

**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

**PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
OLEFINAS A PARTIR DE
NAFTA VIRGEN**

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL

ALUMNOS: HEREDIA MARCOS

TORTORELLI MARTÍN

DOCENTES: KRUMRICK EZEQUIEL

SILVA CRISTIAN

BOLIES MÓNICA

AÑO: 2023

Agradecimientos:

A nuestras familias por el apoyo incondicional y que nos motivaron a nunca bajar los brazos.

A los amigos que encontramos en el camino y formaron parte del proceso.

A nuestro amigo Víctor Fernandez que formó parte de este equipo y por cuestiones de la vida se abrió hacia otro camino.

A la familia que formamos quienes han sacrificado junto a nosotros este último tiempo para dar el último empujón.

A la Universidad Pública y a todo el equipo de la FRN que nos dieron su apoyo a lo largo de todos estos años.

A los profesores que nos han guiado a lo largo de todos estos años para poder llegar hoy al final de la carrera.

Índice

1. Introducción, aplicaciones y mercado	11
1.1 Introducción	11
1.2 Aplicaciones de los productos obtenidos.....	11
1.3 Mercado	13
1.3.1 Competencia.....	16
1.3.2 Potenciales compradores	17
1.3.3 Mercado de los subproductos.....	17
1.3.4 Obtención de materia prima en la zona.....	20
1.3.5 Capacidad de la planta	20
2. Descripción y justificación del proceso utilizado.....	23
2.1 Descripción del proceso.....	23
2.1.1 Pirólisis.....	24
2.1.2 Fraccionamiento Primario.....	25
2.1.3 Compresión	25
2.1.4 Purificación	25
2.1.5 Fraccionamiento a baja temperatura	26
2.1.6 Fraccionamiento a alta temperatura	26
2.2 Cinética de las reacciones: efecto del tiempo de reacción.....	26
2.3 Reacciones e influencia de las variables de proceso	28
2.3.1 Efecto de la Temperatura	28
2.3.2 Efecto de la Presión.....	29
2.3.3 Efectos del Vapor de Agua	29
3. Flowsheet del proceso	31
4. Balances de masa y energía.....	33
4.1 Especificación de cada corriente con datos termodinámicos y caudales.....	33
4.1.1 Corrientes de ingreso	33
4.1.2 Corrientes de salida.....	34
4.2 Balance de Materia Global	35
4.3 Balance de energía global.....	38
4.3.1 Balance de energía de los hornos	38
4.3.1 Balance de energía global	39
4.3 Simulación del Proceso en ASPEN Hysys	39
4.3.1 Descripción del proceso.....	39
4.3.2 Descripción de la simulación.....	40

4.3.3 Construcción del flowsheet.	41
5. Instrumentación y Control.....	75
5.1 Introducción.....	75
5.2 Marco Teórico	75
5.2.1 Cálculo de diámetros de cañerías.....	76
5.3 Codificación de Cañerías.....	80
5.3.1 Servicios y descripción por tipo de fluido	81
5.3.2 Área y numeración de cañerías	83
5.3.3 Listado de clases de cañerías	83
5.4 Referencias de PI&D	87
5.4.1 Nomenclatura de Equipos	87
5.4.2 Listado de Lazos de Control	87
5.4.3 Listado de Válvulas y accesorios.....	88
6. Diseño de Seguridad de la Planta.....	89
6.1 Introducción.....	89
6.2 Marco Teórico	89
6.2.1 Gestión de la seguridad de procesos: algunas definiciones importantes	89
6.2.2 Los elementos que definen a la GSP.....	90
6.3 Análisis de riesgo operativo	98
6.3.1 Riesgo	99
6.3.2. Evaluación cualitativa del riesgo	99
6.4 Caso de estudio.....	101
7. Lay Out.....	103
7.1 Superficie del terreno.....	103
7.2. Depósitos horizontales.....	103
7.3 Área-200, Fraccionamiento primario	103
7.4 A-100, Hornos de craqueo.....	105
7.5 A-300, Compresión	106
7.6 Área-400. Fraccionamiento a baja temperatura.....	107
7.7 Área-500. Fraccionamiento alta temperatura	108
7.8 Área 1000. Parque de Tanques	109
7.8.1 Recintos.....	110
7.9 Sala de control	111
7.10 A-600. Subestación eléctrica	111

7.11 A-700. Áreas y/o vías de servicio	112
7.12 Áreas de aditivos y productos químicos	113
7.13 Pescante para torres o columnas	113
7.14 Distancias entre unidades	113
7.15 Distribución y vías de acceso	116
7.16 Requisitos para mantenimiento y uso de equipo móvil	117
7.17 Calles de libre circulación	117
7.18 Calles internas.....	118
7.19 Espacio de mantenimiento	118
7.20 Monorriel / aparejo / puente grúa	118
7.21 Antorcha	118
7.22 Prrales de cañerías y las vías de acceso de las grúas de montaje.....	120
7.23 Memoria descriptiva	122
7.24 Disposición según vientos predominantes.....	123
7.25 Lay Out: “Planta de producción de olefinas”	124
8. Servicios auxiliares.....	125
8.1. Agua de enfriamiento	125
8.1.1 Tanque de almacenamiento de agua de reposición	126
8.1.2 Torre de enfriamiento.....	126
8.1.3 Bombas centrífugas.....	126
8.1.4 Intercambiadores de calor	126
8.2 Sistema de generación de vapor	126
8.2.1 Tratamiento del agua de alimentación para la generación de vapor ...	127
8.3 Aire para instrumentos.....	127
8.3.1 Acondicionamiento	128
8.3.2 Compresión	128
8.4 Sistema de antorcha	128
8.4.1 Componentes de proceso	128
8.5 Sistema de red contra incendios	129
8.5.1 Componentes principales	129
8.5.1.1 Red de cañerías de agua contra incendios.....	129
9. Hojas de Datos de Equipos.....	131
10. Diseño de equipos de proceso	169
10.1 Introducción	169
10.2 Diseño de intercambiador de calor	169

10.2.1 Intercambiadores de calor	169
10.2.2 Proceso de diseño de un intercambiador de calor	169
10.2.3 Diseño térmico e hidráulico basados en método de Kern.....	172
10.2.4 Simulación con HTRI	187
10.3 Diseño de separador bifásico V-302.....	209
10.3.1 Principios de funcionamiento de separadores trifásicos	210
10.3.2 Descripción de un separador.....	212
10.3.3 Consideraciones de diseño	218
11. Informe de Impacto Ambiental	229
11.1 Ubicación del proyecto.....	229
11.2 Recursos demandados. Tipos y cuantificación.....	230
11.3 Efluentes del proyecto	231
11.3.1 Emisiones.....	231
11.3.2 Vertidos.....	231
11.3.3 Residuos.....	232
11.4 – Identificación y valoración de impactos.....	232
11.4.1 Identificación de impactos	232
11.5 Valoración de los impactos Operativos	239
11.5.1 Cálculo de la Importancia	240
11.6 Impactos por Contingencias	249
11.6.1 Estimación de los riesgos.....	249
11.7 – Declaración de impacto ambiental	256
11.7.1 Impactos Operativos	256
11.8 Impactos por Contingencias	258
11.8.1 Estimación del Riesgo.....	258
11.9 – Plan de gestión ambiental	260
11.10- Conclusión.....	262
12. Justificación Económica.....	264
12.1 Introducción.....	264
12.2 Desarrollo	264
12.2.1 Costos de producción	267
12.3 Ingresos.....	270
12.4 Amortizaciones.....	272
12.5 Flujo de caja.....	273
12.7 Análisis de sensibilidad	277

12.7.1 Análisis de sensibilidad según la variación del precio de la materia prima:	277
12.7.2 Análisis de sensibilidad según la variación de los ingresos por ventas:	280
12.8 Conclusión	281
13. Bibliografía.....	284
14. Anexos.....	290

1. Introducción, aplicaciones y mercado

1.1 Introducción

El proyecto desarrollado es la producción de Etileno y Propileno, como productos principales, a partir de nafta virgen. La demanda de etileno, propileno en la Argentina está creciendo en la actualidad, desde hace algunos años, a un ritmo lento, aunque casi al tope de la capacidad instalada. En cambio, la utilización de sus derivados viene en aumento en los últimos años, como así también la importación de estos, siendo que la capacidad instalada de estos se encuentra produciendo a un 60% aproximadamente. Para compensar dicho aumento en el consumo resulta imprescindible la ampliación de la capacidad productiva existente. Por todo lo expuesto anteriormente consideramos una gran oportunidad llevar adelante el proyecto de ampliación de la capacidad de producción de Etileno y Propileno en nuestro país, y más tratándose de un proyecto que usa como materia prima la nafta virgen, como alternativa al método de producción actual.

1.2 Aplicaciones de los productos obtenidos

En la siguiente tabla se pueden observar los consumidores de los productos petroquímicos que va a producir nuestra planta (etileno, propileno y butilenos).

<u>Empresa</u>	<u>Producto</u>	<u>Materia Prima</u>	<u>Ubicación</u>	<u>Capacidad Instalada(tn/año)</u>
Carboclor S.A.	Butanol secundario	Butileno	Bs. As.	13.000
YPF	Buteno-1	Butileno	Bs. As.	25.000
Petrobras S.A.	Caucho (NBR)	Butileno	Sta. Fe	3.000
Petrobras S.A.	Caucho (SBR)	Butileno	Sta. Fe	54.000
Solvay Indupa	Cloruro de vinilo	Etileno	Bs. As.	231.000
Solvay Indupa	Dicloroetileno	Etileno	Bs. As.	266.000
Petrobras S.A.	Etilbenceno	Etileno	Sta. Fe	180.000
PBBPolisur	Polietileno de alta densidad	Etileno	Bs. As.	560.000
PBBPolisur	Polietileno de baja densidad	Etileno	Bs. As.	90.000
PBBPolisur	Polietileno de baja densidad lineal	Etileno	Bs. As.	440.000
YPF	Poliisobuteno	Isobutileno	Bs. As.	26.000
Petroquímica Cuyo	Polipropileno	Propileno	Mendoza	130.000
Petroken	Polipropileno	Propileno	Bs. As.	190.000

Tabla 1.1 Consumidores, fuente Anuario IPA 2022

Pese al crecimiento tendencial del consumo per cápita de plásticos de Argentina, la producción local de materias primas para estos productos se encuentra prácticamente estancada (2007-2021) debido a la falta de inversiones de los últimos años, necesaria para aumentar la capacidad instalada y vinculada a la incertidumbre respecto del abastecimiento de la materia prima respecto de la problemática que atraviesa nuestro país con las importaciones.

1.3 Mercado

Mediante un análisis se observó que los productores de Etileno y Propileno en Argentina se encuentran trabajando al límite de su capacidad de planta, con lo cual se satisface el consumo aparente. Uno de los principales usos del etileno es para la fabricación del Polietileno, el consumo de este producto en nuestro país es mayor a lo que se está produciendo en estos momentos, por ello se importa un 37% del consumo interno. La importación se debe a que falta etileno ya que las plantas de polietileno están trabajando a un 65%, aproximadamente, de su capacidad, por lo tanto, si hubiese más etileno la producción de polietileno estaría muy cercana a satisfacer el consumo del mercado interno. Nuestra planta tendrá una producción de 21.000 Tn/año de Etileno, que con esa cantidad aportaría para cubrir el déficit de polietileno.

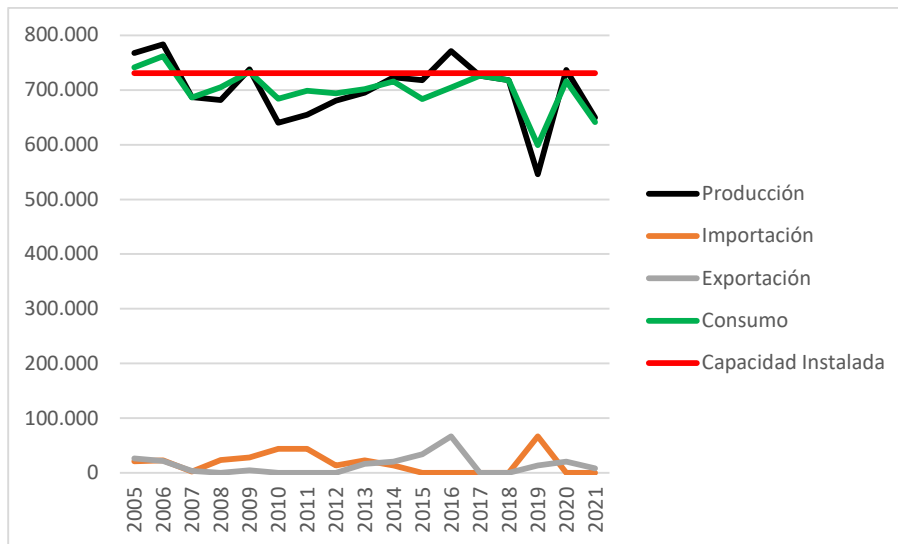


Gráfico 1.1 Estadísticas de Etileno en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

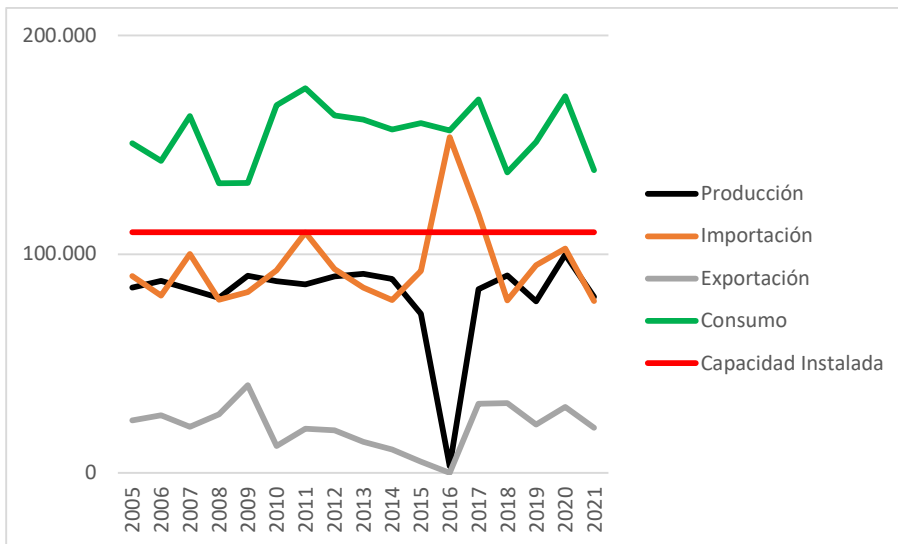


Gráfico 1.2 Estadísticas de Polietileno de baja densidad convencional en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

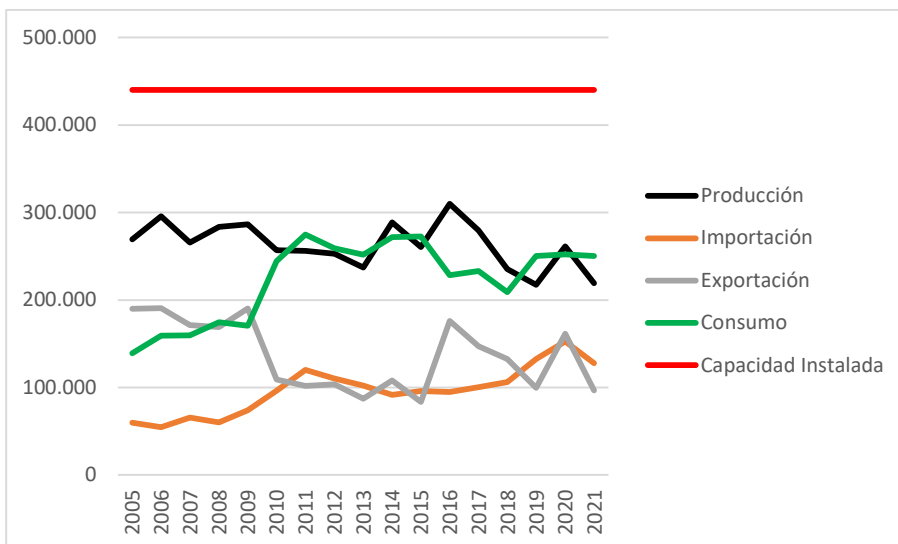


Gráfico 1.3 Estadísticas de Polietileno de baja densidad lineal en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

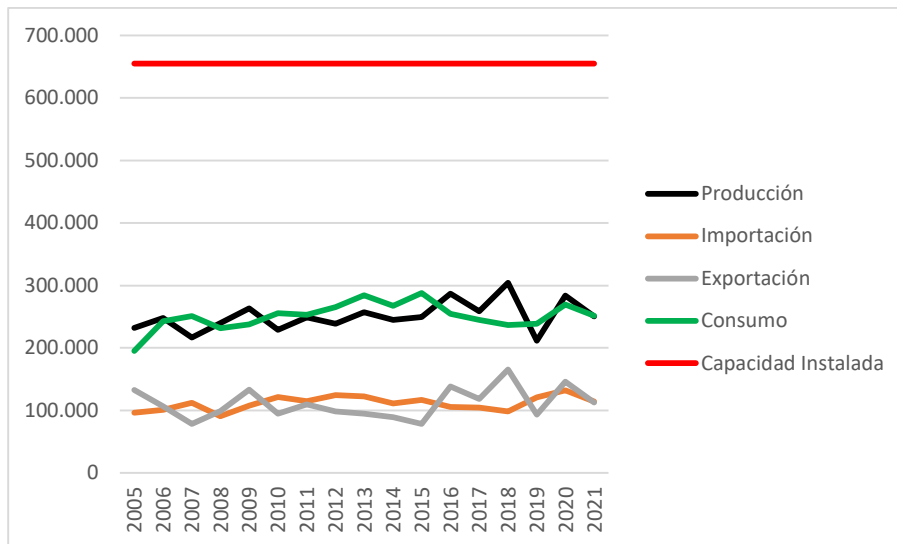


Gráfico 1.4 Estadísticas de Polietileno de alta densidad en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

Con respecto al Propileno, nuestra capacidad será de 15.000 Tn/año, su principal uso es para la producción de Polipropileno, en este momento se está importando este último para poder satisfacer el consumo interno, mientras que la producción de Propileno se encuentra a un 80 % de la capacidad instalada. Aquí se hizo el mismo análisis que para el etileno y se detectó que toda nuestra producción puede destinarse para la producción del polipropileno, para sustituir la importación, y aun así cubriría solo el 50% de la importación. A continuación, se muestran las estadísticas del polipropileno (Tn/año) en nuestro país.

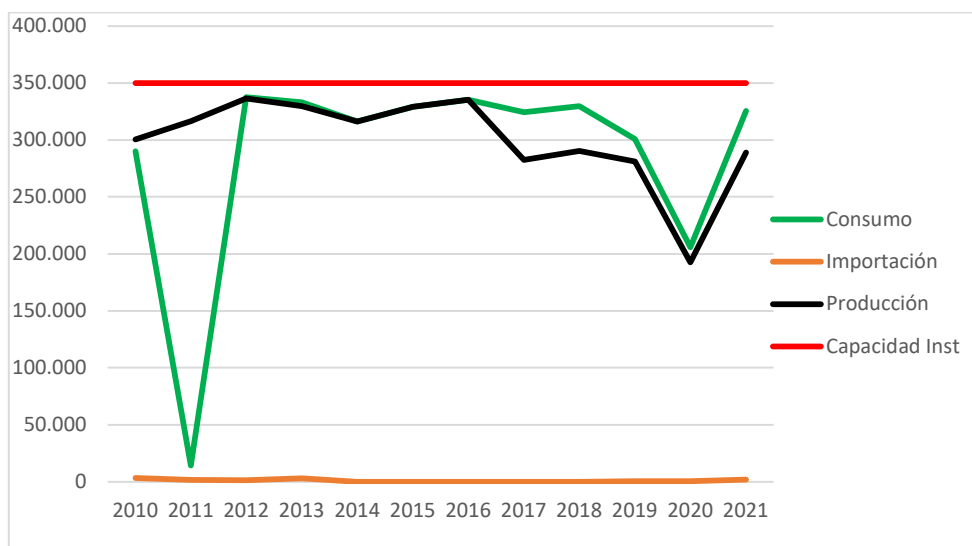


Gráfico 1.5 Estadísticas de Propileno en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

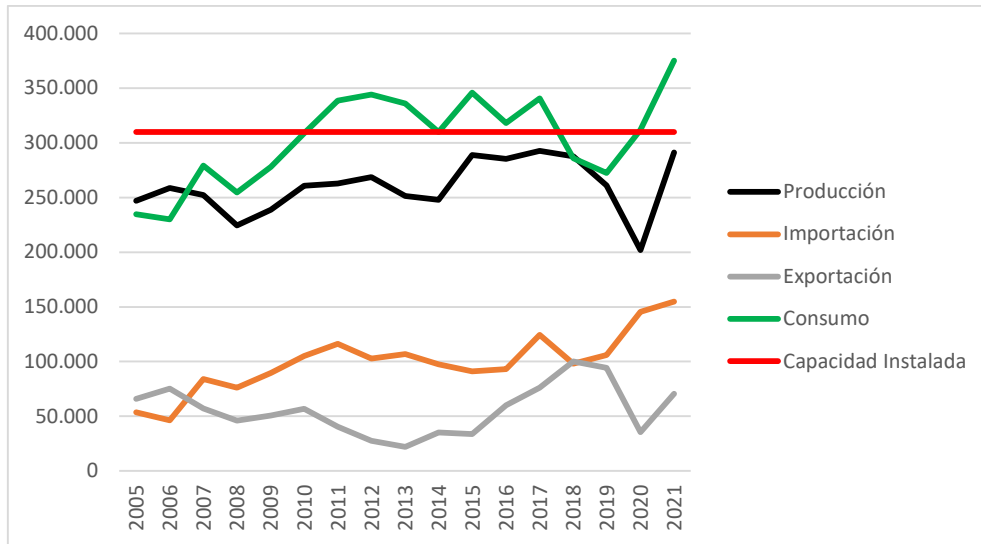


Gráfico 1.6 Estadísticas de Polipropileno en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

1.3.1 Competencia

A continuación, se puede apreciar quienes son los productores de etileno en nuestro país.

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (Tn/año al 31/12/21)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
PAMPA ENERGIA S.A.	Pto. Gral. San Martín (Sta. Fe)	31.000	Fish	Propano
PBBPolisur S.A.	Bahía Blanca (Bs. As.)	275.000	Linde	Etano
	Bahía Blanca (Bs. As.)	425.000	CF Braun/Dow Chem.	Etano
ESTRUCTURA DEL MERCADO LOCAL EN 2021 (porcentual)				
Polietileno de baja densidad		43		
Polietileno de alta densidad		39		
Cloruro de vinilo		14		
Estireno		4		

Tabla 1.2 Competencia, fuente Anuario IPA 2022

Con respecto al Propileno la productora en nuestro país es Petroquímica Cuyo, con una capacidad instalada de 35.000 Tn/año, trabajando a un 80 % de su capacidad.

Debido a que la producción de etileno y propileno en nuestro país se encuentra casi al máximo de la capacidad de las plantas instaladas no vemos como un problema a los productores ya existentes.

1.3.2 Potenciales compradores

En la siguiente tabla se ven los productores de polietileno

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (Tn/año al 31/12/21)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
PBBPolisur S.A.	Bahía Blanca (Bs. As.)	110.00	Arco (alta presión)	Etileno
PBBPolisur S.A.	Pto Galvan (Bs. As.)	150.000	Unipol (baja presión)	Etileno
	Pto Galvan (Bs. As.)	135.000	Hoechst	Etileno
	Pto Galvan (Bs. As.)	370.000	Dow Solution	Etileno

Tabla 1.3 Productores de Polietileno, fuente Anuario IPA 2022

En la siguiente tabla se ven los productores de polipropileno

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (Tn/año al 31/12/21)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
PBBPolisur S.A.	Bahía Blanca (Bs. As.)	130.00	NOVOLEN	Propileno
	Ensenada (Bs. As.)	180.000	LIPP PROCESS	Propileno

Tabla 1.3 Productores de Polipropileno, fuente Anuario IPA 2022

1.3.3 Mercado de los subproductos

1.3.3.1 Butilenos

Los principales usos de los butilenos son producción de Alcoholes C7 a C13, butano secundario y Buteno-1. Nuestra planta tendrá una capacidad de producción de 6.000 Tn/año de butilenos.

En los últimos años la producción de butilenos en nuestro país viene en baja y los derivados mencionados anteriormente han sido sustituidos o importados. En el siguiente grafico se observa el comportamiento de la producción de butilenos en los últimos años. Cabe aclarar que esta producción se destinó exclusivamente a abastecer el consumo interno, por eso las 2 curvas son iguales.

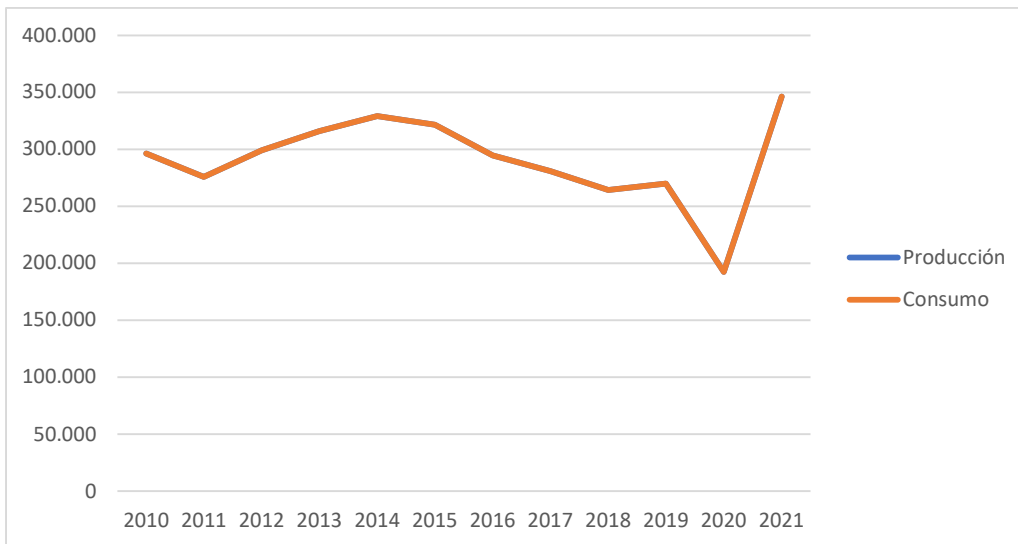


Gráfico 1.7 Estadísticas de Butileno en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

En los siguientes gráficos observaremos el comportamiento de los derivados de los butilenos en Argentina.

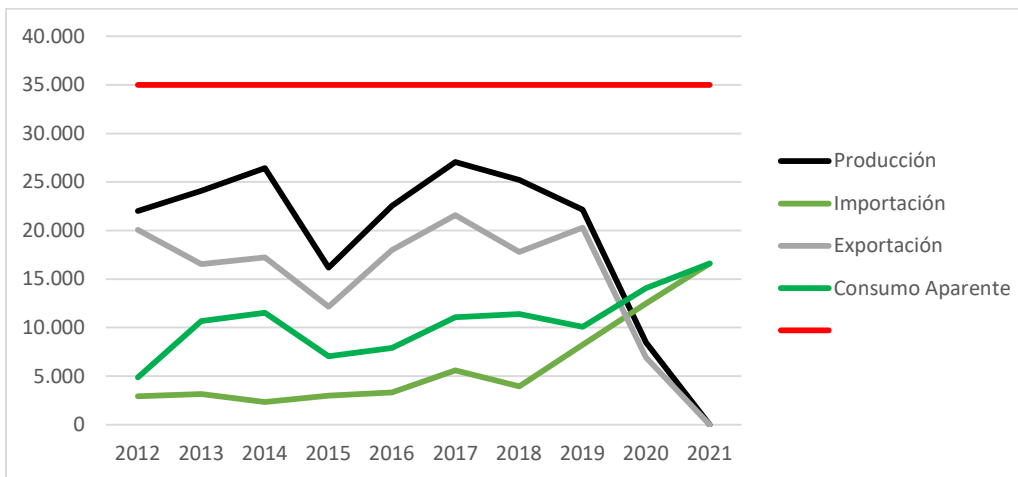


Gráfico 1.8 Estadísticas de Alcoholes de C7 a C13 en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

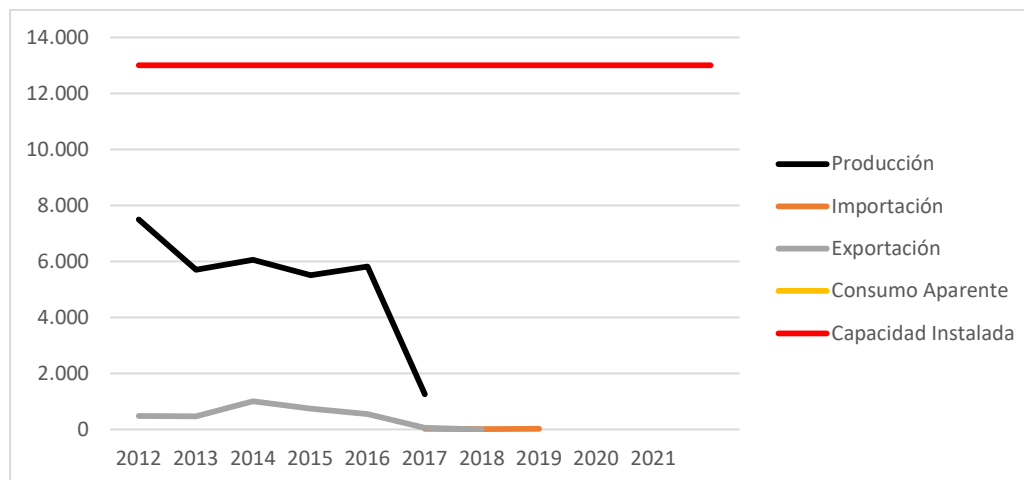


Gráfico 1.9 Estadísticas de Butanol Secundario en Argentina, fuente Anuario IPA 2022

A partir de este análisis se observa un mercado favorable de butileno, por una cuestión de que es un producto que viene aumentando tanto su consumo, importación y exportación; además de tener un buen valor comercial. El tema aquí es que su producción se ve limitada debido a que la producción de butilenos viene en baja, con lo cual parte del aumento del consumo interno debe abastecerse mediante importaciones. Es por esto por lo que no habría inconvenientes para colocar nuestro producto en el mercado.

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (Tn/año al 31/12/21)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
YPF S.A.	Ensenada (Bs. As.)	35.000	Dimerización: IFP Oxoalcoholes: Cdf Chimie	Butilenos, noneno
ESTRUCTURA DEL MERCADO LOCAL EN 2021 (porcentual)				
Plastificantes		90		
Varios		10		

Tabla 1.3 Productores de Alcoholes, fuente Anuario IPA 2022

1.3.3.2 Gasolina de Pirólisis

Nuestra planta tendrá una producción de 20.000 Tn/año. Es un producto que tiene un amplio uso para la elaboración de productos petroquímicos. En la zona hay mercado de consumo para ubicar este producto.

1.3.3.3 Metano/H2

El gas que se recupera en la desmetanizadora se utiliza para quemarlo como fuel gas en el horno pirolítico. Este gas se produce a una tasa de 5.000 Tn/año.

1.3.3.4 Fuel Oil de Pirólisis

Es el primer subproducto obtenido de nuestros procesos, con una producción de 59.530 Tn/año.

1.3.4 Obtención de materia prima en la zona

Los proveedores de nafta en la zona son YPF y Petrolera Argentina S.A.

	Produccion (m3/d)	
	nafta virgen	nafta liviana
YPF	360	150
Petrolera Argentina	420	

Tabla 1.4 Proveedores de nafta virgen, fuente empresas productoras

Nuestra materia prima, como ya se mencionó anteriormente, será nafta virgen o gasolina liviana según disponibilidad. En principio los proveedores serán C.I.P.H con un aporte de 280 m3/día y Petrolera Argentina con un aporte de 420 m3/día. Se obtuvo del informe estadístico IPA el precio de nafta virgen de 463 USD/m3.

1.3.5 Capacidad de la planta

Basándonos en toda la información recopilada asumiremos una capacidad instalada capaz de satisfacer, en principio, una fracción de la demanda de propileno por parte Petroquímica Cuyo simplemente por una cuestión de cercanía de dicha empresa. El resto de los productos serán destinados a abastecer las demás empresas detalladas más arriba.

Debido a la disponibilidad de materia prima en la zona asumiremos una planta capaz de tratar unos 700 m3/día de materia, con perspectivas de ampliar la capacidad de la planta para tratar el doble de materia prima según vaya avanzando la demanda de los productos petroquímicos en los próximos años, la cual se estima que tenga bastante crecimiento.

Al hacer este dimensionamiento de nuestra planta también se tiene en cuenta el incremento de la demanda de etileno en nuestro país debido a que se está evaluando

un proyecto para la instalación de una planta de polietileno en el polo petroquímico de Bahía Blanca.

Si consideramos una alimentación de nafta de 700 m³/día a nuestra planta se espera, aproximadamente, obtener las siguientes cantidades de productos:

Producto	Producción (tn/año)
Etileno	21.000
Propileno	15.000
Butilenos	6.000

Tabla 1.5 Capacidad de planta

2. Descripción y justificación del proceso utilizado

La producción se va a llevar a cabo mediante el proceso de “STEAM CRACKING”, Pirólisis con Vapor de Agua, utilizando Nafta Virgen como materia prima, y una corriente reciclo de etano y propano del mismo proceso. Este proceso de pirólisis con vapor mantiene su dominio en la producción de olefinas de pequeño peso molecular, fundamentalmente debido a su simple diseño, su fácil mantenimiento y su control sencillo.

En nuestro caso utilizaremos, para el horno pirolítico, el proceso de “Linde Selas A.G.”, con el cual se consigue un calentamiento más rápido del reactor, utilizando dos serpentines paralelos de diámetro menor al convencional, en la zona de radiación/convección, que convergen posteriormente en la de conducción en uno de mayor diámetro.

En los nuevos diseños, los avances realizados muestran que un rápido aumento de la temperatura, una baja presión parcial de hidrocarburos y unos cortos tiempos de residencia, conducen a mejores rendimientos y mayor tiempo de trabajo de la planta.

En la presente descripción se encontrará, a diferencia de los procesos que se pueden encontrar en algunas bibliografías, que no se contempla la formación de CO dentro de los hornos de pirolisis. Esto se basa en que la reacción de reformado del agua tiene un peso de muy bajo respecto de las reacciones de pirolisis. Principalmente el reformado requiere alta presión, alta temperatura y un catalizador para que se lleve a cabo, y en nuestro horno no se cumplen estas 3 condiciones. Además, para completar este fundamento se intentó llevarla a cabo en el simulador sin resultado satisfactorio, por lo cual desestimamos la formación de CO.

2.1 Descripción del proceso

En el diagrama de flujo, que se encuentra en la sección 3 del presente documento, se expresa a modo general el proceso de la planta de craqueo de nafta virgen con vapor de agua. Este proceso se divide en 5 unidades: pirólisis, fraccionamiento primario, compresión, fraccionamiento criogénico y fraccionamiento a alta temperatura, las cuales serán descriptas a continuación.

2.1.1 Pirólisis

Como la capacidad del horno es limitada, deben disponerse 2 en paralelo; uno de ellos diferente para pirolizar el etano y el propano separados en las unidades de fraccionamiento de colas, que se reciclan. La diferencia consiste en que los hidrocarburos ligeros requieren menor tiempo de residencia, menores temperaturas y menor relación vapor de agua/HC que las naftas. Dentro del horno pueden diferenciarse dos zonas bien definidas.

2.1.1.1 Zona de Convección

Los tubos reciben calor por el mecanismo de convección ya que en esta sección los gases han sido acelerados por la reducción de área de flujo de gas. En esta zona se daría con el fin de obtener una alta eficiencia térmica en el horno. Esta zona está compuesta por dos serpentines (A y B), cada uno formado por 21 tubos Incoloy 1 $\frac{1}{4}$ " Cr +1/2 Mo Carbón Steel (debido a que deben resistir las altas temperaturas, en algunos casos 1.000-1.500 °C), cuya longitud es 4.5 m y diámetro nominal de 5" ^[1](Barendregt & Pitcher, 2010)^[1]; todos los tubos están dispuestos horizontales y paralelos entre sí, conectados por una unión "U", aquí es donde ocurre el precalentamiento con el vapor de dilución.

2.1.1.2 Zona de Radiación

Los tubos reciben calor directamente por radiación de la llama de los quemadores ubicados en el piso del horno y por re-radiación de las paredes del refractario. Debido al movimiento de los gases dentro del horno una pequeña proporción del calor es transferido por convección. En esta zona es donde se encuentran los quemadores. En esta zona existen dos serpentines (A y B) ambos, provenientes de la zona de convección, hacen dos pases verticales y luego hacen cuatro pases horizontales. La parte vertical está formada por cuatro tubos, mientras que la parte horizontal está formada por ocho tubos de longitud 13 m y de diámetro nominal 6", con una superficie de exposición de 124 m² ^[2] (Barendregt & Pitcher, 2010). La zona de radiación posee 32 quemadores y 32 pilotos de encendido manual, localizados en el piso del horno (los cuales operan con combustible gaseoso, gas natural o gas de cola producido en la planta, con una composición de aproximadamente 63% CH₄, 36.4% H₂, 0.1% CO, 0.4% C₂H₄ y 0.1% de C₂H₆).

El gas saliente del horno de pirólisis debe enfriarse rápidamente en una caldera de recuperación de calor (en la que se genera vapor de muy alta presión) y, a continuación, se termina su enfriamiento hasta los 350-400°C mediante mezcla con la corriente de fondo del fraccionador principal previamente enfriado en un refrigerante, con aire o con agua de refrigeración.

2.1.2 Fraccionamiento Primario

En una columna de destilación atmosférica ($P= 2 \text{ kgf/cm}^2$; $T= 70 \text{ }^\circ\text{C}$) se rectifica la corriente saliente del horno de pirólisis ($T= 400^\circ\text{C}$), separándose por fondo un gasoil o fueloil de pirólisis negro, rico en olefinas, que suele quemarse como combustible en el horno. En el condensador de cabeza se separa el agua y una nafta que, por contener gran cantidad de olefinas y aromáticos tiene un buen número de octano, y recibe el nombre de gasolina de pirólisis. Sin embargo, debe ser estabilizada mediante tratamiento con hidrógeno para que no polimerice, es decir, para que no forme “gomas”. Los gases salen como incondensables.

2.1.3 Compresión

El gas craqueado se comprime hasta una $P= 40 \text{ kgf/cm}^2$ en 4 etapas, con refrigeración intermedia, para evitar la polimerización de las olefinas. En los refrigerantes intermedios condensan naftas ligeras, que se unen a la gasolina de pirólisis separada en el fraccionador primario.

2.1.4 Purificación

A la salida de la última etapa de compresión, el gas ingresa a un absorbedor, donde entra en contacto con una solución acuosa de MEA (mono etanol amina) para remover el contenido de H_2S y CO_2 . La elección de este método de purificación del gas se basa en que, comparado con otros, como aquel en el que se utiliza NaOH , el producto obtenido, NaHS , luego de la purificación con el segundo mencionado es muy inestable y se deben tener mayores recaudos tanto para la protección de las personas, como del medioambiente.

Luego ese gas dulce atraviesa un separador para remover el contenido de agua y de esta manera bajar el punto de rocío, se trata de un separador bifásico que opera a una $P= 40 \text{ kgf/cm}^2$ y $T= 32 \text{ }^\circ\text{C}$. Luego es sometido a una etapa de enfriamiento para eliminar el contenido de H_2 .

2.1.5 Fraccionamiento a baja temperatura

El gas seco se enfría se introduce en la demetanizadora ($P= 31 \text{ kgf/cm}^2$, $T= -76 \text{ }^\circ\text{C}$), en la que se separa el hidrógeno remanente y el metano. El condensador de esta columna es el punto más frío del sistema, utilizándose como líquido refrigerante etileno de un circuito auxiliar. La separación de metano en esta columna debe ser lo más completa posible, pues todo el metano retenido en la corriente de fondo impurificará al etileno producto. Por otra parte, no debe escapar etileno con el metano e hidrógeno. El hidrógeno se emplea como fuel gas.

La corriente de fondo de la demetanizadora pasa a la deetanizadora, en la que se separa la corriente C_2 por cabeza, pasa al splitter de C_2 , del que se obtiene por fondo etano, que se recicla a pirólisis, y por cabeza etileno producto. Antes del ingreso al splitter de C_2 la corriente atraviesa un reactor de conversión de acetileno, para eliminar totalmente este producto convirtiéndolo a etileno, ya que su presencia en el etileno producto es muy peligrosa.

2.1.6 Fraccionamiento a alta temperatura

La corriente de fondo de la deetanizadora pasa a la depropanizadora, en la que se separan por cabeza los C_3 . Los más pesados se separan seguidamente en fracción C_4 y en gasolina de pirólisis que lleva consigo los C_5 y superiores.

La fracción C_3 pasa a un reactor de hidrogenación selectiva para eliminar el metilacetileno. Luego ingresa al fraccionador de propileno del que se obtiene por cabeza el propileno y por cola el propano, que se recicla al horno de pirólisis junto con el etano. Por último, en la debutanizadora se obtienen por cabeza los butilenos y por fondo una corriente de gasolina de pirólisis.

2.2 Cinética de las reacciones: efecto del tiempo de reacción

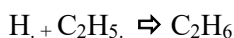
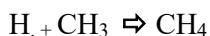
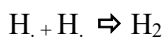
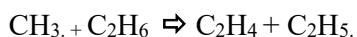
La pirolisis de hidrocarburos ha sido objeto de numerosos estudios para poder explicar la formación de todos los productos que aparecen. Su naturaleza radical conduce a mecanismos extremadamente complejos, lo que obliga a la definición de modelos más o menos simplificados que permitan su seguimiento y aplicación al diseño de los reactores en que estas reacciones tienen lugar ^[3] (Antonio López Cabanes, 1989)

Por ejemplo, en el caso del etano, la presencia de los productos de la reacción de metano y de hidrocarburos C₃, C₄ y superiores lleva a proponer un mecanismo del tipo:

- Reacción de iniciación:



- Reacción de propagación:



Evidentemente, el número de posibles reacciones aumenta considerablemente con el número de carbonos del hidrocarburo partida.

