

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional La Plata

PLANTA CLAUS

Integración V - Proyecto Final Carrera: Ingeniería Química

ALUMNOS:

- ✓ Alvez Macarena
- ✓ Insaurralde Agostina
- ✓ Rodríguez Martina

DOCENTES:

- ✓ Titular de Cátedra: Ing. Vrcic, Juan Domingo.
- ✓ Ayudante: Ing. Rueda, Hernán.

Año 2022



Tabla de contenido

1. OBJETIVO	6
2. ALCANCE DEL PROYECTO.....	6
2.1. HIPÓTESIS DEL PROYECTO	6
3. ESTUDIO DE MERCADO	7
3.1. CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO: AZUFRE ELEMENTAL	7
3.1.1. CARTILLA DE SEGURIDAD	9
3.2. PRINCIPALES USOS DEL PRODUCTO	15
3.3. DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN DE LA NUEVA PLANTA.....	17
3.4. MATERIA PRIMA.....	17
3.5. VARIABLES MACROECONÓMICAS	18
4. UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	22
4.1. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA UBICACIÓN DE UNA PLANTA INDUSTRIAL	23
4.1.1. MANO DE OBRA CAPACITADA.....	24
4.2. MÉTODOS PARA DETERMINAR LA UBICACIÓN.	27
4.2.1. MACRO LOCALIZACIÓN	27
4.2.2. MICRO LOCALIZACIÓN	29
4.2.2.1. OPCIONES DE LOCALIZACIÓN	30
4.3. ESTUDIOS DE CLIMA	34
4.3.1. TEMPERATURAS EXTREMAS	36
4.3.2. NUBOSIDAD.....	36
4.3.3. PRECIPITACIONES.....	37
4.3.4. HORAS DE SOL	38
4.3.5. HUMEDAD	38
4.3.6. VIENTO	39
4.4. ESTUDIOS DE REQUISITOS LEGALES	41
4.4.1. LEGISLACIÓN NACIONAL.....	41
4.4.2. LEGISLACIÓN PROVINCIAL.....	44
4.4.3. LEGISLACION MUNICIPAL.....	46
4.5. ESTUDIOS DE SUELO	46



4.5.1. ESTUDIO DE SUELO ZONA IMPLANTACION DE UNIDAD	46
4.5.1.1. ESTRATIGRAFÍA DEL SUBSUELO	49
4.5.1.2. ENSAYOS PENETROMÉTRICOS.....	50
4.5.1.3. CAPA FREÁTICA.....	50
4.5.1.4. ANÁLISIS QUÍMICOS.....	50
4.5.1.5. ENSAYOS DE RESISTIVIDAD	51
4.5.1.6. ENSAYOS DE CONSOLIDACIÓN	52
4.6. CONCLUSIÓN.....	53
4.7. LAS COMUNIDADES VECINAS.....	54
4.8. MANO DE OBRA	55
4.9. LOGÍSTICA	56
5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA.....	57
5.1. INTRODUCCIÓN.....	57
5.1.1 ANTECEDENTES.....	58
5.2. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA	59
5.2.1. TECNOLOGÍAS COMERCIALES EXISTENTES	59
5.2.1.1. PROCESO BSR/SELECTOX.....	59
5.2.1.2. MEJORA DEL PROCESO CLAUS MODIFICADO	60
5.2.1.2.1 PROCESO CLAUS MODIFICADO ORTLOFF	60
5.2.1.2.2. PROPUESTA DE MEJORA.....	62
5.2.1.3. PROCESO TOP CLAUS	62
5.2.2. ANÁLISIS DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS	64
5.2.3. PONDERACIÓN Y SELECCIÓN DEL MÉTODO ÓPTIMO	65
5.2.3.1. PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE	65
5.2.3.2. PUREZA DEL AZUFRE OBTENIDO.....	65
5.2.3.3. CONSUMO ENERGÉTICO	66
5.2.3.4. EXPERIENCIA DEL LICITADOR.....	66
5.2.3.5. TECNOLOGÍA PROBADA	67
5.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	69
5.3.1. UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE SECCIÓN 8100	71
5.3.1.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN	71
5.3.1.2 ETAPA TÉRMICA.....	72



5.3.1.2.1 REACCIONES DE LA ETAPA TÉRMICA.....	74
5.3.1.3 ETAPA CATALÍTICA	76
5.3.1.4 RECEPCIÓN DE AZUFRE CONDENSADO y DESGACIFICACIÓN	77
5.3.1.5 ALMACENAMIENTO	79
5.3.2. UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS DE COLA SECCIÓN 8200	80
5.3.2.1. TRATAMIENTO DE GAS DE COLA	80
5.3.2.1.1 CALENTAMIENTO DEL GAS DE COLA	81
5.3.2.1.2 HIDROGENACIÓN DEL GAS DE COLA	81
5.3.2.1.3. ENFRIAMIENTO	82
5.3.2.1.4. ABSORCIÓN CON AMINAS	83
5.3.2.2. DISPOSICIÓN FINAL.....	86
5.4. CATALIZADORES DEL PROCESO	86
5.5. PATENTES.....	88
5.6. CONCLUSIONES	88
6. DISEÑO BÁSICO	89
6.1. LÍMITES DE BATERÍA	89
6.2. BALANCE DE MASA Y ENERGIA.....	89
6.2.1 BALANCE DE MASA DE LA UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE (SRU) SECCIÓN 8100.....	90
6.2.2 BALANCE DE MASA DEL TRATAMIENTO DE GAS DE COLA SCOT (TGTU) SECCIÓN 8200	90
6.3. DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS	92
6.3.1. COMPRESOR C-8201	92
6.3.2. REACTOR R-8201.....	103
6.3.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN T-8203	136
6.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-8205	178
6.3.5. BOMBA P-8201	209
7. PLANIMETRÍA Y ESTRATEGIAS DE CONTROL	239
7.1. EQUIPOS PARA CONTROLAR.....	240
7.2. ESTRATEGIA DE CONTROL PARA REACTOR R-8201	241
7.2.1.1. CONTROL DE LA TEMPERATURA DEL R-8201.....	241
7.2.1.2. CONTROL DE PRESIÓN DEL R-8201	242



7.2.1.3.	CONTROL DE PRESIÓN Y TEMPERATURA POR PÉRDIDA DE ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR.....	242
7.2.1.4.	P&ID DE UNIDAD DE REACCION R-8201.....	243
7.3.	ESTRATEGIA DE CONTROL PARA ABSORBEDORA T-8203	244
7.3.1.1.	CONTROL DEL NIVEL DE LÍQUIDO	244
7.3.1.2.	CONTROL DE LA PRESIÓN EN LA CABEZA DE LA ABSORBEDORA.	244
7.3.1.3.	CONTROL DE LA CONCENTRACIÓN DE H ₂ S DEL TOPE	244
7.3.1.4.	P&ID DE LA UNIDAD DE ABSORCIÓN T-8203	244
7.4.	PLOT PLAN DE PRODUCCIÓN	245
7.5.	SECUENCIA DE PARADA DE EMERGENCIA	246
8.	ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL	247
8.1.	PROBLEMAS GENERALES DE ORGANIZACIÓN.....	247
8.2.	ORGANIGRAMA.....	247
8.2.1.	DESCRIPCION DE LOS PUESTOS DE TRABAJO.....	249
8.3.	EMPLEADOS, HORARIOS Y TURNOS	254
8.4.	SELECCIÓN DE PERSONAL	257
8.5.	GREMIOS RELACIONADOS A LA ACTIVIDAD- CCT.....	257
8.6.	SUELDOS	257
8.7.	SEGURIDAD INDUSTRIAL LEY N°19587	258
8.8.	RIESGOS LABORALES-ART	258
8.9.	SEGURO DE VIDA OBLIGATORIO	260
9.	ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	261
9.1.	OBJETIVO DEL ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL.....	261
9.2.	NIVEL DE COMPLEJIDAD AMBIENTAL – NCA.....	261
9.2.1.	CÁLCULO DEL NCA	262
9.3.	IDENTIFICACIÓN DE ACTIVIDADES CON IMPACTO AMBIENTAL.....	267
9.4.	MEDIDAS DE MITIGACIÓN	270
9.4.1.	MEDIDAS GENERALES	270
9.4.2.	RIESGOS DE OPERACIÓN	272
9.4.3.	CORTE DE SUMINISTRO ELÉCTRICO	273
9.4.4.	INCENDIO	273



9.4.5.	RIESGO EN OPERACIÓN CON HIDROGENO H ₂ Y SULFURO DE HIDROGENO H ₂ S	280
9.7.	EFLUENTES DE PROCESO.....	285
9.8.	GESTIÓN Y MANEJO DE RESIDUOS Y EFLUENTES.	286
9.9.	MATRIZ DE LEOPOLD	288
9.10.	¿Cómo obtener el Certificado de Aptitud Ambiental?	294
9.11.	CONCLUSIONES.....	300
10.	ESTUDIO ECONÓMICO.....	302
10.1.	INVERSIÓN.....	302
10.1.1.	CAPITAL FIJO	303
10.1.1.1.	COSTO DE EQUIPOS.....	303
10.1.2.	CAPITAL DE TRABAJO	305
10.1.3.	INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL	309
10.2.	INGRESOS POR VENTAS.....	310
10.3.	EGRESOS POR COMPRAS.....	312
10.4.	COSTOS DE PRODUCCIÓN	313
10.4.1.	COSTOS VARIABLES	313
10.4.2.	COSTOS FIJOS.....	314
10.5.	ÍNDICES DE RENTABILIDAD.....	316
10.6.	VAN	319
10.7.	CONCLUSIONES.....	319
11.	ANEXOS.....	320
11.1.	ANEXO 1- BALANCE DE MASA Y ENERGIA PRO II	320
	BIBLIOGRAFÍA.....	324



1. OBJETIVO

El proyecto tiene como objetivo el desarrollo de ingeniería básica para el diseño y aprobación de inversión de una nueva Planta recuperadora de Azufre – Planta Claus en el Complejo Industrial Ensenada para reemplazo de la planta existente, cumpliendo con todas las especificaciones técnicas, de seguridad y medioambiente asociadas a esta industria.

2. ALCANCE DEL PROYECTO

Desarrollo del estudio de viabilidad técnica, económica y ambiental para evaluar la posible construcción e instalación de una planta Claus con una producción de azufre de 26.130 Tn/año y una pureza superior de 99%. Dicho estudio tiene como finalidad dar información a la parte interesada, en nuestro caso YPF, quien decidirá si es conveniente o no, la construcción de la misma.

El desarrollo del estudio implica realizar FEL I, FEL II Y FEL III, en un periodo de tiempo no superior al año, debiendo entregar la información para toma de decisión en marzo de 2023.

Esto incluye localización de la empresa, obtención de certificado de aptitud ambiental, organigrama y análisis económico y de sensibilidad.

2.1. HIPÓTESIS DEL PROYECTO

Para el desarrollo de este proyecto se han considerado las siguientes hipótesis:

1. YPF S.A. ha hecho un llamado a licitación para un EVTEA para llevar a cabo el reemplazo de la planta CLAUS y nuestra empresa ADLIR S.R.L. ha ganado la licitación y en el término de 365 días debe entregar los documentos pertinentes.



2. Por las nuevas especificaciones de combustibles, se van a requerir más procesos de hidrogenación, YPF deberá aumentar las plantas de hidrotratamiento en donde se obtiene la materia prima que alimenta la planta Claus, por lo tanto, al producir más gases agrios que procesar, se va a requerir una planta Claus con un aumento del 20 % de la capacidad de la ya existente.
3. YPF solicita una mejora tecnológica de la planta.

3. ESTUDIO DE MERCADO

Las nuevas especificaciones de combustibles (nafta y GO), que entrarán en vigor en los próximos años, hacen necesaria una reducción del contenido de azufre en el producto final a valores del orden de las 10 ppm, (actualmente 300 ppm para nafta grado 2 y 50 ppm en Premium, y 500 ppm de GO grado 2 y 50 ppm en GO Premium). La necesidad de nuevas plantas de hidrogenación de ambos combustibles generará un incremento en la cantidad de gases agrios producidos y por ende una mayor cantidad de azufre elemental producido.

3.1. CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO: AZUFRE ELEMENTAL

Es un elemento químico de color amarillo verdoso, insípido y sólido a temperatura ambiente. Puede obtenerse mediante la extracción de minas localizadas generalmente en zonas volcánicas o a partir de procesos petroquímicos. El azufre que trataremos en este proyecto será de origen petroquímico. Se obtiene a través de la oxidación catalítica del sulfuro de hidrógeno (H_2S) proveniente de los gases de ruptura catalítica. El resultado es un Azufre de alta pureza de 99.5%.



AZUFRE ELEMENTAL	
Características	Magnitud
Limites explosivos (g/m ³)	
Inferior (LEI)	35
Superior (LES)	1400
Punto de inflamación (°C)	Puro: 207 Impuro: 188-168
Punto de ebullición (°C)	444
Temperatura de ignición (°C)	190

Tabla 3.1.-1: Propiedades del azufre elemental

Fuente: Elaboración propia

ANÁLISIS TÍPICOS

Ensayos	Unidad	Método SMF / Internos	Azufre
Aspecto		Visual	Amarillo brillante
Pureza	% p	YPF INC C.C.232	99,5
Humedad	% p	YPF INC C.C.233	0,5
Acidez	% p	YPF INC C.C.231	0,005
Cenizas a 800 °C	% p	YPF INC C.C.230	0,0067
Bitumen	% p	YPF INC C.C.231	0,004

*Los datos procedentes de análisis típicos no conforman una especificación. Los mismos son representativos de los valores de producción.
SMF Standard Method by Furman.*

Tabla 3.1-2: Propiedades del azufre elemental

Fuente: Y.P.F. S.A.

Su principal aplicación es en la preparación de ácido sulfúrico, óleum, sus derivados (sulfatos, sulfitos y sulfuros, etc.), usos agrícolas para la preparación de fungicidas, adecuadores de suelo. También se utiliza directamente en la vulcanización del caucho y en la fabricación de algunos tipos de acero.

El azufre por ingestión o contacto produce irritaciones en la piel de carácter eccematoso, a la vez puede formar ácido sulfhídrico provocando quemaduras. En algunas ocasiones se comporta como un combustible y forma mezclas explosivas con el aire para elevar su temperatura por encima de los 109° C.



3.1.1. CARTILLA DE SEGURIDAD

AZUFRE ELEMENTAL

1. IDENTIFICACIÓN DEL PRODUCTO Y DE LA COMPAÑÍA	
Empresa: YPF S.A. Dirección: Av. Macacha Güemes n° 515 CP C1106BKK Buenos Aires - ARGENTINA Tel# (+ 5411) 5441-2000 Fax# (+ 5411) 5441-5796	Nombre comercial: AZUFRE Nombre químico: Azufre.
	Sinónimos: Azufre precipitado. Azufre coloidal. Azufre sublimado. Flores de azufre.
	Teléfono de emergencia: En Argentina: 0800-222-2933 Desde otros países: (+5411) 4552 8747

2. IDENTIFICACION DEL PELIGRO O PELIGROS			
Pictograma			
Palabra Advertencia	Atención		
Indicación de Peligro	H228 - Sólido inflamable.	H315 - Provoca irritación cutánea.	-
Consejo de Prudencia	P210 - Mantener alejado del calor, superficies calientes, chispas, llamas al descubierto y otras fuentes de ignición. No fumar. P240 - Toma de tierra y enlace equipotencial del recipiente y del equipo receptor. P241 - Utilizar material eléctrico, de ventilación o de iluminación antideflagrante.	P264 - Lavarse cuidadosamente después de la manipulación. P280 - Usar guantes, ropa de protección y equipo de protección para los ojos y la cara. P302 + P352 - EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL: Lavar con abundante agua.	P332 + P313 - En caso de irritación cutánea: consultar a un médico. P362 + P364 - Quitar la ropa contaminada y lavarla antes de volverla a usar. P370 + P378 - En caso de incendio: utilizar niebla de agua, espuma, polvo químico seco o dióxido de carbono (CO ₂) para la extinción.
Otras regulaciones	-		
OTROS PELIGROS			
-			



3.COMPOSICIÓN/INFORMACION SOBRE LOS COMPONENTES

Composición general: Azufre.

Principales Componentes	Rang o %	Clasificación	Frases S
Azufre CAS # 7704-34-9	100	Flam. Solid 2; Skin Irrit. 2	H228; H315

4.PRIMEROS AUXILIOS

Inhalación:

Traslade a la víctima a una zona con aire limpio. Manténgala en reposo. Si no respira, aplique respiración artificial. Llame al médico.

Ingestión/Aspiración:

NO PROVOQUE EL VÓMITO. Enjuague la boca con agua. Consulte al médico llevando la etiqueta o la ficha de datos de seguridad.

Si la víctima está inconsciente, llame al médico inmediatamente. Si el vómito ocurre espontáneamente, coloque a la víctima de costado para reducir el riesgo de aspiración. No dé nada de beber o comer a la víctima.

Contacto piel/ojos:

En caso de contacto con la piel: Lave la piel inmediatamente con abundante agua y jabón durante al menos 15 minutos.

En caso de contacto con los ojos: Enjuague inmediatamente los ojos con agua durante al menos 15 minutos, y mantenga los párpados abiertos. Si tiene lentes de contacto, retírelas después de 5 minutos y continúe enjuagando los ojos. Consulte al médico.

Medidas generales:

Evite exponerse al producto y tome las medidas de protección adecuadas. Consulte al médico llevando la ficha de seguridad.

Nota al médico: Realice un tratamiento sintomático. Para más información, consulte a un Centro de Intoxicaciones.

5.MEDIDAS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS

Medidas de extinción:

Utilice polvo químico seco, dióxido de carbono, niebla de agua o espuma.
Grandes incendios: Utilice niebla de agua o espuma resistente al alcohol.

Contraindicaciones:

NO utilice chorros de agua en forma directa.

Productos de combustión:

En caso de incendio puede desprender humos y gases irritantes y/o tóxicos, como óxidos de azufre y otras sustancias derivadas de la combustión incompleta.

Medidas especiales:

Rocíe con agua los recipientes para mantenerlos fríos. Continúe enfriando los contenedores con agua después de que el fuego se haya extinguido. Remueva los restos hasta eliminar los rescoldos. Retírese inmediatamente si el recipiente se empieza a decolorar. SIEMPRE manténgase alejado de recipientes envueltos en fuego. Prevenga que el agua utilizada para el control de incendios ingrese a cursos de agua, drenajes o manantiales.

Peligros especiales:

SÓLIDO INFLAMABLE. El material puede acumular cargas estáticas que pueden producir una descarga eléctrica que ocasione fuego.



Equipos de protección:

Utilice equipo autónomo de respiración. La ropa de protección estructural de bomberos provee protección limitada en situaciones de incendio ÚNICAMENTE; puede no ser efectiva en situaciones de derrames. En derrames importantes use ropa protectora contra los productos químicos, la cual esté específicamente recomendada por el fabricante. Esta puede proporcionar poca o ninguna protección térmica.

6.MEDIDAS QUE DEBEN TOMARSE EN CASO DE VERTIDO ACCIDENTAL

Precauciones para el medio ambiente: Contenga el sólido y cúbralo para evitar su dispersión. Prevenga que el producto llegue a cursos de agua.	Precauciones personales: Elimine todas las fuentes de ignición (no fume, no use bengalas, chispas o llamas en el área de peligro). Conecte a tierra todos los equipos usados para manipular el producto. Detenga el escape si puede hacerlo sin riesgo. No toque objetos o zonas contaminadas ni camine sobre el material derramado. Puede utilizar espuma para reducir la emisión de vapores. No permita la reutilización del producto derramado.
Detoxificación y limpieza: Recoja el producto con pala y colóquelo en un recipiente apropiado. Limpie completamente la zona afectada. Disponga el agua y el residuo recogido en envases señalizados para su eliminación como residuo químico.	Protección personal: Es recomendable el empleo de equipos de respiración autónoma y trajes impermeables u otras prendas protectoras adecuadas como guantes y gafas.

7.MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO

Manipulación:

Precauciones generales:

No coma, beba o fume durante su manipulación. Evite el contacto con ojos, piel y ropa. Evite la inhalación del polvo. Lávese las manos después de manejar este producto.

Evite la generación de polvo y las condiciones que generan la electricidad estática. Conecte a tierra todas las piezas y equipos involucrados en la operación de transferencia de polvo. Mantenga las instalaciones limpias y ordenadas para prevenir el riesgo de explosión. Prevenga la acumulación de polvo. Mantenga las fuentes de ignición bajo control. El polvo acumulado o concentrado en capas es inflamable si se expone a temperaturas elevadas. En presencia de fuentes de ignición, emplee métodos que no generen nubes de polvo. Las descargas electrostáticas pueden provocar explosiones de polvo.

Consulte las siguientes normas de la Asociación Nacional de Protección contra Incendios de los EE.UU. (NFPA) que contienen información acerca de la prevención de explosiones e incendios ocasionados por el polvo: NFPA 77 (Prácticas Recomendadas sobre la Electricidad Estática) y NFPA 654 (Norma para la Prevención de Incendios y Explosiones Ocasionados por el Polvo durante la Fabricación, el Procesamiento y la Manipulación de Productos Sólidos Particulados Combustibles), y las normas a las que se hace referencia en dichos documentos. Los envases vacíos o los revestimientos pueden retener residuos del producto. El polvo residual de los recipientes puede inflamarse si se expone a una fuente de ignición con la suficiente carga de energía.

Condiciones específicas:

En el trasvase, se recomienda el empleo de guantes, visores o gafas para evitar salpicaduras. No suelde o corte en zonas próximas a recipientes llenos del producto. Con recipientes vacíos siga precauciones similares. Antes de hacer cualquier reparación en un tanque, asegúrese de que está correctamente purgado y lavado.

Uso Específico:

Según la hoja técnica del producto.



Almacenamiento:

Temperatura y productos de descomposición:

En caso de calentamiento puede desprender vapores irritantes y tóxicos. En caso de incendio, vea la Sección 5.

Reacciones peligrosas:

Evite dispersar el polvo.

Condiciones de almacenamiento:

Almacene en un área limpia, seca y bien ventilada. Proteja del sol. Mantenga los recipientes cerrados.

Materiales incompatibles:

Ácidos minerales oxidantes y no oxidantes, metales, nitruros, peróxidos e hidroperóxidos orgánicos, explosivos, agentes oxidantes fuertes y agentes reductores fuertes.

8. CONTROLES DE EXPOSICIÓN/PROTECCIÓN PERSONAL

Equipos de protección personal:

Protección respiratoria:

En caso de ser necesario, use protección respiratoria para polvo (tipo P1). Preste especial atención a los niveles de oxígeno presentes en el aire. Si ocurren grandes liberaciones, utilice equipo de respiración autónomo (SCBA).

Protección cutánea:

En caso de ser necesario, use guantes protectores impermeables de PVC, nitrilo o butilo (que cumplan con la normas IRAM 3607-3608-3609 y EN 374), ropa de trabajo y calzado de seguridad.

Protección ocular:

En caso de ser necesario, use gafas de seguridad que cumplan con la EN 166.

Otras protecciones:

Áreas de lavado en zonas de trabajo

Precauciones generales:

Mantenga ventilado el lugar de trabajo. La ventilación normal para operaciones habituales de manufacturas es generalmente adecuada. Utilice campanas locales durante operaciones que produzcan o liberen grandes cantidades de producto. En áreas bajas o confinadas utilice ventilación mecánica.

Prácticas higiénicas en el trabajo:

Disponga de duchas y estaciones lavaojos. Las buenas prácticas de trabajo y la adopción de medidas higiénicas reducen exposiciones innecesarias. Debe disponerse de duchas con agua caliente y jabón (no otros disolventes). Utilice cremas para la piel después del trabajo.

Controles de exposición:

CMP (Res. MTESS 295/03): N/D CMP-CPT (Res. MTESS 295/03): N/D CMP-C (Res. MTESS 295/03): N/D TLV-TWA (ACGIH): N/D
TLV-STEL (ACGIH): N/D
PEL (OSHA 29 CFR 1910.1000): N/D IDLH (NIOSH): N/D



9. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS

Aspecto: Sólido pulverulento.	pH: N/D
Color: Amarillo.	Olor: Desagradable.
Punto de ebullición: 444 °C (832°F)	Punto de fusión/congelación: 115°C a 123°C (239°F a 253,4°F)
Punto de inflamación/Inflamabilidad: 207 °C (404 °F)	Autoinflamabilidad: N/D
Propiedades explosivas: Límites de explosividad: 35 g/m ³ - 1400 g/m ³ No explosivo. De acuerdo con la columna 2 del Anexo VII del REACH, este estudio no es necesario porque en la molécula no hay grupos químicos asociados a propiedades explosivas.	Propiedades comburentes: De acuerdo con la columna 2 del Anexo VII del REACH, este estudio no es necesario porque la sustancia, por su estructura química, no puede reaccionar de forma exotérmica con materias combustibles.
Presión de vapor: 10 mmHg a 246°C	Densidad: 2.1 g/cm ³
Tensión superficial: N/D	Viscosidad:
Densidad de vapor: 8,9	Coef. reparto (n-octanol/agua): N/A
Hidrosolubilidad: Insoluble.	Solubilidad: Soluble en sulfuro de carbono, benceno y tolueno (0.2% máx.).
Otros datos: -	

10. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

Estabilidad: No se espera que se produzcan reacciones o descomposiciones del producto en condiciones normales de almacenamiento. No contiene peróxidos orgánicos. No es corrosivo para los metales. No reacciona con el agua. El producto es químicamente estable y no requiere estabilizantes.	Condiciones a evitar: Evite dispersar el polvo.
Incompatibilidad: Ácidos minerales oxidantes y no oxidantes, metales, nitruros, peróxidos e hidroperóxidos orgánicos, explosivos, agentes oxidantes fuertes y agentes reductores fuertes.	
Productos de combustión/descomposición peligrosos: En caso de calentamiento puede desprender vapores irritantes y tóxicos. En caso de incendio, vea la Sección 5.	
Riesgo de polimerización: No se espera polimerización peligrosa.	Condiciones a evitar: N/D



11. INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

Vías de entrada:

Inhalatoria, contacto dérmico y ocular.

Efectos agudos y crónicos:

Inhalación: puede causar molestias por inhalación de polvo. Contacto con la piel: puede causar sequedad de la piel.
Contacto con los ojos: puede causar irritación por efectos mecánicos. Ingestión: puede causar náuseas, vómitos y malestar estomacal.

Datos en animales:

No hay información sobre la toxicidad del producto, pero se presentan estimaciones de toxicidad aguda. ETA-DL50 oral (calc.): > 5000 mg/kg
ETA-DL50 der (calc.): > 2000 mg/kg
ETA-CL50 inh. (calc.): > 5 mg/l
Irritación dérmica (conejo, estim.): irritante
Irritación ocular (conejo, estim.): puede causar irritación por efectos mecánicos
Sensibilidad cutánea (cobayo, estim.): no sensibilizante
Sensibilidad respiratoria (cobayo, estim.): no sensibilizante

Carcinogenicidad:

No contiene componentes en concentraciones mayores o iguales que 0,1% que estén clasificados como carcinógenos por la Agencia Internacional de Investigaciones sobre Carcinógenos.

Mutagenicidad: No hay componentes en este producto que clasifiquen como mutágenos según el SGA.

Toxicidad para la reproducción:

No hay componentes de este producto que clasifiquen como tóxico para la reproducción según el SGA con efectos sobre la función sexual y la fertilidad.

Teratogenicidad: No hay componentes de este producto que clasifiquen como tóxico para la reproducción según el SGA con efectos sobre el desarrollo de los descendientes.

Condiciones médicas agravadas por la exposición:

STOT-SE: No hay componentes de este producto que clasifiquen como tóxicos para órganos diana por exposiciones únicas según el SGA.

STOT-RE: No hay componentes de este producto que clasifiquen como tóxicos para órganos diana tras exposiciones prolongadas o repetidas según el SGA.

Aspiración: El criterio de peligro por aspiración del SGA no es aplicable porque el producto es un sólido.



12. INFORMACIÓN ECOTOXICOLÓGICA

Forma y potencial contaminante:

Persistencia y degradabilidad:

BIODEGRADABILIDAD (OECD): El producto es inorgánico, por lo cual el ensayo no es aplicable. PNEC (agua): N/D

PNEC (mar): N/D PNEC-STP: N/D

Movilidad/Bioacumulación: En general el azufre presenta un ciclo biológico y una movilidad característica de nutrientes esenciales para el desarrollo de la vida celular. El azufre elemental no se solubiliza en agua.

Efecto sobre el medio ambiente:

El producto no presenta riesgos agudos basados en la escasa solubilidad de sus componentes. ETA-CE50 (peces, calc., 96 h): > 100 mg/l.

ETA-CE50 (inv., calc., 48 h): > 100 mg/l ETA-CE50 (algas, calc., 72 h): > 100 mg/l ETA-CSEO (peces, calc., 14 d): > 1 mg/l

ETA-CSEO (inv., calc., 14 d): > 1 mg/l

13. CONSIDERACIONES RELATIVAS A LA ELIMINACIÓN

Métodos de eliminación de la sustancia (excedentes): No se recomienda el uso de incineradores ya que durante la combustión se produce SO_2 tóxico para el hombre y el medio ambiente. Se recomienda el vertido a vertederos controlados en pequeñas cantidades. Se deben consultar las disposiciones legales vigentes en cada caso. Intentar reciclar y reutilizar el producto si es posible.

Residuos: Líquidos y sólidos de procesos industriales; (el material contaminado de equipos de protección o contenedores y recipientes usados, etc., se puede limpiar y reutilizarse).

Eliminación: Métodos recomendables: Vertederos controlados. Métodos no recomendables: Incineración.

Manipulación: Se deben manipular los residuos evitando el contacto directo.

Disposiciones: Los establecimientos y empresas que se dediquen a la recuperación, eliminación, recogida o transporte de residuos deberán cumplir las disposiciones existentes relativas a la gestión de residuos u otras disposiciones municipales, provinciales y/o nacionales en vigor.

Cartilla Seguridad del azufre elemental

Fuente: Ficha Seguridad Azufre Refino YPF

3.2. PRINCIPALES USOS DEL PRODUCTO

- Fabricación de ácido sulfúrico
- Vulcanización del caucho
- Fungicidas
- Fertilizantes
- Orfebrería
- Fabricación de resinas sintéticas (caprolactama)
- Sulfonación de detergentes

Se comercializan una variedad de azufres especiales que se aplican a distintos usos. Las características físicas y químicas de las diversas formulaciones se



adaptan de manera tal que proveen condiciones óptimas para cumplir con la función buscada, ya sea como fertilizante, fungicida de contacto (al 99,5% y micronizado de modo que es “mojable”). También se lo emplea como corrector de pH del suelo (en este caso en forma granulada y al 80%).

La presentación es variada: a granel en camiones de hasta 30 tm; envasado en bolsas de 300 kg, 800 kg, ó 1.000 kg, o en 25 bolsas de 40 kg cada una pelletizadas en unidades de 1tm; o fundido en isotanques aislados y calefaccionados de 25 tm de capacidad.

El principal uso del azufre es la producción de ácido sulfúrico. La Argentina produce más de 275 mil toneladas de ácido sulfúrico / año. La producción se distribuye entre 4 empresas: 44% ICI Argentina, con dos plantas ubicadas en San Lorenzo, Santa Fé; 24% SULFACID de Fray Luis Beltrán, Santa Fé; 16% MERANOL, ubicada en Dock Sud en la desembocadura del Riachuelo y otro 16% es producido por la Fábrica Militar Río Tercero (FMRT) ubicada en Rio Tercero, Córdoba.

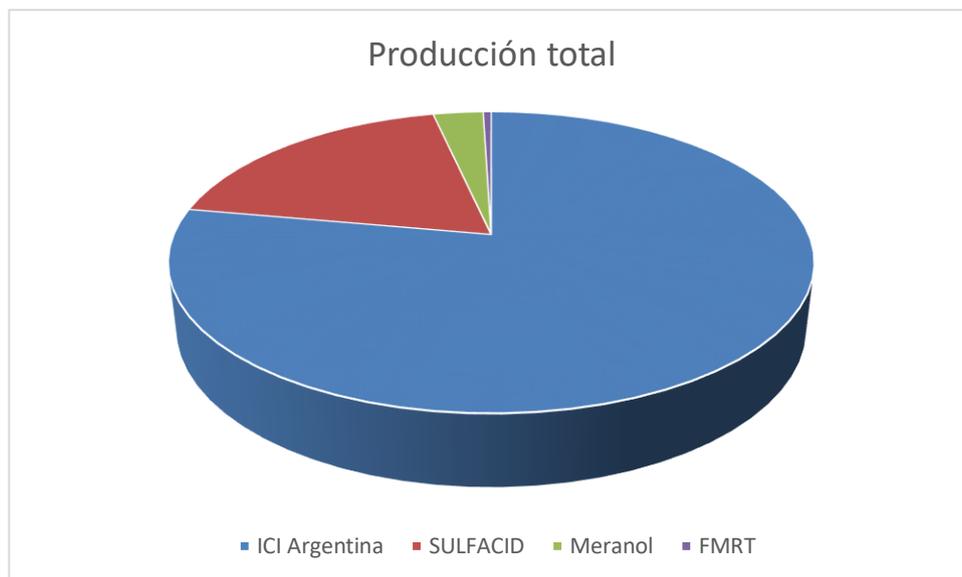


Imagen 3.2-1: Producción de Ácido Sulfúrico en Argentina 2020

Fuente: Ministerio de Industria



3.3. DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN DE LA NUEVA PLANTA

De acuerdo con lo estipulado por contrato con YPF, la capacidad de la nueva planta será de 26.130 Tn/año, siendo un 20 % superior a la capacidad de la planta actual, con una pureza del azufre producido superior al 99,5 %.

3.4. MATERIA PRIMA

La nueva planta de recuperación de azufre permite el procesamiento de un total de 62.000 STm3/día de gas ácido proveniente de las tres unidades de Aminas existentes; Unidad Aminas 7200, Unidad Aminas 7000, y la Unidad 1600 (Neutralización de Cáusticos Agotados), y un total de 58.660 STm3/día de off gas proveniente de los despojadores de agua ácida existentes en las Unidades 1300 y 1350.

Las composiciones de estas corrientes son:

Propiedades	STEAM	
	1 -GAS AMINAS	2- GAS SWS
T [°C]	49	85
P [kg/cm ² g]	0,6	0,6
% mol		
CH ₄	5	5
H ₂ S	65,9	28,5
H ₂ O	7	33
NH ₃	0	33,5
CO ₂	22,1	0
STm ³ /día	62.071,20	58.660,80
STm ³ /h	2.586,30	2.444,20
P abs [atm]	1,58	1,58
Q [m ³ /h]	1.829,08	1.921,75
PM [g/mol]	34,19	22,13
ρ [kg/m ³]	2,05	1,19
F [kg-mol/h]	109,46	103,44
M [kg/h]	3.742,36	2.288,69

kg-mol/h	STEAM	
	1-GAS AMINAS	2-GAS SWS
CH ₄	5,47	5,17
H ₂ S	72,13	29,48
H ₂ O	7,66	34,14
NH ₃	0	34,65
CO ₂	24,19	0
Total [kg-mol/h]	109,46	103,44

kg/h	1	2
CH ₄	87,57	82,76
H ₂ S	2452,51	1002,37
H ₂ O	137,92	614,46
NH ₃	0	589,11
CO ₂	1064,37	0
Total [kg/h]	3.742,36	2.288,69

Tabla 3.4: Materia prima para la producción de azufre

Fuente: Datos-YPF. Diseño propio en Excel



3.5. VARIABLES MACROECONÓMICAS

Las variables macroeconómicas se interpretan para caracterizar o describir la economía regional, en un determinado periodo de tiempo.

Algunos de los índices se pueden mencionar:

- Tipo de cambio
- Inflación
- Tasa de interés
- Tasa de desempleo
- PBI

Acerca del tipo de cambio podemos decir que como el proyecto va a realizarse en dólares, es necesario saber la evolución entre pesos argentinos y dólares estadounidenses.

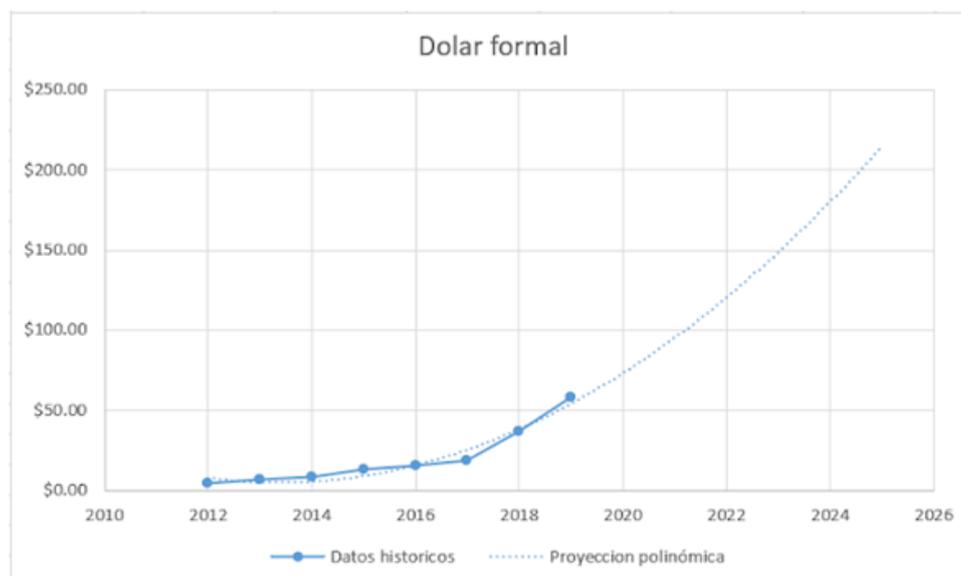


Imagen 3.5.-1: Evolución del precio del dólar.

Fuente: Banco de la Nación Argentina



La inflación es un proceso en el cual los niveles generales de precios aumentan y el dinero pierde poder adquisitivo, es decir, pierde su valor. La importancia de la inflación se relaciona con la idea de que a un mayor nivel de precios existirá un menor consumo de bienes y servicios. La variación mensual del IPC (Índice de Precios al Consumo) ha sido del 6,1%, de forma que la inflación acumulada en 2022 es del 23,1%.

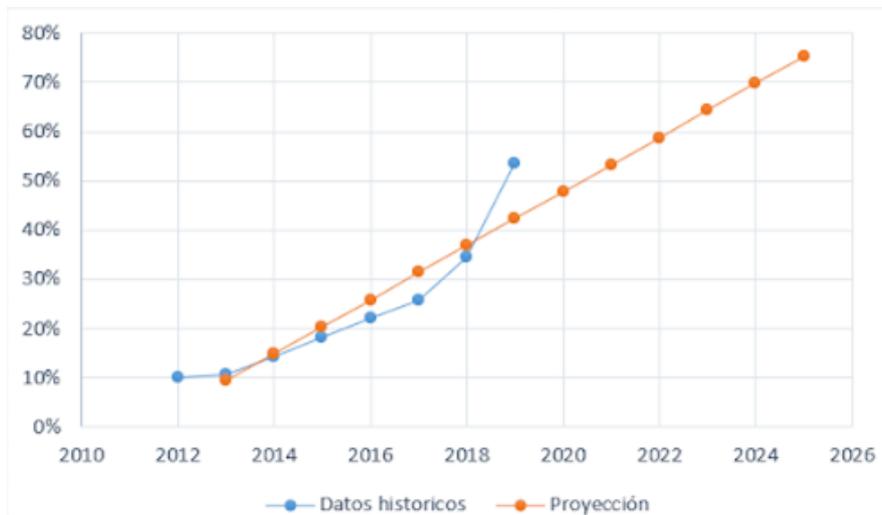


Imagen 3.5.-2: Análisis de la evolución de los valores de inflación, precio promedio al consumidor.

Fuente: Fondo Monetario Internacional.

La tasa de interés es un medio de influir sobre la actividad económica, de forma que una tasa de interés relativamente alta tiende a reducir los préstamos y el gasto. Por otro lado, si se debe solicitar capital prestado, una tasa de interés alta hace más costosa llevar a cabo la inversión. La importancia del tipo de cambio radica en ser uno de los pilares fundamentales en la política económica de un país. De esta decisión depende hacia qué sector estará apuntando el modelo económico.

Los datos de la tasa de interés del plazo fijo anual en dólares fueron extraídos del Banco Provincia y no se realizó una proyección debido a que la variabilidad de los datos imposibilita realizar la misma, pero se supone que se va a mantener cercano al 2%.

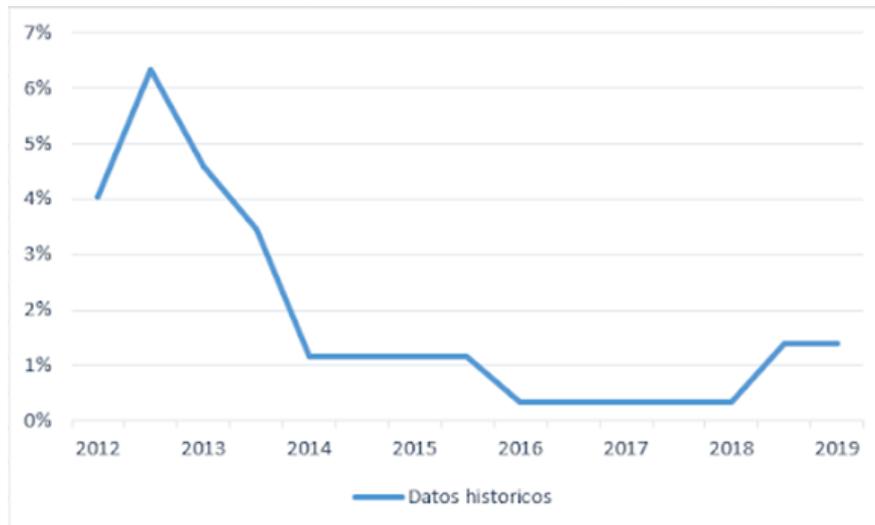


Imagen 3.5.-3: Evolución de la tasa de interés del plazo fijo anual en dólares.

Fuente: Banco Provincia.

La tasa de interés del préstamo en dólares será de utilidad al momento de pedir un préstamo a bancos e inversionistas para realizar la inversión inicial necesaria para poner en marcha la planta. La tasa tendrá su dependencia únicamente con el banco, por lo que se analizarán los datos promedio que se recopilaban de la página web de la Bolsa de Comercio de Rosario (BCR).

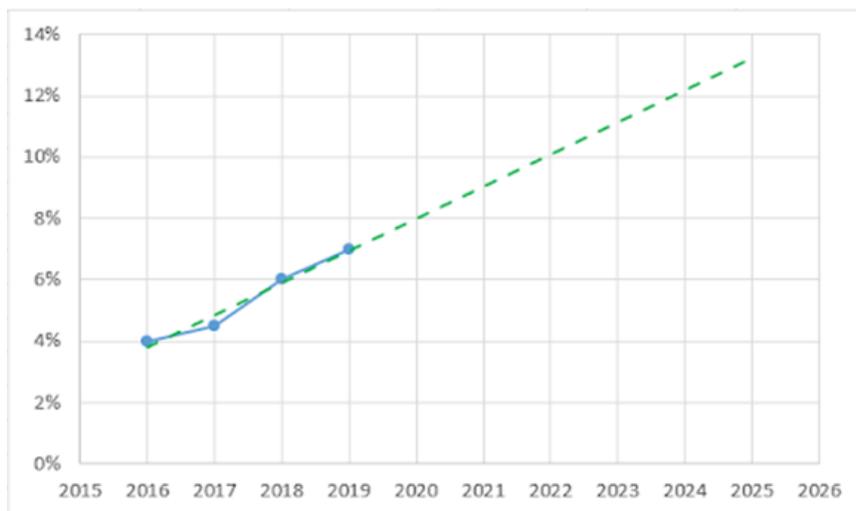


Imagen 3.5.-4: Evolución de la tasa de interés del préstamo en dólares.

Fuente: Bolsa de Comercio de Rosario.



El desempleo es un problema fundamental en las sociedades actuales. Cuando es elevado, se derrochan recursos y se deprimen las rentas de los individuos; durante esos períodos, las dificultades económicas afectan las emociones y la vida familiar de dichos individuos.

El Producto Bruto Interno (PBI), también llamado Producto Interno Bruto (PIB), se refiere a los bienes y servicios producidos en el país o región, en un determinado periodo de tiempo, normalmente un año. Suele ser el indicador con que se mide la riqueza producida en un país.

Una forma de medir el producto bruto interno es:

$$\text{PBI} = \text{Consumo} + \text{Inversión} + \text{Exportaciones} - \text{Importaciones.}$$

A su vez el consumo se subdivide en privado y público y la inversión en fijo y variación de existencias:

$$\text{PBI} = \text{Consumo (Público + Privado)} + (\text{Inversión fija} + \text{Inversión en variación de existencias}) + \text{Exportaciones} - \text{Importaciones.}$$

A continuación, se mostrará la gráfica del PBI para Argentina y su variación % en el periodo del 2010 al 2019:

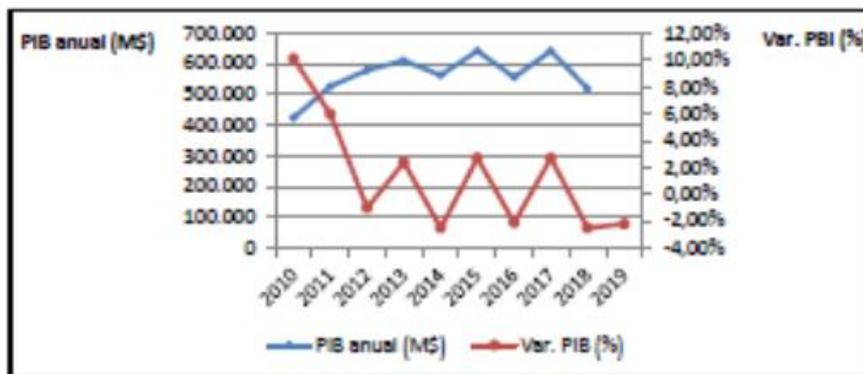


Imagen 3.5-5: PBI anual y porcentaje de variación del PB.

Fuente: Propia en base a datos recuperados de la página <https://datosmacro.expansion.com/pib/argentina> , (2020).



El producto bruto interno de Argentina en 2019 ha caído un 2,2% respecto al año anterior. Esta tasa es 3 décimas superior a la publicada en 2018, que fue del -2,5%. En 2018 la cifra del PIB fue de M\$ 519.487.

El PIB Per cápita de Argentina en 2019 fue de \$11.658, \$2.930 menor que en 2018, cuando fue de \$14.588. Para ver la evolución del PIB per cápita resulta interesante mirar unos años atrás y comparar estos datos con los del año 2009 que fueron de \$9.147.

En general, el análisis de las variables macroeconómicas indica oportunidad y/o riesgo para el accionar de una empresa lo que contribuyen a la toma de decisiones de inversión. Sin embargo, no es lo único que determinará una toma de decisión.

Hay casos en los al tratarse de una adecuación a una nueva ley ambiental, el proyecto se debe realizar por más que los indicadores proyecten un mal escenario, se denominan proyectos defensivos, o lo hago o quedo fuera del mercado.

4. UBICACIÓN DE LA PLANTA

El objetivo del estudio para la localización de un proyecto se basa en analizar las diferentes alternativas de ubicación espacial del mismo. Se encontrarán diferentes lugares donde es posible ubicar el proyecto, seleccionando entonces dicha zona que ofrezca los máximos beneficios y los costos más bajos, es decir en donde se obtenga la máxima ganancia, tratándose en este caso de una empresa de índole privada y con fines de lucro.



4.1. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA UBICACIÓN DE UNA PLANTA INDUSTRIAL

Los factores que determinan o condicionan el estudio de localización de una planta industrial, que se implementaran con la propuesta del proyecto, son una tarea limitada por las relaciones recíprocas que existen entre la disponibilidad de las materias primas, la tecnología y el financiamiento que utiliza la planta. Todos estos factores contribuyen a simplificar el proceso de aproximaciones sucesivas y las alternativas de tamaño entre las cuáles se puede escoger:

- **Disponibilidad de materia prima e insumos.** Es una variable determinante del tamaño y localización de la planta, obliga a analizar la oferta actual y futura de los insumos más importantes, con el fin de conocer a corto y largo plazo su existencia; además se debe evaluar la posibilidad de emplear insumos sustitutos si el proyecto lo permite. Por lo tanto, se debe contar con la seguridad necesaria en la obtención de las materias primas en cualquier momento para darle confiabilidad al proyecto, y así poder definir con toda seguridad su tamaño. En este tramo, también se encuentra la distancia a dicha materia prima, sus canales de distribución y los costos asociados a la misma.
- **Zonas de consumo o Mercados.** Aquí se desarrolla la potencia relativa de los mismos nichos de mercado, teniendo en cuenta la distancia a cubrir para vender nuestro producto. Y finalmente, se concluirá con una previsión del crecimiento o disminución de nuestro mercado que consumirá el producto
- **Suministro de energía y combustibles.** Dentro de este tópico encontramos a las principales fuentes de abastecimiento de los insumos, y su distancia. Luego, las reservas futuras de los mismos, sus costos asociados y el sistema de comercialización que presentan.



- **Suministro de agua.** En este punto, se especificarán la calidad del servicio, su disponibilidad y la seguridad respectiva que garantice el proveedor.
- **Disponibilidad zonal de mano de obra.**
- **Factores relacionados al clima,** como lo son temperaturas atmosféricas, humedad, lluvias, vientos. Variables máximas y mínimas y sus excepciones. También hay factores que se relacionan directamente con la topografía del terreno, como son estudio de suelos, sísmica, resistencia de los estratos subyacentes, etc.
- **Beneficios otorgados exclusivamente por la elección de la localización.**
- **Importancia de la empresa en y para la región donde se localiza.**

Los factores específicos son aquellos que son determinantes en algunos casos particulares, siendo estos:

- **Factores geográficos** (clima, estructura del suelo).
- **Legislación y normas públicas vigentes** (considerando aquí todo lo referido a Seguridad de los Procesos y Medioambiente).
- **Normas internas de las empresas o Infraestructura existente.**

4.1.1. MANO DE OBRA CAPACITADA

Existe en el país un amplio espectro de áreas con actividad petroquímica, las cuales fluctúan entre una mayor y menor actividad, un indicador es la capacidad instalada que brindan las refinerías de dichos sectores. Entre las empresas YPF, Shell y Axion, se concentra, entonces, el 93% del mercado refinador, destacándose YPF con el 63%, seguida por Shell con el 16% y Axion con el 14%, lo que refleja que se trata de un mercado altamente concentrado.

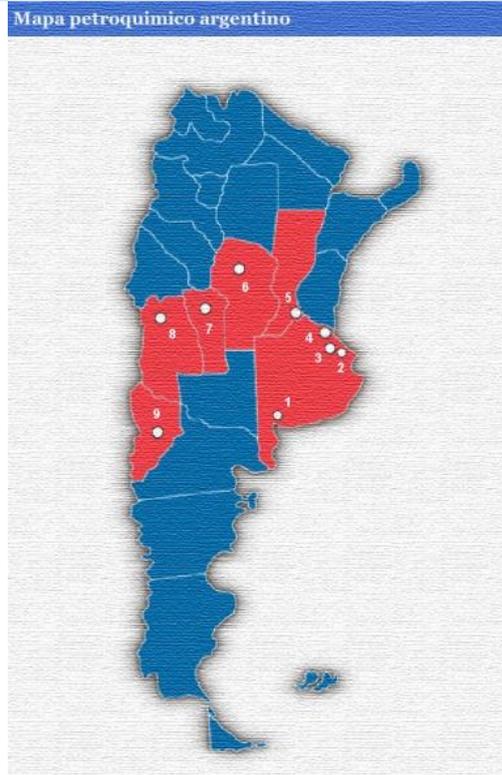


Imagen 4.1.1-1: Mapa petroquímico argentino.

Fuente: Archivo de la revista *Petroquímica*

[http://www.e-petroquimica.com.ar/index.php?id=mapas/mapa_petroquimico.php] modificado por C. E. Solivérez. Categoría: industria

Los polos petroquímicos argentinos, agrupados por provincia e identificados en el mapa con los números entre paréntesis, son los siguientes:

- 1) Buenos Aires
- Área Campana - San Nicolás (4)
 - ATANOR SA
 - CABOT Argentina SAIC
 - CARBOCLOR SA
 - Carboquímica del Paraná SA
 - Paraná SA
 - PETROBRAS Energía SA
 - VORIDIAN Argentina SRL



- Área Ensenada (2)
 - MAFISA
 - PETROKEN SA
 - REPSOL YPF
 - SNIAFA SAICF

- Área Gran Buenos Aires (3)
 - ATANOR SA
 - BASF Poliuretanos SA
 - INDUSPOL Aislaciones SRL (Junín)
 - Industrias Químicas CARBINOL SACIFIA
 - INVISTA Argentina SRL
 - Petroquímica Argentina SA (San Miguel del Monte)
 - PLAST SAICIF

- Polo Bahía Blanca (1)
 - PROFERTIL SA
 - Solvay Indupa SA: abastece el 80% del mercado argentino de PVC

- 2) Córdoba
 - Área Río Tercero (6)
 - ATANOR SA
 - Fábrica Militar Río III
 - Petroquímica Río III SA

- 3) Mendoza
 - Área Luján de Cuyo (8)
 - Aislantes de Cuyo SA
 - Petroquímica Cuyo SAIC
 - REPSOL YPF



- 4) Neuquén
 - Área Plaza Huincul (9)
 - REPSOL YPF
 - NEUFORM SA

- 5) San Luis
 - Área San Luis (7)
 - RESIGNUM San Luis SA

- 6) Santa Fe
 - Área San Lorenzo - Puerto San Martín - General Lagos (5)
 - BASF Argentina SA
 - DOW Química Argentina SA
 - ICI Argentina SAIC
 - LD Manufacturing SA
 - PETROBRAS Energía SA
 - Petroquímica Bermúdez SA

4.2. MÉTODOS PARA DETERMINAR LA UBICACIÓN.

4.2.1. MACRO LOCALIZACIÓN

La macro localización consiste en evaluar el sitio que ofrece las mejores condiciones para la ubicación del proyecto dentro del territorio nacional.

Para el caso del proyecto en cuestión, esta evaluación no se llevará a cabo puesto a que la ubicación ya se encuentra preseleccionada debido a que es una mejora para el Complejo de Refinación La Plata.

El proyecto en cuestión se encuentra dentro del CILP (Complejo Industrial La Plata), en el Partido de Ensenada, Provincia de Buenos Aires, en el límite de



este último con el Partido de Berisso, por lo que el análisis se realizará referenciando en forma conjunta a ambos partidos. Además, los partidos de Berisso, Ensenada y La Plata conforman el sistema urbano-industrial-portuario, denominado Gran La Plata.

La imagen 4.2.1-1 muestra la ubicación de la localidad de Ensenada, localizada a 65 km al SE de la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, sobre la costa oeste del Río de la Plata, en un recodo ribereño limitado al Noroeste por Punta Lara, y al Sudeste por la Isla Santiago. Por su parte, la imagen 4.2.1-2 muestra una imagen satelital del CILP, el cual se halla ubicado sobre la Av. del Petróleo Argentino entre calle Baradero y calle 129.

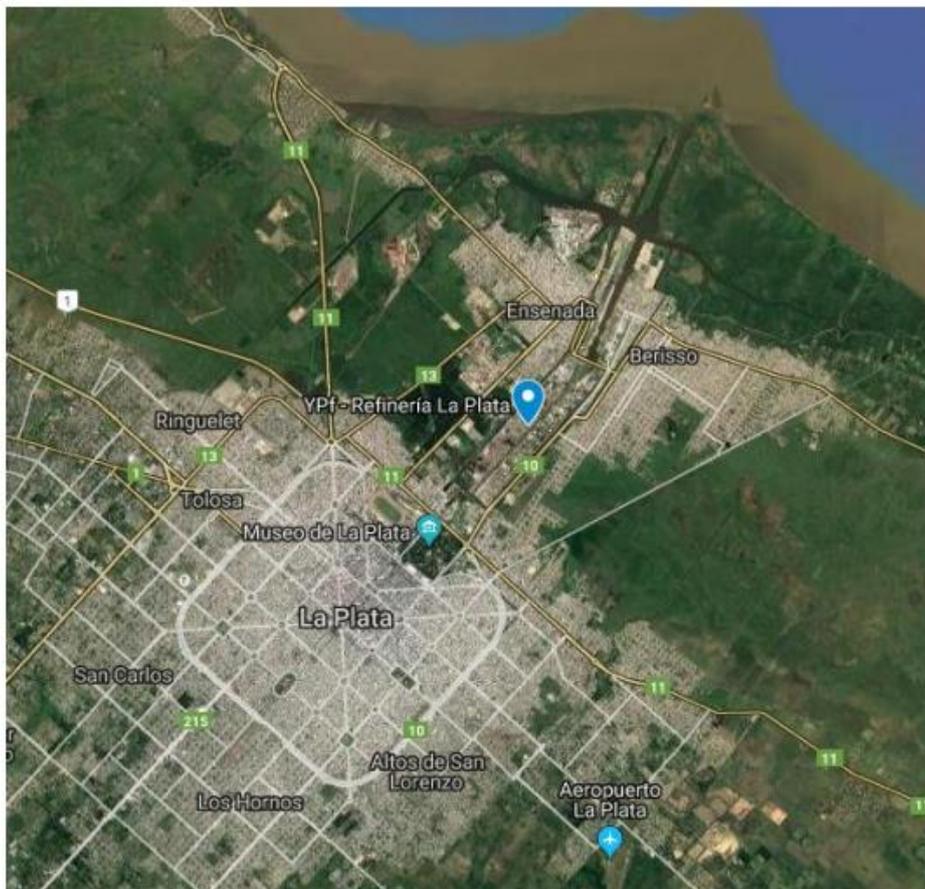


Imagen 4.2.1-1: Vista satelital de La Plata, Berisso y Ensenada

Fuente: Google Maps

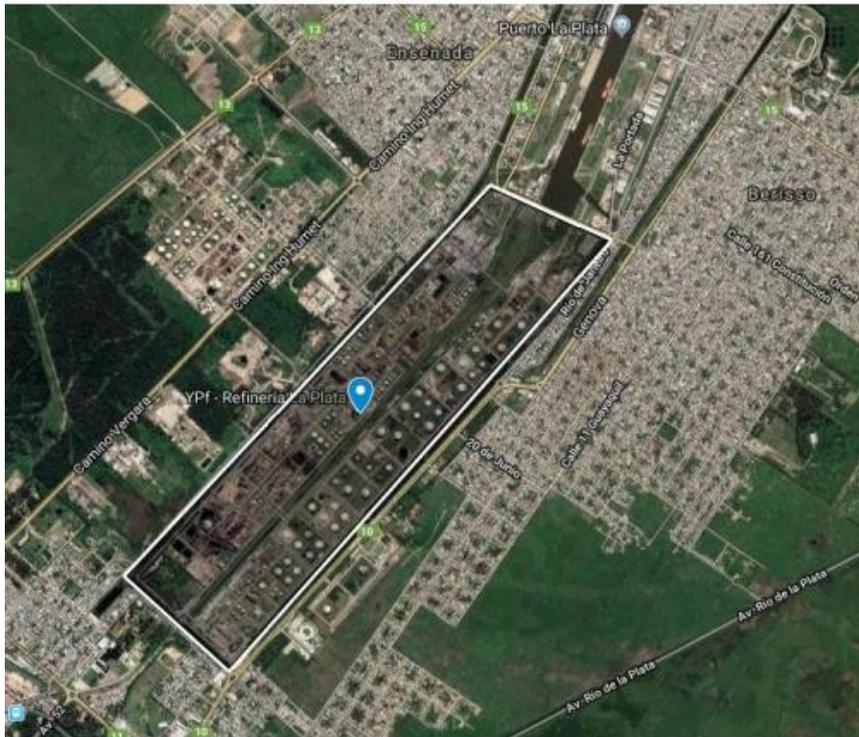


imagen 1.2.1-2: Vista satelital del Complejo Industrial La Plata

Fuente: Google Maps

Al ubicarlo dentro del predio de la refinería se reducirán los costos de transporte de materias primas y productos terminados. Dentro de dicho predio se dispone de cuatro ubicaciones posibles.

4.2.2. MICRO LOCALIZACIÓN

Siendo la micro localización, la determinación del punto preciso donde se montará la planta industrial dentro de la región, y en esta se hará la distribución de las instalaciones en el terreno elegido.

Como se observa en la ilustración siguiente, la actual planta se encuentra circunscripta en una superficie de aproximadamente 7400 m². Por lo que, para el emplazamiento de la nueva planta se debe tomar en consideración este valor como superficie mínima para establecer a la nueva planta.

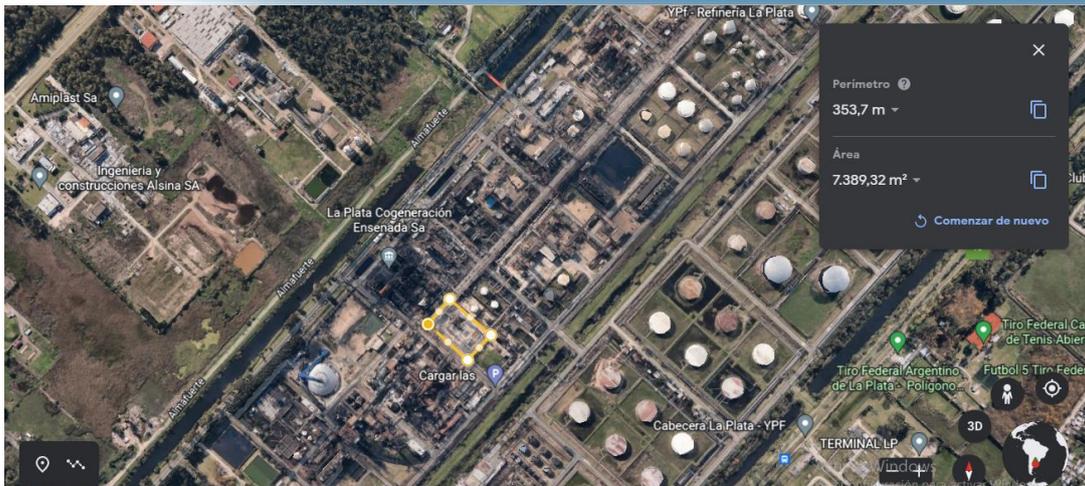


Imagen 4.2.2-1: actual superficie de planta Claus

Fuente: Google Maps

4.2.2.1. OPCIONES DE LOCALIZACIÓN

- 1) La antigua unidad de coque “A” que fue destruida en el incendio del 2 de abril de 2013.

Entre las ventajas se pueden observar que la planta estaría integrada al sistema industrial, es decir, plena disponibilidad de electricidad, vapor, materia prima, entre otros. No sería necesaria la construcción de nuevos tanques de almacenamiento. En caso de siniestro, se cuenta con la brigada de bomberos de refinería.

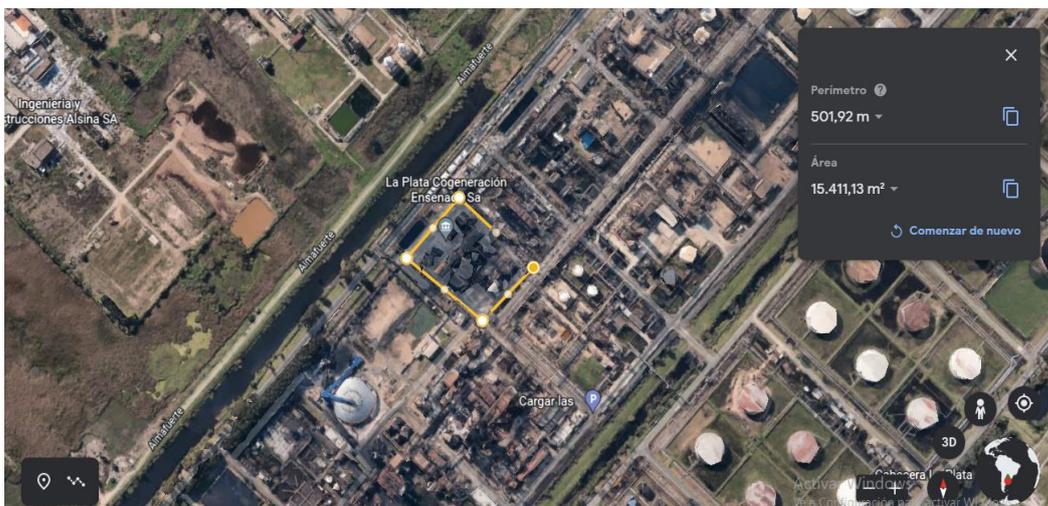


Imagen 4.2.2.1-1: primera opción de localización Fuente: Google Maps



2) Otra opción se encuentra dentro del predio de petroquímica aproximadamente a la altura del Camino Vergara, Ensenada.

La única ventaja que posee es que esta cerca de la chimenea de emergencia. Posee varias desventajas, tales como; no posee tendido eléctrico, queda lejos del polo industrial y se encuentra lejos de los insumos industriales.

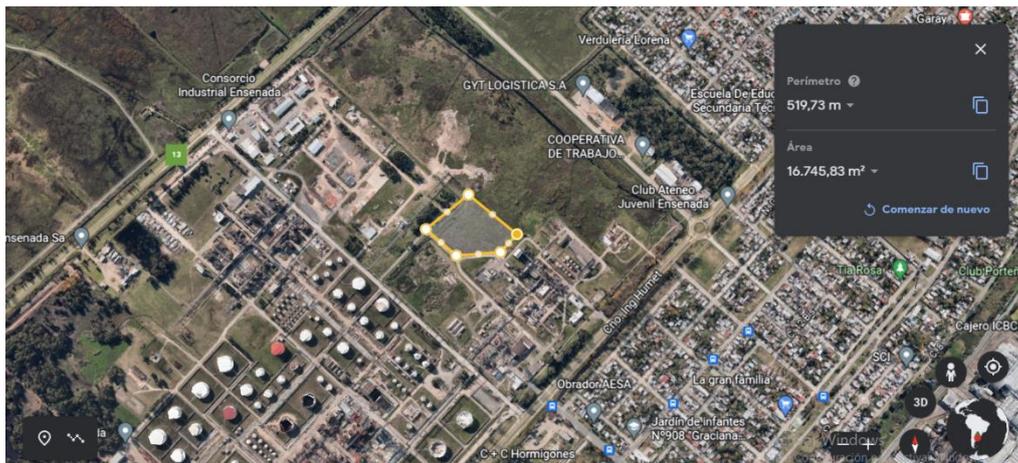


Imagen 4.2.2.1-2: segunda opción de localización

Fuente: Google Maps

3) La tercera opción se encuentra en el predio de petroquímica del lado de la calle 32.

La ventaja de este terreno es la cercanía de la zona industrial en petroquímica con disponibilidad de vapor, electricidad, agua y demás insumos industriales. La desventaja es que al estar tan lejos de refinería, se necesitarían colocar cañerías para la carga de los gases agrios.

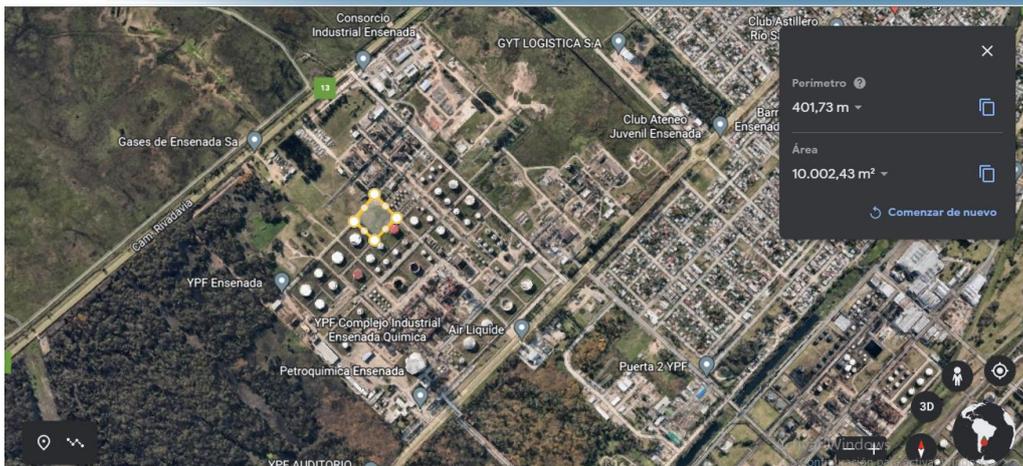


Imagen 4.2.2.1-3: tercera opción de localización

Fuente: Google Maps

4) La última opción consta de ubicar la nueva instalación en el terreno vecino a la Claus ya existente.

Se tendría en cuenta que se debe anular la calle 14 para poder utilizarla como parte de la superficie a instalar. Como ventajas se cuenta con la cercanía a las cañerías de gases agrios, además, la planta estaría integrada al sistema industrial, es decir, plena disponibilidad de servicios auxiliares. No sería necesaria la construcción de nuevos tanques de almacenamiento. En caso de siniestro, se cuenta con la brigada de bomberos de refinería.



Imagen 4.2.2.1-4: posible localización nueva planta Claus

Fuente: Google Maps



A continuación, se realizará un estudio de ponderación.

El método de las puntuaciones ponderadas se aplica una vez seleccionas las zonas factibles para instalar la planta, considerando dichos factores primarios mencionados y detallados anteriormente. Dicho método devuelve, a partir de un análisis por puntuación de variables primordiales, la zona específica en donde se desarrollarán las actividades de la planta y el entorno que la rodea. Inicialmente se otorgan puntuaciones a los factores primarios según la relevancia que reflejen en el proyecto, bajo una base de cálculo unitaria, como se muestra en el siguiente cuadro:

Factores determinantes	1. Disponibilidad de servicios industriales (0,25)
	2. Cercanía de la materia prima (0,5)
	3. Distancia de servicios de emergencia (0,1)
	4. Tanques de almacenamiento (0,1)

Tabla 4.2.2.1-1: Factores de ponderación

Fuente: Elaboración propia

Luego, según la zona analizada, se estima una calificación del valor 1 al 10 acorde a los datos solicitados, para luego cerrar en una ponderación final que tenga en relación con la relevancia de cada factor y a su calificación según la zona.

Aquella zona que alcance el puntaje más elevado será la que contenga a la instalación de la planta.



OPCIÓN 1: COQUE A	
Calificación por factor	Ponderación final
7	1,75
6	3
3	0,3
6	0,6
Total	5,65

OPCIÓN 2: PIB (POLIISOBUTILENO)	
Calificación por factor	Ponderación final
2	0,5
1	0,5
3	0,3
5	0,5
Total	1,8

OPCIÓN 3: atrás de LOGOP (CIE)	
Calificación por factor	Ponderación final
6	1,5
2	1
4	0,4
8	0,8
Total	3,7

OPCIÓN 4: sobre calle 14 CILP	
Calificación por factor	Ponderación final
8	2
10	5
8	0,8
9	0,9
Total	8,7

Tabla 4.2.2.1-2: Ponderación

Fuente: Elaboración propia

Según los resultados que arroja el método de las puntuaciones ponderadas, la parcela ubicada en la calle 14 entre calle 28 y calle 29, situada dentro del Complejo Industrial Ensenada será el lugar geográfico en el cual se instalará la nueva planta Claus.

