada. Olores y ruidos
3 **Seria**	Una lesión deshabilitante. Múltiples heridas serias con días perdidos.	Varias personas lesiones moderadas (reversibles) de corto plazo.	Descarga descontrolada de material peligroso: > 160 m^3 hidrocarburos., Descarga descontrolada de material peligroso en área sensible:> 20 m^3 hidrocarburos. Descarga descontrolada de material clasificado: > 10 ton. Impacto a mediano plazo que afecta un área importante cuya extensión va más allá de la ubicación del incidente.	U$S 500 M a U$S 50 MM	Cobertura nacional. El impacto afecta temporalmente a la comunidad: alguna persona con heridas o afectaciones moderadas.
4 **Catastrófica**	1 o más muertes. Múltiples lesiones deshabilitantes.	Muerte o múltiples lesiones permanentes a terceros.	Descarga descontrolada de material peligroso: > 1.500 m^3 hidrocarburos. Descarga descontrolada de material peligroso en área sensible:> 160 m^3 hidrocarburos. Descarga descontrolada de material clasificado: > 100 ton. Impacto largo plazo que afecta un área importante cuya extensión va más allá de la ubicación del incidente.	> 50 MM	Reacción muy adversa en el público. Cobertura internacional. Posible pérdida de licencia para operar. Las consecuencias pueden llevar a modificar las regulaciones a nivel nacional. El impacto afecta permanentemente a la comunidad.

4. DEFINICIÓN DE NODOS

Se definen 17 nodos. La descripción de los mismos, así como también todos los documentos que se necesitan para construir los HAZOP, se presentan en las páginas a continuación.

Nodo	Fecha	Descripción	Documentos necesarios
N-001	26-06-17	Scrubber gas ácido SCR101	P&ID: F-PI-001. Ingreso a planta - gas ácido P&ID: F-PI-002. Ingreso a planta - gas ácido amoniacal P&ID: F-PI-005.Horno de reacción
N-002	26-06-17	Scruber gas ácido amoniacal SCR102	P&ID: F-PI-001. Ingreso a planta - gas ácido P&ID: F-PI-002. Ingreso a planta - gas ácido amoniacal P&ID: F-PI-005.Horno de reacción
N-003	26-06-17	Soplador SOP101	P&ID: F-PI-003. Soplador - aire de combustión P&ID: F-PI-005.Horno de reacción
N-004	26-06-17	Sistema de puesta en marcha del horno	P&ID: F-PI-004. Ingresos a horno de reacción P&ID: F-PI-005.Horno de reacción
N-005	26-06-17	Horno de reacción	P&ID: F-PI-001. Ingreso a planta - gas ácido P&ID: F-PI-002. Ingreso a planta - gas ácido amoniacal P&ID: F-PI-003. Soplador - aire de combustión P&ID: F-PI-004. Ingresos a horno de reacción P&ID: F-PI-005.Horno de reacción
N-006	26-06-17	Caldera de reacuperación C101 & sello de azufre S101	P&ID: F-PI-005.Horno de reacción P&ID: F-PI-006. Caldera de recuperación P&ID: F-PI-007. Condensador de azufre
N-007	26-06-17	Condensador D101 & sellos de azufre S102 & S103	P&ID: F-PI-007. Condensador de azufre P&ID: F-PI-009. Reactores

N-008	26-06-17	Intercambiadores de calor E101 & E102	P&ID: F-PI-007. Condensador de azufre
N-009	26-06-17	Ciclo de agua de enfriamiento de R101	P&ID: F-PI-009. Reactores P&ID: F-PI-010. Ciclo agua-alta presión
N-010	26-06-17	Ciclo de agua de enfriamiento de R102	P&ID: F-PI-009. Reactores P&ID: F-PI-011. Ciclo agua-baja presión
N-011	26-06-17	Reactor R101	P&ID: F-PI-009. Reactores
N-012	26-06-17	Reactor R102	P&ID: F-PI-009. Reactores
N-013	26-06-17	Pileta P101	P&ID: F-PI-007. Condensador de azufre P&ID: F-PI-012. Piletas de azufre P&ID: F-PI-013. Desgasificadora
N-014	26-06-17	Pileta P102	P&ID: F-PI-007. Condensador de azufre P&ID: F-PI-012. Piletas de azufre P&ID: F-PI-013. Desgasificadora
N-015	26-06-17	Desgasificadora de azufre	P&ID: F-PI-012. Piletas de azufre P&ID: F-PI-013. Desgasificadora
N-016	26-06-17	Scubber SCR103	P&ID: F-PI-014. Ingreso combustible para incinerador P&ID: F-015. Incinerador & Stack
N-017	26-06-17	Incinerador & Stack	P&ID: F-PI-014. Ingreso combustible para incinerador P&ID: F-015. Incinerador & Stack