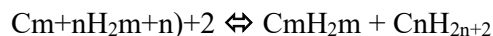
En forma global, las reacciones que tienen lugar se clasifican en dos grupos: las reacciones primarias, ya planteadas, de formación de olefinas y aromáticos a partir de parafinas y naftenos, y las secundarias de transformación de los productos de las anteriores y que fundamentalmente son:

- La pirolisis de las olefinas formadas que, en su grado extremo, provocaría la aparición de coque.
- La hidrogenación, o deshidrogenación, de las olefinas que conduce a la formación de parafinas o de diolefinas y acetilénicos, respectivamente.
- La polimerización de esas olefinas, que llevaría a la aparición, en primer lugar, de diolefinas cíclicas o aromáticas y que, si prosigue, puede llegarse a obtener polímeros de peso molecular más o menos elevado.

2.3 Reacciones e influencia de las variables de proceso

Las reacciones más importantes que tienen lugar en los procesos de pirólisis de hidrocarburos son (Chauvel, 1977; Leprince, 1971; Zdonick y col., 1967 a,b)

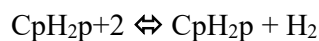
- La ruptura de enlaces C-C:



Donde m representa el número de átomos de carbono de las moléculas y n representa la cantidad de moléculas de H₂.

$$\Delta G = 18000 - 34 T \text{ cal/mol}$$

- La deshidrogenación:



$$\Delta G = 30000 - 34 T \text{ cal/mol (para } p > 4)$$

Donde p representa el número de átomos de carbono de las moléculas.

Se trata de reacciones muy endotérmicas, la primera menos que la segunda, de ahí que, desde el punto de vista termodinámico, la ruptura de enlaces C-C sea más fácil que la de los enlaces C-H y que ambas se vean favorecidas por la temperatura.

A estas reacciones se pueden asociar otras secundarias, como la transformación de las olefinas formadas en polímeros, compuestos aromáticos e incluso coque, reacciones todas ellas endotérmicas. Por ejemplo, para la polimerización se cumple que:

$$\Delta G = -19000 - 34 T \text{ cal/mol}$$

2.3.1 Efecto de la Temperatura

Los hidrocarburos son tanto más inestables cuanto más elevada sea la temperatura, excepción hecha del acetileno. Las olefinas, diolefinas y aromáticos tienen una mayor estabilidad relativa respecto a las parafinas y naftenos, a elevada temperatura.

Este efecto causante de la endotermicidad de las reacciones principales antes mencionadas evidencia la necesidad de realizar el aporte de considerables

cantidades de calor a temperatura elevada. Por otro lado, dado que un aumento de la temperatura produce un aumento de la velocidad de reacción, cuanto más alta sea aquella mayor será la velocidad con la que el hidrocarburo se ha de descomponer, duplicándose prácticamente cuando la temperatura aumenta unos 30 °C, lo que implica que la velocidad de formación de coque sea muy rápida por encima de los 1.000 °C, lo cual supone un límite a la hora de fijar las condiciones de trabajo, y que interesa realizar un enfriamiento eficaz a la salida del reactor que paralice la continuación de las reacciones hacia productos no deseados.

2.3.2 Efecto de la Presión

Atendiendo a la estequiometría de las reacciones principales anteriormente expuestas, puede observarse el efecto de la presión sobre el equilibrio químico, que se desplazará hacia la derecha, -proceso favorable- siempre que su valor sea bajo.

Por otro lado, un aumento en la presión parcial de hidrocarburo produce un incremento en la velocidad de reacción, lo que está en contradicción con el efecto anterior.

En cuanto a la influencia de la presión en la distribución de productos, Zdonik y col. (1968, c) encuentran que un aumento de la presión conduce a rendimientos más altos de subproductos y, por el contrario, los altos rendimientos en las olefinas deseadas se favorecen con bajas presiones. Conclusiones similares obtienen Chambers y Potter (1974) y Lichtenstein (1964), afirmando este último que el aumento de la presión aumenta de forma clara los depósitos de coque.

En conjunto, puede concluirse que interesará trabajar siempre a las presiones más bajas posibles, ya que el que así se favorezca la producción de olefinas resulta ser el factor más determinante, y ya se podrá conseguir elevar la velocidad de reacción por medio de temperaturas adecuadas.

2.3.3 Efectos del Vapor de Agua

En la pirolisis, la producción de etileno se puede aumentar y disminuir la formación de coque, mediante la adición de vapor de agua, a los hidrocarburos que se alimentan en los hornos de pirolisis. Los principales efectos de esta adición:

a) Reduce la presión parcial de los hidrocarburos presentes aumentando la conversión a etileno ya que la deshidrogenación se favorece a baja presión.

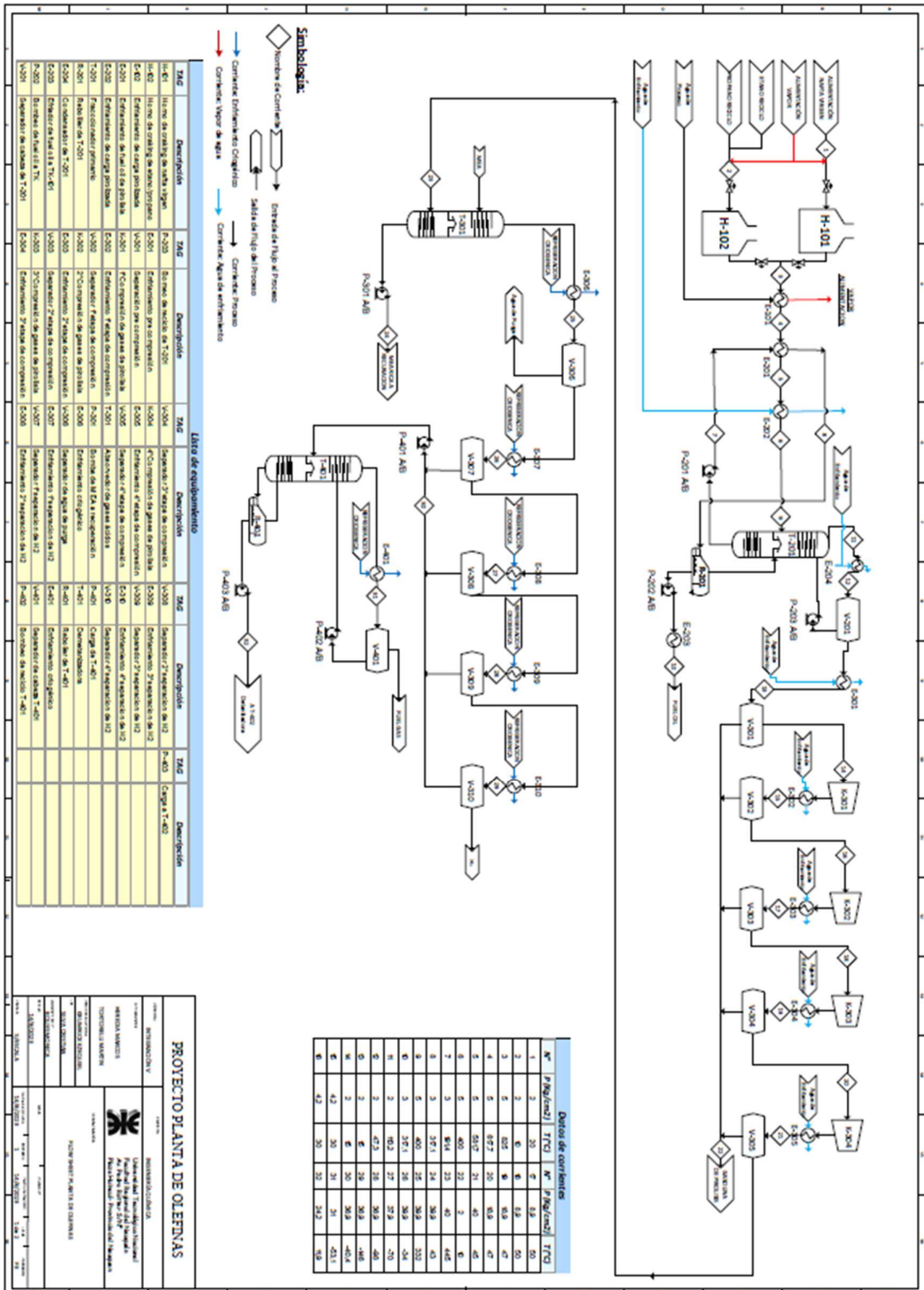
b) Al aumentar el volumen del gas alimentado el tiempo de residencia se reduce en el horno de pirolisis. En consecuencia, el tiempo de residencia resulta un parámetro importante a controlar en los hornos de pirolisis.

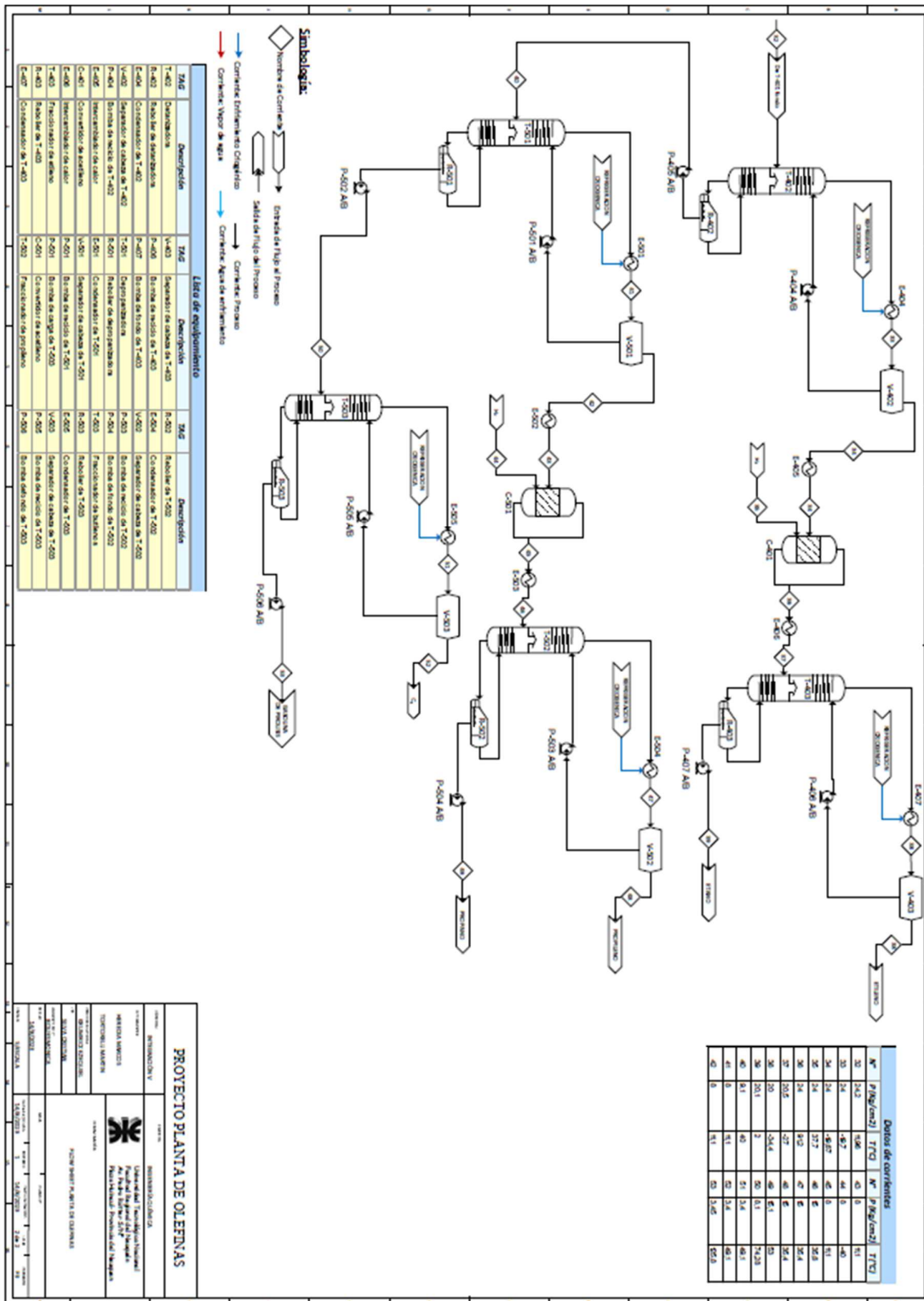
c) El vapor de agua ayuda a mantener limpios los tubos de los hornos de pirolisis. El vapor es inerte para la reacción principal.

d) Cuando se utiliza la nafta o alimentaciones más pesadas cualquier presencia de hidrocarburos líquidos a la alimentación al horno, aumentará la deposición de coque. El vapor de agua favorece la vaporización completa de alimentaciones líquidas y por consiguiente se favorece la formación de coque.

El uso del vapor de agua causa también una serie de problemas que limita su contenido en la alimentación total (volumen de vapor de agua e hidrocarburo); como el vapor de agua debe ser calentado a la temperatura de reacción, su presencia aumenta el volumen del reactor requerido y el costo del horno. También su separación de los hidrocarburos producidos requiere de áreas muy grandes de condensación y un alto consumo de servicio en este caso de agua de enfriamiento.

3. Flowsheet del proceso





4. Balances de masa y energía

4.1 Especificación de cada corriente con datos termodinámicos y caudales.

Como soporte para la confección de los balances se utilizó el simulador Hysys, ya que dentro de sus aplicaciones la obtención de balances másicos y energéticos es muy utilizada. En las siguientes tablas se muestran los datos termodinámicos correspondientes a cada corriente, como así también los caudales másicos de cada una.

4.1.1 Corrientes de ingreso

	NP	EPP	MEA	F60 (H2)	F51 (H2)
Vapour Fraction	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00
Temperature (C)	800,00	800,00	65,00	-40,00	-40,00
Pressure (kg/cm ²)	5,00	5,00	40,00	8,00	39,00
Molar Flow (kgmole/h)	1.081,51	94,53	108,48	0,50	2,00
Mass Flow (kg/d)	790.704	149.701	54.604	24	97
Liquid Volume Flow (m ³ /d)	1.179,42	233,36	54,51	0,35	1,39
Heat Flow (kJ/h)	-1,E+08	4,E+06	-3,E+06	-9,E+02	-4,E+03

Tabla 4.1 Corrientes de ingreso

4.1.2 Corrientes de salida

	FUEL OIL	F03 (ADP)	F29 (ADP)	F43 (H2)
Vapour Fraction	0,00	0,00	0,00	1,00
Temperature (C)	111,73	15,00	32,00	-146,00
Pressure (kg/cm ²)	3,00	2,00	39,90	36,90
Molar Flow (kgmole/h)	49,99	699,72	21,95	43,71
Mass Flow (kg/d)	138.450	302.532	22.138	3.690
Liquid Volume Flow (m ³ /d)	186,48	303,14	41,93	33,05
Heat Flow (kJ/h)	-8,E+06	-2,E+08	-9,E+05	-6,E+05
	F46 CH4	F24 (MEA RICA)	F03 (GP)	F07 (GP)
Vapour Fraction	1,00	0,00	0,00	0,00
Temperature (C)	-72,63	42,86	15,00	30,00
Pressure (kg/cm ²)	31,00	40,00	2,00	4,20
Molar Flow (kgmole/h)	48,45	107,46	0,00	5,93
Mass Flow (kg/d)	19.648	54.212	0	9.310
Liquid Volume Flow (m ³ /d)	63,64	54,29	0,00	15,10
Heat Flow (kJ/h)	-3,E+06	-3,E+06	0,E+00	-7,E+05
	F11 (GP)	F15 (GP)	F19 (GP)	F57 (ETILENO)
Vapour Fraction	0,00	0,00	0,00	0,97
Temperature (C)	50,00	47,00	45,00	-28,58
Pressure (kg/cm ²)	8,90	18,90	40,00	20,00
Molar Flow (kgmole/h)	12,16	101,07	54,31	88,89
Mass Flow (kg/d)	18.480	134.963	60.236	59.388
Liquid Volume Flow (m ³ /d)	30,30	230,67	111,76	156,78
Heat Flow (kJ/h)	-1,E+06	-7,E+06	-2,E+06	3,E+06
	F56(ETANO)	F69(PROPILENO)	F70(PROPANO)	F72(BUTILENOS)
Vapour Fraction	0,00	0,01	0,00	0,00
Temperature (C)	8,13	-176,04	48,67	43,88
Pressure (kg/cm ²)	20,10	8,00	15,10	5,06
Molar Flow (kgmole/h)	7,01	32,58	1,93	8,57
Mass Flow (kg/d)	5.876	32.431	2.067	11.416
Liquid Volume Flow (m ³ /d)	13,88	62,51	3,62	19,04
Heat Flow (kJ/h)	-3,E+05	-4,E+05	5,E+04	-3,E+05

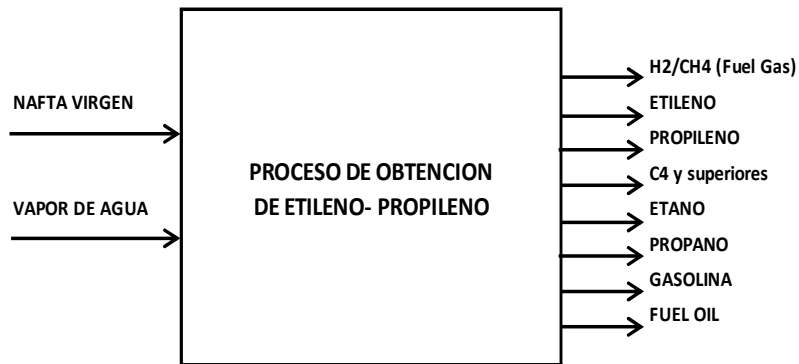
Tabla 4.2 Corrientes de salida.

4.2 Balance de Materia Global

Los balances de materia y energía son una herramienta de cálculo que posee la ingeniería de procesos, para contabilizar flujos, ya sea de materia o de energía, de un sistema determinado y su entorno. El balance puede realizarse sobre un equipo en particular, o ser el balance global de todo el proceso, como se detallará a continuación.

En general, un balance de materia se escribe como:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} - \text{Salida} - \text{Consumo} = \text{Acumulación}$$



- Característica de Nafta virgen

Densidad a 15.6/ 15.6°C, ASTM – 1217.....	
0,7040	
Destilación, ASTM – D – 86, °C	
PI	43
10 % Vol	58
20%	65
30%	70
40%	77
50%	88
60%	104
70%	120
80%	136
90%	153
95%	166
p. final	184

Tabla 4.3 Curva de destilación Nafta Virgen

- Características del vapor de pirolisis

Worksheet	Stream Name	VAPOR DE PIROLISIS	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	400,0	400,0
Composition	Pressure [kg/cm2]	5,000	5,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	685,8	685,8
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,236e+004	1,236e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	12,38	12,38
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,287e+005	-2,287e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	188,9	188,9
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,569e+008	-1,569e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	12,17	12,17
	Fluid Package	Basis-4	
	Utility Type		

Fig 4.1 Características del vapor de pirolisis

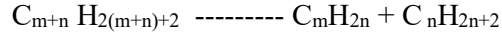
En nuestro proceso, el caudal de nafta virgen a utilizar será de 700 m³/d. De acuerdo con la densidad, el caudal másico es: 494.200 Kg/d (20.591,66 kg/h). La inyección de vapor al proceso de pirolisis es una relación de 0,6 Kg de vapor/Kg de carga, por lo tanto, en nuestro proceso, tenemos un consumo: 296.520 Kg de vapor/ día para la pirolisis de la nafta virgen. Además, en nuestro proceso se realiza la pirolisis de una corriente de etano y propano reciclo para la cual la relación es de 0,3 kg vapor/kg de carga, de aquí se obtiene un requerimiento adicional de vapor de 7.584 kg de vapor para la pirolisis de etano/propano. Con lo cual el vapor total requerido en nuestro proceso es de 304.104 kg/día.

CONSUMO DE VAPOR (KG/DIA)	
PIROLIS DE NAFTA VIRGEN	296.520
PIROLISIS DE ETANO/PROPANO	7.584
TOTAL	304.104

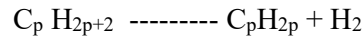
Tabla 4.4 Consumo de vapor

Las reacciones más importantes que tienen lugar en los procesos de pirolisis de hidrocarburos son (Chauvel, 1977; Leprince; 1971; Zdonik y Col.; 1967 a, b):

- La ruptura de enlaces C-C



- La Deshidrogenación



Basándonos en datos obtenidos por Chauvel y Col. (1977), que nos proporcionan las fracciones másicas de los productos obtenidos, a partir de nafta virgen sometida a severidad alta, con reciclaje de etano y propano, podemos calcular los caudales másicos a partir de una alimentación de 494.200 kg/ día (700 m³/ día).

Balace de materia global del proceso:

INGRESOS AL PROCESO (KG/DIA)	
NAFTA VIRGEN	492.800
VAPOR DE AGUA	296.520
VAPOR DE AGUA	7.584
H2	121
	797.025

Tabla 4.5 Corrientes de ingreso al proceso

SALIDAS DEL PROCESO (KG/DIA)	
ETILENO	59.376
PROPILENO	32.424
BUTILENOS	11.400
GASOLINIA DE PIROLISIS	226.416
FUEL OIL	107.184
AGUA DE PROCESO	324.778
METANO	19.656
HIDROGENO	3.696
	784.930

Tabla 4.6 Corrientes de salida al proceso

En las tablas anteriores se puede observar el balance entre las entradas y las saldas del proceso con un error del 2%.

4.3 Balance de energía global

Para la confección de este análisis global se hace un planteo dividido en dos partes para llegar a una conclusión más precisa del requerimiento energético de la planta.

4.3.1 Balance de energía de los hornos

Como primera medida se realiza el cálculo de transferencia de energía necesaria para llevar a cabo la pirólisis. Para ello se toma como punto inicial las corrientes de ingreso a cada horno, y luego las corrientes pirolizadas. Como se mencionó en capítulos anteriores, nuestro proceso recupera el etano y propano producido y se recicla a un segundo horno donde se lleva a cabo la pirolisis con vapor de agua de estos productos para producir olefinas al igual que se hace con la pirolisis de nafta virgen.

- Pirolisis de nafta virgen, horno 1, H1;
- Pirolisis de etano/propano, horno 2, H2;

A continuación, se presentan los flujos de calor para las corrientes de entrada y salida del subsistema planteado:

CORRIENTES DE INGRESO	FLUJO DE CALOR (KJ/H)
ETANO PROPANO	-767.400
NAFTA LIQUIDA	-2,5667

Tabla 4.7 Flujo de calor en Corrientes de entrada de los hornos

CORRIENTES DE SALIDA	FLUJO DE CALOR (KJ/H)
ETANO/PROPANO PIROLIZADO A 800 °C	-1.790.000
NAFTA PIROLIZADA A 800 °C	-1,16E+08

Tabla 4.8 Flujo de calor en Corrientes de salida de los hornos

De acuerdo con las tablas anteriores, se obtiene el balance de energía para cada horno.

BALANCE DE ENERGIA DE LOS HORNOS	
Q H1 (KJ/H)	-1,24E+08
Q H2 (KJ/H)	-1.244.555,64

Tabla 4.9 Balance de energía para los hornos de pirólisis

4.3.1 Balance de energía global

Aquí se define un segundo subsistema para el balance global, que contempla como entrada las corrientes pirolizadas y como salida todas las corrientes de salida de productos y subproductos.

CORRIENTES DE INGRESO	FLUJO DE CALOR (KJ/H)
ETANO/PROPANO PIROLIZADO A 800 °C	-1.790.000
NAFTA PIROLIZADA A 800 °C	-1,16E+08

Tabla 4.10 Flujo de calor en Corrientes de ingreso subsistema global

CORRIENTES DE SALIDA	FLUJO DE CALOR (KJ/H)
ETILENO	2.893.000
PROPILENO	-419.700
BUTILENOS	-332.300
GASOLINIA DE PIROLISIS	-11.850.000
FUEL OIL	-14.500.000
AGUA DE PROCESO	-200.800.000
METANO	-2.663.000
HIDROGENO	-569.600

Tabla 4.11 Flujo de calor en Corrientes de salida subsistema global

Además, en este punto si debe contemplarse el requerimiento energético para la generación de vapor para la pirolisis.

CORRIENTE	FLUJO DE CALOR (KJ/H)
AGUA LIQUIDA	-196.800.000
VAPOR GENERADO	-148.000.000

Tabla 4.12 Flujo de calor en Corrientes de agua y vapor

El balance de energía para la generación de vapor, a partir de los datos anteriores, arroja como resultado 39.900.000 KJ/H.

Para obtener el balance del proceso global se realiza la resta de la sumatoria de las salidas menos la sumatoria de los ingresos, con lo cual obtenemos 3,72E+07 KJ/H.

4.3 Simulación del Proceso en ASPEN Hysys

4.3.1 Descripción del proceso

El presente es una descripción de los pasos que se realizaron para poder llevar a cabo la simulación de una planta de producción de olefinas a partir de una pirolisis

de nafta con vapor. Como contamos con los datos de la nafta a la salida del horno comenzamos la simulación a partir de datos bibliográficos. Cabe aclarar, también, que la corriente CARGA puede también realizarse mediante una caracterización de la nafta, intentamos seguir este camino, pero no reunimos la información necesaria para poder hacerlo. Debido a esto, cargamos cada componente presente en la nafta.

A continuación, se presenta un diagrama de flujo de la simulación en Hysys.

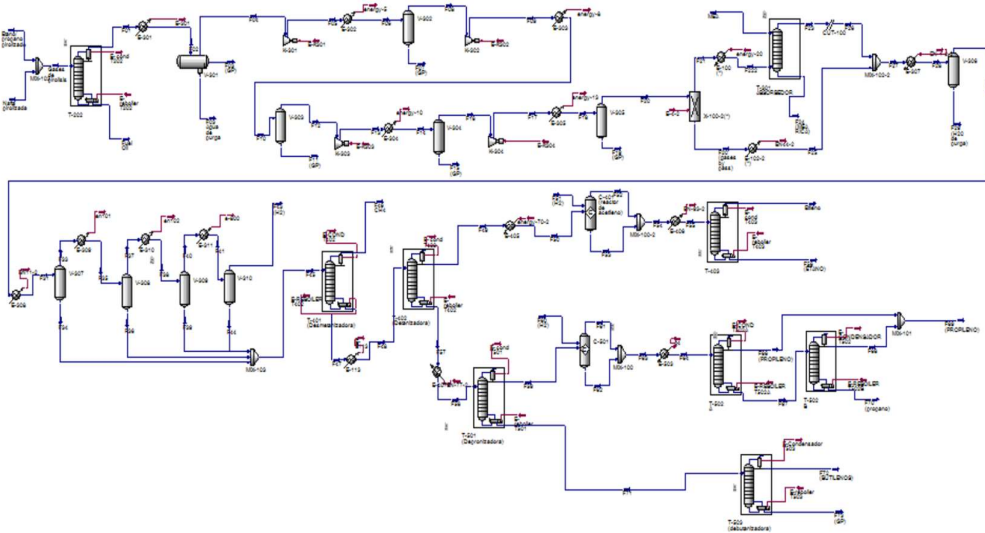


Fig. 4.1 Flowsheet simulacion Aspen Hysys por el método riguroso

4.3.2 Descripción de la simulación

Se describe en primera instancia la simulación realizada por el método corto, empleando columnas short cut para lograr la estimación de datos iniciales que nos servirán como referencia, como ser plato de alimentación óptimo y número de etapa ideales, que luego serán introducidos en columnas de método riguroso, para obtener parámetros de diseño más detallados.

Hay dos pasos generales en el proceso de simulación:

1. **Establecer.** En este paso el paquete de fluidos y la lista de componentes. Esta lista incluye CH_4 , H_2O , H_2 , C_2H_2 , C_2H_4 , C_2H_6 , C_3H_4 , C_3H_6 , C_4H_6 , C_6H_6 , C_8H_{10} , C_7H_8 , $\text{C}_{30}\text{H}_{62}$, C_4H_{10} , C_3H_8 , C_4H_8 , C_5H_{12} .
2. **Simulación en estado estacionario.** El caso será construido en estado estacionario con las siguientes unidades claves de operación:

- **Torres de fraccionamiento.** Se utiliza una Short Cut Distillation. El objetivo de este equipo es separar los componentes de acuerdo a sus puntos de ebullición.
- **Separadores.** Estos equipos se emplean para separar una mezcla gas-liquido formada luego del enfriamiento en la etapa de compresión.
- **Compresores.** Estos equipos se utilizan para alcanzar la carga de presión necesaria para el proceso.

1) ESTABLECER

1. Ver en **SESSION PREFERENCES**, seleccionar el sistema de unidades para esta aplicación
2. Ver en **COMPONENT LIST**, seleccionar los siguientes componentes: CH₄, H₂O, H₂, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, C₃H₄, C₃H₆, C₄H₆, C₆H₆, C₈H₁₀, C₇H₈, C₃₀H₆₂, C₄H₁₀, C₃H₈, C₄H₈, C₅H₁₂.
3. Ver en el **FLUID PACKAGE**, seleccionar el paquete de propiedades **PENG-ROBINSON**. Se selecciona Peng-Robinson como paquete de fluido debido a que este es el mejor paquete para predecir los parámetros termodinámicos de hidrocarburos, como es caso de la nafta pirolizada.

2) SIMULACION EN ESTADO ESTACIONARIO

1. **INSTALAR LAS CORRIENTES.** Aquí se define la corriente de alimentación (NAFTA PIROLIZADA) al fraccionador primario, especificando las condiciones de presión, temperatura, flujo y composición.

4.3.3 Construcción del flowsheet.

4.3.3.1 T-201 método corto

Instalar el fraccionador primario T-201: la corriente NAFTA PIROLIZADA, es la alimentación a este fraccionador. Instalar una Short Cut Distillation y definirla como se especifica a continuación.

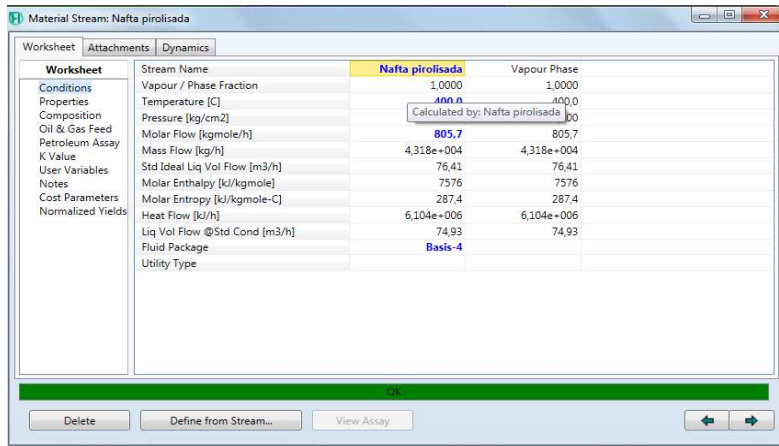


Fig. 4.2 Alimentación Nafta pirolizada, simulación Aspen Hysys.

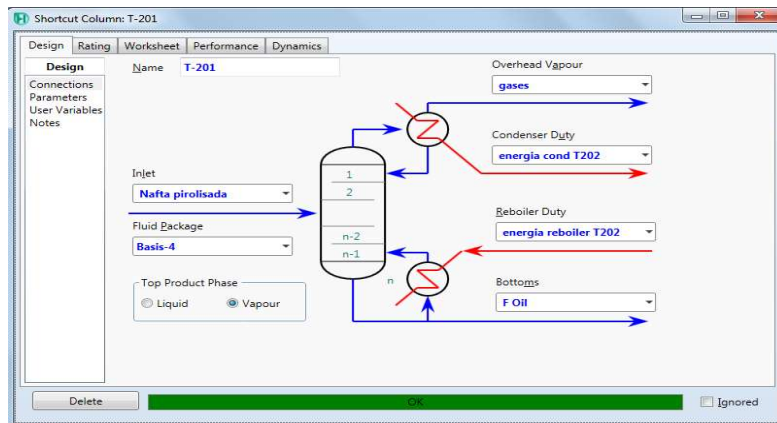


Fig. 4.3 Torre T-201 Shortcut Column, simulacion Aspen Hysys.

Selección de componentes clave: En esta columna se selecciona como componente liviano en el fondo al n-pentano, de modo que todos los componentes más pesados que el n-pentano salgan en la corriente fuel oil. El p-xileno se selecciona como componente pesado en el destilado, de manera que todos componentes más volátiles que él, salgan en la corriente de proceso que contiene los componentes deseados como etileno y propileno. En los campos de Fracción molar se colocaron los valores de fracción molar en la alimentación (nafta pirolizada). En esta columna se utilizó una relación de reflujo externa de 0,086 (L/D), obtenido a partir del valor de relación de reflujo mínimo multiplicado por factor de 1,2. Siendo L, el líquido de reflujo y D, el destilado, en el condensador de cabeza.

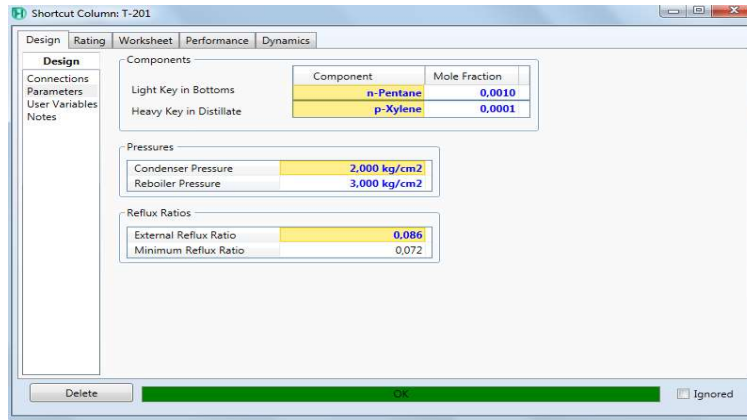


Fig. 4.4 Parametros de diseño T-201, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.2 T-201 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-201 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

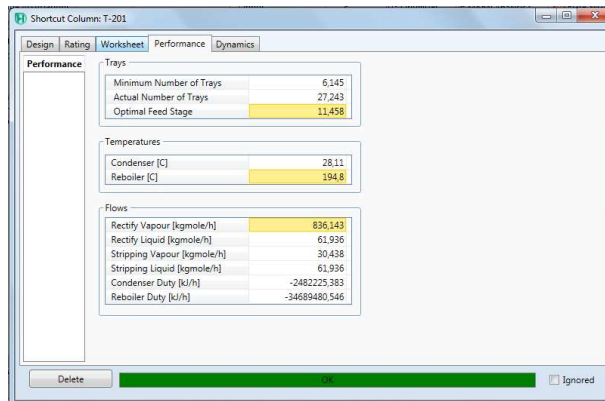


Fig. 4.5 Performance T-201 metodo short cut column, simulacion Hysys.

En base a la estimación a la cantidad de platos obtenida en la simulación del método corto, proponemos para la simulación del método riguroso una columna de 30 etapas de equilibrio, con alimentación óptima en la etapa N°13.

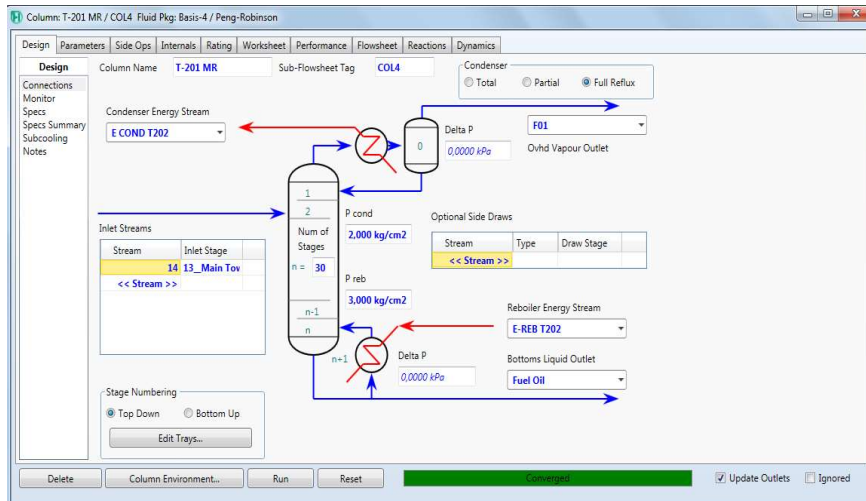


Fig. 4.6 Conexiones T-201 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la solapa parámetros especificamos un valor de 0,80 para las eficiencias de las etapas.

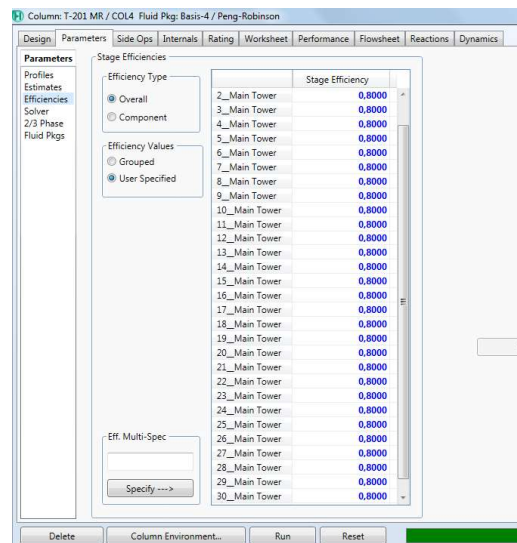


Fig. 4.7 Eficiencia T-201 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la solapa Diseño, en Monitor se especifican los valores relación de reflujo y caudal de reflujo, tildando las checkbox de la columna Active, y el valor de caudal de producto de fondo se dejan para estimar. Dejando en cero los grados de libertad.

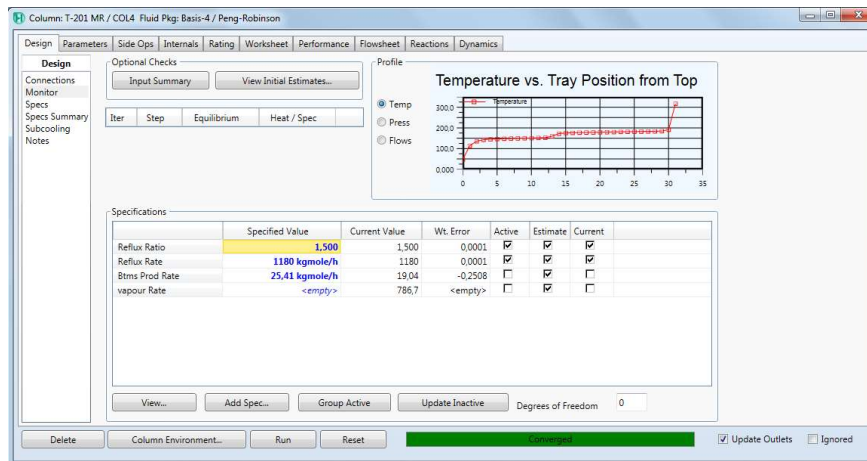


Fig. 4.8 Solapa monitor T-201, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.3 Instalación de intercambiador E-301

La corriente F01, salida de condensador de cabeza del fraccionador primario, será la alimentación a este intercambiador, como se especifica a continuación.

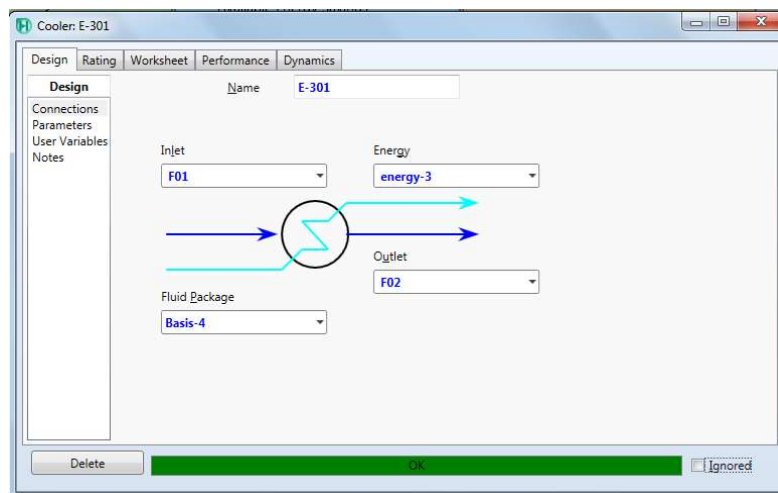


Fig. 4.9 Conexiones E-301, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.4 Instalación V-301

La salida del intercambiador E-301, será la alimentación a este separador. La corriente de fondo F03 (GP) del separador estará constituida por gasolina de pirolisis, los gases de cabeza F04 son enviados la sección de compresión.

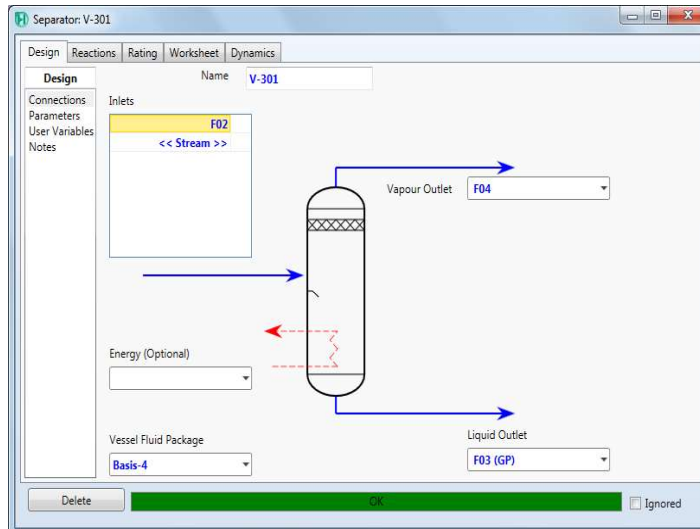


Fig. 4.10 Conexiones V-301, simulacion Aspen Hysys.