4.3. ESTUDIOS DE CLIMA

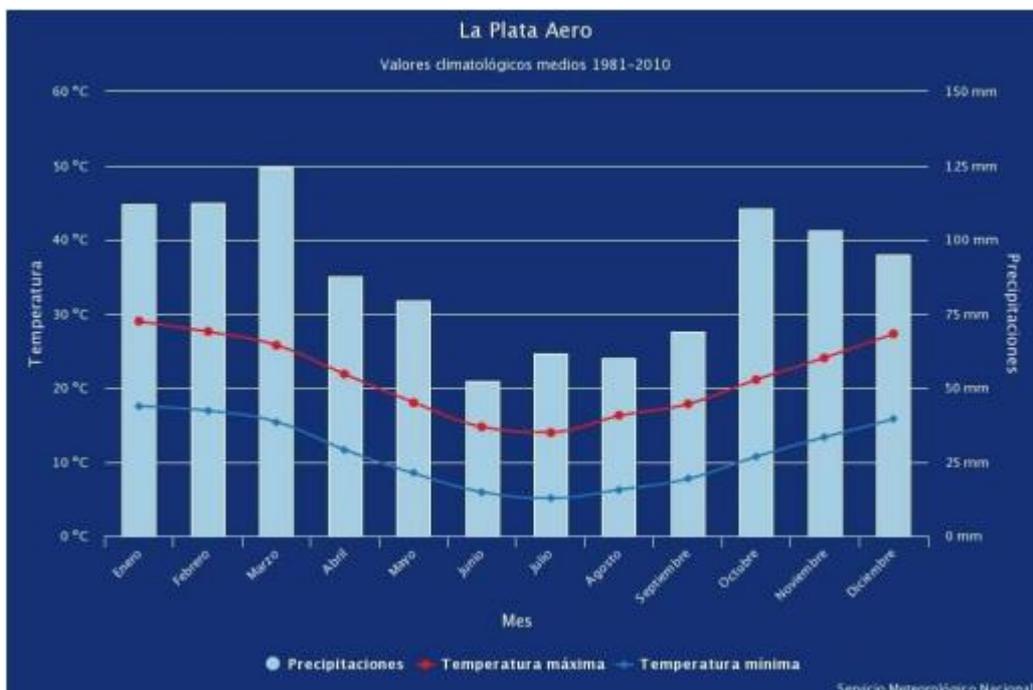
El clima predominante de la región es del tipo templado-húmedo de llanura. Las características meteorológicas de la zona de estudio según datos históricos del Servicio Meteorológico Nacional, tomados en la estación meteorológica del aeropuerto de La Plata, son las siguientes: la temperatura media anual es de 15,9 °C, siendo enero el mes más caluroso con una temperatura media de 22,8 °C y julio el mes más frío con una temperatura media de 6,3 °C. La humedad relativa media suele ser constante a lo largo de todo el año, oscilando entre el 74% y 84%, con un mínimo en diciembre y un máximo en junio. Esto se debe



principalmente a la presencia del Río de La Plata, el cual ejerce una importante función reguladora del clima local. La precipitación media anual es de 1068,5 mm, presentando un régimen estacional, con mayor volumen de precipitaciones durante los meses más cálidos, octubre a marzo. En la Ilustración 8, se han representado las temperaturas máximas, mínimas y medias de La Plata.

Según datos del Servicio Meteorológico Nacional, la velocidad media del viento en el área es de aproximadamente de 15,9km/h. La dirección preponderante de los vientos es del sector noreste. Las sudestadas son eventos de anomalía climática de fuertes vientos provenientes del este-estesudeste que soplan sobre el Río de la Plata, pudiendo estar o no asociados a precipitaciones. Este fenómeno se origina cuando se produce la conjunción de dos sistemas de circulación atmosférica: uno de baja presión, que aporta aire cálido y húmedo. El Río de La Plata

al superar su nivel normal, anega grandes extensiones del litoral,



especialmente en otoño e invierno.

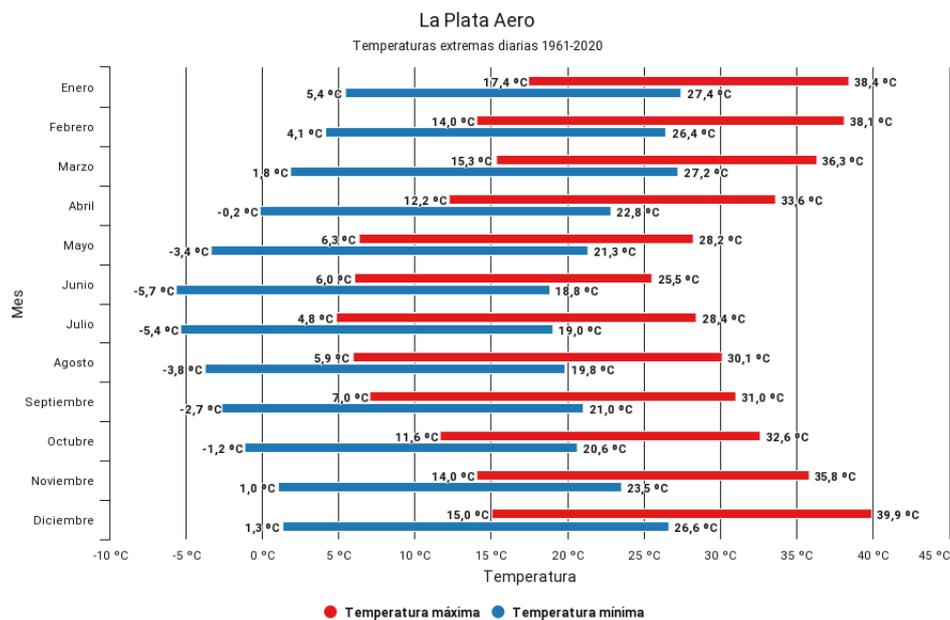
Imagen 4.3-1: Precipitaciones promedios mensuales, Temperatura máxima y temperatura mínima

Fuente: Servicio Meteorológico Nacional



4.3.1. TEMPERATURAS EXTREMAS

Si analizamos las temperaturas extremas, que ocurren rara vez con el pasar de los años, encontramos que en diciembre se ha llegado hasta casi 40°C y por



otro lado, la temperatura mínima ha llegado a -5.7°C en Junio.

Imagen 4.3.1-1: Máximos y mínimos históricos de temperatura según el mes.

Fuente: Servicio Meteorológico Nacional.

4.3.2. NUBOSIDAD

En cuanto a la nubosidad, el promedio del porcentaje del cielo cubierto con nubes varía considerablemente en el transcurso del año.

La parte más despejada del año en Ensenada comienza aproximadamente el 24 de septiembre; dura 7 meses y se termina aproximadamente el 22 de



abril. La parte más nublada del año comienza aproximadamente el 22 de abril; dura 5 meses y se termina aproximadamente el 24 de septiembre.

4.3.3. PRECIPITACIONES

Un día mojado es un día con por lo menos 1 milímetro de líquido o precipitación equivalente a líquido. En Ensenada, la probabilidad de un día mojado en el mes de enero es variable, con valores entre 29% y 35%, siendo el mes con mayores probabilidades de precipitaciones.

Para mostrar la variación durante el mes y no sólo el total mensual, mostramos la precipitación de lluvia acumulada durante un periodo móvil de 31 días centrado alrededor de cada día. El promedio de lluvia durante 31 días móviles en febrero tiene un valor de 111 mm y rara vez excede los 216mm. El valor anual promedio de precipitaciones alcanza los 1090mm.

En el siguiente gráfico, vemos los valores de precipitación máxima mensual y máxima diaria, este último valor es especialmente importante debido a que nos da una idea de la posibilidad de inundación y de cuan preparado tiene que estar nuestra planta para afrontar estos fenómenos naturales.

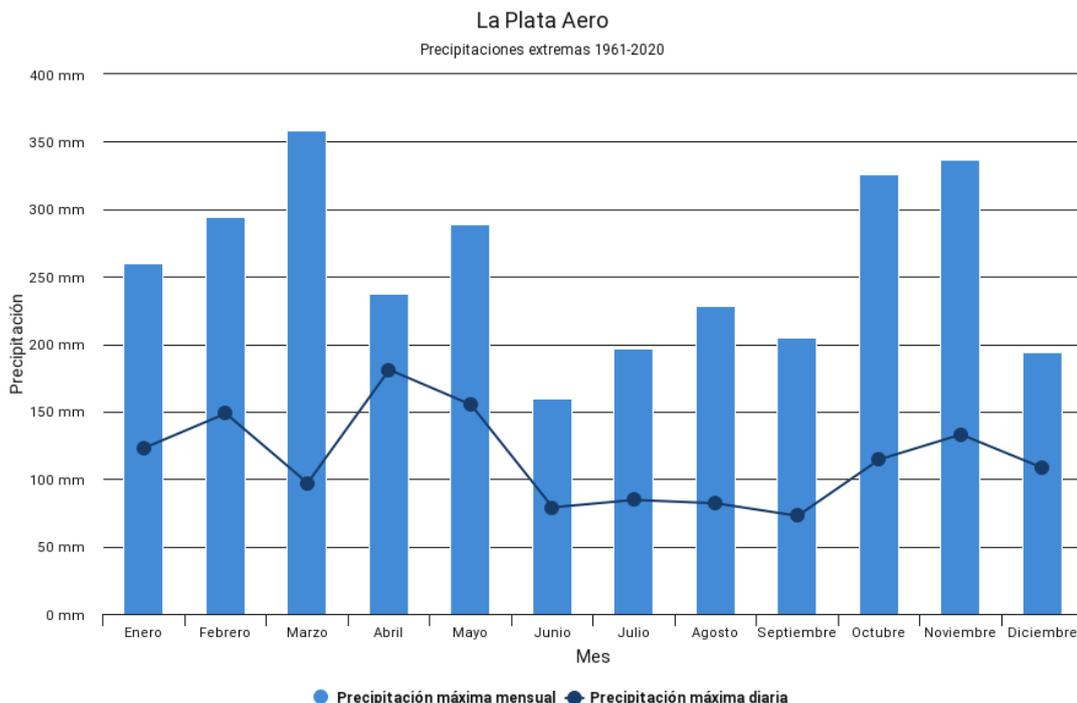




Imagen 4.3.3-1: Máximos valores diarios y mensuales en La Plata.

Fuente: Servicio Meteorológico Nacional.

El 2 de abril de 2013 se registró un récord de precipitaciones a nivel nacional en La Plata, fue de 392.2 mm, esta cifra la arrojó el pluviómetro del Observatorio Astronómico de la Facultad de Ciencias Astronómicas y Geofísicas de las Universidad Nacional de La Plata, situado en el área céntrica de la ciudad, que no está homologado por el Servicio Meteorológico Nacional, pero es muy confiable. Además de esta cifra, existen varios casos de precipitaciones que superan los 200 mm en menos de 24 horas.

Por estas razones se debe tener en cuenta que hay que realizar un buen sistema de drenaje y tener los equipos a cierta altura para evitar que se inunden.

4.3.4. HORAS DE SOL

Durante junio en Ensenada, la duración del día es esencialmente constante. El día más corto del mes es el 21 de junio, con 9 horas y 49 minutos de luz natural y el día más largo es el 1 de junio, con 9 horas y 57 minutos de luz natural.

Como referencia, el 21 de diciembre, el día más largo del año, el sol sale a las 05:34 y se pone 14 horas y 30 minutos después, a las 20:05, mientras que el 21 de junio, el día más corto del año, sale a las 07:59 y se pone 9 horas y 49 minutos después, a las 17:47.

4.3.5. HUMEDAD

Basamos el nivel de comodidad de la humedad en el punto de rocío, ya que éste determina si el sudor se evaporará de la piel enfriando así el cuerpo. Cuando los puntos de rocío son más bajos se siente más seco y cuando son altos se siente más húmedo. A diferencia de la temperatura, que generalmente



varía considerablemente entre la noche y el día, el punto de rocío tiende a cambiar más lentamente, así es que, aunque la temperatura baje en la noche, en un día húmedo generalmente la noche es húmeda.

Como referencia, el 8 de febrero, el día más bochornoso del año, hay condiciones bochornosas el 48 % del tiempo, mientras que el 16 de julio, el día menos bochornoso del año, hay condiciones bochornosas el 0 % del tiempo.

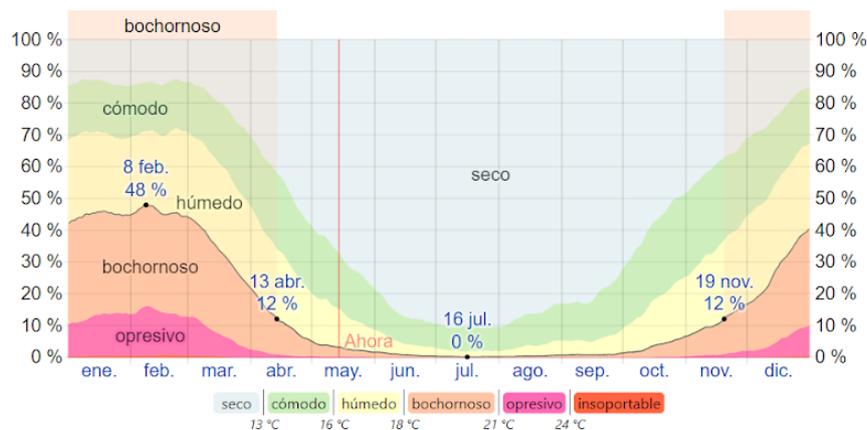


Imagen 4.3.5-1: Niveles de comodidad de la humedad a lo largo del año en Ensenada.

Fuente: Página web de Weather Spark.

4.3.6. VIENTO

Esta sección trata sobre el vector de viento promedio por hora del área ancha (velocidad y dirección) a 10 metros sobre el suelo. El viento de cierta ubicación depende en gran medida de la topografía local y de otros factores; y la velocidad instantánea y dirección del viento varían más ampliamente que los promedios por hora.

La velocidad promedio del viento por hora en Ensenada es esencialmente constante en junio, permaneciendo en un margen de más o menos 0,1 kilómetros por hora de 17,4 kilómetros por hora.



Como referencia, el 13 de septiembre, el día más ventoso del año, la velocidad promedio diaria del viento es 18,9 kilómetros por hora, mientras que el 6 de mayo, el día más calmado del año, la velocidad promedio diaria del viento es 16,5 kilómetros por hora.

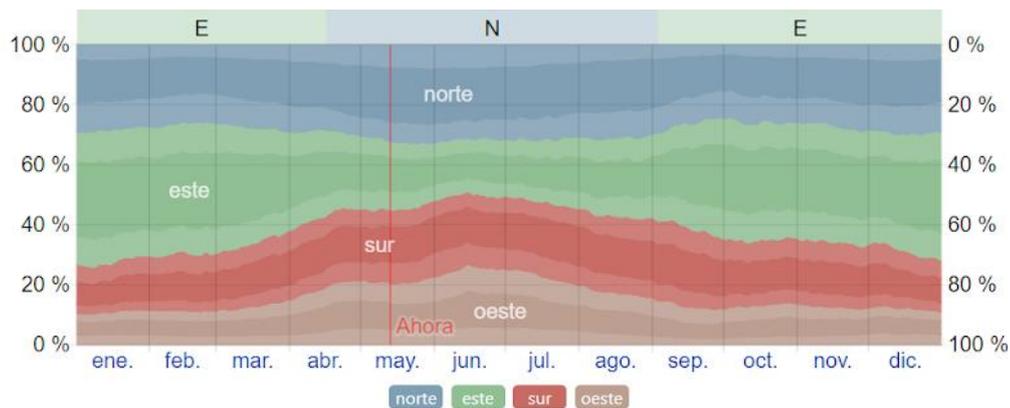


Imagen 4.3.6-1: Dirección del viento según el mes del año.

Fuente: Página web de Weather Spark.

La dirección promedio del viento por hora en Ensenada varía durante el año, pero claramente predominan los vientos del este con un porcentaje máximo de 44% para el 1 de enero.

Analizando las tablas de vientos a distintas alturas obtenidas del SIG eólico (adjuntadas en el Anexo 13.1), vamos a notar que, al aumentar la altura, la velocidad de los vientos se incrementa de igual forma. A 10 metros, vemos que la velocidad más común es de 20 km/h, a 80 metros aumenta hasta 25.5 km/h, lo que no es una gran diferencia, pero en el caso de existir ráfagas, estas sí podrían llegar a tener una velocidad más considerable en las alturas. Esto hay que tenerlo en cuenta para el diseño de equipos altos ya que podemos tener al menos 10 episodios de días ventosos por año en los que las ráfagas alcanzan entre 50 km/h y 70km/h, por lo tanto, se debe preparar los equipos y los anclajes para que no corran riesgos de derrumbe.

También hay que tener en cuenta la variación entre las diferentes direcciones del viento para analizar las emisiones de gases como CO₂ y CO. La siguiente



rosa de viento nos muestra la predominancia de la dirección de los vientos, fue realizada con los datos del SIG eólico a 80m, ya que consideramos que es la altura máxima que podría llegar a tener alguno de nuestros equipos.

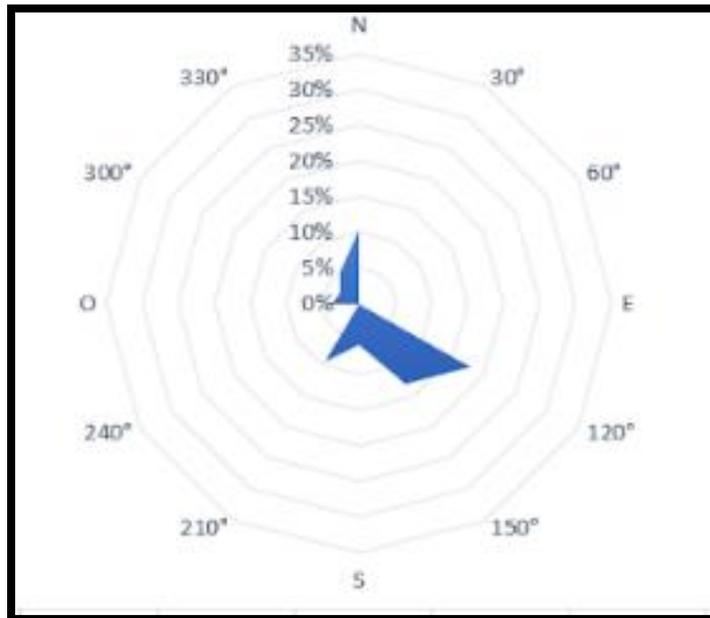


Imagen 4.3.6-2: Rosa de viento de la ciudad de Ensenada.

Fuente: SIG Eólico.

4.4. ESTUDIOS DE REQUISITOS LEGALES

En la presente sección se hará un recorrido de las normas Nacional, Provincial y Municipal que deben observarse en la realización del proyecto que se propone.

4.4.1. LEGISLACIÓN NACIONAL

La Constitución Nacional sienta las bases del desarrollo sustentable, el cual se basa en la continua realización de proyectos sin afectar las necesidades sociales futuras.



“Todos los habitantes gozan del derecho a un ambiente sano, equilibrado, apto para el desarrollo humano y para que las actividades productivas satisfagan las actividades presentes sin comprometer las de las generaciones futuras y tienen el deber de preservarlo. El daño ambiental generará prioritariamente la obligación de recomponer, según lo establezca la ley.”

- Artículo 41: Derecho a un ambiente sano. Obligación a recomponer el daño ambiental.
- Artículo 42: Derecho de los consumidores de bienes y servicios a la protección de su salud y acceder a una información adecuada y veraz.
- Artículo 75.- Inciso 19.- “Proveer lo conducente al desarrollo humano, al progreso económico con justicia social...”

Se listan a continuación aquellas que tienen algún punto de conexión con la actividad del proyecto.

- Ley N° 20.248: Determina los recaudos del aire, como recurso.
- Ley N° 20.284/73: Prevención y Contaminación Atmosférica: que establece las normas para la preservación de los recursos del aire: fija parámetros de calidad del aire, crea el registro catastral de fuentes contaminantes y establece sanciones. Pero hasta la fecha no ha sido reglamentada.
- Ley N° 21.836: Convenio sobre la protección del patrimonio mundial, cultural y natural.
- Ley N° 23.724: Convenio de Viena para la protección de la capa de ozono.
- Ley N° 23.778: Protocolo de Montreal relativo a sustancias que agotan la capa de ozono.
- Ley N° 23.922: Convenio sobre el control de los movimientos transfronterizos de los desechos peligrosos y su eliminación, suscripto en Basilea, Suiza.



- Ley N° 24.051: Ley de Residuos Peligrosos y Decreto Nacional 831/1993. El derecho a la información ambiental y su difusión surge del segundo párrafo del Art. 41 de la CN.
- Ley N° 24.292: Aprueba el convenio internacional sobre cooperación, preparación, y lucha contra la contaminación por hidrocarburos.
- Ley N° 24.295: Aprobación de la Convención Marco de Naciones Unidas sobre cambio climático global.
- Ley N° 25.438: Aprueba el Protocolo de Kyoto de la Convención Marco de Naciones Unidas sobre cambio climático.
- Ley N° 25.612: Gestión de Residuos Industriales y Actividades de Servicios. Establece principios de la mayor importancia respecto de la gestión integral de los residuos industriales y de actividades de servicio.
- Ley N° 25.675: “Ley de Política Ambiental Nacional”, o comúnmente conocida como Ley General del Ambiente. “...la ley marco en materia de presupuestos mínimos de protección ambiental que el Congreso ha sancionado en virtud del mandato del tercer párrafo del artículo 41...”
- Ley N° 25.831: Libre acceso a la Información Ambiental.
- Ley N° 25.841: Acuerdo marco sobre medio ambiente del Mercosur, suscrito en Asunción.
- Ley N° 25.916: Gestión de Residuos Sólidos Urbanos.
- Ley N° 26.331: Lineamientos técnicos estratégicos para la implementación de la presente ley de Presupuestos Mínimos de Protección Ambiental de los Bosques Nativos.

La Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos posee una serie de resoluciones que tienen relación directa con el proyecto.

- Resolución 5/2016: establece bajar en la nafta grado 2 (súper) de 150 partes por millón (mg/kg) de azufre a 50 a partir del 1 de enero de 2022, pero la resolución 558/2019, publicada en el Boletín Oficial, estira ese plazo hasta el 1 de enero de 2024.



- Resolución 558/19: Que el mayor procesamiento de crudo no convencional con menor contenido de azufre que los crudos convencionales permitirá al sistema de refinación producir gas oíl grado 2 con menor contenido de azufre a 150 mg/kg (ppm) a partir del año 2020 redundando en una mejora ambiental relevante y en los productos naftas grado tres (3) un contenido menor de azufre a 10 ppm.

4.4.2. LEGISLACIÓN PROVINCIAL

En esta sección se desarrollarán las normas de la Provincia de Buenos Aires, relativas a la protección de recursos y gestión de estos y que tengan implicancia con el proyecto en análisis.

- Constitución provincial Artículo 28: Los habitantes de la Provincia tiene el derecho a gozar de un ambiente sano y el deber de conservarlo y protegerlo en su provecho y en el de las generaciones futuras.
- Decreto N° 3.395/96 y Resoluciones SPA N° 276/96, N° 242/97, N° 167/97, N° 2.145/02, 937/02. Estatuye el régimen aplicable a los establecimientos industriales generadores de emisiones gaseosas.
- Ley 5965 y Decreto Reglamentario N° 3395/96: Ley de Protección a las fuentes de provisión y a los cursos y cuerpos receptores de agua y la atmósfera. Establece como límites máximos permitidos para la emisión de SO₂ las siguientes concentraciones: 0,080 mg/m³ para la media aritmética anual, 0,365 mg/m³ para el promedio de períodos de 24 horas y 1,300 mg/m³ para promedio de período de 3 horas.
- Ley 11.720 y su Decreto reglamentario N° 806/97: Residuos Especiales. Establece el régimen legal en materia de generación, manipulación, transporte, tratamiento y disposición final de residuos especiales.



- Ley 11.723: General de Ambiente de la Provincia de Buenos Aires, norma complementaria y maximizadora de la Ley nacional de Ambiente. "...protección, conservación, mejoramiento y restauración de los recursos naturales y del ambiente en general... a fin de preservar la vida..." Inculca la responsabilidad a los municipios en la gestión.
- Ley N° 14.343: La ley crea el Registro de Pasivos Ambientales.
- Ley N° 13.592 – Ley de Gestión Integral de Residuos Sólidos Urbanos: Aborda un plan destinado a la reducción de residuos dispuestos en sitios finales de disposición.
- Ley N° 13.757/07: Estructura Orgánica de la Secretaría de Política Ambiental.
- Ley N° 14.343: Pasivos Ambientales. Reglamenta la problemática de pasivos ambientales generados por actividades que atentan contra la salud de la población y el entorno natural.
- Ley N° 14.370/12: Registro Ambiental de establecimientos industriales de la Provincia de Buenos Aires.
- Resolución N° 1.532/06 -Residuos Tóxicos: Listado de residuos tóxicos cuya prohibición de ingreso al territorio de la Provincia se halla consagrada en el art. N° 28 de la CN.
- Resolución OPDS N° 242/97: Permiso de descarga de emisiones atmosféricas.
- Resolución OPDS N° 2.145/02: regula emisiones gaseosas derivadas de procesos industriales.
- Resolución OPDS N° 937/02: monitoreo de emisiones continuas y obligatorias.



4.4.3. LEGISLACION MUNICIPAL

- Ordenanza HCD Ensenada N° 977/83 y Ord. Complementarias de zonificación sectorial: Uso y ocupación de suelo vigente en el partido.
- Ordenanza HCD Ensenada N° 2.915/03. Esta Ordenanza local regula el procedimiento tendiente a lograr la participación Social en la Evaluación de Impacto Ambiental.
- Ordenanza HCD Ensenada N° 1.887/95, Ord. 1946/96, Ord. 2077/97, Ord. 2414/00, Ord. 2640/01: Disposiciones sobre generación, manipulación, transporte y disposición transitoria o final de efluentes de residuos.

4.5. ESTUDIOS DE SUELO

4.5.1. ESTUDIO DE SUELO ZONA IMPLANTACION DE UNIDAD

Se realizaron los siguientes ensayos:

En el terreno

- Ensayo Normal de Penetración: valoración cuantitativa de la compacidad relativa de los diferentes estratos atravesados, mediante la determinación del número de golpes N necesario para una hincada de 30 cm del saca muestras normalizado de Terzaghi, en un suelo no alterado por el avance de la perforación, con una energía de impacto de 49 kgm. (ASTM D 1586).
- Recuperación de muestras representativas de suelo: su identificación y acondicionamiento en recipientes herméticos, para conservar inalterables sus condiciones naturales de estructura y humedad.



- Delimitación de la secuencia y espesor de los diferentes estratos por reconocimiento tacto visual de los suelos extraídos.
- Obtención de muestras inalteradas con tubos de pared delgada tipo Shelby.
- Determinación de la posición del nivel freático.
- Mediciones de resistividad del terreno por el método de Wenner.
- Nivelación de las bocas de los sondeos referidas a intersección de eje de calles.
- Excavación a una profundidad tal que todos los servicios y estructuras enterradas fueran descubiertas e identificadas y luego se continúa con la perforación correspondiente.

En el laboratorio

- Contenido natural de humedad, referido a peso de suelo secado en estufa a 110°C. (ASTM D 2216).
- Determinación de la fracción menor de 74 μ (limo + arcilla) por lavado sobre el tamiz standard N° 200. (ASTM D 1140)
- Clasificación de los suelos, por textura y plasticidad, conforme al Sistema Unificado de A. Casagrande. (ASTM D 2487).



- Observación macroscópica de las muestras: color, textura, concreciones calcáreas, materia orgánica, óxidos, etc.
- Compresión triaxial por etapas múltiples: medición de los parámetros de corte del suelo: frotamiento interno (ϕ) y cohesión (C_u), en condiciones de drenaje impedido.
- Peso de la unidad de volumen en estado natural.
- Ensayos de consolidación, únicamente sobre los especímenes obtenidos con tubos de pared delgada tipo Shelby.
- Ensayo de compactación Próctor Standard (AASHO T 99).
- Ensayos de Valor Soporte, VSR, sobre probetas moldeadas estáticamente a la densidad y humedad obtenidas en el ensayo Próctor Standard.

Sobre muestras del agua freática y suelos de diferentes profundidades

- Análisis químicos: PH, sales solubles totales, cloruros, sulfatos e hidrocarburos.



4.5.1.1. ESTRATIGRAFÍA DEL SUBSUELO

De la simple observación de los gráficos de sondeos, donde se condensa la totalidad de los ensayos de campo y laboratorio realizados, se deduce que el perfil investigado presenta cierta homogeneidad en cuanto a las características de textura y plasticidad de los sedimentos que lo forman y también en su densidad relativa medida a través de los ensayos penetrométricos.

En lo general el perfil del terreno responde a las siguientes características:

- De 0,00 m a 1,50 m aproximadamente aparecen rellenos arcillo limosos o limo arcillosos, de coloración predominantemente castaña, pertenecientes a los subgrupos CL, CL-ML y ML del sistema de clasificación unificado de suelos.
- Del piso del estrato anterior y hasta -5,00 m se encuentran arcillas de elevada plasticidad, de coloración gris con matices oscuros y verdosos. Son CH en el sistema de clasificación de suelos ideado por Arturo Casagrande. En algunos niveles se ven surcados por lentes de arena fina y conchillas.
- De -5,00 m a -17,00 m alumbran limos arcillosos de plasticidad baja a media, definitivamente ML y de alta plasticidad MH del sistema de clasificación de suelos Unificado, son de coloración castaña con tonalidades claras y/o verdosas. Estos suelos se ven enriquecidos con la presencia de carbonato de calcio difundido en su masa o concentrado en forma de nódulos litificados.
- De -17,00 m a -20,00 m: aparecen arcillas limosas castañas con tintes amarillentos CL y CL-ML del sistema mencionado up supra de clasificación de suelos.



4.5.1.2. ENSAYOS PENETROMÉTRICOS

De acuerdo con los menores números de golpes (N) obtenidos en los ensayos normales de penetración (SPT), interpretados en la escala de valoración cualitativa de Terzagui los sedimentos descriptos deben tratarse como:

- Hasta $-5,00$ m: medianamente compactos a blandos.
- Entre $-5,00$ m y $-20,00$ m: compactos a muy compactos, con picos duros ($N > 40$ golpes).

4.5.1.3. CAPA FREÁTICA

La posición de la capa freática fue detectada a profundidades que oscilan entre $2,00$ m y $2,50$ m, medidas a partir de las respectivas bocas de sondeos.

Por las mediciones realizadas para estudios en zonas vecinas a la obra de referencia y en distintas fechas, se cree probable que pueda ascender aproximadamente a $1,50$ m, durante condiciones climáticas extremas y en un determinado lapso.

4.5.1.4. ANÁLISIS QUÍMICOS

Los análisis químicos sobre muestras representativas de la misma arrojan el resultado que las muestras de suelo analizadas no son potencialmente agresivas al hormigón de cemento Pórtland fraguado.



4.5.1.5. ENSAYOS DE RESISTIVIDAD

Objetivo: determinar la resistividad de los suelos superficiales y subsuperficiales. Se trata de establecer las condiciones naturales de resistividad de suelos in situ, que pueda influir sobre el ataque corrosivo a estructuras metálicas o, a los efectos de proyectar puesta a tierra, de protección o servicio

Conclusiones

Los suelos investigados son conductores en respuesta al carácter arcilloso calcáreo de los mismos, y a la poca profundidad del agua subterránea freática contaminada fuertemente con hidrocarburos. Por lo expuesto son buenos para puestas a tierra de protección o servicio, fundamentalmente debajo de los 10 m de profundidad.

Según las tablas de corrosividad potencial, permiten calificar a estos suelos como medianamente a muy agresivos ya que sus resistividades son menores de $10 \Omega \cdot \Omega m.$, por lo que se deberá prever protección especial a estructuras metálicas en contacto con él.



4.5.1.6. ENSAYOS DE CONSOLIDACIÓN

ENSAYO DE CONSOLIDACIÓN				
Muestra	Profundidad:	2,05 m - 2,50 m		
	Altura Inicial (H ₀):	2,550 cm		
	Sección (A)=	27,800 cm ²		
	Peso Seco (P _s)=	88,830 g		
	Peso Específico (γ _s)=	2,440 g/cm ³		
	H _s	1,310 cm		
	e ₀	0,947		
Ensayo				
Carga	Presión [kg/cm ²]	L(x)	Δe = Lx/Hs	e = e ₀ - Δe
	0,125	0,0130	0,010	0,937
	0,250	0,0245	0,019	0,929
	0,500	0,0560	0,043	0,904
	1,000	0,1115	0,085	0,862
	2,000	0,1790	0,137	0,811
	4,000	0,2535	0,194	0,754
Descarga	4,000	0,3490	0,267	0,681
	1,000	0,3320	0,254	0,694
	0,250	0,3180	0,243	0,704

PROFUNDIDAD	DESCRIPCIÓN	CLASIFICACIÓN	RESISTENCIA A LA PENETRACIÓN	HUMEDAD NATURAL	LÍMITE LÍQUIDO	LÍMITE PLÁSTICO	Nº de golpes	PASA TAMIZ Nº 2"	PASA TAMIZ Nº 1"	PASA TAMIZ Nº 1/2"	PASA TAMIZ Nº 3/8"	PASA TAMIZ Nº 4	PASA TAMIZ Nº 10	PASA TAMIZ Nº 40	PASA TAMIZ Nº 200	Gravim. C. CH	Gravim. CH	Gravim. CH	Gravim. CH	Gravim. CH	
				0 0 0																	

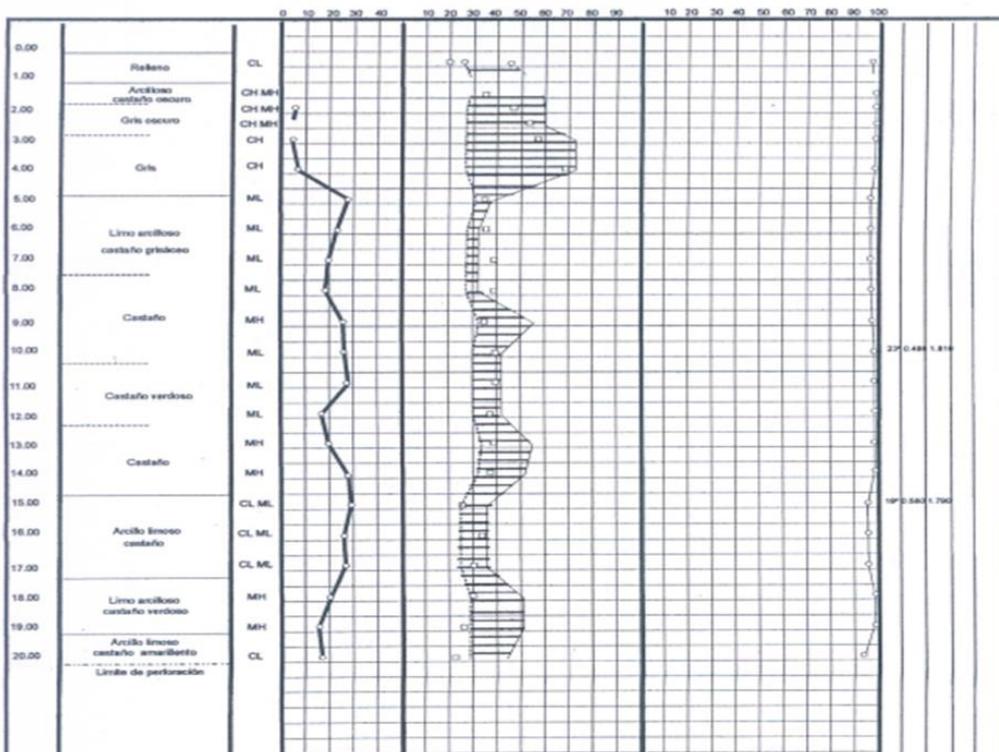


Imagen 4.5.1.6-1: Ensayos de consolidación del suelo.



4.6. CONCLUSIÓN

En base a los estudios de suelos, clima y de requisitos legales realizados, se concluye:

- No hay impedimento legal para la radicación de la unidad en la zona seleccionada.
- Desde el punto de vista climatológico, en función de la velocidad máxima registrada de los vientos (~100 km/h) y el máximo registro de precipitaciones en el período considerado (392 mm), se deben tomar como base estos valores para la realización de la ingeniería civil de la unidad (seguridad estructural y capacidad pluvial).
- La zona en donde se va a ubicar la planta no es una región sísmica. Además, el suelo está conformado por arcilla y limos por lo tanto en la construcción será necesario su relleno con otro tipo de tierra, como tierra colorada, por ejemplo. También se debe tener en cuenta que, en algunos sectores, hay altos porcentajes de humedad y agua a muy poca profundidad del mismo.
- La fundación/cimentación más apropiada en base al tipo de suelo requerirá del reemplazo de tierra por tosca y el empleo de cimentación profunda (pilotes), en cumplimiento con lo establecido en el 'Código de Edificación para el Partido de la Ensenada'.

Por lo anteriormente mencionado concluimos que la ubicación de la planta será la ciudad de Ensenada, en el Complejo Industrial La Plata en la calle 14, entre la ya existente Planta Claus.



4.7. LAS COMUNIDADES VECINAS

Ensenada cuenta con un cuerpo de Bomberos Voluntarios, perteneciente a uno de los 750 que ocupan el largo y el ancho del país. La institución cuenta con 100 efectivos distribuidos en el Cuartel Central y los destacamentos 1 y 2, continua evolución en las construcciones e industrias, también, el personal se especializa en el control de distintas emergencias: rescate vehicular, incendios, buceo, rescate con cuerdas, control de emergencias con materiales químicos peligrosos, incendios forestales, entre otros.

El Cuartel Central se encuentra asentado en el centro de la ciudad (San Martín esq. Sarmiento), mientras que los destacamentos 1 y 2, en Punta Lara (Calle 94 e/ 9 y 11) y El Dique (Calle 126 e/ 41 y 42), respectivamente.

El partido cuenta con 3 destacamentos policiales, ubicados tanto en la avenida Cestino, dentro de Ensenada, como en las zonas de Punta Lara y El Dique.

La ciudad de Ensenada alberga en su centro cívico al Hospital Horacio Cestino, ubicado específicamente en Leandro N. Alem al 350. También cuenta con diversas unidades sanitarias, las cuales se disponen en las cercanías de las instalaciones de la planta.

El predio limita con una gran cantidad de establecimientos del tipo industrial, en la siguiente figura se sombream aquellas zonas con gran actividad industrial en la ciudad:

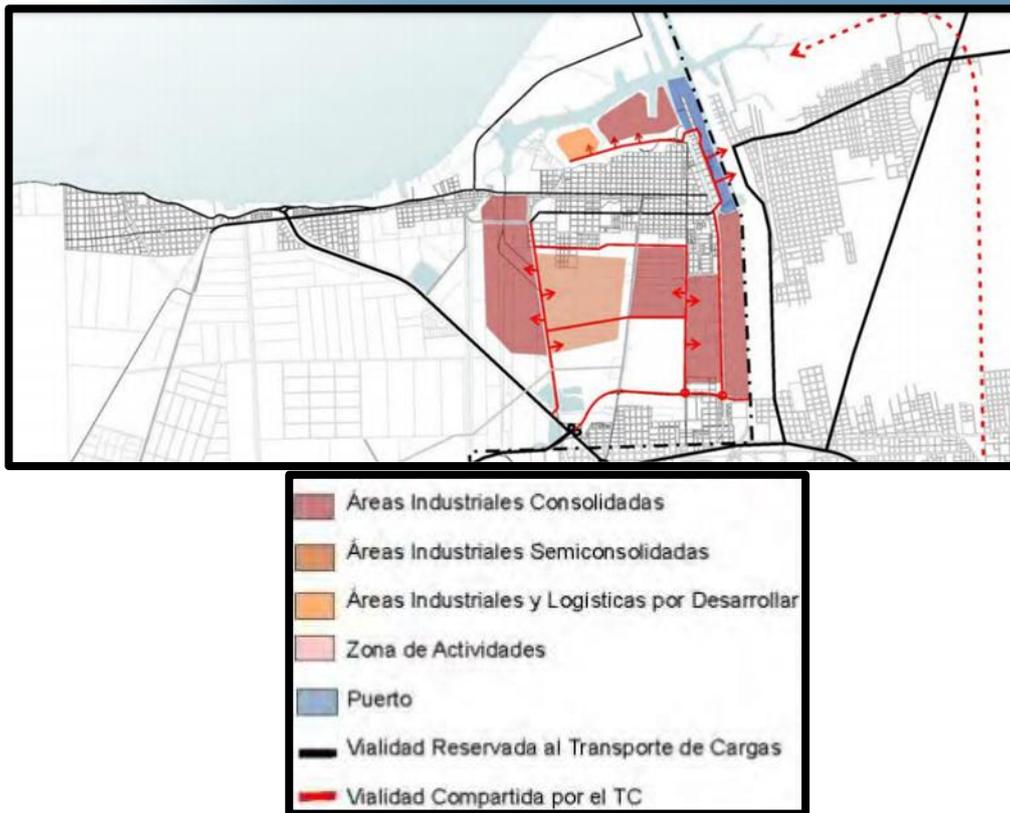


Imagen 4.6-1: Matriz gráfica de las actividades productivas en la ciudad.

Fuente: Ministerio del Interior

4.8. MANO DE OBRA

Como se mencionó en el apartado anterior referido a los factores más preponderantes para la elección de la ubicación real de la planta, la mano de obra es abundante y capacitada en la zona de Ensenada y sus alrededores. Siendo el Gran La Plata (GLP) una microrregión conformada por los municipios de Berisso, Ensenada y La Plata.

El sector industrial del Gran La Plata está compuesto por establecimientos pertenecientes a casi la totalidad de las divisiones de la industria manufacturera, lo que da cuenta de una importante diversificación. La microrregión cuenta con establecimientos de gran tamaño pertenecientes a empresas líderes de escala transnacional como YPF, Bagó y Siderar-Ternium y el Astillero Río Santiago (el astillero integrando más importante del país) en un



contexto de fuerte predominio de micro y pequeñas industrias (95% del total). Cuenta con empresas que detentan diversos tipos de propiedad de capital: transnacionales, estatales, mixtas, cooperativas de productores, cooperativas de trabajo y fábricas recuperadas, las que atienden a mercados locales, regionales, nacionales y globales.

En las áreas urbanas predominan micro y pymes alimenticias, textiles, establecimientos de edición e impresión. En sectores de expansión urbana y próximos al área rural del partido de La Plata se ubican el parque industrial La Plata, empresas metalúrgicas, metalmecánicas y frigorífica. Finalmente, en el área portuaria (donde se instalará la planta) se radican los establecimientos más grandes: destilería, petroquímicas, astilleros y siderurgia. Considerando la distribución a escala municipal también se observan diferencias. En el siguiente cuadro se presentan los principales rasgos de la actividad industrial que cada uno de ellos presenta actualmente.

4.9. LOGÍSTICA

La materia prima llegará a la planta por cañerías. Se utilizará las cañerías que salen de las unidades de aminas y despojadores de aguas ácidas que llegan hasta la Planta Claus actual. Desde allí se derivarán, con codos, cañerías para que lleguen los gases agrios hasta la parcela de la nueva planta. Para llevar esto a cabo tenemos que construir la infraestructura de aproximadamente 100 metros de ductos.



5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

5.1. INTRODUCCIÓN

Argentina se encuentra en proceso de transición a la aplicación de la norma europea EURO 5, que básicamente impone especificaciones estrictas a los combustibles para la reducción de emisiones contaminantes de los automóviles. La norma establece que es necesario un combustible denominado grado 3 con un contenido de Azufre máximo de 10 partes por millón (ppm) por lo que se requiere de mayores procesos de hidrogenación para cumplir con dicha norma y como consecuencia de tal proceso se producirá mayor volumen de contaminantes, principalmente H₂S cuya emisión a la atmósfera está legislada.

Por tal motivo este debe ser tratado por una unidad de recuperación de azufre para evitar causar daños al ambiente. La unidad de recuperación es conocida como Planta Claus, convierte a través de distintas reacciones, el sulfuro de hidrógeno en azufre 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 y además el azufre representa un veneno del catalizador del auto.



La tendencia global, incluida Argentina, es la de emitir menos azufre impuestas por legislaciones cada vez más estrictas en pos de preservar el medioambiente.

5.1.1 ANTECEDENTES

El manejo del azufre en una refinería consta de cuatro procesos principales: las unidades de regeneración de amina (ARU), agotadores de agua amarga (SWS), las unidades de recuperación de azufre Claus (SRU) y las unidades de tratamiento de gas de cola (TGTU)

Las unidades ARU y SWS alimentan a la SRU (Proceso Claus) y la refinería puede contar o no con una TGTU y enviar los gases finalmente al incinerador para ser enviados a antorcha.

Las SRU convierten el H₂S del gas ácido proveniente de la regeneración de amina (ARU) y del gas ácido amoniacal o gas amargo proveniente de los agotadores de agua amarga (SWS) a azufre elemental, y la TGTU lo que hace es tratar el gas de cola Claus para aumentar la recuperación de azufre antes de enviarse al incinerador.

Actualmente YPF consta con una planta de Recuperación de Azufre cuyo proceso no incluye tratamiento de gas de cola, otorgándole una recuperación del 96% debido a que envían al mismo a la antorcha. La capacidad actual de la planta es de 62, 4 Ton/día cuya construcción data de 1998.

El diseño de nuestra ingeniería básica es presentar un proceso adicional que incluye el tratamiento de gas de cola para obtener una mayor recuperación de azufre (99,99 %).

La nueva planta Claus a diseñar tendrá una capacidad para producir Azufre de 78 Ton/día.



5.2. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

Este apartado se enfoca al análisis y selección de una tecnología de proceso Claus para recuperación de azufre con tratamiento de gas de cola (TGTU) para cumplir con los límites de emisiones a la atmosfera.

Se evaluará la tecnología utilizada tradicionalmente por YPF como así un anexo para el gas de cola, la evaluación tendrá en cuenta aquellas tecnologías existentes en la actualidad en el mercado. Nuestra búsqueda abarcó bibliografía digital y páginas web referidas a la industria.

5.2.1. TECNOLOGÍAS COMERCIALES EXISTENTES

Dentro de los procesos comerciales de recuperación de azufre que ofrecen más del 99% de recuperación, se proponen:

- Proceso BSR/Selectox
- Mejora al proceso Claus modificado de la planta Claus actual
- TopClaus.

Los tres se basan en el proceso Claus, pero se diferencian en el tratamiento de gas de cola.

5.2.1.1. PROCESO BSR/SELECTOX

Este proceso fue desarrollado por Union Oil Company de California (ahora Unocal Corporation) y la compañía Ralph M. Parson (ahora Parson Corporation), utilizando un catalizador propio, el catalizador patentado Selectox 33. Actualmente se comercializa por WorleyParson. Permite una recuperación del 99,5 % de azufre. BSR/ Selectox consiste en un proceso Claus convencional con un horno, dos reactores catalíticos con sus respectivos



condensadores y calentadores que calientan la alimentación que ingresa a cada reactor; y como tratamiento del gas de cola, utiliza el proceso BSR de hidrogenación, más etapas de enfriamiento (condensación y columna de enfriamiento) para posteriormente entrar al reactor Selectox de oxidación catalítica selectiva. El catalizador empleado en el reactor de hidrogenación es un catalizador convencional como el usado en HDS (hidrodesulfuración). El empleado para la oxidación catalítica selectiva es un catalizador propio de la compañía llamado Selectox 33. Este catalizador es activo, selectivo y estable para la oxidación de H_2S a azufre.

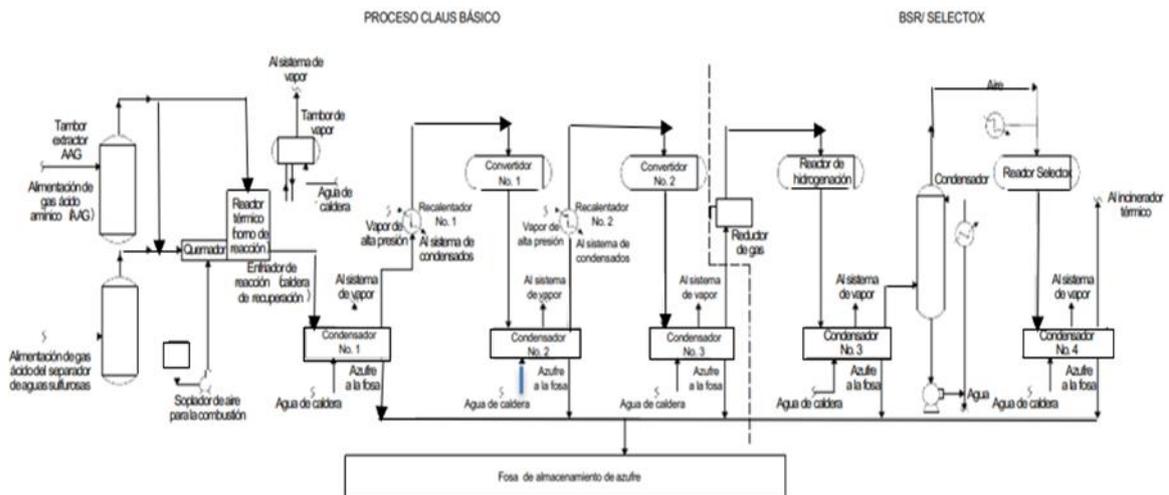


Imagen 5.2.1.1-1: Esquema del proceso BSR/Selectox

Fuente: Tesis de Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México.

5.2.1.2. MEJORA DEL PROCESO CLAUS MODIFICADO

5.2.1.2.1 PROCESO CLAUS MODIFICADO ORTLOFF

La planta que utiliza este proceso fue construida por AESA en 1998 y la tecnología empleada es de Ortloff Engineers Ltd. / The Pro-Quip Corporation



(U.S.A.), tiene una eficiencia de recuperación de un 96% de azufre y una pureza del producto de 99,7%. Este proceso no cuenta con un tratamiento de gas de cola ya que directamente se incinera sin un tratamiento previo.

Dicho proceso es una modificación al proceso Claus convencional, donde se utiliza un solo reactor que contiene 3 camas de lecho catalítico. En la primera cama contiene alúmina y dióxido de titanio como catalizadores y en las otras dos, se emplea solo alúmina. Contiene una caldera recuperadora de calor de 4 pasos que calefacciona la alimentación de cada cama del reactor y un condensador de 4 pasos donde se va condensando el azufre que ingresa de cada cama del reactor y el azufre se envía a la pileta de azufre subterránea que ventea los gases al incinerador (oxidador térmico). Luego el azufre líquido se bombea hacia una columna desgasificadora que le disminuye el contenido de H_2S a 10 ppmW y este efluente gas junto con el gas de cola se envían al incinerador para ser enviado a la antorcha como deposición final.

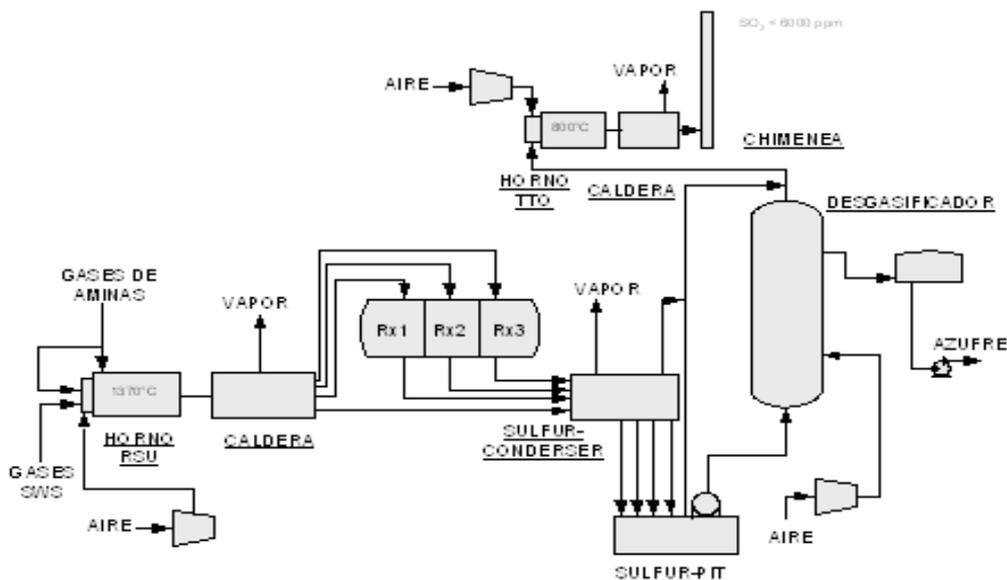


Imagen 5.2.1.2.1-1: Esquema del proceso Claus Modificado

Fuente: Manual de Capacitación – Jefatura de CILP año 2006- Rev. 0



5.2.1.2.2. PROPUESTA DE MEJORA

La mejora que se sugiere para poder cumplir con las especificaciones nuevas de combustibles y las emisiones al medio ambiente es anexar a la tecnología existente, un proceso Shell Claus Offgas Treating (SCOT) para tratar este gas de cola antes de su llegada al incinerador térmico.

Este proceso SCOT fue desarrollado por Shell International Petroleum y convierte a H_2S (por hidrogenación e hidrolisis) prácticamente todos los compuestos azufrados: Dióxido de azufre (SO_2), Vapor de azufre (S_x), Sulfuro de carbonilo (COS), Disulfuro de carbono (CS_2).

Aquí se utiliza un catalizador de Co-Mo o Ni-Mo. 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. De esta manera la eficiencia global de recuperación es entre 99,8-99,99%.

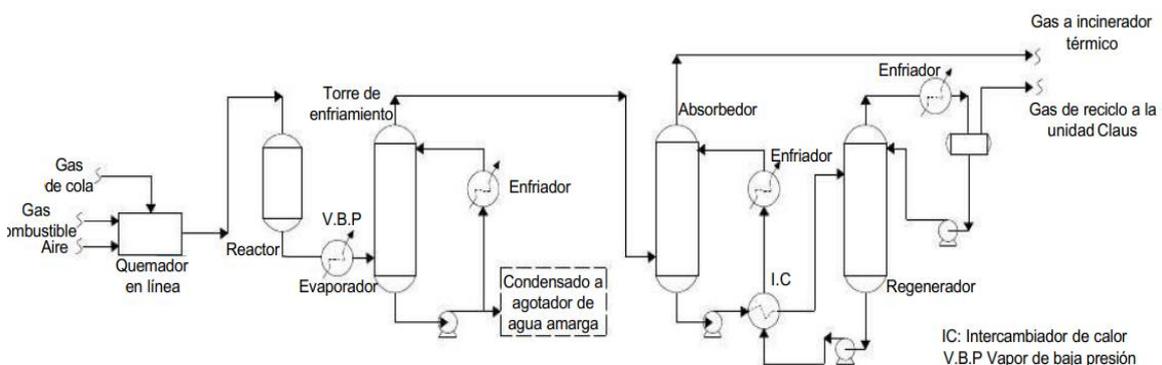


Imagen 5.2.1.2.2-1: Esquema del proceso SCOT

Fuente: Tesis de Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México

5.2.1.3. PROCESO TOP CLAUS

TopClaus® combina la tecnología Claus convencional de Comprimo con el proceso comprobado de ácido sulfúrico de gas húmedo (WSA) de TOPSOE™ para crear una unidad de recuperación de azufre confiable y de bajo consumo.



El resultado es una solución que simplificará el cumplimiento de la eficiencia de recuperación de azufre (SRE) y reducirá la huella de CO₂.

Comprimos pertenece Worley que lo comercializará y será el licenciante.

Así es como funciona:

- El gas amargo se trata en una unidad Claus convencional simple con 95–97 % de SRE para producir azufre elemental.
- El gas de cola de la unidad Claus procede a la unidad WSA, donde se eliminan los compuestos de azufre restantes para producir un SRE total de 99,9 a 99,99%.
- La pequeña cantidad de ácido sulfúrico producido en la unidad WSA se devuelve directamente al horno de reacción de la unidad Claus y se reprocessa a azufre elemental. Este proceso permite que todos los productos de azufre se produzcan únicamente en forma de azufre elemental. Gracias a la flexibilidad de TopClaus®, también se puede optar por exportar o consumir el ácido de grado comercial producido por la unidad WSA.

A continuación, se adjunta un esquema explicativo del proceso:

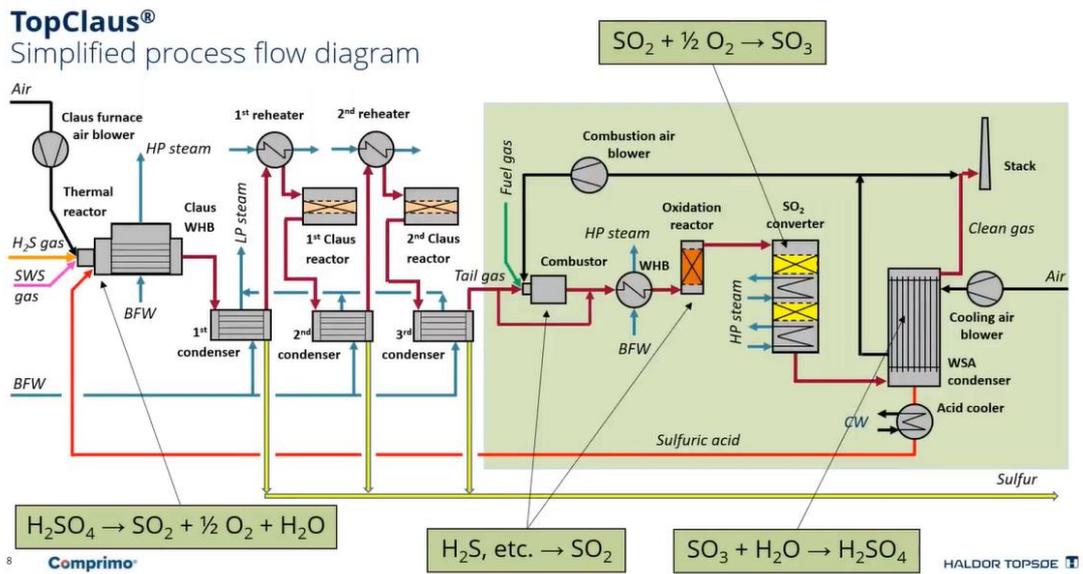


Imagen 5.2.1.3-1: esquema del proceso TopClaus

Fuente: Topsoe-Video web de conferencia de presentación de TopClaus

5.2.2. ANÁLISIS DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS

Métodos	Ventajas	Desventajas
BSR/Selectox	Recuperación de 99,5% de azufre al incluir un proceso de hidrogenación y remoción de agua.	Incluye una sección de remoción de H ₂ O lo que hace necesario equipo adicional.
Claus Modificado + SCOT	-Altas recuperaciones de azufre 99,8-99,99% -Emisiones muy bajas de 0.01% peso de azufre. Se produce vapor de baja y alta presión que permite ahorros energéticos -Ahorro de combustible para la incineración.	-Se produce agua ácida (condensados amargos) que debe ser tratada. -Alto consumo de energía que se traduce en altos costos, principalmente para la regeneración de la amina. -Demasiada cantidad de equipos.
Top Claus	-Alta recuperación de azufre y pureza 99,99%. -Bajo consumo y ahorro de combustible porque no requiere incineración. -Emisiones de CO ₂ y SO ₂ casi nulas -Se produce H ₂ SO ₄ de alta pureza que se recicla o comercializa.	Es una patente nueva (2021) por lo tanto no es un método probado todavía y no hay antecedentes del funcionamiento de esta.

Tabla 5.2.2-1: Ventajas y Desventajas de los Procesos.

Fuente: Datos -Tesis de Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México y Video web de presentación de TopClaus. Diseño-elaboración propia



5.2.3. PONDERACIÓN Y SELECCIÓN DEL MÉTODO ÓPTIMO

En base a lo analizado anteriormente, se procede a realizar la ponderación entre los métodos.

Los factores que se tuvo en cuenta para elaborar la ponderación son porcentaje de recuperación de azufre, pureza del producto, consumo energético, experiencia del licitador, tecnología probada, complejidad tecnológica y materiales a utilizar.

5.2.3.1. PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE

Comparando los porcentajes de recuperación, se observó que los métodos TopClaus y Claus modificado + SCOT ofrecen más porcentaje de recuperación que el método BSR/Selectox.

- BSR/Selectox: 99,5%
- TopClaus: 99,99%
- Claus modificado + SCOT: 99,8-99,99%

5.2.3.2. PUREZA DEL AZUFRE OBTENIDO

Comparando las purezas obtenidas en los productos, se puede observar que el proceso TopClaus ofrece un porcentaje mayor de pureza que los otros métodos.

- BSR/Selectox: 99,8%
- TopClaus: 99,99%
- Claus modificado+ SCOT: 99,7%



5.2.3.3. CONSUMO ENERGÉTICO

El método Claus modificado + SCOT es el que presenta mayores consumos energéticos principalmente por la sección de tratamiento con aminas para la absorción y regeneración, pero se compensa porque ofrece una alta recuperación de azufre que permite cumplir con las restrictivas normas de emisiones y además en el proceso Claus se produce vapor de alta y de baja presión que se lo podría utilizar en el proceso SCOT, traduciéndose en ahorros por la reutilización del vapor.

Por otra parte, el método TopClaus es el de menor gasto energético porque se reutiliza el vapor de alta producido en el proceso Claus, no requiere el uso de incinerador en el gas de venteo debido a la alta pureza del azufre obtenido y el gas de cola se transforma a ácido sulfúrico que se recicla al proceso Claus.

El método BSR/Selectox tiene un menor gasto energético que Claus modificado + SCOT porque no utiliza torres de enfriamiento ni columnas absorbedoras-regeneradoras, pero se recupera menos cantidad de azufre y consume más combustible en el incinerador. Un consumo total intermedio entre los otros dos procesos.

5.2.3.4. EXPERIENCIA DEL LICITADOR

El proceso BSR/Selectox fue diseñado por ONOCAL en conjunto con Parson Corporation que es parte de Worley.

El proceso TopClaus fue diseñado por Comprimo que es parte de Worley en conjunto con TOPSOE.

El Proceso Claus modificado Ortloff es una tecnología desarrollada por Ortloff Engineers Ltd que es parte de UOP Honeywell.

El proceso SCOT fue desarrollado por los laboratorios Royal Dutch Shell en los Países Bajos y está autorizado en los EE. UU. por Shell Development.



- Worley es el licenciante global en tecnología de azufre con más de 100 especialistas de gas y azufre en cinco países. Lleva diseñadas y autorizadas más de 1200 plantas de recuperación de azufre en todo el mundo con diferentes tecnologías.
- UOP Honeywell es un líder mundial en tecnología de procesamiento de gas y refinación. Los sistemas de recuperación de azufre de UOP cumplen con los requisitos más estrictos de la industria y regulaciones ambientales. Desde 1914, UOP ha desarrollado más de 70 procesos con licencia y 5000 patentes activas y aplicaciones para las industrias atendidas.
- Shell tiene una amplia experiencia en procesos de tratamiento y refinación del crudo.

5.2.3.5. TECNOLOGÍA PROBADA

Este factor apunta a si el método es nuevo o no, si hay plantas con esta tecnología o no está probado en plantas aún.

- Tanto Claus modificado Ortloff como SCOT son métodos que no son nuevos y hay plantas que los utilizan; fueron lanzados al mercado en 1972.
Hay más de 100 plantas que tienen la tecnología Claus modificado en el mundo (incluidas las refinerías YPF de La Plata y Lujan de Cuyo). Shell, por otro lado, utiliza en sus refinerías el proceso SCOT y además se han puesto otras plantas en el mundo que utilizan esta tecnología para el tratamiento del gas de cola. Por ende, Claus modificado y SCOT es una tecnología con experiencia en el mundo y probada en nuestro país.



- BSR/Selectox si bien no es un método nuevo, hay menor cantidad de plantas que tienen esta tecnología.
- TopClaus es un método recientemente patentado durante la pandemia, el 22 de enero de 2021 y no es un método probado todavía ya que no hay ninguna planta construida actualmente con esta tecnología.

Luego de considerar todos estos factores, realizamos el método de puntuaciones ponderadas:

Factores	Ponderación	BSR/Selectox	Claus modificado + SCOT	Top Claus
% Recuperación de azufre	50	30	50	50
Pureza	10	9	8	10
Consumo energético	10	8	7	10
Experiencia del licitante	10	10	10	10
Capacidad instalada	20	15	20	0
Total	100	72	95	80

Tabla 5.2.3.5-1: Puntuaciones ponderadas para selección de tecnología.

Fuente: Producción propia.

Luego de realizar el método de puntuaciones ponderadas, se determinó que la propuesta Proceso Claus modificado + SCOT presenta un resultado mayor, por



lo que concluimos que tendrá mayores ventajas técnico-económicas y ambientales frente a los otros dos procesos. Por lo que se ha seleccionado la propuesta mejorada Claus modificado + SCOT como tecnología de recuperación de azufre con tratamiento de gas de cola.

5.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El objetivo principal de la planta 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 de este 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

El proceso productivo estará separado en 2 secciones: **Unidad Recuperadora de Azufre SRU** (sección 8100) y **Tratamiento de Gas de Cola TGTU** (Sección 8200).

La **Unidad de Recuperación de Azufre (SRU)** mediante un proceso Claus, convierte el H_2S presente en el gas ácido de aminas y en el gas agrio de NH_3 , en azufre elemental, y además el NH_3 se descompone en nitrógeno no-contaminante (N_2) y vapor de agua (H_2O).

La **Unidad de Tratamiento de gas de Cola (TGTU)**, convierte prácticamente todos los compuestos azufrados, (SO_2 , COS y CS_2), por hidrogenación e hidrólisis a H_2S y luego este es absorbido en una absorbidora con aminas, separado con vapor de calefacción en un stripper regenerador y se recicla a la SRU. De esta manera la eficiencia global de recuperación del 99.99%.

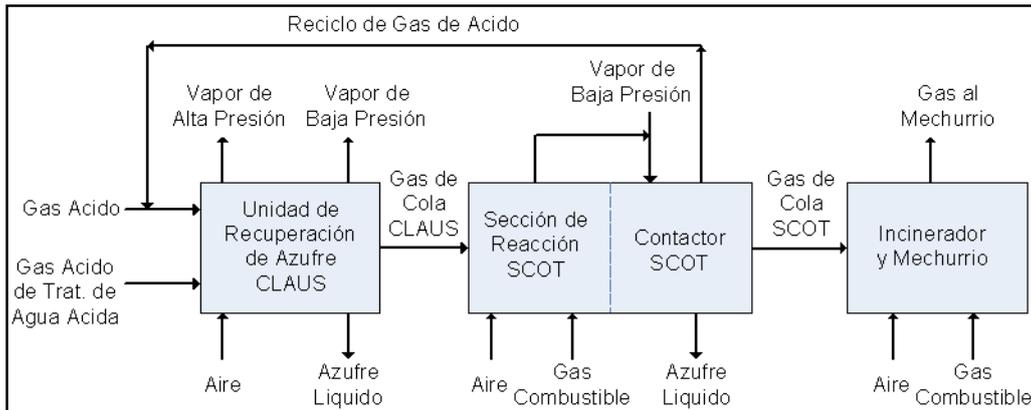


Imagen 5.3-1: Proceso Claus + Scot

Fuente: Trabajo final Tratamiento de gas de cola, Universidad del Zulia.

El proceso estará dividido en las siguientes etapas:

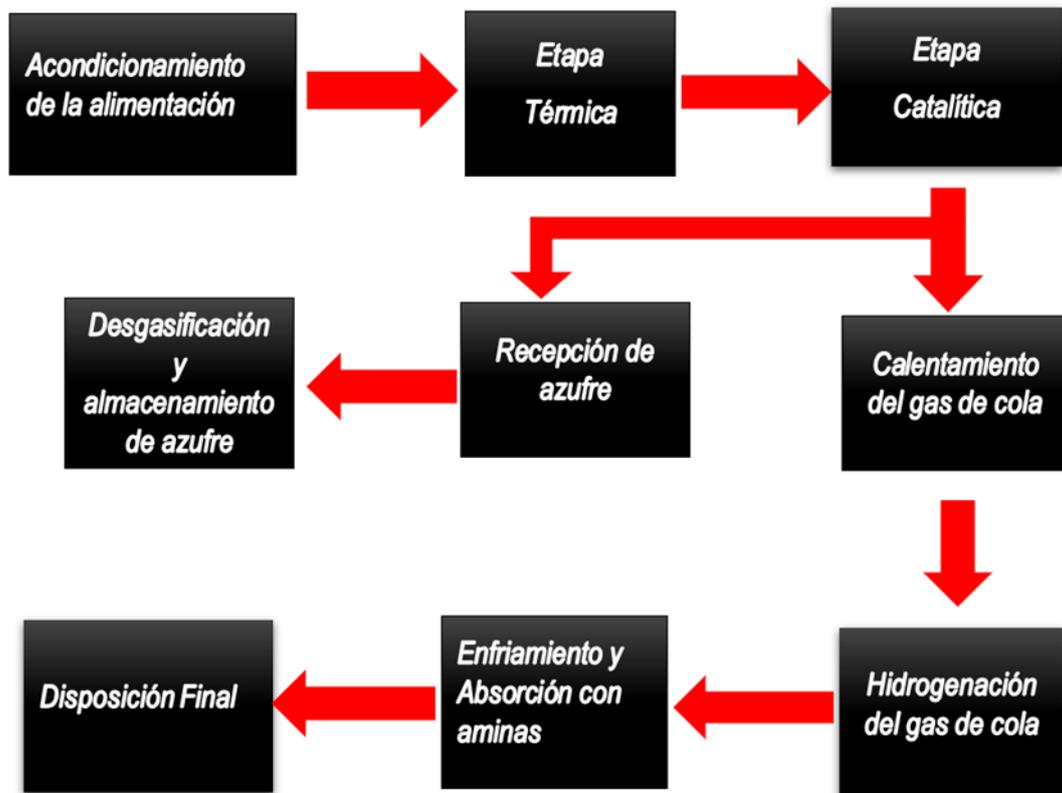


Figura 5.3-2: Etapas Proceso Claus + Scot

Fuente: Datos-Manual de operaciones YPF y Patente SCOT de Shell. Diseño-elaboración propia



5.3.1. UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE SECCIÓN 8100

5.3.1.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN

A la planta de recuperación de Azufre llegan dos corrientes. La primera proveniente de la planta de aminas, concentrada en sulfuro de hidrógeno, y la segunda es la proveniente del Stripper de Aguas Agrias o amargas (SWS) de la unidad despojadora de aguas amargas o agrias; que se encuentra concentrada en amoníaco y contiene también cantidades de sulfuro de hidrógeno.

El gas proveniente de los despojadores de agua ácida/agria, entra a la planta (a 85 °C y 0,6 Kg/cm² (g)) se dirige a un flash para lavar el gas y separar los líquidos que contenga.

El efluente líquido de dicho equipo se envía mediante una bomba al colector de disposición de agua ácida, mientras que el gas lavado strippeado, obtenido por el tope, se dirige al quemador de gas ácido de la etapa térmica.

Las condiciones de operación del flash son las siguientes: Temperatura: 85 °C y Presión: 0,6 Kg/cm² (g)

Por otro lado, el gas ácido proveniente de las Unidades Aminas y de Neutralización de Cáusticos ingresa a una torre de lavado, donde se remueve el amoníaco remanente en las corrientes de gas mediante el contacto directo con una corriente de agua de lavado circulante. La corriente de gas ácido lavado sale por el tope de la torre y el agua de lavado sale por la parte inferior de la misma y se recircula mediante la bomba.

Con el fin de purgar el amoníaco del sistema, parte de la descarga de dicha bomba se envía al sistema de disposición de agua ácida, cuyo nivel es controlado desde la torre. El resto de la descarga de la bomba es devuelto a la Torre de Lavado controlada bajo control del flujo. La misma cuenta además con una corriente de reposición de agua de lavado, que pasa continuamente a la sección inferior de la torre y consiste en agua de caldera que se enfría



previamente en el mazo enfriador de la Torre, desde 115°C hasta una temperatura de 49 °C usando agua de enfriamiento.

La corriente de gas ácido "lavado" de la Torre de Lavado ingresa a un flash, (a 49°C y 0.6 kg/cm²(g)) para separar los líquidos que lleve consigo. Sus condiciones de operación son las siguientes: Temperatura: 49 °C y Presión: 0,6 Kg/cm² (g)

Los líquidos arrastrados separados por el recipiente son bombeados por una bomba al sistema de Disposición de agua ácida. Luego este gas ácido de Amina limpio se dirige al condensador de Azufre de 4 pasos y fluye a través del paso de precalentamiento del Condensador; donde parte del vapor de baja presión [1.0 kg/cm²] generado por el Condensador calienta el gas ácido a 107°C.

El precalentamiento del gas ácido de aminas en forma previa a su mezcla se lleva a cabo con el fin de minimizar la posibilidad de formación de sales de amonio, ya que el hidrosulfuro de amonio normalmente precipita a temperaturas inferiores a 38 °C. Por otra parte, el precalentador actúa como un dispositivo economizador de energía, dado que genera vapor de media presión (17 Kg/cm²).