5. PLANILLAS DE HAZOP

5.1 NODO N-002

INFORME HAZOP											NODO N-002			
N°	DESVIACIÓN	CAUSAS	CONSECUENCIAS	RIESGO INICIAL			PROTECCIONES / INDICACIONES	RIESGO ACTUAL			ACTIVIDADES DERIVADAS	RIESGO RESIDUAL		
				C	F	R		C	F	R		C	F	R
1	Alto nivel	Falla de bomba	Llegada de líquido al horno, apagado de llama y mezcla explosiva con posible explosión en el horno	4	B	3	-Alarma Alto Nivel -SDV en descarga gaseosa con cierre en caso de LAHH -Bomba spare	4	A	2	Procedimiento de mantenimiento preventivo de bombas	4	A	2

							-Seguridad apagado de llama (BMS) con SD de horno								
2	Alto nivel	Slug	Llegada de líquido al horno, apagado de llama y mezcla explosiva con posible explosión en el horno	4	A	2	-Alarma Alto Nivel -SDV en descarga gaseosa con cierre en caso de LAHH -Bomba spare	4	A	2	Revisar protecciones en planta de aminas	4	A	2

INFORME DE HAZOP

							-Seguridad apagado de llama (BMS) con SD de horno -Diseño de scrubber con placa deflectora y volumen suficiente							
3	Alto nivel	Falla LIC016	Llegada de líquido al horno, apagado de llama y mezcla explosiva con posible explosión en el horno	4	A	2	-Alarma Alto Nivel -SDV en descarga gaseosa con cierre en caso de LAHH	4	A	2	Revisar controladores periódicamente	4	A	2

INFORME DE HAZOP

							-Bomba spare -Seguridad apagado de llama (BMS) con SD de horno -Diseño de scrubber con placa deflectora y volumen suficiente								
4	Alto nivel	Falla cerrada SDV004	Llegada de líquido al horno, apagado de llama y mezcla	4	A	2	-Alarma Alto Nivel	4	A	2	Revisar protecciones en planta de	4	A	2

INFORME DE HAZOP

			explosiva con posible explosión en el horno				-SDV en descarga gaseosa con cierre en caso de LAHH -Bomba spare -Seguridad apagado de llama (BMS) con SD de horno -Diseño de scrubber con placa deflectora y volumen suficiente				aminas				

INFORME DE HAZOP

5	Alto nivel	Aumento de presión en aguas agrias	Llegada de líquido al horno, apagado de llama y mezcla explosiva con posible explosión en el horno	4	B	3	-Alarma Alto Nivel -SDV en descarga gaseosa con cierre en caso de LAHH -Bomba spare -Seguridad apagado de llama (BMS) con SD de horno	4	A	2	Revisar protecciones provenientes de aguas agrias	4	A	2

							-Diseño de scrubber con placa deflectora y volumen suficiente							
6	Bajo nivel	Falla LIC016	Rotura de bomba por cavitación, posible emisión de H2S al ambiente y afectación al personal	2	E	3	-SDV 004 en la succion de la bomba. -Alarma de bajo nivel.	2	D	2	Detector de H2S en varias zonas de la planta Mantenimiento periódico de los controladores	2	C	2

INFORME DE HAZOP

7	Mayor presión	Falla cerrada del lazo de control de presión	Rotura del equipo con liberación de H2S y posible fuego	3	C	3	0 -(Detectores de H2S)	2	C	2	Alarma PAHH en transmisor de ingreso	2	B	1
8	Mayor presión	Falla cerrada de SDV 003 (salida de gas del scrubber)	Rotura del equipo con liberación de H2S y posible fuego	3	C	3	-Activación lazo de sobrepresión 0 -(Detectores de H2S)	2	C	2	Alarma PAHH en transmisor de ingreso	2	B	1

INFORME DE HAZOP

9	Menor presión	Falla en la PIC014A	Retroceso de flujo y llama hacia el scrubber. Liberación de H2S hacia el ambiente.	4	C	4	-BSL protección de llama -SD de horno	4	B	3	Revisión de la válvula de control	4	B	3