The screenshot shows the 'Worksheet' tab for Separator V-301, displaying a table of process conditions for three streams: F02, F03 (GP), and F04. The table includes various properties such as Vapour, Temperature, Pressure, Molar Flow, Mass Flow, Std Ideal Liq Vol Flow, Molar Enthalpy, Molar Entropy, and Heat Flow.

Name	F02	F03 (GP)	F04
Vapour	0.8187	0.0000	1.0000
Temperature [C]	15.00	15.00	15.00
Pressure [kg/cm2]	2.000	2.000	2.000
Molar Flow [kgmole/h]	786.7	142.6	644.1
Mass Flow [kg/h]	3.601e+004	9948	2.606e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	67.59	15.14	52.46
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3.234e+004	-1.004e+005	-1.729e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	142.5	58.65	161.0
Heat Flow [kJ/h]	-2.544e+007	-1.431e+007	-1.113e+007

Fig. 4.11 Condiciones de proceso V-301, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.5 Instalación etapa de compresión

Instalación etapas de compresión: Los gases del separador son la alimentación al primer compresor. Son cuatro etapas, y están constituidas por compresores y etapas intermedias de enfriamiento-separación de condensados, formados por intercambiadores y separadores. Se definen como se muestran a continuación.

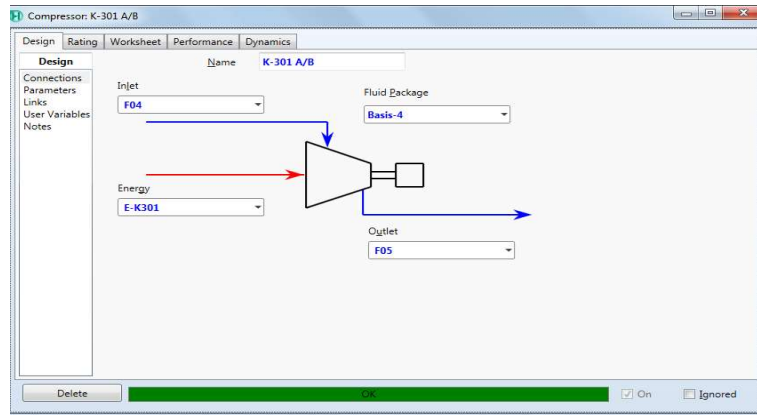


Fig. 4.12 Conexiones compresor K-301 A/B, simulacion Aspen Hysys.

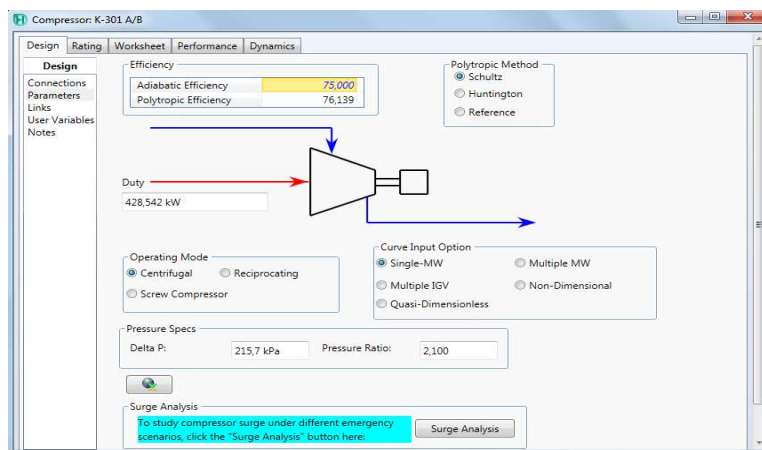


Fig. 4.13 Parametros K-301 A/B, simulacion Aspen Hysys.

The screenshot shows the 'Worksheet' tab for the compressor K-301 A/B. It displays the following process conditions:

	F04	F05	E-K301
Name	F04	F05	E-K301
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	15,00	52,66	<empty>
Pressure [kg/cm2]	2,000	4,200	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	644,1	644,1	<empty>
Mass Flow [kg/h]	2,606e+004	2,606e+004	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	52,46	52,46	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,729e+004	-1,489e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	161,0	162,9	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-1,113e+007	-9,591e+006	1,543e+006

Fig. 4.14 Condiciones de proceso K-301 A/B, simulacion Aspen Hysys.

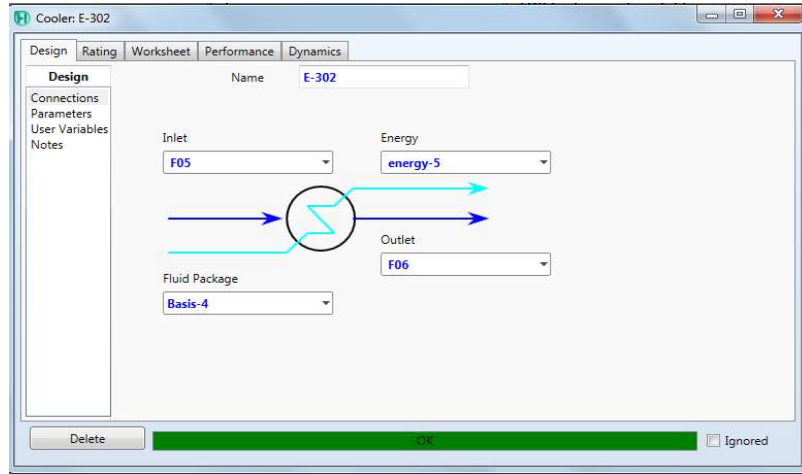


Fig. 4.15 Conexiones E-302, simulacion Aspen Hysys.

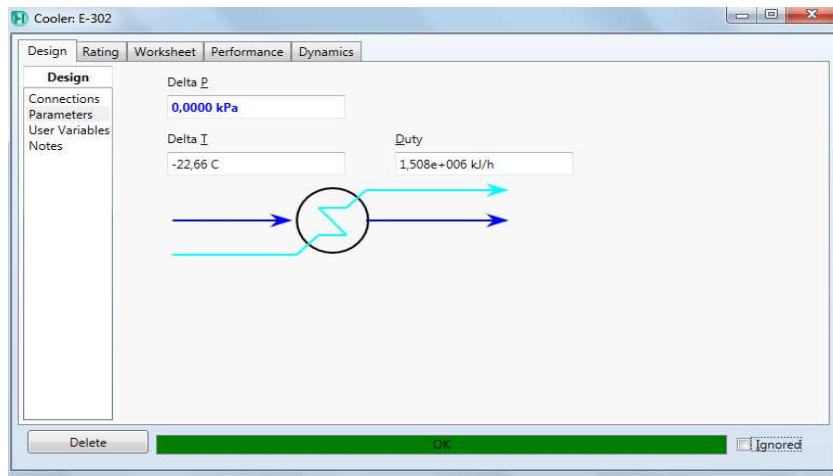


Fig. 4.16 Parametros E-302, simulacion Aspen Hysys.

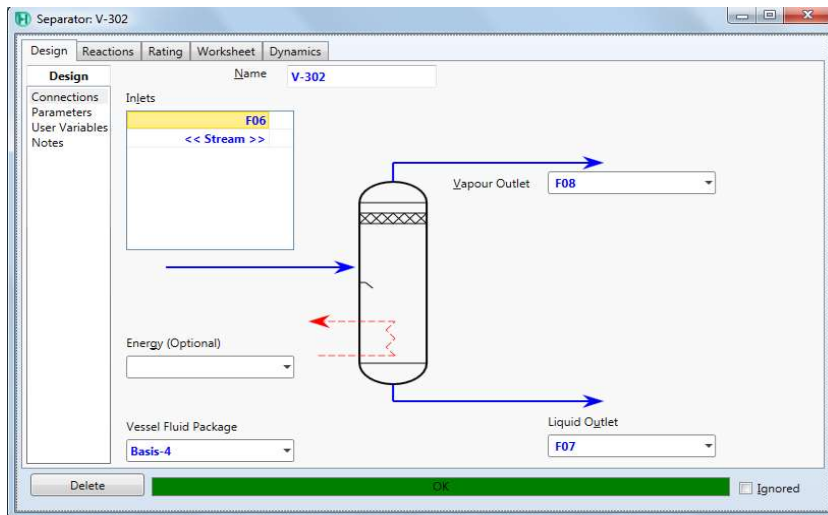


Fig. 4.17 Conexiones V-302, simulacion Aspen Hysys.

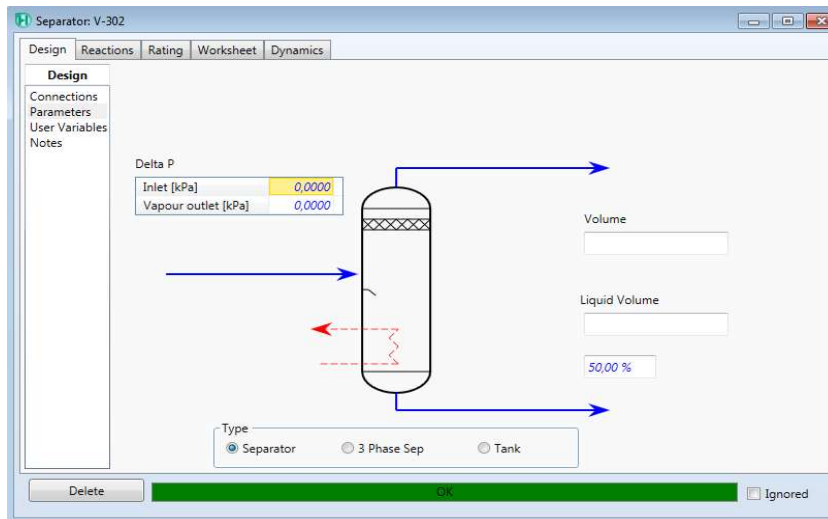


Fig. 4.18 Parametros V-302, simulacion Aspen Hysys.

Name	F06	F07	F08
Vapour	0,9687	0,0000	1,0000
Temperature [C]	30,00	30,00	30,00
Pressure [kg/cm2]	4,200	4,200	4,200
Molar Flow [kgmole/h]	644,1	20,14	623,9
Mass Flow [kg/h]	2,606e+004	1316	2,474e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	52,46	2,098	50,36
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,723e+004	-1,022e+005	-1,449e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	155,4	77,34	157,9
Heat Flow [kJ/h]	-1,110e+007	-2,059e+006	-9,040e+006

Fig. 4.19 Condiciones de proceso V-302, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.6 Instalación etapas de purificación y secado

Luego de la etapa de compresión ingresamos en la etapa de purificación y secado. Previo a la instalación del absorbedor de gases ácidos colocamos un splitter para separar los alquinos, debido a que el paquete de fluidos empleado (Amine pkg) los elimina.

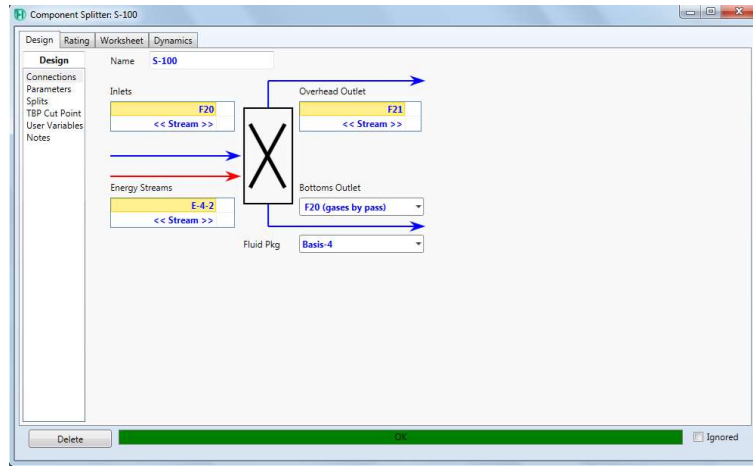


Fig. 4.20 Splitter de alquinos, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.8 Instalación Absorbedor T-301

El gas acido proveniente del splitter ingresa por el fondo del abosorbedor y por la parte superior una solución de MEA (mono etil amina)

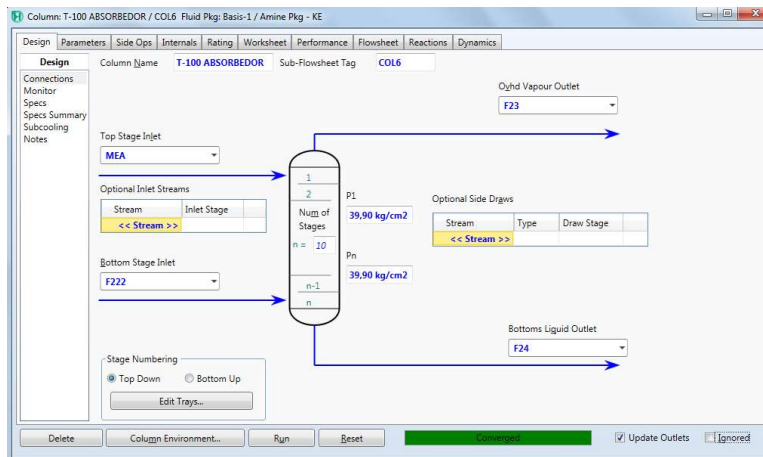


Fig. 4.21 Absorbedor de gases acidos, simulacion Aspen Hysys.

El gas dulce saliente del absorbedor es enviado a un separador para retirar el agua.

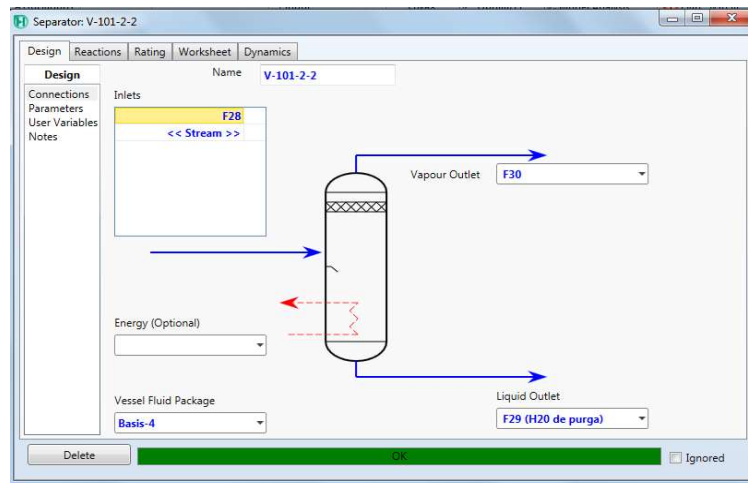


Fig. 4.22 Absorbedor de gases acidos, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.9 Instalación Etapa de enfriamiento y separación

El gas purificado y seco ingresa a una etapa de enfriamiento y separación de H_2 y CH_4 . Se instala un tren de intercambiadores de calor para bajar la temperatura seguidos de un separador bifásico.

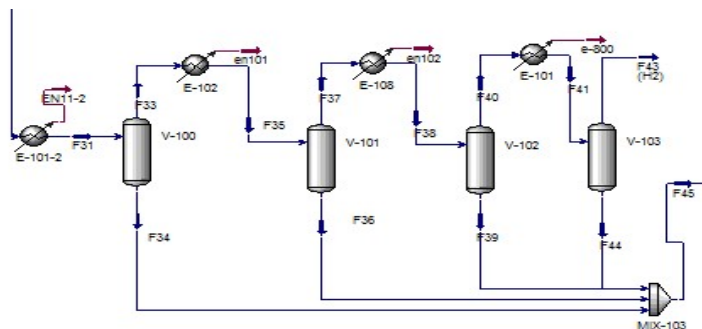


Fig. 4.23 Tren de enfriamiento y separacion de H_2 y CH_4 , simulacion Aspen Hysys.

Los fondos de los separadores conforman la alimentación de la Demetanizadora F45. A continuación se muestra sus especificaciones.

Material Stream: F45		Vapour Phase	Liquid Phase
Stream Name	F45		
Vapour / Phase Fraction	0,0292	0,0292	0,9694
Temperature [C]	-40,40	-40,40	-40,40
Pressure [kg/cm2]	36,90	36,90	36,90
Molar Flow [kgmole/h]	284,0	8,295	275,3
Mass Flow [kg/h]	8189	155,9	8026
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20,11	0,4792	19,62
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,491e+004	-3,980e+004	-1,377e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	94,42	141,0	93,11
Heat Flow [kJ/h]	-4,233e+006	-3,301e+005	-3,790e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	6662		6458
Fluid Package	Basis-4	-3,301e+005 kJ/h	-7,890e+004 kcal/h
Utility Type		-3,129e+005 Btu/hr	
Calculated by: F45			

Fig. 4.24 Condicion de proceso corriente F45, simulacion Aspen Hysys.

4.3.2.9 Instalación Demetanizadora (T-401)

Se coloca una Short cut Distillation, el fondo de la torre es la corriente que alimenta a una Detanizadora (T-402). Se define como se muestra a continuación.

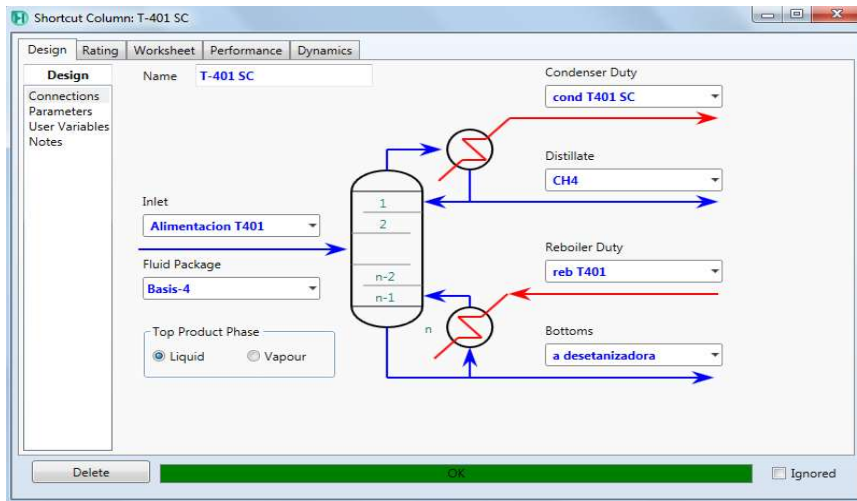


Fig. 4.25 Conexiones T-401, simulacion Aspen Hysys.

Worksheet	Alimentacion T40	CH4 a desetanizadora	reb T401	cond T401 SC
Name	0,0292	0,0000	0,0000	<empty>
Vapour	0,0292	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	-40,40	-240,4	9,297	<empty>
Pressure [kg/cm2]	36,90	31,00	31,10	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	284,0	76,17	207,8	<empty>
Mass Flow [kg/h]	8189	1196	6993	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20,11	4,035	16,08	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,491e+004	-9,156e+004	1,329e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	94,42	9,763	96,24	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-4,233e+006	-6,974e+006	2,761e+006	1,153e+006

Fig. 4.26 Condiciones de proceso T-401, simulacion Aspen Hysys.

Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	Methane 0,0001
Heavy Key in Distillate	Ethylene 0,0001

Parameter	Value
Condenser Pressure	31,000 kg/cm2
Reboiler Pressure	31,100 kg/cm2

Parameter	Value
External Reflux Ratio	0,062
Minimum Reflux Ratio	0,050

Fig. 4.27 Parametros de diseño T-401, simulacion Aspen Hysys.

Selección de componentes claves: En columna T-401 (demetanizadora), se eligio como componente clave pesado en el destilado al etileno, de manera de que todos los componentes mas volatiles al etileno se recuperen en la cabeza de la torre, como lo son el metano y el hidrogeno. Como componente clave liviano en el fondo se selecciono al metano de manera de enviar los componentes mas pesado por cola, como el etano, etileno, propano, propileno, C4 y gasolina de pirolisis (n-pentano).

En la siguiente imagen se muestra la separacion de los componentes:

Component	Alimentacion T401	CH4	a desetanizadora
Methane	0.2617	0.9754	0.0001
Acetylene	0.0089	0.0000	0.0122
Ethylene	0.4095	0.0001	0.5595
Ethane	0.0750	0.0000	0.1025
Propadiene	0.0058	0.0000	0.0080
Propene	0.1878	0.0000	0.2566
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-11	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-720	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-728	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-290	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000
12-Butadiene	0.0096	0.0000	0.0132
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000
p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000
Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
n-C30	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0207	0.0000	0.0283
Propane	0.0061	0.0000	0.0083
n-Pentane	0.0069	0.0000	0.0094

Fig. 4.28 Composicion de conexiones en T-401 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.10 T-401 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-401 obtenemos los datos de números de platos y plato óptimo de alimentación. Se extrae como estimación que la cantidad de platos es de aproximadamente 18 y el plato óptimo de alimentación es el N°11.

Parameter	Value
Minimum Number of Trays	4.459
Actual Number of Trays	17.453
Optimal Feed Stage	10.021
Condenser [C]	-240.4
Reboiler [C]	9.297
Rectify Vapour [kgmole/h]	80.891
Rectify Liquid [kgmole/h]	4.722
Stripping Vapour [kgmole/h]	72.207
Stripping Liquid [kgmole/h]	280.007
Condenser Duty [kJ/h]	-1028668.603
Reboiler Duty [kJ/h]	1152664.425

Fig. 4.29 Performance T-401 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

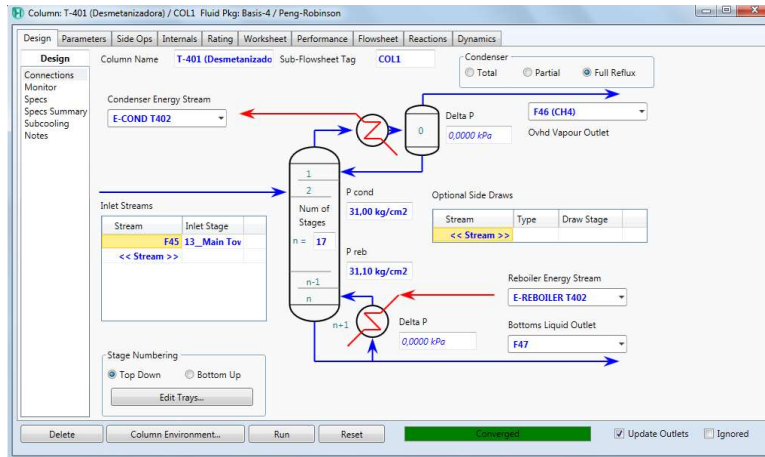


Fig. 4.30 Conexiones T-401, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la columna demetanizadora se empleo una eficiencia por etapa de 0,50 en base a datos obtenidos a partir de valores tipicos de acuerdo al proceso realizado.

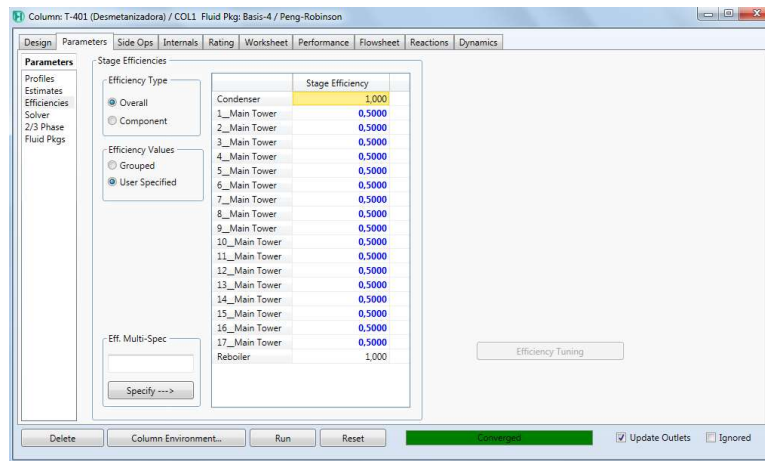


Fig. 4.31 Eficiencias de etapas T-401, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la solapa Diseño, subsección Monitor se tildan como Active las checkbox y se especifican los valores relación de reflujo y Comp Fraction del CH₄ en el fondo de la torre. El valor de tasa de reflujo y caudal en el fondo, se dejan para estimar. De esta manera se deja en cero los grados de libertad. La relación de reflujo calculada en el método corto es de 0,062, nosotros propusimos una relación de reflujo óptimo de 1,5 en el método riguroso para que converja la columna

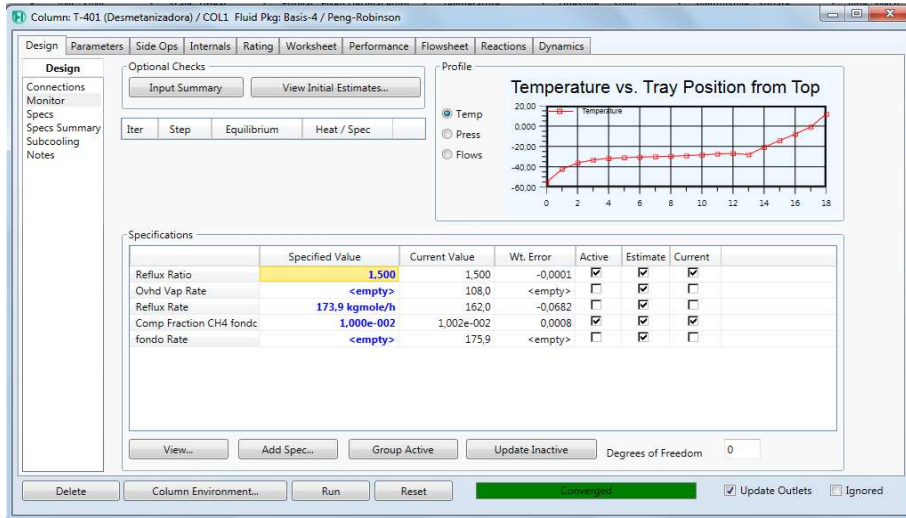


Fig. 4.32 Solapa Desing monitor T-401 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.11 Instalación Detanizadora (T-402)

Colocar una Short Cut Distillation, que obtenga una corriente de tope rica en C2.

El fondo contiene C3 y superiores, y se alimenta a una Depropanizadora (T-501).

A continuación, se muestra sus especificaciones y conexiones.

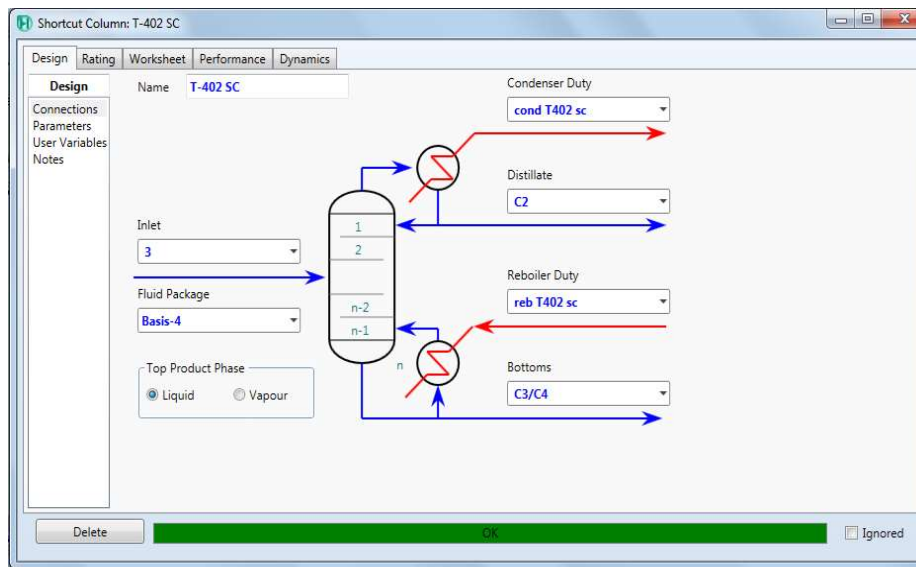


Fig. 4.33 Conexiones T-402 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

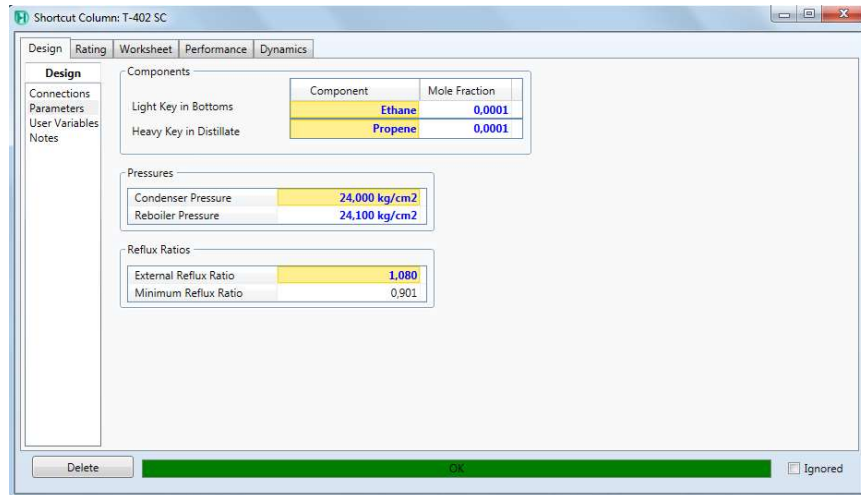


Fig. 4.34 Parametros de diseño T-402 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

Selección de componentes claves: En la torre de detanizadora T-402, se selecciono como componente clave liviano en el fondo al etano, de manera de retirar por abajo los componentes mas pesado a este, como los C3, C4 y C5. Como componente clave pesado en el tope se eligio al prapano, de manera que por cabeza de torre se retiren los componentes mas volatiles al propano, como lo son el etano y etileno. En esta torre se empleo una relacion de reflujo extenro (L/D) de 1,08, valor obtenido de multiplicar el reflujo minimo por el valor de 1,2. Quedandonos las composiciones a la salida de las siguiente manera

	3	C2	C3/C4
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0100	0.0162	0.0000
Acetylene	0.0114	0.0184	0.0000
Ethylene	0.4797	0.7771	0.0000
Ethane	0.1155	0.1870	0.0001
Propadiene	0.0094	0.0000	0.0247
Propene	0.3033	0.0001	0.7924
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-11	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-120	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-728	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-290	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000
12-Butadiene	0.0156	0.0000	0.0407
Benzene	0.0000	0.0000	0.0001
p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000
Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
n-C30	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0335	0.0000	0.0875
Propane	0.0098	0.0000	0.0256
n-Pentane	0.0111	0.0000	0.0291
H2O	0.0008	0.0012	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000

Fig. 4.35 Composiciones T-402, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.12 T-402 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-402 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

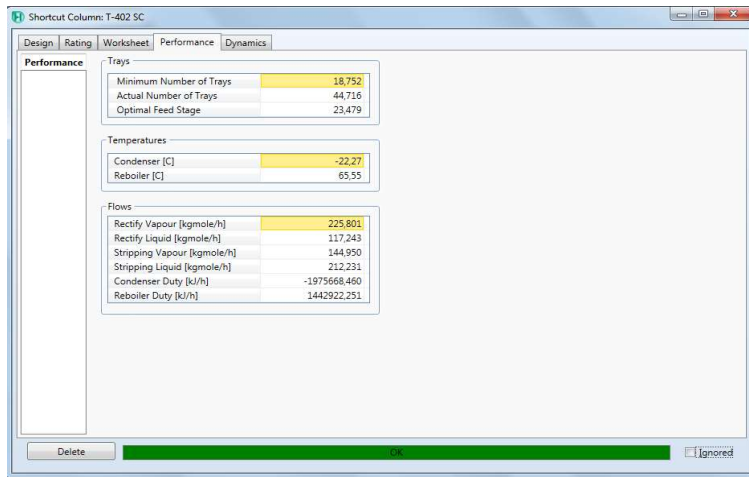


Fig. 4.36 Performance T-402, metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

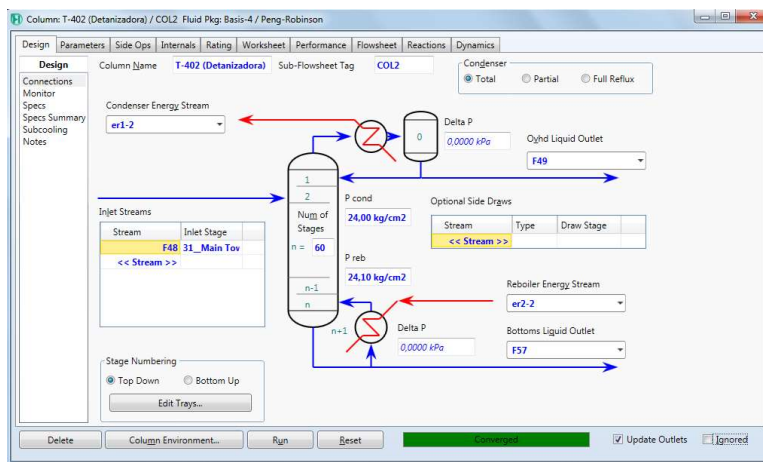


Fig. 4.37 Conexiones T-402, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-402 se empleó una columna 60 etapas (15 etapas más que la aproximación obtenida en el método corto) y alimentación en la mitad de la misma (plato N°31). En solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de relación de reflujo ($L/D = 1,10$) y la fracción molar del etano en el fondo (0,001). Los valores a calcular sin realizar especificación del valor en este caso serán: caudales de producto por fondo y destilado y la tasa de reflujo. De esta manera se deja en cero los grados de libertad.

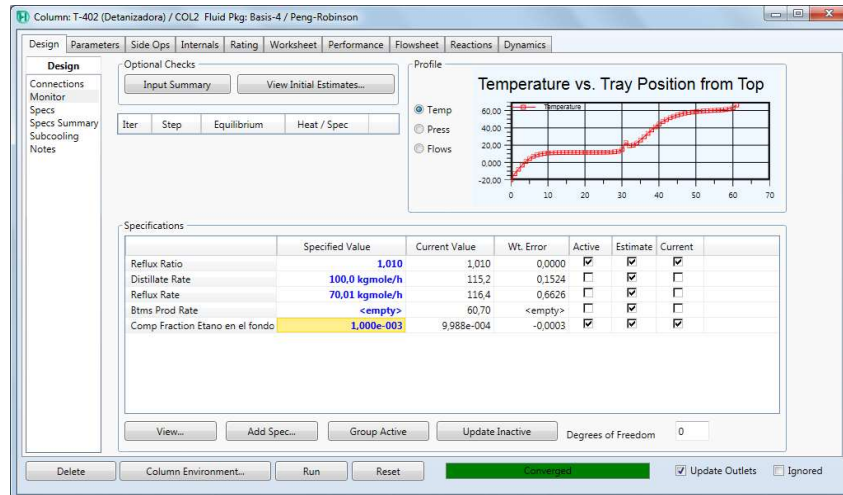


Fig. 4.38 Solapa Desing T-402, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-402 se empleó de acuerdo con el proceso que debe realizar una eficiencia de 0,60 por etapa.

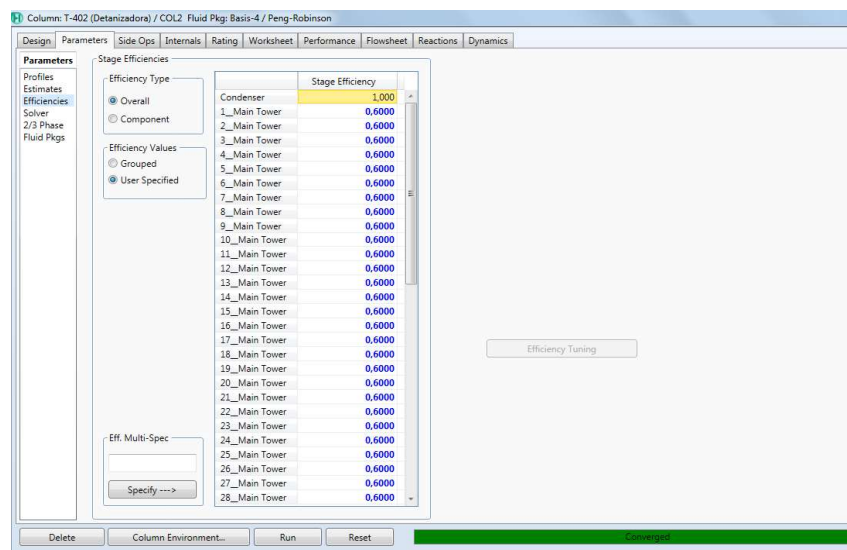


Fig. 4.39 Solapa Eficiencias T-402, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.13 Instalación fraccionadora de C2 (T-403)

Colocar una Short Cut Distillation. Se debe obtener etileno por el tope y etano por fondo. A continuación, se muestra sus especificaciones.

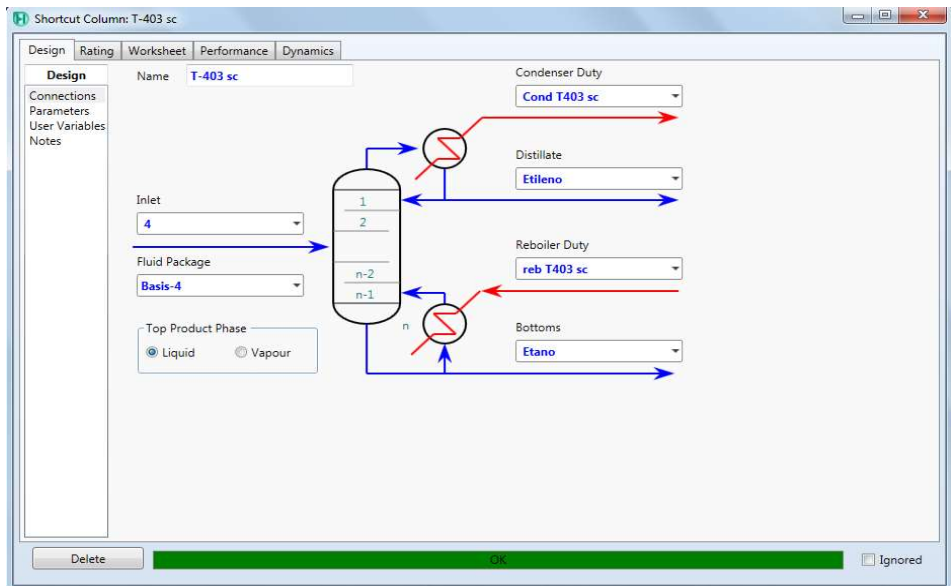


Fig. 4.40 Conexiones de diseño T-403, simulacion Aspen Hysys.

Worksheet	Name	4	Etileno	Etano	reb T403 sc	Cond T403 sc
Conditions	Vapour	0,6473	0,0000	0,0000	<empty>	<empty>
Properties	Temperature [C]	-27,00	-34,80	-7,886	<empty>	<empty>
Composition	Pressure [kg/cm2]	20,50	20,00	20,10	<empty>	<empty>
	Molar Flow [kgmole/h]	100,1	85,94	14,18	<empty>	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2812	2386	426,5	<empty>	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	7,443	6,244	1,199	<empty>	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2,313e+004	3,587e+004	-9,791e+004	<empty>	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	132,6	100,8	123,0	<empty>	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	2,315e+006	3,083e+006	-1,388e+006	2,776e+006	-3,352e+006

Fig. 4.41 Condiciones de proceso T-403, simulacion Aspen Hysys.

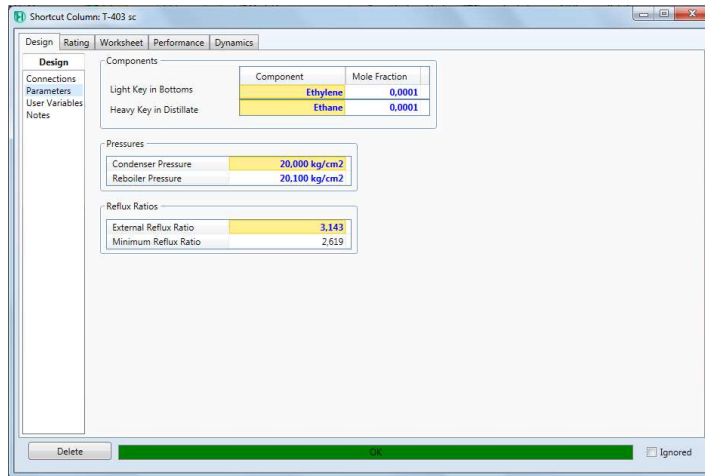


Fig. 4.42 Parametros de diseño T-403, simulacion Aspen Hysys.

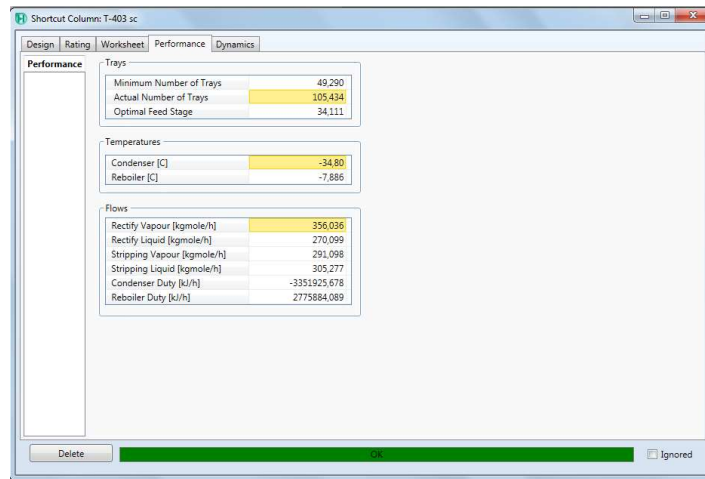


Fig. 4.43 Parametros de diseño T-403, simulacion Aspen Hysys.