5.3.1.2 ETAPA TÉRMICA

A la etapa térmica ingresan tres corrientes: el gas ácido precalentado de aminas, el gas ácido strippeado del despojador de agua ácida y el reciclo de sulfuro de hidrógeno de la TGTU (sección 8200).

El equipo corazón de esta etapa es un horno de reacción que está constituido por dos zonas. La primera zona de combustión está separada de la segunda mediante una pared refractaria en celosía. El mismo opera a 1370°C aproximadamente, temperatura a la cual se garantiza la destrucción completa de amoníaco.



La corriente de gas de aminas sufre un by-pass dividiéndose en dos, de manera que la mayor parte del gas ácido precalentado de Aminas se mezcla con el Gas stripeado de Agua Acida y el reciclo. El resto del gas ácido de aminas ingresa directamente a la segunda zona de combustión del Horno de reacción a través de toberas de inyección laterales.

La corriente combinada ingresa al quemador del horno para ser combustionada con el aire provisto por sopladores de aire con la cantidad de aire necesaria para oxidar un tercio del H_2S a SO_2 , también combustionar el amoníaco y los hidrocarburos que ingresan con el gas ácido. Pasan a la primera zona de combustión donde permanecen el tiempo necesario para que las reacciones puedan alcanzar el equilibrio. La temperatura en dicha etapa es de $1370\text{ }^{\circ}C$, por lo cual el amoníaco presente se descompone totalmente en nitrógeno y agua. La primera zona de combustión se controla a $1370^{\circ}C$ mediante la variación de la cantidad de gas ácido de Amina derivada del quemador.

El resto del gas ácido de aminas ingresa directamente a la segunda zona de combustión del Horno de reacción a través de toberas de inyección laterales, se mezcla con los gases de la primera zona de combustión y se producen las reacciones de oxidación de los hidrocarburos presentes y la formación de azufre.

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 un tercio del sulfuro de hidrógeno en dióxido de azufre. En la segunda sección del horno ingresa el resto de la corriente de gas de aminas rica en sulfuro de hidrógeno y se busca es que el H_2S ingresante reaccione con el SO_2 formado en la primera cámara para convertirlo en azufre elemental.

El horno del reactor funciona como una etapa de conversión no catalítica, ya que el 55% del sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental.



El efluente del horno de reacción fluye a través del paso de enfriamiento de la caldera de recuperación de calor, C-8001, donde los gases se enfrían a 433 °C produciendo a su vez vapor de 30 kg/cm². El gas que abandona el paso de enfriamiento ingresa al primer paso del condensador de azufre y se enfría a 158 °C, generando vapor de 1 kg/cm². En esta etapa se recupera como azufre líquido condensado un promedio de 53% del azufre que ingresa a la planta, este azufre condensado se dirige a la pileta de recepción de azufre subterránea.

5.3.1.2.1 REACCIONES DE LA ETAPA TÉRMICA

Esta etapa ocurre dentro de un horno de reacción a muy alta temperatura (alrededor de los 1370°C) y consiste en el desarrollo de las siguientes reacciones químicas:



El SO₂ formado de esta manera reacciona con el H₂S restante (la reacción Claus) para dar azufre elemental:



La reacción global es:



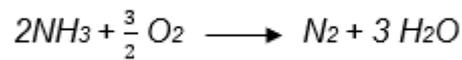
Los objetivos aquí son:

- Tener una primera conversión de los compuestos de azufre a azufre elemental. La recuperación aquí lograda es de un 52-55% aproximadamente.

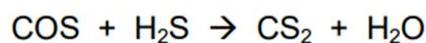


- Formar óxidos de azufre con los compuestos que no hayan logrado transformarse en azufre elemental. (Un tercio del sulfuro de hidrógeno se oxida a SO_2 en esta etapa)
- Eliminar todos los otros compuestos involucrados en la corriente como el amoníaco.

Las reacciones que se desarrollan en el horno son por un lado las reacciones deseadas mencionadas anteriormente y la destrucción de amoníaco:



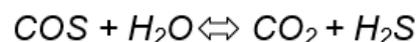
Por otro lado, se desarrollan otras reacciones, en general no deseadas, como la formación de Disulfuro de Carbono (CS_2) y Sulfuro de Carbonilo (COS). Las expresiones son:





5.3.1.3 ETAPA CATALÍTICA

Luego, el gas que abandonó el primer paso del condensador ingresa al primer paso de recalentamiento ubicado en la parte superior de la caldera de recuperación de calor, y allí alcanza una temperatura de 224 °C, mediante la condensación de parte del vapor generado por el paso de enfriamiento de esta. La corriente caliente ingresa entonces a la primera cama de catalizador del reactor, donde la mayor parte de los compuestos de azufre se convierten a vapor de azufre elemental. Asimismo, una parte considerable de los compuestos orgánicos de azufre, tales como el sulfuro de carbonilo y el disulfuro de carbono, formados por reacciones laterales en el horno de reacción, se hidrolizan a sulfuro de hidrógeno en la cama de catalizador.



El vapor de azufre ingresa para su condensación al segundo paso del condensador de azufre, que opera a una temperatura de 138 °C, mientras que el efluente gaseoso es recalentado a 204 °C. De esta forma se recupera un 32% del azufre que alimenta la Unidad.

La corriente luego ingresa a la segunda cámara de catalizador en el reactor, donde el 9% del azufre total se recupera como vapor de azufre elemental, que se condensa en el tercer paso del condensador, que opera a 131 °C. Por otra parte, el efluente gaseoso alcanza una temperatura de 196 °C e ingresa a la tercera cámara de catalizador del reactor, que constituye la última etapa de conversión. Un 2% adicional del azufre total se obtiene en el cuarto paso del condensador, alcanzando un total de 96% de recuperación.



El efluente gaseoso resultante abandona el condensador con una temperatura de 129 °C, y se alimenta a la TGTU sección 8200.

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. En este caso desarrollaremos el proceso SCOT para el tratamiento de gas de cola.

5.3.1.4 RECEPCIÓN DE AZUFRE CONDENSADO y DESGACIFICACIÓN

Como el azufre se solidifica a temperaturas menores a 120°C, las líneas de azufre de la planta deben estar enchaquetadas/encamisadas con vapor para asegurar que el azufre no se solidifique.

El azufre líquido de cada uno de los pasos de condensación se encamina a un sello de azufre individual, ubicados dentro de la Pileta de Equilibrio de Azufre subterránea. Estos sellos de drenajes (o sumideros) disponen de líneas encamisadas, tienen un tubo “U” que usa la altura estática de una columna de azufre líquido como sello para evitar el escape de gases de proceso. Además, la pileta cuenta con un eyector que aspira los gases de venteo de la pileta usando vapor motriz de alta presión y los encamina al Oxidador Térmico (incinerador) para la combustión de los vestigios de H₂S y azufre, contenidos en el barrido de aire de ventilación a través de la pileta. El Sulphur Surge Pit de la refinería YPF proporciona almacenamiento para 125 toneladas métricas de producción de azufre. Tiene en su interior cuatro serpentines de vapor para mantener el azufre fundido cada uno con su provisión de vapor y su trampa. La pileta tiene dos bombas verticales que aspiran el azufre líquido y lo envía a la Torre Desgasificadora. Está construida de hormigón armado y una tapa de hormigón.



El propósito del sistema de desgasificación de azufre es reducir el contenido de H_2S del producto de azufre fundido a 10 ppmW o menos.

El azufre líquido producido en los condensadores de una planta de azufre Claus está en contacto con gas de proceso que contiene sulfuro de hidrógeno a temperaturas altas. Como resultado, el producto de azufre crudo de las plantas de Claus contiene una pequeña cantidad de sulfuro de hidrógeno. Parte del sulfuro de hidrógeno en el azufre es gas H_2S disuelto, pero la mayoría es polisulfuro de hidrógeno (H_2S_x) formado en los condensadores por la siguiente reacción:



Mientras que el azufre líquido se almacena en la pileta de equilibrio de azufre; el H_2S disuelto se desgasifica espontáneamente y una porción considerable del polisulfuro se descompondrá en H_2S y se liberará en el aire de ventilación que circula a través del espacio de vapor de la pileta. Este proceso natural de "meteorización" normalmente reduce el contenido de H_2S del azufre fundido a 50-100 ppmW después de uno o más días de almacenamiento. Pero la especificación del mercado exige un contenido máximo de H_2S de 10-25 ppmW para el producto de azufre fundido. Dado que la descomposición natural de H_2S_x en el azufre líquido es un proceso lento y generalmente incompleto, se deben emplear medios adicionales para desgasificar hasta las 10 ppm o menos.

La tecnología de desgasificación de azufre con licencia de Amoco Corporation se utiliza para reducir el contenido de H_2S del azufre recién producido (aproximadamente 200-300 ppmW) a menos de 10 ppmW. La bomba de refuerzo de azufre bombea el azufre líquido desde la fosa de azufre hacia el fondo del reactor de desgasificación de azufre. El soplador de desgasificación suministra aire a un rociador en la parte inferior del reactor, de modo que el aire y el azufre fluyen simultáneamente hacia arriba a través de un lecho de catalizador de alúmina. El catalizador promueve la descomposición del



polisulfuro en H_2S y azufre, de modo que el aire pueda separar el H_2S del azufre y eliminarlo del reactor. Dado que la reacción (1) es una reacción de equilibrio, la eliminación del H_2S por la corriente de aire desplaza el equilibrio hacia el lado izquierdo de la ecuación, lo que permite una descomposición casi completa del polisulfuro.

El azufre desgasificado, que contiene menos de 10 ppmw de sulfuro de hidrógeno, drena por gravedad desde la parte superior del lecho del catalizador hacia el tanque de almacenamiento de azufre. La bomba de carga de azufre bombea azufre líquido desgasificado desde el tanque de almacenamiento de azufre hacia la estación de carga de azufre para transportar en camiones. El aire de desgasificación (que contiene H_2S y trazas de vapor de azufre elemental) fluye a través de un separador de niebla, sale por la parte superior del reactor de desgasificación de azufre y se dirige al sistema de oxidación térmica Tail gas para su incineración o se lo puede reciclar al horno de la SRU junto con el reciclo de la columna regeneradora de aminas de la TGTU.

5.3.1.5 ALMACENAMIENTO

El tanque de almacenamiento es un tanque sobre el suelo y tendrá que estar calefaccionado mediante serpentines de vapor, con el fin de evitar la cristalización del azufre y deberá tener el volumen suficiente para un tiempo de residencia entre 5 -7 días. Además, dispondrá de un sistema de inertización con nitrógeno, que se emplea para efectuar el barrido de gases previo a una parada para mantenimiento del equipo. El tanque de almacenamiento de azufre de la refinería YPF tiene una capacidad de 200 m^3 , tiene 3 serpentines de vapor en la parte inferior y 4 secciones de serpentín en los lados para mantener el azufre fundido, cada uno tiene su propio suministro de vapor y trampa. Si un serpentín presenta una fuga, puede cerrarse mientras los otros mantienen caliente al azufre.



5.3.2. UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS DE COLA SECCIÓN 8200

En esta sección de la planta se llevará a cabo:

- Tratamiento del gas de cola.
- Disposición final.

5.3.2.1. TRATAMIENTO DE GAS DE COLA

El proceso SCOT fue desarrollado por los laboratorios Royal Dutch de la Shell en Holanda. Es uno de los procesos más ampliamente empleados para la limpieza del gas de cola en la industria del gas. Las unidades SCOT varían en tamaño desde 4 t/d hasta por encima de 2100 t/d.

El proceso es confiable, así como las plantas Claus modificadas, pero sensible a cambios en composición del gas de cola, si el gas de cola de la planta Claus contiene mucho SO_2 , la unidad SCOT podría tener dificultad a nivel operacional.

Los beneficios del proceso SCOT son los siguientes:

- Es de fácil adaptación a una unidad Claus ya existente.
- Emplea equipos y tecnología muy familiares en los procesos.
- Fácil y flexible a nivel operacional.
- Elimina la contaminación del agua y aire.
- Alto grado de remoción de compuestos de azufre en un rango amplio de condiciones de operación.
- Es considerado uno de los procesos más flexibles.

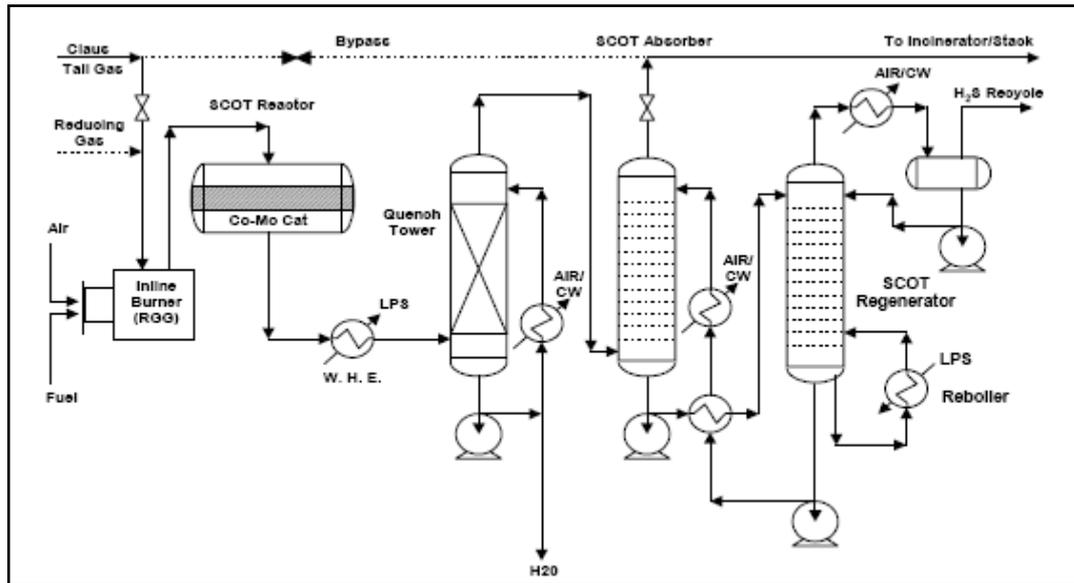


Imagen 5.3.2.1-1: Diagrama proceso SCOT

Fuente: Trabajo final Tratamiento de gas de cola, Universidad del Zulia

5.3.2.1.1 CALENTAMIENTO DEL GAS DE COLA

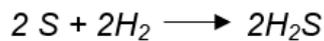
El gas de cola de la SRU ingresa a la TGTU junto con gas reductor (como fuente de H_2 para las reacciones de hidrogenación) son calentados hasta $300^\circ C$ en un Calentador eléctrico o alternativamente, en un quemador de gas con aire y combustible. El gas de cola de la SRU contiene, típicamente, sólo $2/3$ del hidrógeno requerido, por lo tanto, se debe proporcionar esta fuente de hidrogeno extra para la siguiente etapa en el reactor.

5.3.2.1.2 HIDROGENACIÓN DEL GAS DE COLA

El gas precalentado ingresa al reactor que contiene un lecho de catalizador de cobalto-molibdeno sulfurados soportado en alúmina, donde el azufre y sus compuestos se convierten en sulfuro de hidrógeno mediante reacciones de hidrogenación e hidrólisis a $300^\circ C$.



El azufre elemental (vapor) y el dióxido de azufre se reducen a H₂S mediante hidrogenación, mientras que el sulfuro de carbonilo y el disulfuro de carbono se hidrolizan a sulfuro de hidrógeno. También ocurre la hidrólisis del monóxido de carbono. El gas de cola Claus contiene cantidad de vapor de agua suficiente para las reacciones de hidrólisis.



Estas reacciones son altamente exotérmicas, por lo que el calor de la reacción produce un aumento de la temperatura de 40°C a la salida.

El proceso SCOT ha sido aplicado a plantas Claus con 2 y 3 convertidores. Todos los equipos pueden ser construidos de acero al carbono o acero inoxidable y el catalizador de hidrogenación no es costoso y se estima que tiene una vida útil de 3-5 años.

5.3.2.1.3. ENFRIAMIENTO

El efluente gaseoso del Reactor es enfriado a 180°C, generando vapor de baja presión en el paso enfriador de una caldera de calor residual (Waste Heat boiler). El gas es enfriado a 38 - 40°C por el contacto directo con un reciclo de agua en un Condensador de Contacto (columna de enfriamiento), de esta forma se condensa la mayor parte del vapor, el cual forma parte de 1/3 del gas de entrada. El contenido de vapor de agua del gas de cola de Claus es típicamente del 30-35% en volumen y el contenido de vapor de agua del gas producto de la columna es típicamente de aproximadamente el 5% en volumen.



Una purga del reciclo es continuamente enviada a despojador de agua agria SWS, controlando el nivel de agua. Si se produce un breakthrough (rompimiento de SO_2), el Condensador de Contacto servirá para absorber el SO_2 , el cual posteriormente contaminaría la amina en forma permanente. Un rompimiento de SO_2 fuera del reactor (“ SO_2 breakthrough”) es la peor causa de daño potencial a la unidad, porque se puede formar ácido sulfuroso, el cual es extremadamente corrosivo, cuando el SO_2 es absorbido por el agua.

Un analizador en línea tendrá que estar monitoreando continuamente el pH del reciclo y accionar una alarma cuando el pH se reduce debido a un rompimiento de SO_2 . Si el pH cae por debajo de 6, se inyectará manualmente gas de NH_3 en el reciclo de agua.

5.3.2.1.4. ABSORCIÓN CON AMINAS

El gas ácido que sale de la columna de enfriamiento es bombeado al absorbedor, entra por el fondo de la columna absorbedora y fluye en sentido vertical en contacto íntimo con la solución acuosa de amina. 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 H_2S y CO_2 sale por el fondo de la columna absorbedora donde la mayor parte del H_2S y el 10-15% del CO_2 son absorbidos por la solución de 50 w% de metil-dietanolamina (MDEA) ya que absorbe selectivamente el H_2S en presencia de CO_2 y se forman sales térmicamente regenerables.

La reacción es exotérmica y se libera una cantidad de calor considerable.

La fórmula química de MDEA es $\text{CH}_3\text{N}(\text{C}_2\text{H}_4\text{OH})_2$ y su estructura molecular de es la siguiente:

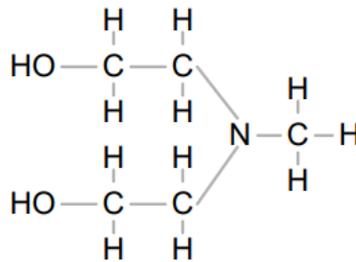
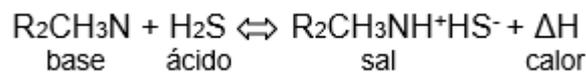


Imagen 5.3.2.1.4: Estructura de N-metildietanolamina MDEA

Fuente: Proyecto unidad de recuperación de azufre- refinería Campana

Sustituyendo el grupo etanol ($\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$) por una R, la fórmula química puede ser abreviada a R_2NCH_3 . La MDEA reacciona con el H_2S de la siguiente forma:



El CO_2 reacciona con el agua para formar ácido carbónico y se disocia en bicarbonato lentamente:



Luego se produce una reacción ácido-base entre el ácido carbónico y la MDEA:



Si sumamos las reacciones queda como reacción global:



El Absorbedor tiene dos lechos rellenos. La amina pobre regenerada será normalmente enviada al lecho superior para maximizar la absorción de H_2S (H_2S pickup). La corriente de salida del tope del Absorbedor contiene, típicamente, 100 ppm de H_2S y 20 ppm de COS. (Cualquier residuo de COS



que no se haya convertido en el Reactor no será absorbido). Dicha corriente es venteadada al Incinerador de tiro natural.

La amina rica en H_2S y CO_2 es bombeada desde el Absorbedor al regenerador/stripper, y en su camino es precalentada previamente a $100^\circ C$ en el intercambiador de Amina Rica/Pobre y entra al Stripper regenerador. El intercambiador de calor amina-amina sirve como un equipo de aprovechamiento energético y disminuye el total del calor requerido por el proceso ya que mientras se calienta la amina rica, a la vez se enfría la solución de amina pobre regenerada que sale del Stripper regenerador.

En el reboiler, el vapor de agua de baja presión que pasa por el lado de los tubos convierte una parte del agua de la solución de amina a vapor, el cual sube por la torre para calentar la solución y llevarse el H_2S y el CO_2 de la solución debido a las altas temperaturas. Los vapores del tope del Regenerador son enfriados a $40^\circ C$ por el Condensador de cabeza. (intercambia calor con agua de enfriamiento) para condensar la mayor parte del vapor que se encuentra en el reflujo, el cual se separa de los gases en un recipiente de reflujo y es bombeado como reciclo de vuelta hacia la SRU. El gas ácido "seco" –nominalmente 35/65 H_2S/CO_2 – es combinado con la corriente que ingresa al quemador del Horno de reacción de la SRU.

Los fondos calientes, que rebalsan por el vertedero del reboiler son enviados al intercambiador de calor amina rica/pobre donde intercambia calor con la alimentación fría de amina rica saliente del absorbedor, después se dirige al enfriador de "amina pobre (lean amine)" con agua de enfriamiento, situado al costado derecho del tope de la absorbidora, donde se enfría a $40^\circ C$ y es bombeada desde allí hacia el absorbedor e ingresa por la parte superior del mismo.



5.3.2.2. DISPOSICIÓN FINAL

La corriente de tope del absorbedor junto con los gases de venteo de la pileta de recepción de azufre y los gases de la columna desgasificadora, entran a un horno incinerador (oxidador térmico) dónde se produce una combustión a una temperatura de 816°C. En el incinerador también ingresa el combustible y el aire en exceso necesario para la combustión. El H₂S y el COS residual son oxidados a SO₂, el CO a CO₂ y el H₂ a H₂O.

Finalmente, los gases que salen del incinerador a alta temperatura pasan por la caldera de recuperación de calor situado al lado del incinerador. Donde intercambia calor con agua de caldera y se produce vapor sobrecalentado de 25 Kg/cm², que luego se envía al colector de vapor de media para ser empleado en otros sectores de la planta.

Los gases que se enfrían hasta aproximadamente 288 °C salen por la parte superior de la antorcha/chimenea (Stack). Este residuo gaseoso tendrá contenidos de H₂S, SO₂, CO₂, N₂, vapor de agua y oxígeno.

5.4. CATALIZADORES DEL PROCESO

En la SRU sección 8100 el reactor Claus tiene 3 lechos catalíticos.

La primera cama utilizará los siguientes catalizadores:

- CRS31 Catalizador de conversión de azufre de dióxido de titanio TiO₂
- CR-3S Catalizador de conversión de azufre de alúmina Al₂O₃

Los otros dos lechos utilizarán:

- CR-3S Catalizador de conversión de azufre de alúmina Al₂O₃



En la TGTU sección 8200, se utilizarán catalizadores en el reactor de hidrogenación y en el reactor desgasificador de azufre.

En el reactor de hidrogenación se utilizará:

- Catalizador para hidro desulfuración de óxidos de cobalto-molibdeno, soportados en alúmina.

En el desgasificador se utilizará:

- CR-3S Catalizador de conversión de azufre de alúmina Al_2O_3

Catalizador	Forma	Diámetro	Densidad a granel	Volumen de poro	Área específica BET
CRS31 TiO₂	Cilindro <u>extrudado</u>	3- 4 mm Longitud: 6-7 mm	900-1100 kg/m ³	0,35 cm ³ /g	140 m ² /g
CR-3S Al₂O₃	Esfera/Bola	3-6 mm	650-720 kg/m ³	0,40- 0,45 cm ³ /g	300 m ² /g

Tabla 5.4-1: Propiedades de los catalizadores de alumina y titanio

Fuente: Diseño-propio.Datos-Proveedor Protocatalyse-Manual de operaciones YPF

Los catalizadores serán reemplazados cada 5 años por la desactivación de estos porque el problema principal del deterioro de la actividad catalítica son los contaminantes de la alimentación y condiciones de operación

Estos catalizadores pueden perder actividad catalítica debido a ensuciamiento, envenenamiento o degradación térmica. El ensuciamiento es la deposición de especies sobre el catalizador, estas especies pueden ser reactivos, intermediarios de reacción o productos.

Las especies más comunes involucradas en el ensuciamiento son azufre y carbono. A temperaturas menores de 120°C, el azufre solidifica y se deposita



en el catalizador. Para evitar esto, se debe trabajar a temperaturas mayores al punto de rocío del azufre (120 °C).

El envenenamiento es una fuerte quimi-adsorción de especies sobre los sitios catalíticos del catalizador. En nuestro caso azufre S.

La degradación térmica ocasiona la pérdida de superficie específica debido a la transformación de las fases catalíticas del catalizador a fases más estables o no-catalíticas y reacciones químicas no deseadas. Como por ejemplo una reacción de la alúmina con el SO₂ y oxígeno de la alimentación, haciendo que se sulfata la alúmina, decreciendo su área específica catalítica.

5.5. PATENTES

De acuerdo con la tecnología que hemos seleccionado para esta planta utilizaremos dos patentes.

Para el proceso Claus utilizaremos la patente de Ortloff que está en vigencia desde 1995, cuyo número es: US- 2 509 161- B1.

Para el tratamiento de gas de cola se utilizará la patente de Shell SCOT que tiene vigencia desde 1972, cuyo número es: PB- 2 210 222 -B3.

5.6. CONCLUSIONES

Habiendo finalizado el estudio y selección de tecnología, concluimos que no existe impedimento tecnológico para llevar a cabo el proyecto de reemplazo y mejora de la planta Claus existente.



6. DISEÑO BÁSICO

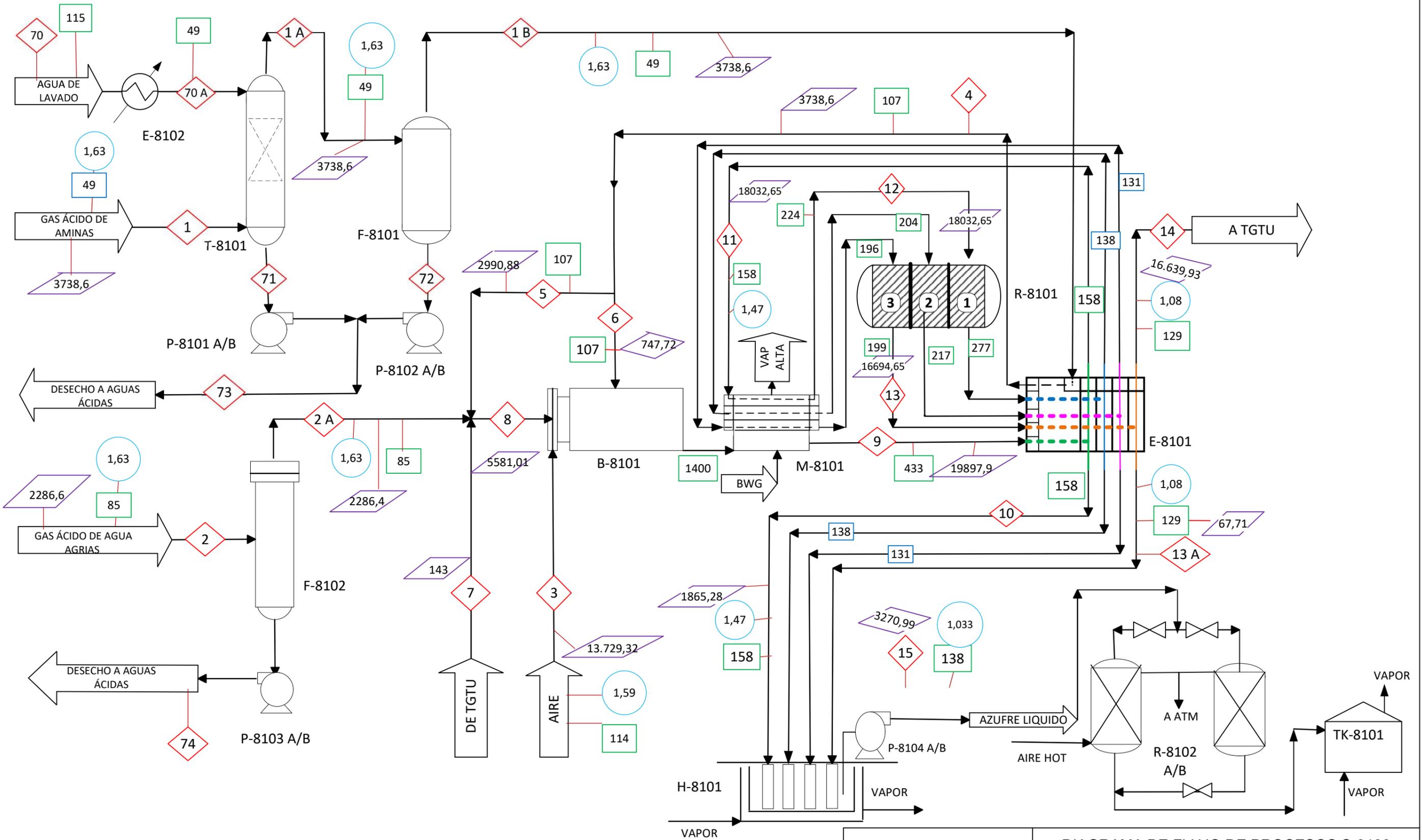
6.1. LÍMITES DE BATERÍA

La empresa nos proveerá de los gases ácidos, aguas ácidas, agua de enfriamiento y el hidrogeno que pasarán al proceso Claus. El producto terminado estará a cargo de YPF, ya que nosotros únicamente nos encargamos de la ingeniería básica del proyecto.

La energía eléctrica se comprará en el mercado mayorista a la tarifa correspondiente y se utilizarán las subestaciones transformadoras disponibles en el parque industrial. Lo mismo con el gas para los hornos.

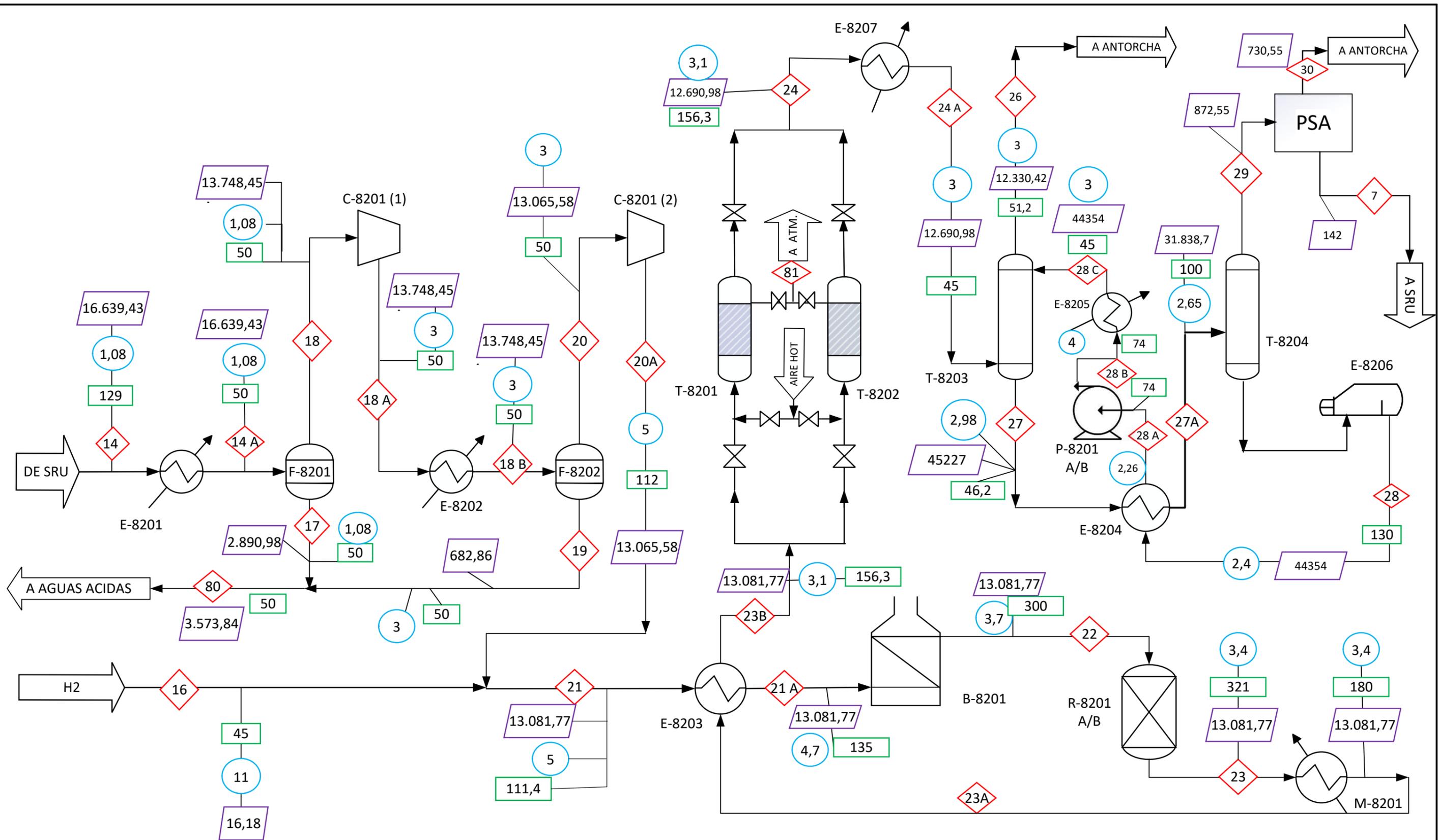
6.2. BALANCE DE MASA Y ENERGIA

Para poder realizar los balances de masa y energía correspondientes, debemos basarnos en un plano que contenga todos los equipos con sus respectivas entradas y salidas. A continuación adjuntamos el PFD del proceso.



LEYENDA	
	N° DE CORRIENTE
	CAUDAL [Kg/h]
	PRESIÓN [Kg/cm2]
	TEMPERATURA [°C]

		DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS S-8100	
		MEJORA Y AMPLIACION DE PLANTA CLAU	
ALUMNOS: ALVEZ M. – INSAURRALDE A. – RODRIGUEZ M.		DOCENTES: VRCIC, J. D. RUEDA, H.	
FECHA : 3/3/2023	DIBUJO: 1	CATEDRA: INTEGRACION V PROYECTO FINAL	



LEYENDA	
	N° DE CORRIENTE
	CAUDAL [Kg/h]
	PRESIÓN [Kg/cm ²]
	TEMPERATURA [°C]

		DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS S-8200	
		MEJORA Y AMPLIACION DE PLANTA CLAU	
ALUMNOS: ALVEZ M. – INSAURRALDE A. – RODRIGUEZ M.		DOCENTES:	
FECHA : 3/3/2023	DIBUJO: 2	VRCIC, J. D. RUEDA, H.	CATEDRA: INTEGRACION V PROYECTO FINAL



6.2.1 BALANCE DE MASA DE LA UNIDAD DE RECUPERACION DE AZUFRE (SRU) SECCIÓN 8100

	1	1 A	1 B	2	2 A	3	4	5	6
Componente	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	87,36	87,36	87,36	82,56	82,56	0	87,36	69,89	17,47
H2O	137,52	137,52	137,52	612,72	612,72	0	137,52	110,02	27,50
H2S	2.445,96	2.445,96	2.445,96	999,60	999,60	0	2.445,96	1.956,77	489,19
CO2	1.061,28	1.061,28	1.061,28	0	0	0	1.061,28	849,02	212,26
NH3	0	0	0	587,52	587,52	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	10.526,36	0	0	0
O2	0	0	0	0	0	3.197,88	0	0	0
SO2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
S	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MDEA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total [kg/h]	3.732,12	3.732,12	3.732,12	2.282,40	2.282,40	13.724,24	3.732,12	2.985,70	746,42

Tabla 6.2.1-1: Balance de masa SRU

Fuente: Elaboración propia

6.2.2 BALANCE DE MASA DEL TRATAMIENTO DE GAS DE COLA SCOT (TGTU) SECCIÓN 8200

7	8	9	10	11	12	13	13 A	14	15
[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
0	152,45	0	0	0	0	0	0	0	0
0	722,74	3.395,58	0	3.395,58	3.395,58	3.914,87	0	3.914,87	0
143,06	3.099,43	1.076,59	0	1.076,59	1.076,59	95,70	0	95,70	0
0,00	849,02	1.528,56	0	1.528,56	1.528,56	1.528,56	0	1.528,56	0
0	587,52	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	11.010,20	0	11.010,20	11.010,20	11.010,20	0	11.010,20	0
0	0	0,00	0	0,00	0,00	0	0	0	0
0	0	1.013,26	0	1.013,26	1.013,26	90,07	0	90,07	0
0	0	1.857,64	1.857,64	0	0	1.384,78	1.384,78	0	3.242,42
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
143,06	5.411,15	19.881,82	1.857,64	18.024,18	18.024,18	18.024,18	1.384,78	16.639,40	3.242,42



	14	14A	16	17	18	18 A	18 B	19	80	20	20 A
Componente	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	0	0,00	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	3914,874	3.914,87	0	2.890,98	1.023,8984	1.023,90	1.023,90	682,86	3.573,84	341,04	341,04
H2S	95,696	95,70	0	0	95,70	95,70	95,70	0	0	95,70	95,70
CO2	1528,560	1.528,56	0	0	1.528,56	1.528,56	1.528,56	0	0	1.528,56	1.528,56
NH3	0,000	0,00	0	0	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
N2	11010,200	11.010,20	0	0	11.010,20	11.010,20	11.010,20	0	0	11.010,20	11.010,20
O2	0,000	0,00	0	0	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
SO2	90,067	90,07	0	0	90,07	90,07	90,07	0	0	90,07	90,07
S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	0	0	8,44381	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	7,74016	0	0	0	0	0	0	0	0
MDEA	0	0	0,00	0	0	0	0	0	0	0	0
Total [kg/h]	16.639,398	16.639,40	16,18	2.890,98	13.748,42	13.748,42	13.748,42	682,86	3.573,84	13.065,56	13.065,56

21	21 A	22	23	23 A	23 B	81	24	24 A	25	26	27
[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
341,04	341,04	341,04	391,19	391,19	391,19	390,78	0,42	0	15.737,69	303,13	15.434,56
95,70	95,70	95,70	143,07	143,07	143,07	0	143,07	143,07	0	1,06	142,01
1.528,56	1.528,56	1.528,56	1.528,56	1.528,56	1.528,56	0	1.528,56	1.528,56	0	1.010,30	518,26
0	0	0	0	0	0	0	0	0,00	0	0	0
11.010,20	11.010,20	11.010,20	11.010,20	11.010,20	11.010,20	0	11.010,20	11.010,20	0	11.004,34	5.8652
0	0	0	0	0	0	0	0	0,00	0	0	0
90,07	90,07	90,07	0,90	0,9006729	0,90	0	0,90	0,90	0	0,69	0,2078
0	0	0	0	0	0	0	0	0,00	0	0	0
8,44	8,44	8,44	0,08	0,08	0,08	0	0,08	0,08	0	0,08	0
7,74	7,74	7,74	7,74	7,74	7,74	0	7,74	7,74	0	7,74	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0,00	15.737,69	0,2468	15.737,44
13.081,75	13.081,75	13.081,75	13.081,75	13.081,75	13.081,75	390,78	12.690,97	12.690,97	31.475,37	12.327,58	31.838,34

	27A	27 B	28	28 A	28 B	28 C	29	30	7
Componente	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	0,00	0	0	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
H2O	15.434,56	15.434,56	15.434,56	15.434,56	15.434,56	15.434,56	0,000	0,000	0
H2S	142,01	142,01	0,00	0,00	0,00	0,00	142,010	0,000	142,01
CO2	518,26	518,26	0,00	0,00	0,00	0,00	518,260	518,260	0
NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
N2	5,87	5,87	0,00	0,00	0,00	0,00	5,865	5,865	0
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
SO2	0,21	0,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,208	0,208	0
S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
C3H8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000	0
MDEA	15.737,44	15.737,44	15.737,44	15.737,44	15.737,44	15.737,44	0,000	0,000	0
Total [kg/h]	31.838,34	31.838,34	31.172,00	31.172,00	31.172,00	31.172,00	666,343	524,333	142,01

Tabla 6.2.1-1: Balance de masa TGTU

Fuente: Elaboración propia

Adjuntamos en el Anexo I los balances de energía mediante simulación.



6.3. DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS

En la siguiente tabla se muestran los equipos que, se han seleccionado para diseñar de la sección TGTU 8200.

Codificación	Equipo	Diseño/ Especificación
C-8201	Compresor	Especificación
R-8201	Reactor	Diseño
T-8203	Columna de Absorción	Diseño
E-8205	Intercambiador de calor	Diseño
P-8201	Bomba	Especificación

Tabla 6.3-1: Equipos a diseñar

Fuente: Elaboración propia.

6.3.1. COMPRESOR C-8201

Se necesita elevar la presión de la corriente 18 desde 1,08 kg/cm² hasta 5 kg/cm², para que sea apta para la columna de absorción T-8201. Para esto, se utilizará un compresor centrífugo multietapa. A continuación, se presenta el proceso de selección del mismo.

Para la selección del compresor se evaluarán el número de etapas, las temperaturas de succión y descarga, las presiones de succión y descarga, así como el tipo de compresor adecuado y el BHP, para poder seleccionar el equipo que mejor se ajuste a las necesidades del proceso. Los cálculos se basan en los capítulos 6 y 7 de la bibliografía "Surface Production Operations: Pumps and Compressors, Vol. 4 – Maurice Stewart"



Al compresor C-8101 ingresa la corriente 18, con la siguiente composición:

	Caudal másico (kg/h)	(%) en peso
H ₂ O	1.033,04	7,42
H ₂ S	95,7	0,69
CO ₂	1.698,4	12,19
N ₂	11.010,22	79,05
SO ₂	90,07	0,65
TOTAL	13.927,43	

Tabla 6.3.1-1 composición de la corriente que ingresa al compresor

Fuente: Datos-Proll. Diseño-propio

El régimen de operación es continuo. Las condiciones iniciales de la corriente se detallan a continuación.

PROPIEDADES DE LA CORRIENTE 18		
Presión	1,08 15,36	kg/cm ² psia
Temperatura	50 323	°C K
Q másico	13.748,42	kg/h
Q volumétrico	12.352,96	m ³ /h
ACFM	7.335,5	Actual ft ³ /min
SCFM(1 atm, 15,56 °C)	6.876,75	St ft ³ /min
SCFD(1 atm, 15,56 °C)	9.902.518,93	St ft ³ /day
MMSCFD (1 atm, 15,56 °C)	9,9	St MM ft ³ /day



densidad	1,117	kg/m ³
Z	0,9991	
K= C _P /C _V	1,38	

Tabla 6.3.1-2: Propiedades de la corriente de ingreso

Fuente: Datos-Proll. Diseño propio.

Cálculo del número de etapas

Para la determinación del número de etapas se debe tener en consideración que el valor de la relación de compresión R_c , normalmente está entre 1,2 y 5. La bibliografía recomienda que las relaciones de compresión no superen los 3,5 para limitar la temperatura de descarga inferior a los 200°C y así tener una buena vida útil de los componentes y el aceite lubricante del compresor. Se aplica la siguiente ecuación:

$$R_c = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{n}}$$

Dónde:

- R_c = relación de compresión.
- P_2 = presión de descarga = 5 kg/cm²
- P_1 = presión de succión = 1 kg/cm²
- n = número de etapas

Se evalúa R_c con $n = 1; 2; 3$; a continuación, se muestran los resultados.



Rc	5	n=1
Rc	2,24	n=2
Rc	1,71	n=3

Tabla 6.3.1-3: Relación de compresiones

Fuente: Elaboración propia

Rc = 2,24 resulta el valor más adecuado según el rango previamente mencionado, por lo que se determina que la compresión del gas se realizará en 2 etapas, con enfriamientos intermedios.

Selección del tipo de compresor

Se seleccionará del diagrama a continuación, utilizando como información de entrada el caudal del gas en la succión y la presión de descarga objetivo.

$$Q = 7.270,68 \text{ ACFM}$$

$$P_2 = 5 \text{ kg/cm}^2 = 71,1 \text{ psia} = 56,4 \text{ psig}$$

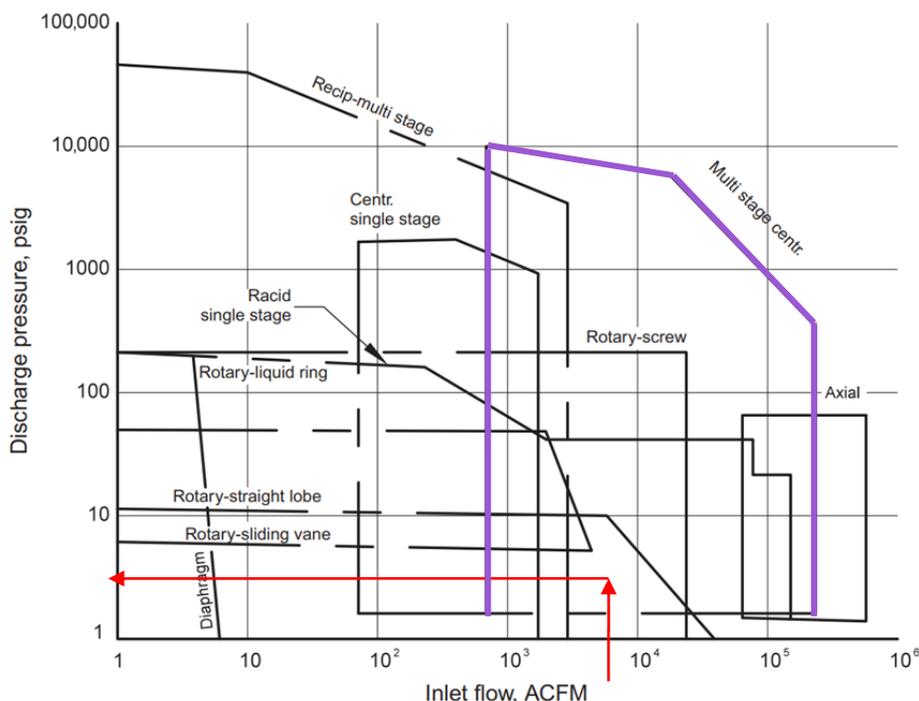


Imagen 6.3.1-1: Selección del compresor

Fuente: Surface Production Operations: Pumps and Compressors, Vol. 4 - Maurice Stewart



Se selecciona un compresor del tipo centrífugo multietapa.

Cálculo de las temperaturas de descarga

Para averiguar las temperaturas de descarga se aplica la siguiente ecuación:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k \cdot \eta_p}}$$

Dónde:

- **T1** = temperatura de succión (K)
- **T2** = temperatura de descarga (K).
- **P1** = presión de succión.
- **P2** = presión de descarga.
- **k** = coeficiente de dilatación adiabática promedio.
- **η_p** = eficiencia politrópica. Según la bibliografía, el valor estándar para compresores centrífugos es 80%.

Primera etapa:

El gas ingresa a 50 °C a 1,08 kg/cm² y se comprime hasta 3 kg/cm²

T1(succión)	323 K 50°C
P2	3 kg/cm ²
P1	1,08 kg/cm ²
η_p	0,8
k	1,38
T2 (descarga)	459 K 186°C

Tabla 6.3.1-4: Parámetros de la primera etapa de compresión

Fuente: Elaboración propia según datos de bibliografía y cálculos



Segunda etapa:

El gas se enfría de 186°C a 50 °C y se comprime de 3 hasta 5 kg/cm²

T1 (succión)	323 K 50°C
P2	5 kg/cm ²
P1	3 kg/cm ²
η_p	0,8
k	1,38
T2 (descarga)	385 K 112 °C

Tabla 6.3.1-5: Parámetros de la segunda etapa de compresión

Fuente: Elaboración propia según datos de bibliografía y cálculos

Cálculo de la potencia al freno, BHP.

El valor total será el resultado del aporte de cada etapa. La fórmula aplicada es la siguiente:

$$BHP = 0,0857 * Z_{avg}^{\frac{1}{k}} * Z_1^{\frac{k-1}{k}} * \frac{Q_g * T_{se}}{\eta_m * \eta_a} * \frac{k * \eta_p}{k - 1} * \left(R_c^{\frac{k-1}{k * \eta_p}} - 1 \right)$$

Dónde

- **BHP** = potencia al freno en HP
- **Zavg**= factor de compresibilidad promedio por etapa (entre Zsucción y Zdescarga).
- **k** = coeficiente de dilatación adiabática promedio: 1.38
- **Qg** = flujo de entrada al compresor: 9,90 MMSCFD.
- **Tse** = temperatura de succión por etapa (°R).
- **η_a** = eficiencia adiabática. Valor estándar: 85%
- **η_m** = eficiencia mecánica. Valor estándar: 95%



- η_p = eficiencia politrópica. Valor estándar: 80%
- R_c = relación de compresión por etapa.
- Z_1 = coef. de compresibilidad a la T de succión

Se calcula el factor de compresibilidad promedio por etapa, obteniendo del Proll por simulación los factores de la succión y la descarga en cada etapa.

	ETAPA 1	ETAPA 2
$T_{\text{succion}} \text{ } ^\circ\text{R}$	581,67	581,67
$T_{\text{descarga}} \text{ } ^\circ\text{R}$	826,47	693,27
Z_{succion}	0,9991	0,9985
Z_{descarga}	1	0,9995
Z_{avg}	0,99955	0,999
RC	2,78	1,67

Tabla 6.3.1-6: Parámetros de las etapas de compresión

Fuente: Elaboración propia según datos de Proll y cálculos

Etapa	BHP
1	747,82
2	340,93
TOTAL	1088,76

Tabla 6.3.1-7: Potencias de las etapas de compresión

Fuente: Elaboración propia según cálculos realizados

La potencia total para la compresión será de 1089 HP.

Selección del compresor

Teniendo en cuenta el caudal del gas 12.352,96 m³/h y la presión final que desea obtenerse (99,56 psia), para compararlo con la presión máxima



admisible de la carcasa, se seleccionará el compresor modelo 2H-15M de posicionamiento horizontal, del catálogo de la empresa Elliott Group Ebara Corporation.

Frame	Typical Flow Range		Inlet Nozzle Sizes		Discharge Nozzle Sizes	
	m ³ /hr	CFM	mm	in	mm	in
1H – 10M ^(3,4,5) 1V – 10MB ^(3,4,5)	2,888 – 14,272	1,700 – 8,400	102, 203, 254, 305, 356 102, 203, 254, 305, 356	4, 8, 10, 12, 14 4, 8, 10, 12, 14	102, 152, 203 102, 152, 203	4, 6, 8 4, 6, 8
2H – 15M ^(3,4,5) 2V – 15MB ^(3,4,5)	3,738 – 19,029	2,200 – 11,200	152, 203, 254, 305, 356, 406 102, 152, 203, 254, 305, 356, 406, 457	6, 8, 10, 12, 14, 16 4, 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18	102, 152, 203 102, 152, 203, 254	4, 6, 8 4, 6, 8, 10
3H – 20M ^(3,4,5) 3V – 20MB ^(3,4,5)	4,927 – 25,145	2,900 – 14,800	203, 254, 305, 356, 406, 457 152, 203, 254, 305, 356, 406, 457	8, 10, 12, 14, 16, 18 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18	102, 203, 254 102, 152, 203, 254, 305	4, 8, 10 4, 6, 8, 10, 12

Casing Rating		100% Nominal Impeller Diameter		Nominal Speed rpm	Journal Bearing Diameter	
barg	psig	mm	in		mm	in
69 138	H – 1000 V – 2000	263.550	10.376	19800	74.93	2.95
69 138	H – 1000 V – 2000	303.073	11.932	17300	74.93, 88.9, 101.6	2.95, 3.5, 4
69 138	H – 1000 V – 2000	348.539	13.722	15000	88.9, 101.6	3.5, 4

Frame Size	Minimum Rotor Length (in. / mm)	Maximum Rotor Length (in. / mm)	Casing Width (includes supports) (in. / mm)	Casing Height (exc. supports) (in. / mm)	Minimum Casing Weight (lb/kg)	Maximum Casing Weight (lb / kg)
Typical Weights and Dimensions for Elliott Horizontal Split Compressors*						
10M	35 / 890	64 / 1,625	37.3 / 947.4	36.25 / 921	4,700 / 2,130	9,000 / 4,080
15M	35 / 890	75 / 1,905	42.5 / 1,080	41.38 / 1,051	5,600 / 2,540	12,700 / 5,760

Imagen 6.3.1-2: Selección del compresor.

Fuente: Elliott Group Ebara Corporation

Selección del motor

La potencia necesaria es la calculada anteriormente :1089 HP (812 kW). El motor debe adecuarse a esta necesidad. Se selecciona un motor WEM de inducción de 2 polos, de potencia máxima 8000 HP, del catálogo de la empresa Weg Group Electric Machinery Company LLC:



Induction Motors

2-Pole Stiff Shaft

WEG Electric Machinery, WEM, builds a true stiff shaft induction motor. These motors deliver the reliability and high quality construction required in petroleum, utility, and other applications.



Induction motor driving a pump at an oil refinery.

Ranges

Output: 2,000 to 8,000 HP
Speed: Up to 3,600 RPM
Voltage: 2,300 to 13,800 VAC

Features

- In "stiff shaft" induction motors, the first lateral critical of the entire motor (including effects of actual stiffness/softness of job bearing, bearing brackets, frame and as installed on the foundation) must be at least 15% above 2-pole synchronous speed.
- Custom engineered and manufactured to handle your high load and starting torque requirements.
- Used in variable speed applications using variable frequency power sources.
- Meets rigorous vibration requirements of API 541 standards to provide dependable operation.
- Tilting pad journal bearings are used to provide the highest possible stability under all operating conditions.
- Stiff shaft motors are built to minimize vibration at all operating speeds.



Industry Standards

WEM manufactures synchronous motors to meet all current industry standards including NEMA MG 1, IEEE 115, IEC 60034/60079, API 546, and ISO 9001:2000 standards. Third party CENELEC/ATEX approval or CSA labeling is available upon request.

Advantages over Flexible Shaft Induction Motors

- Stiff shaft machines improve reliability by eliminating magnification of unbalance in the operating range. The stiff shaft machine can handle greater amounts of unbalance due to the fact that the response peaks are above operating speed.
- The stiff shaft induction rotor has a shorter length and larger diameter to provide operation below the first lateral critical speed.
- The stiff shaft rotor has 5-8 times stiffer construction than a flexible shaft rotor. This extremely rugged construction provides high dependability.
- Stator frame is much heavier than standard motor frames.
- Stiff shaft induction motors used in variable speed applications from zero to maximum operating speed will not pass through the first critical speed.
- Critical speed problems encountered in typical designs are avoided.

Enclosure

Typical motor enclosures are WP II (IC01/IP24), TEFV (IC37/IP44), TEWAC (IC817/IP54), and TEAAC (IC611 or IC616/IP54).

www.electricmachinery.com

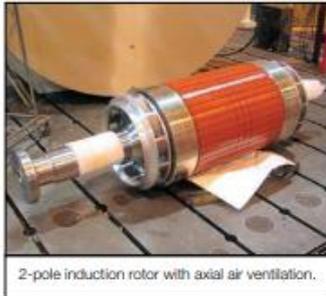
Imagen 6.3.1-3: Motor seleccionado. Catálogo P-1

Fuente: WEG Group Electric Machinery Company LLC

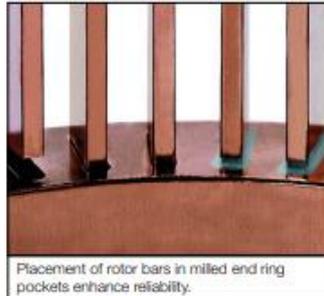


Induction Motors

2-Pole Stiff Shaft



2-pole induction rotor with axial air ventilation.



Placement of rotor bars in milled end ring pockets enhance reliability.



Robust bearing bracket with all welded construction.

Stator

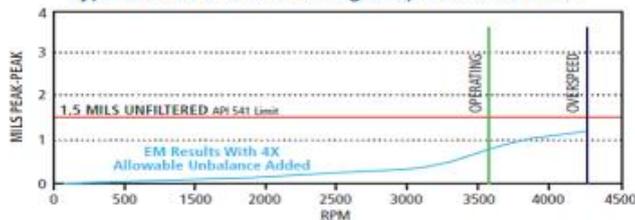
Stator Construction

The stator is composed of a supporting structure, a core of electrical laminations and insulated windings. High grade silicon steel laminations that build up the core are precision punched from core-plated sheets. Pressed and held between end plates, these laminations are stacked in the support structure and spaced for radial ventilation to ensure even cooling throughout the core. The frame is welded and machined to withstand stresses exerted by electrical and mechanical forces in the core and provide low vibration levels.

Stator Winding Insulation

The Duraguard™ insulation system is a vacuum pressure impregnated epoxy-mica insulation system that provides Class F thermal capability, outstanding dielectric properties, superior moisture and chemical resistance and the superb mechanical integrity of an epoxy resin system. It is a sealed insulation system capable of passing the water immersion test as specified by NEMA MG 1 and IEEE 115. Abrasion-resistant coating is available for protection in demanding environments.

Typical Shaft Vibration during Shop Coastdown Test



For more information, please contact:

E-mail: service-em@weg.net

Phone: 24 Hour Customer Support: +1 (612) 247-9232



Transforming Energy into Solutions www.weg.net/us

Rotor

Rotor Construction

Heavy-duty rotor construction is designed for adequate torque, high thermal capacity, mechanical rigidity, low noise level, and smooth operation. Ventilated rotor construction provides even cooling for improved thermal stability. The assembled rotor is accurately machined and dynamically balanced at rated speed to achieve lowest levels of residual unbalance.

Rotor Cage Bars

The oxygen-free copper alloy cage bars are silver brazed into special milled pocket joints in the circular end rings. The end ring joints provide greater contact and locking than other methods of attaching end rings, which significantly prolongs the life of the rotor. Each joint is ultrasonically-tested to ensure cage integrity.

Rotor laminations

Low loss, non-segmental rotor laminations are tightly anchored to the shaft. Each lamination is individually insulated to minimize stray losses.

Rotor Shaft

The shaft will be forged steel, accurately machined and smoothly finished where required.

ELECTRIC MACHINERY COMPANY

800 Central Avenue NE
Minneapolis, MN 55413
United States
Tel: +1 (612) 378-8000
Fax: +1 (612) 378-8051

www.electrimachinery.com

1300-FV-401-3/0614

Imagen 6.3.1-4: Motor seleccionado. Catálogo P-2

Fuente: Weg Group Electric Machinery Company LLC



HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL COMPRESOR

		HOJA DE DATOS COMPRESOR				
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V			HOJA DE ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN: COMPRESOR				FECHA:		
UNIDAD: C-8201				REVISION:		
SERVICIO: Acondiona la corriente antes de ingresar al horno.				LOCACIÓN: CILP		
DATOS GENERALES						
DENOMINACIÓN DE EQUIPO			COMPRESOR			HOJA: 1 de 2
FUNCIÓN			Eleva la presión del gas para que tenga la presión suficiente para su ingreso a la columna T-8203			
DATOS DE OPERACIÓN						
TIPO	CENTRIFUGO MULTIETAPA		PROVEEDOR	ELLIOTT GROUP ERABA CORPORATION		
MODELO	2H - 15 M HORIZONTAL					
CONDICIONES OPERATIVAS						
CAUDAL	13.748,42	kg/h	12.352,96	m ³ /h	-	Nm ³ /h
	6.876,75	SCFM	9,9	MMSCFD	7.335,5	ACFM
CONDICIONES DE SUCCIÓN						
ETAPA		PRIMERA		SEGUNDA		
PRESION	kg/cm ²	1,08		3		
TEMPERATURA	°C	50		50		
FACTOR Z		0,9991		0,9985		
CP/CV		1,38				
CONDICIONES DE DESCARGA						
ETAPA		PRIMERA		SEGUNDA		
PRESION	kg/cm ²	3		5		
TEMPERATURA	°C	186		112		
FACTOR Z		1		0,9995		
PERFORMANCE DEL EQUIPO						
ETAPA		PRIMERA		SEGUNDA		
POTENCIA POR ETAPA	HP	74,82		340,93		
POTENCIA TOTAL	HP	1089				
EFICIENCIA POLITRÓPICA		80%				
COMPOSICION DEL GAS						
H ₂ O		7,42		% EN PESO		
H ₂ S		0,69		% EN PESO		
CO ₂		12,19		% EN PESO		
N ₂		79,05		% EN PESO		
SO ₂		0,65		% EN PESO		
MOTOR						
TIPO	DE INDUCCION		PROVEEDOR	WEG GROUP ELECTRIC MACHINERY COMPANY LLC		
MODELO	WEM-STIFF SHAFT	POTENCIA HP	2000 to 8000	VOLTAJE	> 1000	V



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS COMPRESOR	
UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN: COMPRESOR		FECHA:	
UNIDAD: C-8201		REVISION:	
SERVICIO: Acondiciona la corriente antes de ingresar al horno		LOCACIÓN: CILP	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	COMPRESOR	HOJA: 2 de 2	
FUNCIÓN	Eleva la presión del gas para que tenga la presión suficiente para su ingreso a la columna T-8203		
CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR SELECCIONADO			
CAUDAL MINIMO	3738	m3/h	
CAUDAL MAXIMO	19029	m3/h	
VELOCIDAD NOMINAL	17300	rpm	
PRESION MAXIMA SOPORTADA	69	bar	
DIAMETRO NOM. DE IMPULSOR	303.073	mm	
TAMAÑO BOQUILLA ENTRADA	152,203,254,305,356,406	mm	
TAMAÑO BOQUILLA SALIDA	102,152,203	mm	
DIAMETRO DE COJINETE DE DESLIZAMIENTO	74,93; 88,9; 101,6	mm	
DIMENSIONES PRINCIPALES	LARGO (MM)	ALTO (MM)	ANCHO (MM)
	1905	1051	1080
OBSERVACIONES			
El equipo consta de 2 etapas de compresión con enfriamiento Inter etapa			

6.3.2. REACTOR R-8201

La patente SCOT utilizada para la sección TGTU de tratamiento de gas de cola corresponde a Shell y allí describe al reactor como un reactor de tipo axial catalítico, en este caso, con un catalizador para hidro-desulfuración de óxidos de cobalto y molibdeno sulfurados, soportados en alúmina.

La reacción de hidrogenación se lleva a cabo en fase gas, con el SO₂ presente en el gas de cola e hidrogeno como reactantes. La conversión de SO₂ a H₂S que se puede alcanzar en el reactor, utilizando dicho catalizador y según la temperatura de operación ronda 98-99,99%, según la especificación brindada por el tecnólogo Axens del catalizador TG 107:

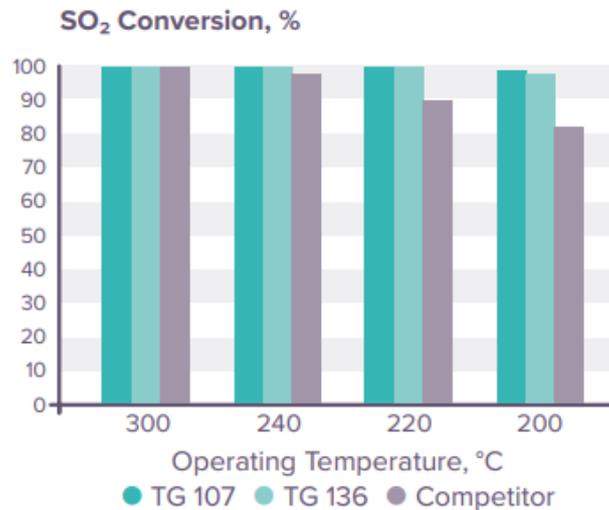


Imagen 6.3.2-1: Conversión alcanzada por el catalizador

Fuente: AXENS

A la temperatura de 300 °C se podría obtener una conversión cercana al 100% y para el diseño se elige una conversión del 99% de SO₂

El diseño del mismo se realizó bajo la tutela de la docente de la cátedra de Ingeniería de las Reacciones Químicas Avanzadas, Ing. María Primavera Monsalvo, la cual a su vez nos recomendó encarar el diseño a partir de datos recomendados por tecnólogos como la velocidad espacial y velocidad lineal, debido a que, en la bibliografía, no se encontró la cinética de la reacción representativa del proceso de hidrogenación del SO₂.

A continuación, se adjuntan los parámetros proporcionados por los tecnólogos:

GSHV	100 - 300 1/h
v	540 – 1080 m/h
ρ_{Lecho Sock}	760 kg/m ³
Porosidad lecho	0,3

Tabla 6.3.2-1: Parámetros recomendados

Fuente: Diseño propio. Datos-Tecnólogos de patentes



Tal y como se explicó anteriormente, se trata de un reactor axial de lecho fijo, con flujo descendente y operación adiabática; por lo tanto, la pérdida de carga, la cantidad de catalizador necesario y la temperatura alcanzada al finalizar la reacción, son las variables más importantes a la hora de diseñarlo y nos basaremos en ecuaciones del libro:

Elementos de ingeniería de las reacciones químicas-Fogler 4ta edición.

Cálculo de la cantidad de catalizador necesario

Para saber los kg de catalizador, primero se debe hallar el volumen de lecho necesario a partir de la velocidad espacial del gas GHSV recomendada

La velocidad espacial de líquido se define como la relación entre el caudal de gas y el volumen del lecho de catalizador.

Con la ayuda de la simulación realizada en PROII obtuvimos el caudal de gas de cola (Q_g) para posteriormente hallar el volumen del lecho de catalizador, y, finalmente, con la ayuda de la hoja de especificación del catalizador, el peso del lecho.

$$GHSV = \frac{Q_g}{V_L}$$

Dónde:

- **GHSV** = Velocidad espacial del gas de cola [1/h]
- **Qg** = Caudal de gas de cola [m³/h]
- **VL** = Volumen de lecho catalítico [m³]

Despejando **VL** se tiene:

$$V_L = \frac{Q_g}{GHSV}$$



Qg	5985 m ³ /h
GHSV	100 - 300 1/h

Tabla 6.3.2-2: Datos para el cálculo del volumen de lecho

Fuente: Diseño propio. Datos-Tecnólogos de patentes y PRO II

Se escogió para el diseño como valor final GHSV de 200 1/h porque permitió posteriormente obtener buena relación L/D y pérdida de carga aceptable.

$$V_{Lecho} = \frac{5985 \frac{m^3}{h}}{200 \frac{1}{h}}$$

$$V_{Lecho} \cong 30 m^3$$

Para compensar el envejecimiento y errores asociados a considerar condiciones de idealidad se sobredimensiona los requerimientos de catalizador un 15%.

$$V_{Lecho} \cong 35 m^3$$

Por lo tanto, la masa de catalizador se obtiene de:

$$Wc = \rho_{Lecho} * V_{Lecho}$$

Dónde:

- **Wc** = masa de catalizador necesario [kg]
- ρ_{Lecho} = densidad de lecho [kg/m³]
- V_{Lecho} = volumen de lecho [m³]

ρ_{Lecho}	760 kg/m ³
V_{Lecho}	35 m ³

Tabla 6.3.2-3: Datos para el cálculo de la masa de catalizador

Fuente: Diseño propio. Datos -Tecnólogo del catalizador y cálculos realizados



$$W_c = 760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 35 \text{ m}^3$$

$$W_c = 26.600 \text{ kg}$$

Las toneladas de catalizador necesarias serán **26,6 Tn.** Este tipo de catalizadores tiene una vida útil de 5 años.

La altura del lecho catalítico se obtiene de la siguiente manera:

$$h_L = \frac{V_L}{A_t}$$

$$A_t = \frac{m_{\text{gas}}}{v * \rho_{\text{gas}}}$$

Dónde:

- **h_L** = altura del lecho [m]
- **V_L** = volumen del lecho [m³]
- **A_t** = área transversal del lecho [m²]
- **m_{gas}** = caudal masico del gas [kg/h]
- **ρ_{gas}** = densidad del gas [kg/m³]
- **v** = velocidad lineal del gas [m/s]

V_L	35 m ³
m_{gas}	13.081,77 kg/h
v	540 - 1080 m/h 0,15 – 0,3 m/s
ρ_{gas}	2,186 kg/m ³

Tabla 6.3.2-4: Datos para el cálculo de la masa de catalizador

Fuente: Diseño propio. Datos -Tecnólogos de patentes, PROII y cálculos realizados



Para el cálculo del área transversal del lecho se escogió como velocidad lineal el valor de 760 m/h (0,21 m/s), luego de probar valores dentro de 540-1080 m/h. Porque permitió posteriormente, tener una pérdida de carga aceptable.

$$A_t = \frac{13.081,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{760 \frac{\text{m}}{\text{h}} * 2,186 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$A_t \cong 7,87 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, la altura del lecho será:

$$h_L = \frac{35 \text{ m}^3}{7,87 \text{ m}^2}$$

$$h_L \cong 4,44 \text{ m}$$

Balance de energía en el reactor

Planteando un balance de energía en estado estacionario obtendremos la temperatura del gas al salir del reactor:

$$\dot{Q} - \dot{w}_S + \Sigma F_{io} H_{io} - \Sigma F_i H_i = 0$$

Dónde:

- \dot{Q} = calor intercambiado por el sistema [kcal/h]
- \dot{w}_S = trabajo de agitación [kcal/h]
- Σ = sumatoria
- F_{io} = flujo molar de cada especie que ingresa al reactor [kg-mol/h]
- H_{io} = entalpia molar de cada especie a la temperatura de ingreso [kcal/kg-mol]
- F_i = flujo molar de cada especie a la salida del reactor [kg-mol/h]
- H_i = entalpia molar de cada especie a la temperatura de salida [kcal/kg-mol]



Volviendo al balance:

$$\dot{Q} - \dot{w}_s + \Sigma F_{i0} H_{i0} - \Sigma F_i H_i = 0$$

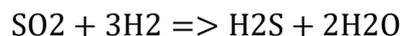
Como la operación es adiabática y el reactor no tiene agitador $Q=0$ y $W=0$, por lo tanto:

$$\Sigma F_{i0} H_{i0} - \Sigma F_i H_i = 0 \quad (1)$$

$$\Sigma F_{i0} H_{i0} = F_{SO_2 0} H_{SO_2 0} + F_{H_2 0} H_{H_2 0} + F_{H_2S 0} H_{H_2S 0} + F_{H_2O 0} H_{H_2O 0} \\ + F_{CO_2 0} H_{CO_2 0} + F_{N_2 0} H_{N_2 0} + F_{C_3H_8 0} H_{C_3H_8 0}$$

$$\Sigma F_i H_i = F_{SO_2} H_{SO_2} + F_{H_2} H_{H_2} + F_{H_2S} H_{H_2S} + F_{H_2O} H_{H_2O} + F_{CO_2} H_{CO_2} \\ + F_{N_2} H_{N_2} + F_{C_3H_8} H_{C_3H_8}$$

Lo siguiente es expresar los flujos molares en función de la conversión, coeficientes estequiométricos de la reacción y el reactivo clave SO_2 :



$$F_{SO_2} = F_{SO_2 0} (1 - X)$$

$$F_{H_2} = F_{SO_2 0} (\theta_{H_2} - 3X)$$

$$F_{H_2S} = F_{SO_2 0} (\theta_{H_2S} + X)$$

$$F_{H_2O} = F_{SO_2 0} (\theta_{H_2O} + 2X)$$

$$F_{CO_2} = F_{SO_2 0} \theta_{CO_2}$$

$$F_{N_2} = F_{SO_2 0} \theta_{N_2}$$

$$F_{C_3H_8} = F_{SO_2 0} \theta_{C_3H_8}$$



Reemplazando en (1) y restando:

$$\Sigma F_{i0} H_{i0} - \Sigma F_i H_i =$$

$$F_{SO_2 0} * [(H_{SO_2 0} - H_{SO_2}) + \theta_{H_2} (H_{H_2 0} - H_{H_2}) + \theta_{H_2 S} (H_{H_2 S 0} - H_{H_2 S}) + \theta_{H_2 O} (H_{H_2 O 0} - H_{H_2 O}) + \theta_{CO_2} (H_{CO_2 0} - H_{CO_2}) + \theta_{N_2} (H_{N_2 0} - H_{N_2}) + \theta_{C_3 H_8} (H_{C_3 H_8 0} - H_{C_3 H_8})] - \{ (2 * H_{H_2 O} + 1 * H_{H_2 S}) - (3 * H_{H_2} + 1 * H_{SO_2}) \} * F_{SO_2 0} * X$$

ΔH_{Rx}

Agrupando y ordenando:

$$\Sigma F_{i0} H_{i0} - \Sigma F_i H_i = F_{SO_2 0} \Sigma [\theta_i * (H_{i0} - H_i)] - \Delta H_{Rx} * F_{SO_2 0} * X$$

Reemplazando en el balance de energía:

$$F_{SO_2 0} * \Sigma [\theta_i * (H_{i0} - H_i)] - \Delta H_{Rx} * F_{SO_2 0} * X = 0 \quad (2)$$

Dónde:

- θ_i (relacion de alimentación) = $\frac{F_{i0}}{F_{SO_2 0}}$
- $H_i - H_{i0} = \int_{T_0}^T C_{pi} dT$
- $\Delta H_{Rx} = \Delta H_{Rx}^0(T_{ref}) + \Delta C_{pi}$

Reemplazando en (2), queda de la siguiente manera:

$$-F_{SO_2 0} * \Sigma [\theta_i * \int_{T_0}^T C_{pi} dT] - (\Delta H_{Rx}^0(T_{ref}) + \Delta C_{pi}) * F_{SO_2 0} * X = 0 \quad (3)$$

Dónde:

$$\Delta C_{pi} = (2 * \int_{T_{ref}}^T C_{p H_2 O} dT + 1 * \int_{T_{ref}}^T C_{p H_2 S} dT) - (3 * \int_{T_{ref}}^T C_{p H_2} dT + 1 * \int_{T_{ref}}^T C_{p SO_2} dT)$$



La capacidad calorífica C_{pi} encontrada en la bibliografía está en función de la temperatura con la siguiente forma:

$$C_{pi} = \alpha + \beta * T + \gamma * T^2 + \delta * T^3$$

Por lo que las integrales de C_{pi} nos quedan:

$$\int_{T_0}^T C_{pi} dT = \alpha i * (T - T_0) + \frac{\beta}{2} i * (T^2 - T_0^2) + \frac{\gamma}{3} i * (T^3 - T_0^3) + \frac{\delta}{4} i * (T^4 - T_0^4)$$

$$\Delta C_{pi} = \Delta \alpha (T - T_{ref}) + \Delta \frac{\beta}{2} (T^2 - T_0^2) + \Delta \frac{\gamma}{3} * (T^3 - T_0^3) + \Delta \frac{\delta}{4} (T^4 - T_0^4)$$

Dónde:

$$\Delta \alpha = (2 * \alpha_{H2O} + 1 * \alpha_{H2S}) - (3 * \alpha_{H2} + 1 * \alpha_{SO2})$$

$$\Delta \frac{\beta}{2} = \left(2 * \frac{\beta}{2} H_{2O} + 1 * \frac{\beta}{2} H_{2S} \right) - \left(3 * \frac{\beta}{2} H_2 + 1 * \frac{\beta}{2} SO_2 \right)$$

$$\Delta \frac{\gamma}{3} = \left(2 * \frac{\gamma}{3} H_{2O} + 1 * \frac{\gamma}{3} H_{2S} \right) - \left(3 * \frac{\gamma}{3} H_2 + 1 * \frac{\gamma}{3} SO_2 \right)$$

$$\Delta \frac{\delta}{4} = \left(2 * \frac{\delta}{4} H_{2O} + 1 * \frac{\delta}{4} H_{2S} \right) - \left(3 * \frac{\delta}{4} H_2 + 1 * \frac{\delta}{4} SO_2 \right)$$

Por otro lado, la entalpia de reacción a 298 K (temperatura de referencia estándar) se puede obtener a partir de los calores de formación:

$$\Delta H_{R_x}^0(T_{ref}) = (2 * H_{f_{H_2O}}^0 + 1 * H_{f_{H_2S}}^0) - (3 * H_{f_{H_2}}^0 + 1 * H_{f_{SO_2}}^0)$$

Si llamamos:

$$H1 \text{ al término } F_{SO_2 0} * \sum [\theta_i * \int_{T_0}^T C_{pi} dT]$$

$$H2 \text{ al término } (\Delta H_{R_x}^0(T_{ref}) + \Delta C_{pi}) * F_{SO_2 0} * X$$

El balance de energía simplificado queda:

$$-H1 - H2 = 0 \quad (4)$$

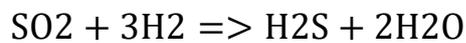


Para obtener la temperatura T, debemos iterar dando valores de temperaturas para calcular H1 y H2, y la temperatura será aquella en donde el valor de H1 sea igual en valor a H2, pero con signo contrario:

$$H1 = -H2$$

Los cálculos fueron hechos en una planilla Excel y nos ayudamos con la herramienta SOLVER para encontrar la temperatura que cumpliera la igualdad de entalpías en valor absoluto.