5.2 NODO N-005

INFORME HAZOP											NODO N-005			
N°	DESVIACIÓN	CAUSAS	CONSECUENCIAS	RIESGO INICIAL			PROTECCIONES / INDICACIONES	RIESGO ACTUAL			ACTIVIDADES DERIVADAS	RIESGO RESIDUAL		
				C	F	R		C	F	R		C	F	R
1	Apagado de llama	Bajo caudal de combustible	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	C	4	-Alarma de apagado de llama en el horno Ingreso de N2 -SD del horno	4	B	3	Revisión de caudales de gas combustible	4	B	3
2	Apagado de llama	Entrada de slug a la planta	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	A	2	-Alarma de alto nivel en scrubber	4	A	2	Revisión de las protecciones en las plantas de aminas y de stripping de	4	A	2

INFORME DE HAZOP

							-Shut down válvula descarga scrubber Ingreso de N2 -Alarma de apagado de llama en el horno -SD de horno				aguas agrias			
3	Apagado de llama	Falla de sistema de soplador	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	A	2	-Soplador spare Ingreso de N2 -Alarma de apagado de llama en horno	4	A	2	Procedimiento de mantenimiento de sopladores	4	A	2

							-SD de horno							
4	Apagado de llama	Falla cerrada FV030	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	A	2	Ingreso de N2 -Alarma de apagado de llama en horno -SD de horno	4	A	2	Revisar controladores de caudal periódicamente	4	A	2
5	Apagado de llama	Falla en el control de ingreso de aire	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	A	2	Alarma de apagado de llama en horno Ingreso de N2 SD de horno	4	A	2	Mantenimiento preventivo de controladores	4	A	2
6	Apagado de llama	Taponamiento de los filtros de aire	Presencia de mezcla explosiva y posible explosión del horno	4	A	2	Alarma de apagado de llama en horno Ingreso de N2	4	A	2	Revisión del estado de los filtros	4	A	2

							SD de horno Medición de presión diferencial en los filtros				Control de los medidores de presión DPT018 y DPT023				
7	Alta temperatura	Cambio en la composición del gas de entrada	Daño al material del horno e instrumentos de medición. Posibles emisiones de sulfuro de hidrógeno a la atmósfera	3	A	1	-Alarma de alta temperatura en horno	3	A	1	Control periódico de medidores de temperatura en el horno. Analizadores de sulfuro de hidrógeno en el perímetro del horno	3	A	1

8	Alta temperatura	Alto caudal de gas	Rotura del refractario y temperatura de entrada a la calcdera alta.	3	C	3	Alarmas de alta temperatura en horno Apagado de llama, por burning managemente system	3	B	2	Revisar controladores de caudal periódicamente	3	B	2
9	Alta temperatura	Falla cerrada PV0018	Daño al material del horno e instrumentos de medición.	3	B	2	Alarma de alta temperatura en el horno	3	A	1	Control del funcionamiento de la válvula	3	A	1