Selección de los componentes claves: En la torre de fraccionadora de etileno (T-403), se selecciona como componentes clave liviano al etileno en el fondo, de manera de obtener etano por cola, que se utilizara como reciclo al horno H-102. El componente clave pesado en el destilado debe ser el etano, de manera de obtener por tope de cabeza el etileno en una concentración molar de 0,976 y en el fondo una concentración de 0,999 de etano.

Component	Hydrogen	Etileno	Etano
Hydrogen	0.0010	0.0012	0.0000
Methane	0.0176	0.0205	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.8383	0.9766	0.0001
Ethane	0.1416	0.0001	0.9990
Propadiene	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0001	0.0000	0.0009
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-11	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-720	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-728	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-290	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000
1,2-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000
p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000
Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
n-C30	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0014	0.0016	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000

Fig. 4.44 Composicion de conexiones T-403 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.14 T-403 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-403 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

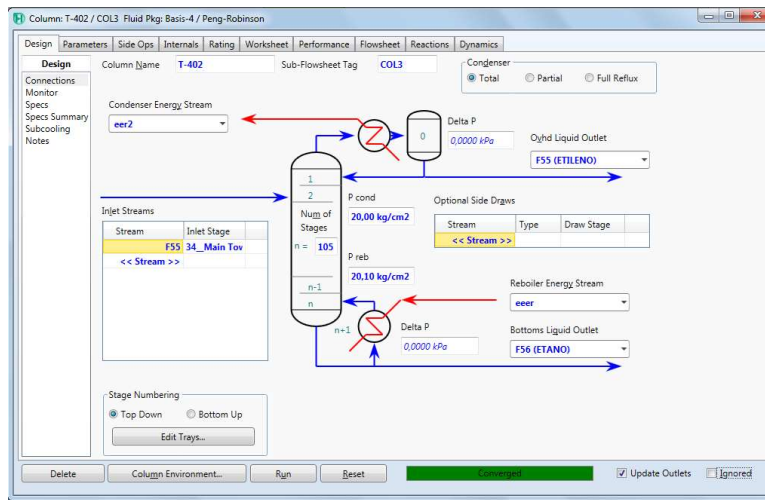


Fig. 4.45 Conexiones T-403, metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-403 solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de relación de reflujo (valor propuesto de $L/D = 3,21$) valor obtenido como relación de reflujo optimo, se calcula a partir de multiplicar el valor de reflujo mínimo por 1,2 y la tasa de destilado (88,71 Kmol/hr). Los valores para calcular sin realizar especificación del valor en este caso serán la tasa de producto por fondo y tasa de reflujo. De esta manera se deja en cero los grados de libertad.

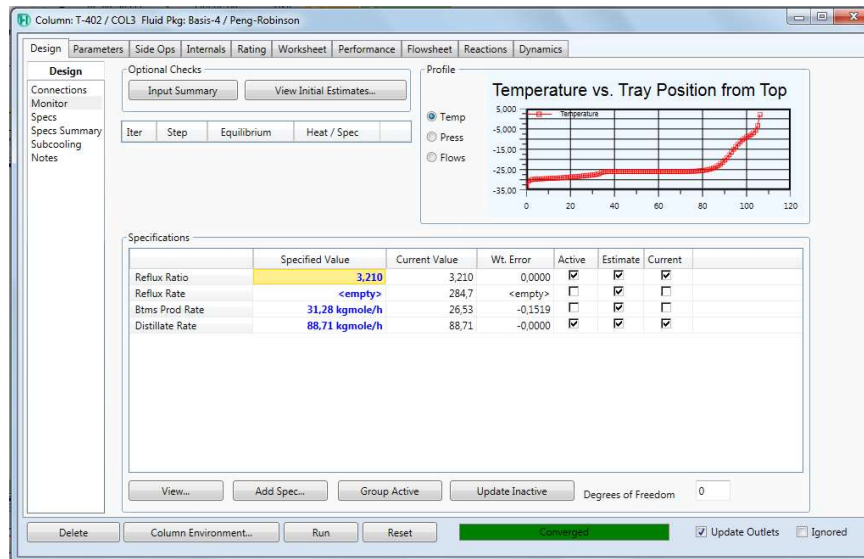


Fig. 4.46 Solapa Desing T-403 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En este caso previo a correr la columna, se coloca como valor de típico una eficiencia por etapa de 0,85, de acuerdo con la operación a realizar.

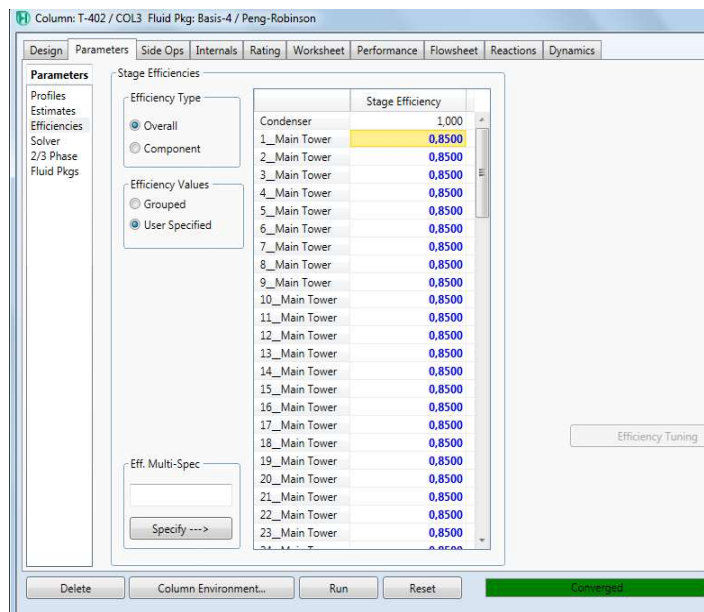


Fig. 4.47 Eficiencias T-402 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.15 Instalación Depropanizadora T-501

Se debe instalar una Short Cut Distillation. Esta se alimenta del fondo de la fraccionadora de C2, por el tope se obtiene una corriente rica de C3 y el fondo es la alimentación a la Debutanizadora C4. Se define como se muestra a continuación.

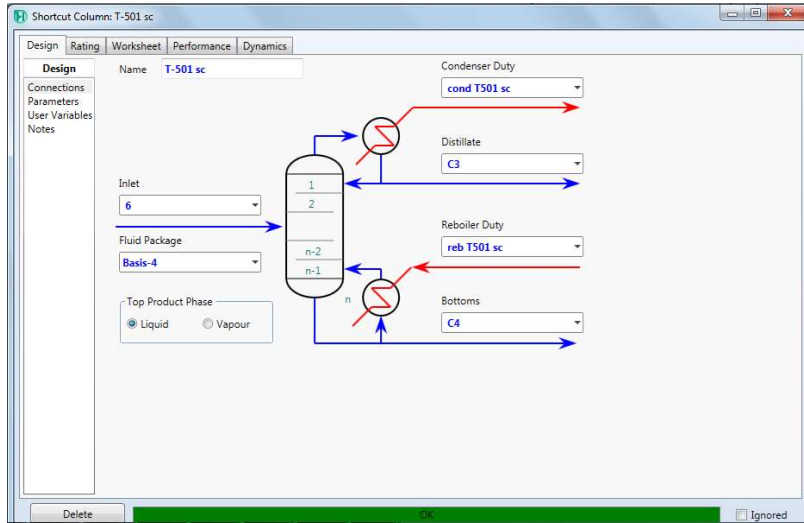


Fig. 4.48 Conexiones T-403, simulacion Aspen Hysys.

Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	Propene 0.0010
Heavy Key in Distillate	n-Butane 0.0010

Condenser Pressure	8,000 kg/cm2
Reboiler Pressure	8,100 kg/cm2

External Reflux Ratio	0.789
Minimum Reflux Ratio	0.658

Fig. 4.49 Parametros de diseño T-403 metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

La selección de componentes claves en la depropanizadora T-501, se basa en separar por tope los C3 y por fondo los C4 y superiores. De esta manera se selecciona como componentes clave pesado en el destilado al n-butano. El componente clave liviano que corresponde seleccionar es el propano, de manera que los componentes más pesados se retiren por el fondo, como C4 y superiores. Relación de reflujo externo obtenido para esta torre es de 0,789.

4.3.3.16 T-501 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-501 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

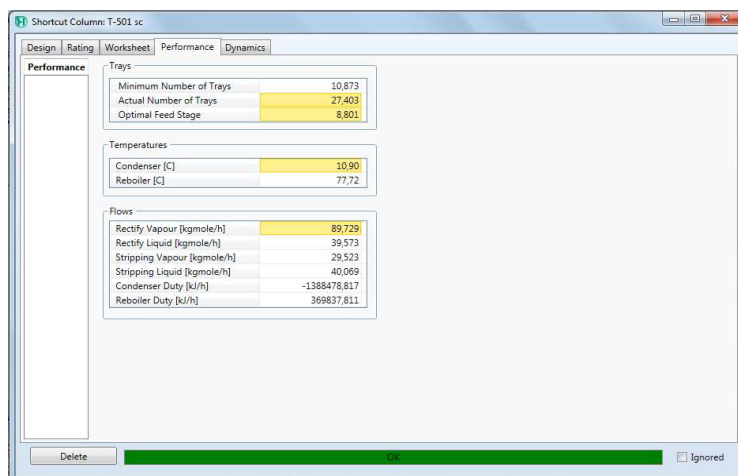


Fig. 4.50 Performance T-501 metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

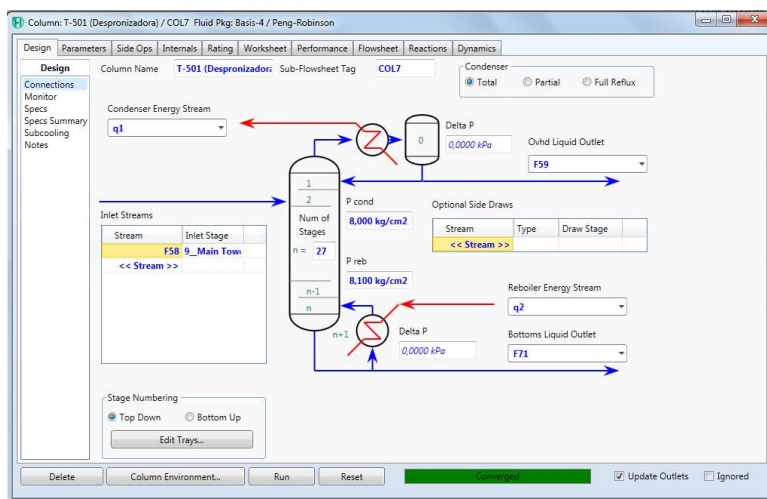


Fig. 4.51 Conexiones T-501 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-501 solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de relación de reflujo ($L/D = 0,789$) y la tasa de destilado ($50,16 \text{ Kmol/hr}$). Los valores para calcular sin realizar especificación del valor en este caso serán la tasa de producto por fondo y tasa de reflujo. De esta manera se deja en cero los grados de libertad.

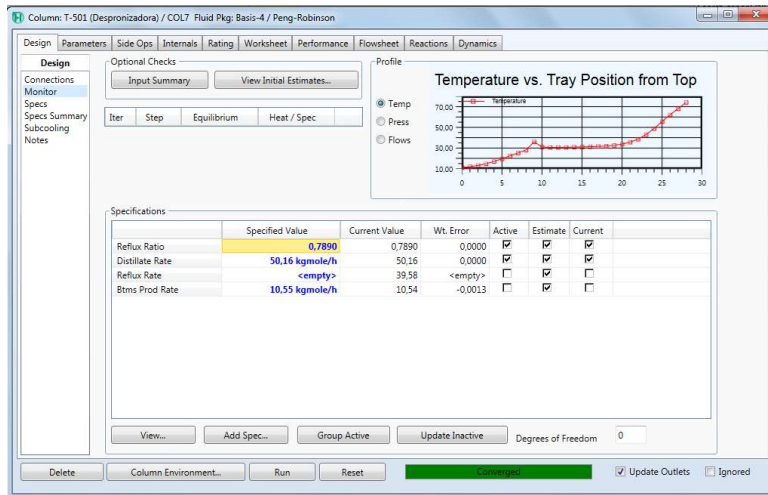


Fig. 4.52 Desing T-501 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.17 Instalación Debutanizadora (T-503)

Se instala una Short Cut Distillation, del fondo se obtiene una gasolina y el tope es una corriente rica en C4. A continuación se muestra cómo se define este equipo y sus conexiones.

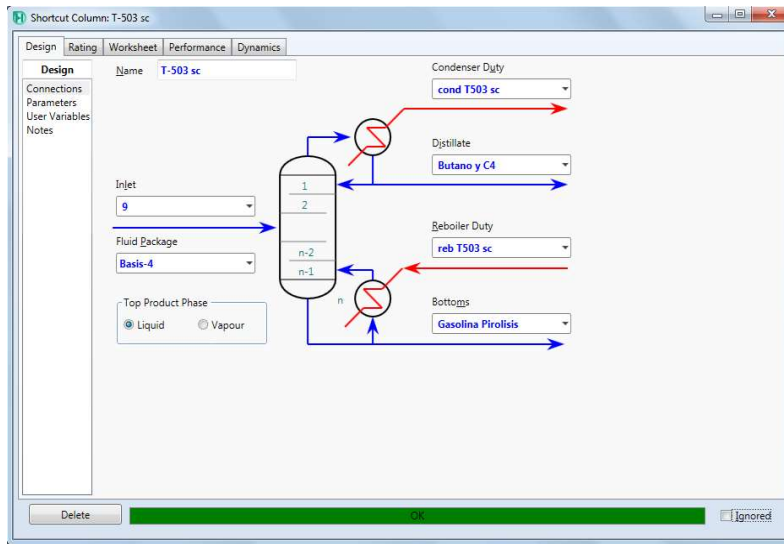


Fig. 4.53 Conexiones T-503 short cut column, simulacion Aspen Hysys.

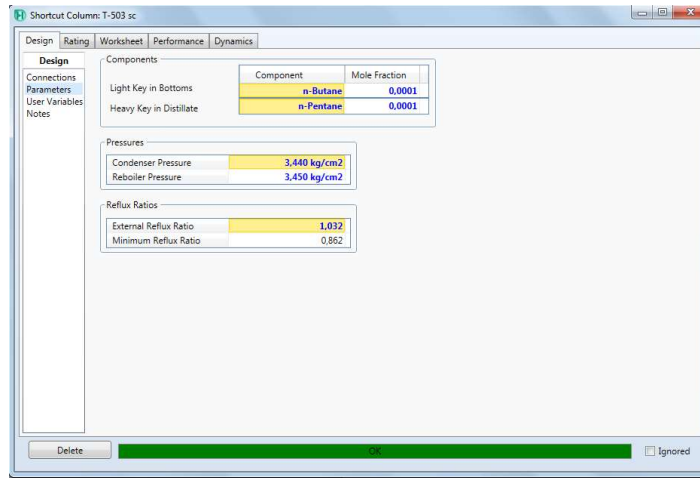


Fig. 4.54 Parametros de diseño T-503 metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

En la debutanizadora se empleó como componente clave liviano en el fondo al n-butano y al n-pentano como componente pesado en el destilado, de manera de obtener por tope de cabeza los componentes más volátiles al n-pentano y por fondo los C5 y superiores.

	9	Butano y C4	Gasolina Pirolysis
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000
Propadiene	0.0139	0.0171	0.0000
Propene	0.0207	0.0254	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-11	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-720	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-728	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-290	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000
12-Butadiene	0.2570	0.3152	0.0031
Benzene	0.0004	0.0000	0.0022
p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000
Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
n-C30	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.5188	0.6376	0.0001
Propane	0.0038	0.0047	0.0000
n-Pentane	0.1855	0.0001	0.9946
H2O	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000

Fig. 4.55 Composicion de conexiones T-503 metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.18 T-503 método riguroso

De la solapa Performance de la short cut column de la torre T-503 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

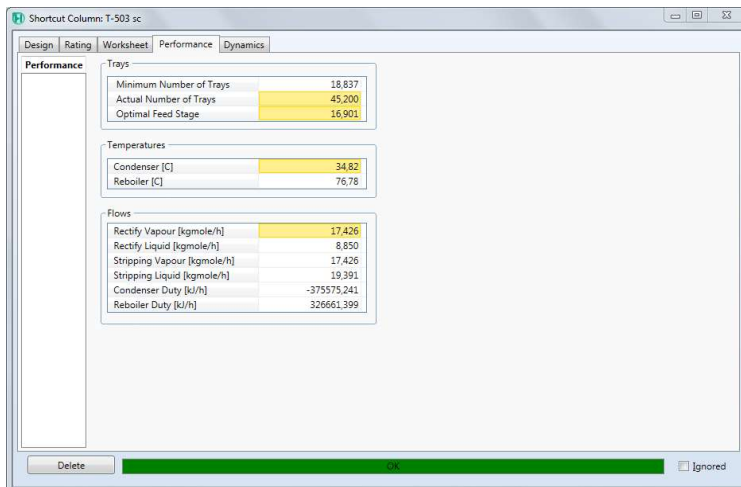


Fig. 4.56 Performance T-503 metodo corto, simulacion Aspen Hysys.

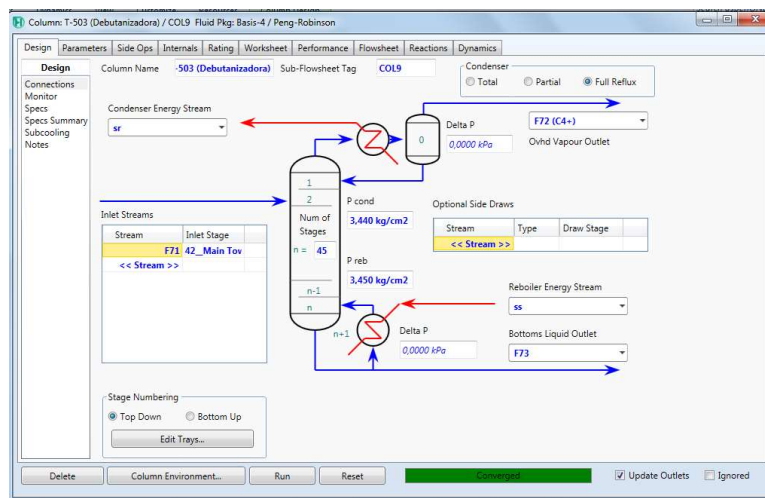


Fig. 4.57 Conexiones T-503 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-503 solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de tasa de reflujo (31,61 Kmol/hr) y el caudal de fondo (0,00451 Kmol/hr).

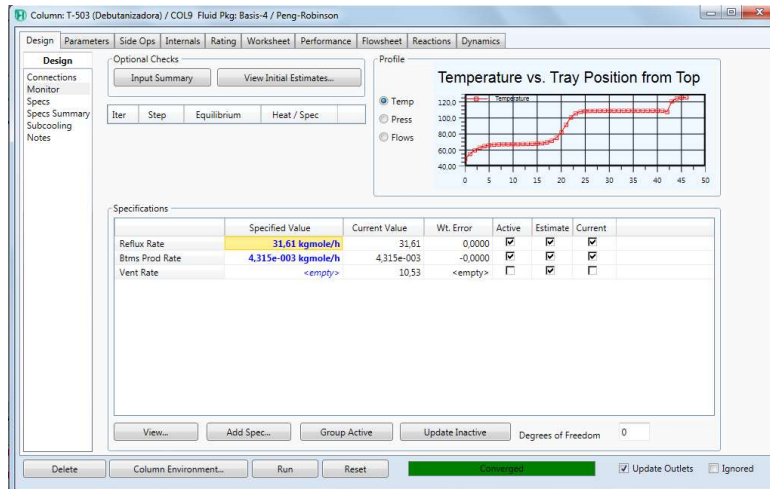


Fig. 4.58 Desing T-503 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

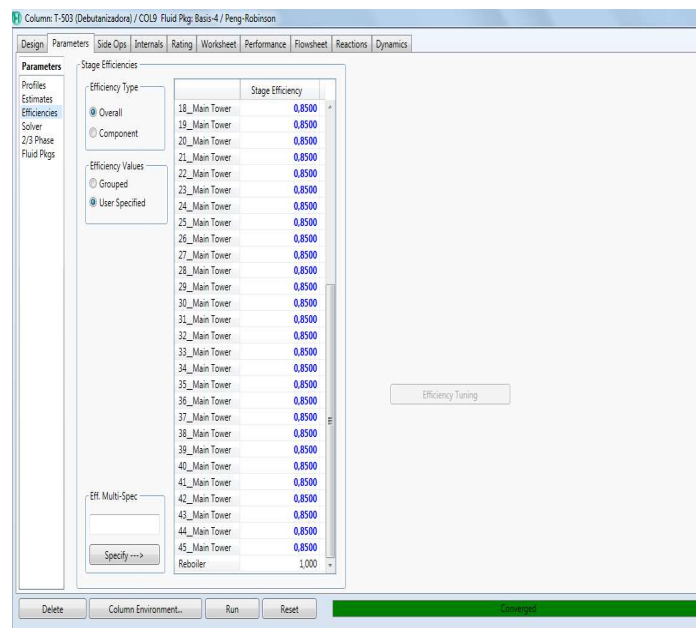


Fig. 4.59 Eficiencias T-503 metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.19 Instalación fraccionadora de C3 T-502

Mediante una Short Cut Distillation separar el propileno (por tope) y propano (por fondo). Este equipo se define como se muestra a continuación.

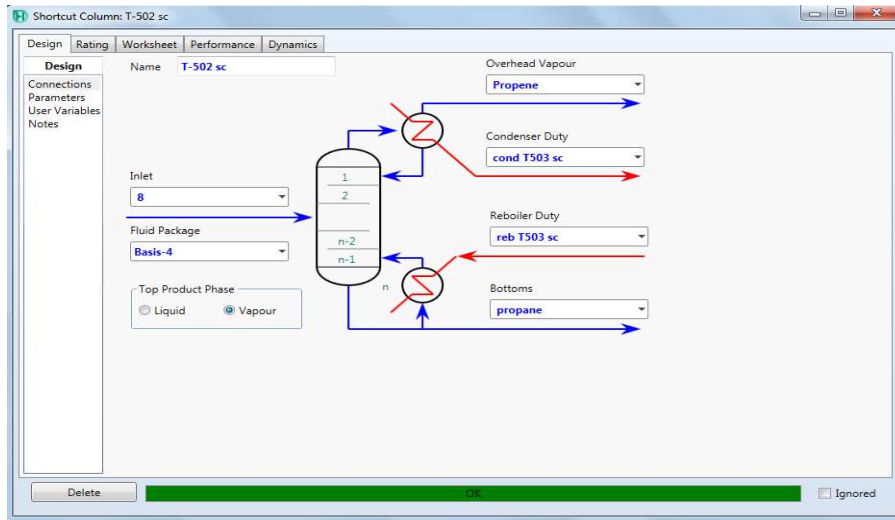


Fig. 4.60 Conexiones T-502, simulacion Aspen Hysys.

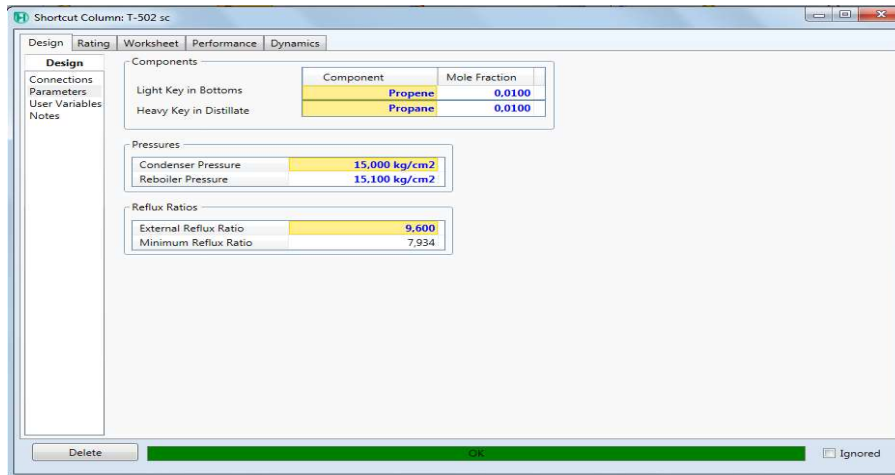


Fig. 4.61 Parametros de diseño T-502, simulacion Aspen Hysys.

En la fraccionadora de C3 (T-502) se seleccionó como componente clave liviano en el fondo al propileno, de modo que por fondo salgan los componentes más pesados al propileno. En el destilado se elige como componente pesado al propano de manera que en el tope de cabeza se retiren los componentes más volátiles al propano. La composición a la salida es la siguiente:

Component	8	Propene	propane
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0012	0.0013	0.0000
Propadiene	0.0297	0.0000	0.4828
Propene	0.9284	0.9887	0.0100
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-11	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-720	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-728	0.0000	0.0000	0.0000
Refrig-290	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000
1,2-Butadiene	0.0006	0.0000	0.0093
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000
p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000
Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
n-C30	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0083	0.0000	0.1346
Propane	0.0318	0.0100	0.3633
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000

Fig. 4.62 Composicion de conexiones T-502, simulacion Aspen Hysys.

4.3.3.20 T-502 método riguroso

De la solapa Performance de la shortcut column de la torre T-502 obtenemos los datos, números de platos y plato óptimo de alimentación.

Parameter	Value
Minimum Number of Trays	94,688
Actual Number of Trays	183,875
Optimal Feed Stage	40,752
Temperatures	
Condenser [C]	35,14
Reboiler [C]	49,97
Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	498,940
Rectify Liquid [kgmole/h]	451,870
Stripping Vapour [kgmole/h]	498,940
Stripping Liquid [kgmole/h]	502,031
Condenser Duty [kJ/h]	-6062290,519
Reboiler Duty [kJ/h]	6836823,041

Fig. 4.63 Parametros T-502 shot cut column, simulacion Aspen Hysys.

En este caso debido a la cantidad de números de platos obtenidos en el método riguroso, propusimos la división en dos torres: T-502A y T-502B, 80 etapas para la 1^{ra} y 30 etapas la 2^{da}.

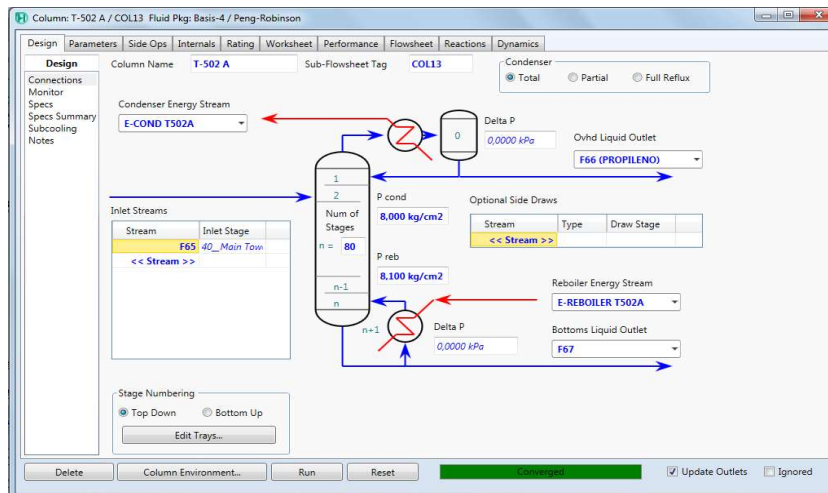


Fig. 4.64 Conexiones T-502A metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

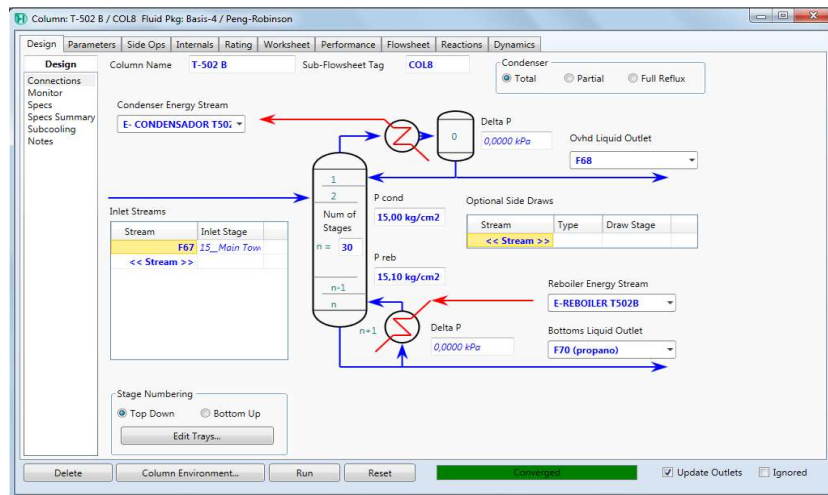


Fig. 4.65 Conexiones T-502B metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-502A solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de relación de reflujo ($L/D = 1,5$) y caudal de destilado (49,00 Kmol/hr). De esta manera se deja en cero los grados de libertad.

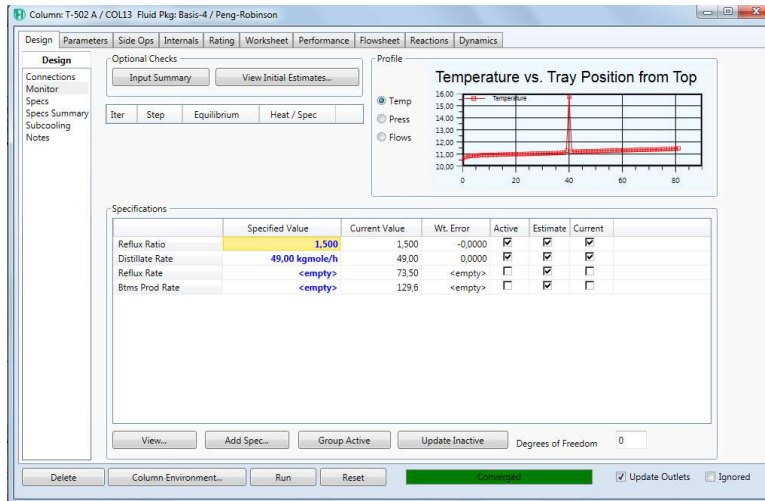


Fig. 4.66 Desing T-502 A metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

En la Torre T-502B solapa Diseño, se dejó tildado como Active las checkbox de relación de reflujo ($L/D = 9,597$) y caudal de fondo (1,934 Kmol/hr). De esta manera se deja en cero los grados de libertad.

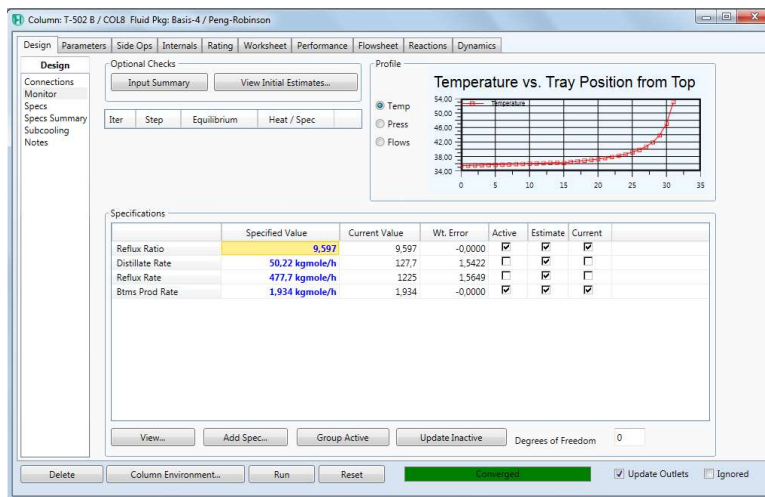


Fig. 4.67 Desing T-502 B metodo riguroso, simulacion Aspen Hysys.

5. Instrumentación y Control

5.1 Introducción

En esta sección veremos el desarrollo en referencia instrumentación, control y cañerías de la planta. En primera medida se parte del Flashee, donde se incluyen todos los equipos y datos de proceso y, luego además de condiciones de diseño ya se contemplan las líneas de tubería, válvulas e instrumentos con sus respectivas identificaciones. El dimensionamiento de las cañerías es un aspecto muy importante, ya que debe adecuarse a las condiciones operativas de los procesos, ya sea en tipo y calidad de materiales cómo en dimensiones, haciendo un balance con el aspecto económico. Para este cálculo se toma como consideración una velocidad de fluido típica y baja pérdida de carga dentro de la misma.

5.2 Marco Teórico

El objetivo del PI&D es conocer el proceso en detalle, las condiciones de operación y diseño del sistema en la etapa de ingeniería básica y detalle del proyecto. A tal efecto se establecen los siguientes requisitos que estos deben cumplir.

Es importante mencionar que este es un documento muy importante dentro de las instalaciones y es de vital importancia mantenerlo actualizado y conforma a obra, ya que es documentación de referencia para la toma de decisiones, desarrollo de estudios, nuevas ingenierías y análisis de riesgo de las operaciones y procesos.

Consideraciones a tener en cuenta para la elaboración de un diagrama PI&D:

- El diagrama debe contener todos los equipos de proceso, ya sean principal, secundario como servicios auxiliares. En lo posible las interconexiones entre los mismos deben ser de izquierda a derecha siguiendo un sentido de Flujo.
- Las líneas de proceso principal y secundario deben estar diferenciadas por el grosor de estas (las líneas principales de mayor grosor).
- Las líneas deben estar identificadas con los respectivos TAG; los cambios de serie o material deben ser identificados. El TAG de la línea debe identificar el servicio que ésta tiene en el proceso. (ver codificación de línea).

- Todos los instrumentos y lazos de control deben estar debidamente identificados.
- Todas las válvulas deben estar dibujadas y nombradas.
- Las condiciones de operación (set point) de las válvulas de control, válvulas de seguridad, controladores deben estar identificadas.
- Las conexiones entre los P&ID deben estar identificadas, destino del documento y equipo de este.
- En el caso de existir intersección de líneas de proceso, se cortará la línea secundaria. En caso de cruzar dos líneas principales, la línea vertical es la que se debe cortar.
- En caso de ser necesario, deberá indicarse un código de colores para identificar las líneas e instalaciones existentes.

5.2.1 Cálculo de diámetros de cañerías

Dimensionar tuberías es una técnica que establece y asume ciertos límites y criterios durante los cálculos para garantizar un dimensionamiento adecuado que cubra los requerimientos de servicio y al mismo tiempo sea económica.

El dimensionamiento de tuberías abarca cálculos de diámetros, flujos, caídas de presión y velocidades para el transporte de fluidos. La particularidad del tipo de fluido depende de la selección del criterio de dimensionamiento a utilizar y por ende las ecuaciones y recomendaciones involucradas en el método. En la mayoría de los diseños de tuberías, el requerimiento primordial consiste en encontrar el diámetro de tubería que permita un cierto flujo requerido a una presión dada, esto usualmente involucra un procedimiento de tanteo e iterativo. Los dos criterios de dimensionamiento más utilizados para el cálculo de diámetros de tuberías son:

- Dimensionamiento con base a la caída de presión máxima admisible o caída de presión en 100 ft, recomendada.
- Dimensionamiento con base a la velocidad recomendada.

La metodología de dimensionamiento basado al criterio recomendado de la caída de presión en 100 ft, de longitud de tubería, comprende a primera instancia proponer un diámetro nominal de tubería y utilizar el valor de su diámetro interior con base

a la cédula especificada, para calcular la caída de presión de la tubería en 100 ft, de longitud y evaluarla finalmente con la caída de presión en 100 ft, de referencia. Si la diferencia es menor o igual al valor de referencia recomendado, se considera como adecuado el diámetro de la tubería propuesto. Si no, se propone nuevamente otro diámetro nominal y se recalcula todo el procedimiento hasta que cumpla con la condición.

La metodología con base a la velocidad recomendada es similar a la anterior salvo la condición que la velocidad calculada debe ser menor que el valor de referencia recomendado y la velocidad sónica (en el caso de gases o vapores).

Durante los cálculos se dimensionaron tuberías de diseños sobrados, por el hecho de que existan futuras pérdidas de cargas adicionales, factores de seguridad y disposiciones de reserva para aumentos de capacidad en algún futuro.

- Criterio de dimensionamiento con base a la caída de presión en 100 ft, de longitud de tubería.

Este criterio es fundamental para el dimensionamiento preliminar o existente de una tubería para situaciones donde se requiera la integración o adecuación de una nueva línea de procesos o de servicios dentro de una planta.

Considera la caída de presión en 100 ft, recomendada del fluido a transportar (líquido o gas/vapor) con base a las referencias establecidas o de acuerdo con la experiencia del calculista. Para situaciones cuando se carezca de esta información se considera como límite máximo recomendado una caída de presión en 100 ft, de longitud de tubería de 2 psi (2 psi/100 ft) como criterio de seguridad (Couper, 2003).

La caída de presión en 100 ft, también puede ser determinado con base a nomogramas presentes en las normas y textos bibliográficos, como las que se muestran en la norma de tubería API Recommended Practice 14E (RP-14E) y en la obra de Crane Co. Technical Paper No.410M (Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías). Estos nomogramas poseen la particularidad de obtener una aproximación estimada de la caída en 100 ft, con base a las propiedades del fluido (líquido o gas/vapor) y la especificación de la tubería.

A continuación, se muestran los pasos que se deben realizar para el cálculo:

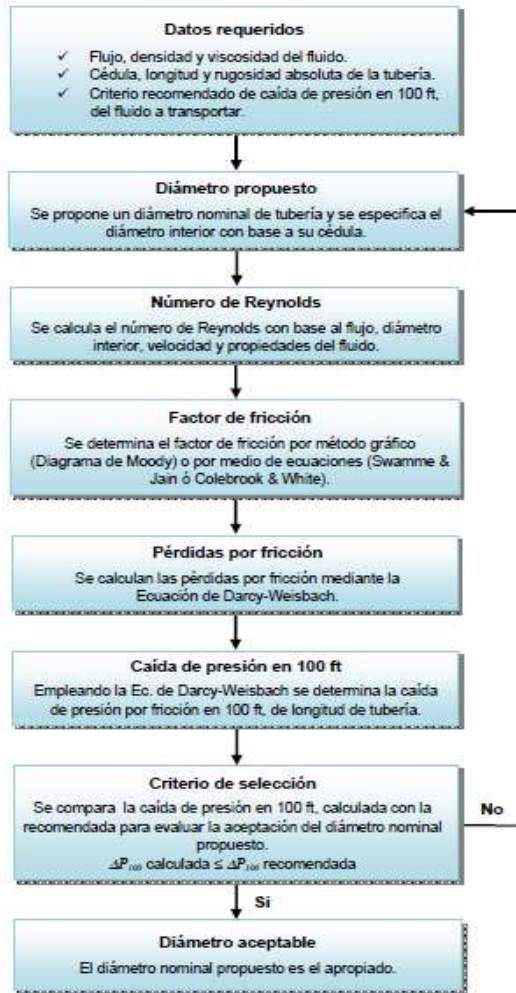


Figura 5.1 Cálculo por el método de caída de presión

- Criterio de dimensionamiento con base a la velocidad recomendada

Este criterio al igual que la caída de presión en 100 ft, puede ser adecuado para dimensionamientos preliminares o existentes para tuberías que transportan líquidos o gas/vapor. La aplicación de este criterio suele considerarse en situaciones especiales cuando la velocidad del fluido sea un factor determinante durante el transporte. La velocidad puede obtenerse con base a referencias establecidas en normas o manuales de diseño de tuberías o del criterio de la experiencia del calculista. En caso de no disponer alguna información de referencia sobre la velocidad de transporte de un líquido, se considera como límite máximo recomendado una velocidad de 10 ft/s, como factor de seguridad para la tubería y para el transporte de gases y vapores se considera como límite máximo la velocidad sónica.

Al igual que la caída de presión en 100 ft, de tubería, la velocidad recomendada también puede ser determinada por medio de los nomogramas, el cual se encuentran referenciados en las mismas obras mencionadas anteriormente. El uso y la confiabilidad de estos nomogramas dependen sin duda de los recursos con los que se cuente para efectuar los cálculos y del grado de fidelidad de los resultados que se requieran.

A continuación, se muestran los pasos que se deben realizar para el cálculo:

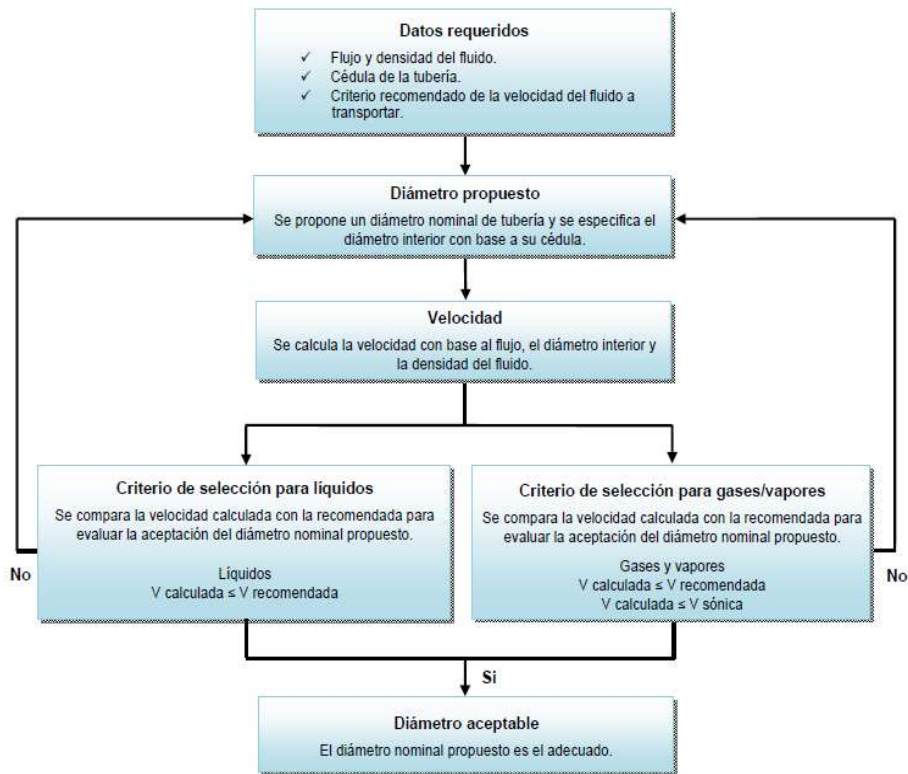


Figura 5.2 Cálculo por el método de velocidad recomendada

A continuación, se muestran las ecuaciones utilizadas para el cálculo de diámetros de cañerías, y estos resultados fueron comparados con los datos arrojados por el simulador HYSYS, los cuales fueron coincidentes.