- Como primer paso calculamos la entalpía de reacción estándar para la reacción:



$\Delta H_{\text{Rx}}^0(\text{Tref}) = (2 * Hf_{\text{H}_2\text{O}}^0 + 1 * Hf_{\text{H}_2\text{S}}^0) - (3 * Hf_{\text{H}_2}^0 + 1 * Hf_{\text{SO}_2}^0)$		
Comp.	$Hf_i^0(298 \text{ K})$	Coef. Esteq.
SO2	-296,8	1
H2	0	3
H2S	-20,5	1
H2O	-241,8	2
$\Delta H_{\text{Rx}}^0(\text{Tref})$	-207,3	kJ/mol
	-49.545,89	kcal/kg-mol

Imagen 6.3.2-2: Cálculo de la entalpía de reacción estándar

Fuente: Diseño propio en Excel. Datos- Calores de formación CAO

- Luego calculamos H1 y H2 suponiendo una temperatura y en la herramienta SOLVER pusimos como condiciones que la celda objetivo donde se encuentra la fórmula -H1-H2 debe dar cero y que variase la celda donde se encuentra el valor de T supuesto (celda coloreada de amarillo):



$$H1 = -F_{SO_2,0} * \sum [\theta_i * \int_{T_0}^T c_{pi} dT]$$

TO	T	Alimentación al reactor	Flujos molares kg-mol/h	$\theta_i = F_i / F_{SO_2}$	Coef. Esteq.	α	β	γ	δ
573	593,47938	SO2	1,407	1	1	5,697	1,60E-02	-1,19E-05	3,17E-09
		H2	4,222	3	3	6,483	2,22E-03	-3,30E-06	1,83E-09
		H2S	2,815	2	1	7,629	3,43E-04	5,81E-06	-2,81E-09
		N2	393,222	279,41	-	7,44	-3,24E-03	6,40E-06	-2,79E-09
		H2O	19,116	13,58	2	7,701	4,59E-04	2,53E-06	-8,59E-10
		CO2	38,600	27,43	-	4,728	1,75E-02	-1,34E-05	4,1E-09
		C3H8	0,176	0,13	-	-1,009	7,32E-02	-3,79E-05	7,68E-09

Imagen 6.3.2-3: Calculo de la entalpia H1.P-1

Fuente: Elaboración propia en Excel según los cálculos realizados

$$\int_{T_0}^T c_{pi} dT = \alpha i * (T - T_0) + \frac{\beta}{2} i * (T^2 - T_0^2) + \frac{\gamma}{3} i * (T^3 - T_0^3) + \frac{\delta}{4} i * (T^4 - T_0^4)$$

δ	$\theta_i * \alpha$	$\theta_i * \beta / 2$	$\theta_i * \gamma / 3$	$\theta_i * \delta / 4$	(T-To)	(T^2-To^2)	(T^3-To^3)	(T^4-To^4)
3,17E-09	5,70	8,00E-03	-3,97E-06	7,93E-10	2,05E+01	2,39E+04	2,09E+07	1,63E+10
1,83E-09	19,45	3,33E-03	-3,30E-06	1,37E-09				
-2,81E-09	15,26	3,43E-04	3,87E-06	-1,41E-09				
-2,79E-09	2,078,85	-4,53E-01	5,96E-04	-1,95E-07				
-8,59E-10	104,60	3,12E-03	1,15E-05	-2,92E-09				
4,1E-09	129,68	2,40E-01	-1,23E-04	2,81E-08				
7,68E-09	-0,13	4,58E-03	-1,58E-06	2,40E-10				
Σ	2353,40853	-1,93E-01	4,80E-04	-1,69E-07				
$\Sigma [\theta_i * \int_{T_0}^T c_{pi} dT]$	50.870,21	kcal/kg-mol						
H1	71.589,98 kcal/h							

Imagen 6.3.2-4: Calculo de la entalpia H1.P-2

Fuente: Elaboración propia en Excel según los cálculos realizados



$H2 = (\Delta H_{R_{X}}^0(T_{ref}) + \Delta C_{pi}) * F_{SO20} * X$													
Tref	T	XA	Participantes en la reaccion	$\Delta H_{R_{X}}^0(T_{ref})$	Coef. Esteq.	α	$\beta/2$	$\gamma/3$	$\delta/4$	(T-Tref)	(T ² -Tref ²)	(T ³ -Tref ³)	(T ⁴ -Tref ⁴)
298	593,47938	0,99	SO2	-49.545,89	1	5,697	8,00E-03	-3,97E-06	7,93E-10	295,48	263.413,77	1,83E+08	1,16E+11
			H2	kcal/kg-mol	3	6,483	1,11E-03	-1,10E-06	4,58E-10				
			H2S		1	7,629	1,72E-04	1,94E-06	-7,03E-10				
			H2O		2	7,701	2,30E-04	8,43E-07	-2,15E-10				
			Δ			-2,115	-1,07E-02	1,09E-05	-3,30E-09				
			ΔC_{pi}			-1.838 kcal/kg-mol							
			H2			-71.589,98 kcal/h							
			$-H1 - H2 = 0$										
						(-H1-H2)	0,00						

$$\Delta C_{pi} = \Delta \alpha (T - T_{ref}) + \Delta \frac{\beta}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \Delta \frac{\gamma}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \Delta \frac{\delta}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$\Delta \alpha = (2 * \alpha_{H2O} + 1 * \alpha_{H2S}) - (3 * \alpha_{H2} + 1 * \alpha_{SO2})$$

$$\Delta \frac{\beta}{2} = (2 * \frac{\beta}{2}_{H2O} + 1 * \frac{\beta}{2}_{H2S}) - (3 * \frac{\beta}{2}_{H2} + 1 * \frac{\beta}{2}_{SO2})$$

$$\Delta \frac{\gamma}{3} = (2 * \frac{\gamma}{3}_{H2O} + 1 * \frac{\gamma}{3}_{H2S}) - (3 * \frac{\gamma}{3}_{H2} + 1 * \frac{\gamma}{3}_{SO2})$$

$$\Delta \frac{\delta}{4} = (2 * \frac{\delta}{4}_{H2O} + 1 * \frac{\delta}{4}_{H2S}) - (3 * \frac{\delta}{4}_{H2} + 1 * \frac{\delta}{4}_{SO2})$$

Imagen 6.3.2-5: Calculo de la entalpia H2 y la Temperatura final de reaccion

Fuente: Elaboración propia en Excel según los cálculos realizados



Por lo tanto, la temperatura T al finalizar la reacción será aproximadamente de **594 K**, es decir de **321 °C**.

Pérdida de carga

Para calcular la pérdida de carga, se utilizará la ecuación de Ergun, teniendo en cuenta que el ΔP no podrá exceder el 10% de la presión de alimentación (3,7 kg/cm²).

$$\frac{dP}{dL} = -\frac{G}{\rho g_c D_p} \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Como la reacción es en fase gaseosa y no es isotérmica, la densidad variará en función de la presión, la variación del número de moles y la temperatura alcanzada al finalizar la reacción:

$$\rho = \rho_o * \frac{P}{P_o} * \left(\frac{T_o}{T} \right) * \frac{1}{(1 + \varepsilon * XA)}$$

$$\frac{dP}{dL} = -\frac{G}{\rho_o * g_c * D_p} * \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) * \left[\frac{150(1 - \phi) * \mu}{D_p} + 1,75 * G \right] * \frac{P_o}{P} * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * XA)$$

Dónde:

- P = presión final [Pa]
- Po = presión del gas a la entrada del reactor [Pa]
- L= altura del lecho catalítico [m]
- G= densidad de flujo de materia [kg/m²*s]
- ρ_o = densidad del gas a la temperatura de ingreso al reactor [kg/m³]
- g_c = constante de conversión de unidades= 1 en el sistema internacional
- D_p = diámetro de partícula del catalizador [m]



- ϕ = porosidad del lecho
- μ = viscosidad del fluido [Pa*s] o [kg/m*s]
- T= temperatura del gas al finalizar la reacción [K]
- T_o = temperatura del gas a la entrada del reactor [K]
- ε = variación del numero de moles del sistema de reacción
- X_A = conversión de la reacción en el reactor

Pasamos la presión P al lado izquierdo de la ecuación y el diferencial dL al lado derecho:

$$P dP = dL \left(-\frac{G}{\rho_o * g_c * D_p} * \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) * \left[\frac{150(1 - \phi) * \mu}{D_p} + 1,75 * G \right] * P_o * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * X_A) \right)$$

Si llamamos B_o agrupando a todo lo que es constante:

$$P dP = -B_o * P_o * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * X_A) * dL$$

Aplicamos integral a ambos lados de la ecuación:

$$\int_{P_o}^P P dp = \int_o^L dL \left(-B_o * P_o * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * X_A) \right)$$

Integrando y resolviendo:

$$\frac{P^2 - P_o^2}{2} = -B_o * P_o * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * X_A) * L$$

$$P^2 - P_o^2 = -B_o * P_o * \frac{T}{T_o} * (1 + \varepsilon * X_A) * L * 2$$



$$P = \sqrt{(P_0)^2 - B_0 * P * \frac{T}{T_0} * (1 + \epsilon * X_A) * 2 * L}$$

Primero calculamos la densidad de flujo de materia a través del sistema

$$G = \rho_o * v$$

$$G = 2,186 \text{ kg/m}^3 * 760 \text{ m/h} * (1\text{h}/3600 \text{ s})$$

$$G = 0,4615 \text{ m/s}$$

$$\epsilon = y_{SO_2} * \Delta n_{gas}$$

Δn (en la reacción) = moles gas productos – moles gas reactivos

$$\Delta n_{gas} = 3 - 4 = -1$$

$$y_{SO_2} = 0,0031$$

$$\epsilon = 0,0031 * (-1) = -0,0031$$

P_o	537 kg/cm ² 362.846 [Pa] = N/m ²
L	4,44 m
G	0,4615 kg/m ² -s
ρ_o	2,186 kg/m ³
g_c	1
D_p	0,002 m
∅	0,3
μ	2,794 x10 ⁻⁵ kg/m*s
T	573 K
T_o	594 K
ε	-0,0031
X_A	0,99

Tabla 6.3.2-5: Datos para el cálculo de la pérdida de carga

Fuente: Diseño propio. Datos -Proll y cálculos realizados.



Reemplazando los parámetros en la ecuación:

$$P = 333.028,18 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = P - P_0$$

$$\Delta P = 333.028,18 \text{ Pa} - 328.993,11 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 29.817,87 \text{ Pa} = 0,3 \text{ kg/cm}^2$$

Conclusiones: la pérdida de carga obtenida es aceptable, por lo que procedemos a dimensionar el reactor.

Diámetro del reactor

Se procede a calcular el diámetro del reactor a partir de la siguiente fórmula:

$$D_{rx} = \sqrt{\frac{4 * A_t}{\pi}}$$

Dónde

- D_{rx} = diámetro del reactor [m]
- A_t = área transversal del lecho [m²]

$$D_{rx} = \sqrt{\frac{4 * 7,87 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_{rx} \cong 3,17 \text{ m}$$

Por lo tanto, el reactor tendrá un diámetro interno de **3,17 m**, o lo que es lo mismo **3170 mm**.



Altura total del reactor

$$h_{rx} = h_L + 2 * h_{cabezales} + h_{bolas} + h_{vacio}$$

Dónde:

- h_{rx} = altura total del reactor [m]
- h_L = altura del lecho [m]
- $h_{cabezales}$ = altura de los cabezales [m]
- h_{bolas} = altura de capas de bolas de cerámica [m]
- $h_{vacío}$ = altura de espacio vacío [m]

Los cabezales se modelizan como semiesféricos, por lo tanto:

$$h_{cabezales} = \frac{D_{rx}}{2}$$
$$h_{cabezales} = \frac{3,17 \text{ m}}{2}$$
$$h_{cabezales} \cong 1,585 \text{ m}$$

Por recomendación de la docente de Ingeniería de las reacciones químicas avanzadas, para la altura de las capas de bolas de cerámica se considerará 2 capas de 300mm c/u por encima y 2 de 300 mm c/u por debajo del lecho de catalizador. Entonces serán 2 capas de bolas de alumina de $\frac{1}{4}$ " y 2 de $\frac{1}{8}$ "

La capa de bolas de alúmina de $\frac{3}{4}$ " como va dentro del cabezal inferior, no suma a la altura del reactor, por lo que no se incluye en el valor de h_{bolas}

$$h_{bolas} = 2 * h_{bolas \frac{1}{4}} + 2 * h_{bolas \frac{1}{8}}$$

$$h_{bolas} = 2 * 0,3 \text{ m} + 2 * 0,3 \text{ m}$$



$$h_{\text{bolas}} \cong 1,2 \text{ m}$$

Se considera un espacio vacío de 300 mm (0,3 m) también por recomendación de la docente de Ingeniería de las reacciones químicas avanzadas.

Por lo tanto, la altura del reactor será:

$$h_{\text{rx}} = 4,44 \text{ m} + 2 * 1,585 \text{ m} + 1,2 \text{ m} + 0,3 \text{ m}$$

$$h_{\text{rx}} \cong 9,11 \text{ m} \text{ (5,94 m sin cabezales)}$$

Determinación del espesor del cuerpo del reactor

Para el cálculo del espesor de la pared se utiliza una ecuación, extraída del código ASME sección VIII de Recipientes a Presión, para carcasas cilíndricas con presión interna:

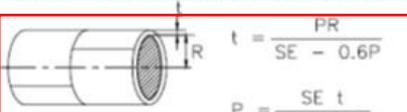
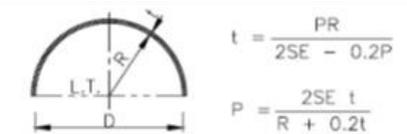
		FORMULAS PARA EL CALCULO DE RECIPIENTES SOMETIDOS A PRESION INTERNA												NORMAS					
		FIGURA No. 89																	
α = ANGULO DEL VERTICE/2 D = DIAMETRO INTERIOR Do = DIAMETRO EXTERIOR E = EFICIENCIA DE SOLDADURA		r = RADIO DE ESQUINA INT. r_o = RADIO DE ESQUINA EXT. M = FACTOR (VER TABLA) P = PRESION DE DISEÑO L = RADIO INTERIOR DE LA TAPA				R = RADIO INT. Ro = RADIO EXT. S = ESFUERZO EN LA TENSION t = ESPESOR MINIMO REQUERIDO Lo = RADIO EXTERIOR DE LA TAPA													
TABLA FACTOR M		L/r	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9.0	9.5	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.67
		M	1.39	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77
EN FUNCION DE DIMENSIONES INTERNAS										EN FUNCION DE DIMENSIONES EXTERNAS									
 $t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$ $P = \frac{SE t}{R + 0.6t}$										 $t = \frac{PRo}{SE + 0.4P}$ $P = \frac{SE t}{Ro + 0.4t}$									
CUERPO CILINDRICO					CUERPO CILINDRICO														
 $t = \frac{PR}{2SE - 0.2P}$ $P = \frac{2SE t}{R + 0.2t}$										 $t = \frac{PRo}{2SE + 0.8P}$ $P = \frac{2SE t}{Ro - 0.8t}$									
TAPA SEMIESFERICA					TAPA SEMIESFERICA														

Imagen 6.3.2-6: Formulas para el cálculo de espesores

Fuente: Código Asme



Para el reactor se ha seleccionado el acero inoxidable AISI 316 - A240 debido a su resistencia ante la corrosión en ambientes ácidos corrosivos, ya que el gas de ingreso contiene H_2S que es muy corrosivo.

El acero inoxidable Tipo 316 A-240 es un acero inoxidable de cromo níquel austenítico que contiene molibdeno. Esta adición aumenta la resistencia a la corrosión general, mejora la resistencia a picaduras de soluciones de iones de cloruro y proporciona mayor resistencia a temperaturas elevadas.

$$t = C + \frac{Pd * R}{S * E - 0,6 * Pd}$$

Dónde:

- Pd es la presión de diseño (interna) en [psi].
- R representa el radio interior del reactor en pulgadas [In]
- S es la tensión máxima admisible por el material expresado en [psi].
- E es la eficiencia de soldadura.
- C es un sobreespesor, margen de corrosión expresado en pulgadas [In]

Presión de diseño

En recipientes sometidos a presión como es el caso de estos reactores, se adopta como valor de presión de diseño el mayor entre:

- Presión de Operación (P_{op}) + 2 bares
- Presión de Operación (P_{op}) + 10%

Presión de operación = $3,7 \text{ kg/cm}^2 = 3,63 \text{ bar}$

$$Pd = P_{op} + 2 \text{ bar} = 3,63 \text{ bar} + 2 \text{ bar} = 5,63 \text{ bar} = 82 \text{ psi}$$

$$Pd = P_{op} (1 + 0,1) = 3,63 * (1 + 0,1) = 3,99 \text{ bar}$$



Temperatura de diseño

La temperatura de diseño T_d será 50 °C mayor a la temperatura de trabajo.

$$T_d = 321 \text{ °C} + 50 \text{ °C} = 371 \text{ °C} = 700 \text{ °F}$$

Tensión máxima admisible (S)

Tabla A-1 Esfuerzos permitidos básicos en tensión para metales¹ (cont.)

Los números en paréntesis se refieren a las notas para las Tablas del apéndice A; las especificaciones son ASTM a menos que se especifique de otra forma.

Material	No. espec.	N.° P o N.° S (5)	Grado	No. UNS	Notas	Temp. mín. °F (6)	Min. esfuerzo especificado, ksi		Temp. mín.					
							Tensión	Elasticidad	a 100	200	300	400	500	600
Acero inoxidable (3) (4*) (continuación)														
Tuberías y tubos (2) (continuación)														
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 312	8	TP347	S34700	...	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tipo 347 A 240	A 358	8	347	S34700	(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 376	8	TP347	S34700	(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 409	8	TP347	S34700	(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 312	8	TP348	S34800	...	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tipo 348 A 240	A 358	8	348	S34800	(30)(36)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 376	8	TP348	S34800	(30)(36)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Cb	A 409	8	TP348	S34800	(30)(36)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3
23Cr–13Ni	A 451	8	CPH10 or CPH20	J93402	(12)(14)(28)(35)(39)	–325	70	30	20,0	20,0	19,9	19,4	18,9	18,3
Tubería de 25Cr–20Ni	A 312	8	TP310	...	(28)(29)(35)(39)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,5
Tipo 3105 A 240	A 358	8	3105	S31008	(28)(29)(31)(35)(36)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,5
18Cr–10Ni–Cb	A 451	8	CPF8C	J92710	(28)	–325	70	30	20,0	20,0	20,0	18,6	17,5	16,6
Tubería de 18Cr–10Ni–Ti	A 312	8	TP321	S32100	(28)(30)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
smls ≤ 3/8 pulg. de espesor o sol.														
Tipo 321 A 240	A 358	8	321	S32100	(28)(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Ti	A 376	8	TP321	S32100	(28)(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
≤ 3/8 pulg. de espesor														
Tubería de 18Cr–10Ni–Ti	A 409	8	TP321	S32100	(28)(30)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
Tubería de 18Cr–10Ni–Ti	A 376	8	TP321H	S32109	(30)(36)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
≤ 3/8 pulg. de espesor														
Tubería de 18Cr–10Ni–Ti	A 312	8	TP321H	S32109	...	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	20,0	19,3	18,3
smls ≤ 3/8 pulg. de espesor o sol.														
16Cr–12Ni–Mo tube	A 269	8	TP316	S31600	(14)(26)(28)(31)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0
Tubería de 16Cr–12Ni–2Mo	A 312	8	TP316	S31600	(26)(28)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0
Tipo 316 A 240	A 358	8	316	S31600	(26)(28)(31)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0
Tubería de 16Cr–12Ni–2Mo	A 376	8	TP316	S31600	(26)(28)(31)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0
Tubería de 16Cr–12Ni–2Mo	A 409	8	TP316	S31600	(26)(28)(31)(36)	–425	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0
Tubería de 18Cr–3Ni–3Mo	A 312	8	TP317	S31700	(26)(28)	–325	75	30	20,0	20,0	20,0	19,3	18,0	17,0

Imagen 6.3.2-7: Tensión máxima admisible del material -P1

Fuente: Código ASME



Con la denominación 316-A358 del material, buscamos el valor en la siguiente tabla para 700 °F:

Tabla A-1 Esfuerzos permitidos básicos en tensión para metales¹ (cont.)

Los números en paréntesis se refieren a las notas para las Tablas del apéndice A; las especificaciones son ASTM a menos que se especifique de otra forma.

Esfuerzo permitido básico, S, ksi (1), a temperatura de metal, °F																			
650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	grado	No. espec.
Acero inoxidable (3) (4*) (continuación)																			
Tuberías y tubos (2) (continuación)																			
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	3TP347	A 312
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	347	A 358
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	TP347	A 376
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	TP347	A 409
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	TP348	A 312
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	348	A 358
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	TP348	A 376
19,0	18,7	18,5	18,3	18,2	18,1	18,1	16,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	TP348	A 409
17,9	17,5	17,0	16,5	16,0	15,4	14,9	11,1	8,5	6,5	5,0	3,8	2,9	2,3	1,8	1,3	0,9	0,8	CPH10 or CPH20	A 451
18,2	17,9	17,7	17,4	17,2	16,9	16,7	13,8	10,3	7,6	5,5	4,0	3,0	2,2	1,7	1,3	1,0	0,8	TP310	A 312
18,2	17,9	17,7	17,4	17,2	16,9	16,7	13,8	10,3	7,6	5,5	4,0	3,0	2,2	1,7	1,3	1,0	0,8	310S	A 358
16,2	15,8	15,5	15,2	14,9	14,6	14,3	14,0	12,1	9,1	6,1	4,4	3,3	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8	CPF8C	A 451
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	TP321	A 312
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	321	A 358
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	TP321	A 376
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	TP321H	A 409
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	TP321H	A 376
17,9	17,5	17,2	16,9	16,7	16,5	16,4	16,2	12,3	9,1	6,9	5,4	4,1	3,2	2,5	1,9	1,5	1,1	TP321H	A 312
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	TP316	A 269
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	TP316	A 312
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	316	A 358
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	TP316	A 376
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	TP316	A 409
16,6	16,3	16,1	15,9	15,7	15,6	15,4	15,3	15,1	12,4	9,8	7,4	5,5	4,1	3,1	2,3	1,7	1,3	TP317	A 312

Imagen 6.3.2-8: Tensión máxima admisible del material -P2

Fuente: Código ASME

Para una temperatura de diseño de 371°C el valor de la tensión máxima admisible por el material es de **16300 psi**.



Eficiencia de soldadura (E)

La eficiencia a la soldadura considerada es de 0,85 ya que es recomendable utilizar este valor para recipientes sometidos a presión de estas características.

C espesor por corrosión

Se considera un sobreespesor de 5 mm porque en el sistema hay hidrogeno, y la temperatura de reacción es a un poco más de 600 °F, lo cual a esa temperatura se puede presentar ataque por hidrogeno a la estructura del material.

$$t = 0,197 \text{ pulg} + \frac{82 \text{ psi} * 62,40 \text{ pulg}}{16300 \text{ psi} * 0,85 - 0,6 * 82 \text{ psi}}$$

$$t \text{ (espesor de pared)} = 0,57 \text{ pulg} = 15\text{mm}$$

Cálculo de espesor de los cabezales

Los cabezales son semiesféricos y utilizando la norma ASME sección VIII se calcula el espesor de la coraza:

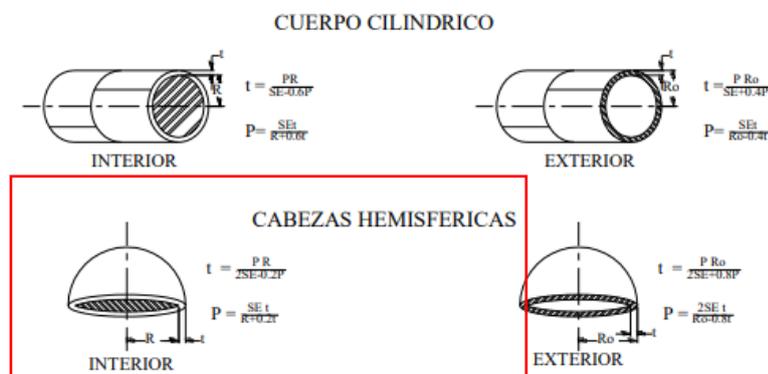


Imagen 6.3.2-9: Formula para cálculo de los espesores

Fuente: Código ASME



Se escogió como material de construcción los cabezales semiesféricos Acero Inoxidable AISI 316 (como el cuerpo cilíndrico):

$$t = C + \frac{Pd * R}{2 * S * E - 0,2 * Pd}$$

Dónde:

- Pd es la presión de diseño (interna) en [psi].
- R representa el radio interior del cabezal= radio externo del reactor en pulgadas [In]
- S es la tensión máxima admisible por el material expresado en [psi].
- E es la eficiencia de soldadura.
- C es un sobreespesor, margen de corrosión expresado en pulgadas [In]

R= radio interno del casquete es el radio externo del reactor

$$R = 1585 \text{ mm} + 15 \text{ mm} = 1600 \text{ mm} = 62,99 \text{ pulg}$$

Pd	82 psi
Td	700 °F
R	62,99 pulg
S	16300 psi
E	0,85
C	5 mm = 0,197 pulg

Tabla 6.3.2-6: Datos para el cálculo del espesor

Fuente: Diseño propio. Datos -Codigo ASME y cálculos realizados

$$t = 0,197 + \frac{82\text{psi} * 62,99 \text{ pulg}}{2 * (16300 \text{ psi} * 0,85) - 0,2 * 82 \text{ psi}}$$

$$t \text{ (espesor del cabezal)} = 0,38 \text{ pulg} = 10 \text{ mm}$$



Relación L/D

La relación L/D típica para este tipo de reactores está entre 3 y 5.

Altura total del reactor = 9120 mm

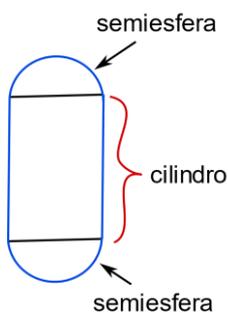
Diámetro externo del reactor = 3200 mm

$$L/D = 3$$

Conclusiones: El reactor diseñado cumple con la relación (L/D) y la pérdida de carga admisible, por lo que se considera como diseño final. Por lo que se procede al cálculo del volumen y capacidad del mismo.

Capacidad y volumen del reactor

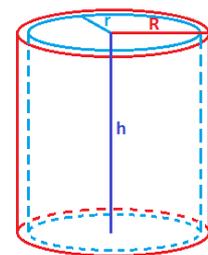
Para el cálculo del volumen total del reactor debemos considerar el volumen del cuerpo cilíndrico (sin altura de cabezales) y de los cabezales semiesféricos con sus espesores.



$$V_{Rx\ total} = V_{cilindro} + 2 * V_{semiesfera}$$

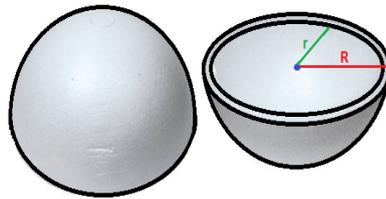
$$V_{cilindro} = \pi * R^2 * h$$

$$V_{cilindro} = \pi * (r_{int} + \text{espesor})^2 * h$$



$$V_{cilindro} = \pi * (1,585\text{ m} + 0,015\text{ m})^2 * 5,94\text{ m}$$

$$V_{cilindro} = 47,77\text{ m}^3$$



$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * R^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * (r + \text{espesor})^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * (1,600 + 0,010)^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = 8,74 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Rx total}} = 47,77 \text{ m}^3 + 2 * 8,74 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Rx total}} = 65,25 \text{ m}^3$$

La capacidad o volumen útil del reactor para albergar fluido viene dada por la sección interior y altura del cuerpo cilíndrico (sin incluir la altura de cabezales):

$$V_{\text{util}} = \pi * (1,585 \text{ m})^2 * 5,94 \text{ m}$$

$$V_{\text{Rx util}} = 46,88 \text{ m}^3$$

Peso del reactor

Es importante conocer el peso del reactor. Es para eso que se estima calculando el peso vacío, el peso del reactor lleno de agua y el peso del reactor con catalizador.

a) Peso del reactor vacío:

$$PESO_{\text{vacío}} = \rho_{\text{acero inox}} * V_{\text{acero inox}}$$



La densidad del acero inoxidable 316 es:

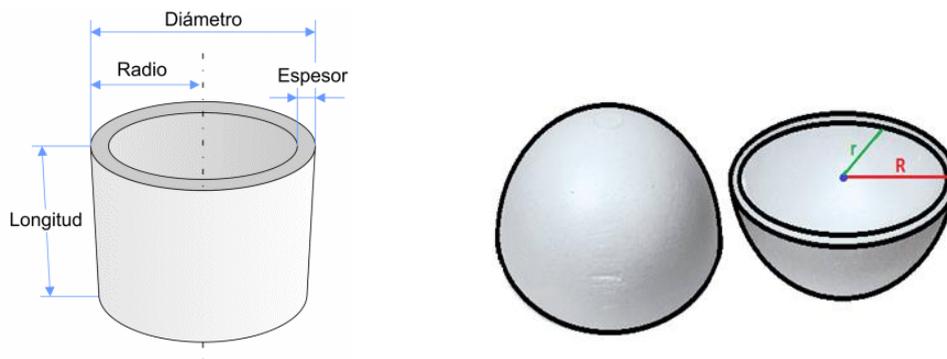
Acero Inox 316 Propiedades Físicas

Acero Inox 316 Propiedades Físicas	
Densidad	8.03 g/cm ³
Punto de fusión	1370-1398 °C
Calor específico (Capacidad calorífica específica)	500 J/(Kg·K) a 20 °C

Tabla 6.3.2-7: Densidad del Acero 316

Fuente: Fabricante de acero inoxidable

En cuanto al volumen del material, hay que tener en cuenta los volúmenes huecos del cuerpo cilíndrico y de los cabezales semiesféricos:



$$V = \pi * (r_{\text{ext}}^2 - r_{\text{int}}^2) * h + \frac{2}{3} \pi * (R^3 - r^3)$$

$$V = \pi * (1,60^2 - 1,585^2) * 5,94 + \frac{2}{3} \pi * (1,61^3 - 1,6^3)$$

$$V_{\text{acero inox}} = 0,89 \text{ m}^3 + 0,16 \text{ m}^3 = 1,05 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{vacío}} = 8003 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,05 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{vacío}} = 8.403 \text{ kg}$$



b) Peso del reactor bajo prueba hidráulica:

$$\text{PESO}_{\text{con agua}} = \text{PESO}_{\text{vacío}} + \rho_{\text{agua}} * V_{\text{util fluido}}$$

$$\text{PESO}_{\text{con agua}} = 8403 \text{ kg} + 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 46,88 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{agua}} = 55.283 \text{ kg}$$

c) Peso del reactor con catalizador

$$\text{PESO}_{\text{con catalizador}} = \text{PESO}_{\text{vacío}} + \text{kg de catalizador}$$

$$\text{PESO}_{\text{con catalizador}} = 8.403 \text{ kg} + 26.600 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{con catalizador}} = 35.003 \text{ kg}$$

A continuación, se adjunta la hoja de datos del reactor.

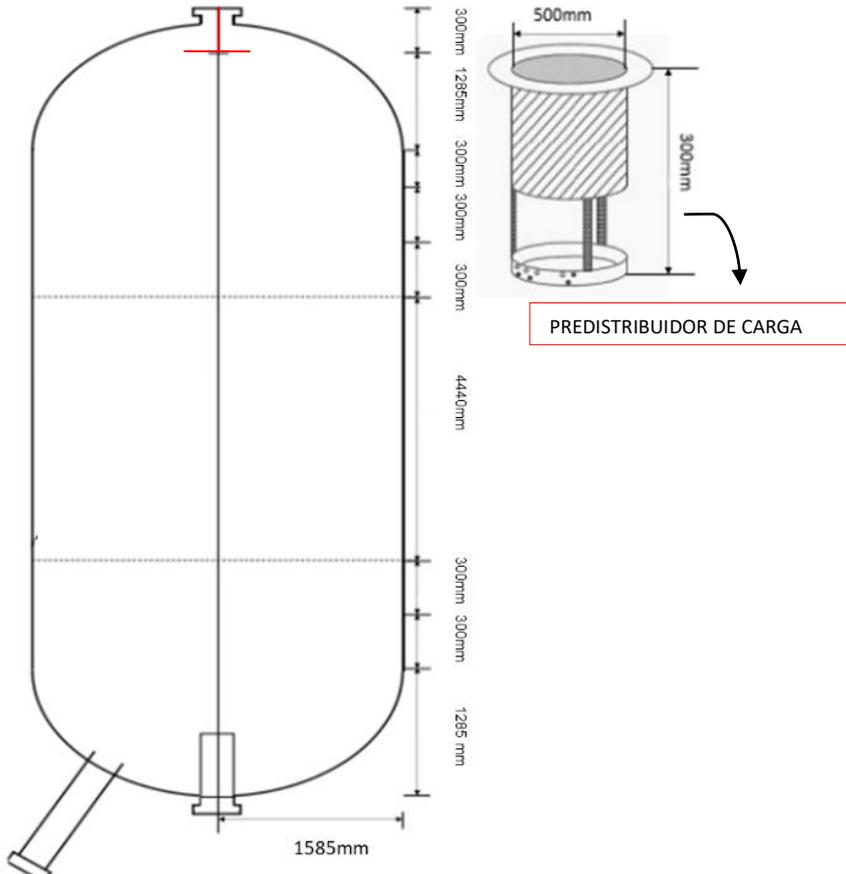


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS REACTOR	
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN
DENOMINACIÓN: REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: R-8201		REVISION:	
SERVICIO: HIDROGENACIÓN GAS DE COLA		LOCACIÓN: SECCION 8200	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO	HOJA: 1 de 4
FUNCIÓN		CONVERTIR EL SO2 EN H2S PARA LUEGO SER TRATADO	
TIPO	CATALITICO DE LECHO FIJO	PROVEEDOR	HOLD
		MODELO	HOLD
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
FLUIDOS	REACTIVOS	GAS	13254,65 KG/H
	CATALIZADOR	20694.81192	KG
TEMPERATURA	300		°C
PRESION	3,7		kg/cm2
CAUDAL DE OPERACIÓN	13.254,65		kg/h
CAUDAL MAXIMO	14.580,115		kg/h
CAUDAL MINIMO	7.952,79		kg/h
DENSIDAD DEL GAS	3,54		kg/m3
DATOS DE CONSTRUCCION			
CAPACIDAD TOTAL	65,25		m3
DIAMETRO INTERIOR	3.170		mm
LONGITUD LECHO CATALIZADOR	4.440		mm
LONGITUD LECHO DE ESFERAS 1/4"	600		mm
LONGITUD LECHO DE ESFERAS 1/8"	600		mm
SECCION DE COLECCIÓN 3/4"	1585		mm
PRE DISTRIBUIDOR DE CARGA	300		mm
ESPACIO VACIO	300		mm
CABEZALES	1585		mm
LONGITUD TOTAL SIN CABEZALES	5940		mm
LONGITUD TOTAL	9110		mm
ESPEJOR REACTOR	15		mm
ESPEJOR CABEZAL	10		mm
PESO VACIO	8.403		kg
PESO BAJO PH	55.283		kg
PESO CON CATALIZADOR	35.003		kg

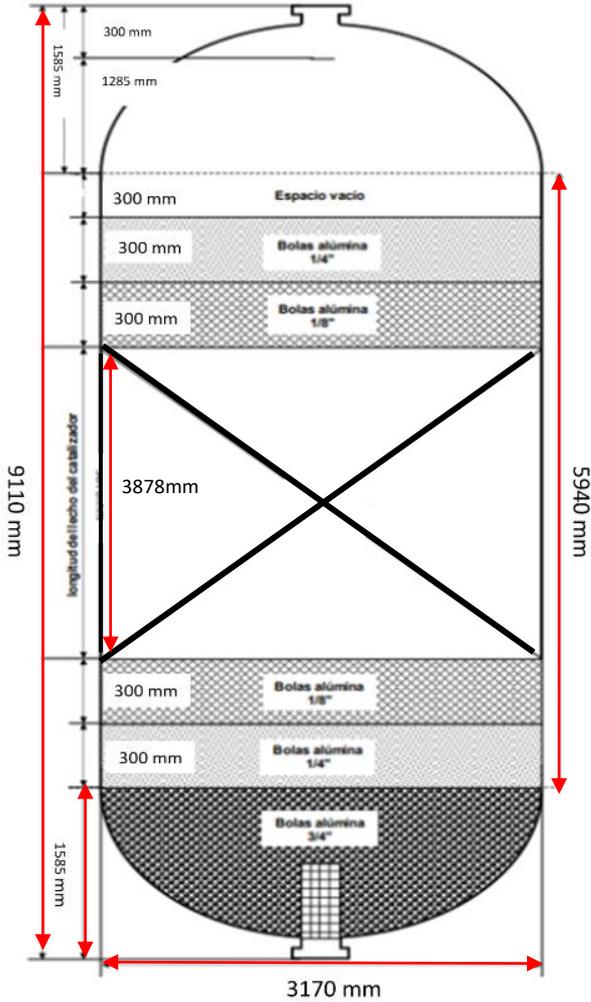


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS REACTOR	
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN
DENOMINACIÓN: REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO			FECHA: 3/3/2023
UNIDAD: R-8201			REVISION:
SERVICIO: HIDROGENACIÓN GAS DE COLA			LOCACIÓN: SECCION 8200
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO	HOJA: 2 de 4
FUNCIÓN		CONVERTIR EL SO ₂ EN H ₂ S PARA LUEGO SER TRATADO	
TIPO	CATALITICO DE LECHO FIJO	PROVEEDOR	HOLD
		MODELO	HOLD
DATOS DE DISEÑO			
TEMPERATURA		371	°C
TEMPERATURA MAXIMA		371	°C
PRESIÓN DE DISEÑO		5,74	kg/cm ²
CAIDA DE PRESION		0,3	kg/cm ²
CAIDA MAXIMA DE PRESION ADMISIBLE		0,4	kg/cm ²
MATERIAL DE CONSTRUCCION		ACERO INOXIDABLE SA-316	
TIPO DE CABEZAL		SEMI ESFERICO	
LONGITUD DE CABEZAL		1.585	mm



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS REACTOR	
UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN: REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: R-8201 A/B		REVISION:	
SERVICIO: HIDROGENACIÓN GAS DE COLA		LOCACIÓN: SECCIÓN 8200	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO	HOJA: 3 de 4	
ESQUEMA			
			



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS REACTOR	
UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN: REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: R-8201		REVISIÓN:	
SERVICIO: HIDROGENACIÓN GAS DE COLA		LOCACIÓN: CILP	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO	HOJA: 4 de 4	
ESQUEMA			
			



UTN- FRLP	HOJA DE ESPECIFICACION DE CATALIZADOR	INTEGRACION V - PROYECTO FINAL
DENOMINACIÓN: CATALIZADOR TG-107 SOPORTADO		
UNIDAD: R-8201		
SERVICIO: Cataliza la reaccion de hidrogenacion del SO2		
DATOS CATALIZADOR		
TIPO	CO-MO/Al2O3	
GEOMETRIA	ESFERICA	
POROSIDAD	0,3	
DENSIDAD	kg/m3	1085
RESISTENCIA EN BULK	kg/cm2	30
CAPACIDAD CALORIFICA	kJ/kg K	1
DATOS DE LECHO CARGADO DE CATALIZADOR		
DENSIDAD	kg/m3	760
MASA DE CATALIZADOR	kg	26.600



 OIL REFINING
 GASES
 ALTERNATIVES & RENEWABLES

SulShine™ TG Series



Hydrogenation Catalysts for Sulfur Recovery Units

Claus plant sulfur recoveries (97-98%) are not high enough to comply with increasingly stringent environmental legislation. To achieve compliance, several Claus Tail Gas Treatment (TGT) processes have been developed.

Axens provides catalysts for reductive TGT processes enabling overall sulfur recoveries in excess of 99.9%.

Axens has a long history concerning TGT catalysts: from the original SulShine™ TG 103 and its descendant SulShine™ TG 203, to the SulShine™ TG 107 and SulShine™ TG 136, the most active CoMo catalysts specially conceived for low-temperature processes.



Figure 1: SulShine™ TG 107 & TG 136 catalysts

Axens works with customers to select the most appropriate catalyst and loading plan for each individual unit, to optimize operating conditions and offers high-end technical assistance.

SulShine™ TG 103 & TG 203, the Conventional-Temperature TGT Catalysts

These catalysts, with high surface area, optimized pore structures and metal content, exhibits very high stability and crush strength. The exceptionally tough support material enables SulShine™ TG 103 to resist temperature excursions.

SulShine™ TG 103 is the product of choice when mercaptans are present in the feed. A catalyst service life exceeding 16 years has been demonstrated.

SulShine™ TG 203 is a low-density product which helps minimizing the cost-to-fill for the TGT units while maintaining high hydrogenation performances.

SulShine

BENEFITS

- Most active low-temperature catalysts on market:
 - Operable at lower temperature
 - Energy consumption reduction
 - Reduction of SO₂, CO & CO₂ emissions
 - CAPEX & OPEX reduced for new or existing units
- SulShine™ TG catalysts available as ready-to-use under presulfided form

 > 200 units loaded

 6 years average lifetime up to 10 years continuously

SulShine™ TG 107 & TG 136, the Low-Temperature TGT Catalysts

Reducing the inlet temperature to the hydrogenation reactor allows savings on the cost of fuel to fire these units. Maintaining high TGTU performance while lowering reaction temperatures requires extremely active catalysts.

SulShine™ TG 107 and SulShine™ TG 136 are the latest generation of TGTU treatment catalysts. These catalysts have been developed based on years of experience and are revolutionary for this application. Indeed, thanks to our unique manufacturing process, Co and Mo active sites are located on the catalyst surface (not in the bulk as in competitive grades). Thus, these high activity catalysts will allow reducing inlet temperatures below 220°C with no loss in performance.

SulShine™ TG 107 is a promoted spherical catalyst with highly dispersed active phase. **SulShine™ TG 136** features a higher cobalt and molybdenum content associated with an extra high purity alumina trilobe extrudate carrier.



The most stringent legislative demands can be met definitively whereas reducing temperature from a historical level of 280°C to below 240°C result in fuel savings of 30 to 50% or in other words, the catalyst pay for itself through these energy savings in approximately one year.

Moreover, the catalysts enable many opportunities for improving operating units by installing a 40 barg (600 psig) saturated steam indirect reheater to replace the installed burner. With this modification, operators avoid reheater sooting, oxygen slippage, reduce gas flow and CO₂ content, and face fewer burner control issues. This leads to easier operations.

SulShine™ TG Series catalysts can be supplied in the oxide form requiring *in situ* activation or in a pre-sulfided/pre-activated form for immediate start-up of the unit. This pre-sulfided product can also be provided in a passivated form for handling under atmospheric conditions.

Some characteristics of SulShine™ TGT catalysts are shown below:

	SULSHINE™ TG 103 / TG 107	SULSHINE™ TG 203	SULSHINE™ TG 136	SULSHINE™ COMP.
SHAPE	Spheres	Spheres	Trilobes	Trilobes
DIAMETER, MM	2 to 4	2 to 4	2.5	3.2
SOCK LOADING DENSITY, KG/M ³	760	440	590	449

↑ Table 1: Key physical characteristics of SulShine™ TG Series catalysts and competitor

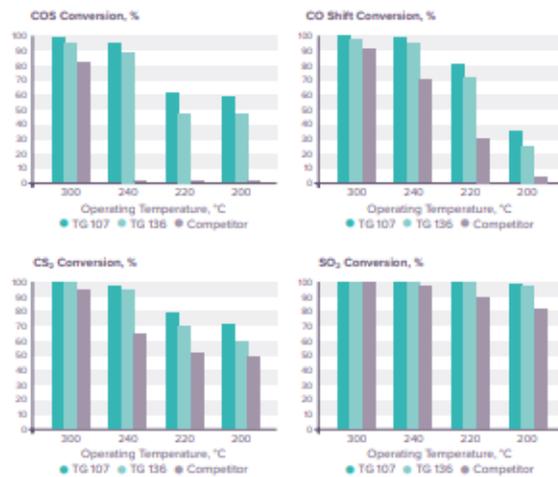
Selecting the optimum catalyst for the customer's application requires careful analysis of a extensive variety of factors, including inlet temperature and heating hardware, emission targets (especially COS, CS₂, SO_x and CO), energy efficiency and carbon footprint ambitions. The complete range of SulShine™ TGT catalysts is designed to add value whatever the customer's constraints and objectives.

Comparative Tests

Comparative tests (figure 2) with the SulShine™ TG 107 and SulShine™ TG 136 catalysts were performed on identical feeds, under equivalent operating conditions and at various temperatures (isothermal reactors). Catalysts were sulfided at 240°C. Feeds correspond to typical tail gas streams on which harsher conditions were imposed:

- Low H₂ content,
- High COS/CS₂ content,
- High space velocity,
- High S_x vapor content.

As most Claus plants are already operating at maximum capacity, improving the Claus conversion reaction and achieving complete hydrolysis of COS and CS₂ should be considered.



↑ Figure 2: Comparative tests with SulShine™ TG 107 and SulShine™ TG 136

Easier Operation and Lower Investments and Operating Cost

With SulShine™ TG 107 and SulShine™ TG 136, Axens offers improved catalysts and more. By operating the Claus TGT hydrogenation reactors at lower temperatures, the operator is free to use lower pressure steam reheaters and gain significant operating and economic benefits:

- Steam reheaters (40 barg / 600 psig),
- Energy savings,
- Operating cost savings downstream from the reactor.



Global Expertise and Services

Axens offers a full range of services for industries using SRU catalysts and extensive experience to enhance catalysts performance:

- Studies for sizing SRU or catalyst replacement,
- Technical assistance for catalyst loading and unit follow-up,
- Appropriate analysis for determination of aging and contamination of spent catalysts,
- Catalyst management, including disposal methods and recycling recommendations.



Axens.net Blog

Axens is a group providing a complete range of solutions for the conversion of oil and biomass to cleaner fuels, the production and purification of major petrochemical intermediates as well as all of natural gas treatment and conversion options. The integrated offer includes technologies, equipment, furnaces, modular units, catalysts, adsorbents and related services, commercialized under "Axens Solutions", "Hourley Petrochem Solutions" and "Axens Horizon" brands.

Axens
Powering integrated solutions

2022-02_SulShine TG



6.3.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN T-8203

La columna absorbidora se diseñará mediante el esquema de cálculo propuesto por del Dr H. Sawistowski para columnas rellenas. La función de esta unidad es recuperar del gas de cola, el sulfhídrico formado en el reactor de hidrogenación para poder recircularlo a la sección SRU-CLAUS como materia prima en el horno de reacción.

El sistema estará conformado por el gas de proceso llamado “gas de cola” y una corriente de solvente formado por una solución de aminas al 50%P. La amina utilizada será la MDEA (di-etanolamina) propuesta por la patente debido a su poca volatilidad y a su capacidad de extraer sulfhídrico y dióxido de carbono de las corrientes de gas.

Debido a la tendencia de las soluciones de DEA a la formación de espuma, y el abaratamiento de costos de la operación la mejor opción es la de usar relleno al azar y el material de los anillos debe ser de porcelana ya que los aceros y plásticos se verán afectados por el sistema.

En la columna se utilizará un relleno desordenado ya que es más barato y es eficiente para este tipo de procesos. No se suelen usar platos ya que tendrían que ser de un material inerte al sulfhídrico, lo que encarecería demasiado el equipo y tampoco se usa un relleno ordenado ya que es muy caro como para ser usado en una operación que no requiere tal grado de severidad.

El relleno desordenado o “al azar” seleccionado será un anillo rasching de porcelana ya que es un buen relleno para los sistemas formadores de espuma como los sistemas con aminas.



Imagen 6.3.3-1: Anillos Raschig de porcelana

Fuente: Proveedor en Ali Babá

La composición del gas de entrada de la absorbedora y las condiciones de operación de la misma son las siguientes:

TORRE ABSORBEDORA	
Temperatura	45 °C
Presión	3 kg/cm ²

Tabla 6.3.3-1: Condiciones de operación

Fuente: Diseño Propio. Datos-PRO II



Stream Name		24A
Stream Phase		Vapor
Temperature	C	45,000
Pressure	KG/CM2	3,100
Total Molar Comp. Rates	KG-MOL/HR	
H2O		0,0217
H2S		4,1998
CO2		34,7323
N2		393,0329
SO2		0,0141
H2		0,0131
C3H8		0,1755
MDEA		0,0000
Total Molar Rate	KG-MOL/HR	432,189
Total Molar Comp. Fractions		
H2O		0,0001
H2S		0,0097
CO2		0,0804
N2		0,9094
SO2		0,0000
H2		0,0000
C3H8		0,0004
MDEA		0,0000
Total Mass Rate	KG/HR	12690,976
Total Actual Density	KG/M3	3,373
Vapor Act. Vol. Rate	M3/HR	3762,3395

Tabla 6.3.3-2: Composición del gas de entrada

Fuente: PRO II

La MDEA debe absorber un 99% de H₂S y un % de CO₂ que son dos gases de peso similar, para facilitar el diseño usamos la curva del H₂S. Sumamos las fracciones molares de H₂S Y CO₂ y consideramos que la suma es todo H₂S que se va a absorber.

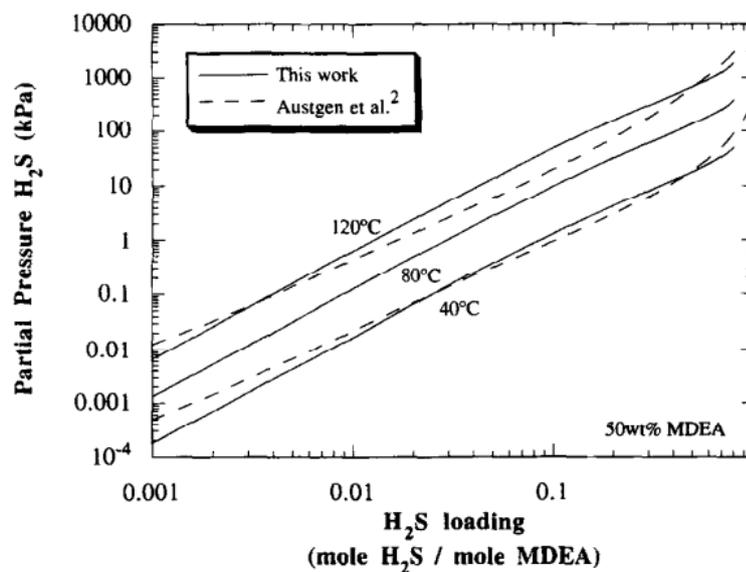


FRACCION MOLAR DE ALIMENTACION H ₂ S	0,0097
FRACCION MOLAR DE ALIMENTACION CO ₂	0,0804
Y1 (CO ₂ + H ₂ S)	0,0901
Y2 (se absorbe 99 %)	0,00090

Tabla 6.3.3-3: Fracciones molares del gas

Fuente: Diseño Propio.Datos-PRO II y cálculos realizados

Una vez que se tiene los datos de operación, se debe realizar el cálculo del líquido mínimo necesario para la absorción, para esto se necesita conocer la constante de Henry del sistema en las condiciones de operación. Con el siguiente grafico extraído del trabajo de investigación “A simple model for prediction of acid gas solubilities in alkanolamines” por Mark L. Posey, Kevin G. Tapperson and Gary T. Rochelle (1996) se puede estimar la constante de Henry.





Usando este grafico se puede realizar una línea de equilibrio utilizando la línea de 40 °C, ya que es la temperatura más próxima a mi T de operación de 45 °C. Del gráfico sacamos lo siguientes valores:

Y (PRESION PARCIAL)	X (gas acid/mdea)
0	0
0,00035	0,001
0,0025	0,005
0,025	0,01
0,25	0,05
1,25	0,1
10	0,5
30	0,75
50	0,85

Tabla 6.3.3-4: Datos para línea de equilibrio

Fuente: Diseño Propio. Datos del articulo A simple model for prediction of acid gas solubilities in alkanolamines.

Debemos pasar los valores anteriores del eje Y a fracciones molares, para eso se hace uso de la ley de presiones parciales:

$$P_{\text{parcial}} = P_{\text{total}} * Y_{\text{molar}}$$

$$Y_{\text{molar}} = [P_{\text{parcial}} (Y \text{ gráfico})] / (P_{\text{total}})$$



P _{total} de operación	3	KG/CM2
	294,2	KPA

Y	x
0	0
1,1897E-06	0,001
8,4976E-06	0,005
8,4976E-05	0,01
0,00084976	0,05
0,00424881	0,1
0,03399048	0,5
0,10197145	0,75
0,16995241	0,85

Tabla 6.3.3-5: Datos para línea de equilibrio

Fuente: Elaboración propia según cálculos realizados

Quedando los siguientes puntos que a continuación se graficarán

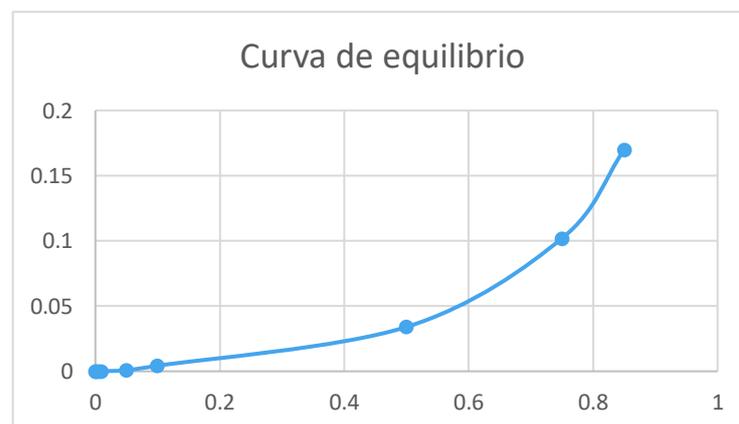


Imagen 6.3.3-2: Curva de equilibrio

Fuente: Elaboración propia en Excel



Ahora se definirá el rango de operación aproximado en la línea de equilibrio según las fracciones molares Y1 e Y2 que tenemos de operación.

Y1 =	0,09
Y2 =	0,0009

Punto "A" y = 0,00084976	x = 0,05
Punto "B" y = 0,10197145	x = 0,75

Y	x
0,00084976	0,05
0,00424881	0,1
0,03399048	0,5
0,10197145	0,75

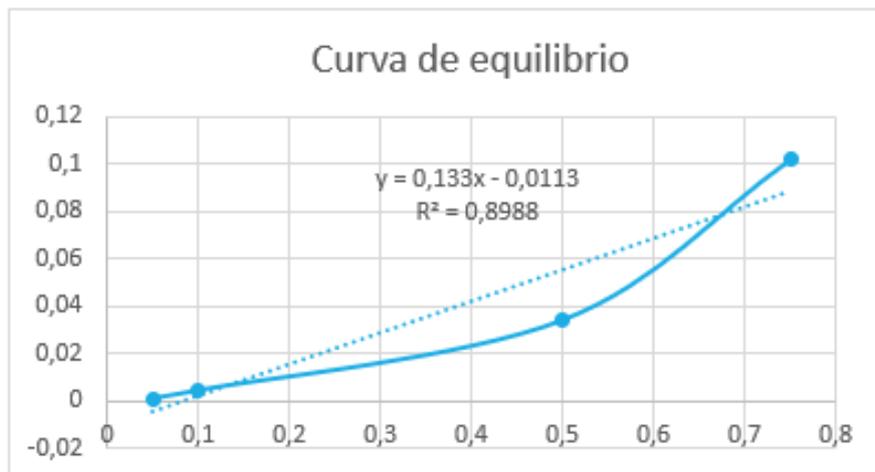


Imagen 6.3.3-3: Curva de equilibrio

Fuente: Elaboración propia en Excel

Se procede a suprimir el punto en conflicto que hace que la línea de equilibrio no sea totalmente recta. La grafica queda entonces así:

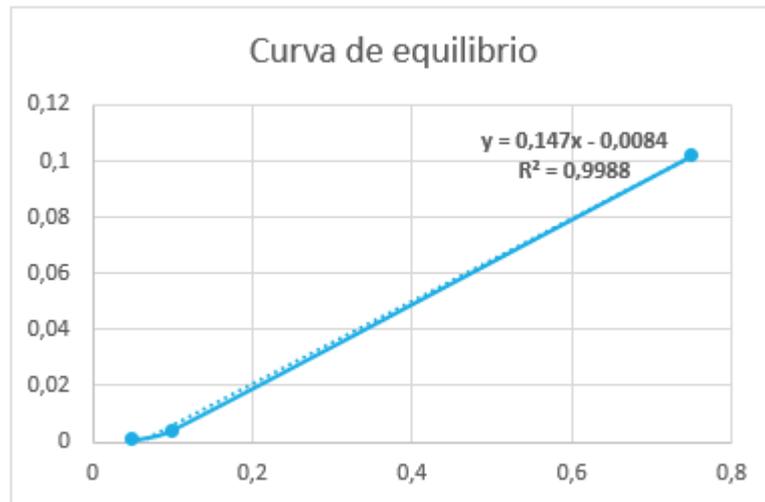


Imagen 6.3.3-4: Curva de equilibrio corregida

Fuente: Elaboración propia en Excel

Por lo tanto, ahora que tenemos una línea recta podemos sacar de la pendiente de esta, que es el valor de la constante de Henry.

H cte de Henry =	0,147
------------------	-------

Con estos datos se puede calcular el líquido mínimo de la siguiente manera:

$$L_{\min} = \frac{V (y_1 - y_2)}{x^*}$$

$$x^* = \frac{y_1}{H}$$

Dónde:

- L_{\min} : Caudal molar de líquido mínimo
- V : Caudales de gas que entra al equipo
- Y_1 : es la concentración del soluto que entra con el gas
- Y_2 : es la concentración de soluto que sale con el gas
- H : la constante de Henry



V	432,189	kg-mol/h
Y1	0,0901	
Y2	0,00090	
H	0,147	
x*	0,61292517	

Tabla 6.3.3-6: Datos para calcular líquido mínimo

Fuente: Elaboración propia según cálculos realizados y PRO II

Reemplazando los valores de la tabla, el líquido mínimo es:

L min	62,90	kg-mol/h
--------------	--------------	-----------------

Teniendo en cuenta el líquido mínimo, se calcula el caudal operativo (líquido operativo o L_{op}) si se tiene el factor de operación.

El líquido operativo L_{op} fue calculado probando por prueba y error probando valores a partir de 4, hasta que el factor operativo que verifica la correcta humectación de relleno, pérdida de carga y además funcione en el PRO II para la simulación del proceso fue de 22,69

Entonces:

$$L_{op} = 22,69 * L_{min}$$

L op =	1427,12 kg-mol/h
---------------	-------------------------

Como es una solución de 50 % en peso de MDEA, la composición del líquido en moles y en kilogramos es:



Composicion del Liquido en kg-mol/h		
MDEA	187,23	kg-mol/h
H2O	1239,89	kg-mol/h
Total	1427,12	kg-mol/h

Composicion del Liquido en kg/h		
MDEA	22318,01	kg/h
H2O	22318,01	kg/h
Total	44.636,01	kg/h

Tabla 6.3.3-7: Composición del líquido

Fuente: Elaboración propia según cálculos realizados

Con este cálculo de Líquido operativo y lo que se quiere absorber, estamos en condiciones de realizar un balance de lo que entra y sale de la columna, para así calcular la fracción molar de soluto en el líquido de salida. El mismo fue realizado en una planilla Excel de cálculo.

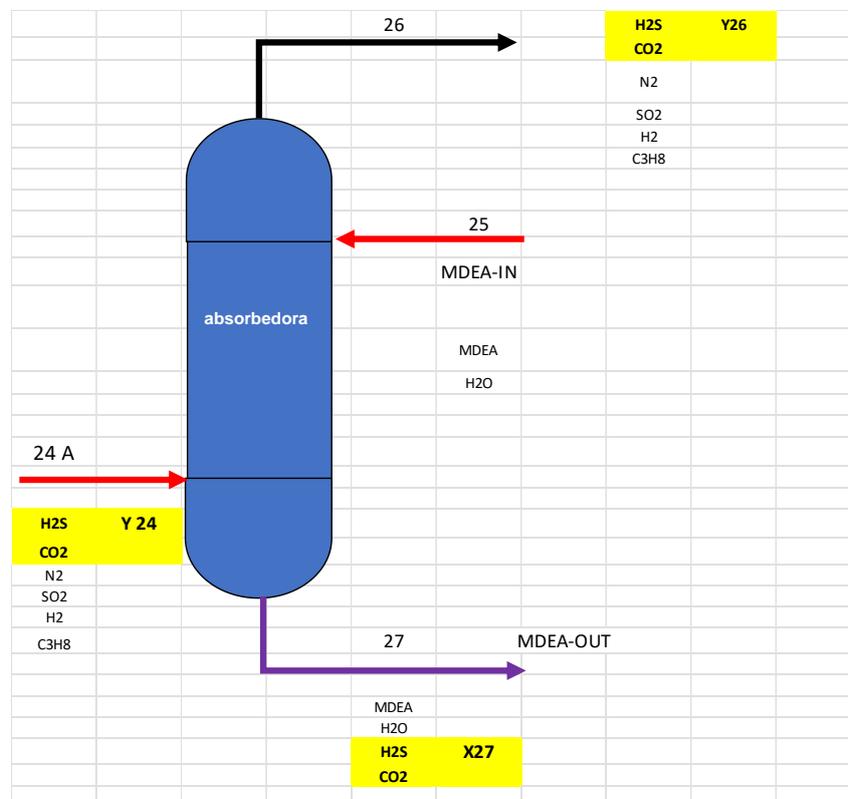


Imagen 6.3.3-5: Esquema de columna absorbidora

Fuente: Elaboración propia en Excel



COMP.	24 A KG-MOL/H	25 KG-MOL/H	26 KG-MOL/H	27 KG-MOL/H
H2S	4,1998	0,0000	0,041998	4,1578
CO2	34,7323	0,0000	0,347323	34,3850
N2	393,0329	0,0000	393,0329	0,0000
SO2	0,0141	0,0000	0,0141	0,0000
H2	0,0131	0,0000	0,0131	0,0000
C3H8	0,1755	0,0000	0,1755	0,0000
MDEA	0,0000	187,2316	0,0000	187,2316
H2O	0,0000	1.239,8892	0,0000	1.239,8892
TOTAL kg-mol/h	432,168	1427,121	393,625	1465,664
TOTAL Kg/h	12.690,72	44.636,01	11.030,28	46.290,32

	Y24	Y26	X25	X27
H2S + CO2	0,0901	0,000901	0	0,02629715

Tabla 6.3.3-8: Balance de la columna absorbidora

Fuente: Elaboración propia en Excel.

Donde Y son fracciones molares del soluto en el líquido y gas de proceso.

Selección del relleno

En este caso se usará un anillo de rasching de porcelana de 1" pulgada. Cuyas especificaciones y características están tomadas del catálogo del proveedor adjuntado en la siguiente página.



Companhia Eletrocerâmica do Nordeste Rodovia Dr. Mendel Steinbruch, km 6 fone +55 (85) 3215 2366 Distrito Industrial - Maracanaú, CE celene@celene.com.br Cep 61939 210 www.celene.com.br



Empaques ceramicos para torres de proceso

Para la de nición de una elección adecuada, ofrecemos a bajo las informaciones sobre las propiedades estáticas de los variados tipos de rellenos cerámicos. Las tablas siguientes relacionan los tipos y dimensiones de las piezas con valores aproximados de: peso, área de super cie y porcentajes de espacio vacío.

Tabla de Propiedades Estáticas

MODELO	TAMAÑO (pulgadas)	ESPELURA PARED (mm)	CANTIDAD (Piezas/m ²)	PESO (Kg/m ²)	ÁREA DE SUPERFICIE (m ² /m ²)	% ESPACIOS VACIOS
Anillos Raschig	½"	2	370.000	700	324	64
	5/8"	2	195.000	600	277	67
	1"	3	50.000	700	193	74
	1¼"	4	35.000	800	194	70
	1.3/8"	4	15.000	450	113	72
	1 ½"	6	13.000	670	119	73
	1.5/8"	6	12.000	650	122	74
	2"	6	6.000	570	90	75
	2.3/8"	7	3.500	570	80	77
	3"	10	1.800	630	62	77
4"	10	700	460	43	80	

Imagen 6.3.3-6: Especificación Anillos Raschig de porcelana

Fuente: Proveedor Celene

Cálculo del diámetro de la columna

A continuación, se procede con la determinación del diámetro de la columna, para ello se tiene en cuenta la velocidad de gas en el punto de inundación, dicho punto es aquel en que la velocidad del gas es tan alta que impide la caída del líquido a través de la columna generando una inversión de fases en el tope del equipo, esto en términos más simples genera que la columna de absorción se convierta en una columna de burbujeo provocando que los productos salgan de especificación. Para el cálculo de la velocidad en el punto de inundación se usará la ecuación propuesta por Sawistowski.



$$\ln \left[\frac{VG^2 * a (\rho G)}{\varepsilon^3 * g (\rho L)} \left(\frac{\mu L}{\mu w} \right)^2 \right] = -4 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} * \left(\frac{\rho G}{\rho L} \right)^{1/2}$$

Dónde:

- V_G = velocidad del gas [m/s]
- a = superficie especifica del relleno [m^2/s^3]
- ε = porosidad del lecho
- g = aceleracion de la gravedad [m/s^2]
- ρ_g = densidad del gas [kg/s^2]
- ρ_L = densidad del liquido
- L = caudal masico del liquido [kg/s]
- G = caudal masico del gas [kg/s]

Para encontrar V_G , se utilizó la herramienta solver que se encuentra en Excel.

En primer lugar, pasamos a la izquierda, el término de la derecha y se igualó a cero la ecuación:

$$\ln \left[\frac{VG^2 * a (\rho G)}{\varepsilon^3 * g (\rho L)} \left(\frac{\mu L}{\mu w} \right)^2 \right] - \left(-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} * \left(\frac{\rho G}{\rho L} \right)^{1/2} \right) = 0$$

Se asignó una celda para cada una de las expresiones de la igualdad llamándose T1 y T2 cada una. Se calcularon los términos en el excel y se puso un valor de 1 en la celda de la planilla de cálculo del parámetro en cuestión. Así el Excel realizó el cálculo de ambos lados de la igualdad en las celdas asignadas para dicho termino y se le indicó en la herramienta solver que la celda asignada (para la resta de las dos expresiones), debía valer cero y que variase la celda donde se encontraba el valor de V_g .



a	193	m ² /m ³
POROSIDAD	0,74	
g	9,81	m/s ²
densidad gas	3,373	kg/m ³
densidad liq	1001,054	kg/m ³
viscosidad G	0,00001829	kg/m*s
viscosidad L	0,00157068	kg/m*s
viscosidad W	0,001	kg/m*s
Caudal G	3,53	kg/s
Caudal L	12,40	kg/s
VG	2,016	m/s
VG [m/h]	7.257,23	m/h
	24.478,64	kg/h*m ²
	T1 = T2	
	T1-T2 = 0	
T1		T2
-0,3179722519916		-0,3179722519917
T1-T2	0.000000000	

Parámetros de Solver

Establecer objetivo: SCS45

Para: Máx Mín Valor de: 0

Cambiando las celdas de variables: SCS35

Sujeto a las restricciones:

Convertir variables sin restricciones en no negativas

Método de resolución: GRG Nonlinear

Método de resolución
Seleccione el motor GRG Nonlinear para problemas de Solver no lineales suavizados. Seleccione el motor LP Simplex para problemas de Solver lineales, y seleccione el motor Evolutionary para problemas de Solver no suavizados.