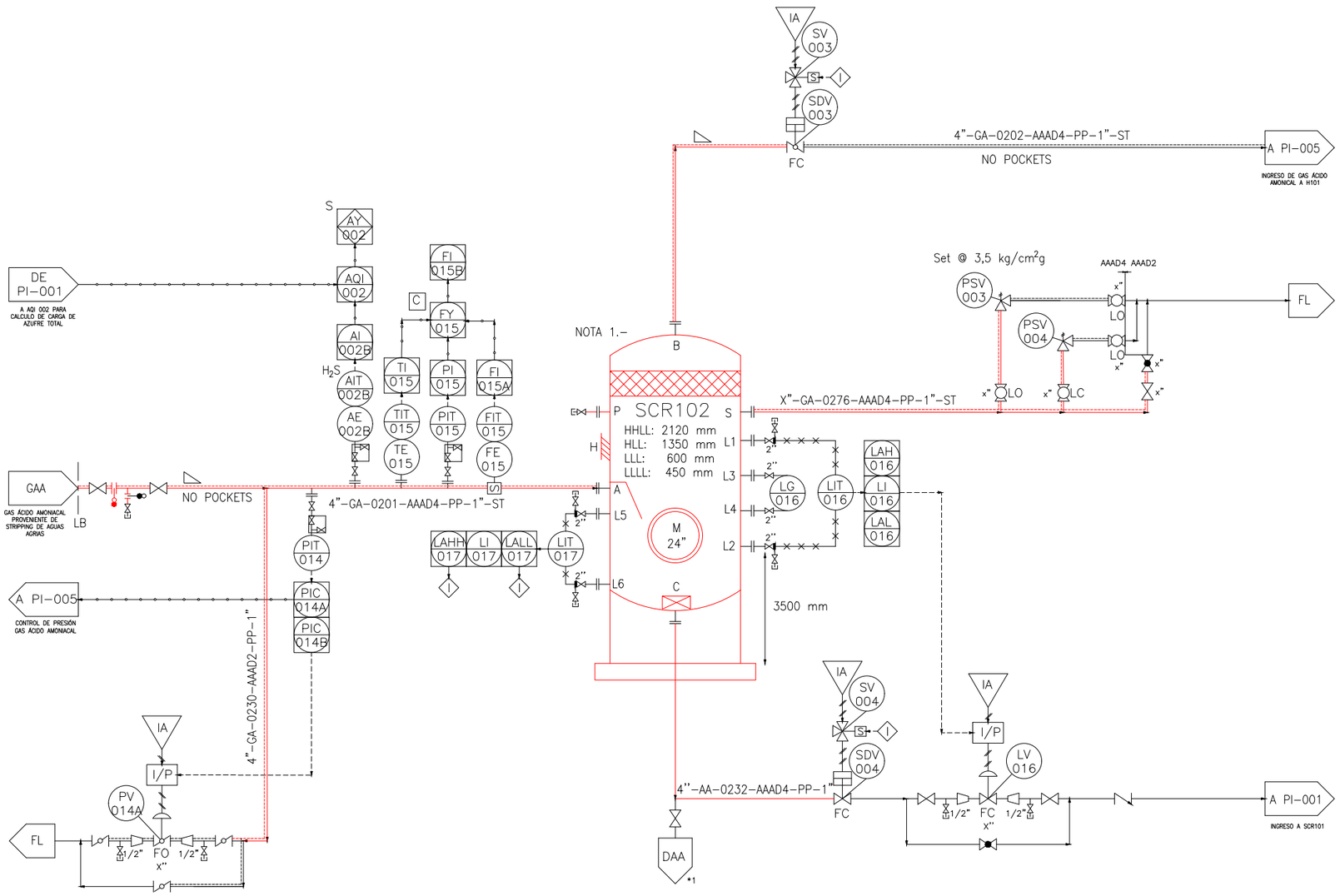
			Posibles emisiones de sulfuro de hidrógeno a la atmósfera				Apagado de llama, por burning managemente system								
10	Alta temperatura	Falla abierta FV028 o FV029	Rotura del refractario y temperatura de entrada a la calcdera alta.	3	C	3	Alarmas de alta temperatura en horno Apagado de llama, por burning managemente system	3	B	2	Revisión del control de caudal de aire	3	B	2
11	Alta temperatura	Falla en cualquier controlador del lazo de control de	Rotura del refractario y temperatura de entrada a la calcdera alta.	3	C	3	Alarma de alta temperatura en el horno	3	B	2	Mantenimiento preventivo del sistema de control	3	B	2

		ingreso de aire					Apagado de llama, por burning managemente system							
12	Depósitos de carbón u hollín	Mayor cantidad de material carbonáceo en el gas de entrada	Taponamiento de tubos en la caldera	4	D	4	Ajustar el ingreso de aire al horno	4	C	4	Ingreso al horno de reacción durante paradas de planta para hacer revisiones internas	4	C	4

6. ANEXO

Se adjuntan a continuación las figuras 1 y 2 correspondientes a los nodos 002 y 005 respectivamente (en color rojo).

NODO N–002: SCRUBBER DE GAS ÁCIDO AMONIACAL



LISTA DE EQUIPOS

SCR102
Scrubber de Gas Ácido Amoniacal al ingreso a la planta
Altura: 3.80 m
Diámetro: 0.91 m
Volumen: 2.31 m3
Pd: 1 kg/cm2g @ Td: 101°C
Material: Acero al carbono NACE

NOTAS

NOTA 1.– SCR102 lleva tracing.

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
B	23/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