- Velocidad de flujo: $V = \frac{Q}{A} = \frac{\pi d^2}{2}$ ecuación 5.1
- Para el Cálculo de la ΔP :

Caso Turbulento: $\frac{1}{f^2} = -2 * \log \left(\frac{\epsilon}{3,7d} + \frac{2,51}{Re_d * f^2} \right)$ ecuación 5.2

Caso Flujo Laminar: $f = \frac{64}{Re}$ ecuación 5.3

Con la ecuación de Darcy se calculan las pérdidas por fricción en accesorios tales como válvulas, reducciones, bridas, etc, factor K.

Para línea de Gas $h_f = \left(f * \frac{L}{d} + \epsilon K \right) * \frac{v^2}{2g}$ ecuación 5.4

El valor de f corresponde al factor de fricción obtenido usando el Diagrama de Moody, teniendo en cuenta el tipo de flujo que circula por la cañería según Reynolds.

Luego se calcula las pérdidas de cargas, según Darcy-weisbach

$Q_g = 1,11 * d^{2,76} * \left(\frac{P_1 - P_2}{LSZT_1} \right)^{1/2}$ ecuación 5.5

Dónde:

Qg: Velocidad de Flujo

d: Diámetro interno (in)

P1,P2: Presiones en PSI

L: Longitud de Cañería en ft

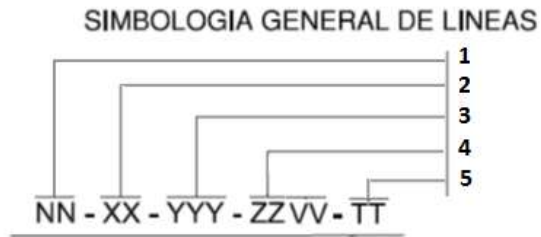
S: Sección área de cañería

T_1: Temperatura del gas de entrada (°R)

Z: Factor de Compresibilidad (adimensional)

5.3 Codificación de Cañerías

Para la codificación de cañerías se utilizó la metodología que se muestra en la



1:diámetro en pulgadas

2:Servicios y descripción por tipo de Fluido

3:Area de Proceso y num de linea

4: Lista de Clases, Material de cañeria y tipo de Fluido

5-Tipo de Aislación o Recubrimiento Interno y Externo

siguiente figura.

Figura 5.3 Codificación de cañerías

5.3.1 Servicios y descripción por tipo de fluido

En la siguiente tabla se muestra la codificación de cañerías según tipo de fluido.

Identificación del Servicio por tipo de Fluido	
Servicios	
Código	Descripción
GN	Gas Natural (CH ₄)
VP	Vapor de Procesos
GF	Gas Combustible
GV	Gas Combustible a Blower (venteo)
AI	Aire de Instrumento
FP	Fluidos de Procesos
CW	Agua de Enfriamiento
VA	Vapor de agua
MH	Metano/Hidrógeno
NI	Nitrógeno
NV	Nafta Virgen
EE	Etileno
PE	Propileno
FO	Fuel Oil
GS	Gasolina
EA	Etano
PA	Propano
BT	Butilenos, C ₄
CP	Carga Pirolicada
CO	Condensado
FOL	Fuel Oil Liviano
FOP	Fuel Oil Pesado
PW	Agua de Procesos
GP	Gases de Proceso

Tabla 5.1 Identificación del Servicio por tipo de Fluido

5.3.2 Área y numeración de cañerías

A continuación, se describe el procedimiento para la numeración de las cañerías:

- Desde el límite de la unidad a la conexión de cualquier otro equipo, recibirá el número de la línea principal, seguida de las conexiones en paralelo con su numeración correspondiente (los ramales cortos no llevan numeración).
- Desde un equipo o línea, a una válvula de seguridad.
- Desde una válvula de seguridad, a un colector, equipo o límite de batería de la unidad.
- Cuando una línea tenga cambios de diámetro o de especificaciones recibirá el mismo número en todo su recorrido.
- El número de línea será correlativo, según tipo de servicio o tipo de fluido. Se partirá de 1001 en caso de ser área 100 y se irá incrementando en forma correlativa hasta el final de la línea.
- La numeración correlativa corresponde siempre para la misma área. Para el caso de servicios auxiliares sea agua de enfriamiento, vapor de baja, media o alta presión, aire de proceso, etc. tendrán su propia numeración de línea para las cañerías respetando siempre el inicio de la numeración haciendo referencia al área en la que se encuentre.

En la siguiente tabla se muestra la codificación de cañerías según número de área.

Áreas	
100	Pirolisis con vapor de agua
200	Fraccionamiento primario
300	Compresión
400	Fraccionamiento a baja temperatura
500	Fraccionamiento a alta temperatura

Tabla 5.2 Clasificación de áreas

5.3.3 Listado de clases de cañerías

En las siguientes tablas se muestran las codificaciones adoptadas para la clasificación según especificaciones mecánicas de los tubos.

Lista de Clase: Materiales		
Descripción	Código	Carácter
Acero al Carbono	C	Primero
Acero Inoxidable (ASTM- ANSI)	S	
Acero Galvanizado	G	
Acero Galvanizado y Bronce	GB	
Acero Aleado 1,25 Cr- 0,5 Mo	CA1	
Acero aleado 5 Cr - 0,5 Mo	CA5	
PVC	P	
Grupos de Fluidos	A,B,C,D,E,F,G,H,I,J,K,L,M	
Nafta Virgen, Etano, Propano.	A	Segundo
Gas Combustible (Fuel), Aire de instrumento, Vapor de Procesos, Aire de Procesos	B	
Carga Piroquizada	C	
Fluido de proceso	D	
Gasolina	E	
Fuel Oil	F	
Etileno	G	
Propileno	H	
Propano	I	
CH ₄ /H ₂	J	
Butilenos, C ₄	K	
Drenajes Abiertos, Purga, Venteo	L	

Tabla 5.3 Clasificación según material de cañería y tipo de fluido

Numero Correspondiente a la Serie ANSI B 16.5 de la Tubería		SIMELA	Tercero
Código	En PSig	En Kpa	
1	150	1960,00	
2	300	5110,00	
3	400	6810,00	
4	600	10210,00	
5	900	15320,00	
6	1500	25530,00	
7	2500	42550,00	

Tabla 5.4 Clasificación según serie de cañería

Esesor por Corrosión admitido por la cañería	mm	Cuarto
0	0	
1	1,6	
2	3,2	
3	6,4	

Tabla 5.5 Clasificación según sobre esesor por corrosión

Según ASTM A-500, A-53, API 5L	
Códigos Cedula (Schedule)	
1	10
2	20
3	30
4	40
6	60
8	80
10	100
12	120
14	140
16	160
17	XXS

Tabla 5.5 Clasificación según Schedule de cañería

Recubrimiento Interno		Aislación Externa	
Descripción	Cod	Descripción	Cod
Recubrimiento Fenólico/ Epoxi	F	Aislación Externa Tracing eléctrico	E
Recubrimiento FBE	B	Aislación Externa Tracing de Vapor	S
Polietileno	p	Aislación Externa para la conservación del Calor	C
Sin Aislación	M	Aislación Externa para protección personal por encima de los 60°C	N
		Aislación Externa para cañerías de acero soterrada- Polietileno Extruido	U
		Aislación Externa para cañerías de acero soterrada-Manta termo contraíble	Q
		Aislación Externa para cañerías de acero soterrada- Polipropileno tricapa	R
		Sin Aislación	M

Tabla 5.5 Clasificación según recubrimiento de cañería

A continuación, se muestra el orden de códigos según la clasificación mostrada en las tablas anteriores:

- 1- Diámetro: Tubos Especiales- Canaletas
- 2-Identificación del Servicio por tipo de Fluido
- 3-Sector del Proceso, Área 600
- 4- Lista de Clase:

4a- tipo de materiales de los tubos

4b- descripción por tipo de fluido

4c- Espesor de Cañería según ASTM- Schedule o ASME -Caída de Presión PSIG

4d- Espesor por corrosión

5.4 Referencias de PI&D

5.4.1 Nomenclatura de Equipos

Para la simbología de los Equipos a utilizar en los planos se tiene en cuenta el área donde se encuentran ubicados. La descripción de las Áreas se mostró anteriormente en la tabla 5.2.

Al final del capítulo se encuentran las hojas con la nomenclatura de cada equipo y cañería.

5.4.2 Listado de Lazos de Control

A continuación, se muestra el TAG para los instrumentos.

TAG	Descripción
Variable temperatura	
TE	Elemento primario de medición (Sensor) de temperatura
TI	Indicador de Temperatura
TIC	Controlador de Indicador de Temperatura
Variable Nivel	
LT	Transmisor de Nivel
LI	Indicador de Nivel
LIC	Controlador de Indicador de Nivel
LSH	Switch de alto nivel
LAH	Alarma de alto nivel
LSL	Switch de bajo nivel
LAL	Alarma de bajo nivel
LG	Visor de Nivel
Variable Presión	
PT	Transmisor de Presión
PI	Indicador de Presión
PIC	Controlador de Indicador de Presión
PSH	Switch de alta presión
PAH	Alarma de alta presión
PR	Registro de Presión

Variable Calor	
FY	Indicador de llama
FD	Detector de Flama

Tabla 5.6 TAGS de instrumentos

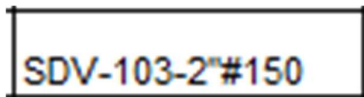
Nota: Los instrumentos que conforman un Lazos de Control están ubicados correctamente debido a cada tarea según cada caso y nombrados según el TAG de los equipos en cada área.

5.4.3 Listado de Válvulas y accesorios

TAG	Descripción
VM	Válvula Mariposa
VT	Válvula Tapón
VR	Válvula Retención
VE	Válvula Esclusa
VG	Válvula Globo
VA	Válvula Aguja
FV	Válvula Esférica
VC	Válvula Compuerta
SDV	Válvula de corte de seguridad
FRCV	Válvula reguladora de flujo
PSV	Válvula de seguridad de sobrepresión
VT	Trampa de Vapor
FT	Filtro Y

Tabla 5.7 TAGS de válvulas y accesorios

Estructura de la nomenclatura de válvulas y accesorios:



Tipo de válvula: SDV;

Numeración según área, primer dígito hace referencia al área y los otros dos el número de la válvula dentro de esa área: 103;

Diámetro de la válvula, expresado en pulgadas: 2”;

Serie de la válvula según serie ANSI B 16.5: #150

6. Diseño de Seguridad de la Planta

6.1 Introducción

Desde hace algún tiempo, se ha estado reforzando la necesidad de tener una gestión específica de la seguridad de procesos o, en general, de procesos en los que se manipulan sustancias muy peligrosas y en particular, el tema de su evaluación del desempeño. Especialmente, el tema adquirió más insistencia a partir de los informes de la investigación del accidente con la plataforma “Deep Water Horizont” de la empresa British Petroleum, causante de 11 muertes y el mayor desastre ambiental provocado por la extracción de petróleo del fondo marino (Deep Water Horizon Study Group, 2011).

British Petroleum es una compañía líder en seguridad ocupacional, sus experiencias alrededor del mundo los habían hecho desarrollar un modelo de gestión de seguridad ocupacional que era orgullo de sus miembros y ejemplo de cultura de seguridad ocupacional, pero eso no les ayudó con la seguridad de procesos, muy a su pesar, al parecer había confusión al interpretar el origen de las causas entre ambos de accidentes, y se correlacionaba el buen desempeño en materia de seguridad personal (objetivo clásico de la seguridad ocupacional) con el supuesto buen desempeño en seguridad de procesos, y a su vez, esta confusión mantenida en el tiempo pareció ser una de las causas que los condujo al accidente de la plataforma. Esta fue una de las principales conclusiones de la investigación realizada.

6.2 Marco Teórico

6.2.1 Gestión de la seguridad de procesos: algunas definiciones importantes

La Gestión de la Seguridad de Procesos (GSP) es la aplicación de los sistemas de gestión y de controles a los procesos, de una forma tal, que todos los peligros existentes sean identificados, analizados, evaluados sus niveles de riesgos y controlados, para lograr prevenir cualquier tipo de incidente relacionado con dichos peligros de proceso. Se destaca que un incidente puede o no producir lesiones, incluida la muerte y/o pérdidas materiales en cualquier extensión.

También es importante hacer notar que la definición de “proceso” que se maneja en la terminología de este campo se refiere a cualquier actividad que conlleve al uso, manipulación, almacenaje, producción o movimiento de una sustancia química muy peligrosa o a cualquier combinación de estas actividades.

6.2.2 Los elementos que definen a la GSP

1. Cultura de la seguridad	11. Gestión de contratistas
2. Cumplimiento de estándares	12. Entrenamiento y desempeño
3. Información sobre seguridad	13. Manejo del cambio
4. Involucramiento de los trabajadores	14. Disponibilidad operacional
5. Aseguramiento de calidad	15. Conducción de las operaciones
6. Revisiones de seguridad pre-arranque	16. Gestión de emergencias
7. Identificación de peligros y análisis de riesgos	17. Investigación de incidentes
	18. Medición e indicadores
8. Procedimientos de operación	19. Auditorías
9. Prácticas de trabajo seguras	20. Revisión de la gestión y mejoramiento
10. Integridad y confiabilidad de activos	

Tabla 5.1: Elementos de un sistema de GSP

Cultura de la seguridad

La cultura de la seguridad es clave para cualquier aspecto de la seguridad y como es conocido tiene dos facetas: puede actuar para bien o puede actuar para mal. Hay muchos eventos de seguridad, documentados, señalados de tener sus causas básicas asociadas a un problema de cultura. La mayoría de los accidentes y los incidentes reportados o no, tienen por supuesto sus causas básicas en la cultura de la seguridad. En su acepción más básica, la cultura es “la forma en que hacemos las cosas aquí”, por lo que, sin dudas, la manera en que se implemente y mantenga un sistema de GSP tendrá mucho que ver con la cultura del lugar en concreto.

Cumplimiento de estándares

Los estándares son, por lo general, límites mínimos para garantizar la seguridad; ellos en sí puede que tengan un margen de seguridad, pero el mismo no debe ser considerado como una forma normal de operación. Es bastante usual en el mundo de la seguridad, que se permita por complacencia o por cualesquiera otras razones, que se incumplan estos estándares mínimos, que se permitan una y otra vez desviaciones de lo establecido, tan es así, que en la literatura ya se le llama al fenómeno “normalización de la desviación” y sucede cuando se opera una y otra vez por fuera de los límites de seguridad, sobre todo, basado en la experiencia de que no ha pasado nada nunca...hasta que pasa.

El estricto cumplimiento de estándares tiene que ser una característica en la GSP, no puede haber complacencia porque el riesgo es inmenso, eso solo se alcanza con un liderazgo adecuado, una comprensión del tema por todos los involucrados y políticas adecuadas para reforzar dicho cumplimiento, con refuerzos negativos en los casos de incumplimiento y refuerzos positivos en los casos de cumplimientos, y claro, se sugiere muchos más de los últimos que de los primeros, aunque en la práctica funciona a la inversa lamentablemente.

Información sobre la seguridad

Todos aquellos que están expuestos a los riesgos que se originan en los procesos deberán contar con acceso fácil a toda la información que sea necesaria para garantizar la seguridad. Por supuesto, la información sobre las sustancias peligrosas es básica, desde sus características físico-químicas, información de toxicidad, hasta los límites de seguridad permisibles, datos de estabilidad, efectos de su mezcla con otras sustancias, entre otros elementos. Igualmente, debe estar accesible la información tecnológica de los equipos e instalaciones: materiales de construcción, diagramas de líneas e instrumentación, clasificación eléctrica, estándares y códigos empleados en los diseños y construcción, sistemas de seguridad, balances de masa, de energía, por mencionar algunos datos. Sobre los procesos deben estar disponibles: diagramas de bloques de las operaciones, química de los procesos, los límites de las variables críticas que definen al proceso (temperatura, presión, flujo), el análisis de los efectos de las desviaciones de estos límites para el proceso y para

las personas que trabajan en él, así como cualquier otra información que sea relevante.

Si la información o parte de ella no estuviese disponible, habría que desarrollarla preferiblemente durante la realización del análisis de riesgos, en cambio, probablemente, dicho análisis se enlentecerá de manera notable.

Involucramiento de los trabajadores

En este tipo de gestión, sencillamente, este elemento no se refiere a que es conveniente que los trabajadores participen, a que es su derecho laboral, a que es un problema ético el tenerlos en cuenta. No. Para estos tipos de procesos, el hecho de que los trabajadores se involucren en la gestión es una necesidad; si no se logra, el riesgo aumenta; si se logra, el riesgo es más probable que se mantenga bajo control, incluso, así está en algunas leyes y cuando las mismas son auditadas, este componente se revisa cuidadosamente como cualquier otro y es solicitada por los auditores en primer lugar, la evidencia documentada de que el mismo se ejecuta al menos, al mínimo que establece la ley correspondiente.

Aseguramiento de calidad

El proceso de aseguramiento de la calidad debe garantizar que todo el equipamiento donde se realizan los procesos, los materiales con que se lleva a cabo el mantenimiento y las piezas de repuesto son/fueron fabricadas e instaladas y son mantenidas tal y como establecen las especificaciones de su diseño, lo mismo debe ocurrir con las materias primas y cualquier consumible que se utilice en el proceso.

El aseguramiento de la calidad debe estar también armonizado con las competencias que deben tener todas las personas que participan en el proceso, para garantizar que equipos, procesos, materias primas, materiales y personas estén armónicamente integrados para lograr los objetivos de la organización de forma segura.

Revisiones de seguridad pre-arranque

La experiencia ha demostrado que sea cual sea la razón por la cual una planta, proceso o equipo detuvo su accionar antes de volverlo a poner en marcha, hay que realizar siempre un chequeo previo de que están correctos todos sus parámetros,

están listas para funcionar todas las medidas que garantizan a la seguridad, lo mismo en la operación normal, en caso de desviaciones y en situaciones de emergencias, así como de que los operarios están calificados para comenzar la operación.

El sistema de GSP tiene que lograr que lo mencionado anteriormente no se asuma y se ponga en marcha un proceso sin hacer la revisión previa, hay muchos casos de accidentes que se pudieron haber prevenido por la aplicación de este componente.

Identificación de peligros y análisis de riesgos

La identificación de peligros, así como el análisis y evaluación de riesgos de seguridad del proceso, son el corazón de un sistema de GSP, de este sub-proceso se alimentan prácticamente todos los demás y sus salidas constituyen una guía de acción para asegurar el control de los peligros.

Como mínimo, en cualquier proceso peligroso deberán identificarse:

1. Los peligros existentes.
2. Las consecuencias que pueden provocar dichos peligros, incluidos los efectos sobre las personas.
3. Las posibilidades de que los peligros se conviertan en consecuencias.
4. Las desviaciones de los procesos que pueden ser el origen de dichos peligros.
5. Las causas que pueden provocar dichas desviaciones, incluyendo un análisis de los factores humanos, no solo aspectos del “hardware”.
6. Los controles de ingeniería, administrativos y organizacionales que logran en el momento en que se realiza el análisis, que el riesgo de un peligro se mantenga aceptable.
7. Los análisis de los posibles efectos de los fallos de dichos controles.
8. Las recomendaciones sobre nuevos controles que deben implementarse en el caso de que el riesgo no se considere aceptable o se estime que debería disminuirse aún más.

Hay en la literatura un sinnúmero de métodos que pueden emplearse para hacer este análisis. Dependiendo del contexto se recomienda utilizar un método u otro, entre

los más recomendados se encuentran: “¿Qué pasa si...?”, el “Análisis de modos y efectos de fallos”, el “Análisis de riesgos y operabilidad (conocido por sus siglas cuando se escribe en idioma inglés Hazop)”, los “Árboles de fallos”, los “Árboles de efectos”, el “Análisis de capas de protección” y el “Análisis de corbatín”, entre otros. Un grupo de expertos del proceso debe realizar este análisis, utilizando el o los métodos que sean necesarios, y la parte más importante es la gestión de los resultados y las recomendaciones que se deriven del análisis.

Procedimientos de operación

Este es un elemento muy común en cualquier sistema de gestión. En el caso de un sistema de GSP, es importante que las instrucciones contenidas en los procedimientos no solo refieran lo que hay que hacer en condiciones normales de operación, sino que abarquen las situaciones donde hay desviaciones de los parámetros de los procesos, así como que incluyan lo que hay que hacer en los casos donde se produzcan emergencias. O sea, los procedimientos de operación deberían abarcar todos los modos de operación posibles, desde el arranque, pasando por las formas normales de operación, los modos temporales, hasta los de emergencias, llegando a los procedimientos de paradas y a lo que habría que hacer para recuperar la operación normal después de una parada y dejar clarificados para los operadores, las posibilidades de actuación en cada modo realmente predecible.

El sistema de GSP debe asegurar que los procedimientos estén actualizados. Este es realmente un punto débil en cualquier sistema de documentación, es relativamente trabajoso tener procedimientos de todo, pero el reto real es mantenerlos actualizados, lo que en concreto significa reducir la diferencia entre el trabajo prescrito –en los procedimientos– y el trabajo real.

Prácticas de trabajo seguras

En todas las organizaciones deben identificarse claramente actividades de alto riesgo e implementarse un sistema que garantice que las mismas se realicen con toda la seguridad conocida, entre ellas puede mencionarse, el trabajo en áreas confinadas, la apertura de líneas de proceso, el trabajo en alturas, así como trabajos particulares de cada planta que la experiencia requiera. Esto, usualmente se vuelve

operativo a través de un subsistema de permisos de trabajo, que tiene en sí un procedimiento y documentación que se contextualiza en cada organización.

El uso de las prácticas de trabajo seguras debe llegar a todos los que rutinaria o eventualmente realicen trabajos en las áreas peligrosas, tales como personal de mantenimiento, aprendices, vendedores, contratistas, gerentes, entre otros.

Integridad y confiabilidad de activos

En cada planta debe implementarse un subproceso de mantenimiento de todo lo crítico para el proceso. Además de la definición de lo que es crítico para producción, debe definirse para el mantenimiento lo que es crítico respecto a la seguridad, de este modo, se reduce la probabilidad de que la alarma de seguridad, que no tuvo que operar en 10 años, no funcionara cuando se necesitó, y no fue sino hasta este momento crítico que la organización se enteró que estaba rota. Por supuesto, el subproceso de mantenimiento deberá incluir procedimientos escritos con modelos y registros, entrenamiento adecuado del personal, pruebas e inspecciones bien definidas para los equipos e instrumentos críticos, de tal modo que se asegure la integridad mecánica, eléctrica y electrónica de los mismos.

Gestión de contratistas

Pueden existir muchas tareas contratadas a terceros en una planta que opera con sustancias muy peligrosas, desde contratistas operando la planta en sí, hasta otros realizando algunos tipos de trabajos particulares, dado el nivel especializado de conocimientos que se requiere para ejecutarlos. El sistema de GSP debe abarcar estos trabajos de terceros y darle un tratamiento respecto a la seguridad de procesos como si fuesen propios, no puede haber distinción entre unos y otros, de forma que se asegure que no se introducirá ningún peligro adicional a los existentes y se domine claramente el control de los peligros específicos del proceso que se trate.

Entrenamiento y desempeño

El entrenamiento inicial garantizará que quien vaya a realizar alguna operación por primera vez en un proceso peligroso estará debidamente calificado, así como el

entrenamiento periódico, deberá garantizar que se mantenga dicha calificación. Por lo general se sugiere que los trabajadores tengan participación en la elaboración del programa de entrenamiento, y claro, el entrenamiento deberá alcanzar a todos los trabajadores contratistas que realicen algún trabajo en la planta y los vincule a los procesos peligrosos.

También hay que evaluar periódicamente el desempeño de los operarios y tomar medidas que influyeran positivamente al mismo. Los procesos de gestión de la seguridad basados en los comportamientos pueden de nuevo ser una ayuda importante para lograr este tipo de objetivo.

Manejo del cambio

Muchos accidentes han ocurrido debido a que se realizó un cambio y no se garantizó una adecuada evaluación del riesgo que conllevaba el mismo (y aumentó por encima del aceptable, provocando desastres), o bien, no se informó adecuadamente del mismo a quienes necesitan saber qué se cambió, o porque no se actualizaron los procedimientos que definían la operación, o no se actualizaron los planos y diagramas (y después alguien tomó decisiones sobre la base de lo que estaba documentado), o falló el entrenamiento de unos trabajadores de contratistas críticos que volvieron a realizar su trabajo como siempre hicieron, o la frecuencia de prueba, inspecciones o mantenimiento no se analizó y hubo un deterioro de algunas de las partes que ahora intervienen en la operación y antes no.

Disponibilidad operacional

La disponibilidad operacional se relaciona estadísticamente con la probabilidad de que el sistema esté disponible de forma confiable en su operación. Un riesgo alto de fallo se traduce en una baja disponibilidad operacional, por ejemplo, la probabilidad de que el fallo de un componente no pueda ser corregido rápidamente representada en 0,9, usualmente significa que el sistema tendrá un total de 877 horas al año de tiempos de espera para resolver el fallo, mientras que si la probabilidad es de 0,99999, entonces ello se traducirá en 5 minutos de tiempo de espera al año para el mismo sistema.

La disponibilidad operacional aumenta cuando disminuyen los tiempos empleados en diagnosticar fallos, en evaluar su criticidad, en la logística para asegurar lo que se necesita para resolverlos y en la ejecución del mantenimiento correctivo necesario para resolverlo. El objetivo de disminuir todos estos tiempos significa integrar una gestión basada en riesgos al sistema de GSP.

Conducción de las operaciones

La forma en que se ejecutarán las operaciones en el día debe garantizar la efectividad, eficiencia y responsabilidad ambiental. De este modo, deben reducirse continuamente los ciclos de tiempo de trabajo, aumentar la productividad, reducirse las pérdidas y aumentar o mantener el cumplimiento de las regulaciones y estándares. Todas las iniciativas que favorezcan estos resultados deben integrarse cuidadosamente con los objetivos del sistema de GSP.

Gestión de emergencias

Bastante se ha escrito sobre la necesidad de tener planes de emergencias, es un requisito indispensable en las plantas de procesos donde es alta la posibilidad de fuego, explosiones e intoxicación aguda, y a pesar de que parece muy obvio, varios accidentes aumentaron dramáticamente su impacto negativo dada la falta de un plan de emergencia efectivo e incluso por su falta total.

Investigación de incidentes

Un sistema de GSP va a requerir la investigación de cada incidente que produjo una liberación catastrófica de una sustancia química muy peligrosa, o bien, que tuvo el potencial de producirla. Es de notar que hay diferencia con respecto a los incidentes que pueden potenciar una lesión personal.

Medición e indicadores

Hasta hoy, la mayoría de las industrias utilizan solo indicadores retrospectivos clásicos para medir el desempeño de la función de seguridad. Los mismos están basados usualmente en el número de accidentes personales, de los cuales se generan los índices de incidencia, frecuencia y gravedad.

Auditorías

Deberá existir un sub-proceso de auditorías que permita comprobar que hay un cumplimiento a la normatividad que se está siguiendo para implementar un sistema de GSP dado.

En todo caso, dicha auditoría total o parcial de los elementos de un sistema GSP, debe ser realizada con una frecuencia determinada y deben mantenerse los reportes que se originen de las mismas, así como el sistema GSP debe asegurar que haya una gestión adecuada para implementar las recomendaciones o generar e implementar las recomendaciones, para suprimir los fallos y/o falencias que se encuentren. Por supuesto, la documentación generada deberá archivarse y estar disponible para los interesados correspondientes.

Revisión de la gestión y mejoramiento continuo

Cualquier sistema de gestión deberá tener un componente de revisión de la efectividad y eficiencia del mismo, lo cual deberá ejecutarse por la misma gerencia, con una frecuencia de al menos, anualmente. El objetivo es el perfeccionamiento del sistema en sí, con la adopción de medidas correctivas y de re-diseño del mismo, de forma que se logre acoplar el mejoramiento continuo con el sistema en sí mismo.

6.3 Análisis de riesgo operativo

Como se menciona en los primeros párrafos, no queremos dedicar este capítulo a la seguridad ocupacional de las personas, sino que queremos abordar la seguridad de nuestro proceso, con lo cual estamos convencidos nos llevará a un abordaje más completo de la seguridad. El enfoque de la seguridad de procesos debe ser basado en riesgo.

En los estudios de riesgo que se elaboran tanto en la fase de diseño como en la etapa operativa, la metodología consiste en identificar los peligros y obtener un valor de riesgo para cada uno de ellos. Cuando un riesgo excede el nivel tolerable, se deben ejecutar acciones para reducirlo. Estas acciones surgen de dichos estudios.

En nuestro caso realizaremos el análisis de riesgo para nuestra planta, el cual es una técnica cualitativa que nos permite identificar los puntos débiles en la operación de una instalación. Nos ayuda a determinar si el diseño ofrece desde el punto de vista de seguridad las garantías suficientes para minimizar los riesgos de un accidente grave.

Para esto debemos realizar una evaluación cualitativa del riesgo. Pero antes, ¿qué es el riesgo?

6.3.1 Riesgo

El riesgo es la probabilidad de que ocurra un evento, que cause un daño o peligro, y se define como:

$$\text{Riesgo} = f(e, C_e, F_e)$$

e : es un evento o escenario determinado (caso)

C_e : la consecuencia indeseable del evento

F_e : la frecuencia con que, probablemente, ocurrirá la consecuencia

Si el evento e , está determinado, el riesgo se expresa por:

$$R_e = C_e \times F_e$$

C_e : consecuencia o probabilidad de daño del evento e .

F_e : frecuencia probable del evento e .

6.3.2. Evaluación cualitativa del riesgo

Esta evaluación puede realizarse de dos maneras:

- Utilización de matrices de riesgo bidimensionales;
- Método CFP o CEL

$$IR = IC \times IF \times IP$$

IC=índice de consecuencia

IF=índice de frecuencia del evento iniciador

IP=índice de probabilidad de ocurrencia del daño

En nuestro caso utilizaremos la matriz de riesgo, la cual la obtuvimos de un documento IPCR, brindado por la compañía YPF S.A. Para esto primero realizar una evaluación de nuestros riesgos, de tal manera de poder darles una magnitud en base a criterios de un equipo multidisciplinario.

SEGURIDAD Consecuencias del incidente respecto a la salud de las personas y estado de instalaciones	MEDIO AMBIENTE Consecuencias del incidente sobre el Medio Ambiente.	SALUD Consecuencias del incidente respecto a la salud de las personas cuando la afectación no se relaciona con su actividad	MATRIZ DE RIESGO IPCR DOWNSTREAM	Nunca se oyó hablar en la industria	Rara vez a ocurrido en la industria.	Alguna vez ha sucedido en YPF S.A. o más de una vez al año en la industria	Alguna vez a sucedido en la Gerencia Regional o más de una vez al año en YPF S.A.	Ha sucedido más de una vez al año en la Gerencia Regional
				Improbable	Poco Probable	Probable	Posible	Casi Seguro
				1	2	3	4	5
No hay lesiones o efectos sobre la salud. No se requieren primeros auxilios.	Sin daño ambiental. Sin modificaciones en el medio ambiente. No requiere remediación.	Sin afectación a la salud de las personas	Menores	1	2	3	4	5
Lesión leve (Primeros auxilios): Atención en lugar de trabajo, no afecta el rendimiento laboral ni causa incapacidad, bajas o pérdidas de días.	Impacto ambiental reportable conforme a la legislación vigente. Incidente menor: Derrame de HC < 5m3 o de agua de formación < 10m3	Efectos sobre la salud reversibles mediante atención en el lugar.	Moderadas	2	4	6	8	10
Accidente con pérdida de días, vuelco vehicular o daños entre 100 y 500 K US\$	Impacto ambiental reportable conforme a la legislación vigente. Incidente mayor: Derrame de HC > 5m3 o de agua de formación > 10m3	Atención de una persona con posibilidad de sufrir secuelas permanentes por condición médica inculpable	Relevante	3	6	9	12	15
Lesiones permanentes, más de 30 días de baja o daños valorados entre 500 y 1000 K US\$	Impacto ambiental fuera de los límites de las instalaciones y/o que afecten a terceros.	Evacuación de una persona con riesgo de vida por condición médica inculpable	Mayor	4	8	12	16	20
Incidente que produzca una fatalidad o daños superiores a 1000 K US\$	Impacto ambiental grave que requiere medidas de corrección importantes. Afectación de servicio de recurso ambiental.	Fatalidad ocurrida en el ámbito de la empresa asociada a enfermedad inculpable	Crítica	5	10	15	20	25

Tabla 5.2: Matriz de Riesgos (Anexo 6.A)



Tabla 5.3 Jerarquía de control de Riesgos (Anexo 6.B)

En base a la matriz de riesgos obtenida, y a la jerarquía de control de estos, podemos definir cuáles serán las acciones a seguir ante la aparición de algún evento.

Tipo	Riesgo residual = S x P	Actuaciones necesarias
Riesgo menor	R = 1	<p>Evaluar la necesidad de medidas correctoras si hay riesgos mayores que contemplar.</p> <p>Usar sistemas de control y calidad establecidos.</p> <p>Nivel inferior de autorización: Autoridad de Área Local</p>
Riesgo moderado	R = 2 a 4	<p>Medidas correctoras de prioridad normal</p> <p>Mantener las medidas implementadas y analizar viabilidad de medidas adicionales de control de bajo costo. Se deben hacer comprobaciones periódicas para asegurar que el riesgo se mantiene.</p> <p>Nivel inferior de autorización: Autoridad de Área Local</p>
Riesgo alto	R = 5 a 9	<p>Medidas correctoras de prioridad alta.</p> <p>Deben ser implementadas antes de la puesta en marcha.</p> <p>Deberá implementarse previo al inicio del trabajo, una revisión de control de riesgos concreta y efectiva en el lugar de trabajo. Deben evaluarse, registrarse e implantarse, siempre que sea razonablemente posible, las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducirlo, al menos, a niveles moderados.</p> <p>El riesgo debe ser reevaluado después de aplicar las medidas de prevención y/o mitigación.</p> <p>Requiere evaluación Barreras adicionales para bajar el nivel de riesgo.</p> <p>Nivel superior de autorización: Autoridad de Área</p>
Riesgo urgente	R = 10 a 16	<p>Medidas correctoras de prioridad inmediata.</p> <p>Requiere aplicación de Barreras adicionales para bajar el nivel de riesgo</p> <p>Deben evaluarse, registrarse e implantarse las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducir el riesgo a niveles de riesgo inferiores.</p> <p>Se requiere registro y verificación para asegurar que se resuelven en tiempo y forma adecuadas.</p> <p>Se requiere autorización indelegable del Gerente de Negocio para continuar con la actividad con este nivel de riesgo</p>
Riesgo extremo	R = 20 a 25	<p>Evaluar suspender la actividad si no se toman medidas para rebajar el nivel de riesgo.</p> <p>Medidas correctoras de aplicación inmediata</p> <p>Se requiere registro y verificación específicas para asegurar que se resuelven en tiempo y forma adecuadas.</p> <p>Se requiere la autorización indelegable del Gerente Regional para continuar con la actividad con este nivel de riesgo.</p>

Tabla 5.4 Definición de Riesgos (Anexo 6.C)

Como mencionamos anteriormente, este es un trabajo que se lleva a cabo con un grupo interdisciplinario de profesionales, los cuales tienen vasta experiencia en su trabajo y el entrenamiento adecuado para llevar adelante un HAZOP u otras técnicas. Dicho esto, presentamos un HAZOP muy escueto realizado según nuestro criterio, y realizando algunas consultas a conocidos nuestros con experiencia en el rubro, enfocado a un subsistema de nuestro proceso.

6.4 Caso de estudio

Para nuestro caso, tomaremos como caso de análisis el separador bifásico V-301.

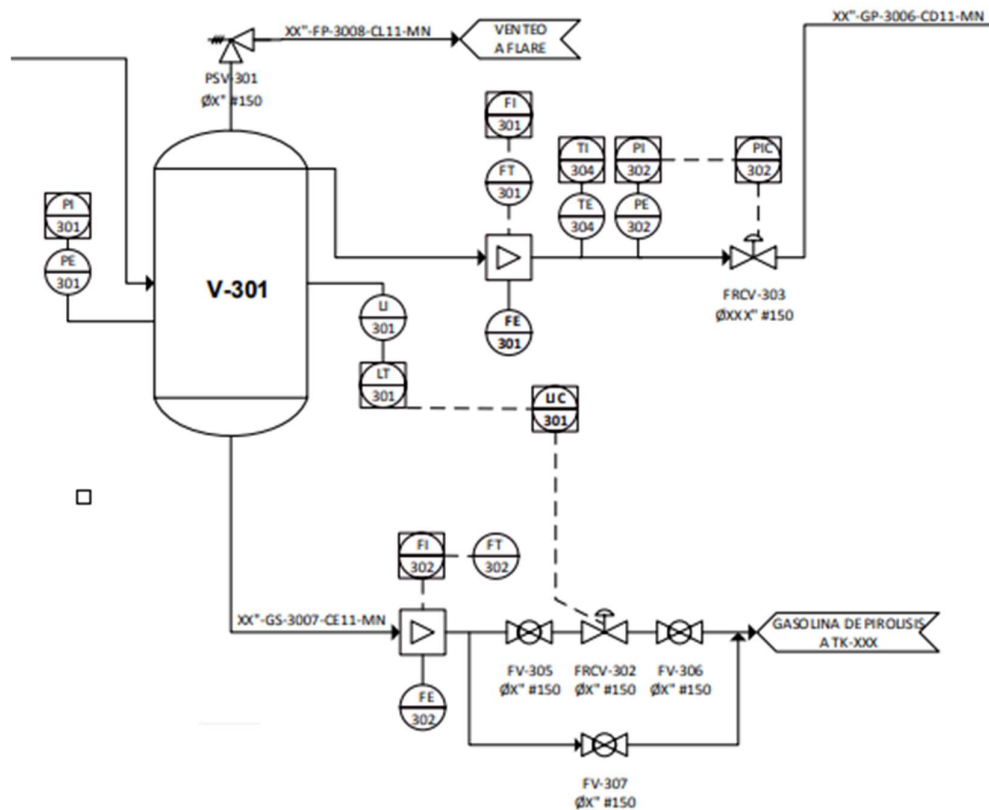


Fig 6.1 Separador bifásico

Una vez definida la matriz de riesgo, se procede a aplicar la técnica HAZOP, para realizar un análisis de riesgo considerando los parámetros nivel y presión de nuestro nodo.

Para cada caso se evalúa el riesgo de acuerdo a la probabilidad de ocurrencia, la severidad y las salvaguardas existentes. Una vez definido este riesgo potencial se realizan las recomendaciones pertinentes, y vuelve a determinarse el riesgo el cual debe ser menor a la inicial, por tener en cuenta las acciones de mitigación.

En la sección de anexos se encuentran los distintos métodos de análisis de riesgos que se realizaron para distintos equipos de la planta.

7. Lay Out

En este capítulo se fundamenta la distribución física de los sectores dentro la planta y sus interconexiones.

Un buen lay out es realizado llevando a cabo un balance entre los requerimientos de seguridad, requerimientos económicos, la protección de las personas y el medio ambiente, construcción, mantenimiento, operación, espacio para futuras expansiones y las necesidades del proceso. ^[1]

7.1 Superficie del terreno

El terreno tiene 62500 m² aproximadamente.

7.2. Depósitos horizontales

Estarán alineados por la línea de tangencia de su extremo próximo a la senda de cañerías. Estas alineaciones respetarán el pasillo de acceso entre equipos y bombas.

Boca de hombre en depósitos horizontales según diámetro de equipo:

Para diámetros > a 1,50 m se situará en el costado coincidiendo con su eje (1).

Para diámetros ≤ a 1,50 m se situará en su parte superior.

(1): Sólo excepcionalmente, se podrá colocar en el extremo del depósito más próximo a la vía de servicio.

La elevación de la generatriz inferior de depósitos horizontales aportará el ANPA necesario a las bombas que trabajan con ellos.

7.3 Área-200, Fraccionamiento primario

La torre T-201 (torre de fraccionamiento primario) se encuentra alineada por su tangente, próxima a la senda de cañerías.

La T-201 se encuentra orientada de modo que sus componentes internos puedan ser bajados al suelo. En el A-200, en el lado sur de la torre se dejó disponible el área de mantenimiento previsto a tal efecto, que permita el acceso de grúas de gran porte o equipo elevadores. El playón de mantenimiento se encuentra próximo a una calle de viraje amplio para que las grúas o equipos de mantenimiento tengan fácil acceso.

La elevación de la línea de tangencia inferior de la torre de fraccionamiento primario T-201, aporta el ANPA necesario a las bombas que trabajan con ella. Debido a requerimientos económicos de cañería, la sala de bombas del área 200 se encuentra próxima a la torre T-201 y demás equipamientos como intercambiadores, reboiler de fondo, condensador y separador de cabeza torre.

Los agujeros de acceso al faldón de la T-201, se orientarán hacia la vía de servicio (lado sur de la torre). Los agujeros de ventilación se orientarán en el lado opuesto al acceso al faldón (lado norte de la torre).