Ayuda Resolver Cerrar

Imagen 6.3.3-7: Calculo de la velocidad de inundación

Fuente: Diseño propio. Datos-PRO II y proveedor de relleno

El valor encontrado de la velocidad de inundación VG es de 2,016 m/s, pasándolo a m/h: **7257,23 m/h**

Al dicho valor lo multiplicamos por la densidad del gas para obtener VG en las unidades de kg/h*m²: **24.478,64 kg/h*m²**

El diámetro de la columna se calcula a partir del área o sección. Dicha área se obtiene del cociente entre QWGU Y QWG

$$S = QWG/QWGU$$

Siendo S la sección de la columna [m²], QWG es el caudal másico de gas [kg/h] y QWGU es el caudal unitario de gas [kg/m²*h]

QWG	12.690,72	kg/h
-----	-----------	------



Se requiere calcular el caudal másico de gas unitario (QWGU), para eso se debe afectar la velocidad de inundación por un factor que depende de la formación de espuma del sistema, si el sistema no es formador de espuma se suele usar en un 60-80% de la velocidad de inundación, sin embargo, si el sistema es formador de espuma lo más recomendable es que sea de un 30-40%; en este caso se utilizara un 40%.

$$QWGU = G_v * F2$$

GV	24.478,64	kg/m ² *h
F2	0,4	(FORMACION DE ESPUMA)
QWGU	9.791,46	kg/m²*h

Tabla 6.3.3-9: Datos para el cálculo de QWGU

Fuente: Elaboración propia en Excel

S columna	1,30	m²
D columna = (4*S/pi)^{1/2}		
DC	1,28	m

Tabla 6.3.3-10: Calculo del Diámetro de columna

Fuente: Elaboración propia en Excel

Lo siguiente es verificar que el diámetro de la columna sea mayor a 15 veces el diámetro del relleno, esto se debe a que en relaciones menores el relleno no se distribuye correctamente dentro de la columna.

D >15*dr	dr	1	pulg
		0,0254	m
1,36 m >	0,381	verifica	

Imagen 6.3.3-8: Verificación del Diámetro de columna

Fuente: Elaboración propia en Excel



Como el diámetro verifica queda saber si el relleno estará bien irrigado o no, para ello se debe saber si el flujo de líquido operativo está dentro de los márgenes.

Verificación de humectación del relleno

El líquido operativo Lop se calcula como el cociente entre el caudal de líquido L y la sección S de la columna.

$$Lop = L/S$$

L	44.636,01	Kg/h
S columna	1,30	m ²
Lop	34.438,68	kg/h*m²

Tabla 6.3.3-11: Calculo del Liquido operativo

Fuente: Elaboración propia en Excel

Lo siguiente es obtener el líquido mínimo de humectación y el líquido máximo de humectación para verificar que el líquido operativo se encuentre entre esos valores.

$$Lh \text{ min} = CMH * pL * a'$$

Donde CMH sale de tablas proporcionadas por la cátedra de Operaciones Unitarias II y el valor de a' (área específica del relleno) fue sacado de la especificación del proveedor del relleno.

LIQUIDO DE HUMECTACION PARA RELLENOS

Relleno	CMH	
	ft ³ /hr.ft	m ³ /hr.m
Anillos (Raschig, Lessing, etc) hasta 3" de diámetro	0,85	0,08
Grillas (madera, plástico, etc) de 2" de paso	0,85	0,08
Todos los rellenos mayores a 3"	1,3	0,12
rellenos de metal pulido y superficies pobremente humectables (plásticos, vidrio, etc)	1,3 - 2,5	0,12 - 0,23

Morris & Jackson, ABSORPTION TOWERS, BUTTERWORTHS, Londres 1953

Imagen 6.3.3-9: Liquido de humectación CMH para rellenos

Fuente: Cátedra Operaciones Unitarias 2



CMH	0,08	m3/h*m
pL	1001,054	kg/m3
a'	193	m2/m3

Tabla 6.3.3-12: Datos para el cálculo del Líquido mínimo

Fuente: Diseño propio. Datos-Proveedor de relleno, Pro II y Cátedra O.U.2

Lh min	15.456,27	kg/h*m2
--------	-----------	---------

$$Lh \text{ max} = LMH * pL * a'$$

LMH (líquido máximo en el punto de carga) se saca a partir de un gráfico, donde se ingresa al mismo a partir del número de Fa, dicho parámetro se calcula:

$Fa = (pG/paire)^{1/2}$ y se lo afecta por la relación de volumétrica Vg/VL

pG (45 °C)	3,373	kg/m3
paire (45°C)	6,55742292	kg/m3
Vg	3.762,44	m3/h
VL	44,59	m3/h
$Fa = (pG/paire)^{1/2} =$	0,717202134	
$Fa*(Vg/VL) =$	60,51784903	

Tabla 6.3.3-13: Datos para el cálculo del Líquido máximo

Fuente: Diseño propio. Datos-Pro II y cálculos realizados



Ingresando al grafico por el eje Y, a la curva D de anillos de 1 pulgada con valor de 60,5 , obtenemos el valor de LMH en el eje X.

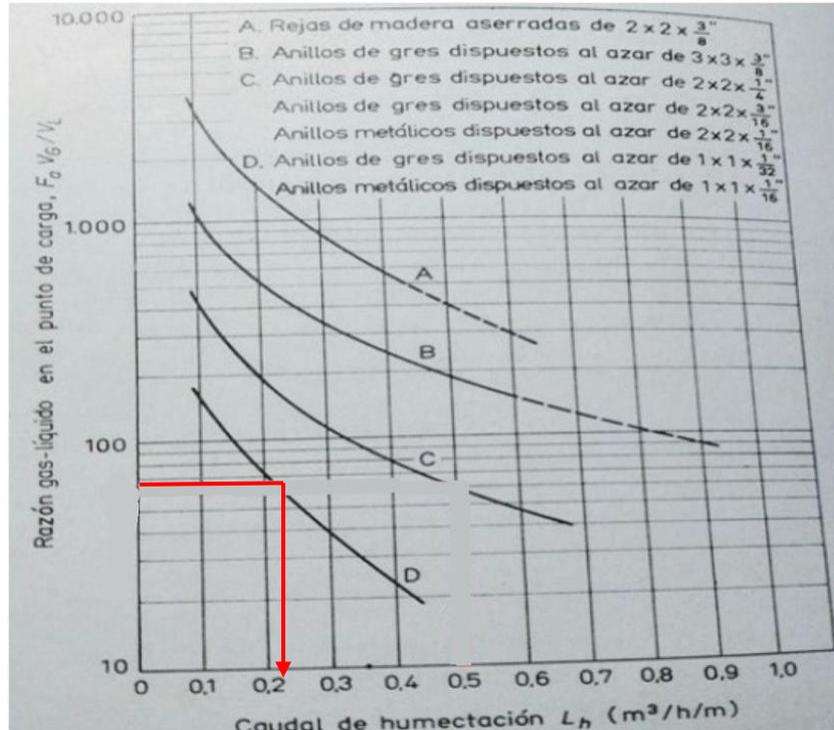


Imagen 6.3.3-10: Caudal de humectación LMH para rellenos

Fuente: "Métodos de cálculo en los Procesos de Transferencia de masa" del Dr H. Sawistowski

LMH	0,22	m ³ /h*m
pL	1001,054	kg/m ³
a	193	m ² /m ³
Lh max	42.504,75	kg/m²*h

Tabla 6.3.3-14: Cálculo del Liquido máximo

Fuente: Diseño propio. Datos-Pro II, Proveedor de relleno y cálculos realizados

Por lo tanto, se cumple que **Lh Min < 34.438,68 kg/m²*h < Lh Max**

Una vez verificado que los caudales de líquido y gas no superan los límites, y calculado el diámetro de la columna; queda calcular la altura del relleno y la perdida de carga.



Altura del relleno

La altura del relleno Z se calcula como el producto entre NTU y HTU

$$Z = NTU \cdot HTU$$

Dónde:

- **NTU:** Numero de unidad global de transferencia
- **HTU:** Altura de la unidad de transferencia [m]

HTU puede considerarse únicamente como HOG en función del gas como una solución aproximada.

$$HOG = G / (K_g \cdot a' \cdot S_c)$$

Dónde:

- **G**= caudal molar de gas [kg-mol / h]
- **K_g**= coeficiente de transferencia del gas [kg-mol / h*m²]
- **a'**= área específica del relleno [m²/m³]
- **S_c**= sección de la columna [m²]

Debido a que no se encontró el valor del coeficiente de transferencia K_g, se buscó una manera alternativa de calcular HTU.

Esta alternativa considera que debemos calcular la altura de transferencia en la fase gaseosa (HOG) y de la fase líquida (HOL), ambas alturas se estimaran usando la ecuación de Vivian & Whitney con un factor de corrección ya que, dicha ecuación, está dada para un sistema de agua y dióxido de azufre; se utiliza un sobredimensionamiento del 10%.

$$HOG = 0,349 V^{0,3} / L^{0,25}$$

$$HOL = 0,0848 L^{0,18}$$



$$HTU = HOG + [HOL/(L/VH)]$$

Siendo V el caudal de gas, L el caudal de líquido y H la constante de Henry calculada anteriormente.

H	0,147	
L	44.636,01	kg/h
V	12.690,72	kg/h

Tabla 6.3.3-15: Datos para el cálculo de HTU

Fuente: Diseño propio. Datos-Pro II, y cálculos realizados

HOG	0,41	m
HOL	0,58	m
HTU	0,43	m
HTU (+ 10 %)	0,48	m

Tabla 6.3.3-16: Cálculo del HTU

Fuente: Elaboración propia en Excel

Los siguiente es el cálculo del número de unidades de trasferencia (NUT) utilizando como solución aproximada el concepto de fuerza impulsora media logarítmica. A este número se le suele agregar 1 etapa más para trabajar del lado seguro.

$$NOG = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)}_{\ln}$$

$$(y - y^*)_{\ln} = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{\ln \frac{(y_1 - y_1^*)}{(y_2 - y_2^*)}}$$

Dónde y_1 e y_2 son las fracciones molares del soluto en el gas y el parámetro y^* se puede obtener como:

$$y_1^* = H \cdot x_1$$

$$y_2^* = H \cdot x_2$$

Donde X_1 y X_2 son las fracciones molares de soluto en el líquido.



y1	0,0901
y2	0,000901
X1	0,026297
x2	0

Tabla 6.3.3-17: Fracciones molares del gas para el cálculo de NOG

Fuente: Elaboración propia en Excel

X2 es 0 porque consideramos solvente puro sin soluto. Reemplazando datos:

$y1^* = H \cdot x1$	0,003866
$y2^* = H \cdot x2$	0
$(y-y^*)_{\ln} =$	0,018708039
NOG	5
NOG + 1	6

Tabla 6.3.3-18: Cálculo de NOG

Fuente: Elaboración propia en Excel

La altura de relleno (Z) será igual a las NUT x HTU, debido a los errores de cálculo arrastrados por el método se suele agregar un 10% del relleno más 1 pie.

Z	2,75	m
Z (10 % + 1 PIE)	3,33	m

Tabla 6.3.3-19: Cálculo de Z

Fuente: Elaboración propia en Excel

Una vez calculada la altura se debe cotejar que la pérdida de carga este por debajo de la pérdida admisible, en caso contrario se deberá replantear todo desde el principio.



Verificación de la pérdida de carga

La pérdida de carga se calculará en 2 etapas, primero la del relleno sin irrigar con líquido o seco, y después con el líquido irrigado.

Para el primer paso se utiliza el método de Carman.

Para el segundo paso se utilizan gráficas y tablas del proveedor del relleno.

$$\Delta P \text{ del relleno seco} = U \cdot a'Z / \epsilon^3 \cdot \rho_G u^2 / g$$

u = QG/S		
S	1,30	m ²
QG	3.762,44	m ³ /h
u	2902,892	m/h
u	0,806	m/s

Tabla 6.3.3-20: Cálculo de la velocidad u

Fuente: Elaboración propia en Excel

Área específica del relleno (a')	193
(ε) porosidad	0,74
Gravedad (g)	9,81
Altura del relleno (Z)	3,33
Densidad gas (ρG)	3,373
Velocidad del gas (u)	0,806
Viscosidad del gas (μG)	0,00001829

Tabla 6.3.3-21: Datos para el Cálculo de la pérdida de carga

Fuente: Diseño Propio. Datos-Proveedor de relleno y Pro II



U para rellenos huecos

$$U = 5/Re' + 1/(Re')^{0.1}$$

$$Re' = \rho G u / a' \mu G$$

Re'	770,50
U	0,52

ΔP seco 184,56 kg/m²

Tabla 6.3.3-22: Cálculo de la pérdida de carga

Fuente: Diseño Propio. Datos-Proveedor de relleno y Pro II

Cálculo del Fs (Factor de corrección)

$$Fs = 0.24 / dr^{0.5}$$

Dext	25,4	mm
ESPESOR	3	mm
Rext	12,7	mm
Rint	9,7	mm
Dinterno	19,4 0,0194	mm m

FS	1,72
-----------	------

Tabla 6.3.3-23: Cálculo del factor FS

Fuente: Diseño Propio. Datos-Proveedor de relleno

ΔP seco (corr)	318,02	kg/m²
ΔP seco (corr)	0,0318	Kg/cm²

Tabla 6.3.3-24: Cálculo de la pérdida de carga de relleno seco

Fuente: Elaboración propia en excel



$$\Delta P \text{ irrigado} = FI \times \Delta P \text{ Seco}$$

El factor FI se obtiene de un gráfico del tipo de relleno, que se encuentra en el libro Perry. Se ingresa al eje X con la velocidad másica del líquido y buscamos la curva que más se ajusta a nuestro relleno de 1" pulgada y a la velocidad de nuestro gas.

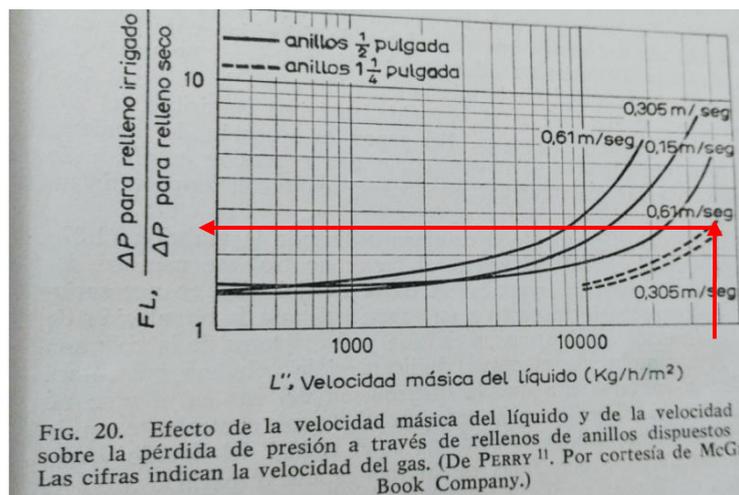


Imagen 6.3.3-11: Grafica para estimar la pérdida de carga de un relleno

Fuente: Cátedra Operaciones Unitarias 2

$$FI = 2,7$$

ΔP IRRIGADO	0,12	kg-cm2
--------------------	------	---------------

La pérdida de carga se encuentra por debajo del 10% de la presión de operación (3.1 kg/cm2).

A continuación, se adjunta la simulación en PRO II, para comparar nuestros resultados de diseño con el diseño del simulador. A los resultados del simulador se le sobredimensionará un 10% y sumarle un pie (por seguridad) para llegar a los 3 m de relleno.



UNIT 27, 'T1' (Cont)

PACKED COLUMN DATA

SECTION	ID	=	COLSECT-1
	PACKED HEIGHT	=	2.74 M
	COLUMN ID	=	1.600 M
	PACKING TYPE (NORTON)	=	N/A
	PACKING FACTOR	=	193.00 M2/M3
	NOMINAL PACKING DIAMETER	=	25.400 MM
	CAPACITY METHOD	=	fraction of flood
	HETP METHOD	=	Frank rule of thumb
	DP METHOD	=	Norton

TRAY	---PRESSURE MM H2O/M	DROP--- KG/CM2	PRESSURE KG/CM2	HETP M
1	16.2648	0.0007	3.000	0.457
2	16.6558	0.0008	3.001	0.457
3	16.7289	0.0008	3.002	0.457
4	16.6936	0.0008	3.002	0.457
5	16.4560	0.0008	3.003	0.457
6	15.8075	0.0007	3.004	0.457

TRAY	X	Y	DESIGN M/SEC	FLOOD M/SEC	FLOOD APPROACH
1	0.2004	0.6524	0.032	0.064	0.491
2	0.1995	0.6657	0.032	0.065	0.495
3	0.1994	0.6681	0.032	0.065	0.496
4	0.1997	0.6667	0.032	0.065	0.496
5	0.2011	0.6576	0.032	0.064	0.494
6	0.2052	0.6329	0.031	0.063	0.490

Imagen 6.3.3-12: Reporte de la absorbadora T-8203

Fuente: PRO II

Por lo tanto, el diseño final quedará con diámetro de la columna de 1,60 m y la altura del relleno de 3,32 m.

Internos de la columna

Se hizo la selección de los accesorios en base al catálogo de la empresa RVT Process Equipment GmbH . Cuyo link es el siguiente:

https://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/314741/RVT_Internos_de_Columna_es.pdf



- **Demister**

Su función es separar las gotas arrastradas con la corriente de gas. De esta forma se consigue minimizar el arrastre de líquido a una etapa posterior de la columna o fuera de la misma. Se selecciona uno de tipo placas, que se adjunta a continuación. Las gotas son forzadas a impactar sobre las placas, desde donde descienden y caen de nuevo hacia el lecho de la columna.



Imagen 6.3.3-13: Demister

Fuente: RVT Process Equipment GmbH

- **Distribuidor y pre-distribuidor de líquido**

La función básica del sistema de pre-distribución es repartir el flujo alimentado en el distribuidor de líquidos lo más uniformemente posible, minimizando las turbulencias y los gradientes en la altura de estancamiento del líquido y los gradientes horizontales de velocidad. La utilización de pre-distribuidores es especialmente necesaria cuando el diámetro de la columna es muy elevado y/o cuando se deben distribuir grandes caudales de líquido. Como nuestro caudal de líquido es elevado se elige este sistema y se lo adjunta a continuación.

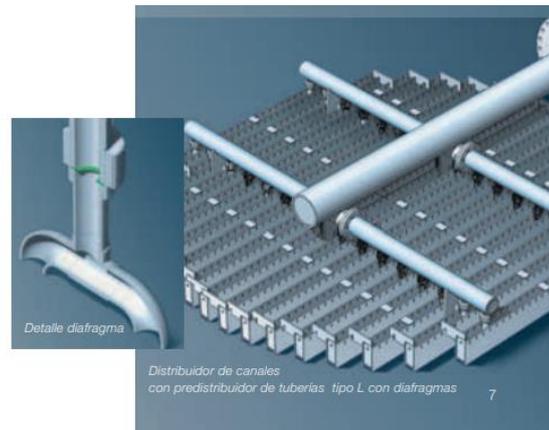
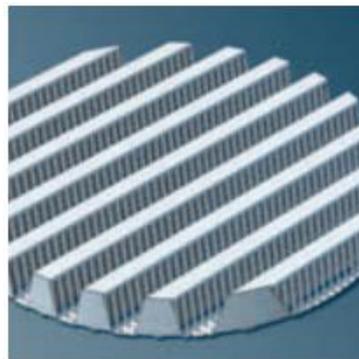


Imagen 6.3.3-14: Distribuidor de líquido tipo canales

Fuente: RVT Process Equipment GmbH

- **Plato soporte de relleno** (arriba y abajo del relleno)



Reja de soporte ondulada

Imagen 6.3.3-15: Soporte de relleno

Fuente: RVT Process Equipment GmbH

- **Distribuidor de gas**

Los distribuidores de gases tienen la función de distribuir uniformemente la corriente de gas alimentada a una columna en toda la sección transversal de la misma.

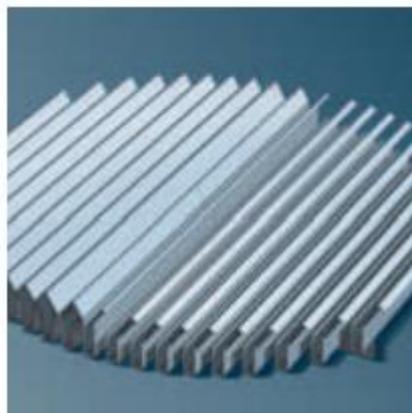


Distribuidor de placas

Imagen 6.3.3-16: Distribuidor de gas
Fuente: RVT Process Equipment GmbH

- **Colector de líquido**

Los platos colectores se utilizan para recoger completamente el líquido que abandona el lecho de relleno y extraerlo de la columna.



Plato colector laminado

Imagen 6.3.3-17: Colector de líquido
Fuente: RVT Process Equipment GmbH



Otros accesorios son

- Boquilla de salida de vapores (8 pulgadas).
- Boquilla de entrada de la disolución de amina (3 pulgadas).
- Boquilla de entrada de gas ácido (8 pulgadas).
- Boquilla de salida de líquido (3 pulgadas)

La situación de las conexiones a lo largo de la torre será:

- Salida de vapores: Estará situada en el casquete superior de la torre.
- Entrada de la disolución de amina: Estará situada en la parte superior de la torre.
- Entrada de gas ácido: Estará situada debajo del plato de soporte del relleno.
- Salida de líquido: Estará situada en el casquete inferior de la torre.

Altura total de la columna

Viene dada por la suma de la altura de:

Relleno: 3,32 m

Cabezales: 0,8 m c/u

Espacio superior vacío: 0,3 m

Distribuidor de líquido: 0,075 m

Distribuidor de gas: 0,125 m

Colector de líquido: 0,0065 m

2 soportes de relleno: 0,0065 m c/u

Altura total= 5,44 m

Altura sin cabezales= 3,84 m



Material de construcción

Por cuestiones económicas se utilizará tanto para el cuerpo cilíndrico como para los cabezales que conforman la columna, el acero al carbono **SA 516 Gr 70**. Es un acero al carbono-manganeso, considerado como el material más popular para la fabricación de recipientes a presión. Y además se le hará un recubrimiento con acero inoxidable tipo 316 para proteger el equipo de la corrosión por sulfhídrico

Temperatura y presión de diseño

$$T_d = T_{op} + 50 \text{ °C}$$

$$T_d = 45 + 50 = 95 \text{ °C} = 203 \text{ °F}$$

El valor de la presión de diseño (P) está dada por la que resulte mayor de las siguientes ecuaciones:

$$P(1) = (P_0 + P_H) * 1.1$$

$$P(2) = P_0 + P_H + 2 \text{ bar}$$

Donde P_0 es la presión manométrica del recipiente y P_H es la presión de la columna de líquido (presión hidrostática).

$$P_H = H * \rho L * g$$

H es la altura de la columna, ρL es la densidad del líquido y g es aceleración de la gravedad

$$P_H = 5,44 \text{ m} * 1001,054 \text{ kg/m}^3 * 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$P_H = 53.422,65 \text{ Pa} = 0,53 \text{ bar}$$

$$P_0 = P_{op} - 1 \text{ atm}$$

$$P_{op} = 3,1 \text{ kg/cm}^2 = 3 \text{ atm}$$

$$P_0 = 3 \text{ atm} - 1 \text{ atm} = 2 \text{ atm} = 2,03 \text{ bar}$$



$$Pd (1) = (2,03 \text{ bar} + 0,53 \text{ bar}) * 1,1 = 2,82 \text{ bar (g)}$$

$$Pd (2) = 2,03 \text{ bar} + 0,53 \text{ bar} + 2 \text{ bar} = 4,56 \text{ bar (g)}$$

$$1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$Pd = 4,56 \text{ bar (g)} + 1,01 \text{ bar}$$

$$Pd = 5,57 \text{ bar} = 81 \text{ psi}$$

$$t = C + \frac{Pd * R}{S * E - 0,6 * Pd}$$

Dónde:

- Pd es la presión de diseño (interna) en [psi].
- R representa el radio interior de la columna en pulgadas [In]
- S es la tensión máxima admisible por el material expresado en [psi].
- E es la eficiencia de soldadura.
- C es un sobreespesor, margen de corrosión expresado en pulgadas [In]

Tensión máxima admisible (S)

Buscamos el valor en la siguiente tabla para Td= 203 °F:

Tabla A-1 Esfuerzos permitidos básicos en tensión para metales¹ (cont.)
Los números en paréntesis se refieren a las notas para las Tablas del apéndice A; las especificaciones son ASTM a menos que se especifique de otra forma.

Material	No. espec.	N.º P o N.º S (5)	Grado	No. UNS	Notas	Temp. mín. °F (6)	Mín. esfuerzo especificado, ksi		Temp. mín. a 100	200	300
							Tensión	Elasticidad			
Acero carbón (continuación)											
tuberías y tubos (2) (continuación)											
...	A 139	S-1	C	K03004	(8b)	A	60	42	20,0	20,0	20,0
...	A 139	S-1	D	K03010	(8b)	A	60	46	20,0	20,0	20,0
...	API 5L	S-1	X42	...	(55)(77)	A	60	42	20,0	20,0	20,0
...	A 381	S-1	Y42	A	60	42	20,0	20,0	20,0
...	A 381	S-1	Y48	A	62	48	20,7	20,7	20,7
...	API 5L	S-1	X46	...	(55)(77)	A	63	46	21,0	21,0	21,0
...	A 381	S-1	Y46	A	63	46	21,0	21,0	21,0
...	A 381	S-1	Y50	A	64	50	21,3	21,3	21,3
A 516 Gr. 65	A 671	1	CC65	K02403	(57)(67)	B	65	35	21,7	21,4	20,6
A 515 Gr. 65	A 671	1	CB65	K02800	(57)(67)	A	65	35	21,7	21,4	20,6
A 515 Gr. 65	A 672	1	B65	K02800	(57)(67)	A	65	35	21,7	21,4	20,6
A 516 Gr. 65	A 672	1	C65	K02403	(57)(67)	B	65	35	21,7	21,4	20,6
...	A 139	S-1	E	K03012	(8b)	A	66	52	22,0	22,0	22,0
...	API 5L	S-1	X52	...	(55)(77)	A	66	52	22,0	22,0	22,0
...	A 381	S-1	Y52	A	66	52	22,0	22,0	22,0
A 516 Gr. 70	A 671	1	CC70	K02700	(57)(67)	B	70	38	23,3	23,2	22,4
A 515 Gr. 70	A 671	1	CB70	K03101	(57)(67)	A	70	38	23,3	23,2	22,4

Imagen 6.3.3-18: Tensión máxima admisible

Fuente: Código ASME



La tensión máxima admisible para el acero al carbono 516 Gr 70 a la temperatura de diseño es de **23.200** psi.

Eficiencia de soldadura (E)

La eficiencia a la soldadura considerada es de 0,85 ya que es recomendable utilizar este valor para recipientes sometidos a presión de estas características.

C espesor por corrosión

Se considera un sobreespesor de 10 mm porque en el sistema hay presencia de H₂S que es corrosivo y un recubrimiento de 2 mm de acero inoxidable 316 L

$$t = C1 + \frac{Pd * R}{S * E - 0,6 * Pd}$$

Pd	81 psi
Td	203 °F
R_{int}	0,8 m 31,5 pulg
S	23.200 psi
E	0,85
C1	10 mm = 0,39 pulg
C2	2 mm = 0,08 pulg

Tabla 6.3.3-25: Datos para el cálculo del espesor de la columna

Fuente: Elaboración propia.



$$t = 0,39 \text{ pulg} + \frac{81 \text{ psi} * 31,5 \text{ pulg}}{23.200 * 0,85 - 0,6 * 81 \text{ psi}}$$

$$t \text{ (espesor de pared)} = 0,52 \text{ pulg} = 13 \text{ mm}$$

De los 13 mm: 11 mm de acero al carbono y 2 mm de acero inoxidable

Por lo tanto, el diámetro externo de la columna será:

$$D_{\text{ext}} = 2 * (R_{\text{int}} + \text{espesor}) = 2 * (0,8 \text{ m} + 0,011 \text{ m} + 0,002 \text{ m})$$

$$DC_{\text{ext}} = 1,626 \text{ m}$$

Fondos

Se utilizarán cabezales semiesféricos ya que la columna no opera a presiones elevadas. Su espesor se calculará según el procedimiento recomendado por el código ASME Sección VIII Div.1 para recipientes a presión interna.

$$t = C + \frac{Pd * R}{2 * S * E - 0,2 * Pd}$$

Dónde:

- Pd es la presión de diseño (interna) en [psi].
- R representa el radio interior del cabezal= radio externo de la columna en [In].
- S es la tensión máxima admisible por el material expresado en [psi].
- E es la eficiencia de soldadura.
- C es un sobreespesor, margen de corrosión expresado en pulgadas [In]



Se considera un sobre espesor de 10 mm porque en el sistema hay presencia de H₂S que es corrosivo y un recubrimiento de 2 mm de acero inoxidable 316 L

R= radio interno del casquete es el radio externo de la columna

$$R_{\text{Casq (interno)}} = 800 \text{ mm} + 13 \text{ mm} = 813 \text{ mm}$$

Pd	81 psi
Td	203 °F
R_{int}	0,813 m 32 pulg
S	23.200 psi
E	0,85
C1	10 mm = 0,39 pulg
C2	2 mm = 0,08 pulg

Tabla 6.3.3-26: Datos para el cálculo del espesor de la columna

Fuente: Elaboración propia

$$t = 0,39 \text{ pulg} + \frac{81 \text{ psi} * 32 \text{ pulg}}{2 * 23.200 * 0,85 - 0,2 * 81 \text{ psi}}$$

$$\mathbf{t \text{ (espesor cabezal)} = 0,46 \text{ pulg} = 12 \text{ mm}}$$

De los cuales 10 mm serán de acero al carbono y 2 mm de acero inoxidable

Por lo tanto, el Diámetro externo del cabezal será:

$$D_{\text{ext}} = 2*(R_{\text{int}} + \text{espesor}) = 2*(0,813 \text{ m} + 0,010\text{m} + 0,002 \text{ m})$$

$$D_{\text{ext (casquete)}} = 1,65 \text{ m}$$

$$R_{\text{ext (casquete)}} = 0,825 \text{ m}$$



Relación L/D

La relación L/D típica para este tipo de columnas son

Petroleo	de 3 a 5
Petroquímica	de 5 a 10

Altura total de la columna = 5440 mm

Diámetro externo de la columna= 1626 mm

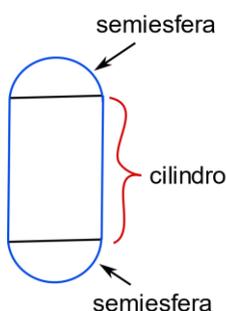
$$L/D = 3,35 \text{ m}$$

Conclusiones: La columna diseñada cumple con la relación (L/D) y la pérdida de carga admisible, por lo que se considera como diseño final. Por lo que se procede al cálculo del volumen y capacidad de la misma.

Capacidad y volumen de la columna

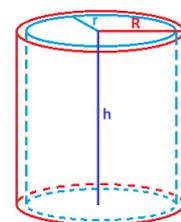
Para el cálculo del volumen total de la columna debemos considerar el volumen del cuerpo cilíndrico (sin altura de cabezales) y de los cabezales semiesféricos con sus espesores.

$$V_{Rx \text{ total}} = V_{cilindro} + 2 * V_{semiesfera}$$



$$V_{cilindro} = \pi * R^2 * h$$

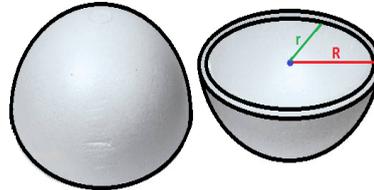
$$V_{cilindro} = \pi * (r_{int} + \text{espesor})^2 * h$$



$$V_{cilindro} = \pi * (0,80 \text{ m} + 0,013 \text{ m})^2 * 3,84 \text{ m}$$



$$V_{\text{cilindro}} = 7,97 \text{ m}^3$$



$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * R^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * (r_{\text{int}} + \text{espesor})^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = \frac{2}{3} \pi * (0,813 + 0,012)^3$$

$$V_{\text{semiesfera}} = 1,18 \text{ m}^3$$

$$V_C = 7,97 \text{ m}^3 + 2 * 1,18 \text{ m}^3$$

$$V_{C \text{ total}} = 10,33 \text{ m}^3$$

La capacidad o volumen útil de la columna para albergar fluido viene dada por la sección interior y altura del cuerpo cilíndrico (sin incluir la altura de cabezales):

$$V_{\text{util}} = \pi * (0,8 \text{ m})^2 * 3,84 \text{ m}$$

$$V_{C \text{ util}} = 7,72 \text{ m}^3$$



Peso de la columna

Es importante conocer el peso de la columna. Es para eso que se estima calculando el peso vacío, el peso de la columna llena de agua y el peso en operación

a) Peso de la columna vacía:

$$PESO_{vacío} = \rho_{material} * V_{material}$$

Hay que tener en cuenta que usamos dos materiales así que hay que calcular el peso de cada material y sumarlos.

La densidad del acero al carbono 516 Gr 70 es:

Propiedades Físicas	Métricas	Inglés
Densidad	7.80 g/cc	0.282 lb/in ³

Tabla 6.3.3-27: Densidad de acero al carbono 516

Fuente: Fabricante del material

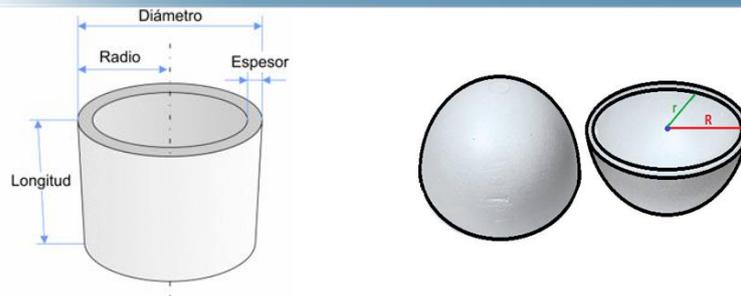
La densidad del acero inoxidable 316 es

Acero Inox 316 Propiedades Físicas	
Densidad	8.03 g/cm ³
Punto de fusión	1370-1398 °C
Calor específico (Capacidad calorífica específica)	500 J/(Kg·K) a 20 °C

Tabla 6.3.3-28: Densidad de acero al carbono 516

Fuente: Fabricante del material

En cuanto al volumen del material, hay que tener en cuenta los volúmenes huecos del cuerpo cilíndrico y de los cabezales semiesféricos:



Cuerpo cilíndrico:

Capa de recubrimiento: 2 mm de acero inox

Capa de acero al carbono: 11 mm

Cabezal:

Capa de recubrimiento: 2 mm de acero inox

Capa de acero al carbono: 10 mm

$$V = \pi * (r_{\text{ext}}^2 - r_{\text{int}}^2) * h + 2 * \left(\frac{2}{3} \pi * (R^3 - r^3) \right)$$

$$V_{\text{acero inox}} = \pi * (0,802^2 - 0,80^2) \text{m}^2 * 3,84 \text{ m} + 2 * \left(\frac{2}{3} \pi * (0,815^3 - 0,813^3) \text{m}^3 \right)$$

$$V_{\text{acero inox}} = 0,039 \text{ m}^3 + 0,017 \text{ m}^3 = 0,056 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{acero carbon}} = \pi(0,813^2 - 0,802^2) \text{m}^2 * 3,84 \text{ m} + 2 * \left(\frac{2}{3} \pi * (0,825^3 - 0,815^3) \text{m}^3 \right)$$

$$V_{\text{acero carbon}} = 0,214 \text{ m}^3 + 0,084 \text{ m}^3 = 0,298 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{acero inox}} = 8003 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,056 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{acero inox}} = 448,17 \text{ kg}$$



$$\text{PESO}_{\text{acero carbono}} = 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,298 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{acero carbon}} = 2.324,4 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{Columna Vacía}} = 2.324,4 \text{ kg} + 448,17 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{Columna Vacía}} = 2.772,57 \text{ kg}$$

b) Peso de la columna bajo prueba hidráulica:

$$\text{PESO}_{\text{con agua}} = \text{PESO}_{\text{vacío}} + \rho_{\text{agua}} * V_{\text{util fluido}}$$

$$\text{PESO}_{\text{con agua}} = 2.772,57 \text{ kg} + 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 7,72 \text{ m}^3$$

$$\text{PESO}_{\text{agua}} = 10.492,57 \text{ kg}$$

c) Peso de la columna en operación

$$\text{PESO}_{\text{en operación}} = \text{PESO}_{\text{vacío}} + \text{PESO}_{\text{relleno}} + (\rho_{\text{MDEA}} + \rho_{\text{gas}}) * V_{\text{util fluido}}$$

$$\text{PESO}_{\text{relleno}} = \frac{\pi}{4} * (D_{\text{relleno}})^2 * h_{\text{relleno}} * \rho_{\text{lecho}}$$

$$\text{PESO}_{\text{relleno}} = \frac{\pi}{4} * (0,0254)^2 \text{ m}^2 * 3,32 * 700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{PESO}_{\text{relleno}} = 1,18 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{fluidos}} = \left(1001,054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 3,373 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) * 7,72 \text{ m}^3$$



$$\text{PESO}_{\text{fluidos}} = 7754.18 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{en operacion}} = 2.772,57 \text{ kg} + 1,18 \text{ kg} + 7.754,18 \text{ kg}$$

$$\text{PESO}_{\text{en operacion}} = 10.527,93 \text{ kg}$$

A continuación, se adjunta la hoja de datos de la columna:



6.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-8205

La solución de MDEA con el H₂S disuelto que sale por el fondo de la columna T-8203, necesita ser acondicionada antes de poder entrar en la columna regeneradora T-8204 para la separación del H₂S y recuperar la solución MDEA; precisamente requiere tener una temperatura de 100 °C. Para obtener estas condiciones se dispondrá de un equipo de intercambio E-8206, el cual utilizará la MDEA regenerada que sale de la columna regeneradora a 130 °C, ya que la misma requiere enfriarse para su retorno a la columna absorbidora

Tipo: Intercambiador de tubo y corazza.

CONDICIONES DE LAS CORRIENTES				
HOT			COLD	
MDEA REGENERADA			MDEA RICA EN H ₂ S Y CO ₂	
mh =	12,32	kg/s	mc =	12,56
Th (e) =	403,15	K	Tc (e) =	321,15
Th (s) =	349,2	K	Tc (s) =	373,15
Th media	376,15	K	Tc media	347,15

Tabla 6.3.4-1: Condiciones de las corrientes de entrada

Fuente: Diseño propio. Datos-Pro II

Con ayuda del simulador PRO II, se obtuvieron las propiedades de las corrientes a la temperatura media. La temperatura media para cada corriente se calculó haciendo el promedio entre la temperatura de entrada y salida.

Propiedades de los fluidos a la T media		
	MDEA REGENERADA	MDEA RICA EN H ₂ S Y CO ₂
Cp (J/kg-K)	3457,875	3338,997
μ (Pa*S) o (kg/m*s)	0,00046	0,00077
k (W/m*K)	0,23453	0,22775
Densidad (kg/m ³)	957,494	961,486

Tabla 6.3.4-2: Propiedades de las corrientes de entrada a T media

Fuente: Diseño Propio. Datos-Pro II



Acomodo de los fluidos

El criterio para acomodar los fluidos fue en base a la corrosión por H₂S y pureza de la corriente. Como la MDEA regenerada es solvente puro y limpio de H₂S se la hará pasar por coraza, ya que se recomienda que el fluido corrosivo circule por tubos. Por lo tanto, la MDEA rica en H₂S circulará por tubos.

Tubos	MDEA RICA EN H ₂ S Y CO ₂
Coraza	MDEA REGENERADA

Tabla 6.3.4-3: Acomodo de las corrientes de entrada
Fuente: Elaboración propia

Balance de calor

$$Q_h = Q_c$$

$$Q_c = m_c C_{p_c} (T_c^s - T_c^o)$$

Donde:

- Q_c = calor absorbido por el fluido frío [J/s]
- Q_h = calor entregado por el fluido caliente [J/s]
- m_c = caudal másico del fluido frío [kg/h]
- C_{pc} = capacidad calorífica del fluido frío [kJ/kg-K]
- T_c^s = temperatura de salida del fluido frío [K]
- T_c^o = temperatura de entrada del fluido frío [K]

COLD		
MDEA RICA EN H ₂ S Y CO ₂		
mc =	12,56	kg/s
Tc (e)=	321,15	K
Tc (s)=	373,15	K

Tabla 6.3.4-4: Datos para el cálculo del calor QC

Fuente: Diseño Propio. Datos-Pro II



$$Q_c = 2.180.765,72 \text{ J/s} = 520,87 \text{ kcal/s}$$

Estimación del U

Lo primero que debemos hacer es estimar un coeficiente global de transferencia basándonos en datos de bibliografía para fluidos orgánicos medios y tomamos un promedio.

FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	U _o ⁽¹⁾	
		W/m ² °K	Btu/hpie ² F
ENFRIADORES			
Agua	Agua	1500-3000	250-500 **
Metanol	Agua	1500-3000	250-500**
Amoniaco	Agua	1500-3000	250-500**
Soluciones acuosas	Agua	1500-3000	250-500**
Organicos ligeros	Agua	430-850	75-150
Organicos medios	Agua	285-710	50-125
Organicos pesados	Agua	30-430	5-75
Gases	Agua	10-285	2-50
Agua	Salmuera	560-1100	100-200
Organicos ligeros	Salmuera	230-560	40-100
CALENTADORES			
Vapor de agua	Agua	1100-4000	200-700**
Vapor de agua	Metanol	1100-4000	200-700**
Vapor de agua	Amoniaco	1100-4000	200-700**
Vapor de agua	Sol acuosa <2.0 cP	1100-4000	200-700
Vapor de agua	Sol acuosa ≥2.0 cP	560-2800	100-500**
Vapor de agua	Organicos ligeros	285-560	50-100
Vapor de agua	Organicos medios	560-1100	100-200
Vapor de agua	Organicos pesados	35-340	6-60
Vapor de agua	Gases	30-285	5-50
INTERCAMBIADORES			
Agua	Agua	1500-3000	250-500**
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1500-3000	250-500**
Organicos medios	Organicos medios	115-340	20-60

Imagen 6.3.4-1: U tabulados para intercambiadores

Fuente: Kern

U est	227,5	W/m ² -K
--------------	-------	---------------------

Cálculo del DTML

Se comienza calculando el Ft, haciendo uso de P y R:

$$R = \frac{Th^o - Th^s}{Tc^s - Tc^o}$$



$$P = \frac{T_{c^S} - T_{c^o}}{T_{h^o} - T_{c^o}}$$

Donde:

- T_{c^S} = temperatura de salida del fluido frio [K]
- T_{c^o} = temperatura de entrada del fluido frio [K]
- T_{h^S} = temperatura de salida del fluido caliente [K]
- T_{h^o} = temperatura de entrada del fluido caliente [K]

T_{h^o}	403,15 K
T_{h^S}	349,2 K
T_{c^o}	321,15 K
T_{c^S}	373,15 K

R	1
P	0,63

Tabla 6.3.4-5: Cálculo de R Y P

Fuente: Diseño Propio. Datos-Pro II y Cálculos realizados

Teniendo estos valores, ingresamos al gráfico “Factores de corrección DTLM”

Entrando al gráfico, el único FT satisfactorio mayor a 0,7 es en una configuración 2 pasos por corazza y 2n pasos por tubo.

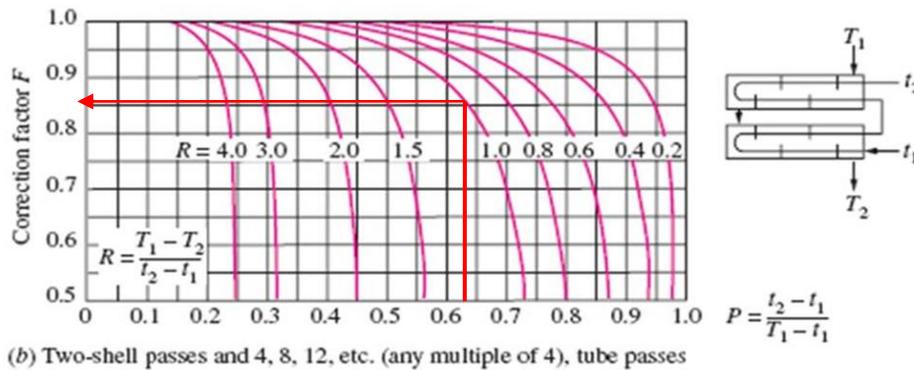


Imagen 6.3.4-2: Grafica FT

Fuente: CAO

$$FT = 0,86$$

El Ft, al ser mayor que 0,8, resulta sumamente aceptable, más adelante determinaremos el número de pasos por tubo.

El siguiente paso es realizar el cálculo del DTML para una contracorriente puro:

$$\Delta T_{mlcc} = \frac{(T_h^0 - T_c^S) - (T_h^S - T_c^0)}{\ln \left(\frac{(T_h^0 - T_c^S)}{(T_h^S - T_c^0)} \right)}$$

$$\Delta T_{mlcc} = 28,99 \text{ K}$$

$$\Delta T_{mL} = \Delta T_{mlcc} * FT$$

$$\Delta T_{mL} = 24,93 \text{ K}$$

Cálculo del área estimada

$$A_{est} = \frac{Q}{U_{est} * DTML}$$

Donde:

- Q = calor a intercambiar [J/S]
- U_{est} = coeficiente U sacado de tabla [W/m²K]
- DTML = diferencia media logarítmica de temperatura [K]



Q	2.180.765,72 J/s
U _{est}	227,5 W/m ² -K
DTML	24,93 K
A_{est}	384,50 m²

Tabla 6.3.4-6: Cálculo del área estimada

Fuente: Diseño Propio. Datos- Kern y Cálculos realizados

Selección del número de tubos y paso por tubos

Usaremos tubos de 3/4" con BWG 14 cuyas dimensiones tablas son:

$$D_o [m] = 0,0190$$

$$D_i [m] = 0,0148$$

APENDICE 23- Dimensiones de tubos según norma BWG

D _o (")	BWG	D _o (m)	D _i (m)
1/2	12	0,0127	0,00716
	14	"	0,00848
	16	"	0,00940
	18	"	0,01020
	20	"	0,0109
3/4	10	0,0190	0,0122
	11	"	0,0129
	12	"	0,0135
	13	"	0,0142
	14	"	0,0148
	16	"	0,0153
	16	"	0,0157
	17	"	0,0161
18	"	0,0165	
1	8	0,0254	0,0170
	9	"	0,0178
	10	"	0,0185
	11	"	0,0193
	12	"	0,0198
	13	"	0,0205
	14	"	0,0211
	15	"	0,0217
	16	"	0,0221
	17	"	0,0224
18	"	0,0229	

Imagen 6.3.4-3: Dimensiones tubos BWG

Fuente: CAO

Seleccionamos arreglo cuadrado para tubos y el Pt (paso) para tubos en arreglo cuadrado de 3/4" lo obtenemos de tabla:



Arreglos en cuadro		Arreglos en triángulo	
Di	Pt	Di	Pt
Diámetro del tubo	paso	Diámetro del tubo	paso
3/4" (19mm)	1" (25mm)	3/4" (19mm)	15/16" (24 mm)
1" (25 mm)	1 1/4" (32 mm)	3/4" (19mm)	1" (25mm)
1 1/4" (32 mm)	1 9/16" (40mm)	1" (25 mm)	1 1/4" (32 mm)
1 1/2" (39mm)	1 7/8" (48 mm)	1 1/4" (32 mm)	1 9/16" (40mm)
		1 1/2" (39mm)	1 7/8" (48 mm)

Imagen 6.3.4-3: Pasos en los tubos Pt

Fuente: CAO

Material tubo	Acero inoxidable 316
BWG	14
DO	0,75 pulg
	0,019 m
Di	0,0148 m
ARREGLO	cuadrado
Pt (paso) (distancia de centro a centro)	1 pulg
	0,025 m

Tabla 6.3.4-7: Datos de los tubos

Fuente: Diseño Propio. Datos-Tablas CAO

En los tubos circula la MDEA REGENERADA y adoptaremos como primera aproximación una velocidad de 1 m/s, se procede a calcular el área de flujo de un tubo y el número de pasos.

$$a'_t = \frac{\pi * D_i^2}{4}$$

Dónde:

- a'_t = area de flujo de 1 tubo [m²]
- D_i = diámetro interno del tubo [m] = 0,0148 m

a'_t	0,000172 m²
--------------------------	-------------------------------

Para lograr los 1 m/s, el número de tubos que se necesitan en paralelo n_p :



$$np = \frac{Wt}{\rho * a't * (1 \frac{m}{s})}$$

Dónde:

- Wt =caudal másico de MDEA sucia [kg/s]
- ρ =densidad [kg/m³]
- $a't$ =área de flujo de 1 tubo [m²]

Wt	12,56
ρ	961,486
$a't$	0,000172 m ²
np	76

Tabla 6.3.4-8: cálculo de np

Fuente: Diseño Propio. Datos-PRO II y cálculos realizados

Si suponemos un largo L de tubos de 6 m, el número total de tubos Nt deberá ser:

$$Nt = \frac{Aest}{\pi * Do * L}$$

Dónde:

- $Aest$ = área estimada del equipo [m²]
- Do = diámetro externo de los tubos [m]
- L = largo de los tubos [m]

$Aest$	384,50 m ²
Do	0,019 m
L	6 m
Nt	1074 tubos

Tabla 6.3.4-9: Calculo del número de tubos

Fuente: Diseño Propio. Datos-Tabla CAO y cálculos realizados



El número de pasos por tubos es el cociente entre el número de tubos y el número de tubos en paralelo

$$N^{\circ}\text{pasos} = \frac{N_t}{n_p} = \frac{1074}{76} = 14$$

En principio proponemos 2 unidades de 1- 6, haciendo un total de 2-12 y cada uno con la mitad de área y la mitad de tubos del equipo único

Propondremos dos intercambiadores en serie debido a que un único equipo que posea 2 pasos en coraza y 14 pasos en tubos es ineficiente térmicamente, ya que la coraza con un baffle longitudinal reduce el área de intercambio y la coraza debería ser lo suficiente grande para soportar el baffle longitudinal y los baffles segmentados. Además, es difícil su diseño ya que, en la bibliografía, las tablas para n° de tubos son para 1 paso por coraza y hasta 8 pasos por tubos. Hacemos 6 pasos porque pasos impares no figuran en las tablas de tubos.

En la tabla sacada del libro CAO, la coraza más cercana a 537 tubos con 6 pasos en tubos fijos arreglo en cuadro y 3/4" de Do de tubo es:

Ds	31 pulg
	0,787 m
N° Tubos	534
Do	0,019 m

Tabla 6.3.4-10: Cálculo del número de tubos

Fuente: Diseño Propio. Datos-Tabla CAO

Cálculo del área disponible de cada unidad

Se procede con el cálculo del área de cada unidad 1-6 para su posterior verificación.

$$A_{dis} = \pi * N_t * D_o * L$$



Dónde:

- N_t = número de tubos = 534
- D_o = diámetro externo del tubo = 0,019 m
- L = largo de los tubos = 6 m

A_{dis} unidad (1-6)	191,25 m ²
A_{dis} conjunta (2-12)	382,5 m ²

Tabla 6.3.4-11: Calculo del área disponible

Fuente: Elaboración propia

Resumen del equipo propuesto:

D_s (diámetro de coraza)	31 pulg	0,787 m
N° tubos	534	
D_o	0,019 m	
D_i	0,0148 m	
N° pasos por tubo	6	
N° pasos por coraza	1	
B (distancia entre baffles)	0,3 m	
Largo de los tubos L	6 m	
Pt	0,025 m	
Área unidad (1-6)	191,25 m ²	
Área conjunta (2-12)	382,5 m ²	

Verificación del equipo

Se procede con el cálculo de los coeficientes de transferencia de los tubos y coraza para verificar que el equipo sea apto para cumplir con la transferencia de calor.



a) Calculo del coeficiente pelicular del lado de los tubos

Para obtener el coeficiente pelicular necesitamos calcular ciertos parámetros como el área de flujo total, velocidad másica de flujo, número de Reynolds, Prant y Nusselt.

Área de flujo

$$a_t = a'_t * \frac{Nt}{N^\circ \text{pasos}}$$

Dónde

- a'_t = área de flujo de un tubo [m^2]
- Nt = número de tubos
- N° pasos = número de pasos por tubo en cada unidad

a'_t	0,000172 m^2
Nt	534 tubos
N° pasos	6
a_t	0,015310992 m^2

Tabla 6.3.4-12: Calculo del área de flujo

Fuente: Elaboración propia

Velocidad másica de flujo de tubos

$$G_t = \frac{Wt}{a_t}$$

Dónde:

- Wt = caudal másico de la MDEA sucia [kg/s]
- a_t = área de flujo del conjunto de tubos [m^2]



Wt	12,56 kg/s
a _t	0,015310992 m ²
G_t	820,33 kg/s-m ²

Tabla 6.3.4-13: Calculo de la velocidad másica de flujo

Fuente: Elaboración propia

Velocidad de la MDEA sucia en tubos

$$V_t = \frac{Wt}{\rho * a_t}$$

Dónde:

- Wt = caudal másico de la MDEA sucia [kg/s]
- at= área de flujo del conjunto de tubos [m²]
- ρ = densidad de la MDEA sucia [kg/m³]

Wt	12,56 kg/s
a _t	0,015310992 m ²
ρ	961,486 kg/m ³
V_t	0,85 m/s

Tabla 6.3.4-13: Calculo de la velocidad

Fuente: Elaboración propia.

Reynolds

$$Re_t = \frac{D_i * G_t}{\mu}$$

Donde:

- Di = diámetro interno del tubo [m]
- Gt = velocidad masica de flujo en los tubos [kg/s-m²]
- μ = viscosidad de la MDEA sucia [kg/m-s]



Di	0,0148 m
G _t	820,33 kg/s-m ²
μ	0,00077 kg/m-s
Re_t	15.767,30 turbulento

Tabla 6.3.4-13: Calculo del Reynolds

Fuente: Elaboración propia

Número de Prant

$$Pr_t = \frac{C_p * \mu}{k}$$

Dónde:

- Cp = capacidad calorífica de la MDEA sucia [J/kg-K]
- μ = viscosidad de la MDEA sucia [kg/m-s]
- k = conductividad térmica de la MDEA sucia [W/m-K]

Cp	3.338,997 J/kg-K
μ	0,00077 kg/m-s
k	0,22775 W/m-K
Pr_t	11,29

Tabla 6.3.4-14: Calculo del número de Prant

Fuente: Elaboración propia.

Número de Nusselt

$$Nu_t = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Re	15.767,30
Pr _t	11,29
$\frac{\mu}{\mu_w}$	Suponemos que es 1
Nu_t	116,76



Obtención de h_{io}

$$h_i = \frac{Nu_t * k}{D_i}$$

Nu_t	116,76
k	0,22775 W/m-K
D_i	0,0148 m
h_i	1.796,82 W/m ² -K

Tabla 6.3.4-16: Calculo del h

Fuente: Elaboración propia

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o}$$

$$h_{io} = 1796,82 \frac{W}{m^2K} * \frac{0,0148 m}{0,019 m}$$

$$\mathbf{h_{io} = 1.399,63 W/m^2 K}$$

b) Cálculo del coeficiente pelicular del lado de la coraza.

De manera análoga a los tubos, se requieren calcular ciertos parámetros para obtener el coeficiente del lado de coraza.

Área de flujo de coraza

$$a_s = \frac{D_s * c * B}{P_t}$$

Dónde:

- D_s = diámetro de la coraza [m]
- c = distancia de borde a borde entre los tubos [m]
- B = espaciado entre baffles [m]



Ds	0,787 m
c	0,006 m
B	0,3 m
Pt	0,025 m
a_s	0,056664 m ²

Tabla 6.3.4-17: Calculo del área de flujo.

Fuente: Elaboración propia.

Velocidad másica de flujo de la coraza

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

Dónde:

- W = caudal másico de la MDEA regenerada [kg/s]
- a_s = área de flujo de la coraza [m²]

W	12,32 kg/s
a _t	0,056664 m ²
G_s	217,42 kg/s-m ²

Tabla 6.3.4-18: Calculo de la velocidad másica de flujo

Fuente: Elaboración propia

Diámetro equivalente de coraza

Para arreglo en cuadrado, tubos de ¾" y Pt de 1", el diámetro equivalente de tablas:

Diámetro de tubos	Distribución	Separación	Diámetro equivalente
¾" (0.019m)	cuadro	1" (0.0254m)	0.95" (0.0241m)
1" (0.0254m)	cuadro	1¼" (0.0317m)	0.99" (0.0251m)
1¼" (0.0317m)	cuadro	1 9/16" (0.0397m)	1.23" (0.0312m)
¾" (0.019m)	triángulo	15/16" (0.0238m)	0.55" (0.0139m)
¾" (0.019m)	triángulo	1" (0.0254m)	0.73" (0.0185m)
1" (0.0254m)	triángulo	1¼" (0.0317m)	0.72" (0.0183m)
1¼" (0.0317m)	triángulo	1 9/16" (0.0397m)	0.91" (0.0231m)

Imagen 6.3.4-4: Diámetro equivalente para arreglo cuadrado

Fuente: CAO



$$Deq = 0,95 \text{ pulg} = 0,0241 \text{ m}$$

Reynolds de coraza

$$Re_s = \frac{D_{eq} * G_s}{\mu}$$

Donde:

- Deq = diámetro equivalente de coraza [m]
- G_s = velocidad masica de flujo en coraza [kg/s-m²]
- μ = viscosidad de la MDEA regenerada [kg/m-s]

Deq	0,0241 m
G_s	217,42 kg/s-m ²
μ	0,00046 kg/m-s
Re_s	11.391,02 turbulento

Tabla 6.3.4-19: Calculo del Reynolds
Fuente: Elaboración propia

Número de Prant

$$Pr_s = \frac{C_p * \mu}{k}$$

Dónde:

- C_p = capacidad calorífica de la MDEA regenerada [J/kg-K]
- μ = viscosidad de la MDEA regenerada [kg/m-s]
- k = conductividad térmica de la MDEA regenerada [W/m-K]

C_p	3457,875 J/kg-K
μ	0,00046 kg/m-s
k	0,23453 W/m-K
Pr_s	6,78

Tabla 6.3.4-20: Calculo del Prant.
Fuente: Elaboración propia



Número de Nusselt

$$Nu_S = 0,36 * Re_S^{0,55} * Pr^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Re	11.391,02
Pr _t	6,78
$\frac{\mu}{\mu_w}$	Suponemos que es 1
Nu_S	115,28

Tabla 6.3.4-21: Calculo del Nusselt

Fuente: Elaboración propia

Obtención de h_o

$$h_o = \frac{Nu_S * k}{Deq}$$

Nu _S	115,28
k	0,23453 W/m-K
Deq	0,0241 m
h_o	1.121,88 W/m²-K

Tabla 6.3.4-22: Calculo del h.

Fuente: Elaboración propia

c) Calculo de la temperatura de pared T_w

En un principio supusimos igual a 1 el cociente entre viscosidad y viscosidad a la temperatura de pared. Ahora debemos hallar dicha temperatura para corregir los coeficientes peliculares.

$$h_{io}(T_w - t) = h_o * (T - T_w)$$



Dónde:

- h_{io} = coeficiente pelicular de los tubos
- h_o = coeficiente pelicular de coraza
- T_w = temperatura de pared
- T = temperatura media del fluido caliente de la coraza
- t = temperatura media del fluido frio de los tubos

$$T_w = (h_o * T + h_{io} * t) / (h_{io} + h_o)$$

h_{io}	1.399,63 W/m ² -K
h_o	1.121,88 W/m ² -K
T	376,15 K
t	347,15 K
T_w	360,05 K

Tabla 6.3.4-23: Calculo de Temperatura de pared

Fuente: Elaboración propia

Lo siguiente es buscar la viscosidad del fluido de tubo y coraza a la temperatura de pared.

Viscosidad de Coraza		Viscosidad de tubos	
0,00046	a T_{media}	0,00077	a T_{media}
0,00061	a T_w	0,0006	a T_w

$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)$ (tubos)	1,28
$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)$ (coraza)	0,75

Tabla 6.3.4-24: Calculo del cociente de viscosidades

Fuente: Elaboración propia



Con esto podemos corregir los coeficientes peliculares de coraza y tubos

Coraza	Tubos
$Nu' = 115,28 * (0,75)^{0,14} = 110,73$	$Nu' = 116,76 * (1,28)^{0,14} = 120,87$
$ho' = 110,73 * \frac{0,23453 \frac{W}{m K}}{0,0241 m} = 1.077,57 W/m^2K$	$hi' = 120,87 * \frac{0,22775 \frac{W}{m K}}{0,0148 m} = 1.860 W/m^2K$ $hio' = 1860 * \frac{0,0148 m}{0,019 m} = 1.448,84 W/m^2K$

Tabla 6.3.4-25: corrección de los coeficientes peliculares

Fuente: Elaboración propia

d) Cálculo del coeficiente global de transferencia U

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + Rf$$

Donde:

- Rf = resistencia de ensuciamiento total de tabla [m²-K/W]
- hio y ho =coeficientes peliculares de tubo y coraza respectivamente [W/m²K]

$$U = \left(\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + Rf \right)^{-1}$$

APENDICE 22 (CONTINUACION)

RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO PARA
CORRIENTES DE PROCESOS QUIMICOS

LIQUIDOS

Soluciones MEA y DEA	0,0004		
Soluciones DEG y TEG	0,0004		
Extracciones laterales y producto de fondo de			
Columnas fraccionadoras	0,0002		
Soluciones causticas	0,0004		
Aceites vegetales	0,0005		
		GASES Y VAPORES	
		Gas ácido	0,0002
		Vapores de solventes	0,0002
		Vapores estables en tope de colum. fracc.	0,0002

Tabla 6.3.4-26: Resistencia de ensuciamiento tabuladas

Fuente: Elaboración propia



Rf	0,0004 w/m ² -K
hio	1.448,84 W/m ² -K
ho	1.077,59 W/m ² -K
U	495,49 W/m²-K

Tabla 6.3.4-27: Calculo del Coeficiente de transferencia U

Fuente: Elaboración propia

e) Cálculo del área requerida

$$A_{req} = \frac{Q}{U * DTML}$$

Q	2.180.765,72 J/s
U	495,49 W/m ² -K
DTML	24,93 K

Tabla 6.3.4-28: Calculo del área requerida

Fuente: Elaboración propia

A req = 176,54 m² en total entre las dos unidades

El equipo propuesto tenía un área disponible total de 382,5 m² y por balance de calor el área requerida es de 176,54 m²

$$\% \text{ Sobredimensionamiento} = 100 * (382,5 - 176,54) / 176,54$$

$$\% \text{ sobredimensionamiento} = 116,67 \%$$

El equipo está con exceso de sobredimensionamiento por lo que hay que modificarlo. Calcularemos la pérdida de carga para ver como modificar el equipo.

f) Calculo de la perdida de carga

- Lado de la coraza



$$\Delta P \text{ corazza} = ns * f * \frac{(N_B + 1) * D_s}{Deq} * \frac{G_s^2}{2\rho} * \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{-0,14}$$

Donde:

- ns = numero de pasos por coraza
- f = factor de fricción por el lado de coraza
- N_B = número de bafles
- D_s = diámetro de coraza
- Deq = diámetro equivalente de la coraza
- G_s = velocidad másica de flujo de la MDEA regenerada
- ρ = densidad de la MDEA regenerada
- μ = viscosidad de la MDEA regenerada
- μ_W = viscosidad de la MDEA regenerada a la temperatura de pared

Factor de fricción f:

$$f = 1,728 * Re^{-0,188}$$

$$f = 1,728 * (11.391,02)^{-0,188}$$

$$f = 0,298$$

Número de bafles:

$$N_B + 1 = L / B$$

$$N_B = L / B - 1$$

Dónde

- L = largo de los tubos
- B = separación entre bafles = 0,3 m

$$N_B = (6 \text{ m} / 0,3 \text{ m}) - 1$$

$N_B = 19$ bafles



f	0,298
ns	1 paso
N _B	19 baffles
D _s	0,787 m
Deq	0,0241 m
G _s	217,42 kg/s-m ²
ρ	957,494 kg/m ³
μ/ μ _w	0,75
ΔP corazza (1 unidad)	5.009,91 Pa = 0,05 kg/cm ²
ΔP corazza (en conjunto)	10.019,82 Pa = 0,10 kg/cm ²

Tabla 6.3.4-28: Calculo de la perdida de carga en Coraza

Fuente: Elaboración propia

- Lado de los tubos

Perdida de carga por tramos rectos

$$\Delta P \text{ rectos} = 4 * f * n * \frac{L}{D_i} * \frac{G_t^2}{2\rho} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

Donde:

- f = factor de fricción de la tubería
- n = número de pasos por tubos
- L = largo de los tubos [m]
- D_i = diámetro interno de los tubos [m]
- G_t = velocidad másica de flujo [kg/s-m²]
- ρ = densidad de la MDEA sucia [kg/m³]
- μ = viscosidad de la MDEA sucia [kg/m-s]
- μ_w = viscosidad de la MDEA sucia a la temperatura de pared [kg/m-s]

Factor de fricción f:

$$f = 0,0014 + 0,125 * Ret^{-0,32}$$

$$f = 0,0014 + 0,125 * (15.767,3)^{-0,32}$$

$$f = 0,00707$$



f	0,00707
n	6 pasos
L	6
Di	0,0148 m
Gt	820,33 kg/s-m ²
ρ	961,486 kg/m ³
μ/ μw	1,28
ΔP rectos	23.256.6 Pa

Tabla 6.3.4-29: Calculo de la perdida de carga en tramos rectos

Fuente: Elaboración propia

Pérdida de carga por retornos

$$\Delta P \text{ retornos} = 4 * n * \frac{G_t^2}{2\rho}$$

Gt	820,33 kg/s-m ²
ρ	961,486 kg/m ³
n	6
ΔP retornos	8.398,68 Pa

Tabla 6.3.4-30: Calculo de la perdida de carga en retornos

Fuente: Elaboración propia

Perdida de carga total de tubos

$$\Delta P \text{ total} = \Delta P \text{ rectos} + \Delta P \text{ retornos}$$

$$\Delta P \text{ total} = 23.256,6 \text{ Pa} + 8.398,68 \text{ Pa}$$

$$\Delta P \text{ total (1 unidad)} = 31.655,23 \text{ Pa}$$

$$\Delta P \text{ total (en conjunto)} = 63.310,46 \text{ Pa}$$



El equipo presenta pérdida de carga inadmisibles tanto del lado de tubos como del lado de la coraza.

La modificación que se hará será la siguiente:

- Bajaremos el número de pasos por tubo a 4, para reducir la velocidad de los tubos y el largo de los tubos será de 4 m y aumentamos el diámetro interno de los tubos a 0,0153 m (tabla 16 BWG)
- Buscaremos una coraza que tenga el número de tubos (en 4 pasos) lo más cercano a 534 y subiremos el espaciado entre baffles a 0,25 m

El equipo se tratará de dos corazas en serie (1-4) haciendo una configuración total de 2 pasos por coraza y 8 por tubos, cuyas características son:

DS	27 pulg 0,69 m
°N Tubos	440 c/ coraza
Do	0,019 m
Di	0,0153 m
B	0,25 m
L	4 m
NB	15
C	0,006
Pt	0,0254

Tabla 6.3.4-31: Cuadro resumen de equipo

Fuente: Elaboración propia

Se recalculan todos los coeficientes nuevamente y se adjunta el resultado final en la siguiente tabla:



Área disponible = 105,05 m ² por c/unidad	
Area total disponible = 210,11 m ²	
Coefficientes del lado de los tubos	
a'_t (área de 1 tubo)	0,000183854 m ²
a_t (area de flujo total)	0,020223924 m ²
G_t	621,046 kg/s-m ²
V_t	0,646 m/s
Re	12.027,87 turbulento
Pr	11,58
Nu	94,82
h_i	1.409,23 W/m ² -K
h_{io}	1.134,80 W/m ² -K
Coefficientes del lado de la coraza	
a_s (área de flujo)	0,040748031 m ²
G_s	302,35 kg/s-m ²
Re	15.840,3
Pr	6,78
Nu	138,21
h_o	1.344,95 W/m ² -K
Corrección de los coeficientes peliculares por la temperatura de pared T_w	
T_w	362,88 K
Tubos	
Nu	98,889
h_i	1469,70 W/m ² -K
h_{io}	1183,5 W/m ² -k
Corazza	
Nu	133,719
h_o	1301,29 W/m ² -K
Coefficiente global U	
U	496,67 W/m ² -K
U limpio (sin Rf)	619,80W/m ² -K



$A_{req} = Q/U \cdot DTML$	180,32 m ²
Pérdida de carga	
Tubos	Corazza
$\Delta P_{rectos} = 6.100,98 \text{ Pa}$ $\Delta P_{retornos} = 3.209,19 \text{ Pa}$	$\Delta P_{corazza} (1 \text{ unidad}) = 6.340,37 \text{ Pa}$

Tabla 6.3.4-32: Cuadro resumen de cálculos

Fuente: Elaboración propia

Se procede a verificar el equipo en cuanto a sobredimensionamiento, pérdida de carga y $U_{limpio} > U_{req}$

Verificación de área

$$\% \text{ sobredimensionamiento} = 100 \cdot (210,11 \text{ m}^2 - 180,32 \text{ m}^2) / 180,32 \text{ m}^2$$

$$\% \text{ sobredimensionamiento} = 16,5 \% \text{ (verifica)}$$

Típicamente se sobredimensionan en la práctica de 10 a 20%

Verificación de Pérdida de carga

- Lado tubos

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{rectos} + \Delta P_{retornos}$$

$$\Delta P_{total} (1 \text{ unidad}) = 6.100,98 \text{ Pa} + 3.209,19 \text{ Pa} = 9.310,17 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{total} (\text{en conjunto}) = 18.620,34 \text{ Pa} = 0,19 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\Delta P_{max \text{ permisible}} = 0,298 \text{ kg/cm}^2$$

- Lado coraza

$$\Delta P_{corazza} (1 \text{ unidad}) = 6.340,37 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{corazza} (\text{conjunto}) = 12.680,74 \text{ Pa} = 0,13 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{max \text{ permisible}} = 0,24 \text{ kg/cm}^2$$



La pérdida de carga está dentro de los límites permisibles, por lo tanto, el equipo verifica la pérdida de carga.

Verificación $U_{limpio} > U_{requerido}$

$$U_{req} = \frac{Q}{A_{equip\ total} * DTML} = \frac{2.180.765,72\ J/s}{210,11\ m^2 * 24,35\ K}$$

$$U_{req} = 426,24\ W/m^2-K$$

$$U_{limpio} = 619,8\ W/m^2-K$$

El equipo de dos unidades en serie es apto para cumplir con la transferencia de calor y cumple con la pérdida de carga y % sobredimensionamiento. Se adjunta una tabla resumen del equipo diseñado.



EQUIPO DISEÑADO	
Fluido tubo	MDEA Sucia
Fluido coraza	MDEA Regenerada
DS	27 pulg
	0,69 m
N°Tubos	440 c/corazza
Do	0,019 m
Di	0,0153 m
B	0,25 m
L	4 m
NB	15
C	0,006 m
Pt	0,0254 m
área (de 1 unidad)	105,05 m ²
área conjunta	210,1 m ²
ΔP tubo (conj)	0,19 kg/cm ²
ΔP coraza (conj)	0,13 kg/cm ²
ΔP tubo max	0,298 kg/cm ²
ΔP coraza max	0,24 kg/cm ²
Pasos por coraza (conj)	2
Pasos por tubos (conj)	8
h tubos	1.183,5 W/m ² -k
h coraza	1.301,29 W/m ² -K
U	496,67 W/m ² -K
Q	2.180.765,72 J/s
Material tubos	Acero inoxidable 316
Material coraza	Acero al carbono 516

Tabla 6.3.4-33: Cuadro resumen de equipo diseñado

Fuente: Elaboración propia

A continuación, se adjunta la hoja de datos del intercambiador.