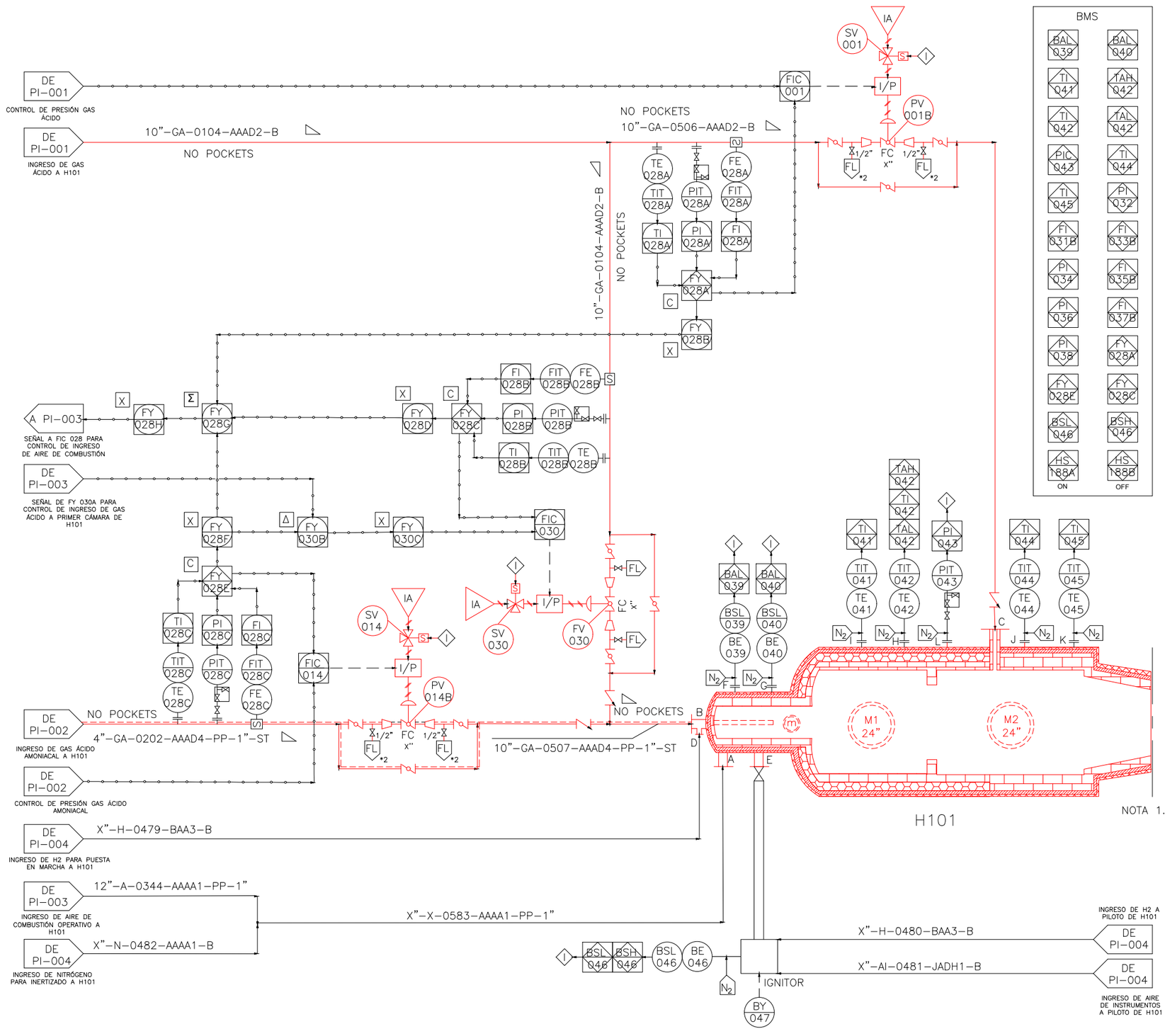
GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017
NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA
NOMBRE DEL PID: INGRESO A PLANTA – GAS ÁCIDO AMONIACAL
DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–002	B

SRU–F–PI–002–B.dwg

NODO N–005: HORNO DE REACCIÓN



LISTA DE EQUIPOS

H101
Horno de reacción para etapa térmica del proceso
Tipo: Térmico
Tiempo de Residencia: 0.5 s
L: 5.4 m
D: 1.8 m
Material: Acero al carbono

NOTAS

NOTA 1.– PIEZA DE TRANSICIÓN, INGRESO A CALDERA DE RECUPERACIÓN C101

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	REVISÓ	APROBÓ
C	29/07/2017	EMISIÓN PARA APROBACIÓN	NB	ED	
B	1/07/2017	SEGUNDA EMISIÓN	NB	ED	
A	10/04/2017	PRIMER EMISIÓN	NB	ED	

GRUPO: SULSUR

PROYECTO UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE– AÑO 2016/2017

NOMBRE DEL PROYECTO: URA – REFINERÍA CAMPANA

NOMBRE DEL PID: HORNO DE REACCIÓN

DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS

ESCALA		DWG. N°:	REV.
S/E	SRU N°1	SRU–F–PI–005	C

SRU–F–PI–005–C.dwg