Los equipos de intercambio de calor y separación del A-200, como los son: E-201, E-202 y E-204 se dispondrán por su relación y por la secuencia de flujos en una estructura común. Por otro lado, los equipos E-203 y V-201, debido a que poseen una muy fuerte interrelación, se dispondrán soportados en una estructura común. Los extremos de los cabezales de los intercambiadores se disponen libres de obstrucciones para que puedan manipularse con grúa. Los cabezales de intercambiadores quedaran con los cabezales extraíble en dirección al norte del A-200, ya que se dejó una zona de mantenimiento destinado para tal fin, donde podrán ingresar grúas, para remoción, verificación y limpieza del banco de tubos. La carcasa inferior de estos intercambiadores superpuestos se encontrará a una cota tal que cualquier cañería deje un mínimo libre de 350 mm entre su generatriz inferior y el suelo o nivel normal de operación.

La altura del separador de cabeza V-201 se colocará en la estructura de manera tal de que entregue el ANPA necesario a la bomba de reflujo P-204 A/B, que bombea a la cabeza de torre T-201.

La sala de bomba del A-200 posee 4 pares de bombas (la oficial y back up) totalizando 8 bombas. Las bombas serán instaladas fuera de la senda de cañerías. Las bombas serán alineadas por la cara frontal de sus fundaciones de hormigón para

facilitar así que la cañería de drenaje que discurre por delante de ellas no tenga que realizar cambios en la alineación.

7.4 A-100, Hornos de craqueo

El A-100, sector donde se montarán los equipos H-101/102 (hornos de craqueo), se destinó un espacio disponible para la extracción de haces de tubos, posicionamiento y giro de grúa, que realice las tareas de mantenimiento, o equipos que presten servicios de remoción de coque.

La cañería exterior, por la que ingresa la nafta proveniente de la zona de almacenaje y la cañería de reciclado de C2/C3, poseen un tramo removible para permitir la extracción de tubos de los hornos horizontales, mientras que, en los verticales, tendrán plataformas y conducto de humos.

Los H-101/102 se encuentran ubicados en un punto de nivel alto del terreno. Los hornos H-101/102, por tratarse de equipos con presencia de fuego, los mismos se comportan como puntos de ignición en caso de presencia de sustancias inflamables en su entorno, por lo que se los sitúan en una zona ampliamente ventilada. Teniendo en cuenta disposición según vientos. Al norte de los hornos H-101/102, a 50 metros se ubican los compresores del A-300, al oeste se encuentra el A-200, el equipo más próximo es el intercambiador E-201 que intercambia nafta pirolisada con fuel oil, a una distancia de 15 mts. Debido a que los Hornos son equipos sometidos a fuego se ubicaron a 170 mts en dirección noreste de la antorcha (Ch-801), cumpliendo con el requerimiento de distanciamiento mínimo de 60 mts.

Teniendo en cuenta las longitudes mínimas para los tubos, para obtener un coste menor de los mismos y debido a la secuencia de flujo, en el A-100, inmediato a las Hornos H-101/102, se encuentra el equipo generador de vapor E-101, que intercambia agua de proceso con nafta pirolizada. El E-101 será alineado y orientado de forma tal que el banco de tubos del equipo sea extraíble hacia la vía de servicio o área de mantenimiento, en el lado este del A-100.

Los Equipos H-101/ 102, se encuentran a 100 mts, de los límites de propiedad, respectando los 45 mts de distanciamiento mínimos requeridos.

7.5 A-300, Compresión

Como el proceso lo requiere existe un área de compresión del gas craqueado, en la cual se eleva la presión de 2 kgs/cm² a 40 kgs/cm². El A-300 cuenta, con cuatro compresores, los cuales se encuentran instalados a la intemperie, debido a esto, se prevé el diseño adecuado drenaje y desagües de las aguas pluviales, creados de tal manera de evitar la propagación de llamas a través él y la canalización de productos combustibles. El terreno donde se montarán los skid de compresores y los demás equipos del área, se encuentran en un lugar elevado, de manera de evitar que no se inunde la zona. Los compresores K-301 (1056 hp), K-302 (128 hp), K-303 (63 hp) y K-304 (33 hp), se hallan al oeste del A-300 y enfrenado a estos, en el lado este se localizan los intercambiadores que refrigeran el fluido de proceso, y los separadores, por los cuales se retira la gasolina. Para esta área se tuvo en consideración el espacio para acceso y maniobras de grúas móviles, para la instalación y mantenimiento de estos.

Los cuatro compresores son del tipo reciprocantes, de carrera corta y velocidad media, se encuentran distanciados entre sí, dejando un pasillo de acceso libre de 4,00 m. Para mantenimiento, se dejó el espacio suficiente para la extracción de pistones y vástagos sin tener que desmontar los cilindros.

Los intercambiadores se orientarán de manera que la parte del cabezal desmontable sea extraíble hacia el lado este del A-300.

El área de compresión se encuentra 200 m, de límite de propiedad al este, cumpliendo con el requerimiento de distancias mínimas (150 m.). Al oeste, calle de por medio, se encuentra el área de fraccionamiento a baja temperatura (T-401/402/403) a 35 mts (15 m. requerimiento de distancia mínimas) y más al oeste, a 130 m, la sala de control y demás edificios (oficinas, laboratorios, talleres). La antorcha de venteo Ch-801, se encuentra 160 m. al noreste, respectando los 150 m. de distancia mínima. Al sur del A-300, se encuentran los equipos de llama, hornos de craqueo H-100/101, los cuales se hallan a 50 m.

7.6 Área-400. Fraccionamiento a baja temperatura

El A-400, área donde se obtiene unos de los productos deseados (el etileno). Los equipos más importantes del A-400 son tres columnas (T-401: desmetanizadora, T-402: desetanizadora T-402 y T-403: splitter de C2). Estas comparten una sala de bombas que posee un total de 10 bombas centrifugas (entre oficial y backup). Las columnas y la sala de bombas se encuentran separadas por un pasillo amplio de 15 mts por el cual pasa el parral de cañería, el cual se ubica a 3,50 m permitiendo el acceso de equipos móviles de mantenimiento. Las tres columnas se encuentran elevadas de manera que su tangencia inferior aporte el ANPA necesario a las bombas que operan con ellas. Las torres comparten una estructura metálica que soporta a los equipos que tienen alto interrelación del área, como son: intercambiadores de calor de casco y tubo, condensadores y reboliers de fondo. La estructura también presta de soporte para escaleras y pasarelas, para inspección, manteniendo y operación segura de los equipos. Las tres torres (T-401/402/403) quedarán orientadas de manera tal que la vía de servicio quede situada hacia el oeste del A-400, donde se encuentra el espacio destinado y diseñado con acceso fácil de grúas y equipos elevadores, para la extracción de rellenos y componentes de los platos de torres, los agujeros de ventilación se orientarán en el lado opuesto al acceso al faldón (lado este de las torres). Los intercambiadores de calor de casco y tubo como lo son los E-401, E-402, E-403 y E-404, deben quedar orientados con su cabezal extraíble en el lado oeste, de manera que en caso de paro de planta o mantenimiento tener los cabezales libres de equipos y cañerías, y emplear el área de mantenimiento destinado del A-400 para limpieza de los equipos de intercambio calor, el cual posee amplio espacio para manipular con grúas y limpieza con equipos de alta presión el haz de tubos.

Las bombas del A-400 serán instaladas en una sala de bomba fuera de la senda de cañerías. Las mismas se encuentran alineadas por la cara frontal de sus fundaciones de hormigón para facilitar así que la cañería de drenaje que discurre por delante de ellas no tenga que realizar cambios en la alineación.

El A-400 se ubica a 140 mts de la antorcha de venteo Ch-801. Al oeste del A-400 calle por medio se encuentra el A-300, los equipos más próximos entre las áreas son los compresores y las columnas de separación que se encuentra a una distancia

35 mts. A norte se ubica el A-500, área de fraccionamiento alta temperatura, el límite de unidad de se ubica a 30 mts. De los equipos sometidos a fuego, en dirección sureste, se encuentran a una distancia de 70 mts los hornos H-101/102 se encuentran a una distancia de 70 mts.

7.7 Área-500. Fraccionamiento alta temperatura

Área 500, es la última etapa en el proceso, y en ella se obtiene uno de los productos deseados, el propileno. Esta área cuenta con tres torres (T-501/ T-502/ T-503) y los equipos que operan con ellas, como: separadores de cabeza, intercambiadores de calor y rebolier de fondo, los cuales se encuentran soportados por una estructura de acero común, debido a su alta interrelación, la cual también proporciona de soporte para pasarelas y escaleras, cañerías y aéro enfriadores. El área cuenta con una sala de bomba que posee un total de 12 bombas centrífugas, entre titular y back up, las bombas del A-500 serán instaladas fuera de la senda de cañerías. Las mismas se encuentran alineadas por la cara frontal de sus fundaciones de hormigón para facilitar así que la cañería de drenaje que discurre por delante de ellas no tenga que realizar cambios en la alineación. Las columnas se ubicarán a una altura de proporcionar el ANPA necesario a las bombas que operan con ellas y se orientan de manera de que los pasajes de servicios queden situados en lado oeste de las torres, donde se ubica el área de mantenimiento destinado para tal fin, en caso de requerir cambios de los componentes de los platos o relleno de las torres. En el lado opuesto al pasaje de servicio, se encontrarán los pasas hombres disponibles para realizar las inspecciones necesarias. Las torres y los equipos del área 500 se encuentran a 15 mts de la sala de bombas y a 30 mts de las oficinas más próximas. Al norte a 20 mts se ubica el área de tratamiento de agua. Al Noroeste a 120 mts se ubica la antorcha de venteo Ch-801, cumpliendo el requerimiento de seguridad referido a distancia, duplicando la distancia mínima requerida (60 mts.). Al oeste se encuentra un área libre, destinada para futuras ampliaciones en caso de expansión de la planta.

7.8 Área 1000. Parque de Tanques

El área 1000 corresponde al parque de tanque, el cual posee la capacidad de 22500 m³ para almacenar y realizar maniobras, con un total de 11 tanques. El distanciamiento entre tanques, y entre tanques e instalaciones, tomará referencias de acuerdo con la zona en que se encuentra emplazado. El parque se encuentra a 100 mts de los Hornos de Craqueo H-101/102 en dirección norte. El oeste se encuentra el límite de propiedad a 70 mts y al sur el cargadero a 110 mts. Al este a 55 se encuentra el área de servicios auxiliares. De la antorcha Ch-801, se encuentra a 290 mts.

Los distanciamientos entre tanques se rigen bajo el criterio: El distanciamiento será como mínimo una vez el diámetro del tanque mayor más cercano medido de pared a pared de tanque.

Para la disposición de los tanques también se tuvo en cuenta el de no colocar tanques con almacenamientos de más de 10.000 m³, cuando se trate de agrupamientos en un solo recinto. Cuando se trate de fuel oil, ese límite puede elevarse a 15.000 m³.

No se colocaron en los agrupamientos tanques de más de 2.000 m³ de capacidad.

Cuando se trate de tanques de más de 15.000 m³, se adoptarán disposiciones especiales que serán objeto de un previo acuerdo con el Organismo Competente.

En parque de almacenamiento, además de las distancias mínimas, que los tanques deben tener entre sí, cualquier tanque estará distanciado:

- a) Del límite de concesión: $\frac{1}{2}$ diámetro, con un mínimo de 15 metros.
- b) De los caminos públicos: 1 diámetro, con un mínimo de 15 metros.
- c) De las vías férreas generales: 1 diámetro y $\frac{1}{2}$, con un mínimo de 45 metros.
- d) De las casas habitación e instalaciones industriales vecinas: 2 diámetros del tanque mayor.

Para el caso de tanques que operan a presiones superiores a la presión atmosférica, los distanciamientos se ajustarán a normas especiales que serán de objeto de previa aprobación por parte del Organismo Competente.

Las salas de bombas de instalaciones fijas contra incendios estarán distanciadas de los tanques en cualquier orientación, por lo menos una vez el diámetro del tanque mayor del parque con un mínimo de 30 metros medidos desde la pared del tanque más cercano. [3].

7.8.1 Recintos

Los endicamientos de los recintos para la contención de los derrames, tendrán una capacidad igual al volumen útil del tanque más un 10%.

Cuando se trate de un agrupamiento de tanques, el volumen total del recinto será igual al volumen útil del tanque de mayor capacidad más el 50% de la capacidad total de almacenamiento de los tanques restantes.

Cualquier recinto constituido por los endicamientos destinados a contener el derrame total, tendrá acceso libre en un 50% de su perímetro para los vehículos portantes de elementos de extinción. En casos especiales, la Autoridad Competente podrá autorizar recintos con sólo un 25% de perímetro libre.

Todo recinto tendrá sus endicamientos protegidos de la acción de las aguas y del efecto de los vientos y en lugar visible se mantendrá un señalamiento que destaque la cota mínima.

Donde por la topografía del terreno un eventual derrame de producto incendiado (sobre ebullición) que supere los muros de contención pueda hacer peligrar el resto de las instalaciones, se deberán prever muros complementarios que encaucen dicho derrame hacia un lugar convenientemente elegido para el ataque del fuego.

En los edificios, galpones o depósitos se preverán muros corta llamas si circunstancias especiales así lo aconsejan. El área máxima encerrada entre dichos muros será fijada en cada caso particular por el Organismo Competente (Normalmente dicha área no deberá sobrepasar los 1.000 m²). [3]

Tanque	Tipo de recipiente	Producto	cantidad de tanques	Vol del recipiente (m3)	Cantidad de tanques en el recinto	Vol de almacenamiento (m3)	Volumen de recinto (m3)	Diámetro de tanques (mts)	Distancia entre recipientes (mts)	Distancia mín a otros comp
TK-1001	Esfera	Etileno	1	300	-	300	-	8,31	15	15
TK-1002	Esfera	Propileno	1	300	-	300	-	8,31	15	15
TK-1003	Tk vertical	Fuel Oil	2	1000	2	2000	1500	9,5	9,5	15
TK-1004	Tk vertical	Gasolina de pirolisis	2	2000	5	10000	6000	12	12	15
TK-1005	Tk Horizontal	C4	1	300	-	300	-	1,94	1,94	15
TK-1006	Tk vertical	Nafta Virgen	4	7000	4	28000	17500	26	26	15
TK-1007	Tk vertical	Agua de proceso		11500	-	11500	-	25	25	15

Tabla 7.1 – Distancias entre tanques-esferas y volumen de recintos.

7.9 Sala de control

La distancia de seguridad a mantener entre cualquier equipo o instalación que pueda representar un riesgo de explosión o fuego y la sala de control (como así también cualquier otra edificación con presencia de personal), se deberá determinar mediante un Análisis de Riesgo, el cual contemplará, como mínimo, un análisis de los efectos por sobrepresiones ante una eventual explosión en planta. Asimismo, se deberá tomar en consideración las exigencias legales, adoptándose en todos los casos la condición más exigente de las dos.

La sala de control y otras edificaciones ocupadas se localizarán según lo indicado en el Esquema 1 – Disposición según vientos.

Se ubicará de modo de permitir una vía de escape libre de obstrucciones y evitando que la misma atravesase áreas con riesgo de fuego.

La sala de control se encuentra a 30 mts del equipo de proceso más próximo, la sala de bombas del A-400. En dirección noroeste a 190 mts se encuentra las antorcha Ch-801. De los hornos de craqueos en dirección oeste a 100 mts. Del parque de tanque se encuentra a 140 mts y del cargadero a 170 mts.

7.10 A-600. Subestación eléctrica

La distancia de seguridad de la subestación eléctrica a cualquier equipo con hidrocarburos que pueda provocar una explosión o fuego se deberá determinar

mediante un Análisis de Riesgo, el cual contemplará como mínimo un análisis de los efectos por sobrepresiones ante una eventual explosión en planta.

Asimismo, se deberá tomar en consideración las exigencias legales, adoptándose en todos los casos la condición más exigente de las dos.

La subestación eléctrica se encuentra a: 30 mts al norte, el taller de mantenimiento; 60 mts al oeste, el parque de tanques. Al sur a 20 mts, el A-700 de Servicio auxiliares. A 15 mts del límite de propiedad. De la antorcha de venteo Ch-801 se encuentra a 185 mts. De los Hornos de proceso se ubica a 130 mts. El área de proceso más cercana es el A-200 a 80 mts.

Estas distancias pueden reducirse, si la subestación se diseña para soportar la presión producida por la onda expansiva determinada en el lugar de emplazamiento de la subestación.

7.11 A-700. Áreas y/o vías de servicio.

El área de servicio se encuentra en el sector sureste de la planta.

Esta área posee un ancho no menor a 6,00 metros, medidos desde el L.U. o del cerco perimetral, según sea el caso.

Los accesos desde la calle de libre circulación a las áreas de servicio serán como mínimo dos (2), siendo situados en puntos lo más opuestos posibles y tendrán un ancho mínimo de 5,00 m.

No se podrá hacer coincidir el área de servicio y el camino de libre circulación, en ningún caso.

Se debe prever la necesidad de espacio para la entrada de grúas para compresores, bombas, motores o turbinas.

7.12 Áreas de aditivos y productos químicos

Se deberá prever espacio suficiente para la manipulación y almacenaje de tambores de aditivos y productos químicos, botellas de hidrógeno, nitrógeno, etc, incluyendo acceso para vehículos donde fuese necesario su reposición.

Próxima a esta área se analizará la ubicación de duchas lava ojos, o bien el uso de equipos lava ojos portátiles.

7.13 Pescante para torres o columnas

Disponer pescantes sobre la parte superior de las torres para la manipulación de válvulas de seguridad y platos. Deberán orientarse de forma que los platos, partes internas de la torre, válvulas de seguridad, etc., puedan bajarse al suelo sobre el área de mantenimiento del equipo.

7.14 Distancias entre unidades

Distancias recomendadas entre unidades para plantas químicas y petroleras según Industrial Risk Insurers (IRI):

Edificios para servicios generales	1	/																		
Centros para control de motores y subestaciones eléctricas	2	/	/																	
Áreas para servicios de procesos	3	50	50	/																
Torres para enfriamiento	4	50	50	100	50															
Salas de control	5	/	/	100	100	/														
Salas de compresores	6	100	100	100	100	100	30													
Salas grandes de bombas	7	100	100	100	100	100	30	30												
Unidades de procesos con riesgo moderado	8	100	100	100	100	100	30	30	50											
Unidades de procesos con riesgo medio	9	200	100	100	100	200	50	50	100	100										
Unidades de procesos con riesgo alto	10	400	200	200	200	300	100	100	200	200	200									
Tanques para almacenamiento atmosférico	11	250	250	250	250	250	250	250	250	300	350	*								
Tanques de almacenamiento a presión	12	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	*	*							
Tanques para almacenamiento refrigerado	13	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	*	*	*						
Antorchas	14	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	400	400	/					
Marquesinas para carga y descarga	15	200	200	200	200	200	200	200	200	200	300	250	350	350	300	50				
Bombas para agua DCI	16	50	50	50	50	50	200	200	200	300	300	350	350	350	300	200	/			
Estaciones para DCI	17	50	50	50	50	50	200	200	200	300	300	350	350	350	300	200	/	/		
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17		

Tabla 7.2 – Tabla de distancias recomendadas.

Distancias entre equipos		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	T-201 / E-201 / E-202 / R-201 / E-204 / E-203 / V-201 / E-301 / V-301 / E-302 / V-302 / E-303 / V-303 / T-202 / E-304 / V-304 / T-201 / E-401 / E-402 / T-401 / E-403 / V-401 / R-401 / T-402 / V-402 / R-402 / T-403 / V-403 / R-403 / T-501 / E-501 / V-501 / R-501 / T-502 / V-502 / R-503 / T-503 / V-503 / R-503	/	15	15	15	15	60	15	15	30	30	30	45		60
2	TE-901	/	30	15	30	60	30	15	45	30	15	30			40
3	P-202 A-B / P-201 A-B / P-204 A-B / P-203 A-B / P-401 A-B / P-402 A-B / P-403 A-B / P-404 A-B / P-405 A-B / P-406 A-B / P-407 A-B / P-408 A-B / P-409 A-B / P-410 A-B / P-411 A-B / P-501 A-B / P-502 A-B / P-503 A-B / P-503 A-B / P-505 A-B / P-506 A-B / P-507 A-B			/	50	15	60	15	15	45	30	30	30		45
4	K-301 A-B / K-302 A-B / K-303 A-B / K-304 A-B				/	50	60	50	15	100	30	50	50		150
5	H-101 / H-102 / E-101 /					/	60	45	30	30	30	30	60		45
6	Ch-801						/	60	60	60	60	60	60		60
7	TK-1001 / TK-1002 / TK-1003 / TK-1001							/	45	45	45	45	45		60
8	SUMIDERO ATMOSFERICO DE HIDROCARBUROS								/	30	30	30	15		50
9	OFICINAS, LABORATORIO, TALLERES.									/	30	30	30		60
10	SUBESTACION ELECTRICA										/	15	45		15
11	SERVICIOS AUXILIARES (COMPRESORES DE AIRE, MOTOGENERADORES, OTROS)											/	45		15
12	CARGADERO / DESCARGADERO												/		45
13	POZO DE PRODUCCION													/	
14	LIMITE DE PROPIEDAD / CAMINO EXTERNO														/

Tabla 7.3 – Tabla de distancias planta de etileno/ propileno.

La mayoría de las interrelaciones sugieren ítems de equipamiento los cuales deberían estar físicamente cerca uno del otro.

El ANPA (Altura Neta Positiva en la Aspiración) o cañería de alto costo son típicos ejemplos de esas interrelaciones efectivas. El flujo por gravedad es otra de las relaciones comunes. Otras estarán basadas en características comunes como proximidad a servicios auxiliares, necesidad de estructuras pesadas o requerimientos de acceso importantes. Algunos como Seguridad sugerirán alejamiento más que proximidad, pero son válidos e importantes.

La identificación de las interrelaciones puede ser tabulada como sigue:

CODIGO P&ID : AREA 100- Pirolisis con vapor							
Interrrelacion			Fuerza				Accion
Entre		Tipo	muy fuerte	fuerte	moderada	debil	
H-101	H-102	Comparten cimientos		X			Ninguna
H-101/H-102	E-101	secuencia de flujo		X			Ninguna

CODIGO P&ID : AREA 200- Fraccionamiento Primario							
Interrrelacion			Fuerza				Accion
Entre		Tipo	muy fuerte	fuerte	moderada	debil	
E-101	E-201	secuencia de flujo		X			Ninguna
E-201	E-202	comparten cimientos		X			Ninguna
P-201 A/B	P-202 A/B	comparten cimientos		X			Ninguna
E-201	P-202 A/B	flujo bombeado			X		Ninguna
T-201	P-202 A/B	NPSH	X				Ninguna
P-201 A/B	T-201	flujo bombeado			X		Ninguna
T-201	E-203	secuencia de flujo		X			Ninguna
E-203	V-201	comparten estructura	X				Ninguna
V-201	P-204 A/B	NPSH	X				Ninguna
P-204 A/B	T-201	flujo bombeado			X		Ninguna
T-201	P-202 A/B	NPSH	X				Ninguna
T-201	R-201	secuencia de flujo		X			Ninguna
R-201	P-203 A/B	NPSH	X				Ninguna
P-203 A/B	E-204	flujo bombeado			X		Ninguna
E-204	TK-501	flujo bombeado				X	Ninguna
R-201	E-201	flujo bombeado		X			Ninguna
R-201	P-202 A/B	NPSH		X			Ninguna

Tabla 7.4 – Interrelaciones de equipos.

7.15 Distribución y vías de acceso

Para mantenimiento, carga y descarga, movimiento de camiones y equipos de mantenimiento. Movimiento de los camiones para pasar por la báscula, cargar o descargar y retornar por la báscula.

7.16 Requisitos para mantenimiento y uso de equipo móvil

El empleo de equipo móvil es preferible siempre que resulte económico y reduzca el número y el costo de las estructuras permanentes de izado.

Los siguientes puntos, de manera orientativa resumen una combinación económica de equipo móvil y de estructuras fijas de izado:

- Pórticos, senda de cañerías. Desde toda senda de cañerías, debe quedar un pasillo libre contiguo de 1,50 m (no deben situarse válvulas, ni accionamientos mecánicos).
- La distancia entre el saliente máximo desde el eje de pilares de la senda de cañerías hasta equipos no será menor a 3,00 m.
- En lo posible, los equipos se alinearán a ambos lados de la senda de cañerías respetando cuidadosamente las distancias requeridas por seguridad indicada en el Anexo I: Distancias de seguridad entre unidades y equipos.

7.17 Calles de libre circulación

Las calles de libre circulación tendrán un ancho mínimo de 6,00 m y estarán construidas a 20,00 m, como mínimo, de los emplazamientos clasificados como fuente de peligro (Área de Clasificación), contándose esta distancia desde el borde más próximo de la calzada, y a un mínimo que variará de 9,00 m a 13,00 m del L.U. (según la anchura que se adopte para el área o vía de servicio).

Estas calles irán acompañadas en ambos lados de una acera, cuya anchura mínima será de 3,00 m.

A fin de evitar eventuales inundaciones en calles, las mismas estarán preferentemente elevadas con relación al nivel del suelo de los equipos y tendrán un perfil adoptado, tal que permita discurrir las aguas a los drenajes previstos al efecto. El radio de curvatura en los cruces de calles, debe permitir una fácil circulación de vehículos pesados y de gran porte, y no debe ser menor de 10,00 metros.

Si entre dos unidades de una Planta (zona de Proceso y zona de Almacenaje) existe un camino de libre circulación, la distancia mínima entre sus límites variará entre 24,00 m y 32,00 m (dependiendo de la anchura de la vía de servicio que se adopte).

7.18 Calles internas

Las calles internas tendrán un ancho mínimo de 4,00 m y estarán a una distancia mínima de 6,00 m al L.U. (límite de unidad).

Si entre dos unidades que puedan pararse independientemente a efectos de mantenimiento, existe un camino interno, la distancia mínima entre sus L.U. podrá estar entre 24,00 y 16,00 m (dependiendo de que el área de servicio tenga 10,00 m ó 6,00 m).

7.19 Espacio de mantenimiento

Considerar grúas para manejo de haces tubulares. Se verificará que la grúa necesaria para desmontar el equipo de acuerdo con su peso circule sin dificultad por los accesos y puede realizar los giros necesarios una vez emplazada.

7.20 Monorriel / aparejo / puente grúa

Para motores de ventiladores será necesario siempre que los aero enfriadores estén montados sobre senda de cañería u otras estructuras que impidan descender el motor eléctrico verticalmente desde su posición de marcha y que el peso del motor eléctrico sea superior a 80 kg.

7.21 Antorcha

La antorcha se instalará transversal a la dirección de vientos predominantes, respecto de las unidades de proceso según el Esquema 1 – Disposición según vientos (considerar influencia de vientos sobre eventuales emisiones de fluidos inflamables en planta y sobre la radiación generada desde la antorcha).

El panel de ignición deberá ubicarse de manera tal que el pico de la antorcha sea visible al operar el mismo.

Las dimensiones de la antorcha y su distancia respecto a otros equipos y a lugares públicos quedarán determinadas por lo indicado en la reglamentación local y por estudios de radiación (API STD 521 y 521 ERTA – Pressure – Relieving and Depressuring Systems), ruido y emisiones.

Respecto al fenómeno de radiación, la intensidad máxima estará limitada a los valores establecidos en la norma API STD 521 precitada, según la Tabla 1 que se muestra a continuación:

Radiación térmica kW/m ²	Condición
1,58	Límite para la presencia de personas (exposición continua). [Ubicación del límite de propiedad]
1,98	Límite para áreas de almacenaje a presión.
3,15	Límite para áreas de almacenaje atmosférico.
4,73	Límite para el acceso de personas. Acceso permitido para el personal sin protección personal especial pero con vestimenta adecuada (casco, guantes zapatos de seguridad, camisa manga larga, pantalón largo, lentes de seguridad y protectores auditivos) para operaciones de emergencia con duración de 2 a 3 minutos.
	Límite para áreas con equipos de proceso.
6,31	Límite para el acceso permitido para el personal sin protección personal especial pero con vestimenta adecuada (casco, guantes zapatos de seguridad, camisa manga larga, pantalón largo, lentes de seguridad y protectores auditivos) para operaciones de emergencia con duración de hasta 30 segundos. [Límite de área estéril delimitado con cerco perimetral]
	Límite para área de implantación de separadores de antorcha (KOD).
9,46	Límite para áreas donde las personas con protección especial contra radiación pueden tener acceso, pero con exposición de pocos segundos, sólo para escape.

Tabla 7.5 - Valores de radiación térmica para el diseño

La mínima altura de la antorcha será la mayor para cumplir con los siguientes requisitos de niveles de radiación, incluida la radiación solar:

- En el límite de propiedad: 1,58 kW/m²
- En el límite del área estéril: 6,31 kW/m²
- En el límite sin vegetación: 4,73 kW/m²
- En la base de la antorcha: 9,46 kW/m²

Se entenderá como área estéril aquella zona debidamente señalizada como de acceso restringido en la que no habrá edificios, límites de propiedad, obras viales o cualquier instalación ajena a la propia antorcha.

Los criterios a utilizar para estimar la intensidad de radiación serán los siguientes:

- Velocidad del viento: 9 m/s
- Radiación solar: 1,04 KW/m²

En la Tabla del Anexo I: Distancias de seguridad entre unidades y equipos se indican valores de distancias mínimas entre Antorchas y otras instalaciones.

7.22 Prrales de cañerías y las vías de acceso de las grúas de montaje.

La altura libre que debe respetar cualquier elemento que cruce áreas de servicios, accesos y calles será de 5,75 m.

La altura libre a respetar en cruces con vías públicas o ferrocarril serán las exigidas por los reglamentos locales vigentes.

La altura mínima para paso de personas será:

- a) Cañerías y elementos estructurales en el suelo o en zonas elevadas y cualquier elemento caliente (cañería, fondo de calentador u horno, etc.): 2,20 m.
- b) Cañerías sobre zonas de trabajo, permanencia u operación, pero no de paso: 2,00 m.
- c) En escaleras inclinadas: 2,20 m.
- d) En accesos para equipos móviles de mantenimiento bajo rack de cañerías u otros elementos: 3,50 m.
- e) Cañerías que unen el rack de cañerías con los equipos laterales, para el paso de la carretilla elevadora, o de la grúa para el desmontaje y traslado de bombas y fondos de intercambiadores: 2,50 m.

La altura libre por encima de estos equipos será suficiente para introducir el brazo de grúa y poder extraer la pieza a desmontar. En bombas, se podrá extraer la bomba, motor eléctrico, turbina, etc.

Se dejará un espacio amplio entre diferentes equipos que permita unas condiciones de trabajo seguras para las dotaciones de operación y mantenimiento. Se deberá contemplar espacio para el eventual uso de escaleras y/o plataformas.

El ancho mínimo para paso, salvo excepción expresa, será:

- a) Entre equipos con altura menor a 3 m: 1,10 m.
- b) Entre equipos con altura superior a 3 m: 1,50 m.
- c) Zona adyacente a bombas, turbinas y otros equipos mecánicos, que se emplea para el mantenimiento y acceso de equipo móvil 2,50 m.
- d) En accesos para equipos móviles de mantenimiento bajo rack de cañerías u otros elementos 3,00 m.
- e) Cañerías que unen el rack de cañerías con los equipos laterales, para el paso de la carretilla elevadora, o de la grúa para el desmontaje y traslado de bombas y fondos de intercambiadores: 1,50 m.

Se deberá considerar la necesidad de disponer de espacios libres dentro de la unidad: tanto los necesarios para desmontaje, como los que se requieran para la colocación de equipos de repuesto o equipos futuros, cuando su instalación esté prevista en etapas, de forma que las futuras ampliaciones de la planta sean factibles aún sin conocer sus detalles concretos.

Se deberá tener en cuenta el espesor del aislamiento de los equipos e intercambiadores para definir los mínimos espacios libres.

Se debe garantizar en todos los casos que dicho elemento adopte un recorrido libre de obstáculos y que, en uno de sus extremos, o los dos si su longitud es mayor de 10,00 m, quede previsto un espacio vertical suficiente para descolgar el motor hasta el suelo.

7.23 Memoria descriptiva

La planta de Producción de Olefinas se encontrará ubicada en la ciudad de Plaza Huincul. Su localización podrá ser definida por las coordenadas: Latitud= $-38,93^{\circ}$ ($38,93^{\circ}\text{S}$) y Longitud= $-69,153^{\circ}$ ($69,153^{\circ}\text{O}$).

El predio pertenece al parque industrial de Plaza Huincul en la provincia de Neuquén y se encuentra dentro del ejido urbano de dicha ciudad.

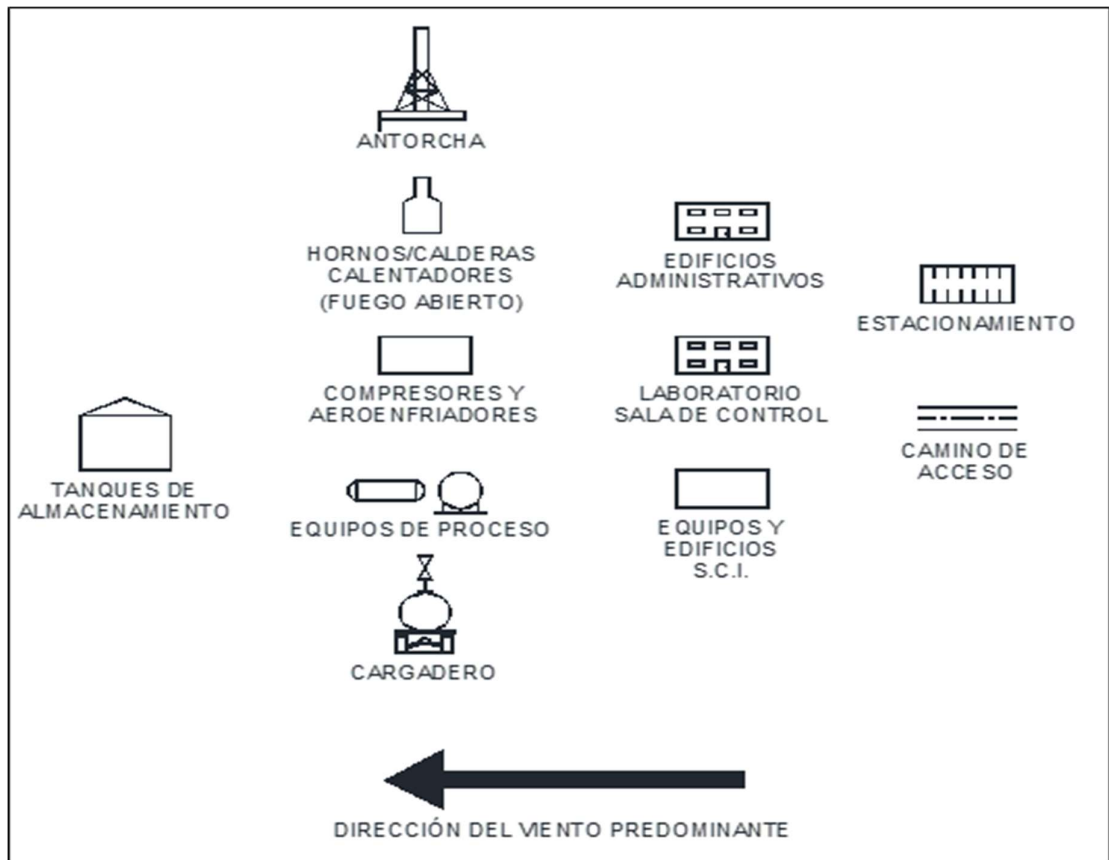
El terreno tiene 62500 m² aproximadamente.

La localidad de Plaza Huincul posee buenas vías de acceso vial a través de la ruta nacional N° 22 y la ruta provincial N° 17.



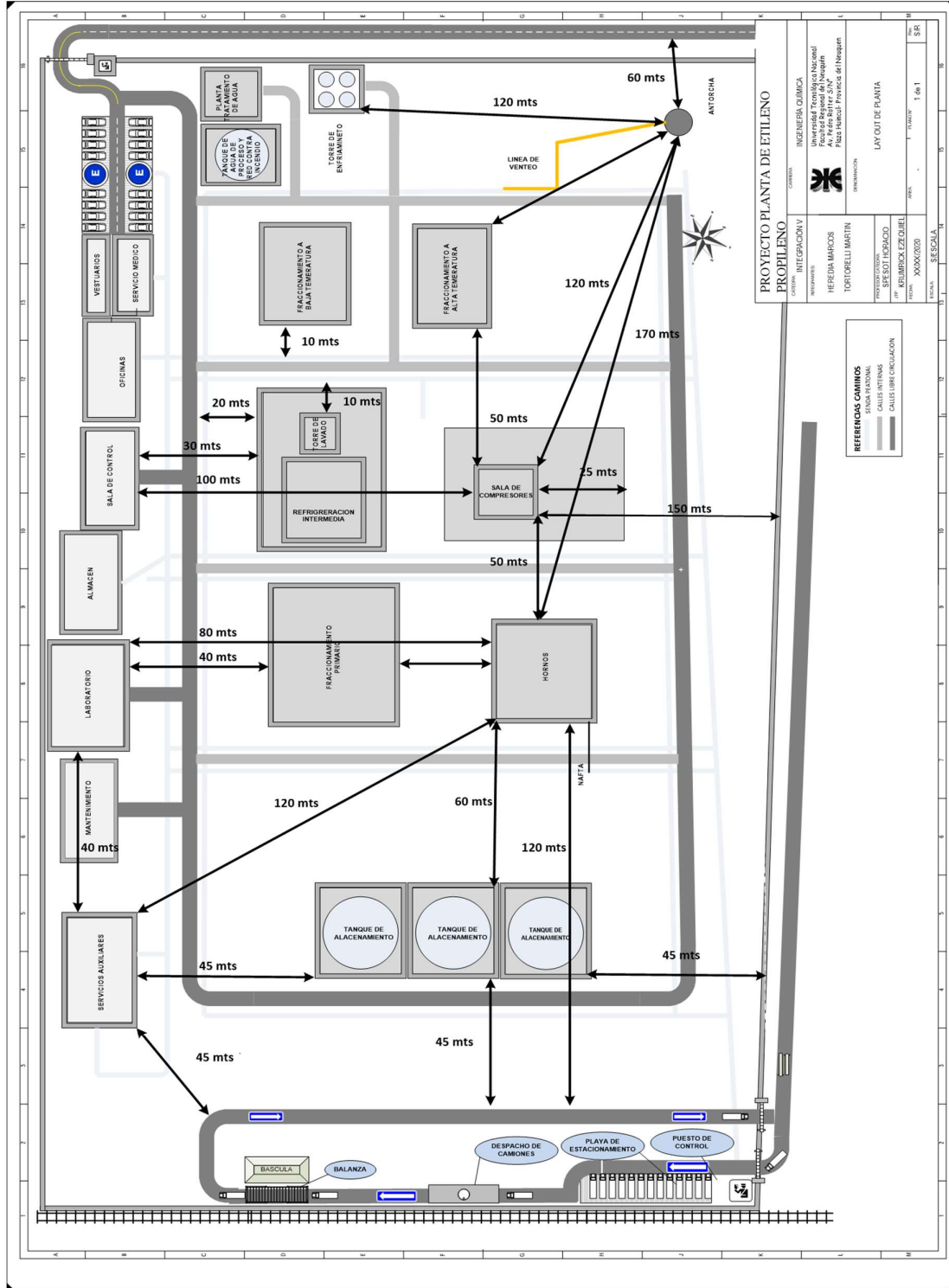
7.24 Disposición según vientos predominantes

Para la orientación del layout, se deberá considerar los vientos predominantes en la zona. Los mismos deberán ser transversales a la instalación, de manera tal de reducir al mínimo la posibilidad que los vapores que puedan emanar los equipos en los que se manipulan hidrocarburos ligeros, no sean transportados por el viento a puntos permanentes de ignición (equipos tales como calentadores, hornos, calderas, regeneradoras, antorcha, etc.) ni dirigidos a compresores y/o aero enfriadores, respetando, de ser posible, lo estipulado en el Esquema 1 – Disposición según vientos.



Esquema 1 – Disposición según vientos

7.25 Lay Out: "Planta de producción de olefinas"



8. Servicios auxiliares

En este capítulo se detallan los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento de la planta de PRODUCCIÓN DE OLEFINAS A PARTIR DE NAFTA VIRGEN. Se define como servicio auxiliar a aquellos procesos anexos imprescindibles que no corresponden al proceso principal de la planta y permiten que el proceso principal se lleve a cabo.

Estos los dividiremos en los siguientes rubros:

1. Servicio de agua de enfriamiento
2. Sistema de generación de vapor
3. Servicio de aire comprimido
4. Sistema de antorcha
5. Sistema de red contra incendios

8.1. Agua de enfriamiento

Es el encargado de enfriar los procesos y equipos.

En nuestro caso utilizaremos un sistema de recirculación abierta ya que son un medio muy eficiente para enfriar distintos procesos. En estos sistemas, el agua enfría el proceso pasando por los intercambiadores de calor. Luego, el agua caliente, agua de retorno, es enfriada en una torre de enfriamiento, y recirculada nuevamente al sistema. De esta manera, se reduce la cantidad de agua usada en el proceso.

Ventajas	Desventajas
Eficiente en el clima de nuestra zona	Susceptible a contaminación por aire
Bajo control químico	Elevada tendencia a crecimiento microbiano
Bajo caudal de reposición	Inversión considerable

Tabla 5.1 Ventajas y desventajas sistema de recirculación abierto

Este sistema de recirculación abierta necesita una fuente de reposición por perdida por evaporación, la cual en este caso será provista por la red de agua local que no necesita tratamiento previo pasar a ingresarla al sistema. Para ver caudales de operación consultar capítulo 4.

Para asegurar la calidad microbiológica de esta agua (formación de algas, contaminación microbiológica por bacterias y hongos) se utilizarán biocidas.