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR	
UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN: INTERCAMBIADOR		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: E-8205		REVISION:	
SERVICIO: Acondiona la corriente antes de ingresar a la torre T-8204		LOCACIÓN: SECCION 8200	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		INTERCAMBIADOR	HOJA: 1 de 3
FUNCIÓN	Acondiona la solución de MDEA antes de poder entrar en la columna regeneradora T-8204		
CONDICIONES DE OPERACION			
COLOCACION DEL FLUIDO	LADO CORAZA	LADO TUBOS	
NOMBRE DEL FLUIDO	MDEA REGENERADA	MDEA SUCIA	
CAUDAL [kg/h]	44.345,85	45.227,28	
GAS	-	-	
LIQUIDO	100%	100%	
VAPOR	-	-	
NO CONDENSABLE	-	-	
FLUIDO CONDENSADO O EVAPORADO	-	-	
DENSIDAD LIQUIDO [kg/m ³]	933,72	979,19	
VISCOSIDAD LIQUIDO [kg/m-s]	0,00046	0,00077	
CAPACIDAD CALORIFICA DEL LIQ [J/kg-K]	3.555,17	3.305,76	
CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL LIQUIDO	0,22379	0,23479	
PESO MOLECULAR	31,45	31,6	
VISCOSIDAD VAPOR	-	-	
CAPACIDAD CALORIFICA DEL VAPOR	-	-	
CONDUCTIVIDAD TERMICA VAPOR	-	-	
TEMPERATURA EDA [°C]	130	48	
TEMPERATURA SDA [°C]	76	100	
PRESION DE OPERACIÓN [kg/cm ²]	2,4	2,86	
VELOCIDAD [m/s]	0,316	0,646	
PERDIDA DE CARGA (en conjunto) [kg/cm ²]	0,13	0,19	
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	0,0004	m ² -K/W	
CALOR INTERCAMBIADO	2.180.765,72	J/s	
COEFICIENTE DE TRANSMISION U	496,67	W/m ² -K	

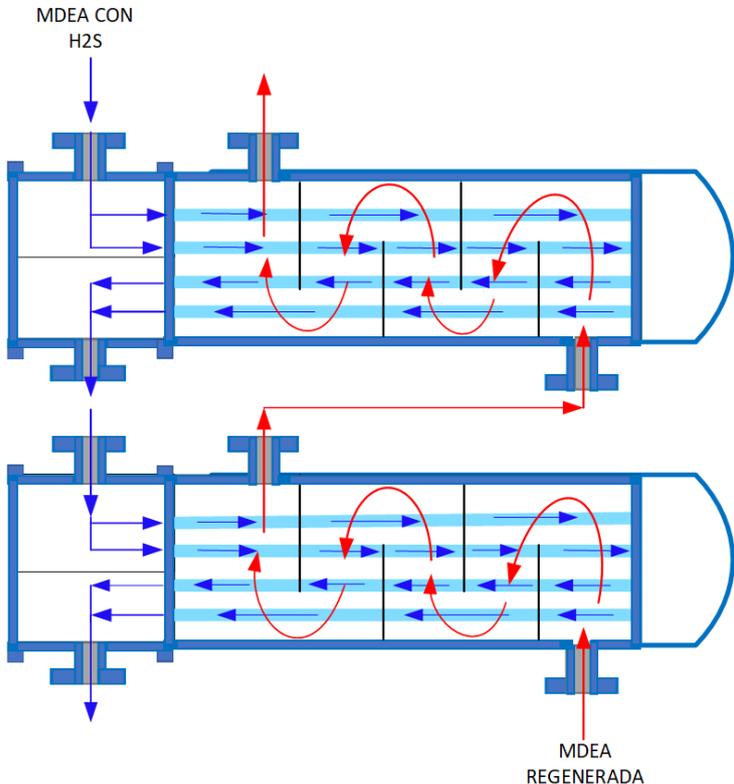


Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

UTN <small>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL</small>		HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR			
UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN			
DENOMINACIÓN: INTERCAMBIADOR		FECHA: 3/3/2023			
UNIDAD: E-8205		REVISION:			
SERVICIO: Acondiona la corriente antes de ingresar a la torre T-8204		LOCACIÓN: SECCION 8200			
DATOS GENERALES					
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	INTERCAMBIADOR		HOJA: 2 de 3		
DATOS CONSTRUCTIVOS					
	LADO CORAZA		LADO TUBOS		
PRESION DE DISEÑO [kg/cm ²]	4,35		4,89		
TEMPERATURA DE DISEÑO [°C]	180		150		
N° PASOS (por unidad)	1		4		
N ° PASOS Totales	2		8		
CONEXIONES	ENTRADA	HOLD		HOLD	
	SALIDA	HOLD		HOLD	
SEPARADOR DE PASO	SI	1		4	
N° DE TUBOS (por unidad)	440	BWG	16	LONGITUD: 4 m PITCH: 25,4 mm	
TIPO DE TUBO	LISO		MATERIAL	ACERO INOXIDABLE 316	
ARREGLO TUBOS	CUADRADO				
CORAZA	0,69	m	MATERIAL	ACERO AL CARBONO 516	
CANAL O CASQUETE	HOLD		MATERIAL	ACERO AL CARBONO 516	
ESPEJO ESTACIONARIO	HOLD				
CUBIERTA DEL CABEZAL	B				
BAFFLES- TRANSVERSALES	SI	%Corte	25%	ESPACIADO: 0,25 m	
SOPORTES - TUBO	HOLD	CURVATURA U		NO	
SELLADO SOLIDO	HOLD				
JUNTA DE EXPANSION	HOLD	TIPO		HOLD	
p.V TOBERA DE ENTRADA	HOLD				
EMPAQUETADURA/CORAZA	HOLD				
CABEZAL FLOTANTE	SI				
REQUERIMIENTOS DEL CODIGO	HOLD		CLASE	TEMA	
OBSERVACIONES					
EL INTERCAMBIADOR E-8205 ESTÁ CONFORMADO POR DOS UNIDADES (1-4) PUESTAS EN SERIE PARA FORMAR LA CONFIGURACION (2-8)					



		HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR	
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN
DENOMINACIÓN: INTERCAMBIADOR		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: E-8205		REVISION:	
SERVICIO: Acondiona la corriente antes de ingresar a la torre T-8204		LOCACIÓN: SECCION 8200	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		INTERCAMBIADOR	HOJA: 3 de 3
ESQUEMA			
			
OBSERVACIONES			
CLASE		TEMA	
Cabezal anterior		A	Canal con tapa desmontable
Coraza		E	Coraza de un paso, tiene placas de apoyo y desviadores transversales
Cabezal posterior		S	Permite extraer el mazo de tubos y hacer la limpieza química y mecánica del interior de los mismos. El cabezal flotante aprisiona la placa de tubos contra un anillo de respaldo con el que esta abulonado



6.3.5.BOMBA P-8201

Selección de bomba de proceso P-8201

La clase de información necesaria para la especificación de una bomba centrífuga cubre un amplio espectro de detalles, entre ellos están los referidos al fluido de proceso (propiedades fisicoquímicas y caudal) y datos constructivos del equipo (diámetro del impulsor, eficiencia, diámetro de succión y aspiración). Para la correcta selección de una bomba centrífuga, que cubra los requerimientos del proceso, debemos tener en cuenta principalmente:

- Altura de la bomba (energía mecánica entrega al fluido).
- Caudal de la bomba.
- ANPA / NPSH (altura neta positiva de aspiración)
- Eficiencia

Requerimientos del proceso

Las propiedades de la corriente 28-A a impulsar son:

$$Q = 44.345,85 \text{ [kg/h]}$$

$$\rho = 979,35 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu = 0,00077 \text{ [kg/m}^*\text{s]} = 0,77 \text{ cP}$$

$$q = 45,28 \text{ [m}^3\text{/h]}$$

$$T = 76 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 2,27 \text{ kg/cm}^2$$

Se bombeará un caudal de 45,28 m³ /h de MDEA, desde el intercambiador de calor E-8205 que se encuentra a presión de 2,27 kg/cm² hasta la columna de absorción T-8203 que la requiere a 3,1 kg/cm² de presión. En el recorrido, atraviesa el intercambiador E-8204 y el fluido disminuye su temperatura hasta 45°C, para luego poder ingresar a T-8203 que se alimentará por la parte



superior. En las bombas la densidad del líquido no cambia en forma apreciable y es posible considerarla constante.

El bombeo funcionará a régimen continuo, impulsados con el sistema P-8201 A/B que conforman la unidad de bombeo de la sección SCOT 8200.

Determinación del diámetro óptimo de cañería para succión y descarga

En la succión ingresa la corriente 28-A a la bomba y cuando ocurre la descarga se convierte en 28-B a la salida de a bomba.

Para la determinación del diámetro de cañería se necesita analizar la velocidad del fluido que alcanza en el interior de la misma. Cada fluido tiene estipulado un valor máximo de velocidad que no debe sobrepasar para no producir defectos y deterioros en el sistema de cañerías. Los valores aproximados de la velocidad que se utilizan en la practica dependen del tipo de fluido que se trate y se encuentran en la tabla que se adjuntará debajo.

De la siguiente tabla para la velocidad aconsejada, se optó por seleccionar los valores de la fila de “Líquidos poco viscosos” ya que, la MDEA a bombear, posee una viscosidad de 0,77 cP. Es considerado buena practica tomar el valor maximo del rango, lo cual nos va a definir el diametro minimo de la tuberia.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Tabla 6.3.5-1: Velocidades aconsejadas dependiendo del fluido en la cañería.

Fuente: Sinnot

Por lo explicado anteriormente, se estima para la entrada a la bomba 0,9 m/s (corriente 28-A) y para la salida a la bomba 3 m/s (corriente 28-B)



La expresión que relaciona el diámetro D_i de la tubería con el caudal Q que atraviesa la tubería es la siguiente:

$$D_i = \sqrt{\frac{4 * Q}{V_{op} * \pi}}$$

Donde:

- D_i = diámetro interno de la cañería o diámetro hidráulico [m]
- Q = caudal volumétrico del fluido [m³/h]
- V_{op} = velocidad operativa del fluido [m/h]

$$V_{op \text{ est (succión)}} = 0,9 \text{ m/s} = 3240 \text{ m/h}$$

$$V_{op \text{ est (succión)}} = 3 \text{ m/s} = 10800 \text{ m/h}$$

$$D_i \text{ (succión)} = \sqrt{\frac{4 * 45,28 \frac{m^3}{h}}{3.240 \frac{m}{h} * \pi}}$$

$$D_i \text{ (succión)} = 0,13 \text{ m} = 5,12 \text{ pulg}$$

$$D_i \text{ (descarga)} = \sqrt{\frac{4 * 45,28 \frac{m^3}{h}}{10.800 \frac{m}{h} * \pi}}$$

$$D_i \text{ (succión)} = 0,07 \text{ m} = 2,75 \text{ pulg}$$

Selección del tipo de tubería

Se opta por seleccionar tubos de acero inoxidable de diámetro nominal de 2 pulgadas y schedule 40.



Del siguiente catálogo para tuberías, se escoge el diámetro nominal, externo y el espesor de la tubería para la succión y descarga.



Steel Pipe Dimensions Chart ANSI B36.10 & 36.19

Nominal Pipe Size		Outside Diameter (mm)	Nominal Wall Thickness Schedule																	
NPS	DN		SCH 5s	SCH 10s	SCH 10	SCH 20	SCH 30	SCH 40s	SCH STD	SCH 40	SCH 60	SCH 80s	SCH XS	SCH 80	SCH 100	SCH 120	SCH 140	SCH 160	SCH XXS	
1/8	6	10.3		1.24				1.73	1.73	1.73		2.41	2.41	2.41						
1/4	8	13.7		1.65				2.24	2.24	2.24		3.02	3.02	3.02						
3/8	10	17.1		1.65				2.31	2.31	2.31		3.20	3.20	3.20						
1/2	15	21.3	1.65	2.11				2.77	2.77	2.77		3.73	3.73	3.73				4.78	7.47	
3/4	20	26.7	1.65	2.11				2.87	2.87	2.87		3.91	3.91	3.91				5.56	7.82	
1	25	33.4	1.65	2.77				3.38	3.38	3.38		4.55	4.55	4.55				6.35	9.09	
1 1/4	32	42.2	1.65	2.77				3.56	3.56	3.56		4.85	4.85	4.85				6.35	9.70	
1 1/2	40	48.3	1.65	2.77				3.68	3.68	3.68		5.08	5.08	5.08				7.14	10.15	
2	50	60.3	1.65	2.77				3.91	3.91	3.91		5.54	5.54	5.54				8.74	11.07	
2 1/2	65	73	2.11	3.05				5.16	5.16	5.16		7.01	7.01	7.01				9.53	14.02	
3	80	88.9	2.11	3.05				5.49	5.49	5.49		7.62	7.62	7.62				11.13	15.24	
3 1/2	90	101.6	2.11	3.05				5.74	5.74	5.74		8.08	8.08	8.08						
4	100	114.3	2.11	3.05				6.02	6.02	6.02		8.56	8.56	8.56		11.13		13.49	17.12	
5	125	141.3	2.77	3.40				6.55	6.55	6.55		9.53	9.53	9.53		12.70		15.88	19.05	
6	150	168.3	2.77	3.40				7.11	7.11	7.11		10.97	10.97	10.97		14.27		18.26	21.95	
8	200	219.1	2.77	3.76		6.35	7.04	8.18	8.18	8.18	10.31	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	20.62	23.01	22.23	
10	250	273.1	3.40	4.19		6.35	7.80	9.27	9.27	9.27	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	21.44	25.40	28.58	25.40	
12	300	323.9	3.96	4.57		6.35	8.38	9.53	9.53	10.31	14.27	12.70	12.70	17.48	21.44	25.40	28.58	33.32	25.40	
14	350	355.6	3.96	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	11.13	15.09		12.70	19.05	23.83	27.79	31.75	35.71		
16	400	406.4	4.19	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	12.70	16.66		12.70	21.44	26.19	30.96	36.53	40.49		
18	450	457.2	4.19	4.78	6.35	7.92	11.13		9.53	14.27	19.05		12.70	23.83	29.36	34.93	39.67	45.24		
20	500	508	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53	15.09	20.62		12.70	26.19	32.54	38.10	44.45	50.01		
22		559	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53		22.23		12.70	28.58	34.93	41.28	47.63	53.98		
24	600	610	5.54	6.35	6.35	9.53	14.27		9.53	17.48	24.61		12.70	30.96	38.89	46.02	52.37	59.54		
26		660			7.92	12.70			9.53				12.70							
28	700	711			7.92	12.70	15.88		9.53				12.70							
30		762	6.35	7.92	7.92	12.70	15.88		9.53				12.70							
32	800	813			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70							
34		884			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70							
36	900	914			7.92	12.70	15.88		9.53	19.05			12.70							
38		965							9.53				12.70							

Tabla 6.3.5-2: Dimensiones de tubos de acero. Fuente: Octal Steel



Diámetro Nominal (pol.)	Diámetro Externo (mm)	Diámetro Interno (mm)	Espejura (mm)	Peso (kg/m)
3/8	17,15	12,52	2,31	0,291
1/2	21,34	15,80	2,77	0,436
3/4	26,67	20,93	2,87	0,582
1	33,40	26,64	3,38	0,885
1 1/4	42,16	35,05	3,56	1,170
1 1/2	48,26	40,90	3,68	1,399
2	60,33	52,51	3,91	1,881
2 1/2	73,03	62,71	5,16	2,982
3	88,90	77,92	5,49	3,901
3 1/2	101,60	90,12	5,74	4,689
4	114,30	102,26	6,02	5,555
4 1/2	127,00	114,46	6,27	6,424
5	141,30	128,20	6,55	7,580
6	168,28	154,05	7,11	9,767
8	219,10	202,74	8,18	14,689

Tabla 6.3.5-3: Tabla para la obtención del Diámetro interno en [mm].

Fuente: Terra Contour

La cañería seleccionada tiene las siguientes dimensiones:

Succión

Diámetro Nominal: 6 pulgadas

Diámetro Exterior: 168,3 mm = 6,625 pulgadas

Espesor: 7,11 mm = 0,280 pulgadas

Diámetro Interior: 154,05 mm = 6,065 pulgadas

Descarga

Diámetro Nominal: 3 pulgadas

Diámetro Exterior: 88,9 mm = 3,5 pulgadas

Espesor: 5,49 mm = 0,216 pulgadas

Diámetro Interior: 77,92 mm = 3,068 pulgadas

Recalculando las velocidades nos queda:

$$V_{op} = \frac{4 * Q}{\pi * D_i^2}$$

$$V_{op} (succión) = \frac{4 * 45,28 \frac{m^3}{h}}{\pi * (0,15405 m)^2} * \frac{1 h}{3600 s} = 0,68 \frac{m}{s}$$



El valor se encuentra dentro del rango tabulado 0,3 – 0,97 m/s

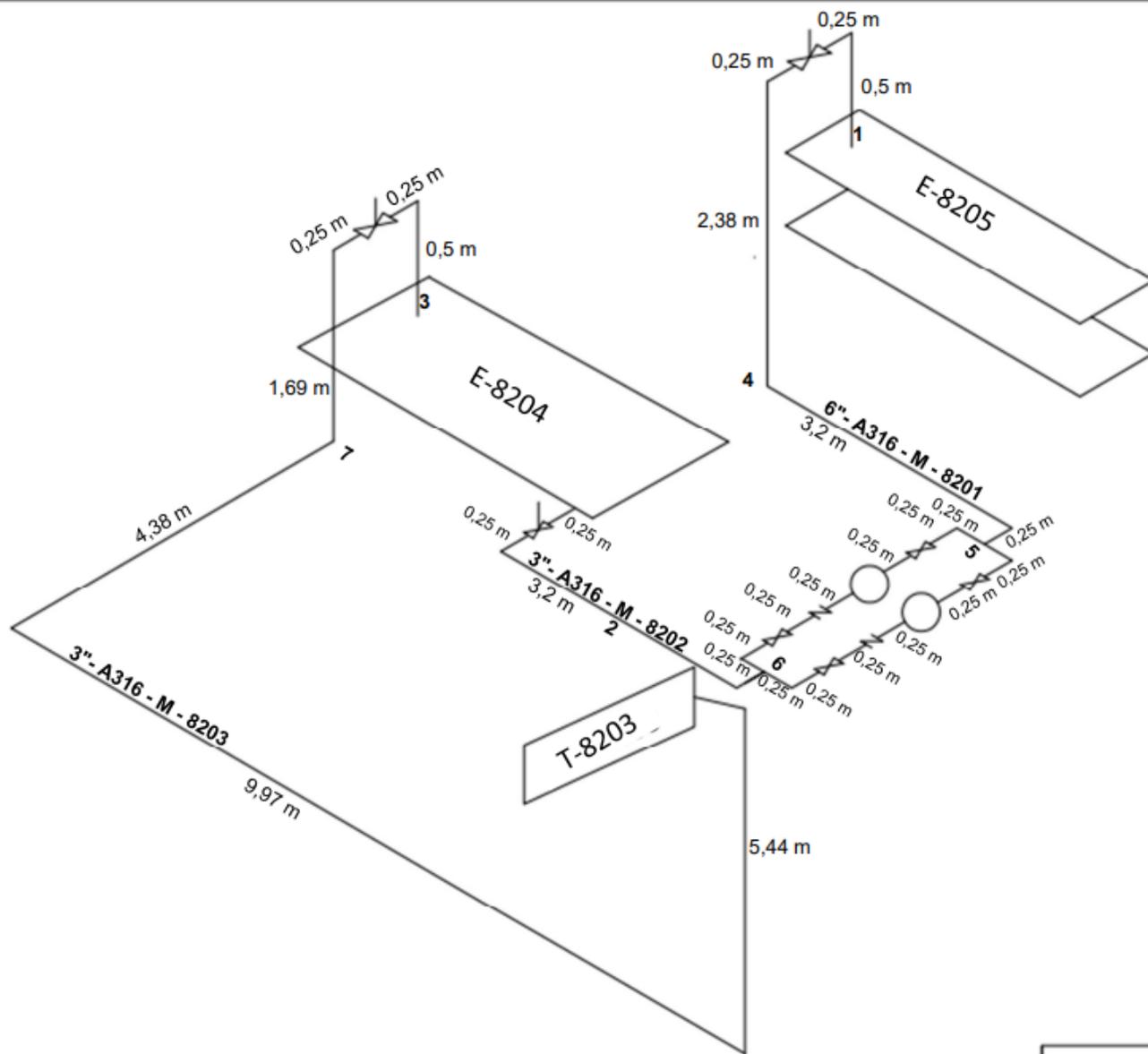
$$V_{op \text{ (descarga)}} = \frac{4 * 45,28 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\pi * (0,07792 \text{ m})^2} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 2,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El valor se encuentra dentro del rango tabulado 1,2 – 3 m/s

Evaluación de las presiones de succión y descarga de la bomba

Para determinar las presiones de succión y descarga se tiene que realizar un balance de energía mecánica. Para ello se divide al sistema en dos partes, succión y descarga, la primera correspondiente a la sección desde la parte superior del intercambiador E-8205 hasta la bomba P-8201; y la siguiente sección desde la bomba P-8201 hasta la parte superior de la columna T-8203.

A continuación, se adjunta el isométrico correspondiente.



LEYENDA	
	VALVULA GLOBO
	VALVULA ESCLUSA
	BOMBA CENTRIFUGA
	VALVULA DE RETENCIÓN



FECHA:
3/3/2023

DIBUJO:
3

REFERENCIAS			
<u>TUBERIAS</u>			
N°	DESCRIPCIÓN	TAMAÑO	CANTIDAD
1	TUBERIA ASTM A316 SCH 40	6 "	8.33 m
2	TUBERIA ASTM A316 SCH 40	3 "	5.95 m
3	TUBERIA ASTM A316 SCH 40	3 "	22.45 m
<u>ACCESORIOS</u>			
N°	DESCRIPCIÓN	TAMAÑO	CANTIDAD
4	CODO 90° ASTM A316 SCH 40	6 "	6 u
5	RAMAL T ASTM A316 SCH 40	6 "	1 u
6	RAMAL T ASTM A316 SCH 40	3 "	1 u
7	CODO 90° ASTM A316 SCH 40	3 "	9 u

ISOMÉTRICO DE BOMBA P-8201

MEJORA Y AMPLIACIÓN DE PLANTA CLAUS

ALUMNOS: ALVEZ M. – INSAURRALDE A. – RODRIGUEZ M.

DOCENTES:
VRCIC, J. D.
RUEDA, H.

CATEDRA:
INTEGRACIÓN V
PROYECTO FINAL



BALANCE EN ZONA DE SUCCIÓN

Planteando un balance de energía mecánica a partir de la ecuación de Bernoulli, entre el punto 1 y el punto S;

Considerando un sistema isotérmico e incompresible, a fin de poder determinar la presión de succión (Ps), la ecuación de Bernoulli es:

$$\frac{P_1}{\rho * g} + Z_1 + \frac{1}{2} * \frac{V_1^2}{g} - Ev = \frac{P_s}{\rho * g} + Z_s + \frac{1}{2} * \frac{V_s^2}{g}$$

Dónde

- P1 = presión en el punto 1 [Pa = J/m³ = kg/m·s² = N/m²]
- Ps= presión en el punto S de succión [Pa = J/m³ = kg/m·s² = N/m²]
- Z1 = elevación de altura en el punto 1 [m]
- Zs = elevación de altura en el punto S de succión
- V1= velocidad operativa en el punto 1 [m/s]
- Vs= velocidad operativa en el punto S de succión [m/s]
- ρ = densidad del fluido [kg/m³]
- g= aceleración de la gravedad
- Ev= pérdidas de carga del fluido antes de llegar a la bomba [m]

Suponiendo despreciable la diferencia de velocidad del fluido entre los puntos de evaluación (boca de salida del intercambiador E-8205 y boca de entrada a la bomba P-8201), V1=Vs; por lo que la ecuación de Bernoulli nos queda:

$$\frac{P_1}{\rho * g} + Z_1 + \frac{1}{2} * \frac{V_1^2}{g} - Ev = \frac{P_s}{\rho * g} + Z_s + \frac{1}{2} * \frac{V_s^2}{g}$$
$$\frac{P_1}{\rho * g} + Z_1 - Ev = \frac{P_s}{\rho * g} + Z_s$$



$$\frac{P_s - P_1}{\rho * g} + (Z_s - Z_1) + Ev = 0$$

$$(P_s - P_1) = \rho * g * [-(Z_s - Z_1) - Ev]$$

Despejando Ps:

$$P_s = \rho * g * [(Z_1 - Z_s) - Ev] + P_1$$

Cálculo de E_v de succión

El termino E_v incluye los tipos de perdida de carga del fluido en su paso por el sistema de cañerías.

El roce del fluido con las paredes del tubo es la principal causa de las pérdidas de presión, que la llamaremos *pérdida de carga por fricción en tramos rectos* h_F

Por otro lado, los accesorios en la cañería provocan una pérdida de carga que debe ser evaluada que la llamaremos *pérdida de carga por accesorios* h_A . Los accesorios pueden ser parametrizados como parte de una sección recta de la tubería, utilizando la longitud equivalente L_{eq} . Esta longitud equivalente se define como la longitud de un tramo recto de tubería capaz de producir la misma perdida de carga que los accesorios.

$$E_v = h_F + \sum h_A$$

Para obtener h_F se usa la ecuación de Darcy-Weisbach para la pérdida de carga en conductos:

$$h_F = f * \frac{L_{recto}}{Di} * \frac{V^2}{2 * g}$$

Para h_A se utiliza la correlación de Darcy:

$$h_A = f * \frac{L_{eq}}{Di} * \frac{V^2}{2 * g}$$

Reemplazándolas en la expresión de E_v :



$$E_v = f * \frac{L_{recto}}{D_i} * \frac{V^2}{2 * g} + \sum n^{\circ} accesorios * f * \frac{L_{eq}}{D_i} * \frac{V^2}{2 * g}$$

Sacando factor común:

$$E_v = f * \frac{V^2}{D_i * 2 * g} * [L_{recto} + \sum n^{\circ} accesorios * L_{eq}]$$

Dónde:

- f = coeficiente de fricción de Darcy
- L_{recto} = longitud en tramos rectos de la zona de succión [m]
- L_{eq} = longitud equivalente del accesorio en función del diámetro de la cañería [m]
- V = velocidad de operación en la zona de succión [m/s]
- D_i = diámetro interno de la cañería de succión [m]
- g = aceleración de la gravedad [m/s²]

a) obtención del factor de fricción f

El factor de fricción f es tanto función de número de Reynolds como de la rugosidad relativa e .

El número de Reynolds lo obtenemos de:

$$Re = \frac{D_i * V_{op} * \rho}{\mu}$$

Dónde:

- ρ = densidad del fluido [kg/m³]
- μ = viscosidad del fluido [kg/m*s]
- V_{op} = velocidad de operación en la zona de succión [m/s]
- D_i = diámetro interno de la cañería de succión [m]



$$Re = \frac{0,15405 \text{ m} * 0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 979,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00077 \frac{\text{kg}}{\text{m} - \text{s}}}$$

$$Re = 133.234,84 \text{ (turbulento)}$$

La rugosidad relativa e la obtenemos de:

$$e = \frac{\epsilon}{D_i} = \frac{\text{rugosidad absoluta}}{\text{diametro interno de cañeria}}$$

La rugosidad es una unidad de medida que define cuan rugosa es la textura de una superficie. Su obtención es en base a las desviaciones verticales a partir de la forma ideal de dicha superficie. Según ésta, podemos pues encontrar superficies más o menos rugosas en oposición a otras más lisas.

La rugosidad y su medida en aceros inoxidable es uno de los parámetros técnicos frecuentemente evaluado e incluso muchas veces definido por el cliente.

La rugosidad absoluta la sacamos por recomendación de la empresa *Beall Industry Group* que se especializa en elaborar tuberías de acero inoxidable y la misma dice en su sitio web:

En la selección, se deben considerar factores como la corrosión, la abrasión, la incrustación y el uso del fluido en la pared de la tubería. Por ejemplo, para tuberías de acero sin costura, cuando el fluido es gas petróleo, vapor saturado, aire comprimido seco y otro fluido menos corrosivo, se puede seleccionar una rugosidad absoluta $\epsilon = 0.2 \text{ mm}$; al transportar agua, si es condensado (con aire), se puede seleccionar $\epsilon = 0.5 \text{ mm}$; para agua pura, $\epsilon = 0.2 \text{ mm}$; para agua no tratada, $\epsilon = 0.3-0.5 \text{ mm}$; para ácido, álcali y otros fluidos más corrosivos, se puede seleccionar $\epsilon = 1 \text{ mm}$ o más



La rugosidad de la superficie generalmente se forma mediante el método de procesamiento utilizado y otros factores, como la fricción entre la herramienta y la superficie de la pieza durante el procesamiento, la deformación plástica del metal de la capa superficial durante la separación de la viruta y la vibración de alta frecuencia en el sistema de proceso.

Como la solución de MDEA es concentrada y en su regeneración suele arrastrar un pequeño porcentaje de H_2S , que es corrosivo. Por lo que tomamos el valor de **1 mm** como rugosidad absoluta para el cálculo de la rugosidad relativa.

$$e = \frac{\epsilon}{D_i} = \frac{1 \text{ mm}}{154,05 \text{ mm}} = 0,0065$$

Con el diagrama de Moody se determina el factor f ingresando con el Numero de Reynolds hasta cortar la curva de rugosidad relativa ϵ/D y leemos su valor en el eje Y.

Por lo tanto, el factor de fricción resulta de 0,033.

Debajo se adjunta el gráfico y la lectura del valor en el gráfico.

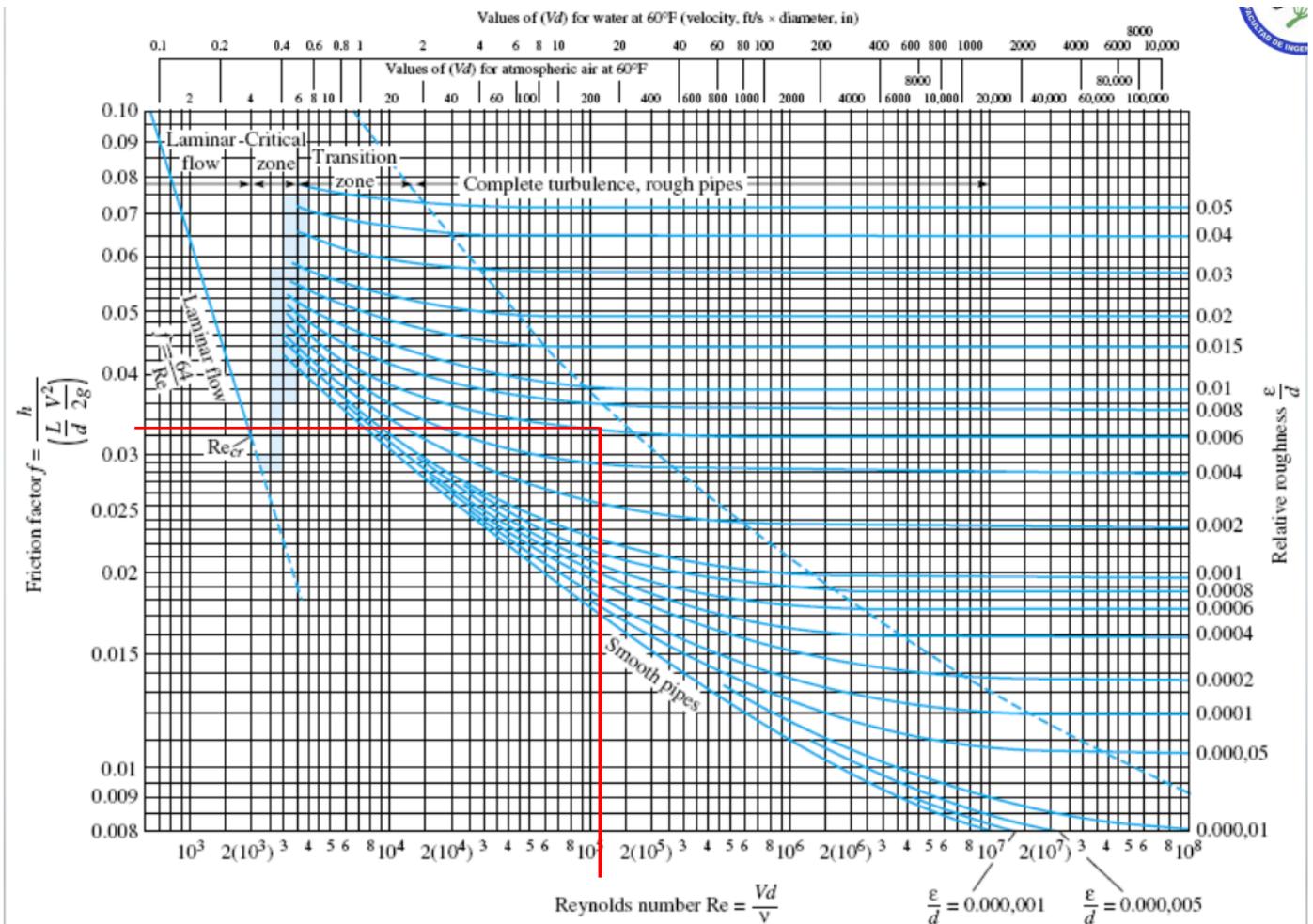


Imagen 6.3.5-1: Diagrama de Moody. Fuente: Frank M. White-Mecánica de los fluidos

b) Obtención de las longitudes equivalentes de los accesorios y tramos rectos
Se determinan las longitudes equivalentes de los accesorios en función del diámetro de cañería a partir del grafico siguiente:

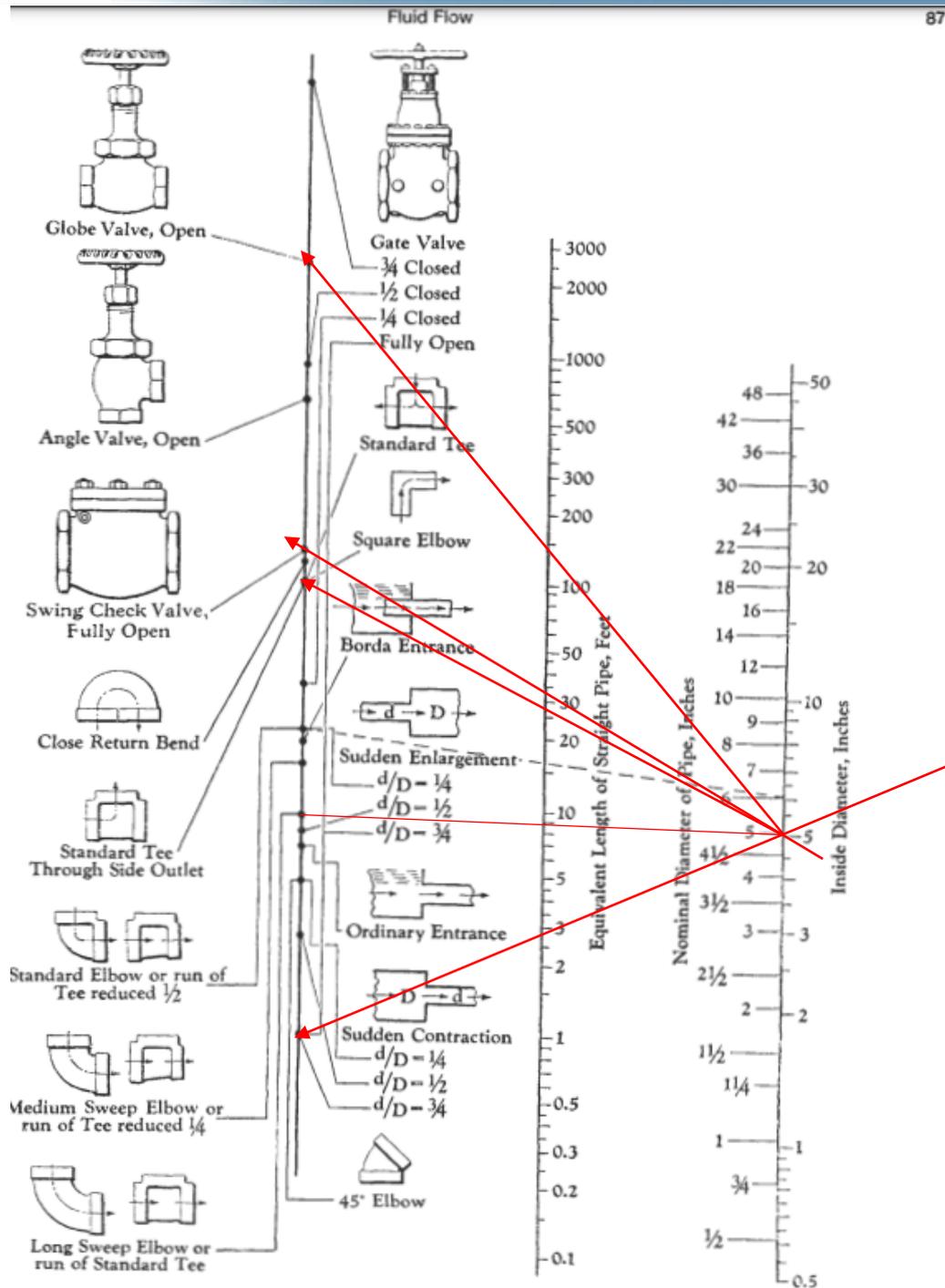


Imagen 6.3.5-2 Accesorios..Fuente: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Ludwig E



ZONA DE SUCCION			
Accesorio	Cantidad	Longitud equivalente [m]	N° accesorio*L _{eq}
Válvula de retención	0	9,29	0
Válvula esclusa	1	0,91	0,91
Válvula globo	1	45,11	45,11
Conexión T	1	8,38	8,38
Codo 90° radio largo	5	2,74	13,7
$\sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}$			68,1 m
Longitud recta de succión			
0,5 + 0,55 + 2,38 + 3,2 + 0,25 + 0,25 + 0,25 + 0,25 = 7,63 m			
$L_{recto} + \sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}$		75,73 m	

Tabla 6.3.5-4: cálculos de longitud en zona de succión. **Fuente:** Elaboración propia.

Volviendo a la expresión de EV y reemplazamos

$$E_v = f * \frac{V^2}{D_i * 2} * [L_{recto} + \sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}]$$

$$E_v = 0,033 * \frac{(0,68)^2 \frac{m^2}{s^2}}{0,15405 m * 2 * 9,81 \frac{m}{s^2}} * 75,73 m$$

$$E_v (\text{succión}) = 0,38 m$$

Ahora si estamos en condiciones de calcular la presión de succión P_s



$$P_s = \rho * g * [(Z_1 - Z_s) - Ev] + P_1$$

Z1 está en la boquilla de alimentación de E-8205, este está a 1,88 m del nivel del suelo y poniendo el 0 de referencia positivo en la boquilla, la altura Z1 sería de -1,88 m mientras que Zs está sobre el nivel del suelo por lo tanto Zs= 0 m

Recordando para unidades Pa= N/m²

$$P_s = 979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * [(-1,88 m - 0m) - 0,38 m] + 222.610,96 Pa$$

$$P_s = 979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * (-2,26)m + +222.610,96 \frac{N}{m^2}$$

$$P_s = -21.712,78 \frac{N}{m^2} + 222.610,96 \frac{N}{m^2}$$

$$P_s = 200.898,18 Pa = 2,05 \frac{kg}{cm^2}$$

ZONA DE DESCARGA

El procedimiento es análogo a la zona de succión con la particularidad de que pasa por el intercambiador E-8204 en el trayecto de la descarga hasta la torre. Planteando el balance de energía mecánica desde el punto D (salida de la bomba) hasta el punto 2 [entrada a la torre T-8203]

Suponiendo despreciable la diferencia de velocidad del fluido entre los puntos de evaluación, Vd=V2; por lo que la ecuación de Bernoulli nos queda:

$$\frac{P_d}{\rho * g} + Z_d + \frac{1}{2} * \frac{V_d^2}{g} - Ev = \frac{P_2}{\rho * g} + Z_2 + \frac{1}{2} * \frac{V_2^2}{g}$$

$$\frac{P_d}{\rho * g} + Z_d - Ev = \frac{P_2}{\rho * g} + Z_2$$

$$\frac{P_d - P_2}{\rho * g} + (Z_d - Z_2) - Ev = 0$$



$$(P_d - P_2) = \rho * g * [-(Z_d - Z_2) + E_v]$$

$$P_d = \rho * g * [(Z_2 - Z_d) + E_v] + P_2$$

Cálculo de E_v de descarga

$$E_v(\text{descarga}) = f * \frac{V^2}{D_i * 2 * g} * [L_{\text{recto}} + \sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{\text{eq}}]$$

a) obtención del factor de fricción f

$$Re = \frac{D_i * V_{op} * \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,07792 \text{ m} * 2,64 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 979,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00077 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$Re = 261.637,55 \text{ (turbulento)}$$

$$e = \frac{\epsilon}{D_i} = \frac{1 \text{ mm}}{77,92 \text{ mm}} = 0,013$$

Con el diagrama de Moody se determina el factor f ingresando con el Numero de Reynolds hasta cortar la curva de rugosidad relativa ϵ/D y leemos su valor en el eje Y.

Por lo tanto, el factor de fricción resulta de 0,044

Debajo se adjunta el gráfico y la lectura del valor en el gráfico.

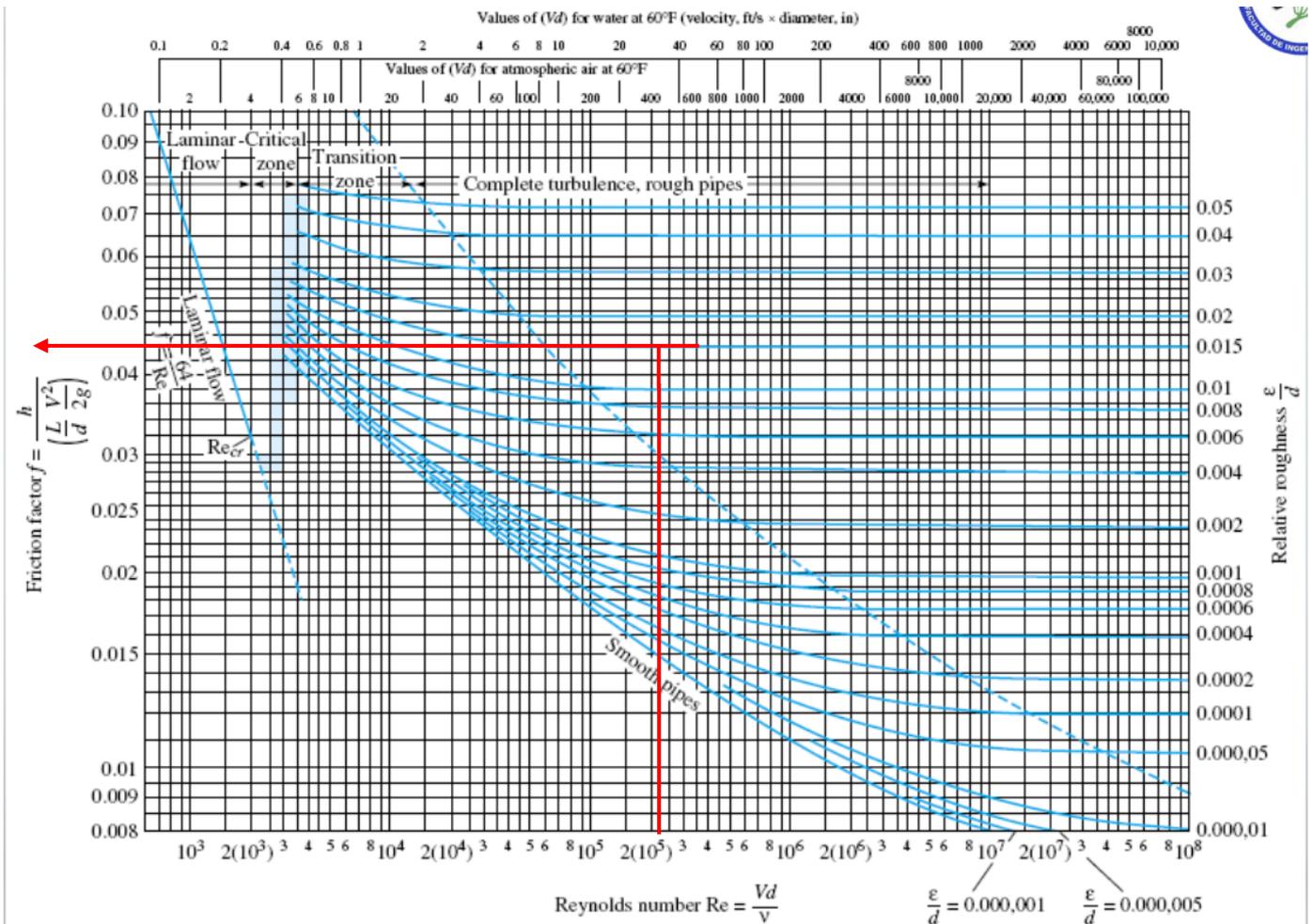


Imagen 6.3.5-3: Diagrama de Moody. Fuente: Frank M. White-Mecánica de los fluidos

b) Obtención de las longitudes equivalentes de los accesorios y tramos rectos

Se determinan las longitudes equivalentes de los accesorios en función del diámetro de cañería a partir del grafico siguiente:

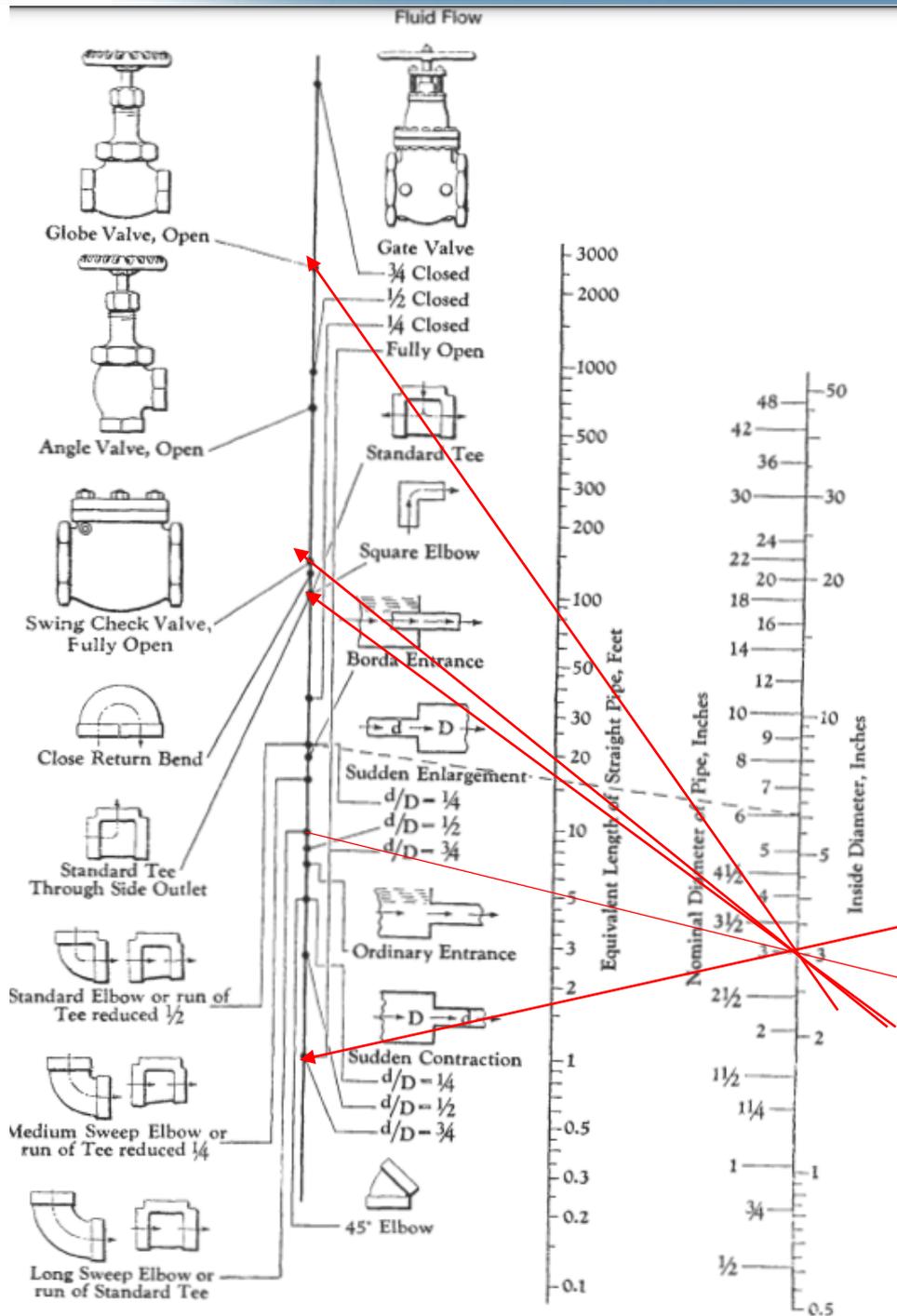


Imagen 6.3.5-4: Diagrama de Moody. Fuente: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Ludwig E



ZONA DE DESCARGA			
Accesorio	Cantidad	Longitud equivalente [m]	N° accesorio* L_{eq}
Válvula de retención	1	5,79	5,79
Válvula esclusa	1	0,53	0,53
Válvula globo	3	24,38	73,14
Conexión T	1	5,18	5,18
Codo 90° radio largo	7	1,68	11,76
$\sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}$			96,4 m
Longitud recta de descarga			
0,25 + 0,25 + 0,25 + 0,25 + 0,25 + 3,2 + 0,25 + 0,25 + 0,5 + 0,5 + 1,69 + 4,38 + 9,97 + 5,44 = 27,43 m			
$L_{recto} + \sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}$		123,83 m	

Tabla 6.3.5-5: cálculos de longitud en zona de descarga. **Fuente:** Elaboración propia

Volviendo a la expresión de EV y reemplazamos

$$E_v = f * \frac{V^2}{D_i * 2} * [L_{recto} + \sum n^{\circ} \text{accesorios} * L_{eq}]$$

$$E_v = 0,044 * \frac{(0,68)^2 \frac{m^2}{s^2}}{0,07792 \text{ m} * 2 * 9,81 \frac{m}{s^2}} * 123,83 \text{ m}$$

$$E_v (\text{descarga}) = 1,65 \text{ m}$$

Ahora si estamos en condiciones de calcular la presión de descarga P_d



$$Pd = \rho * g * [(Z_2 - Z_d) + Ev]] + P_2$$

Z2 está en la boquilla de alimentación de T-8203, que está a 5,44 m del nivel del suelo y poniendo el 0 de referencia positivo en la salida de la bomba, la altura Z2 sería de +5,44 m mientras que Zd está sobre el nivel del suelo por lo tanto Zd= 0 m

$$Pd = 979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * [(5,44m - 0m) + 1,65 m] + 304.006 \frac{N}{m^2}$$

$$Pd = 979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * [7,09m] + 304.006 \frac{N}{m^2}$$

$$Pd = 68.116,63 \frac{N}{m^2} + 304.006 \frac{N}{m^2}$$

$$Pd = 372.122,63 Pa = 3,8 \frac{kg}{cm^2}$$

A este valor hay que sumarla la pérdida de carga del intercambiador por lo tanto la presión de descarga nos queda:

$$Pd = 372.122,63 Pa + 18632,63 Pa = 390.755,26 Pa = 4 \frac{kg}{cm^2}$$

Determinación de la altura de la bomba

La altura dinámica, Hb, se determina realizando un balance de energía entre el punto D y S.

$$\frac{P_s}{\rho * g} + Z_s + \frac{1}{2} * \frac{V_s^2}{g} + Hb = \frac{P_d}{\rho * g} + Z_d + \frac{1}{2} * \frac{V_d^2}{g}$$

Dónde

Ps = presión en el punto de succión S [Pa = J/m³ = kg/m·s² = N/m²]

Pd= presión en el punto D de descarga [Pa = J/m³ = kg/m·s² = N/m²]

Zs = elevación de altura en el punto 1 [m]

Zd = elevación de altura en el punto S de succión

Vs= velocidad operativa de succión [m/s]

Vd= velocidad operativa de descarga [m/s]



ρ = densidad del fluido [kg/m^3]

g = aceleración de la gravedad [m/s^2]

H_b = altura de la bomba que aporta al sistema [m]

Ya que no hay diferencia de altura entre descarga y succión con respecto al eje de la bomba, $Z_s = Z_D$

$$\frac{P_s}{\rho * g} + \frac{1}{2} * \frac{V_s^2}{g} + H_b = \frac{P_d}{\rho * g} + \frac{1}{2} * \frac{V_d^2}{g}$$

$$H_b = \frac{(P_d - P_s)}{\rho * g} + \frac{1}{2} * \frac{(V_d^2 - V_s^2)}{g}$$

$$H_b = \frac{(390.755,26 - 200.898,18) \frac{N}{m^2}}{979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}} + \frac{1}{2} * \frac{(2,64^2 - 0,68^2) \frac{m^2}{s^2}}{9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$H_b = 19,76 m + 0,33 m$$

$$H_b = 20 mcl$$

Cálculo de la potencia útil de la bomba

Considerando el peso específico del fluido, la altura dinámica de la bomba y el caudal volumétrico del producto se tiene:

$$W = \rho g q H_b$$

Donde

- q = caudal del fluido [m^3/h]
- ρ = densidad [kg/m^3]
- g = aceleración de la gravedad [m/s^2]

$$W = 979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 45,28 \frac{m^3}{h} * 20 m * \frac{1 h}{3600 s}$$



$$W = 2.416,8 \text{ Watt}$$

$$W = 2,42 \text{ kW}$$

Cálculo de NPSH/ ANPA disponible

El NPSH refiere a la presión requerida por encima de la presión de vapor del líquido medida en el punto de succión, de forma tal que se evite la cavitación dentro de la unidad.

Se definen dos valores de NPSH

NPSH REQUERIDO: es característica de la bomba, proporcionado por el proveedor.

NPSH DISPONIBLE: es una característica del sistema y se calcula planteando un balance de energía entre la entrada al terreno de la cañería de alimentación y el ojo impulsor de la bomba.

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_{\text{disp}} &= \frac{P_s - P_{\text{vap}}}{\rho g} + (Z_1 - Z_2) - E_v \\ \text{NPSH}_{\text{disp}} &= \frac{(200.898,18 - 5.687,86) \frac{N}{m^2}}{979,35 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}} + 0 \text{ m} - 0,38 \text{ m} \\ \text{NPSH}_{\text{disp}} &= 20,32 \text{ m} - 0,38 \text{ m} \\ \text{NPSH}_{\text{disp}} &= 19,94 \text{ m} \end{aligned}$$

Selección de la bomba

Una vez definidos los parámetros básicos, se procede a la selección. Se opta por una bomba centrífuga modelo 3196 del catálogo de la empresa Goulds Pumps, diseñada para la impulsión de materia petroquímica. Se selecciona por medio de gráficos por el uso del caudal de operación y la altura de bombeo. La misma será el modelo 3196 STi 2 x 3-6 del diagrama de cobertura hidráulica.



Imagen 6.3.5-5: Aspecto de la bomba elegida

Fuente: Catálogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pump

Hydraulic Coverage

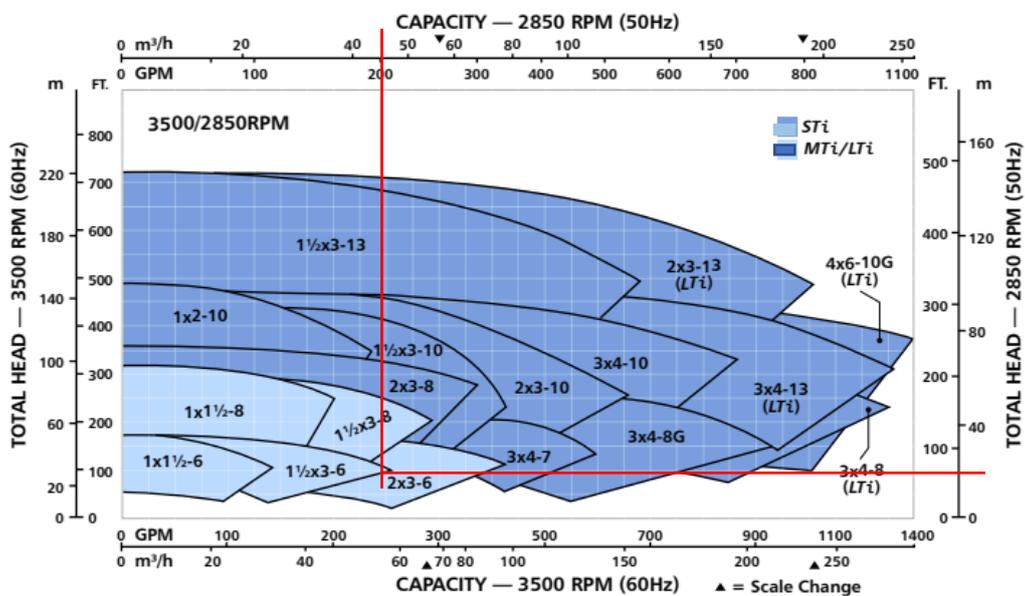


Imagen 6.3.5-6: Gráfico de cobertura hidráulica.

Fuente: catálogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pump



Bombas de proceso 3196 *i-FRAME*™ Con la característica de monitoreo patentado *i-ALERT*™

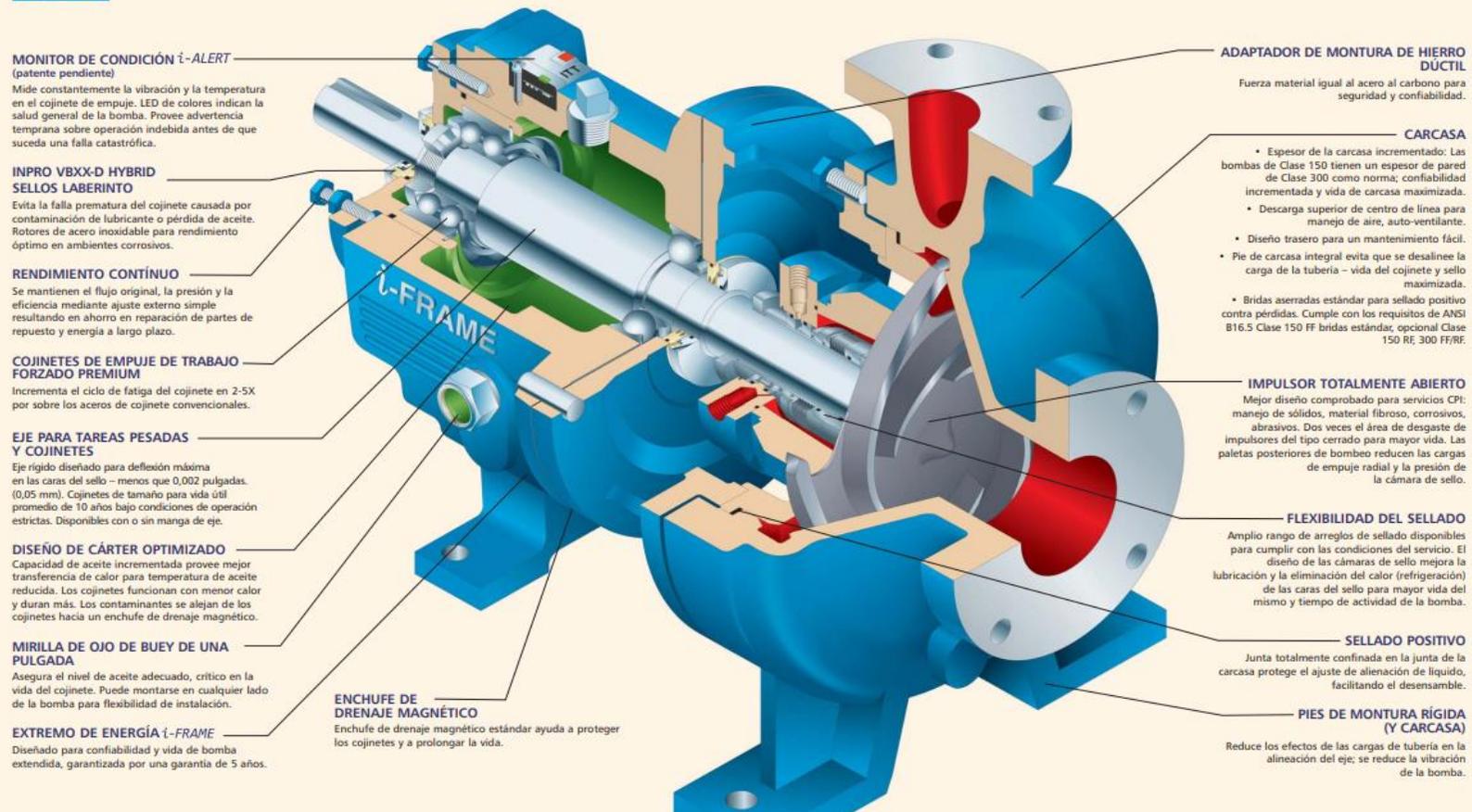
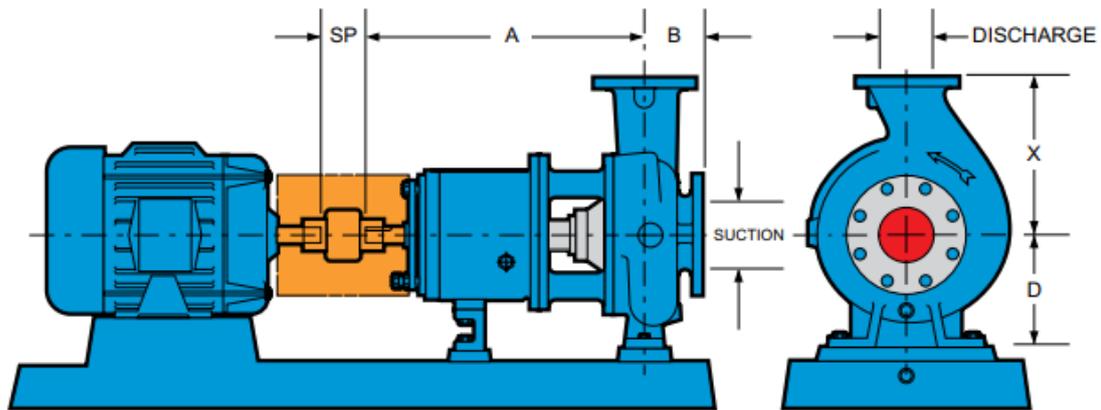


Imagen 6.3.5-7: Aspecto y partes de la bomba elegida. Fuente: catalogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pump



DIMENSIONS										
Group	Pump Size	ANSI Designation	Discharge Size	Suction Size	X	A	B	D	SP	Bare Pump Weight Lbs. (kg)
STi	1x1½-6	AA	1	1½						84 (38)
	1½x3-6	AB	1½	3						92 (42)
	2x3-6	AC	2	3	6.5 (165)	13.5 (343)	4 (102)	5.25 (133)	3.75 (95)	95 (43)
	1x1½-8	AA	1	1½						100 (45)
	1½x3-8	AB	1½	3						108 (49)
MTi/LTi	3X4-7	A70	3	4	11 (280)	19.5 (495)	4 (102)	8.25 (210)	3.75 (95)	220 (100)
	2X3-8	A60	2	3	9.5 (242)					220 (91)
	3X4-8	A70	3	4	11 (280)					220 (100)
	3X4-8G	A70	3	4	11 (280)					220 (100)
	1X2-10	A05	1	2	8.5 (216)					200 (91)
	1½X3-10	A50	1½	3	9.5 (242)					220 (100)
	2X3-10	A60	2	3	9.5 (242)					230 (104)
	3X4-10	A70	3	4	11 (280)					265 (120)
	3X4-10H	A40	3	4	12.5 (318)					275 (125)
	4X6-10G	A80	4	6	13.5 (343)					305 (138)
	4X6-10H	A80	4	6	13.5 (343)					305 (138)
	1½X3-13	A20	1½	3	10.5 (267)					245 (111)
	2X3-13	A30	2	3	11.5 (292)					275 (125)
	3X4-13	A40	3	4	12.5 (318)					330 (150)
4X6-13	A80	4	6	13.5 (343)	405 (184)					
XLTi/i-17	6X8-13	A90	6	8	16 (406)	27.875 (708)	6 (152)	14.5 (368)	5.25 (133)	560 (254)
	8X10-13	A100	8	10	18 (457)					670 (304)
	6X8-15	A110	6	8	18 (457)					610 (277)
	6X8-15N	A110	6	8	18 (457)					610 (277)
	8X10-15	A120	8	10	19 (483)					740 (336)
	8X10-15G	A120	8	10	19 (483)					710 (322)
	8X10-16H	A120	8	10	19 (483)					850 (385)
	4X6-17	A105	4	6	16 (406)					650 (295)
	3x4-17	—	3	4	16 (406)					457 (207)
	6X8-17	A110	6	8	18 (457)					730 (331)
8X10-17	A120	8	10	19 (483)	830 (376)					

All dimensions in inches and (mm). Not to be used for construction.

Imagen 6.3.5-8: Dimensiones de la bomba elegida.

Fuente: catalogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pump



Detalles de construcción Todas las dimensiones están en pulgadas y (mm).

		STi	MTi	LTi	XLTi
Eje	Diámetro en el impulsor	0,75 (19)	1 (25)	1,25 (32)	1,5 (38)
	Diámetro en la caja de carga/ cámara del sello (menos manga) (con manga)	1,375 (35) 1,125 (29)	1,75 (45) 1,5 (38)	2,125 (54) 1,875 (48)	2,5 (64) 2 (51)*
	Diámetro entre cojinetes	1,5 (38)	2,125 (54)	2,5 (64)	3,125 (79)
	Diámetro en los acoples	0,875 (22)	1,125 (29)	1,875 (48)	2,375 (60)
	Saliente	6,125 (156)	8,375 (213)	8,375 (213)	9,969 (253)
	Deflexión máxima del eje	0,002 (0,05)			
	Índice de deflexión del eje (L^3/D^4) (con manga) (menos manga)	143 64	116 63	48 29	62 25
Manga	D. E. a través de caja carga/cámara sello	1,375 (35)	1,75 (45)	2,125 (54)	2,5 (64)*
Cojinetes	Radial	6207	6309	6311	6313
	de empuje	3306	3309	7310	3316
	Tramo del cojinete	4,125 (105)	6,75 (171)	6,875 (164)	9,25 (235)
BigBore™ Cámara del sello	Calibre	2,875 (73)	3,5 (89)	3,875 (98)	4,75 (120)*
Caja de carga	Calibre	2 (51)	2,5 (64)	2,875 (73)	3,375 (86)*
Lím. de energía	HP (kW) por 100 RPM	1,1 (0,82)	3,4 (2,6)	5,6 (4,2)	14 (10,5)**
Temperatura de lubricación de	Temperatura de líquido máxima – Lubricación aceite/grasa sin refrigerante	350° F (177° C)			
	Máxima temperatura de líquido – Lubric. de aceite con opción alta temp.	700° F (370° C)			
Carcasa	Corrosión admisible	0,125 (3)			

* Los tamaños de 17 pulgadas tienen 2¼ pulgadas (57 mm) de diámetro de eje en caja de carga/cámara de sello con manga. El D. E. de la manga del eje es de 2¼ pulgadas (70 mm) para embalaje y 2½ pulgadas (64 mm) para sellos mecánicos. El calibre de la cámara de sello es de 4¼ pulgadas (121 mm). El calibre de la caja de carga es 3¼ pulgadas (92 mm).
** El límite de energía para tamaños de 17 pulgadas por 100 RPM es de 20 HP (15 kW).

Imagen 6.3.5-9: Detalles de la bomba. Fuente: Catalogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pumps

NSPH requerido y potencia al freno BHP

El NPSH REQUERIDO es proporcionado por el proveedor mediante el siguiente grafico; en este caso NPSH es 2,7 m y la eficiencia ronda el 66 %.

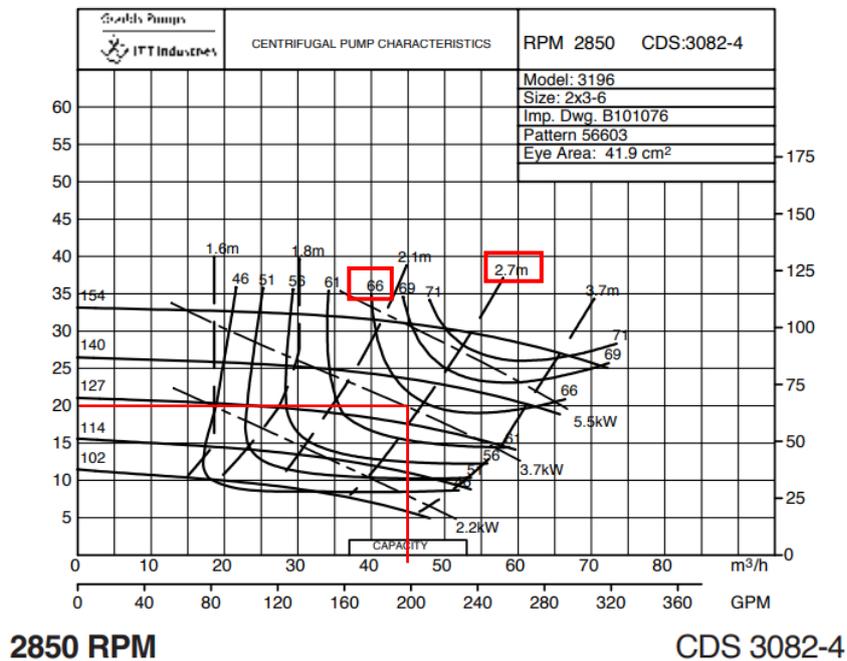


Imagen 6.3.5-10: Curva de performance.

Fuente: Catalogo Goulds 3196 i-FRAME ANSI Process Pump

Dada la eficiencia de la bomba $\eta=0,66$ se calcula la potencia al freno para verificar que esta funcionara bajos las condiciones establecidas sin inconvenientes

$$BHP = \frac{W}{\eta}$$

$$BHP = \frac{2,42 \text{ kW}}{0,66}$$

$$\mathbf{BHP = 3,67 \text{ kW}}$$

Para evitar la cavitación se debe cumplir que $NHPS \text{ req} < NHPS \text{ disp.}$

$$NPSH \text{ req} = 2,7 \text{ m}$$

$$NPSH \text{ disp.} = 19,94 \text{ m}$$

$$2,7 \text{ m} < 19,94 \text{ m}$$

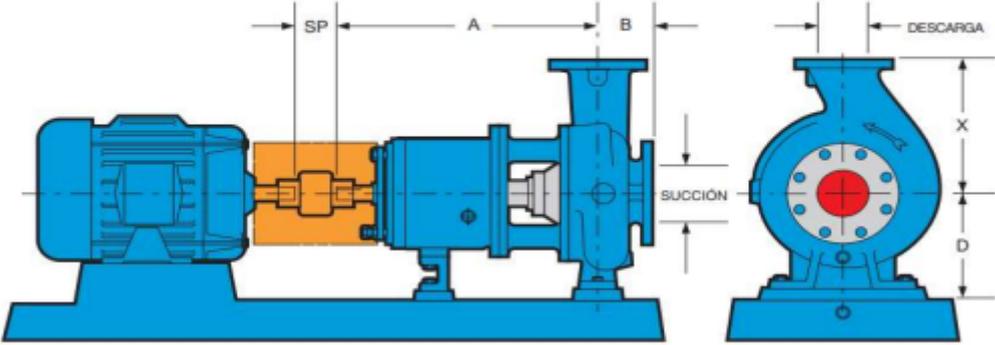


Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional La Plata

De acuerdo con lo calculado, se concluye que el sistema cumple con las demandas del proceso y se adjunta la hoja de especificación.

UTN FACULTAD REGIONAL LA PLATA <small>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL</small>		HOJA DE DATOS DE BOMBA		
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V		HOJA DE ESPECIFICACIÓN
DENOMINACIÓN: BOMBA CENTRIFUGA SIMPLE ETAPA			FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: P-8201			REVISION:	
SERVICIO: BOMBEO A T-8203			LOCACIÓN: SECCION 8200	
DATOS GENERALES				
DENOMINACIÓN DE EQUIPO			BOMBA CENTRIFUGA SIMPLE ETAPA	HOJA : 1 de 1
FUNCIÓN		BOMBEO DE MDEA RECUPERADA A TORRE T-8203		
TIPO	CENTRIFUGA	PROVEEDOR	GOULDS PUMPS CO.LDT	
N° IMPULSORES	1	MODELO	3196 Sti 2 X 3-6	
CONDICIONES OPERATIVAS				
CAUDAL		44.345,85	kg/h	
PRESION DE SUCCION		2	kg/cm2	
PRESION DE DESCARGA		4	kg/cm2	
BHP		3,67	HP	
ALTURA DE DISEÑO		20	m	
ANPA DISPONIBLE		19,94	m	
DATOS DE DISEÑO				
FLUIDO		MDEA		
TEMPERATURA		76	°C	
VISCOSIDAD		0,77	cP	
DENSIDAD		979	KG/M3	
PRESION DE VAPOR		0,058	KG/CM2	
MOTOR				
TIPO	ELECTRICO	PROVEEDOR	HOLD	
FRAME	184T	POTENCIA	8	HP
FRECUENCIA	50	HZ	FASES	3
VOLTAJE	460	V	RPM	2850



 FACULTAD REGIONAL LA PLATA UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL		HOJA DE DATOS DE BOMBA	
UTN FRLP		INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN
DENOMINACIÓN: BOMBA CENTRIFUGA SIMPLE ETAPA		FECHA: 3/3/2023	
UNIDAD: P-8201		REVISIÓN:	
SERVICIO: BOMBEO A T-8203		LOCACIÓN: SECCION 8200	
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		BOMBA CENTRIFUGA SIMPLE ETAPA	HOJA : 2 de 2
FUNCIÓN		BOMBEO DE MDEA RECUPERADA A TORRE T-8203	
TIPO	CENTRIFUGA	PROVEEDOR	GOULDS PUMPS CO.LDT
N° IMPULSORES	1	MODELO	3196 Sti 2X 3-6
MODELO			
TIPO	GOULDS 3196 i-frame		
DIAMETRO DE ENTRADA	3	pulg	
DIAMETRO DE SALIDA	2	pulg	
IMPULSOR	CENTRIFUGO TOTALMENTE ABIERTO		
DIAMETRO DE IMPULSOR	148	mm	
CAUDAL MAXIMO	80	m3/h	
ALTURA MAXIMA	60	m	
CONFIGURACION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA MAXIMA	177	°C	
VELOCIDAD	2850	RPM	
NPSH REQUERIDO	2,7	m	
EFICIENCIA	0,66		
MATERIAL	HIERRO DUCTIL PARA CUERPO, EJE E IMPULSOR DE ACERO INOXIDABLE 316		
ESQUEMA Y DIMENSIONES			
			
X	A	B	SP
165 mm	343 mm	102 mm	95 mm
D	PESO		
133 mm	43 kg		



7. PLANIMETRÍA Y ESTRATEGIAS DE CONTROL

En toda planta de proceso industrial es imprescindible controlar una serie de variables de trabajo para poder asegurar el correcto funcionamiento de los equipos. Debido a la naturaleza dinámica de los procesos, se presentan continuamente cambios o perturbaciones en las variables, y si no se llevan a cabo acciones de control, no se puede asegurar el cumplimiento de las condiciones impuestas por el diseño ni la seguridad de la planta. Por eso el control de procesos es un aspecto fundamental en el diseño de plantas industriales. Por lo tanto, para controlar y modificar las diferentes variables es preciso instalar un sistema de control automatizado que mantenga en un determinado valor de operación las variables del proceso como son la temperatura, la presión, etc.

Los objetivos principales del control automático de procesos son:

- Se debe mantener la seguridad en la planta para evitar accidentes. Generalmente está ligado a que determinadas variables como la temperatura, el nivel o la presión no excedan unos valores límites.
- Obtener una estabilidad del proceso sin oscilaciones en las variables que puedan llevar al proceso a situaciones peligrosas o a periodos durante los cuales, el producto obtenido esta fuera de las especificaciones deseadas.
- Permitir un correcto funcionamiento de los equipos, evitando su deterioro o un bajo rendimiento de estos que desemboque en pérdidas económicas.

Un sistema de control simple dibujado en forma de diagrama de bloques se ve así:

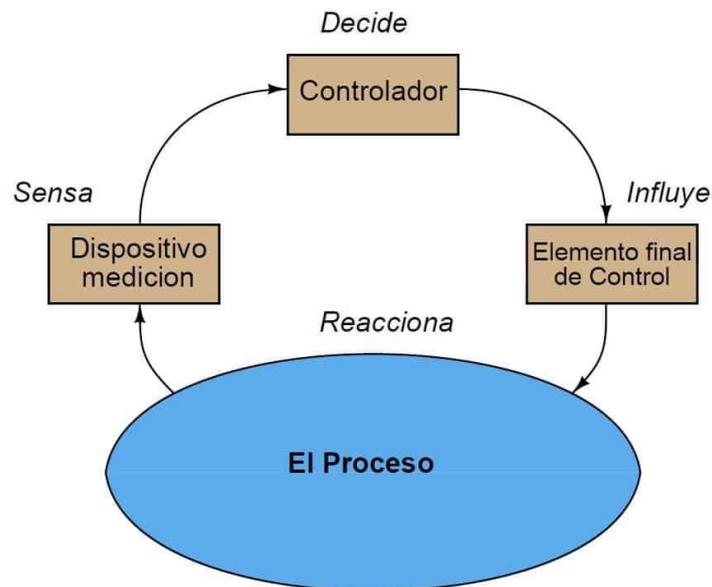


Imagen: 7.0-1 Funcionamiento de un sistema de control

1. La información del dispositivo de medición (p. Ej., Transmisor) ingresa al controlador.
2. La acción del controlador la envía al dispositivo o elemento final de control (p. Ej., Válvula de control), que influye en el proceso.
3. Esta reacción del proceso nuevamente es detectada por el dispositivo de medición.

La tarea del controlador es inyectar la cantidad adecuada de retroalimentación negativa de modo que la variable del proceso se estabilice con el tiempo.

7.1. EQUIPOS PARA CONTROLAR

A continuación, se detallan los equipos a los que se le aplicarán estrategias de control que darán garantía del correcto funcionamiento del proceso.

- **Reactor (R-8201):** el reactor es el corazón de la sección 8200 debido a que aquí a partir de una reacción de hidrogenación, se convierte el SO_2



en H_2S , materia prima que se necesita para poder realizarse la operación unitaria prometedora de la patente: recuperación del mismo con MDEA en el sistema absorbedor-regenerador.

- **Columna Absorbedora (T-8203):** es el segundo equipo más importante, debido a que aquí se produce la absorción del H_2S con una solución de amina MDEA permitiendo la recuperación de dicho gas y poder reciclarlo al inicio de la sección 8100 CLAUS como materia prima en el proceso de obtención de azufre.

7.2. ESTRATEGIA DE CONTROL PARA REACTOR R-8201

7.2.1.1. CONTROL DE LA TEMPERATURA DEL R-8201

Como la reacción de hidrogenación que se lleva a cabo es levemente exotérmica, no se hará énfasis en las variaciones de temperatura dentro del reactor. Pero, para que la reacción logre la conversión deseada,

con el catalizador, se debe asegurar que ocurra a $300\text{ }^{\circ}\text{C}$. Por este motivo, es muy importante controlar que la temperatura en el ingreso al reactor se mantenga estable en $300\text{ }^{\circ}\text{C}$, por lo tanto, se ha diseñado un lazo de control que se encargue de esto. Este medirá la temperatura a la entrada del R-8201 y enviará una señal a un controlador de T. A su vez, este actúa sobre un controlador de caudal que, según un caudalímetro situado en el ingreso de combustible al horno, actuará sobre la válvula, permitiendo mayor o menor pasaje de caudal de combustible.



Equipo a controlar	R-8201
Lazo de control	T-R8201-201
Variable controlada	Temperatura de entrada R-8201
Variable manipulada	Caudal de combustible del horno
Set point	300 °C

Tabla 7.2.1.1-1: Estrategia de control de temperatura. **Fuente:** Elaboración propia

7.2.1.2. CONTROL DE PRESIÓN DEL R-8201

Como bien se ha mencionado, no se controlará la variación de temperatura dentro del reactor, pero si debemos controlar la diferencia de presión que hay en él. Esto es de vital importancia, primero para garantizar las condiciones de seguridad durante el proceso, y segundo para que las condiciones de reacción sean las óptimas. Serán dos lazos de control de presión

El primer lazo de control diseñado toma la señal de la presión diferencial y la envía a un controlador de presión, que en caso de que esté fuera de lo especificado modificará el caudal de carga que ingresa al horno.

Equipo a controlar	R-8201
Lazo de control	P-R8201-201
Variable controlada	Presión diferencial del R-8201
Variable manipulada	Caudal de carga al horno
Set point	0,3 kg/cm ²

Tabla 7.2.1.2-1: Estrategia de control de presión. **Fuente:** Elaboración propia

7.2.1.3. CONTROL DE PRESIÓN Y TEMPERATURA POR PÉRDIDA DE ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR

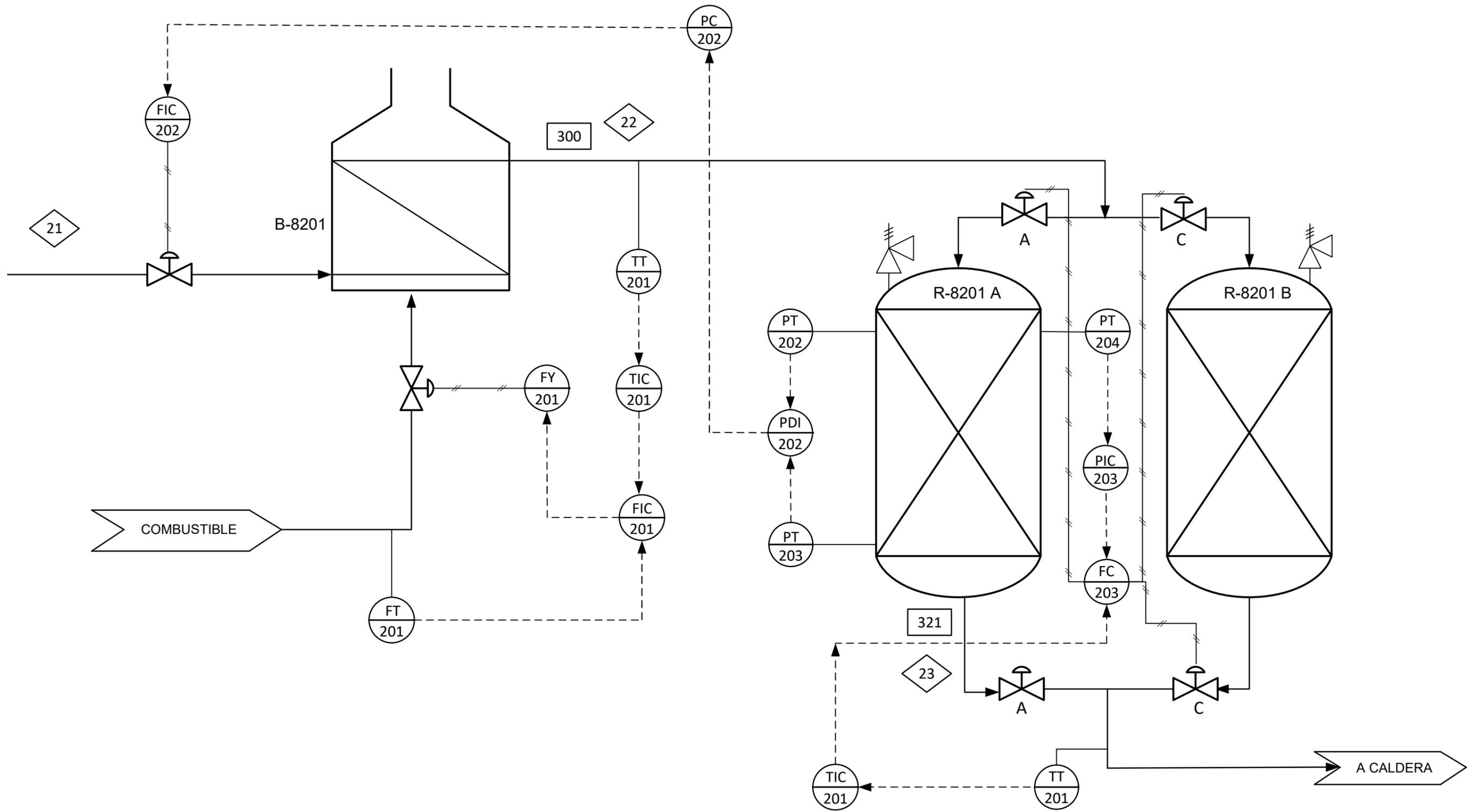
Cuando el catalizador se desactive por coque, pierde su actividad y se refleja en un descenso de la temperatura de salida y aumento de la presión dentro del reactor. Por lo tanto, un transmisor de temperatura TT medirá la temperatura de salida y a la vez, un transmisor de presión PT medirá la presión en el tope,



estos comunican su señal a un controlador de flujo que si están fuera de los parámetros, accionará las válvulas del equipo , cerrando las mismas y abriendo las del reactor en paralelo para transferir la carga y evitar el paro de la producción por regeneración del catalizador o cambio del mismo, además de que evita la sobrepresión de la unidad y asegura que la temperatura sea la necesaria.

7.2.1.4. P&ID DE UNIDAD DE REACCION R-8201

A continuación, se adjunta el diagrama PID del Reactor R-8201



LEYENDA	
N° DE CORRIENTE	CAUDAL [Kg/h]
PRESIÓN [Kg/cm2]	TEMPERATURA [°C]

		P&ID UNIDAD DE REACCIÓN R-8201	
		MEJORA Y AMPLIACION DE PLANTA CLAUS	
ALUMNOS: ALVEZ M. – INSAURRALDE A. – RODRIGUEZ M.		DOCENTES:	
FECHA : 3/3/2023	DIBUJO: 4	VRCIC, J. D. RUEDA, H.	CATEDRA: INTEGRACION V PROYECTO FINAL



7.3. ESTRATEGIA DE CONTROL PARA ABSORBEDORA T-8203

7.3.1.1. CONTROL DEL NIVEL DE LÍQUIDO

Un sensor de nivel (LT) mide la cantidad de líquido que existe en el fondo de la columna. Si el nivel de líquido supera el máximo, este envía una señal a un controlador de nivel (LC) el controlador actúa en consecuencia mandando una señal para abrir o cerrar la válvula de flujo de salida de la columna para evitar una mayor acumulación de líquido.

7.3.1.2. CONTROL DE LA PRESIÓN EN LA CABEZA DE LA ABSORBEDORA.

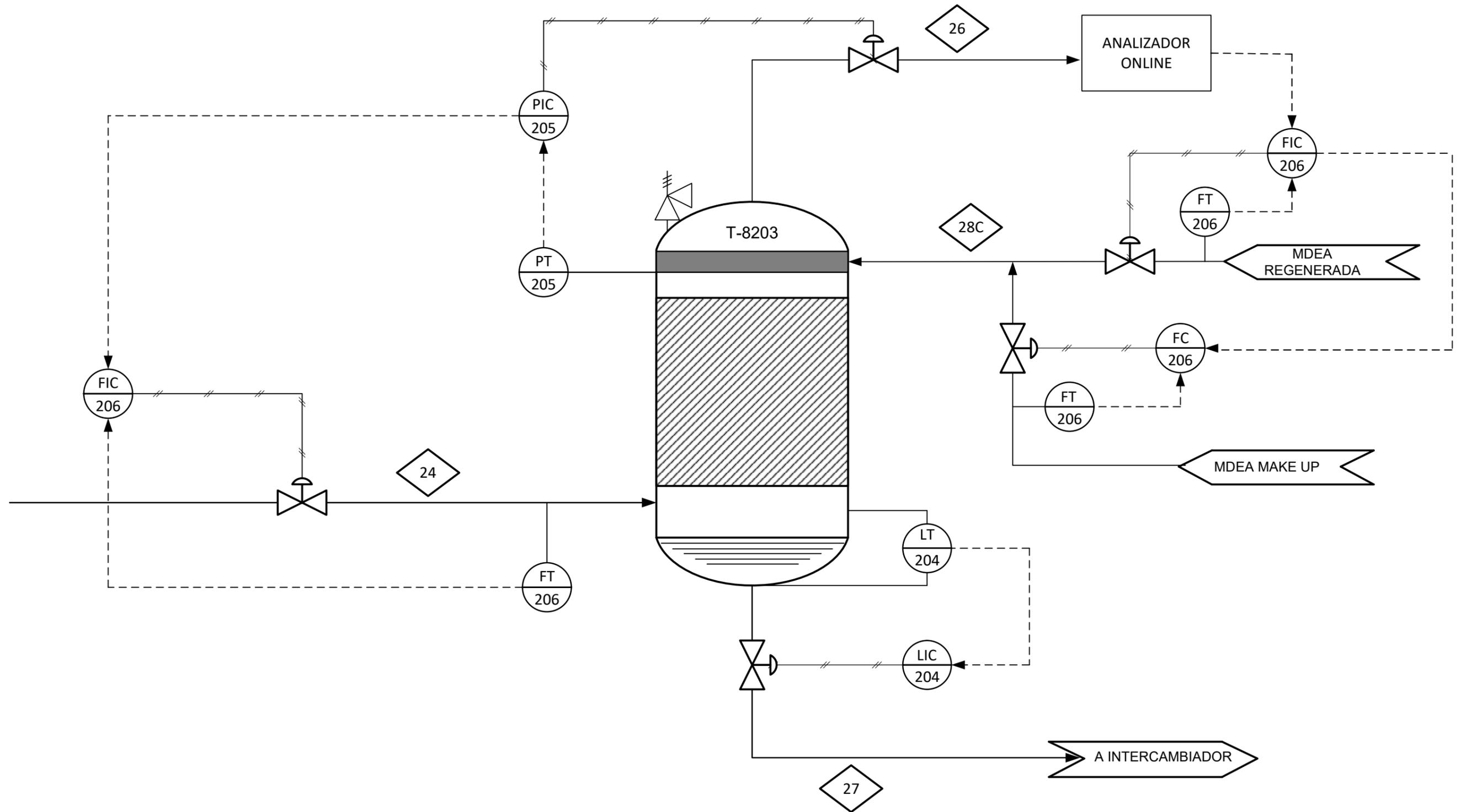
Un sensor (PT) mide la presión a la salida del vapor de cabeza. En el caso de que la presión aumente mucho el transmisor manda una señal al controlador (PC) que actúa sobre la válvula para dejar pasar más caudal en el caso de un aumento de presión. En caso de que la presión sea baja, accionará la válvula del fondo, dejando pasar más gas a la unidad

7.3.1.3. CONTROL DE LA CONCENTRACIÓN DE H₂S DEL TOPE

Se realiza la medida de la concentración de H₂S a la salida mediante un analizador online y en caso de que no sea la adecuada mandará una señal a a un controlador de flujo que accionará la válvula ajustando el caudal de MDEA de ingreso y también ajustará el caudal de MDEA de Make up

7.3.1.4. P&ID DE LA UNIDAD DE ABSORCIÓN T-8203

Se adjunta a continuación el PID de la columna de absorción T-8203



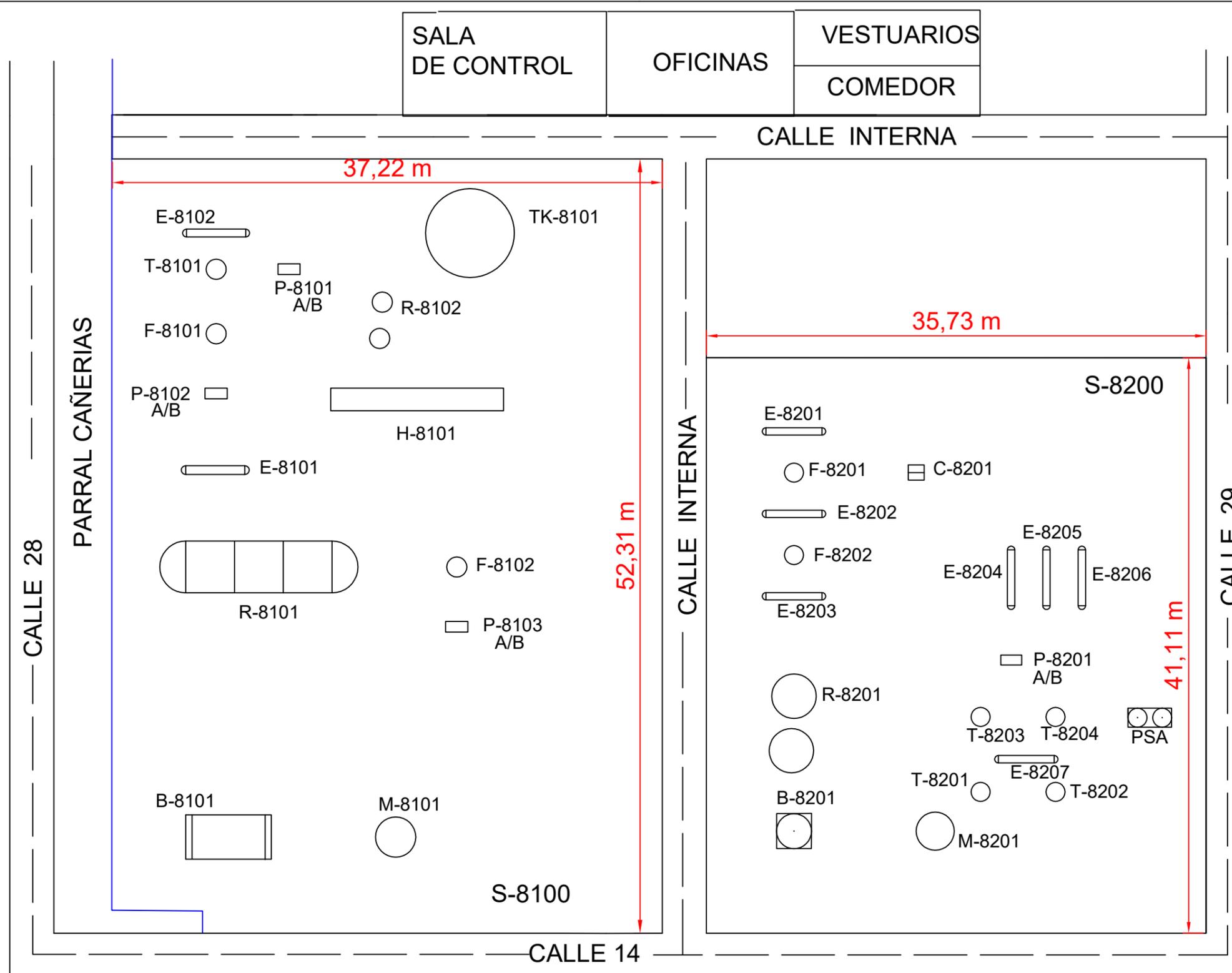
LEYENDA			
	N° DE CORRIENTE		CAUDAL [Kg/h]
	PRESIÓN [Kg/cm2]		TEMPERATURA [°C]

		P&ID UNIDAD DE ABSORCIÓN T-8203	
		MEJORA Y AMPLIACION DE PLANTA CLAUS	
ALUMNOS: ALVEZ M. – INSAURRALDE A. – RODRIGUEZ M.		DOCENTES: VRCIC, J. D. RUEDA, H.	CATEDRA: INTEGRACION V PROYECTO FINAL
FECHA : 3/3/2023	DIBUJO: 5		

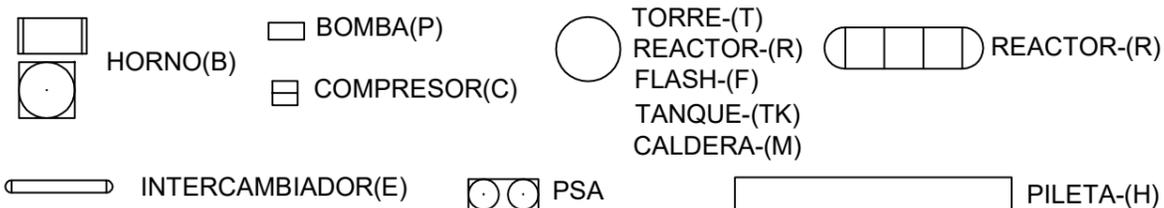


7.4. PLOT PLAN DE PRODUCCIÓN

De acuerdo con los diseños de los equipos realizados en el capítulo anterior, se realiza el PLOT PLANT DE PRODUCCIÓN



LEYENDA



PLOT PLANT- PLANTA CLAUS

MEJORA AMPLIACION PLANTA CLAUS

FECHA:

11/04/23

DIBUJO:

5

DIBUJADO:

ALVEZ-M.B.
INSAURRALDE-A.A.
RODRIGUEZ-M.

DOCENTES:

VRCIC-J.D.
RUEDA-H.

CATEDRA:

INTEGRACION V
PROYECTO FINAL



7.5. SECUENCIA DE PARADA DE EMERGENCIA

La planta de producción de azufre Claus cuenta con un sistema de control adecuado para impedir accidentes dentro de la planta previniendo así a las personas como el medio ambiente.

El primer paso de nuestro sistema de control en caso de parada de emergencia es el corte inmediato del suministro de combustible al horno. Evitando la producción de gases dentro de los mismos.

El segundo paso es cerrar el suministro de vapor a los equipos para evitar la sobrepresión de los mismos.

El tercer paso es la abertura de todas las válvulas de salidas de los equipos que generen gases, tanto las de los reactores como las de las columnas, para que envíen estos gases a antorcha.

Finalmente, el cuarto paso es mantener los líquidos dentro de las columnas, lo que nos permitirá volver al régimen de producción en un tiempo relativamente corto.

De este modo tendremos en condiciones estables nuestra planta ante una parada de emergencia.



8. ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

El objetivo de la Unidad de Recuperación de Azufre y del Tratamiento de Gas de Cola es convertir los gases ácidos provenientes de las Unidades ARU y SWS, a través de distintas reacciones, en azufre elemental, evitando así la emisión de gases tóxicos al medio ambiente. Por lo cual, la planta Claus operara de manera continua, se estima en un año un periodo de 8760 horas, el cual se usarán 8000 horas como operativas y 760 se dejará como potenciales horas perdidas debido a cortes de luz, paradas de emergencia u otros inconvenientes posibles.

8.1. PROBLEMAS GENERALES DE ORGANIZACIÓN

En general los problemas organizativos estarán vinculados con la relación de la empresa con los sindicatos (UOM y UOCRA en la etapa de construcción y SUPeH – CEPERA en la etapa de operación (“Federación de Sindicatos Unidos Petroleros e Hidrocarburíferos”). Los pedidos demandados por los mismos podrán impactar económicamente en el costo de inversión en el primer caso y en los costos de producción en el segundo.

8.2. ORGANIGRAMA

El organigrama es una representación gráfica de la estructura jerárquica y funcional de una organización, permitiendo entenderla rápidamente de manera visual. Es una herramienta que permite a las empresas entender mejor su estructura y cómo se distribuyen las funciones y responsabilidades en la cadena de mando.

Es útil para las personas que se incorporan a la empresa, sirviendo como base en cualquier inducción de un departamento de recursos humanos.



La unidad se verá incluida dentro de la estructura organizacional de YPF S.A. considerando así solamente el personal involucrado en esta planta. Lo referido a higiene y seguridad, servicio médico y seguridad privada se derivará a terceros, de tal modo que no serán incluidos en el organigrama.

El personal estará englobado bajo la gerencia de Refinación de la refinería la plata y constará de 4 turnos rotativos de 4x4 (este turno ya está instalado en la empresa) se nombrará a un jefe de planta y a un coordinador de operaciones que estarán en horario diurno; en los turnos habrá 1 supervisor, 1 operador de consola y 1 auxiliar de campo y se nombrará cada supervisor como encargado de seguridad de su guardia. El jefe de planta contará con un teléfono celular específico para emergencias, para responder ante un problema o emergencia que se presente en la planta durante su ausencia.

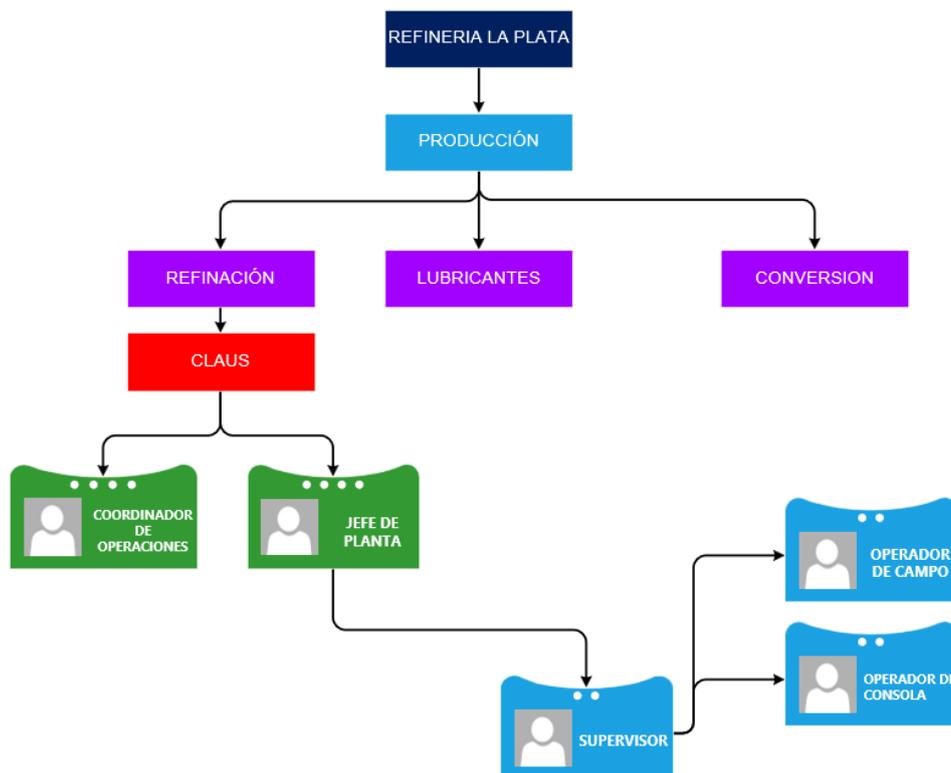


imagen 8.1-1: Organigrama Claus

Fuente: Elaboración propia



8.2.1. DESCRIPCION DE LOS PUESTOS DE TRABAJO

JEFE DE PLANTA

La misión del jefe de planta es organizar y controlar los recursos humanos y técnicos de la planta, para alcanzar los objetivos en forma sustentable, de acuerdo con la normativa vigente, las políticas de Seguridad, Calidad y Medio Ambiente de la Compañía y las directrices fijadas por su línea de mando.

Las funciones más importantes son:

1. Coordinar y supervisar las actividades de producción y controlar las unidades de proceso bajo su responsabilidad, para cumplir los objetivos establecidos con Planificación y Procesos.
2. Realizar un permanente diagnóstico para identificar puntos débiles y restricciones de sus unidades impulsando modificaciones e implementando acciones correctoras de los problemas operativos de su planta.
3. Mantener sistemas de gestión a fin de garantizar una adecuada administración del riesgo de las unidades en el marco de las políticas de CMASS (Calidad, Medio Ambiente, Seguridad y Salud).
4. Gestionar los recursos humanos de su sector, para promover el desarrollo y la motivación de los colaboradores, implementando planes de formación y sucesión que aseguren la adquisición adecuada de habilidades del personal a su cargo.
5. Liderar el análisis e investigación de accidentes e incidentes personales e industriales e impulsar la implantación de acciones correctoras derivadas de los mismos, así como las de los grupos de mejora.
6. Participar en la elaboración del presupuesto anual de sus unidades, gestionando el cumplimiento del mismo, optimizando el uso de los



- recursos, identificando oportunidades de ahorro y corrigiendo las desviaciones encontradas.
7. Coordinar con Ingeniería y Mantenimiento la planificación y control de los trabajos en planta optimizando recursos, siguiendo la normativa de CMASS, cumpliendo con los plazos, presupuestos y calidad de los mismos, tanto en paradas como durante la operación.
 8. Gestionar las compras y contrataciones relativas a su planta para asegurar la continuidad operativa.
 9. Asume las funciones del jefe de Departamento en ausencia o por delegación de éste, igualmente está facultado para transmitir órdenes y podrá indicar por escrito las instrucciones relacionadas con el control de la Unidad.
 10. Posee un rol determinante en la toma de decisiones, un control riguroso de los procesos y la capacidad de resolución de problemas. De esta manera, se exige una persona con cualidades y conocimientos bien definidos.
 11. Debe velar por una máxima eficiencia de la operación con mínimos costos.

COORDINADOR DE OPERACIONES

El coordinador de operaciones es quien planifica, dirige y asegura el buen manejo de los recursos de la unidad. Es el responsable del correcto funcionamiento de la operación de forma tal que se cumplan con los objetivos propuestos. Es el nexo que articula sus funciones con el Jefe de Unidad y el personal operativo.

Las funciones más importantes son:

1. Responsable de administrar, planificar, implementar y supervisar el desarrollo óptimo y la ejecución de todas las actividades y procesos diarios.



2. Control de equipos críticos para la confiabilidad de la unidad.
3. Resolución de problemas operativos que impacten en el medio ambiente, operación y/o mantenimiento de la unidad.
4. Debe estar al tanto de lo que sucede en la planta, asegurando el buen desarrollo de las operaciones que se llevan a cabo en diferentes grupos de trabajo. Es excluyente que sea altamente organizado y pueda dar seguimiento estratégico a múltiples equipos de trabajo.
5. Coordinación de simulacros operativos, paros de planta por mantenimiento y supervisor de los resultados de las mismas.
6. Auditor de permisos de trabajo.

SUPERVISOR

El supervisor es quien verifica la ejecución de las tareas diarias realizadas tanto por el operador de consola como el operador de campo. Trabaja en coordinación con el jefe de la Unidad y el operador de campo.

1. Controla el cumplimiento de todos los procedimientos de aseguramiento de la calidad.
2. Verificar cumplimiento de normas y procedimientos de seguridad, salud y medio ambiente, del personal de la empresa y contratistas. Se encarga de la apertura y cierre de permisos de trabajo a realizarse durante su turno, coordinando la realización de estos de acuerdo a las necesidades operativas.
3. Controlar los trabajos de mantenimiento dentro de la unidad.
4. Organiza las tareas diarias y da órdenes a operadores de campo y consola de acuerdo con las tareas a realizarse.
5. Cumplir con los objetivos solicitados por la jefatura del sector.
6. Realiza los balances de materia y energía de la unidad mediante un sistema provisto por la compañía al finalizar la jornada.



OPERADOR DE TABLERO

El operador de tablero tiene como objetivo mantener los valores de las variables de acuerdo con el diseño y/o instrucciones recibidas por la supervisión o jefatura del sector, y eventualmente sujeto a las modificaciones que el proceso requiera.

Reconoce y elimina las causas de las alarmas, que se manifiestan en forma visual y sonora, para esto monitorea las diferentes pantallas que componen el proceso del complejo, desde donde visualiza y opera las variables del sistema de control, centrando su atención en aquellas variables que son críticas.

1. Realiza el control y ajuste de variables de proceso, a través de la consola asignada y coordinando la labor de los operadores de la unidad.
2. Mantener la calidad de los productos y buscar la maximización de rendimientos optimizando los consumos energéticos significativos. Estas tareas las ejecutara respetando siempre lo indicado en el Manual Operativo de la Unidad, procedimientos generales específicos, de emergencia y de acuerdo con las directivas generales e instrucciones particulares recibidas.
3. Ajustar las condiciones operativas, de modo de garantizar una operación segura de los equipos de la unidad.
4. Mantener actualizados los diferentes registros de la información contenida en las normas y procedimientos de cada sector, conforme a la actualización de documentos del sistema de gestión documental.
5. Brindar información sobre cálculos de producción, consumo de productos químicos, combustibles y fluidos energéticos. Analizar la información y realizar los registros y correspondientes en los sistemas asignados para tal fin, los que deberán contar con la máxima automatización posible.



6. Es responsable de hacer cumplir el programa de muestras de laboratorio.
7. Colaborar con el supervisor, en el entrenamiento del personal asignado a la unidad.
8. Participar en la preparación de los paros operativos y durante el desarrollo de estos.
9. Realizar el monitoreo del impacto de las emisiones gaseosas de la unidad a su cargo, por medio de las técnicas, métodos y tecnologías vigentes o las que pudieran reemplazarlos en el futuro.
10. Dispone la realización de maniobras de campo.
11. Conoce el funcionamiento de todos los elementos y equipos de protección contra incendios y su ubicación.
12. Es responsable de realizar los cambios de guardia de manera segura, en forma presencial, respetando los horarios y comunicando toda la información necesaria, con el apoyo del registro en el libro de novedades electrónico.

OPERADOR DE CAMPO

El operador de campo es quien se encarga del monitoreo diario de la planta verificando el correcto funcionamiento de los equipos que la componen y realiza las tareas que correspondan a su función habitual o a las órdenes de su superior.

1. Control diario del estado y funcionamiento de la unidad.
2. Lleva a cabo la operación general de las instalaciones.
3. Cuando se producen los cambios de turno, el operador de campo toma conocimiento de los cambios producidos, a través del operador saliente y la lectura del libro de novedades.



4. Controla el estado de los equipos que se encuentran en servicio, como así también de las que están en reserva. De ser necesario realiza cambios de para asegurar el correcto funcionamiento de la unidad.
5. Realiza inspección ocular del estado de las cañerías buscando posibles fugas que deban ser informadas.
6. Asistencia de mantenimiento, montaje y desmontaje de equipos en campo.
7. Verifica el inventario de insumos en planta.
8. Realiza maniobras necesarias en planta mediante la apertura o cierre de válvulas, según requerimiento operativo.
9. Son los encargados también, de acompañar a terceros que ingresan a la Unidad para realizar trabajos, a los cuales les debe pedir el respectivo permiso de trabajo; en caso de no tenerlo el permiso de trabajo, no se les autoriza a trabajar.
10. Participa de los simulacros operativos y de seguridad, realizados según programa.
11. Controla los sistemas contra incendio de su unidad, informado novedades a su supervisor.
12. Realiza la extracción de muestras de calidad de acuerdo con el diagrama de muestreo diario.

8.3. EMPLEADOS, HORARIOS Y TURNOS

Al operar la planta en proceso continuo se requiere personal 24 horas del día a lo largo del año es por ello que para calcular el número de empleados se tuvo en cuenta la estructura de 2 turnos de 12 horas rotativos 4X4 y la necesidad de incluir un relevante para auxiliares de campo, y operadores de consola. Quedando los siguientes turnos y horarios:



- 1) **Jefe de planta:** el horario a cumplir es de lunes a viernes de 8 a 17hs (con un descanso de una hora para comer).
- 2) **Coordinador de Operaciones:** el horario a cumplir es de lunes a viernes de 8 a 17hs (con un descanso de una hora para comer).
- 3) **Supervisor:** cuatro guardias en régimen 4 x 4 (cuatro días de trabajo y cuatro días de franco). Los días de trabajo se alternan entre día y noche en turnos de 12 horas que se compondrán de 2 diurnos de 7 a 19 horas seguidos de 2 nocturnos de 19 a 7hs.

Existe un relevante de supervisor que hace horario diurno siempre y cuando por alguna eventualidad deba relevar un turno.

- 4) **Operador de tablero:** cuatro guardias en régimen 4 x 4 (cuatro días de trabajo y cuatro días de franco). Los días de trabajo se alternan entre día y noche en turnos de 12 horas que se compondrán de 2 diurnos de 7 a 19 horas seguidos de 2 nocturnos de 19 a 7hs.

Existe un relevante de operador de tablero que hace horario diurno siempre y cuando por alguna eventualidad deba relevar un turno.

- 5) **Operador de campo:** cuatro guardias en régimen 4 x 4 (cuatro días de trabajo y cuatro días de franco). Los días de trabajo se alternan entre día y noche en turnos de 12 horas que se compondrán de 2 diurnos de 7 a 19 horas seguidos de 2 nocturnos de 19 a 7hs.

Existe un relevante de operador de campo que hace horario diurno siempre y cuando por alguna eventualidad deba relevar un turno.



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

Dia	L	M	X	J	V	S	D	L	M	X	J	V	S	D	L	M	X	J	V	S	D	L	M	X	J	V	S	D	L	M
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
JP	Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di
CO	Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di
S	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F
S	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F
S	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M
S	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N
R-S	Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di
OT	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F
OT	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F
OT	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M
OT	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N
R-OT	Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di
OC	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F
OC	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F
OC	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M	N	N	F	F	F	F	M	M
OC	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N	M	M	F	F	F	F	N	N
R-OC	Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di	Di	Di	Di			Di	Di

Jefe de Planta (JP)	Di: lunes a viernes de 8 a 17 hs
Coordinador de Operaciones (CO)	Di: lunes a viernes de 8 a 17 hs
Supervisor (S)	M: de 6 a 14 hs
	N: de 14 a 22 hs
Operador de tableto (OT)	R: de lunes a viernes de 8 a 17 hs
	M: de 7 a 19 hs
Operador de campo (OC)	N: de 19 a 7 hs
	R: de lunes a viernes de 8 a 17 hs
Operador de campo (OC)	M: de 7 a 19 hs
	T: de 19 a 7 hs
R-OC	R: de lunes a viernes de 8 a 17 hs



Por lo tanto, el número de empleados son 25 con las guardias:

- 1 Jefe de planta
- 1 coordinador de operaciones
- 4 supervisores + 1 relevante
- 8 operadores de consola + 1 relevante
- 8 auxiliares de campo + 1 relevante

8.4. SELECCIÓN DE PERSONAL

YPF determina que se mantienen el jefe de planta, los supervisores y operadores de tableros y de campo de la planta Claus existente

8.5. GREMIOS RELACIONADOS A LA ACTIVIDAD- CCT

Los trabajadores se encontrarán adheridos al sindicato 'Federación de Sindicatos Unidos Petroleros e Hidrocarburíferos (SUPeH)' cuya actividad está enmarcada dentro del Convenio Colectivo de Trabajo 1572/18 'E.

8.6. SUELDOS

Los trabajadores de la nueva planta Claus son los trabajadores de la ya existente planta Claus por lo que no se producirá un incremento de gasto en mano de obra, así que no se incluirán los sueldos en este apartado ni se considerarán para el estudio económico.



8.7. SEGURIDAD INDUSTRIAL LEY N°19587

La Ley N° 19587 es una ley de carácter nacional que establece su ámbito de aplicación a todos los establecimientos del país, sin distinción de naturaleza o actividad que se desarrolle en los mismos. Define los principios básicos y los métodos de ejecución de sus puntos y las obligaciones fundamentales del empleador y de los trabajadores; más sus decretos reglamentarios 351/79 y 1338/96.

Las empresas deben cumplir con las reglas propias de la seguridad e higiene que están relacionadas con ciertos aspectos edilicios como la ventilación, la humedad, la temperatura, los ruidos y otros. Al cumplir todas estas reglas, la empresa le garantiza a su personal un entorno de trabajo más salubre sin contaminantes químicos, físicos o biológicos.

8.8. RIESGOS LABORALES-ART

El empleador está obligado por ley a contratar una aseguradora de Riesgos del Trabajo (ART) o a autoasegurarse para cubrir a todos sus empleados en caso de accidentes de trabajo o enfermedades profesionales. A su vez, debe contar con un seguro de vida obligatorio que cubra el fallecimiento del trabajador. La ART utilizada será GALENO ART S.A.

Las ART son empresas privadas contratadas por los empleadores para asesorarlos en las medidas de prevención y para reparar los daños en casos de accidentes de trabajo o enfermedades profesionales.

Están autorizadas para funcionar por la Superintendencia de Riesgos del Trabajo y por la Superintendencia de Seguros de la Nación, organismos que verifican el cumplimiento de los requisitos de solvencia financiera y capacidad de gestión.



Las ART tienen como obligación:

1. Brindar todas las prestaciones que fija la ley, tanto preventivas como dinerarias, sociales y de salud.
2. Evaluar la verosimilitud de los riesgos que declare el empleador.
3. Realizar la evaluación periódica de los riesgos existentes en las empresas afiliadas y su evolución.
4. Efectuar los exámenes médicos periódicos para vigilar la salud de los trabajadores expuestos a riesgo.
5. Visitar periódicamente a los empleadores para controlar el cumplimiento de las normas de prevención de riesgos del trabajo.
6. Promover la prevención, informando a la SRT acerca de los planes y programas exigidos a las empresas.
7. Mantener un registro de siniestralidad por establecimiento.
8. Informar a los interesados acerca de la composición de la entidad, de sus balances y de su régimen de alícuotas.
9. Controlar la ejecución del Plan de Acción de los empleadores y denunciar ante la Superintendencia de Riesgos del Trabajo los incumplimientos.
10. Brindar asesoramiento y asistencia técnica a los empleadores y a sus trabajadores en materia de prevención de riesgos del trabajo.
11. Denunciar los incumplimientos de los empleadores a la Superintendencia de Riesgos del Trabajo.

Las ART deben brindar las prestaciones dispuestas por la Ley de Riesgo de Trabajo que incluyen:



1. Resarcir los daños causados por enfermedades profesionales o accidentes de trabajo, incluyendo la rehabilitación del trabajador perjudicado.
2. Disminuir las enfermedades y accidentes de trabajo a través de la prevención.
3. Impulsar la recalificación y reubicación profesional del trabajador damnificado.
4. Promover la negociación colectiva laboral para las mejoras de las medidas de prevención y de las prestaciones reparadoras.

8.9. SEGURO DE VIDA OBLIGATORIO

La falta de contratación de la cobertura del seguro constituirá una infracción, y el empleador será directamente responsable, debiendo abonar el beneficio del seguro en caso de fallecimiento del trabajador.

Este seguro de vida no cubre los riesgos por invalidez total, absoluta, permanente irreversible, sino que cubre solamente los riesgos por muerte del trabajador.



9. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

9.1. OBJETIVO DEL ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

El presente Estudio de Impacto Ambiental (EIA) evaluará una planta Claus y tratamiento de gas de cola, ubicada en el CILP, con el objetivo de cumplir los requisitos solicitados por la Ley Provincial N° 11459, Decretos Reglamentarios N°1741/91, derogado por Decreto N°531/19 (Ley de Radicación Industrial) para la obtención del Certificado de Aptitud Ambiental del establecimiento industrial (CAA) otorgado por el Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenido (OPDS).

Se debe evaluar tanto la etapa de construcción, ya que inevitablemente generará afectaciones al entorno, así como la etapa de funcionamiento, considerando todos los productos y subproductos, material de descarte, entre otros factores.

9.2. NIVEL DE COMPLEJIDAD AMBIENTAL – NCA

El nivel de complejidad ambiental (NCA) tiene como objetivo categorizar al proyecto de acuerdo al grado de potencialidad de producir un daño ambiental y en función de ello luego podremos realizar el Estudio de Impacto Ambiental.

Se llevará a cabo utilizando lo descrito en las resoluciones 1639/07 y 481/11 de la Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable de la Nación.

Según la misma, el NCA se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{NCA} = \text{Ru} + \text{ER} + \text{Ri} + \text{Di} + \text{Lo}$$

Dónde:

- Ru: Rubro de la actividad.



- ER: Calidad de los efluentes y residuos que se generan.
- Ri: Riesgos potenciales de la actividad.
- Di: Dimensión del proyecto.
- Lo: Localización de la empresa.

La Tabla 9.2-1 nos muestra la clasificación de industrias según el valor de NCA

NIVEL DE COMPLEJIDAD AMBIENTAL	CATEGORÍA DEL ESTABLECIMIENTO INDUSTRIAL
Hasta 15 puntos	Primera
> 15 <= 25 puntos	Segunda
> 25 puntos	Tercera

Tabla 9.2-1: Clasificación de industrias según NCA.

Fuente: Material de clase, Ingeniería Ambiental. Luis Forte. 2022

9.2.1. CÁLCULO DEL NCA

Rubro (Ru)

El rubro o actividad se define de acuerdo con la codificación de actividades, teniendo en cuenta las materias primas que se empleen, los procesos que se utilicen y los productos elaborados.

Según se establece en el Anexo I del Decreto Reglamentario N° 1741/96 de la ley N° 11459 y teniendo en cuenta las características de las materias primas que se empleen, las industrias se dividen en tres grupos con la siguiente escala de valores:

- Grupo 1 = valor 1
- Grupo 2 = valor 5
- Grupo 3 = valor 10



De acuerdo con la siguiente tabla resumen del Anexo I del decreto reglamentario en cuestión:

RUBRO DE ACTIVIDAD	REFINERÍA DE PETRÓLEO
GRUPO	CONCEPTO
3	FABRICACIÓN DE PRODUCTOS DIVERSOS DERIVADOS DEL PETRÓLEO Y DEL CARBÓN.
2	FABRICACIÓN DE PRODUCTOS DE LA REFINACIÓN DEL PETRÓLEO CON MATERIALES COMPRADOS .

Tabla 9.2.1-1: Clasificación de rubro

Fuente: Anexo Ley 11459

Se determina que el proyecto pertenece al **grupo 3** correspondiente a la categoría “Fabricación de productos de la refinación de petróleo”, cuyo **valor asignado es de 10 unidades**.

Efluentes y Residuos ER

La clasificación de efluentes y residuos se da de la siguiente manera:

Tipo 0: se le asigna valor 0

- Gaseosos: componentes naturales del aire (incluido vapor de agua); gases de combustión de gas natural.
- Líquidos: agua sin aditivos; lavado de planta de establecimientos del Rubro 1, a temperatura ambiente.
- Sólidos y Semisólidos: asimilables a domiciliarios.

Tipo 1: se le asigna valor 3

- Gaseosos: gases de combustión de hidrocarburos líquidos.



- Líquidos: agua de proceso con aditivos y agua de lavado que no contengan residuos peligrosos o que no pudiesen generar residuos peligrosos, provenientes de plantas de tratamiento en condiciones óptimas de funcionamiento.
- Sólidos y Semisólidos: resultantes del tratamiento de efluentes líquidos del tipo 0 y/o 1. Otros que no contengan residuos peligrosos o de establecimientos que no pudiesen generar residuos peligrosos.

Tipo 2: se le asigna valor 6

- Gaseosos: Todos los no comprendidos en los tipos 0 y 1.
- Líquidos: con residuos peligrosos, o que pudiesen generar residuos peligrosos. Que posean o deban poseer más de un tratamiento.
- Sólidos o Semisólidos: que puedan contener sustancias peligrosas o pudiesen generar residuos peligrosos.

En aquellos casos en que los efluentes y residuos generados en el establecimiento correspondan a una combinación de más de un tipo, se le asignará el tipo de mayor valor numérico.

El proyecto genera efluentes líquidos con necesidad de tratamiento previo a su vuelco (aguas ácidas), y efluentes gaseosos que contienen H₂, CO, CO₂, H₂O, SO₂, NH₃. Por lo tanto, la categoría correspondiente es la de **tipo 2**, con un **valor asignado de 6 unidades**.

Riesgo (Ri)

Se tendrán en cuenta los riesgos específicos de la actividad, que puedan afectar a la población o al medio ambiente circundante, asignando 1 punto por cada uno, a saber:

- Riesgo por aparatos sometidos a presión



- Riesgo acústico
- Riesgo por sustancias químicas
- Riesgo de explosión
- Riesgo de incendio

Una vez instalada la nueva planta Claus, pueden tener lugar todos los riesgos mencionados anteriormente por lo que el término riesgo (Ri) tendrá un **valor asignado de 5 unidades.**

Dimensionamiento (Di)

Para poder calcular la dimensión del proyecto hay que tener en cuenta la dotación de personal, la potencia instalada y la superficie.

Según la siguiente clasificación:

Cantidad de personal:

- Hasta 15: adopta el valor 0
- Entre 16 y 50: adopta el valor 1
- Entre 51 y 150: adopta el valor 2
- Entre 151 y 500: adopta el valor 3
- Más de 500: adopta el valor 4

Valor asignado 1 unidades.

Potencia instalada (en HP):

- Hasta 25: adopta el valor 0
- De 26 a 100: adopta el valor 1
- De 101 a 500: adopta el valor 2
- Mayor de 500: adopta el valor 3

Valor asignado 3 unidades.



Relación entre superficie cubierta y superficie total:

- Hasta 0,2: adopta el valor 0
- De 0,21 hasta 0,5 adopta el valor 1
- De 0,51 a 0,81 adopta el valor 2
- De 0,81 a 1,0 adopta el valor 3

Valor asignado 2 unidades.

Finalmente, el término dimensionamiento (Di) será de **6 unidades**.

Localización (Lo)

La localización del establecimiento hace énfasis en si nos encontramos dentro de un agrupamiento industrial, jurisdicción portuaria o ninguna de ellas.

La localización del establecimiento tendrá en cuenta la zonificación municipal y la infraestructura de servicios que posee.

Zona

- Parque industrial: adopta el valor 0.
- Industrial Exclusiva y Rural: adopta el valor 1.
- El resto de las zonas adopta el valor 2.

Infraestructura de servicios

- Agua / Cloacas / Luz / Gas

Por la carencia de cada uno de ellos se asigna 0,5.

Nuestro proyecto se encuentra localizado en un parque industrial (puntuación 0) y carece de cloacas (puntuación 0,5).



Valor asignado de 0,5 puntos para la localización de la planta.

De esta forma podemos concluir que el nivel de complejidad ambiental es el siguiente:

$$\text{NCA} = \text{Ru} + \text{ER} + \text{Ri} + \text{Di} + \text{Lo}$$

$$\text{NCA} = 10 + 6 + 5 + 6 + 0,5$$

$$\text{NCA} = 27,5.$$

Según la normativa vigente, este proyecto está dentro de la tercera categoría, actividad riesgosa de alta complejidad ambiental, por lo que se debe contratar un seguro ambiental a fines de cumplir con los requerimientos de esta normativa.

9.3. IDENTIFICACIÓN DE ACTIVIDADES CON IMPACTO AMBIENTAL

Como se mencionó con anterioridad, serán consideradas las etapas de construcción, producción, así como algunas eventualidades que pudieran presentarse durante la operación de la planta. Se evaluarán las formas de mitigar las actividades con potencial de perjudicar al ambiente o a las personas.

En Etapa de construcción:

Por parte de AESA

1. Circulación de vehículos de obra y de maquinaria.
2. *Actividades de preparación del terreno y obra civil:* incluye la limpieza de la zona de obra y los movimientos de suelos y de elementos que dificulten la



construcción. También la excavación necesaria para el montaje de los equipos asociados a la planta.

3. Instalaciones temporarias: además de las ya mencionadas, se requieren sanitarios y depósitos de herramientas y materiales.

4. Transporte de maquinarias y materiales: movimientos de equipos de excavación y nivelación, camiones y maquinarias temporales o permanentes, así como la circulación de camiones con los insumos necesarios para la etapa constructiva.

5. Obras civiles: se refiere al desarrollo de las tareas constructivas.

6. Instalación y montaje de equipos: luego de las obras civiles se instala toda la maquinaria referente al proceso.

7. Gestión de residuos: todos los desechos generados en la etapa constructiva deberán ser transportados y tratados para su disposición final.

8. Limpieza de la obra: realización de todas las actividades de orden y limpieza de las instalaciones para dejarlas en condiciones de comenzar la operación.

Implicancias ambientales de la etapa de construcción

- Calidad del aire: emisiones gaseosas de vehículos y maquinaria.
- Suelo: podría ser afectado por las excavaciones y compactaciones.
- Aguas superficiales: podrían producirse derrames (aceite, pinturas, etc.).
- Nivel sonoro: la actividad generará ruidos considerables por el aporte de decibeles de vehículos y maquinaria.



Etapa de producción: fase de funcionamiento y operación normal

1. Operación de planta: abarca todas las actividades inherentes al proceso productivo.
2. Mantenimiento de las instalaciones
3. Gestión de residuos: transporte, tratamiento y disposición de los residuos generados.
4. Parada de planta programada.

Implicancias ambientales de la etapa de producción

- Calidad del aire: durante esta etapa podrán generarse emisiones gaseosas. Probables emisiones gaseosas durante la puesta en marcha, mantenimiento, potenciales emisiones fugitivas y gases de combustión de vehículos.
- Suelo: podrían verse afectados por fugas o derrames de productos o residuos.
- Aguas superficiales: podrían verse afectadas por derrames de productos o residuos. Se trabaja con aguas agrias, que podrían filtrarse antes de llegar al sistema de tratamiento
- Nivel sonoro: aumentará por la actividad de bombas, compresores, horno, etc y también por el transporte.

Eventualidades

- Corte de suministro eléctrico
- Derrames
- Explosiones
- Incendios
- Emisiones accidentales



Implicancias ambientales de las eventualidades

- Agua subterránea: podría afectarse por potenciales derrames de sustancias químicas peligrosas.
- Agua superficial: podría afectarse por derrames accidentales, incendios y explosiones.
- Calidad del aire: materiales particulados, gases de combustión en incendios, explosiones y emisiones accidentales.
- Suelo: posibles derrames de sustancias y residuos.
- Ruido: muy alto en eventualidades como explosiones o incendios.

Impacto positivo sobre la sociedad

Por último, es importante considerar el impacto positivo del funcionamiento de la planta. La planta evita que se emita a la atmosfera grandes cantidades de H₂S que generarían un gran impacto negativo al ambiente provocando lluvia ácida además de contaminación atmosférica afectando la salud de la población. El funcionamiento de la planta genera beneficios ambientales y salubres además de que el H₂S se recupera como azufre que se vendería para la producción de H₂SO₄ principalmente.

9.4. MEDIDAS DE MITIGACIÓN

9.4.1. MEDIDAS GENERALES

- Según los riesgos determinados por el Programa de Seguridad de la Obra, se deberán realizar todas las mediciones de contaminantes en el ambiente laboral indicadas en el Decreto 911/96.



- Para reducir los impactos por emisión gaseosa por combustión y emisión de ruido, se recomienda que vehículos y maquinaria de obra cuenten con la verificación técnica aprobada y vigente. La circulación dentro de la planta debe ser a paso de hombre para evitar accidentes.
- Informar al personal sobre los riesgos y seguridad en el manejo de las sustancias usadas. Prever y hacer obligatorio el uso de elementos de protección y ropa de trabajo adecuada.
- El personal se capacita antes de su contratación en el área de higiene y seguridad, así como respetar las normas de seguridad establecidas por YPF en cada zona laboral. Además se lo capacita para que sepan usar extintores y saber dónde se encuentran en la planta.
- Contar con señalización en todos los lugares de obra y de las tareas a realizarse, especialmente en zonas de tránsito vehicular y de personas, como son el obrador, áreas de acceso y salida de camiones, áreas de almacenamiento de sustancias, entre otras.
- El operario de campo realiza revisiones periódicas de seguridad e higiene en toda la planta a modo de prevención de accidentes y cumplimiento de seguridad laboral. Realiza inspecciones periódicas de cañerías y equipos para evitar fallas.
- En caso de emergencia deben seguirse los lineamientos establecidos por el plan de contingencia.



9.4.2. RIESGOS DE OPERACIÓN

Los riesgos de operación son inherentes a la planta ya que se trabaja con fluidos tóxicos, combustibles e inflamables. Las materias primas y productos son transportados por ductos, no debería haber pérdidas, pero con el tiempo pueden producirse fugas por corrosión por la presencia de ácidos, lo cual provocaría grietas y filtración del fluido transportado en las líneas de transmisión.

La mitigación de este riesgo es la continua inspección de las líneas, válvulas, bombas, compresores, filtros y otros equipos o accesorios, por parte del operario de campo.

El personal, contará siempre, antes de contratarse, con una capacitación en seguridad e higiene por lo cual estará familiarizado con el uso de elementos personales, como son el casco, guantes, calzados de seguridad, lentes de seguridad, ropa de trabajo, protectores auditivos. Si existiera derrame debe informar a su supervisor del área quién definirá los mecanismos de limpieza adecuados. Debe estar capacitado para reconocer el peligro, ya que la planta trata sustancias como ácido sulfhídrico que es irritante, ataca al sistema nervioso, puede generar parálisis y hasta paro cardíaco

La operación de la planta se realizará a través de un sistema de control, ubicado en la sala de control, con un operador de tablero. Los instrumentos y controles son de asistencia al proceso y fundamentales, ya que marcan los valores deseados de los equipos y permite realizar variaciones en caso de cambios en el proceso.

Otro riesgo puede ser el corte del suministro de aire a la instrumentación neumática implica que debe llevar a la planta a una condición de operación segura. Si el problema persiste, debe detenerse la unidad y llevar a cabo el procedimiento de parada segura de la unidad.



9.4.3. CORTE DE SUMINISTRO ELÉCTRICO

La frecuencia estimada de corte de suministro eléctrico ronda en una vez al mes. Debe llevar a la planta a un estado de operación segura. Se debe que no haya aporte de calor y consistirá en cortar el suministro de gas al horno, para evitar que la temperatura ascienda. La unidad cuenta con protecciones por bajo caudal de los sopladores SRU y TTO con lo cual se apagan y en forma automática se desvían los gases de carga a la línea de antorcha ácida. La unidad tiene unas válvulas de entrada y unas de venteo de los gases, en un corte eléctrico se cierran automáticamente las entradas y se ventean los gases a antorcha.

Se debe cortar el suministro de vapor a todos los intercambiadores y reboilers de las columnas de destilación. La razón principal es evitar que se presionen los equipos. Se abrirán las válvulas de salida de los reactores y columnas para ventear a antorcha los gases producidos, mientras que los líquidos de las columnas se mantendrán en su interior para facilitar el reinicio de la producción de la planta.

9.4.4. INCENDIO

Los incendios pueden tener diferentes orígenes y según cuál sea se definirá la manera de combatirlo. Los extintores son elementos de seguridad cuya finalidad es apagar el fuego. Sirven para dominar o extinguir cualquier tipo de fuego generado para evitar así su propagación. Según la fuente de combustible donde esté dándose el incendio, existe un tipo de extintor adecuado.

La forma más importante y efectiva de combatir un incendio es evitarlo. Por ello, es un punto vital la prevención de incendios, teniendo en cuenta que el mayor riesgo se encuentra en el gas inflamable requerido para el proceso. El foco en la prevención contra incendios estará en evitar tener fuentes de ignición cerca del ingreso de H₂ y de las columnas regeneradoras de MDEA que hay H₂S.



En caso de que la prevención no sea suficiente, se debe contar con la detección temprana del foco de incendio para evitar su propagación. Los sistemas de detección son instalaciones destinadas a detectar en forma anticipada el desarrollo de un incendio, dando aviso de este evento por medio de señales acústicas y luminosas de manera local o remota. Sus componentes principales son:

- Sistemas automáticos (detectores).
- Sistemas manuales (pulsadores).
- Sala central (control a distancia de señales y dispositivos).



imagen 9.4.4-1: Extintores. Fuente: Catedra Seguridad e Higiene y P.A.

Un incendio puede controlarse en ocasiones, pero no siempre. Dependiendo donde se encuentre el foco, derivará en un incendio que no pueda controlarse con las medidas antes descriptas. Para ello debe contarse con un protocolo, un plan de emergencia cuyo objetivo es establecer destrezas y procedimientos que les permitan a los usuarios de las instalaciones prevenir y protegerse en casos de desastres o amenazas que pongan en peligro su integridad o de las instalaciones, teniendo determinadas las amenazas posibles y contando con la adecuada estructura organizativa e instalaciones. Se formará también una



brigada de emergencia con los conocimientos especializados en situaciones de emergencia, en contacto con los servicios públicos de emergencias y con los elementos necesarios para enfrentar las mismas.

También se tendrá un plano de evacuación de la planta, orientativo con los ítems importantes para la orientación del personal, por ejemplo:

- Demarcación de salidas
- Tableros de corte de energía eléctrica
- Tableros de corte de gas
- Localización de puntos de encuentro
- Ubicación de los equipos de extinción del fuego
- Teléfonos de emergencia
- Globo “Ud. esta aquí”
- Señalización de las Vías de escape
- Otras medidas técnicas: sirenas, alarmas, llamadores automáticos, pulsadores, etc.

En base a lo descripto, el protocolo de emergencia ante un incendio será:

- 1) En primer lugar, mantener la calma y comunicar sobre el incendio a un supervisor o al operario brigadista de turno.
- 2) Si puede, el operario debe intentar alguna maniobra de extinción sin ponerse en peligro, como por ejemplo usar extintor dirigido al foco. El extintor debe ser el adecuado. Si no puede, ponerse al resguardo y evacuar el lugar hacia la zona segura
- 3) Los brigadistas van a determinar la importancia del incendio e informar al comité de crisis, quienes se van a comunicar con bomberos, policía,



ambulancias, etc, según sea necesario. Si el incendio tiene una gran magnitud se acciona la secuencia de parada de la planta.

- Cortar suministro de gas, vapor, hidrogeno y materia prima
 - Apagar bombas y compresores
 - Avisar al encargado de antorcha que se enviaran todos los gases que estaban en el proceso
 - Enviar liquido al tanque de producto fuera de especificación
- Los evacuadores se encargarán de evacuar a la gente, indicando punto de encuentro
 - El comité de crisis deberá tomar medidas en base a la magnitud del incendio y deberá comunicarse con la prensa
- 4) Al momento de evacuar, evitar el humo, tapándose las vías respiratorias con un pañuelo húmedo si es posible.
- 5) Si el humo es muy denso descenderá, por lo que debe agacharse y seguir hasta la zona segura o punto de reunión señalado.
- 6) En la zona segura, punto de reunión se tomará lista de los presentes y si hay ausentes se notificará al grupo de rescate.

Roles en una evacuación de emergencia

1. Jefe de evacuación de emergencia
2. Brigada de emergencia (Primera instancia)
3. Líderes de grupo
4. Personas a ser evacuadas

Jefe de evacuación de emergencia: Tiene por misión coordinar y gestionar el proceso de evacuación de emergencia con todo el personal interviniente, a fin de poner a salvo a todos. El jefe de la planta Claus desempeñará el rol de Jefe



de evacuación de emergencia. Para el caso de que el Jefe de planta no se encuentre en el momento de la evacuación de emergencia, asumirá ese rol una de las siguientes personas designadas por este: el coordinador de operaciones o el supervisor de guardia.

Brigada de emergencia (Primera instancia): Estará formada por el personal designados por el jefe de la planta para las siguientes tareas:

- acudir al lugar del siniestro,
- identificar peligros y evaluar riesgos,
- realizar acciones de control o mitigación de peligros o riesgos,
- buscar personas, brindar primeros auxilios si es necesario.

Conocerán dónde se encuentran las llaves de corte del suministro de la red de agua, la red de gas y los tableros de energía eléctrica, para realizar el corte correspondiente en caso de ser necesario.

Además, brindan información y colaboran con los medios de socorrismo (emergencias médicas, bomberos, defensa civil y otros) a fin de facilitar las tareas de rescate y control del siniestro.

Líderes de grupo: un Líder de grupo titular y uno suplente. Estos serán el supervisor y el operador de campo de guardia.

Su función principal es conducir a todo el personal hasta un punto de reunión para ponerlos a resguardo de todo tipo de riesgo. Darán aviso a su supervisor o jefe y a los medios de asistencia médica en caso de que alguna persona a su cargo necesite asistencia médica.

Previo a comenzar la evacuación de emergencia, el Líder de grupo deberá revisar que estén todas las personas presentes ese día y, al llegar al punto de reunión, verificará nuevamente que estén todos. En caso de faltar alguien, deberá dar anuncio a las autoridades o a los medios de socorrismo (bomberos,



defensa civil y otros) para comenzar con las tareas de búsqueda y rescate si fuera necesario.

Conformación de la brigada de emergencia

La brigada de emergencias la podemos considerar como un equipo de apoyo conformado por los trabajadores o miembros de una organización gracias a los cuales se puede dar una atención rápida ante cualquier situación de emergencia.

Cabe destacar que todas las personas que conforman este grupo deben tener cierta preparación para poder conocer cómo afrontar distintos tipos de situaciones o vulnerabilidades que se presenten y puedan afectar a las demás personas o incluso a las instalaciones.

Para desarrollar adecuadamente los procesos necesarios de prevención y preparación ante emergencias la brigada debe ser responsable de distintas actividades o acciones que permitan planificar la forma correcta de actuar en caso tal que una situación de desastre se llegue a manifestar:

- *Realización de simulacros:* aquella situación hipotética de emergencia que se podría presentar permite que la brigada de emergencia establezca unas medidas o mecanismos de respuesta oportunos donde se involucra toda la población trabajadora o que se encuentre en un área específica permitiendo de esta manera reconocer cómo se podría actuar en caso tal en donde se presente una emergencia real.

Esta planificación es muy importante ya que así además de reconocer aquellas falencias que puede tener nuestro plan de emergencia también pone en práctica y conocimiento de todas las personas sobre algunos de los procedimientos establecidos qué se deben ejecutar en caso de una emergencia.



- *Participar en la actualización de plan de emergencia*
- *Inspección de elementos de emergencias.* Para dar una adecuada respuesta ante situaciones de emergencia es necesario que se puedan garantizar que los elementos de respuesta se encuentran disponibles y en buen estado, es decir los extintores.

Jefe de Brigada: Es la persona usualmente con más conocimientos, preparación y experiencia que puede coordinar o liderar las actividades o acciones que debe desarrollar el grupo y quien además puede también apoyar en los casos requeridos. El jefe de la brigada trabajara en comunicación con el jefe de evacuación de emergencia (que es el jefe de la planta Claus).



Imagen 9.4.4-1: Estructura de brigada

Fuente: Elaboración propia

Brigadistas de Emergencia: En este caso hacemos referencia a todos los demás integrantes de la brigada de emergencia quienes están prestos a escuchar y atender las indicaciones del jefe de la brigada.

La función de los miembros de esta facción de la brigada es establecer una respuesta rápida ante un conato de incendio (inicio de un incendio que puede ser sofocado). Esto significa que con los elementos básicos como extintores se pueda controlar la situación, sin embargo, en los casos en los cuales el incendio pasa a ser de una magnitud mayor en la cual con los elementos a



disposición no es posible controlarlo; los miembros de esta brigada también deben evacuar.

9.4.5. RIESGO EN OPERACIÓN CON HIDROGENO H_2 Y SULFURO DE HIDROGENO H_2S

Como combustible, el hidrógeno es altamente inflamable y las fugas generan un grave riesgo de incendio. Sin embargo, los incendios de hidrógeno son muy diferentes a los de otros combustibles. Cuando se producen fugas de combustibles e hidrocarburos más pesados, como la gasolina o el gasóleo, se acumulan cerca del suelo. En cambio, el hidrógeno es uno de los elementos más ligeros de la Tierra, por lo que cuando se produce una fuga el gas se dispersa rápidamente hacia arriba. Esto hace que la ignición sea menos probable, pero otra diferencia es que el hidrógeno se enciende y arde más fácilmente que la gasolina o el gasóleo. De hecho, incluso una chispa de electricidad estática es suficiente para desencadenar una explosión cuando hay hidrógeno.

La llama del hidrógeno también es invisible, por lo que es difícil determinar con precisión dónde está el "fuego" real, pero genera un calor radiante bajo debido a la ausencia de carbono y tiende a quemarse rápidamente. Sin embargo, una llama de hidrogeno emite una considerable radiacion UV, que se puede detectar utilizando detectores de rayos UV especiales para alertar sobre la presencia de llamas de hidrogeno.

El hidrógeno es inodoro, incoloro e insípido, por lo que las fugas son difíciles de detectar únicamente con los sentidos humanos. El hidrógeno no es tóxico, pero en ambientes cerrados, puede acumularse y provocar asfixia al desplazar al oxígeno.



El sulfuro de hidrógeno es un gas inflamable e incoloro con olor a huevos podridos que presenta un grave riesgo de incendio. Además, es un gas tóxico para la salud.

El sulfuro de hidrógeno puede afectar por inhalación y podría pasar a través de la piel. Al contacto, el sulfuro de hidrógeno puede irritar los ojos.

La inhalación de sulfuro de hidrógeno puede irritar el pulmón. La exposición más alta podría causar una emergencia médica caracterizada por la acumulación de líquido en el pulmón (edema pulmonar).