Componentes del sistema:

- Una torre de enfriamiento, de tiro inducido. (T-701)
- Tanque de almacenamiento de agua de reposición (TK-701)
- Bombas
- Intercambiadores de calor

8.1.1 Tanque de almacenamiento de agua de reposición

La función de este es brindar una reserva ante algún corte en el servicio de red. Para el dimensionamiento de este equipo se consideró asegurar la operación sin suministro de red por 7 días consecutivos.

8.1.2 Torre de enfriamiento

El aire se succiona mediante un ventilador situado en la parte superior de la torre. Son las más utilizadas porque resultan más eficientes respecto de los demás modelos. Al producirse la evaporación de agua, por entrar en contacto con la corriente de aire frío, se elimina una considerable cantidad de calor, lo cual enfría el líquido remanente. Estas torres tienen un sistema de distribución de agua uniforme. En el interior de esta se dispone un relleno, y una serie de distribuidores para generar gotas, esto optimiza la transferencia de calor del agua caliente.

8.1.3 Bombas centrífugas

Son el equipo indicado para la circulación del fluido a través de todo el circuito.

8.1.4 Intercambiadores de calor

Tienen distintas formas y tamaños. En nuestra planta se proponen los de casco y tubo. El intercambio de calor ocurre debido a la diferencia en las temperaturas entre los dos fluidos. El calor pasa del fluido del proceso, a través de las paredes metálicas de los tubos, hacia el agua que está circulando a través del sistema. El calor absorbido por el agua es eliminado en la torre de enfriamiento.

8.2 Sistema de generación de vapor

En nuestra planta la generación de vapor se llevará cabo en los intercambiadores de calor ubicados a la salida de los hornos de pirólisis para realizar un aprovechamiento de la energía térmica que posee la nafta ya pirolizada. Aquí se genera vapor de alta presión el cual es distribuido dentro del sistema tanto para procesos como para servicio auxiliar.

8.2.1 Tratamiento del agua de alimentación para la generación de vapor

El apartado tiene como objetivo describir los lineamientos básicos para condicionar el agua de proceso para la generación de vapor. Estos lineamientos tienen como fundamento proteger la integridad de los equipos que la reciben.

8.2.1.1 Clarificación

Consiste en pasar el agua cruda por un primer sistema de filtros para retener impurezas o elementos de mayor tamaño. Luego se bombea a los decantadores donde se eliminan los sólidos en suspensión. Se agregan floculantes arrastrar los coloides a un colchón de lodos donde, dejando la concentración final de partículas en suspensión entre 10 y 15%. Finalmente es filtrada en un lecho de arena y ya puede ser distribuida a todos los circuitos de la planta.

Particularmente para la generación de vapor se busca evitar:

- Formación de espuma;
- Formación de lodo que se deposita en la superficie de calentamiento produciendo un sobrecalentamiento de placas o tubos, y disminuyendo tanto la eficiencia como la vida útil de los equipos,
- Formación de incrustaciones, también generando problemas operativos y degradación de los equipos;
- Corrosión en placas o tubos.

Finalmente, el proceso de clarificación culmina con pasaje por los ablandadores y el almacenaje en los tanques TK-702/3.

Antes de ingresar el agua clarificada a la generación de vapor, debe atravesar el desaireador para minimizar la concentración de O₂ y CO₂ disuelto (gases no condensables que puede ocasionar corrosión en tuberías y equipos). En este momento el agua ya se encuentra lista para ser enviada a los intercambiadores para la generación de vapor.

8.3 Aire para instrumentos

El sistema de aire de instrumentos es un circuito en el que se capta aire de la atmósfera, se lo acondiciona, se comprime y queda almacenado para su distribución.

8.3.1 Acondicionamiento

El aire ingresa primero a un filtro (S-701), donde se eliminan las partículas de polvo.

8.3.2 Compresión

Luego de pasar por el filtro la corriente de aire es captada por el compresor (K-701) donde se lo lleva hasta una presión de 7 kgf/cm². Esta corriente atraviesa el intercambiador de calor E-701, el cual intercambia calor para condensar la humedad atrapada en la corriente gaseosa y, finalmente, se almacena en el TK-701, el cual cuenta con una trampa de agua con purga automática, además a la salida de la corriente de aire de este tanque cuenta con un segundo filtro, S-702, para atrapar cualquier resto de humedad que pudiera quedar. En este punto el aire se encuentra disponible para el proceso y, desde allí es distribuido por los circuitos neumáticos de la planta.

8.4 Sistema de antorcha

El sistema está compuesto por una antorcha para gases de proceso. El propósito es quemar los gases provenientes del proceso.

8.4.1 Componentes de proceso

8.4.1.1 Antorcha de proceso

A esta antorcha son enviadas todas las corrientes, continuas y discontinuas, que se emiten en la planta a través de un ducto colector de cada una de ellas. La antorcha está compuesta por:

- Un quemador ubicado en la parte superior, con gran eficiencia y mínima producción de gases nocivos.
- Quemadores pilotos con sistema de ignición y monitores de combustión conectados al Panel de Ignición.
- Un sello de flujo instalado inmediatamente debajo del quemador superior para prevenir entrada de aire al sistema de alimentación y evitar riesgos de formación de mezclas explosivas.
- Un sello de agua integrado en la parte inferior de la chimenea para garantizar protección contra entrada de aire dentro del sistema. El sello tiene un flujo continuo de agua, con un aporte adicional de vapor en caso de necesidad

- Tanque separador de líquido del fuel gas de antorcha de proceso. Este tanque separa cualquier partícula líquida contenida en el fuel gas que ingresa al alimentador.

8.5 Sistema de red contra incendios

Es un sistema compuesto por un tanque de almacenaje de agua, dos bombas de agua contra incendio, dos bombas que mantienen presión en el sistema y una red de distribución de agua contra incendio y facilidades de protección. El propósito es asegurar el abastecimiento de agua de protección contra incendios, así como facilidades de protección accesorias.

8.5.1 Componentes principales

8.5.1.1 Red de cañerías de agua contra incendios

Independientes de la red de agua industrial, que alimentará hidrantes para mangueras, monitores y lanzas generadoras de niebla. Como mínimo, de acuerdo a la ley 13.660 se instalarán los dispositivos necesarios para que en cualquier punto de la zona que se considera puedan concentrarse seis (6) chorros de agua, provenientes de tomas independientes, de un caudal individual superior a treinta metros cúbicos (30 m³) por hora, en cada una de las 7 secciones de la planta. La alimentación de esta red se asegurará mediante dos fuentes independientes de bombeo y energía y las reservas de agua serán tales que aseguren un funcionamiento continuo durante un mínimo de cuatro horas (4), de la instalación trabajando al máximo de la capacidad normal de los equipos de bombeo. La presión del sistema será de 7 kg_f/cm² en todos los puntos. Cada equipo de bombeo tendrá una capacidad mínima adecuada para alimentar simultáneamente el cincuenta por ciento (50%) de todos los dispositivos instalados. La central de agua contará por lo menos con un equipo de bombeo de reserva de capacidad equivalente a la indicada.

8.5.1.2 Tanque de almacenamiento

Este es el tanque de agua pre filtrada, con una capacidad de 5.000 m³. Con este volumen se asegura la operatividad del sistema durante 4 horas ininterrumpidas de todo el sistema.

8.5.1.3 Bombas de agua contra incendio

Son dos bombas de 630 m³/hora de capacidad, presión de descarga 8 kg/cm², con carcazas de acero y sellos a empaquetadura. Una de ellas está impulsada por un motor eléctrico de arranque manual/automático. La otra, está impulsada por un

motor diésel con arranque manual/automático y tanque propio de alimentación de combustible. Normalmente, está seleccionado para uso el motor eléctrico, pero en caso de falta de energía, automáticamente se contacta el motor diésel. Estas bombas sólo pueden ser paradas desde el panel local de la estación de Bombeo.

8.5.1.4 Bombas Jockey


Son dos bombas de 20 m³/hora de capacidad, que mantienen la presión de línea y compensan pérdidas y esporádicos usos.


8.5.1.5 Otras facilidades de protección contra fuegos


- Matafuegos varios de CO₂, polvo seco;
- Red de duchas y lavaojos;
- Sistema de aire de respiración autónoma;
- Detectores de fuego y alarmas;
- Detectores de humo;


9. Hojas de Datos de Equipos


En el presente capítulo se presentan las hojas de datos de todos los equipos de la planta. Estas tablas fueron confeccionadas en base a la información suministrada por la simulación realizada en el simulador HYSYS.


	PROYECTO FINAL		
	HOJA DE DATOS DE EQUIPOS		
Equipo: Compresor	TAG:		K-301/302/303/304
1° ETAPA (K-301)	CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO		
	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	F04	F08	F07(GP)
FASE	V	V	L
TEMPERATURA (°C)	15	30	30
PRESION (Kpa)	196,1	411,9	411,9
CAUDAL (Kg/Hr)	1,59E+04	1,55E+04	387,9
EFICIENCIA (%)	75%		
CONSUMO (KW)	2,86E+02		
TEMPERATURA D DISEÑO (°C)	0-100		
PRESION DE DISEÑO(Kpa)	1-100		
2° ETAPA (K-302)	CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO		
	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	F08	F12	F11(GP)
FASE	V	V	L
TEMPERATURA (°C)	30	50	50
PRESION (Kpa)	411,9	872,8	872,8
CAUDAL (Kg/Hr)	1,55E+04	1,48E+04	770
EFICIENCIA (%)	75%		
CONSUMO (KW)	2,93E+02		
TEMPERATURA D DISEÑO (°C)	0-100		
PRESION DE DISEÑO(Kpa)	1-100		
3° ETAPA (K-303)	CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO		
	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	F12	F16	F15(GP)
FASE	V	V	L
TEMPERATURA (°C)	50	47	47
PRESION (Kpa)	872,8	1853	1853
CAUDAL (Kg/Hr)	1,48E+04	9,16E+03	5623
EFICIENCIA (%)	75%		
CONSUMO (KW)	2,91E+02		
TEMPERATURA D DISEÑO (°C)	0-100		
PRESION DE DISEÑO(Kpa)	1-100		
4° ETAPA (K-304)	CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO		
	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	F16	F20	F19(GP)
FASE	1	1	0
TEMPERATURA (°C)	47	45	45
PRESION (Kpa)	1853	3923	3923
CAUDAL (Kg/Hr)	9,16E+03	6,65E+03	2510
EFICIENCIA (%)	75%		
CONSUMO (KW)	2,10E+02		
TEMPERATURA D DISEÑO (°C)	0-100		
PRESION DE DISEÑO(Kpa)	1-100		


		PROYECTO FINAL
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS
Equipo:	Horno Pirolítico	TAG: H-101/102
CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO		
TAG	H-101	
TIPO ALIMENTACION	NAFTA VIRGEN	
FLUJO DE GAS A QUEMAR (KG/Hr)	2,29E+05	
PESO MOLECULAR DEL GAS	119,8	
PODER CALORIFICO (KJ/Kg)	543	
TEMPERATURA OPERATIVA (°C)	850	
PRESION OPERATIVA (KPA)	200	
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	1,50E+03	
PRESION DE DISEÑO (KPA)	10	
TAG	H-102	
TIPO ALIMENTACION	ETANO + PROPANO RECICLO	
FLUJO DE GAS A QUEMAR (KG/Hr)	2,29E+03	
PESO MOLECULAR DEL GAS	119,8	
PODER CALORIFICO (KJ/Kg)	543	
TEMPERATURA OPERATIVA (°C)	850	
PRESION OPERATIVA (KPA)	200	
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	1,50E+03	
PRESION DE DISEÑO (KPA)	10	


		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	TORRE DE DESTILACION PRIMARIA	TAG:	T-201
CONDICIONES DE OPERACION			
ENTRADA		SALIDA	
CORRIENTE	GASES DE PIROLISIS	FUEL OIL	F01
FASE	V	L	V/L
TEMPERATURA (°C)	400	112	102
PRESION (Kpa)	490	294	196
CAUDAL (Kg/Hr)	3,43E+04	4,47E+03	2,85E+04
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	DESTILACION ATMOSFERICA		
ALTURA (m)	12,65		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	23,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 800		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	102		
PRESION DE OPERACION (KPa)	196,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 200		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	400,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	112		
PRESION DE OPERACION (KPa)	2,94E+02		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 200		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	400,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19E+00		
VOLUMEN	2		


		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	DEMETANIZADORA	TAG:	T-401
CONDICIONES DE OPERACION			
	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	F45	F47	F46 CH4
FASE	V/L	V/L	V/L
TEMPERATURA (°C)	-53	8,15	-72
PRESION (Kpa)	3618	3049	3040
CAUDAL (Kg/Hr)	5,59E+03	4,77E+03	8,19E+02
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	14,30		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	26,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-150 A 20		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	-72		
PRESION DE OPERACION (KPa)	3040,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-150 a 20		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	8		
PRESION DE OPERACION (KPa)	3049,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 20		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		


		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	DEETANIZADORA	TAG:	T-402
CONDICIONES DE OPERACION			
	ENTRADA		SALIDA
CORRIENTE	F48	F57	F49
FASE	V/L	L	V/L
TEMPERATURA (°C)	12	70	-21
PRESION (Kpa)	2373	2363	2353
CAUDAL (Kg/Hr)	4,77E+03	2,06E+03	2,72E+03
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	36,30		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	66,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-100 a 150		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	-21		
PRESION DE OPERACION (KPa)	2353,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-150 a 0		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	70		
PRESION DE OPERACION (KPa)	2363,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		

		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	FRACCIONADOR DE ETILENO	TAG:	T-403
CONDICIONES DE OPERACION			
	ENTRADA		SALIDA
CORRIENTE	F55	F56 (ETANO)	Etileno
FASE	V/L	V	V
TEMPERATURA (°C)	-27	8,12	-29
PRESION (Kpa)	2010	1971	1961
CAUDAL (Kg/Hr)	2,72E+03	2,27E+02	2,47E+03
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	44,00		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	80,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-100 a 20		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	-28		
PRESION DE OPERACION (KPa)	1961,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-100 a 0		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	8,12		
PRESION DE OPERACION (KPa)	1971,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-20 a 50		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		

		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	DEPROPANIZADORA	TAG:	T-501
CONDICIONES DE OPERACION			
ENTRADA		SALIDA	
CORRIENTE	F58	F71	F59
FASE	V/L	L	L
TEMPERATURA (°C)	40	70	11
PRESION (Kpa)	892	795	784
CAUDAL (Kg/Hr)	2,06E+03	6,19E+02	1,44E+03
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	14,85		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	27,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	11,17		
PRESION DE OPERACION (KPa)	794,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	70		
PRESION DE OPERACION (KPa)	794,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		

		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	FRACCIONADOR DE PROPILENO	TAG:	T-502
CONDICIONES DE OPERACION			
ENTRADA		SALIDA	
CORRIENTE	F64	F67	F66 (PROPILENO)
FASE	V	L	L
TEMPERATURA (°C)	55	15,8	-200
PRESION (Kpa)	1471	794	784
CAUDAL (Kg/Hr)	1,44E+03	1,94E+02	1,24E+03
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	44,00		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	80,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-300 a 100		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	-200		
PRESION DE OPERACION (KPa)	784,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-300 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	15,8		
PRESION DE OPERACION (KPa)	794,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	3000,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		

		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	DEBUTANIZADORA	TAG:	T-503
CONDICIONES DE OPERACION			
ENTRADA		SALIDA	
CORRIENTE	F71	F73 (GP)	F72 (BUTILENOS)
FASE	L	L	L
TEMPERATURA (°C)	70	92,44	43,86
PRESION (Kpa)	794	497	496
CAUDAL (Kg/Hr)	6,18E+02	1,43E+02	4,75E+02
CONDICIONES DE DISEÑO			
TIPO DE COLUMNA	SPLITTER		
ALTURA (m)	25,85		
DIAMETRO (m)	2		
CANTIDAD DE PLATOS	47,00		
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5		
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,55		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1500		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
EQUIPO SECUNDARIO: CONDENSADOR DE CABEZA			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	43,86		
PRESION DE OPERACION (KPa)	496,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1500,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		
EQUIPO SECUNDARIO: REBOILER			
POSICION	HORIZONTAL		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	92,44		
PRESION DE OPERACION (KPa)	497,00		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150		
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1500,00		
LARGO	1,78		
DIAMETRO	1,19		
VOLUMEN	2		

		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
Equipo:	ABSOVEDOR	TAG:	T-301	
CONDICIONES DE OPERACION				
ENTRADA			SALIDA	
CORRIENTE	MEA	F22	F24(MEA)	F23
FASE	L	V	L	V
TEMPERATURA (°C)	65	45	42,85	59
PRESION (Kpa)	3923	3923	3923	3923
CAUDAL (Kg/Hr)	2,28E+03	5,44E+03	2,26E+03	5,46E+03
CONDICIONES DE DISEÑO				
TIPO DE COLUMNA	ABSORVEDOR			
ALTURA (m)	7,50			
DIAMETRO (m)	2			
CANTIDAD DE PLATOS	15,00			
DIAMETRO DE PLATOS (m)	1,5			
SEPARACION ENTRE PLATOS (m)	0,50			
PRESION DE DISEÑO (KPa)	10000			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 150			


HOJA DE DATOS DE EQUIPOS


EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-302	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F06	F08	F07 (GP)
FASE		V/L	V	L
TEMPERATURA (°C)		30	30	30
PRESION (Kpa)		412	412	412
CAUDAL (Kg/Hr)		1,59E+04	1,56E+04	3,87E+02
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION	VERTICAL			
CANTIDAD DE FASES	2,00E+00			
ALTURA (m)	3,04			
DIAMETRO (m)	0,6			
VOLUMEN (m3)	0,85			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 100			
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1500			





HOJA DE DATOS DE EQUIPOS


EQUIPO	Separador trifásico				TAG	V-301
		ENTRADA		SALIDA		
CORRIENTE		F02	F03(GP)	F04	AGUA DE PURGA	
FASE		V/L	L	V	L	
TEMPERATURA (°C)		15	15	15	15	
PRESION (Kpa)		196,133	196,133	196,133	196,133	
CAUDAL (Kg/Hr)		2,85E+04	0,00E+00	1,59E+04	1,26E+04	
CONDICIONES DE DISEÑO						
POSICION	HORIZANOTAL					
CANTIDAD DE FASES	3					
LONGITUD (m)	3,04					
DIAMETRO (m)	0,91					
VOLUMEN (m3)	2					
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	0 a 100					
PRESION DE DISEÑO (KPa)	1500					


		PROYECTO FINAL HOJA DE DATOS DE EQUIPOS		
EQUIPO	Reactor convertidor de acetileno	TAG	C-401	
		ENTRADA		SALIDA
CORRIENTE	F51(H2)	F50	F52	F53
FASE	V	V	L	V
TEMPERATURA (°C)	-40	37,7	81,27	81,27
PRESION (Kpa)	3826	2354	2354	2354
CAUDAL (Kg/Hr)	4,03E+00	2715,2	0	2719,23
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION	VERTICAL			
CANTIDAD DE FASES	2			
ALTURA (m)	3			
DIAMETRO (m)	1,5			
VOLUMEN (m3)	5,3			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-60 a 100			
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000			
DENSIDAD DEL CATALIZADOR (Kg/m3)	N/A			
COMPONENETES DEL CATALIZADOR	N/A			
VOLUMEN DE PARTICULAS CATALIZATIC	N/A			


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Reactor convertidor de M-acetileno	TAG	C-501	
		ENTRADA		SALIDA
CORRIENTE	F60(H2)	F59	F61	F62
FASE	V	L	L	V
TEMPERATURA (°C)	-40	11,17	2,65	2,65
PRESION (Kpa)	785	785	785	785
CAUDAL (Kg/Hr)	1	1437	1358	79,11
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION	VERTICAL			
CANTIDAD DE FASES	2			
ALTURA (m)	3			
DIAMETRO (m)	1,5			
VOLUMEN (m3)	5,3			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-60 a 100			
PRESION DE DISEÑO (KPa)	5000			
DENSIDAD DEL CATALIZADOR (Kg/m3)	N/A			
COMPONENETES DEL CATALIZADOR	N/A			
VOLUMEN DE PARTICULAS CATALIZATIC	N/A			


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-303	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F10	F11 (GP)	F12
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		50	50	50
PRESION (Kpa)		873	873	873
CAUDAL (Kg/Hr)		1,56E+04	7,70E+02	1,48E+04
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		1500		


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-304	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F14	F15 (GP)	F16
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		47	47	47
PRESION (Kpa)		1854	1854	1854
CAUDAL (Kg/Hr)		1,48E+04	5,62E+03	9,16E+03
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		3000		


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-305	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F18	F19 (GP)	F20
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		45	45	45
PRESION (Kpa)		3923	3923	3923
CAUDAL (Kg/Hr)		9,16E+03	2,51E+03	6,65E+03
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000		


		PROYECTO FINAL		
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS		
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-306	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F28	F29 (AGUA DE PURGA)	F30
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		32	32	32
PRESION (Kpa)		3912	3912	3912
CAUDAL (Kg/Hr)		6,67E+03	9,22E+02	5,74E+03
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		0 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000		


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-307	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F31	F34	F33
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		-34	-34	-34
PRESION (Kpa)		3912	3912	3912
CAUDAL (Kg/Hr)		5,74E+03	4,20E+03	1,54E+03
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		-100 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000		


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-308	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F35	F36	F37
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		-70	-70	-70
PRESION (Kpa)		3716	3716	3716
CAUDAL (Kg/Hr)		1,54E+03	7,44E+02	7,98E+02
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		-100 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000		


		PROYECTO FINAL		
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS				
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-309	
		ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE		F38	F39	F40
FASE		V/L	L	V
TEMPERATURA (°C)		-98	-98	-98
PRESION (Kpa)		3618	3618	3618
CAUDAL (Kg/Hr)		7,98E+02	3,13E+02	4,85E+02
CONDICIONES DE DISEÑO				
POSICION		VERTICAL		
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00		
ALTURA (m)		3,04		
DIAMETRO (m)		0,6		
VOLUMEN (m3)		0,85		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		-150 a 100		
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000		


		PROYECTO FINAL	
HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
EQUIPO	Separador bifásico	TAG	V-310
		ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		F41	F444 F43(H2)
FASE		V/L	L V
TEMPERATURA (°C)		-146	-146 -146
PRESION (Kpa)		3618	3618 3618
CAUDAL (Kg/Hr)		4,85E+02	3,32E+02 1,54E+02
CONDICIONES DE DISEÑO			
POSICION		VERTICAL	
CANTIDAD DE FASES		2,00E+00	
ALTURA (m)		3,04	
DIAMETRO (m)		0,6	
VOLUMEN (m3)		0,85	
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)		-150 a 100	
PRESION DE DISEÑO (KPa)		10000	

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor		TAG:	E-301	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	REF1.1	REF1.2	F01	F02	
FASE	V	V	L/V	V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	-60	-58	103	15	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	101	101	196	196	
CAUDAL (Kg/Hr)	7,50E+06		2,86E+04		
DENSIDAD (Kg/m ³)	624	621	2	6	
VISCOSIDAD (CP)	1,93E-01	1,88E-01	1,08E-02	9,31E-03	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	-80 a 150				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	300				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)	0,193				
VOL CORAZA (m ³)	2,272				
PASOS	2		1		
TEMA Type	AEL				


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-302	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	ADE.1	ADR.1	F05	F06	
FASE	L	L	V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	25	30	54	30	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	98	98	412	412	
CAUDAL (Kg/Hr)	3,98E+04		1,59E+04		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1.007	1.004	6	6	
VISCOSIDAD (CP)	8,90E-01	8,00E-01	1,07E-02	9,93E-03	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	10 a 75				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	600				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-303	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	ADE.303	ADR.303	F09	F10	
FASE	L	L	V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	71	50	71	50	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	98	98	873	873	
CAUDAL (Kg/Hr)	4,27E+04		1,56E+04		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1.007	1.004	12	13	
VISCOSIDAD (CP)	8,90E-01	8,90E-01	1,15E-02	9,93E-03	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	10 a 90				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	1000				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-304	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	ADE.304	ADR.304	F13	F14	
FASE	L	L	V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	25	43	94	47	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196	196	1.853	1.853	
CAUDAL (Kg/Hr)	4,27E+04		1,48E+04		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1.007	994	25	37	
VISCOSIDAD (CP)	8,90E-01	6,20E-01	1,27E-02	1,18E-02	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	10 a 125				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	2400				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-305	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		ADE.305	ADR.305	F17	F18
FASE		L	L	V	L/V
TEMP. OPERATIVA (°C)		25	35	100	45
PRESION OPERATIVA (Kpa)		196,1	196,1	3923	3923
CAUDAL (Kg/Hr)		4,27E+04		9,16E+03	
DENSIDAD (Kg/m ³)		1.007	1.000	44	64
VISCOSIDAD (CP)		8,90E-01	7,19E-01	1,44E-02	1,29E-02
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)		10 a 125			
PRESION DE DISEÑO (Kpa)		5000			
MATERIAL DE CONSTRUCCION		CARBON STELL			
AISLACION		LANA DE VIDRIO			
VOL TUBO (m ³)				0,19	
VOL CORAZA (m ³)				2,27	
PASOS		2		1	
TEMA Type				AEL	


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-307	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	ADE.307	ADR.307	F27	F28	
FASE	L	L	L/V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	25	30	43	32	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196,1	196,1	3913	3913	
CAUDAL (Kg/Hr)	1,74E+04		6,67E+03		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1.007	1.004	47	106	
VISCOSIDAD (CP)	6,24E+02	6,24E+02	5,27E+01	1,26E-02	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	10 a 125				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	5000				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-308	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	REF1.308	REF1R.308	F27	F28	
FASE	L	L	L/V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	25	30	43	32	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196,1	196,1	3913	3913	
CAUDAL (Kg/Hr)	1,74E+04		6,67E+03		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1.007	1.004	47	106	
VISCOSIDAD (CP)	6,24E+02	6,24E+02	5,27E+01	1,26E-02	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	10 a 54				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	4891,25				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:	E-309		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
	CORAZA		TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	REF2.309	REF2R.309	F33	F35	
FASE	V	V	V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	-90	-87	-34	-70	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196,1	196,1	3815	3815	
CAUDAL (Kg/Hr)	1,00E+05		1,54E+03		
DENSIDAD (Kg/m ³)	4	4	33	47	
VISCOSIDAD (CP)	6,33E-03	6,43E-03	1,03E-02	8,55E-03	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	-110 a 0				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	4800				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type	AEL				


		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-310	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		REF2.310	REF2R.310	F37	F38
FASE		V	V	V	L/V
TEMP. OPERATIVA (°C)		-100	-98	-70	-98
PRESION OPERATIVA (Kpa)		196,1	196,1	3717	3717
CAUDAL (Kg/Hr)		4,77E+04		7,98E+02	
DENSIDAD (Kg/m ³)		561	559	25	33
VISCOSIDAD (CP)		1,58E-01	1,54E-01	8,55E-03	8,55E-03
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)		-110 a 0			
PRESION DE DISEÑO (Kpa)		4800			
MATERIAL DE CONSTRUCCION		CARBON STELL			
AISLACION		LANA DE VIDRIO			
VOL TUBO (m ³)		0,19			
VOL CORAZA (m ³)		2,27			
PASOS		2		1	
TEMA Type		AEL			

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:	E-311		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
	CORAZA		TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	REF2.311	REF2R.311	F37	F38	
FASE	V	V	V	L/V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	-150	-148	-98	-146	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196,1	196,1	3618	3618	
CAUDAL (Kg/Hr)	5,93E+04		4,85E+02		
DENSIDAD (Kg/m ³)	627	625	21	37	
VISCOSIDAD (CP)	3,81E-01	3,65E-01	7,14E-03	4,82E-03	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	-183 a 0				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	4800				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)			0,19		
VOL CORAZA (m ³)			2,27		
PASOS	2		1		
TEMA Type			AEL		

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-405	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		MPS.E405	MPSR.E405	F49	F50
FASE		V	L	L/V	L
TEMP. OPERATIVA (°C)		215	201	-22	37,77
PRESION OPERATIVA (Kpa)		1961	1961	2354	2354
CAUDAL (Kg/Hr)		5,80E+02		2,72E+03	
DENSIDAD (Kg/m ³)		10	853	402	31
VISCOSIDAD (CP)		1,62E-02	1,13E-02	6,17E-02	1,13E-02
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)		-30 a 270			
PRESION DE DISEÑO (Kpa)		4800			
MATERIAL DE CONSTRUCCION		CARBON STELL			
AISLACION		LANA DE VIDRIO			
VOL TUBO (m ³)		0,19		0,19	
VOL CORAZA (m ³)		2,27		2,27	
PASOS		2		1	
TEMA Type		AEL			

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-406	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		REF2.E406	REF2R.E406	F54	F55
FASE		L	L	V	L/V
TEMP. OPERATIVA (°C)		-100	-98	81	-27
PRESION OPERATIVA (Kpa)		196,1	196,1	2010	2010
CAUDAL (Kg/Hr)		2,89E+05		2,72E+03	
DENSIDAD (Kg/m ³)		561	559	25	98
VISCOSIDAD (CP)		1,54E-01	6,67E-02	1,27E-02	1,13E-02
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)		-125 a 100			
PRESION DE DISEÑO (Kpa)		2600			
MATERIAL DE CONSTRUCCION		CARBON STELL			
AISLACION		LANA DE VIDRIO			
VOL TUBO (m ³)		0,19			
VOL CORAZA (m ³)		2,27			
PASOS		2		1	
TEMA Type		AEL			

		PROYECTO FINAL			
		HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor			TAG:	E-407
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CORRIENTE		MPS.E407	MPSR.E407	F57	F58
FASE		L	V	L	L/V
TEMP. OPERATIVA (°C)		215	201	70	40
PRESION OPERATIVA (Kpa)		1961	1961	2363	2363
CAUDAL (Kg/Hr)		1,99E+02		2,05E+03	
DENSIDAD (Kg/m ³)		10	853	458	22
VISCOSIDAD (CP)		1,62E-02	1,09E-01	6,07E-02	1,13E-02
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)		10 a 270			
PRESION DE DISEÑO (Kpa)		2600			
MATERIAL DE CONSTRUCCION		CARBON STELL			
AISLACION		LANA DE VIDRIO			
VOL TUBO (m ³)		0,19			
VOL CORAZA (m ³)		2,27			
PASOS		2		1	
TEMA Type		AEL			

		PROYECTO FINAL HOJA DE DATOS DE EQUIPOS			
Equipo:	Intercambiador de calor	TAG:		E-503	
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CORAZA			TUBOS		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
CORRIENTE	MPS.E503	MPSR.E503	F63	F64	
FASE	L	V	L	V	
TEMP. OPERATIVA (°C)	215	120	3	55	
PRESION OPERATIVA (Kpa)	196,1	196,1	8	8	
CAUDAL (Kg/Hr)	3,07E+02		1,44E+03		
DENSIDAD (Kg/m ³)	1	6	168	27	
VISCOSIDAD (CP)	1,67E-02	1,28E-02	9,38E-03	1,03E-02	
CONDICIONES DE DISEÑO					
TEMP. DE DISEÑO (°C)	0 a 270				
PRESION DE DISEÑO (Kpa)	250				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	CARBON STELL				
AISLACION	LANA DE VIDRIO				
VOL TUBO (m ³)	0,19				
VOL CORAZA (m ³)	2,27				
PASOS	2		1		
TEMA Type	AEL				

10. Diseño de equipos de proceso

10.1 Introducción

En nuestro proyecto seleccionamos dos equipos para realizar la ingeniería de detalle o diseño, uno es un intercambiador de tubo y coraza, y el otro un separador bifásico. Para el desarrollo del proceso de diseño de intercambiador, comenzamos los cálculos basándonos en el libro “Procesos de Transferencia de Calor” de Donald Q Kern, capítulo 7 “Intercambiadores de tubo y coraza, flujo 1-2 contracorriente-paralelo” para obtener los datos de diseño térmico y diseño hidráulico. Luego empleamos el simulador de proceso de transferencia de calor, HTRI, para obtener datos más acertados del diseño.

10.2 Diseño de intercambiador de calor

10.2.1 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son unidades cuya función es transferir el calor de un fluido a otro de menor temperatura. La transferencia de calor se produce a través de una placa metálica o tubo que favorezca el intercambio entre fluidos sin que estos se mezclen.

En un intercambiador la transferencia de calor suele comprender convección en cada fluido y conducción a través de la pared que los separa.

El equipo seleccionado para realizar el diseño es un intercambiador de calor de casco y tubo (E-304), que se encuentra en el área de compresión del proceso. La corriente F13 proveniente del compresor K-303, es una corriente gaseosa, fase vapor 1, y se encuentra a una temperatura de 94,3°C (201,8 °F). La cual debemos enfriar a 47°C (116,6 °F), empleando agua de enfriamiento como fluido refrigerante, temperatura del circuito de enfriamiento de 27°C (80 °F).

10.2.2 Proceso de diseño de un intercambiador de calor

Para comenzar con el diseño de un intercambiador de calor en primera medida se recopila todos los datos necesarios. Luego, se evalúa la aplicación, para definir correctamente el tipo de intercambiador de calor necesario, que cumpla con los requisitos de la aplicación.

En el proceso de diseño de un equipo de transferencia de calor de deben desarrollar y definir lo siguiente:

Balance energético.

Geometría del intercambiador de calor.

Cálculos hidráulicos.

Cálculos mecánicos.

Balance energético

A continuación, utilizando los datos conocidos para los fluidos o gases a calentar o enfriar, se puede comprobar el balance energético del proceso. Definidos el caudal del producto y la temperatura de entrada y salida deseadas. Se Indicará el tipo de fluido a ser utilizado y definirá dos de los tres parámetros siguientes: caudal de servicio, temperatura de entrada de servicio o temperatura de salida de servicio. Conociendo dos de estos valores, el tercer parámetro se puede calcular.

Geometría del intercambiador de calor:

En este paso se debe especificar el diámetro de la carcasa, y del haz de tubos se definirá: el número de tubos internos, su diámetro y longitud y el grosor de la pared del tubo. En segundo lugar, se definen las dimensiones de las conexiones para los fluidos, tanto en camisa como en tubos. En esta etapa también se debe realizar la elección de los materiales.

Cálculo térmico

El objetivo de esta etapa es obtener los coeficientes de transferencia de calor de la carcasa y de tubo. Estos coeficientes dependen de los cuatro parámetros claves del fluido, y de la velocidad del fluido. La relación entre los parámetros y los coeficientes de transferencia de calor se define en una fórmula matemática específica de geometría (es decir, el tipo de intercambiador de calor utilizado: tubular, de placas, de tubo corrugado).

Conociendo los coeficientes de la carcasa y de tubos, se puede calcular el coeficiente global de transferencia térmica, haciendo posible calcular el área total de transferencia de calor necesaria para la aplicación.

Perdida de carga

Otro parámetro importante es la pérdida de carga, la cual se calcula tanto para los fluidos de la camisa como para los del tubo. La pérdida de carga es una función del número de Reynolds, el tipo de flujo (flujo turbulento o laminar) y el valor de rugosidad de la camisa y de los tubos interiores. De igual manera, si la pérdida de carga calculada excede el valor máximo definido, entonces se debe seleccionar una nueva geometría para asegurar una reducción de la pérdida de carga.

Cálculo del diseño mecánico:

Con la geometría del intercambiador de calor definido, los cálculos mecánicos se realizan para asegurar que el intercambiador de calor sea válido para la presión y las condiciones de diseño.

Los cálculos típicos son:

- Cálculo del espesor de la pared de camisa.
- Cálculo del espesor de la pared de la boquilla las conexiones en lado tubo y camisa.
- Cálculo del espesor de la pared del tubo interior.
- Cálculo de las dimensiones de la junta de expansión (para compensar la expansión diferencial de la camisa y del tubo debido a las diferencias de temperatura).
- Cálculo del espesor de la placa tubular.

Los cálculos del diseño mecánico pueden dar lugar a espesores de pared u otros parámetros que no cumplan con el diseño geométrico definido anteriormente. En este caso, se debe hacer una nueva propuesta para la geometría y repetir los pasos anteriores.

Con todas las dimensiones del intercambiador de calor definidas, se preparan los planos de fabricación. El paquete de dibujo contiene detalles de los diversos componentes del intercambiador de calor, incluyendo la camisa, los tubos, las juntas de expansión, las conexiones, etc.

“Proceso para realizar el diseño de un intercambiador de calor”



10.2.3 Diseño térmico e hidráulico basados en método de Kern

Basándonos en la bibliografía “Procesos de Transferencia de Calor” de Donald Q Kern, desarrollamos el cálculo, en base al capítulo 7 “Intercambiadores de tubo y

coraza, flujo 1-2 contracorriente-paralelo” para obtener los datos de diseño térmico y diseño hidráulico.

En primera medida definimos las condiciones de proceso y datos del intercambiador.

Datos de intercambiador:

Coraza	
DI (plg)	17,25
Espaciado de los deflectores (plg)	9,0425
Pasos	1

Tubos	
Número (NT)	118
Longitud (ft)	16
BWG	13
Paso (plg)	1,25
Arreglo	triangulo, rotado 30°
Pasos	2

Fluido caliente	F13/F14
Fluido frio	Agua de enfriamiento

Fluido caliente: Lado de la coraza.

Fluido frio: lado de los tubos.

F13/F14	
W (lb/h)	32.600,00
T1 (°F)	201,80
T2 (°F)	116,6

W: Peso de flujo del fluido caliente, lb/h.

T1,T2: Temperatura de entrada y salida del fluido caliente, °F.

Agua de enfriamiento	
w (lb/h)	299837
t1 (°F)	80,60
t2 (°F)	92,51

w: Peso de flujo del fluido frio , lb/h.

t1,t2: Temperatura de entrada y salida del fluido, °F.

(1) Realizamos el balance de calor, empleado la ecuación

$$Q = W C (T1 - T2) = w c (t2 - t1)$$

Balance de Energía	
Q (Btu/h)	1.666.512,00

(2) Diferencia verdadera de temperatura Δt :

$$\Delta t = \text{MLTD} \times \text{FT}$$

$$\text{MLTD} = \frac{(T1-t2)-(T2-t1)}{\ln (T1-t2)/(T2-t1)}$$

MLTD: Media logarítmica de la diferencia de temperatura, °F.

FT: Factor de diferencia de temperatura (FT se obtiene de la Fig. 18 “Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1-2”).

Para obtener a **FT** se debe calcular los grupos de temperatura adimensionales, R y S:

$$R = \frac{(T1-T2)}{(t2-t1)}$$

$$S = \frac{(t2-t1)}{(T1-t1)}$$

MLDT	65,998
R	7,154
S	0,098
FT	0,850
Δt	56,098

(3) Obtener las Temperatura calórica **Tc** y **tc**:

Temperatura calórica del fluido caliente, Tc:

$$Tc = T2 + Fc (T1-T2)$$

Temperatura calórica del fluido caliente, tc:

$$tc = t2 + Fc (t1-t2)$$

En este caso, el empleo del promedio de la temperatura, Ta y ta, será satisfactorio para los rangos reducidos y Φ_s y Φ_t , tomada como 1.0.

Tc	T1+T2/2
Tc	159,20

Tc	t1+t2/2
Tc	86,56

En base al promedio de las temperaturas, se calculan las propiedades de los fluidos.

Propiedades Fluidos	F12	Agua de Enfriamiento
Cp (Btu/ lb. °F)	0,60	1,03
μ (lb/ft.h)	0,03	1,91
k (Btu/h. ft. °F)	0,02	0,358
ρ (°F)		
μW (lb/ft.h)	0,32	1,81

Cp: Calor específico del fluido, Btu / lb.

μ: Viscosidad.

k: Conductividad térmica, BTU / (h) (pie²)(°F/pie), centipoises x 2,42 = lb/(pie)(h).

μW: Viscosidad a la temperatura pared del tubo, centipoises X 2,42 = lb/(pie)(h).

(4) Calculo el área de flujo del lado de la coraza (as) y del lado de los tubos (at).

Área de Flujo	DI x C` B / 144 PT
----------------------	---------------------------

DI	17,25
C	0,25
B	9,042
PT	1,25
as (inch²)	0,216

DI: diámetro interior de coraza, inch.

C: sección libre entre tubos (inch).

B: espaciado de los deflectores (inch).

PT: espaciado de los tubos (inch).

as: área de flujo del lado de la coraza, (inch²).

Área de flujo	$(NT \times a^2) / 144 \times n$
No de tubos (NT)	118
Longitud	16
DE	1
BWG	13
Paso	1,25
a^2 (inch²)	0,515
Pasos (n)	2
a^2 (inch²)	0,211

No de tubos (NT): número de tubos.

Longitud: Longitud de los tubos.

DE: Diámetro exterior de tubos.

BWG: abreviatura del sistema Birmingham Wire Gauge, norma empleada para especificar el grueso (diámetro) de alambres y tubos metálicos, adoptado en Gran Bretaña.

Paso

a^2 (inch²)

Pasos (n): pasos por tubos.

a^2 (inch²): área del lado de los tubos.

(5) Calculo de la velocidad másica en la coraza (Gs) y velocidad másica en los tubos (Gt).

Masa vel	
G_s=W/as(lb/h.pie²)	150.477,82
Masa vel	
G_t= w/at (lb/h.pie²)	1.329.637,78

(6) Obtener De de la Fig.28 o calcularlo de la ecuación 7.4

De = 4 x área libre/ perímetro húmedo (pies)

$$de = 4 \times (P_1^2 - \pi d_0^2 / 4) / \pi d_0$$

Obtener De de la Fig.28 o calcular de Ec 7.4	
De (plg)	0,72
De (pie)	0,06

Obtenga D de la Tabla 10, pies.