La exposición puede causar náusea, mareo, confusión, dolor de cabeza y dificultades para dormir. Los niveles muy altos pueden causar pérdida del conocimiento e incluso la muerte

Es por esto por lo que es importante hacer especial énfasis en la contención, detección de fugas y en la ventilación de las zonas aledañas.

Normas básicas de seguridad para trabajar con hidrogeno y sulfuro de hidrogeno:

- Eliminar todas las fuentes probables de ignición o situarlas lejos de las zonas de posibles escapes de hidrogeno y de H₂S
- Facilitar mediante diseño las correspondientes vías de escape y de acceso.
- Los sistemas sujetos a presión deben ser regularmente comprobados respecto a fugas. El operario de campo realizará inspecciones periódicas para detectar puntos de fuga en las juntas y a lo largo de las tuberías.
 - Para detectar fugas de gas, utilizar soluciones como agua jabonosa
 - Se utilizarán detectores de H₂S.



- Utilizar detectores de rayos UV especiales para alertar sobre la presencia de llamas de hidrogeno.
- Utilizar los materiales de protección como mascarillas, gafas, ropa ignífuga e impermeable, etc a la hora de trabajar.
- Ante un incendio: Cerrar la fuente de hidrógeno y sulfuro de hidrogeno. Cuando sea posible, permita que el fuego se extinga por sí mismo. Usar polvo químico seco o dióxido de carbono para extinguir el incendio. Rociar agua al equipo adyacente para mantenerlo frío ya que los recipientes pueden explotar. Evacuar el área. Asegurar la adecuada ventilación de lugares cerrados cercanos al foco de incendio.

9.5. COMUNICACIÓN CON COLECTIVOS SOCIALES Y COMITÉ DE CRISIS

Integrantes designados de empresa deberán reunirse periódicamente con la comunidad para informar y escuchar las inquietudes que puedan presentarse por parte de los vecinos. En el normal funcionamiento de la planta o ante un acontecimiento extremo como un accidente, las comunidades vecinas pueden verse afectadas y es el deber de la empresa solucionar y brindar respuesta a la comunidad, con el fin de llevarles tranquilidad.

En caso de que en la planta ocurriera un accidente, la empresa contará con un PREIC (Plan de Respuesta ante Emergencias con Impacto en la Comunidad), que es un plan de acción coordinado que se implementa ante una emergencia en el polo industrial con el objetivo de responder de manera inmediata ante potenciales emergencias y poder comunicar rápidamente al vecino la situación ocurrida.



Los integrantes del PREIC son:

- Municipio
 - Organismos oficiales
- Policía - Bomberos - Servicios de ambulancias - Defensa civil
- Empresas
 - Hospitales
 - Medios de comunicación
 - Comunidad

El plan de acción coordinado se implementará ante una emergencia como incendios, explosiones y derrames que pueden ocurrir en la planta con el potencial para afectar a la comunidad. En caso de una emergencia, las acciones entre los organismos intervinientes y la comunidad deben alinearse para lograr una respuesta rápida, sistemática y efectiva. Los pasos a seguir son:

Aviso temprano: comunicación de la emergencia a través de los canales internos como WhatsApp, redes sociales, llamadas telefónicas, radio u otro medio de comunicación en el que estén los principales actores del PREIC.

Comunicación externa: a través de los medios de difusión, defensa civil, bomberos y organismos oficiales de cada municipio, los cuales contarán con la información oficial para poder actuar y comunicar a la comunidad.

Autoprotección: en caso de emergencia severa se podrán tomar 2 medidas de autoprotección donde la comunidad tendrá un rol fundamental, la evacuación o el confinamiento.

Una vez finalizada la emergencia los medios de difusión comunicarán a la población que la situación ha sido controlada.



9.6. PLAN DE EVACUACIÓN DE EMERGENCIA

El plan de emergencia es un conjunto de normas y procedimientos generales destinados a controlar de la mejor manera las situaciones de emergencia de la empresa. El objetivo del plan es establecer destrezas y procedimientos que les permitan a los usuarios de las instalaciones prevenir y protegerse en casos de desastres o amenazas que pongan en peligro su integridad o de las instalaciones. Para esto, se deben tener determinadas todas las amenazas posibles y contar con la adecuada estructura organizativa e instalaciones. Se formará también una brigada de emergencia con los conocimientos especializados en situaciones de emergencia, en contacto con los servicios públicos de emergencias y con los elementos necesarios para enfrentar las mismas.

El Plan de Evacuación es el capítulo más importante del plan de emergencia de una instalación. Se trata de la salida organizada de todas las personas que hay en un edificio. Esta acción siempre se llevará a término cuando se considere que la causa que origina el peligro no ha desaparecido y puede provocar que el peligro se extienda por todas las instalaciones. Se debe informar a todos los ocupantes del edificio de cómo tienen que actuar ante una emergencia y realizar simulacros periódicos con el fin de verificar la eficacia del Plan de Emergencia y detectar los posibles errores. Cuando se haya dado la señal de evacuación, todos los ocupantes del establecimiento tienen que salir rápida y ordenadamente, por las vías de evacuación designadas hacia un punto de encuentro seguro designado en el plan en el que se haga un recuento de las personas que hayan abandonado el edificio. Para controlar que se realice la evacuación de manera correcta y que no queden personas dentro del edificio, hay designados evacuadores (uno por edificio).



9.7. EFLUENTES DE PROCESO

Los residuos gaseosos generados en el proceso son:

- Gases de antorcha con contenido de (SO_2 , N_2 , C_3H_8 , CO_2 , H_2O , H_2)
- Aguas ácidas con trazas de ácido sulfhídrico.

Residuos especiales:

Catalizadores del proceso.

Isotanques de MDEA

Pallets de madera y bolsas de envase del catalizador

Residuos ajenos al proceso

Los residuos generados en los sectores ajenos al proceso son:

- Residuos urbanos de los comedores como alimentos, material descartable (platos, cubiertos, vasos, servilletas, etc.), residuos sanitarios (papel higiénico, toallas femeninas, etc)
- Tarimas de madera como mesas escritorio, etc.
- Materiales reciclables como maderas, cartones, vidrios, papeles de oficina.
- Aguas residuales de comedores, sanitarios y vestuarios.
- Residuos del servicio de mantenimiento de jardinería como hojas, ramas



9.8. GESTIÓN Y MANEJO DE RESIDUOS Y EFLUENTES.

Los residuos urbanos y especiales generados serán retirados por una empresa de terceros. Los mismos serán los responsables de su retiro, transporte y disposición final y emitirán un certificado de disposición final

No se mezclarán residuos secos y húmedos, y existirá una separación de residuos en diferentes contenedores para facilitar su posterior manipulación y tratamiento. Por lo tanto, en la planta se encontrarán contenedores de diferentes colores para clasificar a cada grupo o tipo de residuo:



<https://www.coopevian.com/coopevian2021/como-manejar-los-residuos-solidos/>

Contenedores blancos: para los residuos aprovechables secos. Aquí van las botellas de vidrio y de plástico; envases Tetrapak de cartón, bolsas de nylon; hojas de papel, cajas de cartón; latas y envases de metal; material descartable de plástico (cubiertos, platos, vasos, etc.)

Contenedores verdes: para residuos orgánicos aprovechables. Aquí va la comida que puede ser compostada (cascaras de frutas, verduras, huesos) y los restos de jardinería (hojas, ramas, restos de poda).

Contenedores negros: para residuos no aprovechables. Aquí van los residuos sanitarios (papel higiénico, toallas femeninas, servilletas), envases de dulces, cigarrillos, restos de comida preparada, envolturas de papel metalizado, envases de cartón húmedos y manchados de comida, tapabocas y guantes usados.



Contenedores rojos: para residuos peligrosos y de manejo especial. Aquí van los catalizadores agotados, productos explosivos, tóxicos e inflamables y/o radiactivos como baterías, aceites, pilas, aerosoles o algún artefacto tecnológico que se llegara a romper.

Reutilización de inmuebles de maderas

Las tarimas de maderas, mesas de escritorio, etc en desuso y que estén condiciones serán apartadas para su donación a gente que lo necesite como comedores de barrio, por ejemplo. En caso de que no se puedan seguir utilizando como tal, se procederá a destinarlos a carpinterías o aserraderos para que se fabrique aserrín; o en el último de los casos, serán puestos en los contenedores verdes para residuos orgánicos aprovechables, siendo la empresa de recolección de residuos la que le dará su tratamiento y disposición final.

Tratamiento de aguas ácidas

Las aguas acidas resultantes del proceso serán enviadas a la planta de aguas acidas existente en el CILP por lo que dicha planta será la responsable del tratamiento que se le dará y su posterior vuelco al cuerpo de agua o reutilización en otros procesos si lo considera necesario.

Catalizador

Los catalizadores agotados serán enviados al parque de catalizadores agotados en la planta e YPF decidirá qué hacer con el catalizador.



9.9. MATRIZ DE LEOPOLD

La Matriz de Leopold es un método de ponderación de efectos, en el cual a todos los conceptos evaluados hasta el momento se les asigna un valor numérico. Es una lista de control bidimensional: en una dimensión se muestran las características individuales de un proyecto y en la otra se identifican las categorías ambientales que pueden ser afectadas. De este modo, se evalúa el impacto ambiental de todas las etapas del proyecto (construcción y funcionamiento del proceso)

Ponderación de impactos

A partir de la identificación de potenciales impactos, se deben valorar los mismos con un análisis de ponderación. De esta forma se les otorgará un orden de importancia a una acción sobre determinado factor ambiental. Fue realizada la ponderación en hojas de cálculo de Excel

La ponderación de impactos o de efectos se realiza a partir de la siguiente ecuación:

$$I = +/- (3 * IN + 2 * EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC)$$

Dónde:

Intensidad (IN): se refiere a la incidencia de la acción causal sobre el factor impactado en el área en la que se produce el efecto. Se considerarán valores de 1 a 12 para ponderar.

Extensión (EX): se refiere al atributo que refleja la fracción del medio afectada por acción del proyecto. Es el área de influencia teórica del impacto en relación con el entorno. Se valora según:



1 = impacto puntual

2 = impacto parcial

4 = impacto extenso

8 = impacto total

Momento (MO): se refiere al tiempo que transcurre entre la acción y la aparición del impacto. Se valora según:

4 = inmediato o de corto plazo

2 = mediano plazo (1 a 5 años)

1 = largo plazo (más de 5 años)

Persistencia (PE): se refiere al tiempo que permanecería el efecto desde su aparición hasta que el factor afectado retorne a sus condiciones iniciales en forma natural o con medidas correctoras. Se valora según:

1 = fugaz

2 = temporal (entre 1 y 10 años)

4 = permanente (mayor a 10 años)

Reversibilidad (RV): se refiere a la posibilidad de recuperación del componente del medio o factor afectado, únicamente de forma natural después de que la acción ha finalizado. Cuando un efecto es reversible retornará a la condición inicial una vez transcurrido el tiempo de permanencia. Se valora según:

1 = corto plazo (menos de un año)

2 = mediano plazo (1 a 5 años)

4 = irreversible (más de 10 años)



Sinergia (SI): contempla el reforzamiento de dos o más efectos simples. El componente total de la manifestación de los efectos simples, provocados por acciones que actúan simultáneamente, es superior a la que se podría esperar de la manifestación de los efectos cuando las acciones que las provocan actúan de manera independiente, no simultánea. Se valora según:

1 = acción no sinérgica

2 = sinergismo moderado

4 = altamente sinérgico

Acumulación (AC): se refiere al aumento del efecto cuando persiste la causa.

Se valora según:

1 = efecto no acumulativo

4 = efecto acumulativo

Efecto (EF): se refiere a la relación causa-efecto, es decir, a la forma de manifestación de un efecto sobre un factor. Se valora según:

1 = efecto indirecto o secundario

4 = efecto directo

Periodicidad (PR): se refiere al ritmo de aparición del impacto. Se valora según:

4 = efecto continuo

2 = efecto periódico

1 = efecto discontinuo

Recuperabilidad (MC): se refiere a la posibilidad de recuperar las condiciones de calidad ambiental iniciales, como consecuencia de la aparición de medidas correctoras. Se valora según:



1 = recuperación total e inmediata

2 = recuperación total a mediano plazo

4 = recuperación parcial por mitigación

8 = irrecuperable

Como criterio de evaluación los valores de importancia se asignan en un rango de 0 a 20, por lo que todos los valores de los atributos fueron normalizados a tal fin, de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$\text{Valor normalizado} = 1 - \frac{(\text{Valor máx} - \text{Valor medido})}{(\text{Valor máx} - \text{Valor min})}$$

De acuerdo con su valor de importancia, el impacto puede considerarse:

Impacto muy bajo: ≤ 4
Impacto bajo: $4 < i \leq 8$
Impacto moderado: $8 < i \leq 12$
Impacto alto: $12 < i \leq 16$
Impacto crítico: > 16

Finalmente, según las matrices de ponderación se realiza la matriz de valoración de impactos completando los valores obtenidos en las matrices de ponderación calculadas en Excel y arrojan los siguientes valores.

- Etapa de construcción: valor de impacto de 3,6(-), valor muy bajo.
- Etapa de funcionamiento: valor de impacto de 4,3 (-), valor bajo.

A continuación adjuntaremos las matrices correspondientes:



MATRIZ DE IDENTIFICACION DE EFECTOS		MEJORA Y AMPLIACION DE PLANTA CLAUS																					
		ETAPA DE CONSTRUCCIÓN								ETAPA DE FUNCIONAMIENTO													
		Limpieza del terreno e instalación del obrador 1	Desmonte, relleno del terreno, compactación y nivelación 2	Movimiento de suelos para excavaciones 3	Fundaciones de hormigón armado 4	Montaje de naves industriales e instalaciones especiales 5	Construcción red vial interna 6	Obras menores de albañilería 7	Pintura, trabajos de terminación, y limpieza 8	CONSTRUCCION DE LA PLANTA	Ingreso de la materia prima por oleoductos	Seccion SRU CLAUS				Seccion TGTU SCOT							
												Acondicionamiento de la materia prima	Produccion de azufre en el horno	Produccion de azufre en el reactor con catalizador y condensacion posterior	Envio del gas de cola a seccion TGTU SCOT	Compresion del gas de cola	Precalentamiento en horno de la alimentación al reactor	Hydrogenacion del gas de cola en el reactor	Absorcion con MDEA del H2S y CO2 presente en el efluente del reactor	Recuperacion del H2S del efluente por un sistema de membranas PSA	Reciclo del H2S a la seccion SRU CLAUS	Almacenamiento del azufre en piletas subterranas	Mantenimiento correctivo y preventivo de las instalaciones
FACTORES SUSCEPTIBLES DE SER AFECTADOS POR POTENCIALES																							
Medio Natural	Medio fisico inerte	Aire	Contaminación por emisiones gaseosas	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		
		Contaminación por material particulado	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
		Calidad acústica	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
	Suelos	Capacidad de uso																					
		Topografía																					
		Compactación		X																			
		Permeabilidad		X				X															
	Agua	Contaminación por vertidos	X	X		X		X				X		X						X	X		
		Modificación de los patrones de infiltración y escurrimiento		X																			
		Impermeabilización de áreas de recarga																					
	subt.	Depleción y abatimiento																					
		Contaminación por percolado	X	X	X		X	X				X		X				X		X		X	
superf	Contaminación química	X	X	X		X	X				X		X				X		X	X	X		
	Aporte a la escorrentía		X			X	X																
Fibra	Abundancia																						
	Diversidad																						
Fauna	Abundancia																						
	Diversidad																						
Medio Antrópico	Paisaje	Calidad intrínseca																					
		Valoración perceptiva																					
	Población	Seguridad Pública y Riesgos por desastres naturales y tecn	X	X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
		Generación de residuos	X	X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
	Condiciones higiénicas	Riesgo de inundaciones o anegamiento																					
		Actividades económicas afectadas																					
	Economía	Actividades económicas inducidas																				X	
		Ingresos Públicos																				X	
		Economía Local/Regional																				X	
	Uso del suelo	Valor de la tierra																					
		Subdivisión de la tierra																					
	Infraestructura	Competencia de usos del suelo																					
Sistema circulatorio vehicular - Accesibilidad y conectividad		X	X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		
servicios	Sistema circulatorio vehicular - Accesibilidad a propiedades frentistas.																						
	Recolección y transporte de residuos.	X	X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		
	Sistema de distribución de energía eléctrica								X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		



9.10. ¿Cómo obtener el Certificado de Aptitud Ambiental?

Todo emprendimiento que esté previsto realizarse, y que pueda generar impacto ambiental, debe tramitar el C.A.A. según su categorización y previo a su puesta en marcha.

La ley 11.459 regula la radicación de industrias en la Provincia de Buenos Aires que deberán contar con un Certificado de Aptitud Ambiental, como requisito obligatorio indispensables para que los municipios los habiliten.

La obtención de C.A.A es un requisito previo y obligatorio para la habilitación de los establecimientos tanto industriales como los que brindan servicios, y para la aprobación y futura ejecución de los proyectos. Sin la emisión del C.A.A. no pueden desarrollar actividad.

El procedimiento establece que en una 1° fase el OPDS ordena, a través del Nivel de Complejidad Ambiental (NCA), en 1ra, 2da o 3ra categoría a todas las industrias que deseen radicarse.

Seguidamente, en la fase 2 de Evaluación, las categorías 1 y 2 deben continuar el trámite con el municipio y los establecimientos de categoría 3 en OPDS. Como requisitos en esta fase de evaluación ambiental, se requiere a las empresas la presentación de un Estudio de Impacto Ambiental.

Luego de haber evaluado toda la documentación se otorga el Certificado de Aptitud Ambiental del Proyecto (CAAP), por el cual se autoriza la ejecución de obras y a través del cual se deja establecido en el caso de ser necesario, un Programa de Adecuaciones, Medidas para gestionar impactos ambientales negativos, entre otros requerimientos.

Finalmente, en la 3° fase se verifica el cumplimiento de lo declarado por la industria en la fase 2 y los requerimientos establecidos en el CAAP por la autoridad evaluadora. Esta fase concluye con la emisión del Certificado de Aptitud Ambiental (CAA), que tiene una vigencia de 2 años.



Requisitos para la obtención del certificado de aptitud ambiental

- Nota de solicitud de trámite del certificado

El usuario deberá presentar a través del portal web www.sitdt.gba.gov.ar la siguiente información, llenando los campos correspondientes:

Nombre del proyecto

Nombre del profesional debidamente inscripto en el Registro Único de Profesionales Ambientales y Administradores de Relaciones (Profesional RUPAYAR) aprobado por Resolución OPDS N° 489 /19

Todos los documentos ambientales que se ingresarán en formato digital deberán estar firmados ológrafa por un Profesional RUPAYAR.

Deberá incorporarse, en cada parte pertinente, la nómina, los datos de contacto y la firma de cualquier otro profesional que hubiera participado parcialmente en la elaboración del Estudio de Impacto ambiental y/o sus estudios específicos o complementarios

Polígono afectado al proyecto

Deberá delimitarse el polígono afectado al proyecto mediante coordenadas geográficas. En caso de que fuera una sola parcela y el proyecto no abarcara la totalidad del espacio comprendido por ésta, deberá incluirse el polígono interno que represente exactamente el espacio afectado al proyecto. En caso de que el proyecto comprendiera muchas parcelas, se procederá de la misma forma, insertando el polígono inter-parcelario.

Instrumentos legales para explotación del espacio

Deberán individualizarse aquellos instrumentos que otorguen derecho al uso del espacio afectado en caso de corresponder.

Certificado de zonificación con equivalencias a lo establecido por Art. 40 y concordantes del Decreto N° 1741/96. En la autorización previa deberán indicarse la ubicación, actividad, capacidad de producción, superficie total y demás condiciones que se exija para obtener la autorización.



Estudio de Impacto Ambiental

(EsIA) El EsIA deberá estar firmado por un Profesional RUPAYAR aprobado por Resolución OPDS N° 489/19. El mismo debe contener lo siguiente:

CAPÍTULO 1 – INTRODUCCIÓN

1. NOMBRE y UBICACIÓN DEL PROYECTO

Nombre del emprendimiento. Espacio afectado al proyecto: Partido - Municipio; Poligonal con coordenadas Geográficas.

2. OBJETIVOS Y ALCANCE DEL PROYECTO

Objetivos y finalidades (Fundamentación del proyecto y Justificación ambiental)
Breve descripción sobre los alcances del proyecto considerando las dimensiones: Ambientales- Económicas– Tecnológicas – De Infraestructura.

3. ORGANISMOS/ PROFESIONALES INTERVINIENTES

Institución/ Empresa/ Consorcio/ UTE/ Entes/ Organismos promotores y ejecutores del proyecto. Nombre y acreditación del/los representantes/s legal/es. Datos de contacto. Nombre del/los representantes/s Técnico/s que intervinieron en la elaboración del EsIA y datos de contacto.

CAPÍTULO 2– DESCRIPCIÓN DE PROYECTO

1. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

Alternativas de localización y/o técnicas propuestas. Criterios ambientales de selección. Análisis y conclusiones de la alternativa seleccionada.

2. MEMORIA DESCRIPTIVA DEL PROYECTO

Descripción detallada identificando la totalidad de sus componentes y su ubicación, en todas sus etapas.

CAPÍTULO 3 –CARACTERIZACION DEL AMBIENTE.

1. DESCRIPCIÓN DEL SITIO



Síntesis diagnóstica con la identificación de áreas ambientales y análisis del entorno; mapeo de sitios de importancia y/o conflicto áreas de fragilidad y sitios de patrimonio natural y cultural (histórico, arqueológico, arquitectónico, etc.), bosques nativos, reservas y/o áreas protegidas.

2. ÁREA DE INFLUENCIA

Definición del espacio comprendido como área de influencia directa e indirecta del proyecto, justificación. Situación actual del área de influencia directa y tendencia de crecimiento. Mencionar proyectos/actividades que se encuentren en el área de influencia directa y que pudieran provocar efectos sinérgicos sobre el ambiente.

3. MEDIO FÍSICO

Geología y geomorfología. Hidrología e hidrogeología. Edafología. Variables climáticas (vientos, régimen de lluvias, presión atmosférica, temperatura, etc.). Balance hídrico.

4. MEDIO BIOLÓGICO

Flora y fauna. Caracterización del ecosistema, describiendo situaciones de vulnerabilidad, hábitats naturales declarados de importancia para su conservación (sitios RAMSAR, AICAs, etc.).

5. MEDIO ANTRÓPICO

Características de la población (centros poblados/viviendas y/o edificaciones aisladas en el área de influencia directa). Características socioculturales. Infraestructura de servicios (existente y/o interferencias). Interacción con el Paisaje interpretado como elemento perceptual.

6. GENERACIÓN DE DATOS PRIMARIOS. Generación de información primaria en relación de todas las variables ambientales potencialmente afectadas por el desarrollo del proyecto.

CAPÍTULO 4 – IDENTIFICACIÓN Y VALORACIÓN DE IMPACTOS AMBIENTALES



1. METODOLOGÍA

Breve descripción de las metodologías seleccionadas para la valoración de los impactos.

2. ACCIONES DEL PROYECTO Identificación de las acciones capaces de generar cambios en el medio físico, biológico y/o socioeconómico en cada una de las fases del proyecto.

3. POTENCIALES IMPACTOS AMBIENTALES

Definición y descripción de los efectos o impactos sobre los factores ambientales y funciones de todo ecosistema presente en el área del proyecto y su área de influencia; efectos sinérgicos con otros proyectos. Criterios utilizados en la valoración de los impactos.

4. CONCLUSIONES A PARTIR DE LA IDENTIFICACIÓN DE IMPACTOS.

CAPITULO 5- MEDIDAS PARA GESTIONAR IMPACTOS AMBIENTALES

(Prevención, Mitigación, Corrección y Compensación). Descripción de las medidas que se adoptarán para prevenir y mitigar los impactos negativos del proyecto y las acciones de corrección y/o compensación que se llevarán a cabo, confrontadas con los potenciales impactos, indicando el momento de aplicación y su ubicación espacial.

CAPÍTULO 6- PLAN DE GESTIÓN AMBIENTAL

Se deberá definir para cada etapa de proyecto: ejecución / finalización de obra / operación o funcionamiento / mantenimiento / cese / abandono).

1. PROGRAMAS DE SEGUIMIENTO Y CONTROL AMBIENTAL

Seguimiento de las medidas establecidas (cumplimiento legal, permisos y autorizaciones, capacitaciones, relaciones institucionales, etc.)

2. PROGRAMA DE MONITOREO Identificación de los recursos a monitorear, parámetro, sitio, frecuencia, etc.



3. PROGRAMA DE CONTINGENCIAS AMBIENTALES

Descripción de los Subprogramas de contingencias ambientales identificados.

4. PROGRAMA DE DIFUSIÓN

Acciones comunicacionales previstas, a través de los medios de comunicación social o mediante contacto directo con la población en general y/o todo tipo organismo público – privado (municipal, provincia, nacional, internacional).

CAPITULO 7-ANEXOS

- Planos PFD, croquis del proyecto.
 - Protocolos de análisis y/o de medición;
 - Documentos, cartillas con las especificaciones técnicas de los principales
 - equipos (en castellano);
 - Matriz de Leopold
 - Estudios especiales
-
- Factibilidad de provisión e informe sobre los consumos máximos estimados de agua, energía eléctrica y gas.
 - Constancia de inicio de trámite para la obtención del permiso de vuelco de efluentes líquidos industriales expedido por el organismo con competencia.
 - Croquis con identificación de equipos o instalaciones productores de efluentes gaseosos, líquidos, sólidos y/o semisólidos.
 - Indicar grado de inundabilidad del predio (escala de detalle). Adjuntar Certificado de Aptitud Hidráulica o constancia de inicio del trámite correspondiente.



- Permiso de perforación del recurso hídrico subterráneo y disponibilidad de agua según lo establecido en Res. N° 289/08 de la Autoridad del Agua, o en su defecto constancia de presentación de los requisitos exigidos en Anexo I de dicha normativa a efectos de la obtención del permiso aludido.
- Barrera forestal según la Ley 14.440 – Resolución N° 85/11.
- Descripción de elementos e instalaciones para la seguridad y preservación de la salud del personal y prevención de accidentes, en función de la cantidad de personal y grado de complejidad y peligrosidad de la actividad industrial a desarrollar.

9.11. CONCLUSIONES

Considerando la información procesada como parte del Estudio de Impacto Ambiental, se concluye que la Evaluación de Impacto Ambiental del proyecto Planta Claus, que enfoca tanto el punto de vista ambiental como el socioeconómico, presenta una matriz de valoración de efectos con impactos negativos, pero de intensidades muy leves o moderadas, duración temporal, dimensión localizada y reversibles o mitigables.

Los impactos de mayor peso son aquellos relacionados con desastres tecnológicos, como derrames accidentales y emisiones de gases peligrosos. Sin embargo, es muy poco probable que estos eventos se desencadenen, considerando que serán implementadas las medidas de seguridad adecuadas y que aquellos efluentes contaminados serán tratados según corresponda. Por lo tanto, el riesgo se reduce significativamente.

Adoptando medidas preventivas y de mitigación, estructuradas mediante un plan de gestión ambiental, se administrarán todos aquellos aspectos que representen una incidencia negativa sobre el entorno. Este plan considera, además, el correcto manejo y disposición de los residuos domésticos e industriales no peligrosos.



Por último, es importante considerar el impacto positivo del funcionamiento de la planta. La planta evita que se emita a la atmosfera grandes cantidades de H₂S que generarían un gran impacto negativo al ambiente provocando lluvia ácida además de contaminación atmosférica afectando la salud de la población. El funcionamiento de la planta genera beneficios ambientales y salubres además de que el H₂S se recupera como azufre que se vendería para la producción de H₂SO₄ principalmente

Habiéndose presentado en este apartado los estudios requeridos por la Entidad Ambiental Competente (OPDS), deberá ser presentado a la OPDS para verificar que cumpla con todos requisitos que exige esta entidad, quedando a la espera de la aprobación del Certificado de Aptitud Ambiental, con previa visita de Auditoría.



10. ESTUDIO ECONÓMICO

El análisis económico pretende determinar cuál es el monto de los recursos económicos necesarios para la realización del proyecto, cuál será el costo total de operación de la planta (abarcando las funciones de producción, administración y ventas), así como también, otra serie de indicadores que servirán como base para la parte final y definitiva del proyecto.

Para la evaluación económica se considera que se trabaja con moneda constante, por lo cual se estima que la inflación en el período de estudio es nula. La moneda de referencia utilizada para el desarrollo del presente estudio es el dólar estadounidense, con tipo de cambio de 1 USD= \$198 (3/03/23)

El estudio se basa en la producción de 26.130 Ton/año de azufre líquido.

10.1. INVERSIÓN

Las inversiones son las erogaciones de dinero realizadas con el objetivo de obtener ingresos a futuro que permitan recuperar los fondos invertidos y lograr un beneficio. Por lo que las inversiones que se requieren para operar son inversiones en activo fijo y diferido, ambas sujetas a depreciación y amortización, y el capital de trabajo. Antes de que una planta industrial esté en condiciones para comenzar a producir, se debe aportar una gran suma de dinero para comprar e instalar la maquinaria y el equipamiento necesario. Se deben obtener terrenos e instalaciones de servicio, y la planta debe ser construida por completo, con todas las tuberías, controles y servicios. Además, es necesario disponer de dinero para el pago de los gastos que implica la operación de la planta. El capital necesario para suministrar las instalaciones de fabricación y planta se denomina inversión de capital fijo, mientras que el necesario para el funcionamiento de la planta se denomina capital de trabajo. La suma de la inversión de **capital fijo** y el **capital de trabajo** se conoce como inversión de capital total



10.1.1. CAPITAL FIJO

Este tipo de inversión está destinada a la adquisición de los bienes materiales de la empresa y a los bienes necesarios para el funcionamiento de esta.

La inversión de Capital Fijo suele subdividirse en Costos Directos y Costos Indirectos.

- Costos Directos: representan el capital necesario para el equipo de proceso instalado con todos los auxiliares necesarios para la operación completa del proceso. Los gastos de tuberías, instrumentos, aislamiento, cimientos y preparación del sitio son ejemplos típicos que se incluyen en esta categoría.
- Costos Indirectos: el capital fijo requerido para los gastos generales y para todos los componentes de la planta que no están directamente relacionados con la operación del proceso se designan como costos indirectos. Estos incluyen los gastos generales de construcción, de supervisión, gastos de ingeniería, honorarios de contratistas e imprevistos.

10.1.1.1. COSTO DE EQUIPOS

$$C_{t2} = C_{t1} \left(\frac{In_{t2}}{In_{t1}} \right)$$

A partir de las hojas de especificación de los equipos diseñados se estimaron los costos utilizando el método en el libro Plant Design and Economics for Chemical Engineer's 5ta edición de Peters y Timmerhaus. Este se basa en escalar equipos para obtener el costo aproximado de los mismos. El factor de escala varía según el tipo de equipo y en función de una capacidad específica, que podrá ser el volumen, el duty, la potencia, según el caso.



Donde

- C: Costo
- I: Índice
- t1: año base en el cual se tomó el costeo
- t2: año en el cual se quiere cotizar (si no se tiene el del año tomar el más próximo)

Inventory Index Factors for 2017

Index values as published by Marshall & Swift Valuation Service 01/2017

1/18/2017

Index Code: A Average For All

Year	Index Factor	Index Value
2017	1.0000000	1593.7
2016	1.0072050	1582.3
2015	0.9972467	1598.1
2014	1.0171040	1566.9
2013	1.0263390	1552.8
2012	1.0372270	1536.5
2011	1.0792310	1476.7
2010	1.1017630	1446.5
2009	1.0716110	1487.2
2008	1.1440780	1393
2007	1.1772050	1353.8
2006	1.2501570	1274.8
2005	1.3084560	1218
2004	1.4063710	1133.2
2003	1.4317670	1113.1
2002	1.4535750	1096.4
2001	1.4560990	1094.5
2000	1.4895780	1069.9
1999	1.5002350	1062.3

Imagen 10.1.1.1-1: Factores para cotizar equipos. Fuente. Catedra Integración V

EQUIPO	CANTIDAD	COSTO unitario US\$	Costo US\$	Costo total (equipo + %50 instalación)
Reactores	5	7.331.915,96	36.659.579,82	54.989.369,73
Catalizador (Tn)	60,48	35.000	2.116.800	3.175.200
Intercambiadores Calor	9	949.193	8.542.736,32	12.814.104,48
Condensador	1	1.566.420,64	1.566.420,64	2.349.630,96
Columnas	7	109.987,60	769.913,19	1.154.869,79
Bombas	8	166.290,56	1.330.324,45	1.995.486,67
Compresores	1	3.071.727,47	3.071.727,47	4.607.591,21
Tanques	1	1.643.244,87	1.643.244,87	2.464.867,31
Flashes	4	115.154,95	460.619,78	690.929,67
Hornos cilindrico vertical	1	835.032,52	835.032,52	1.252.548,79
Horno de reaccion	1	3.114.965,19	3.114.965,19	4.672.447,78
Calderas	1	14.000.000,00	14.000.000,00	114.000.000
Total Equipo adquirido US\$				104.167.046,40

Tabla 10.1.1.1-1: cotización de equipos. Fuente: elaboración propia



Para calcular los activos fijos, se hacen estimaciones basadas en el porcentaje del costo de equipo adquirido. Los porcentajes recomendados por la bibliografía "Plant Design and Economics for Chemical Engineers - Timmerhaus" para cada rubro son detallados a continuación.

CAPITAL FIJO		
COSTOS DIRECTOS	%sobre equipo adquirido	US\$
Equipo adquirido	-	104.167.046,40
Extra-terreno	0%	0,00
Obra civil	25%	26.041.761,60
Piping	10%	10.416.704,64
Instrumentación y control	10%	10.416.704,64
Instalación eléctrica	8%	8.333.363,71
OSBL	15%	15.625.056,96
Paro	5%	5.208.352,32
Extra-equipo	0%	0,00
COSTOS INDIRECTOS		
Ingeniería	8%	8.333.363,71
Contratos	2%	2.083.340,93
Contingencias	8%	8.333.363,71
TOTAL		198.959.058,62

Tabla 10.1.1-2: Cálculo capital fijo. Fuente: elaboración propia

10.1.2. CAPITAL DE TRABAJO

Se determina el capital de trabajo como la diferencia aritmética entre el activo de trabajo o circulante y el pasivo de trabajo o circulante.

$$\text{Capital de trabajo} = \text{Activo circulante} - \text{Pasivo circulante}$$

Activo circulante

El activo circulante se compone de el Inventario, Cuentas por cobrar, y Cajas y Bancos. A continuación, se calculará cada uno.



Inventario

Incluye el stock de materias primas, insumos y aditivos (1) y el stock de subproductos o productos terminados (2).

Teniendo en cuenta condiciones de seguridad, y que tanto el hidrogeno como los gases agrios se reciben por ductos, el costo asociado al primer punto solo considerará la MDEA y los catalizadores. Es necesario conocer el precio unitario de cada ítem y la cantidad almacenada.

- MDEA: para el proceso se requieren 275.913 Tn/año.
Se contará con un stock almacenado de 551.826 toneladas. Esto representa un costo de 3.310.956 US\$
- Catalizadores: se considera la cantidad necesaria para 2 cargas, es decir, se debe tener una disponible en almacenes. Siendo que entre los dos reactores se requieren unas 60,5 Tn, el total sería 121 tn. Esta cantidad representaría un costo de 4.235.000 US\$.

El segundo punto se computa como el costo asociado a la máxima cantidad de productos y subproductos que pueden almacenarse dentro de la planta. Para el cálculo de este punto se consideran el tanque de azufre. El mismo mismos tienen una capacidad de almacenamiento de 390 Tn (producción de 5 dias de 78 Tn de azufre) , que representa un valor de 82.680 US\$.

INVENTARIO			
Insumo y MP	Cantidad (Tn)	Precio US\$	Costo US\$
MDEA	551.826	6	3.310.956
Catalizador	121	35.000	4.235.000
Producto terminado	390	212	82.680
TOTAL US\$			7.628.636

Tabla 10.1.2-1: Calculo inventario. Fuente: elaboración propia



Cuentas por cobrar

Las cuentas por cobrar se calculan como el dinero correspondiente a los ingresos que se generan por las ventas de los productos y subproductos en un mes del año inicial Año 1) de inicio de producción. Es la inversión necesaria como consecuencia de vender a crédito. Depende del Período Promedio de Recuperación (PPR) en que la empresa recupera el capital. Considerando un crédito de 100%, el PPR será 60%

CUENTAS POR COBRAR		
$Cuentas\ por\ Cobrar = CxC = \left(\frac{Ventas\ Anuales}{365} \right) PPR$		
Ventas anuales	6.007.170	US\$
PPR	0,6	
Cuentas por cobrar	9.874,80	US\$

Tabla 10.1.2-2: Cálculo cuentas por cobrar. Fuente: elaboración propia

Las condiciones de pago serán de treinta días a partir del momento en que se despacha el producto.

Cajas y bancos

Las cajas y bancos también denominado “Valores e inversiones”, es el efectivo que siempre debe tener la empresa para afrontar los gastos cotidianos e imprevistos. Se estima entre un 10 y un 20% (15% promedio) del monto total invertido en inventarios y cuentas por cobrar.



CAJA Y BANCOS		
$Caja\ y\ Bancos = CyB = \frac{15}{100} (Inventarios + Cuentas\ por\ Cobrar)$		
Inventario	7.628.636	US\$
Cuentas por cobrar	9874,80	US\$
Cajas y Bancos	1.145.776,62	US\$

Tabla 10.1.2-3: Calculo cajas y bancos. Fuente: elaboración propia

Finalmente, se calcula el Activo Circulante total.

Activo Circulante = Inventario + Cuentas por cobrar + Cajas y Bancos

TOTAL ACTIVO CIRCULANTE	8.784.287,42	US\$
--------------------------------	---------------------	-------------

Pasivo Circulante

Está constituido por los créditos a corto plazo en concepto de impuestos, servicios y proveedores, y se estima tomando como base el valor de la Tasa Circulante, la cual se sugiere que sea mayor o igual a 3 para la evaluación de proyectos.

$$Tasa\ Circulante = TC = \frac{AC}{PC} \geq 3$$

Donde:

TC = Tasa Circulante

AC = Activo Circulante

PC = Pasivo Circulante



Despejando PC, se obtiene:

$$PC = AC/3$$

Activo Circulante	US\$ 8.784.287,42
Tasa circulante	3
PASIVO CIRCULANTE	US\$ 2.928.095,81

Tabla 10.1.2-4: Calculo Pasivo circulante. Fuente: elaboración propia

Teniendo el Activo y el Pasivo Circulante, se puede calcular el capital de trabajo:

CAPITAL DE TRABAJO		
<i>Capital de trabajo = Activo circulante - Pasivo circulante</i>		
AC	8.784.287,42	US\$
PC	2.928.095,81	US\$
CAPITAL DE TRABAJO	5.856.191,61	US\$

Tabla 10.1.2-5: Calculo capital de trabajo. Fuente: elaboración propia

10.1.3. INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL

Para evaluar los impactos económicos de una nueva planta industrial, se requiere conocer los antecedentes económicos del proyecto. La suma de la inversión en equipos más accesorios y el capital de trabajo se conoce normalmente como CAPEX.

$$CAPEX = FCI + WC$$

Donde:

FCI = Inversión de capital fijo

WC = Capital de trabajo



INVERSION DE CAPITAL TOTAL (CAPEX)	
CAPEX = FCI + WC	
FCI (Capital fijo)	198.959.058,62 US\$
WC (Capital trabajo)	5.856.191,61 US\$
INVERSION TOTAL	204.815.250,23 US\$

10.2. INGRESOS POR VENTAS

Las ventas determinan la entrada de dinero a la empresa y dependen directamente de la producción (cantidad), como del mercado (precio y cantidad).

Los ingresos del proyecto provienen únicamente de la venta de azufre líquido que haga YPF, siendo los destinos la planta de alquiler LAS y AGRO-YPF.

El azufre de los CLAUS se puede vender para la producción de H₂SO₄ (que termina como materia prima de una unidad de alquiler) o como materia prima directa para la sulfonación de las bases detergentes.

En el CILP se usa un precio interno que es la diferencia del precio IP del LAS (lineal alquiler sulfonado) y el EP; esto se debe a que los contratos en firme se hacen a IP y el sobrante de producción de LAS se exporta por lo que se toma un precio de transferencia interna entre estos ya mencionados.

Proyección de Ingresos

El precio de Azufre CLAUS en nuestro periodo de evaluación de 14 años hasta 2034 oscilará alrededor de los 211 y 212 US\$/Tn para cuando la planta empiece a operar, según una proyección de precios del CILP:



PRODUCTO	UNIDAD	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
LAS	USD/Tn	1634	1638	1625	1616	1575	1571	1567	1563	1560	1556	1552	1548
LAS ADICIONAL	USD/Tn	1432	1437	1422	1412	1365	1361	1356	1352	1348	1344	1340	1336
AZUFRE CLAUS	USD/Tn	202	201	203	204	210	210	211	211	212	212	212	212

Tabla 10.2-1: proyección de precios del azufre. Fuente: Datos-CILP.Diseño-elaboración propia

Se supondrá que hasta 2034 el precio permanecerá en los 212 US\$/Tn. A continuación, se presentan los resultados de la proyección de ingresos por ventas durante los primeros 13 años de producción. Se considera que el primer año es de evaluación de proyecto, los dos siguientes son de construcción, y recién el cuarto año comienza la producción.

INGRESOS POR VENTAS			
Año	Tn/año Azufre	Precio Azufre US\$	Total US\$
2022	0	-	-
2023	0	-	-
2024	0	-	-
2025	28.470	211	6.007.170
2026	28.470	211	6.007.170
2027	28.470	212	6.035.640
2028	28.470	212	6.035.640
2029	28.470	212	6.035.640
2030	28.470	212	6.035.640
2031	28.470	212	6.035.640
2032	28.470	212	6.035.640
2033	28.470	212	6.035.640
2034	28.470	212	6.035.640

Tabla 10.2-2: Calculo ingresos por ventas. Fuente: elaboración propia



10.3. EGRESOS POR COMPRAS

En esta sección se considerarán los gastos por la compra de la materia prima, teniendo en cuenta la evolución de los precios considerando un 2% de inflación por año para el hidrogeno de refinería. Para nuestro proceso las materias primas empleadas son: Gases agrios (de las plantas de Amina y despojadores de agua ácida SWS), e Hidrógeno.

Materia Prima	Tn/año	Precio US\$	Total US\$
GASES AGRIOS	52.816,91	2,6	137.323,97

Año	Materia Prima	Tn/año	Precio US\$	Total US\$
2022	Hidrogeno	-	-	-
2023	Hidrogeno	-	-	-
2024	Hidrogeno	-	-	-
2025	Hidrogeno	141,87	2.990	424.191,30
2026	Hidrogeno	141,87	3.050	432.703,50
2027	Hidrogeno	141,87	3.111	441.357,57
2028	Hidrogeno	141,87	3.174	450.295,38
2029	Hidrogeno	141,87	3.237	459.233,19
2030	Hidrogeno	141,87	3.302	468.454,74
2031	Hidrogeno	141,87	3.368	477.823,83
2032	Hidrogeno	141,87	3.435	487.380,31
2033	Hidrogeno	141,87	3.504	497.127,92
2034	Hidrogeno	141,87	3.574	507.070,48

Año	Total US\$
2022	0
2023	0
2024	0
2025	561.515,27
2026	570.027,47
2027	578.681,54
2028	587.619,35
2029	596.557,16
2030	605.778,71
2031	615.147,81
2032	624.704,29
2033	634.451,89
2034	644.394,45

Tabla 10.3-1: Calculo egresos por compras. Fuente: elaboración propia



10.4. COSTOS DE PRODUCCIÓN

Está dividido en Costos fijos y Costos variables.

10.4.1. COSTOS VARIABLES

Dentro de estos gastos se encuentran los costos de suministros y servicios generales.

En este punto se tendrá en cuenta el consumo eléctrico de los equipos instalados, el consumo eléctrico, vapor y agua de los servicios auxiliares.

Consumo eléctrico				
Equipo	Cantidad	Potencia KW	Horas funcionando	KWh
Bombas Claus	3	2,24	24	161,28
Bombas SCOT	1	1,31	24	31,44
Compresor	1	811,32	24	19.471,68
Soplador de aire	1	260,99	24	6.263,76
Total KWh/año				9.463.778,40

Consumo de gas		
Equipo	Cantidad	m3/año
Hornos	2	200.000.000

Consumo de agua	
Equipo	m3/año
Condensador Claus	527.516,52
Calderas	84.221,21
Intercambiadores calor	384.776,41
Total	996.514,14

Consumo de suministros	
Quimico	Tn/ año
MDEA	275.913

Tabla 10.4.1-1: Calculo consumo de utilities. **Fuente:** elaboración propia



Servicio	Cantidad	Precio US\$	Costo US\$/ año
Energia electrica kWh	9.463.778,40	0,07	632.858,82
Agua(Tn)	996.514,14	2,00	1.993.028,28
Gas Mm3	200,00	90,00	18.000,00
MDEA (Tn)	275.913,00	6,00	1.655.478,00
TOTAL			4.299.365,10

Tabla 10.4.1-2: Calculo de costo de consumo de utilities. Fuente: elaboración propia

10.4.2. COSTOS FIJOS

Para la estimación de los costos fijos se consideran los sueldos de la mano de obra de operación junto con la depreciación, impuestos, seguros.

Mano de obra de operación

La mano de obra no se tendrá en cuenta

Para el cálculo de los demás factores mencionados, se toman los siguientes porcentajes aproximados, brindados por la bibliografía: "Plant Design and Economics for Chemical Engineers - Timmerhaus".

- **Mantenimiento:** 3 % del total de capital fijo
- **Costos de laboratorio:** 5 % del costo de salarios
- **Patentes:** 1 % del costo total de producto
- **Contratos:** 2 % del costo total de producto
- **Impuestos:** 1 % del margen bruto
- **Seguro:** 1% del total de capital fijo

El costo total del producto se consideró como el costo de la materia prima. Se calculan, entonces, los factores previamente mencionados. Se presentan los resultados a continuación:



Item	Calculo	US\$
Mantenimiento	3% del capital fijo	5.968.771,76
Costos de laboratorio	5% del cálculo salario	0,00
Patentes	1% del costo total de producto	0,00
Contratos	2% del costo total de producto	
	2025	11.230,31
	2026	11.400,55
	2027	11.573,63
	2028	11.752,39
	2029	11.931,14
	2030	12.115,57
	2031	12.302,96
	2032	12.494,09
	2033	12.689,04
	2034	12.887,89
Impuestos	1% del margen bruto	
	2025	54.456,55
	2026	54.371,43
	2027	54.569,58
	2028	54.480,21
	2029	54.390,83
	2030	54.298,61
	2031	54.204,92
	2032	54.109,36
	2033	54.011,88
	2034	53.912,46
Seguro	1% del capital fijo	1.989.590,59

Tabla 10.4.2-1: Calculo costo de ítems de costos fijos. **Fuente:** elaboración propia



Costos fijos totales

Año	US\$
2025	13.232.401,52
2026	13.232.486,64
2027	13.232.857,88
2028	13.232.947,26
2029	13.233.036,64
2030	13.233.128,85
2031	13.233.222,54
2032	13.233.318,11
2033	13.233.415,58
2034	13.233.515,01

Tabla 10.4.2-3 Cálculo de costos fijos totales **Fuente.** Elaboración propia

10.5. ÍNDICES DE RENTABILIDAD

Antes de presentar el cuadro de resultados de flujo de fondos, se definirán algunos conceptos.

- **Margen** = Ingresos – Egresos
- **OPEX** = Costos Variables + Costos Fijos
- **EBITDA** = Margen – OPEX
- **Amortización** = $100\% * CAPEX / 10$
 - Siendo 10 los años de evaluación del proyecto.
- **EBIT** = EBITDA – Amortizaciones
- **IG** = EBIT * Tasa IG
 - **Tasa IG** para Argentina = 25% (porque CLAUS es parte del CILP)
- **EBT** = EBITDA – IG



- **NI = EBT – Intereses y Pagos**
- Los Intereses y Pagos están relacionados con el crédito solicitado a los accionistas.
- **Tasa de corte** seleccionada = 12%

En cuanto al préstamo solicitado a los Accionistas, será del 100% del CAPEX calculado. Este monto será recibido en tres cuotas:

Erogación			
1	8%	\$	16.385.220
2	70%	\$	143.370.675
3	22%	\$	45.059.355

Tabla 10.5-1: Calculo de las erogaciones del préstamo. **Fuente:** Elaboración propia

Se pagará a 10 años, con una tasa de interés del 7%.

Préstamos		
Tipo	Bancario	Accionistas
Préstamo %	0%	100%
Préstamo	\$ -	\$ 204.815.250
Tasa	5%	7%
Años	0	10
Cuota	\$ -	\$ 20.481.525,02
Interés	\$ -	\$ 1.433.706,75
Pago Accionistas	\$ -	\$ 21.915.231,77

Tabla 10.5-2: Calculo de cuotas e intereses. **Fuente:** Elaboración propia

A continuación, adjuntamos el flujo de fondo:



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

Concepto	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Ventas		\$ -	\$ -	\$ 6.007.170	\$ 6.007.170	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640
Producto				\$ 6.007.170	\$ 6.007.170	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640	\$ 6.035.640
Otros				\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Compras		\$ -	\$ -	\$ -561.515	\$ -570.027	\$ -578.682	\$ -587.619	\$ -596.557	\$ -605.779	\$ -615.148	\$ -624.704	\$ -634.452	\$ -644.394
Gases agrios				\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324	\$ -137.324
Hidrogeno				\$ -424.191	\$ -432.704	\$ -441.358	\$ -450.295	\$ -459.233	\$ -468.455	\$ -477.824	\$ -487.380	\$ -497.128	\$ -507.070
Margen Bruto		\$ -	\$ -	\$ 5.445.655	\$ 5.437.143	\$ 5.456.958	\$ 5.448.021	\$ 5.439.083	\$ 5.429.861	\$ 5.420.492	\$ 5.410.936	\$ 5.401.188	\$ 5.391.246
OPEX				\$ -17.531.767	\$ -17.584.729	\$ -17.639.036	\$ -17.694.139	\$ -17.750.343	\$ -17.807.672	\$ -17.866.147	\$ -17.925.791	\$ -17.986.629	\$ -18.048.683
Fijos				\$ -13.232.402	\$ -13.232.487	\$ -13.232.858	\$ -13.232.947	\$ -13.233.037	\$ -13.233.129	\$ -13.233.223	\$ -13.233.318	\$ -13.233.416	\$ -13.233.515
Personal				\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Depreciaciones				\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352	\$ -5.208.352
Mantenimiento				\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772	\$ -5.968.772
Contratos				\$ -11.230	\$ -11.401	\$ -11.574	\$ -11.752	\$ -11.931	\$ -12.116	\$ -12.303	\$ -12.494	\$ -12.689	\$ -12.888
Seguros				\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591	\$ -1.989.591
Impuestos				\$ -54.457	\$ -54.371	\$ -54.570	\$ -54.480	\$ -54.391	\$ -54.299	\$ -54.205	\$ -54.109	\$ -54.012	\$ -53.912
Variables				\$ -4.299.365	\$ -4.352.243	\$ -4.406.178	\$ -4.461.192	\$ -4.517.306	\$ -4.574.543	\$ -4.632.924	\$ -4.692.473	\$ -4.753.213	\$ -4.815.168
Gas				\$ -18.000	\$ -18.360	\$ -18.727	\$ -19.102	\$ -19.484	\$ -19.873	\$ -20.271	\$ -20.676	\$ -21.090	\$ -21.512
Agua				\$ -1.993.028	\$ -2.032.889	\$ -2.073.547	\$ -2.115.018	\$ -2.157.318	\$ -2.200.464	\$ -2.244.474	\$ -2.289.363	\$ -2.335.150	\$ -2.381.853
Electricidad				\$ -632.859	\$ -645.516	\$ -658.426	\$ -671.595	\$ -685.027	\$ -698.727	\$ -712.702	\$ -726.956	\$ -741.495	\$ -756.325
MDEA				\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478	\$ -1.655.478
EBITDA		\$ -	\$ -	\$ -12.086.112	\$ -12.147.587	\$ -12.182.078	\$ -12.246.119	\$ -12.311.260	\$ -12.377.811	\$ -12.445.655	\$ -12.514.856	\$ -12.585.441	\$ -12.657.437
Amortizaciones				\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525	\$ -20.481.525
EBIT		\$ -	\$ -	\$ -32.567.637	\$ -32.629.112	\$ -32.663.603	\$ -32.727.644	\$ -32.792.785	\$ -32.859.336	\$ -32.927.180	\$ -32.996.381	\$ -33.066.966	\$ -33.138.962
IG				\$ 8.141.909	\$ 8.157.278	\$ 8.165.901	\$ 8.181.911	\$ 8.198.196	\$ 8.214.834	\$ 8.231.795	\$ 8.249.095	\$ 8.266.741	\$ 8.284.741
EBT		\$ -	\$ -	\$ -3.944.203	\$ -3.990.309	\$ -4.016.177	\$ -4.064.208	\$ -4.113.064	\$ -4.162.977	\$ -4.213.860	\$ -4.265.760	\$ -4.318.699	\$ -4.372.697
Pago Accionistas		\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232
NI	\$ -	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -25.859.434	\$ -25.905.541	\$ -25.931.409	\$ -25.979.440	\$ -26.028.296	\$ -26.078.208	\$ -26.129.091	\$ -26.180.992	\$ -26.233.000	\$ -26.285.115
CAPEX	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ -13.415.963	\$ -10.240.763	\$ -10.240.763	\$ 41.842.761
Erogaciones	\$ -16.385.220	\$ -143.370.675	\$ -45.059.355										
Prestamos Bancarios	\$ -	\$ -	\$ -										
Accionistas	\$ 16.385.220	\$ 143.370.675	\$ 45.059.355										
Paro				\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Catalizador				\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -3.175.200	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Continuidad				\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458	\$ -6.144.458
SMASS				\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153
Integridad				\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153	\$ -2.048.153
VS (si se evalua)													\$ 52.083.523
Flujo de Fondo	\$ -	\$ -21.915.232	\$ -21.915.232	\$ -36.100.197	\$ -36.146.303	\$ -36.172.171	\$ -36.220.202	\$ -36.269.058	\$ -39.494.171	\$ -36.369.854	\$ -36.421.755	\$ -14.559.462	\$ 37.470.064
Flujo Acumulado	\$ -	\$ -21.915.232	\$ -43.830.464	\$ -79.930.660	\$ -116.076.964	\$ -152.249.135	\$ -188.469.337	\$ -224.738.395	\$ -264.232.566	\$ -300.602.420	\$ -337.024.175	\$ -351.583.637	\$ -314.113.573



10.6. VAN

VAN: Valor actual neto.

Se acepta el proyecto si: $VAN > 0$ o $VAN = 0$

Resultados obtenidos:

VAN	\$ -176 MM
-----	------------

10.7. CONCLUSIONES

Finalizado el trabajo de investigación sobre la viabilidad de la mejora y ampliación de una planta de producción de Azufre a partir de gases ácidos, y luego de haber concluido tanto el Estudio de Mercado como el Estudio Técnico y el Estudio Económico, podemos afirmar que los resultados obtenidos no han sido satisfactorios. Si bien queda demostrado que existe disponibilidad tecnológica que sustente la conveniencia de llevar a cabo el proyecto desde el punto de vista de viabilidad de tecnológica, la evaluación económica refleja que no es un proceso rentable.

En vista de los resultados obtenidos, se realizan los siguientes comentarios:

El VAN obtenido fue de aprox - 176 MMUS\$, calculado con un factor del 12%, tasa mínima aceptable de rendimiento. Este resultado, menor a cero, indica que el proyecto no tiene beneficios futuros.

Queda demostrada la no rentabilidad de la implementación de la mejora y ampliación de una planta de producción de azufre. Sin embargo, la empresa debe considerar el aspecto defensivo del proyecto dado que YPF.SA no podrá cumplir con las especificaciones de los combustibles y las normas medioambientales.



11. ANEXOS

11.1. ANEXO 1- BALANCE DE MASA Y ENERGIA PRO II

Se anexa en la hoja siguiente el reporte de simulación.



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

Stream Name		1-GAS-AMINAS	2-GAS-SWS	3-AIRE	4-GASAMINAS	7-RECICLO	8-FEDD-HORNO	9	10	11	12	13	13-A	14-GAS-DCOLA	15-AZUFR-TOT
Stream Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Mixed	Liquid	Vapor	Mixed
Vapor Weight Fraction		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,9964	0,0000	1,0000	0,0000
Liquid Weight Fraction		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0
Pressure	KG/CM2	1,63	1,63	1,59	1,63	2,00	1,59	1,51	1,48	1,48	1,42	1,11	1,08	1,08	1,08
Temperature	C	49,0	85,0	114,0	107,0	120,0	107,5	433,0	158,0	158,0	224,0	199,0	129,0	129,0	148,6
Total Mass Rate	KG/HR	3738,597	2286,604	13729,327	3738,597	143,403	19897,931	19897,931	1865,277	18032,654	18032,654	16694,651	67,713	16626,938	3270,993
Total Weight Comp. Rates	KG/HR														
H2S		2451,8504	1002,0072	0,0000	2451,8504	143,4029	3597,2605	1079,1781	0,0310	1079,1472	1079,1472	86,2004	0,0001	86,2004	0,0369
SO2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1014,2828	0,0266	1014,2562	1014,2562	81,0195	0,0001	81,0195	0,0320
S		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1861,4692	1860,7824	0,6869	0,6869	67,6942	67,5459	0,1483	3262,6365
H2O		137,6367	613,2401	0,0000	137,6367	0,0000	750,8769	3398,4622	4,4297	3394,0325	3394,0325	3915,2100	0,1664	3915,0437	8,2754
CO2		1061,5164	0,0000	0,0000	1061,5164	0,0000	1061,5164	1528,9005	0,0062	1528,8943	1528,8943	1528,8903	0,0002	1528,8901	0,0103
N2		0,0000	0,0000	10531,5331	0,0000	0,0000	10531,5331	11015,6060	0,0009	11015,6050	11015,6050	11015,6046	0,0000	11015,6046	0,0014
NH3		0,0000	588,5761	0,0000	0,0000	0,0000	588,5761	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4		87,5935	82,7806	0,0000	87,5935	0,0000	170,3741	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2		0,0000	0,0000	3197,7937	0,0000	0,0000	3197,7937	0,0320	0,0000	0,0320	0,0320	0,0320	0,0000	0,0320	0,0000
Total Weight Comp. Percents															
H2S		65,58	43,82	0,00	65,58	100,00	18,08	5,42	0,00	5,98	5,98	0,52	0,00	0,52	0,00
SO2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5,10	0,00	5,62	5,62	0,49	0,00	0,49	0,00
S		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	9,36	99,76	0,00	0,00	0,41	99,75	0,00	99,74
H2O		3,68	26,82	0,00	3,68	0,00	3,77	17,08	0,24	18,82	18,82	23,45	0,25	23,55	0,25
CO2		28,39	0,00	0,00	28,39	0,00	5,33	7,68	0,00	8,48	8,48	9,16	0,00	9,20	0,00
N2		0,00	0,00	76,71	0,00	0,00	52,93	55,36	0,00	61,09	61,09	65,98	0,00	66,25	0,00
NH3		0,00	25,74	0,00	0,00	0,00	2,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4		2,34	3,62	0,00	2,34	0,00	0,86	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2		0,00	0,00	23,29	0,00	0,00	16,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total Molar Rate	KG-MOL/HR	109,160	103,160	475,880	109,160	4,208	692,408	722,157	58,277	663,880	663,880	651,198	2,116	649,082	102,209
Total Actual Density	KG/M3	2,064	1,200	1,400	1,744	2,060	1,420	0,693	1719,701	1,098	0,919	0,713	1742,106	0,811	1726,522
Total Molecular Weight		34,249	22,166	28,850	34,249	34,082	28,737	27,553	32,007	27,163	27,163	25,637	32,005	25,616	32,003
Total Sp. Enthalpy	KCAL/KG	130,358	325,708	22,522	145,038	145,262	81,267	246,809	-498,587	169,110	188,008	198,311	-512,435	179,867	-502,973
Total Enthalpy	KCAL/HR	487354,854	744765,889	309210,002	542239,446	20831,039	1617046,375	4910988,566	-930002,660	3049500,188	3390290,854	3310741,165	-34698,280	2990640,463	-1645222,356
Vapor CP	KCAL/KG-C	0,249	0,393	0,244	0,257	0,251	0,263	0,292	n/a	0,284	0,288	0,300	n/a	0,297	0,301
Liquid CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,475	n/a	n/a	0,465	0,482	n/a	0,477
Vapor Viscosity	CP	0,01398	0,01317	0,02237	0,01646	0,01664	0,02005	0,02911	n/a	0,02065	0,02324	0,02219	n/a	0,01946	0,01942
Liquid Viscosity	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	210338,23198	n/a	n/a	78993,59260	465805,84931	n/a	268564,10062



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

Stream Name		14	14A	16	17	18	18A	18B	19	80-A-AA	20	20A	21	21A	22
Stream Phase		Vapor	Mixed	Vapor	Water	Vapor	Vapor	Mixed	Water	Water	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Vapor Weight Fraction		1,0000	0,8263	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,9503	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Liquid Weight Fraction		0,0	0,2	0,0	1,0	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pressure	KG/CM2	1,08	1,08	10,00	1,08	1,08	3,00	3,00	3,00	1,08	3,00	5,00	5,00	4,70	3,70
Temperature	C	129,0	50,0	45,0	50,0	50,0	186,0	50,0	50,0	50,0	50,0	112,0	111,3	135,0	300,0
Total Mass Rate	KG/HR	16639,430	16639,430	16,184	2890,984	13748,446	13748,446	13748,446	682,860	3573,844	13065,586	13065,586	13081,770	13081,770	13081,770
Total Weight Comp. Rates	KG/HR														
H2O		3914,8800	3914,8800	0,0000	2890,9839	1023,8961	1023,8961	1023,8961	682,8602	3573,8442	341,0358	341,0358	341,0358	341,0358	341,0358
H2S		95,7000	95,7000	0,0000	0,0000	95,7000	95,7000	95,7000	0,0000	0,0000	95,7000	95,7000	95,7000	95,7000	95,7000
CO2		1528,5600	1528,5600	0,0000	0,0000	1528,5600	1528,5600	1528,5600	0,0000	0,0000	1528,5600	1528,5600	1528,5600	1528,5600	1528,5600
N2		11010,2200	11010,2200	0,0000	0,0000	11010,2200	11010,2200	11010,2200	0,0000	0,0000	11010,2200	11010,2200	11010,2200	11010,2200	11010,2200
SO2		90,0700	90,0700	0,0000	0,0000	90,0700	90,0700	90,0700	0,0000	0,0000	90,0700	90,0700	90,0700	90,0700	90,0700
H2		0,0000	0,0000	8,4438	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	8,4438	8,4438	8,4438
C3H8		0,0000	0,0000	7,7402	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	7,7402	7,7402	7,7402
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total Weight Comp. Percents															
H2O		23,53	23,53	0,00	100,00	7,45	7,45	7,45	100,00	100,00	2,61	2,61	2,61	2,61	2,61
H2S		0,58	0,58	0,00	0,00	0,70	0,70	0,70	0,00	0,00	0,73	0,73	0,73	0,73	0,73
CO2		9,19	9,19	0,00	0,00	11,12	11,12	11,12	0,00	0,00	11,70	11,70	11,68	11,68	11,68
N2		66,17	66,17	0,00	0,00	80,08	80,08	80,08	0,00	0,00	84,27	84,27	84,16	84,16	84,16
SO2		0,54	0,54	0,00	0,00	0,66	0,66	0,66	0,00	0,00	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69
H2		0,00	0,00	52,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,06	0,06
C3H8		0,00	0,00	47,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,06	0,06
MDEA		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total Molar Rate	KG-MOL/HR	649,288	649,288	4,364	160,474	488,814	488,814	488,814	37,905	198,378	450,909	450,909	455,274	455,274	455,274
Total Actual Density	KG/M3	0,815	1,347	1,372	988,055	1,113	2,167	3,343	988,137	988,052	3,177	4,438	4,409	3,902	2,186
Total Molecular Weight		25,627	25,627	3,708	18,015	28,126	28,126	28,126	18,015	18,015	28,976	28,976	28,734	28,734	28,734
Total Sp. Enthalpy	KCAL/KG	179,860	57,833	110,067	50,018	59,476	95,014	31,105	50,057	50,026	30,114	45,570	45,650	51,692	94,421
Total Enthalpy	KCAL/HR	2992760,342	962306,262	1781,325	144601,629	817704,633	1306298,264	427639,185	34181,839	178783,468	393457,347	595402,855	597184,180	676217,492	1235199,919
Vapor CP	KCAL/KG-C	0,297	0,260	1,994	n/a	0,260	0,265	0,250	n/a	n/a	0,250	0,252	0,254	0,255	0,263
Liquid CP	KCAL/KG-C	n/a	0,998	n/a	0,998	n/a	n/a	0,998	0,998	0,998	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Vapor Viscosity	CP	0,01946	0,01777	0,00923	n/a	0,01777	0,02329	0,01825	n/a	n/a	0,01825	0,02087	0,02081	0,02177	0,02794
Liquid Viscosity	CP	n/a	0,54685	n/a	0,54685	n/a	n/a	0,54689	0,54689	0,54679	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

Stream Name		23	23A	23B	24	24A	25	26	27	27A	28	28A	28B	28C
Stream Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Vapor Weight Fraction		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0078	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Liquid Weight Fraction		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Pressure	KG/CM2	3,40	3,40	3,10	3,10	3,10	3,10	2,98	2,98	2,98	2,68	2,54	2,40	4,00
Temperature	C	320,0	180,0	156,3	156,2	45,0	45,0	50,7	48,2	100,0	130,0	52,3	45,0	45,0
Total Mass Rate	KG/HR	13081,770	13081,770	13081,770	12690,716	12690,716	44635,327	12098,768	45227,276	45227,276	31169,812	31169,812	31169,812	31169,812
Total Weight Comp. Rates	KG/HR													
H2O		391,1854	391,1854	391,1854	0,1316	0,1316	22317,6635	289,3724	22028,4227	22028,4227	15432,3756	15432,3756	15432,3756	15432,3756
H2S		143,1372	143,1372	143,1372	143,1372	143,1372	0,0000	1,4305	141,7067	141,7067	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2		1528,5600	1528,5600	1528,5600	1528,5600	1528,5600	0,0000	797,7116	730,8484	730,8484	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2		11010,2200	11010,2200	11010,2200	11010,2200	11010,2200	0,0000	11001,6484	8,5716	8,5716	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO2		0,9007	0,9007	0,9007	0,9007	0,9007	0,0000	0,6097	0,2910	0,2910	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2		0,0264	0,0264	0,0264	0,0264	0,0264	0,0000	0,0263	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C3H8		7,7402	7,7402	7,7402	7,7402	7,7402	0,0000	7,7363	0,0039	0,0039	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	22317,6635	0,2322	22317,4314	22317,4314	15737,4364	15737,4364	15737,4364	15737,4364
Total Weight Comp. Percents														
H2O		2,99	2,99	2,99	0,00	0,00	50,00	2,39	48,71	48,71	49,51	49,51	49,51	49,51
H2S		1,09	1,09	1,09	1,13	1,13	0,00	0,01	0,31	0,31	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2		11,68	11,68	11,68	12,04	12,04	0,00	6,59	1,62	1,62	0,00	0,00	0,00	0,00
N2		84,16	84,16	84,16	86,76	86,76	0,00	90,93	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
SO2		0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3H8		0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,00	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MDEA		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	50,00	0,00	49,35	49,35	50,49	50,49	50,49	50,49
Total Molar Rate	KG-MOL/HR	453,882	453,882	453,882	432,175	432,175	1426,104	427,157	1431,122	1431,122	988,693	988,693	988,693	988,693
Total Actual Density	KG/M3	1,947	2,550	2,453	2,500	3,373	1001,054	3,073	979,189	298,255	933,717	996,208	1001,189	1001,158
Total Molecular Weight		28,822	28,822	28,822	29,365	29,365	31,299	28,324	31,603	31,603	31,526	31,526	31,526	31,526
Total Sp. Enthalpy	KCAL/KG	101,593	65,239	59,197	40,410	13,028	34,821	23,783	31,656	75,410	104,034	40,547	34,721	34,758
Total Enthalpy	KCAL/HR	1329014,399	853436,863	774403,551	512829,104	165339,601	1554255,863	287749,008	1431703,823	3410573,530	3242719,075	1263849,391	1082248,945	1083415,691
Vapor CP	KCAL/KG-C	0,264	0,256	0,255	0,249	0,245	n/a	0,252	n/a	0,260	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquid CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,798	n/a	0,790	0,827	0,849	0,796	0,796	0,796
Vapor Viscosity	CP	0,02864	0,02353	0,02261	0,02292	0,01829	n/a	0,01847	n/a	0,01713	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquid Viscosity	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,57068	n/a	1,41093	0,47933	0,31551	1,31287	1,59256	1,59051



BIBLIOGRAFÍA

- Bach, N., Domínguez, M. E., García, S. D., Gutiérrez Guerra, J. F. & Martínez Roig, B. (2017). *Proyecto de Unidad de Recuperación de Azufre- Refinería Campana*. ITBA. Argentina. Disponible en: [Proyecto unidad de recuperación de azufre: refinería Campana \(itba.edu.ar\)](http://Proyecto.unidad.de.recuperación.de.azufre.refinería.Campana(itba.edu.ar))
- Kohl, A.L. & Nielsen, R.B. (1997). *Gas Purification*, Chapters 7&8. Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Honeyweell UOP. *Sulfur Recovery Solutions*. Disponible en: <https://uop.honeywell.com/en/industry-solutions/gas-processing/sulfur-recovery>
- Olmedo, T. (2010). *Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México*. Tesis de Ingeniería Química. Universidad del ISTMO. Santo Domingo Tehuantepec, Oaxaca. México. Disponible en: [Análisis Y Selección De La Mejor Tecnología Del Proceso De Recuperación De Azufre Para Gases De Cola En Refinerías De México - ID:5c8b23577a2ff \(livrosdeamor.com.br\)](http://Análisis.Y.Selección.De.La.Mejor.Tecnología.Del.Proceso.De.Recuperación.De.Azufre.Para.Gases.De.Cola.En.Refinerías.De.México-ID:5c8b23577a2ff(livrosdeamor.com.br))
- Ortellado, G. D. & Gertiser A. A. (2009). *Proceso de Azufre Líquido*. Universidad Tecnológica Nacional. Facultad Regional Bahía Blanca. Argentina. Disponible en: [http://www.edutecne.utn.edu.ar/procesos_fisicoquimicos/Proceso Azufre liquido.pdf](http://www.edutecne.utn.edu.ar/procesos_fisicoquimicos/Proceso_Azufre_liquido.pdf)



- Proquip C. & Ortloff E. Ltd (1999). *Sulfur Recovery Unit- Process Safety information and Operating Procedures Manual- YPF Refinería La Plata. Vol 1 & Vol 2.*
- Repsol YPF (2007). *Atmósferas Explosivas – Clasificación de Áreas Planta Claus. Capítulo 3. Descripción de las instalaciones – Rev. 0*
- Swaim, C.D. (1975). *The Shell Claus Offgas Treating (SCOT) Process.* <https://sci-hub.yncjkj.com/10.1021/ba-1975-0139.ch009>
- Topsoe (2021). Tecnología TopClaus®. Disponible en: <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/process-licensing/topclausr-technology>
- Topsoe (2021). *Webinar TopClaus® - New State of the Art in Sulphur Recovery.* Disponible en: <https://video.topsoe.com/webinar-topclaus-new-state-of-the>
- YPF S. A. *Manual de operaciones Planta Claus- Cl. Lujan de Cuyo.*
- Diaz, N., Ferrer, D., Garcia, J. (2011). *Trabajo final tratamiento de gas de cola.* Universidad del Zulia. División de postgrado. Facultad de ingeniería. Programa de ingeniería de gas. Disponible en: [Trabajo Final de Tratamiento de Gas Natural | PDF | Dióxido de azufre | Dióxido de carbono \(scribd.com\)](#)