Obtener D dela Fig.10	
D	0,0675

Obtener μ Tc, lb/(pie.h) = cp x 2,42

μ (cp)	
μ (lb/pie.h)	0,03

Obtenga μ a tc, $\text{lb}/(\text{pie})(\text{h}) = \text{cp} \times 2,42$

μ (cp)	
μ (lb/pie.h)	1,91

Cálculo de Reynolds en la coraza:

Res	De x Gs / μ
Res	316.127,67

Cálculo de Reynolds de los tubos:

Ret	D x Gt / μ
Ret	564.178,18

(7') Obtener j_H de Fig 28.

j_H	370
-------------------------	-----

(7) Obtener j_H de Fig 24.

j_H	330
-------------------------	-----

j_H : Factor para transferencia de calor, adimensional.

(8') A T_c obtener C_p , Btu/ (lb)(°F) y k Btu/(h)(pie²)(°F/pie)

C_p (Btu/ lb. °F)	0,30
μ (lb/ft.h)	0,03
k (Btu/h. ft. °F)	0,02

En base a los valores de las propiedades del fluido, calcular:

$(c * \mu / k)$	1,066
$(c * \mu / k)^{1/3}$	1,022

C_p : calor específico del fluido, (Btu/ lb. °F).

μ : viscosidad del fluido, (lb/ft.h).

k : Conductividad térmica (Btu/h. ft. °F)

(8) A t_c obtener c , Btu/ (lb)(°F) y k Btu/(h)(pie²)(°F/pie)

C_p (Btu/ lb. °F)	1,03
μ (lb/ft.h)	1,91
k (Btu/h. ft. °F)	0,358

En base a los valores de las propiedades del fluido, calcular:

$(c * \mu / k)$	5,498
$(c * \mu / k)^{1/3}$	1,764

C_p : calor específico del fluido, (Btu/ lb. °F).

μ : viscosidad del fluido, (lb/ft.h).

k : Conductividad térmica (Btu/h. ft. °F)

(9') Ec 6.15b

Ho	$j_H \times K/D \times (c * \mu/k)^{1/3} \times \Phi_s$
ho/Φ_s	$j_H \times K/D \times (c * \mu/k)^{1/3}$
ho/Φ_s	101,234

ho: coeficiente de transferencia de calor, fluido exterior, (Btu/ h.ft². °F)

Φ_s : Razón de viscosidad del fluido en la coraza.

(9') Ec 6.15a

Hi	$j_H \times K/D \times (c * \mu/k)^{1/3} \times \Phi_t$
hi/Φ_t	$j_H \times K/D \times (c * \mu/k)^{1/3}$
hi/Φ_t	3.083,95

ho: coeficiente de transferencia de calor, fluido interior, (Btu/ h.ft². °F)

Φ_t : Razón de viscosidad del fluido de los tubos.

(10') Temperatura de la pared del tubo, t_w

T_w	$t_c + (ho/ \Phi_s) / (hi/ \Phi_t + ho/ \Phi_s) * (T_c - t_c)$	Ec 5.31
T_w	89,38	

(10)

hiO/Φ_t	hi/Φ_t X DI/DE	Ec 6.5
hiO/Φ_t	2.498,000	

(11') Obtenga μ_w y

Φ_s .

Φ_s	$(\mu/\mu_w)^{0,14}$
Φ_s	0,714
(μ/μ_w)	0,09

μ_w : viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, centipoises x 2,42 = lb/(pie)(h)

(11) Obtener t_w de (10')

Obtenga μ_w y

Φ_t

Φ_t	$(\mu/\mu_w)^{0,14}$
Φ_t	1,00
(μ/μ_w)	1,05

μ_w : viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, centipoises x 2,42 = lb/(pie)(h)

(12') Coeficiente corregido

Ho	ho/Φ_s x Φ_s	Ec. 6.36
Ho	72,31	

(12) Coeficiente corregido

Hio	hiO/Φ_t x Φ_t	Ec. 6.37
Hio	2515,76	

(13) Coeficiente total limpio U_c .

Uc	hi x hio/ hio + hi
Uc	70,29

(14) Coeficiente total diseño **UD**: **Obtenga la superficie externa/ pie lineal a`` de la Tabla de 10 del apéndice:**

UD	Q/ A x Δt (Btu/ (h).(pie2).(°F))
UD	53,13
a``	0,2618
Superficie total	NT x LT x a``
A (pie2)	494,27

(15) Factor de obstrucción Rd:

Rd	Uc-UD/(Uc x UD)
Rd	0,0045

Si Rd, iguala o excede al factor de obstrucción requerido, siga con la caída de presión.

Caída de Presión

Cálculo de la caída de presión en coraza y en los tubos

Cálculo de la caída de presión en la coraza, ΔPs

(1') Para Res en (6') se obtiene f (de la figura 29 del libro Transferencia de Calor KERN), pie2/ plg2

f: factor de fricción, adimensional; para obtener ΔP en pie2/plg2.

(2') Obtener el número de cruces de acuerdo a ecuación Ec 7.43

No de cruces, $N + 1 = 12 L/B$	(N+1)	Ec. 7.43
(N+1)	21,2	

L: Longitud de tubos, pie.

B: Espaciado de los deflectores, plg.

(3') De acuerdo con la ecuación 7.44 se puede calcular la caída de presión en la coraza de la siguiente manera:

ΔP_s	$f G_s^2 D_s (N+1) / 5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s$	Ec. 7.44
ΔP_s (lb/plg ²)	0,37	

ΔP_s Permitida = 10 lb/plg²

ΔP_s : Caída de presión del lado de la coraza, lb/plg².

f: factor de fricción, adimensional; para ΔP en pie²/plg².

G_s: velocidad másica, lb/ (h)(pie²).

D_e: Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, pie.

s: Gravedad específica, adimensional.

Φ_s: Razón de viscosidad en la coraza.

Cálculo de la caída de presión en los tubos, ΔP_t

Ahora, calculamos la caída de presión en los tubos

(1) Para Ret en (6') obtenga f, pie²/ plg²

	Fig. 26
F	0,00012

f: factor de fricción, adimensional; para obtener ΔP en pie²/plg².

(2)

ΔP_t	$f G^2 D_s L n / 5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t$	Ec. 7.44
ΔP_t	3,79	

ΔP_t : Caída de presión del lado de los tubos, lb/plg².

f : factor de fricción, adimensional; para ΔP en pie²/plg².

G_t : velocidad másica, lb/ (h)(pie²).

D_e : Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, pie.

s : Gravedad específica, adimensional.

Φ_s : Razón de viscosidad en la coraza.

(3) La caída de presión de retorno, se calcula como:

ΔP_r	$4 n/s * V^2/2g` 62,5/144$
ΔP_r (lb/plg ²)	1,88

Finalmente se calcula la presión total del lado de los tubos, como la suma de la caída de presión del lado de los tubos y la caída presión de retorno:

ΔP_T	$\Delta P_t + \Delta P_r$
ΔP_T (lb/plg ²)	5,67

ΔP_T Permitida = 10 lb/plg²

ΔP_T : Caída total de presión del lado de los tubos, lb/plg².

ΔP_t : Caída de presión del lado de los tubos, lb/plg².

ΔP_r : Caída de presión de retorno lado de los tubos, lb/plg².

10.2.4 Simulación con HTRI

Caso de Estudio: Intercambiador E-304.

En este caso verificamos mediante simulador HTRI si el intercambiador diseñado (dimensiones geométricas) es adecuado para la operación requerida, si cumple con los requerimientos termodinámicos (obtener una temperatura de salida del lado caliente menor o igual a 116,6 °F). Se correrá el simulador en dos modos. En primera instancia se corrió en modo Rating (clasificación) para hacer una primera estimación, obtener el flujo másico de lado frío (agua de enfriamiento), ajustar valores de diámetro de carcaza, espaciados entre deflectores, verificando mensajes de advertencia arrojados por el simulador, vibraciones y velocidades de ambos lados. Luego se corrió el simulador en modo “Simulation”, en cual verificaremos si los valores de salida del intercambiador cumplen con las exigencias deseadas, a partir de los valores de ingreso.

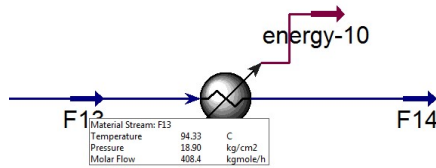


Fig.10.1

Modo “Rating”

En el modo “rating” se busca un sobre diseño de aproximadamente 10-12%, para asegurarnos que nuestro intercambiador se ajuste al servicio.

Seleccionamos

New Shell and tube Exchanger

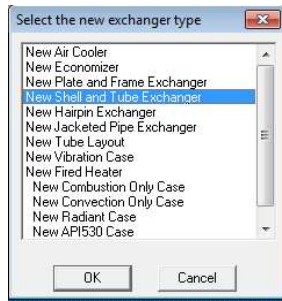


Fig.10.2

En 1ra instancia: Estimamos los valores de caudal másico de ingreso de agua.

Case Mode: Rating.

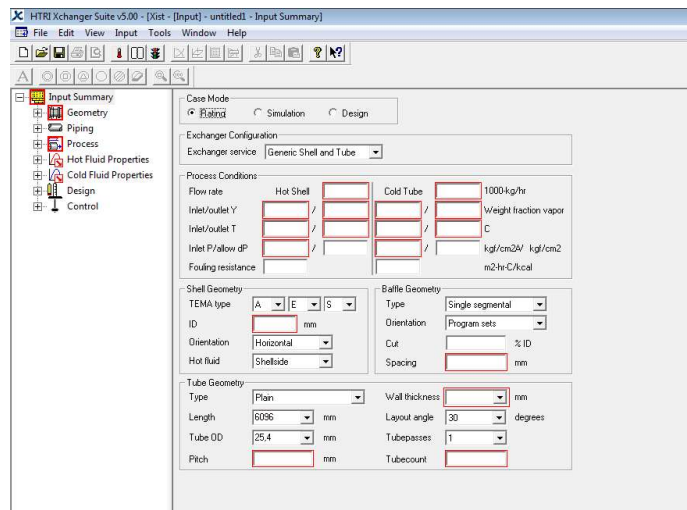


Fig.10.3

Case Mode
 Rating Simulation Design

Exchanger Configuration
 Exchanger service: Generic Shell and Tube

Process Conditions

Flow rate	Hot Shell	<input type="text"/>	Cold Tube	<input type="text"/>	1000-kg/hr
Inlet/outlet Y	<input type="text"/>	/	<input type="text"/>	/	Weight fraction vapor
Inlet/outlet T	<input type="text"/>	/	<input type="text"/>	/	C
Inlet P/allow dP	<input type="text"/>	/	<input type="text"/>	/	kgf/cm2A/ kgf/cm2
Fouling resistance	<input type="text"/>		<input type="text"/>		m2-hr-C/kcal

Shell Geometry

TEMA type: A | E | S

ID: mm

Orientation: Horizontal

Hot fluid: Shellside

Baffle Geometry

Type: Single segmental

Orientation: Program sets

Cut: % ID

Spacing: mm

Tube Geometry

Type: Plain

Length: 6096 mm

Tube OD: 25,4 mm

Pitch: mm

Wall thickness: mm

Layout angle: 30 degrees

Tubepasses: 1

Tubecount:

Fig.10.4

Nuestro intercambiador es según TEMA, del tipo BEM.

Frente Cabezales estacionarios	Tipo de carcasa	Terminal Tipos de cabezal
--	------------------------	-------------------------------------

Fig.10.5

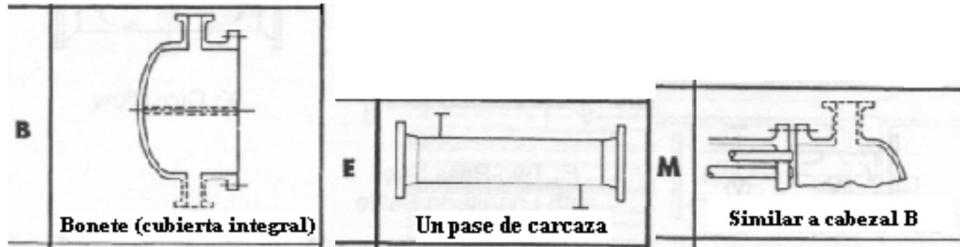


Fig.10.6

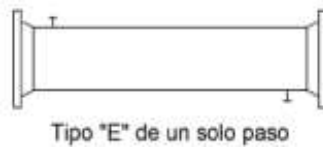


Fig.10.7

CORAZA	TIPO	DESCRIPCIÓN
Un solo paso	E	Es el arreglo más común por ser económico y térmicamente eficiente, las boquillas están ubicadas en los extremos opuestos de la coraza, dependiendo del tipo y número de deflectores empleados.

Tabla.10.1

Ingresamos los valores de las casillas en rojo

Flow rate (lado caliente)= 16710 kg/hr. = 16,710 x 1000.

Temperatura de ingreso (lado caliente)= 94,33 °C.

Temperatura de salida (lado caliente)= 47 °C.

Datos obtenidos de las corrientes F13 y F14 de Hysys.

	F13	F14	energy-10
Name			
Vapour	1,0000	0,7524	<empty>
Temperature [C]	94,33	47,00	<empty>
Pressure [kg/cm2]	18,90	18,90	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	408,4	408,4	<empty>
Mass Flow [kg/d]	3,549e+005	3,549e+005	3,723e+006
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/d]	741,1	741,1	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,218e+004	-2,013e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	157,6	134,2	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-4,974e+006	-8,219e+006	3,245e+006

157.6 kJ/kgmole-C
37.65 Btu/lbmole-F
Calculated by: F13

Fig.10.7

Case Mode: Rating Simulation Design

Exchanger Configuration: Exchanger service: Generic Shell and Tube

Process Conditions:

Flow rate	Hot Shell	16,71	Cold Tube	1000 kg/hr
Inlet/outlet Y				Weight fraction vapor
Inlet/outlet T	94,3	47	27	88,88 C
Inlet P/allow dP	17		5,099	kgf/cm2 / kgf/cm2
Fouling resistance	0,000266		0,00041	m2hr-C/kcal

Shell Geometry: TEMA type: B | E | M | ID: 438,1509 mm | Orientation: Horizontal | Hot fluid: Shellside

Baffle Geometry: Type: Single segmental | Orientation: Program sets | Cut: % ID | Spacing: 229,68 mm

Tube Geometry: Type: Plain | Wall thickness: 2,362 mm | Length: 4877 mm | Layout angle: 30 degrees | Tube OD: 25,4 mm | Tubepasses: 2 | Pitch: 31,75 mm | Tubecount:

Fig.10.7

Nombramos la corriente y luego generamos las propiedades de la corriente caliente.

- Fluido caliente: F13.

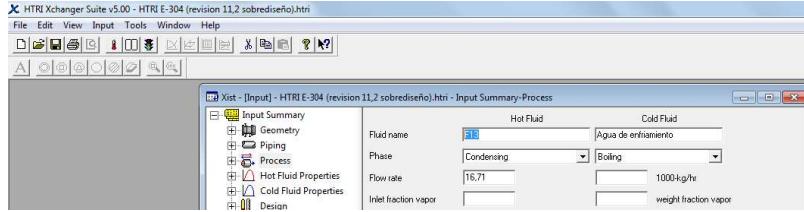


Fig.10.8

Seleccionamos de donde se tomara el paquete de fluidos: HYSYS.

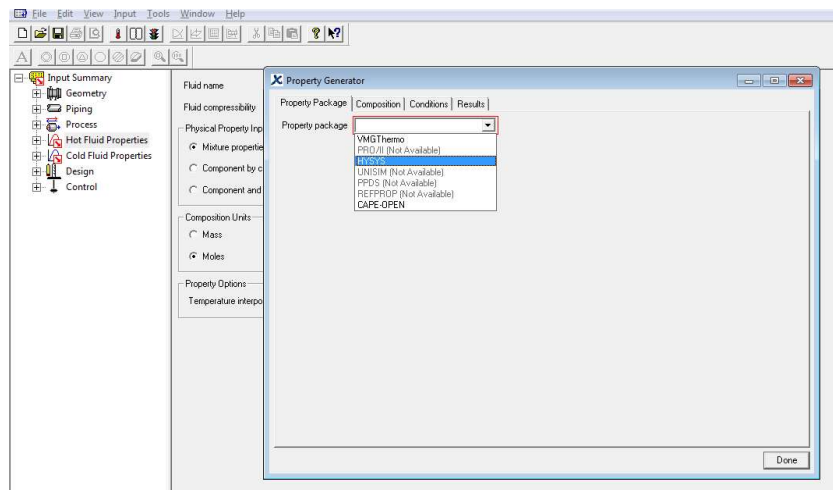


Fig.10.9

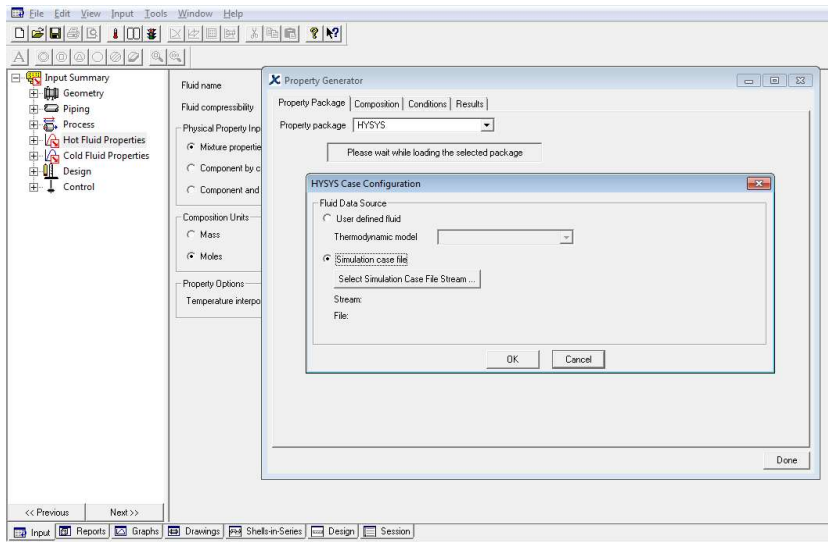


Fig.10.10

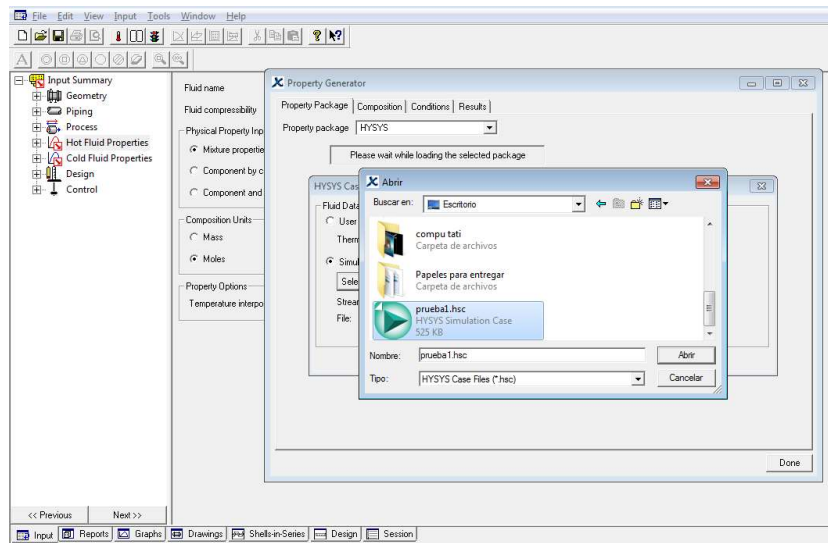


Fig.10.11

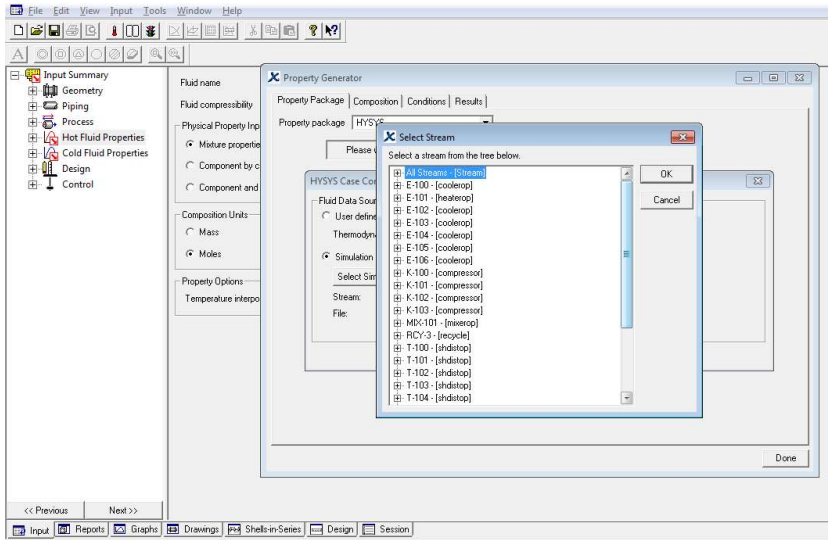


Fig.10.12

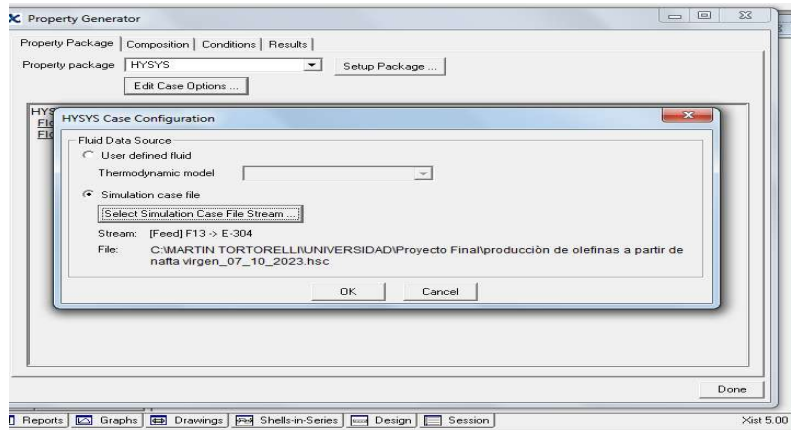


Fig.10.13

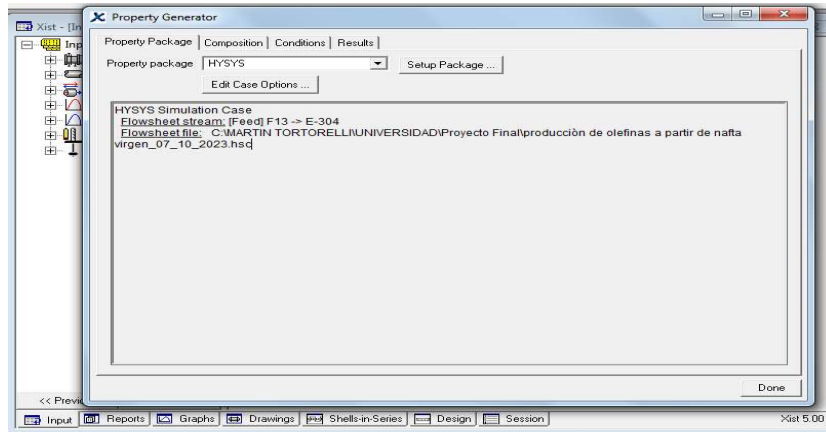


Fig.10.14

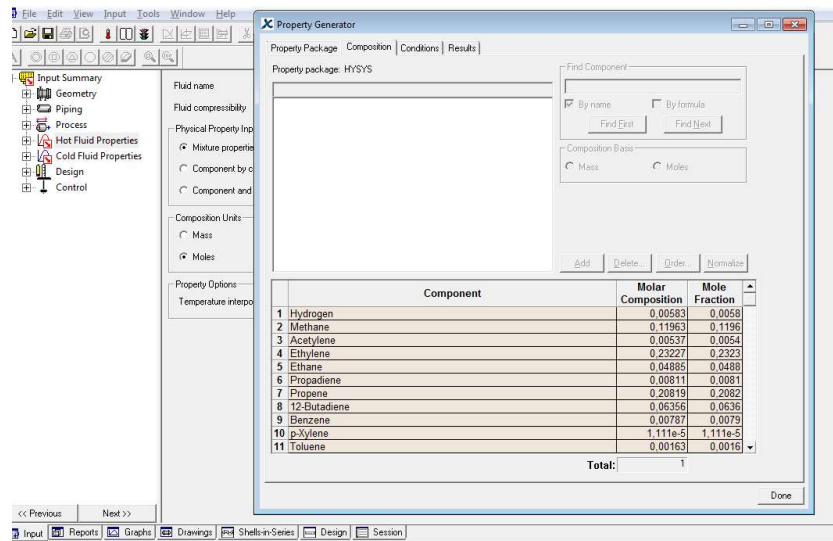


Fig.10.15

- *Tildamos Generate latent heat.*

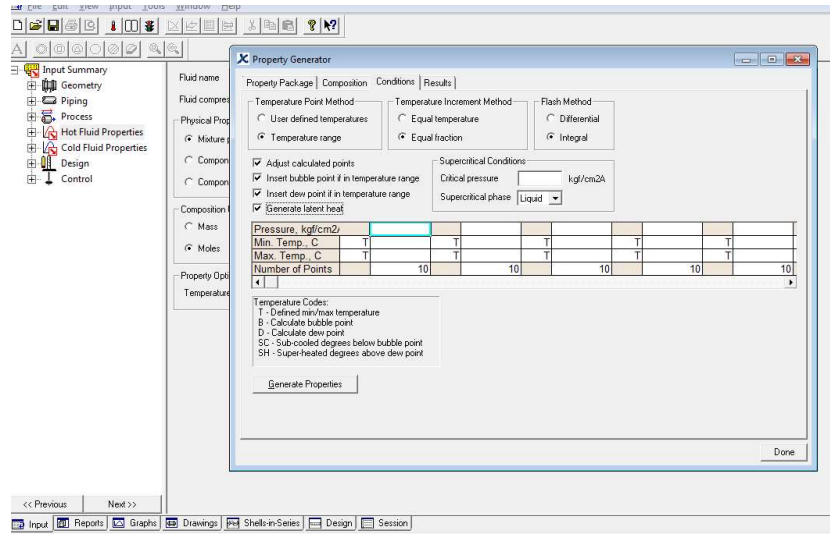


Fig.10.16

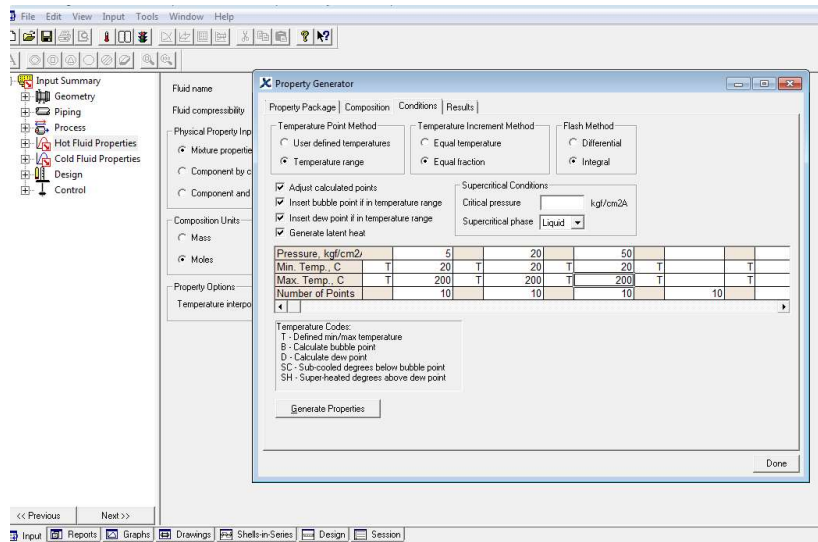


Fig.10.17

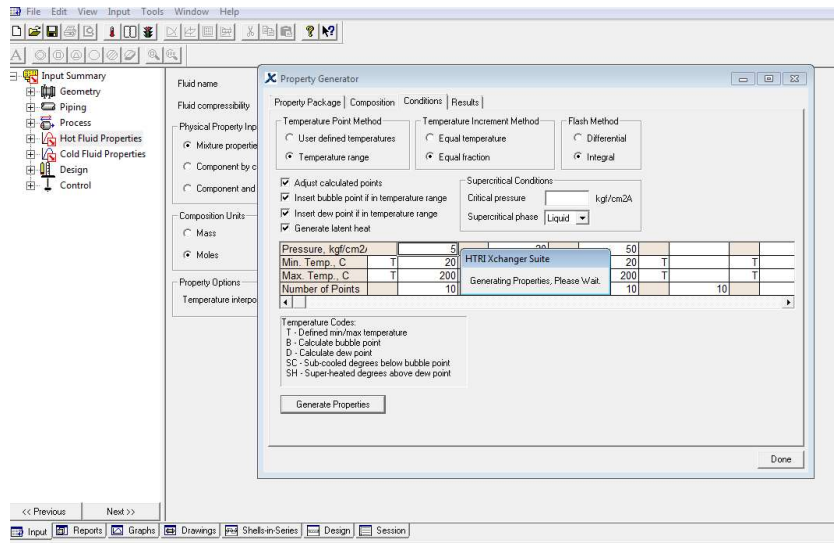


Fig.10.17

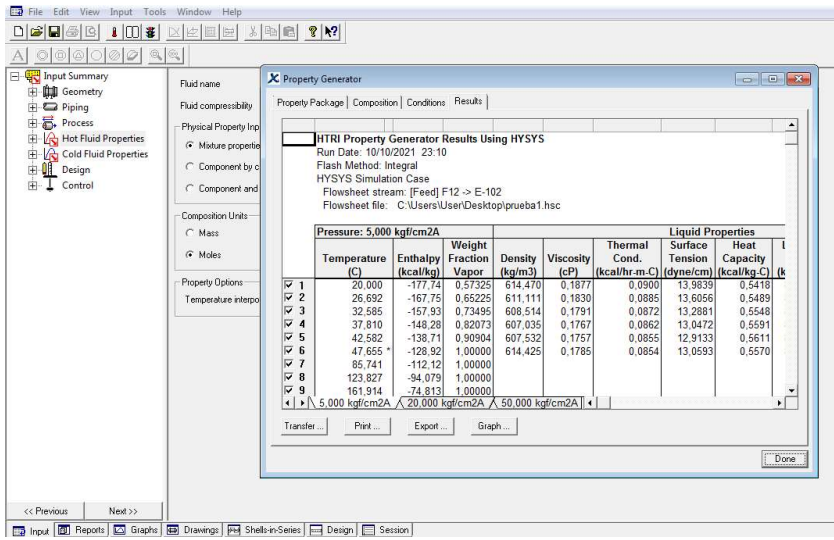


Fig.10.18

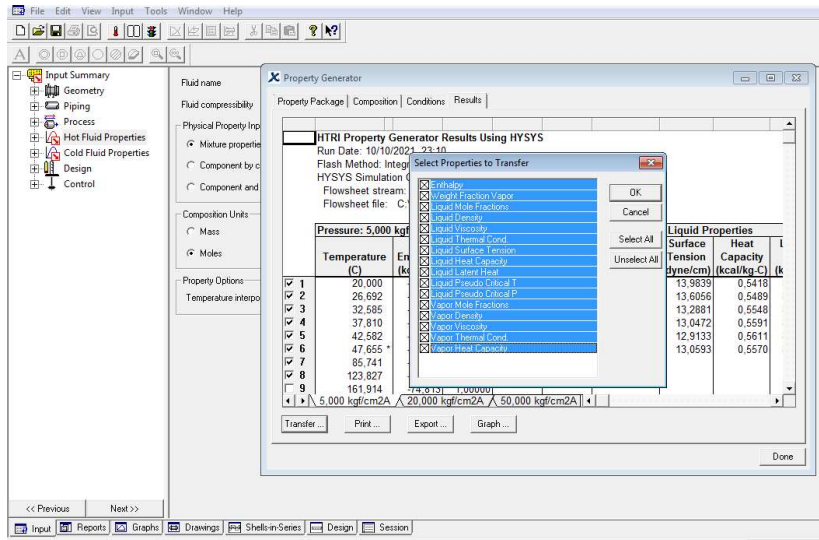


Fig.10.19

Cargamos la corriente Fría:

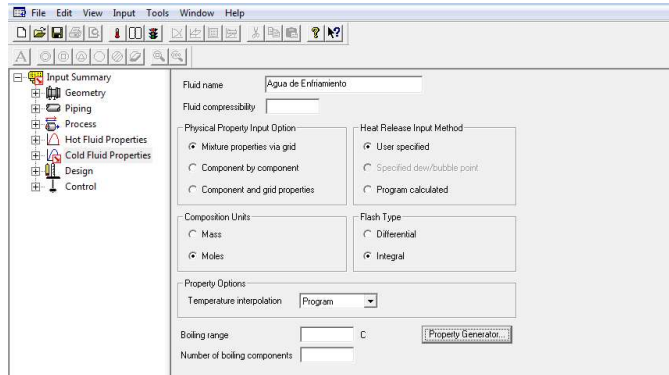


Fig.10.20

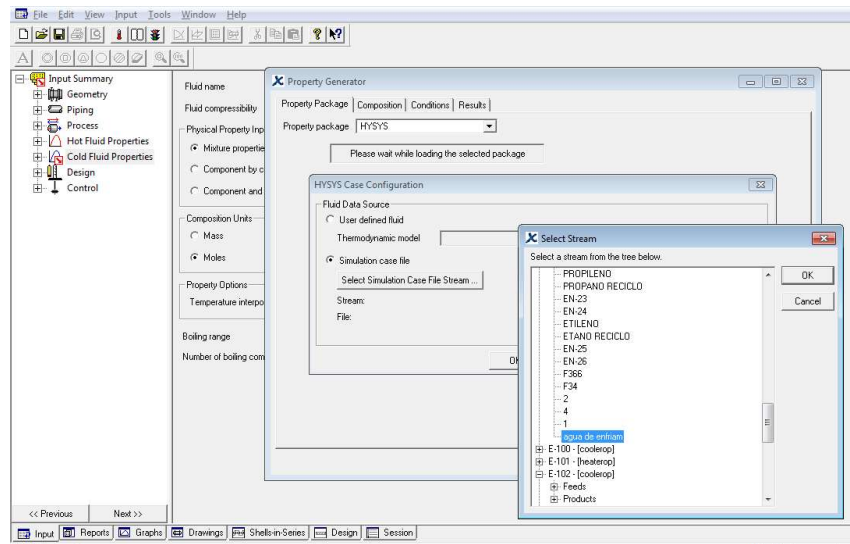


Fig.10.21

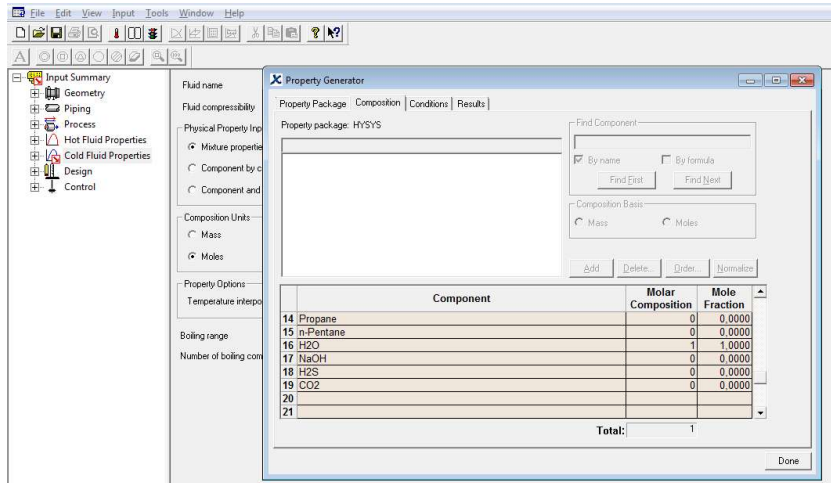


Fig.10.22

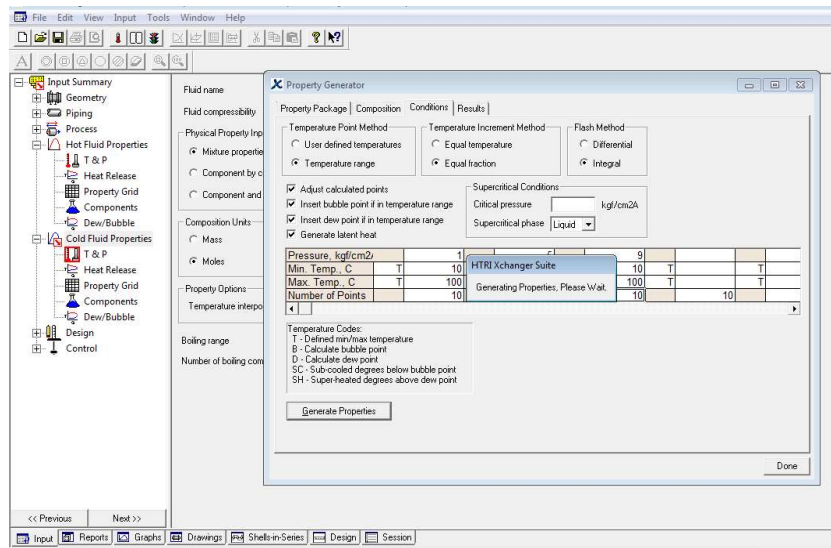


Fig.10.23

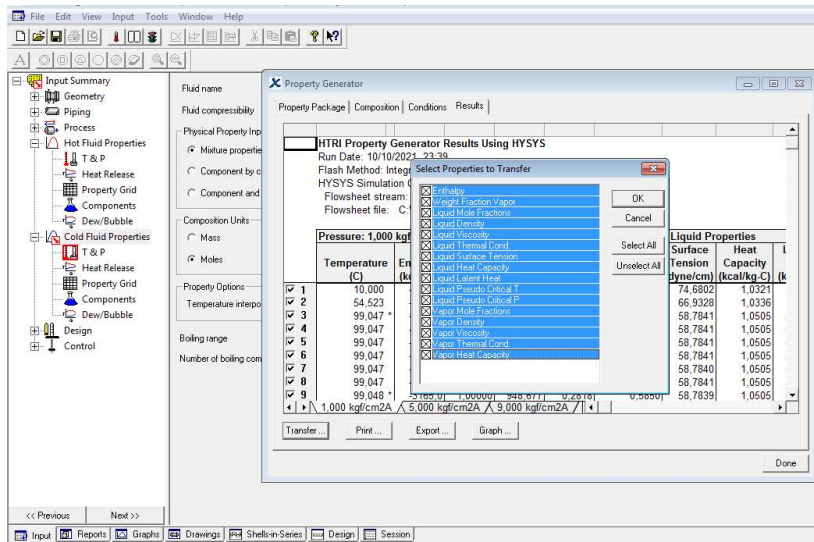


Fig.10.24

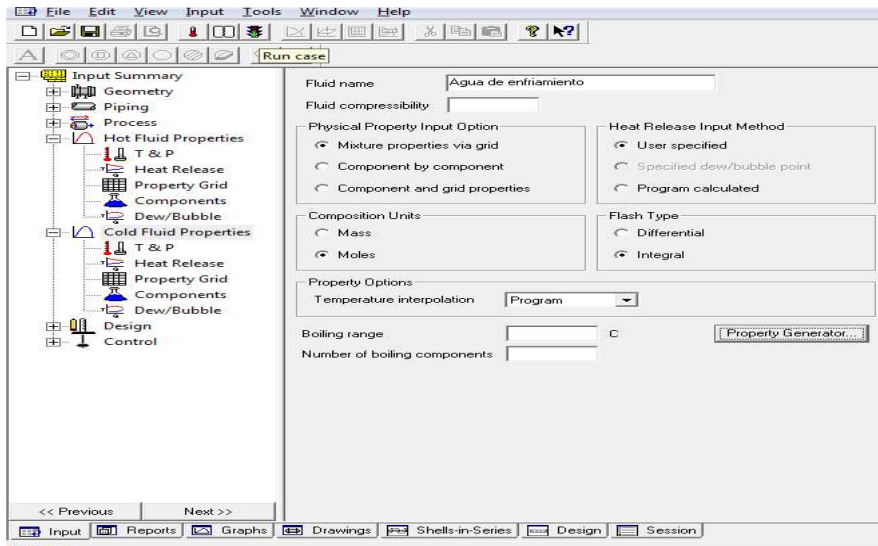


Fig.10.25

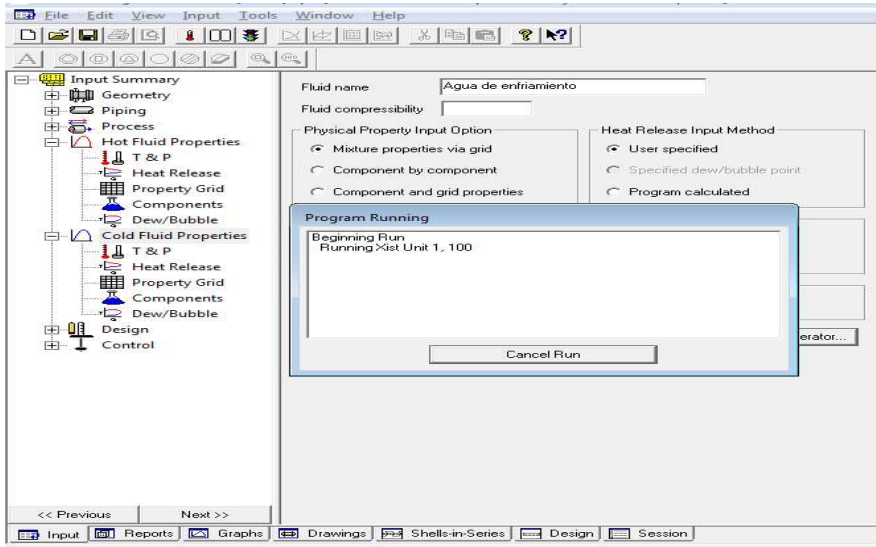


Fig.10.26

HTRI Xchanger Suite v5.00 - [Xist - [Reports] - HTRI E-304 (revision 11.2 sobrediseño).htri - Output Summary]

File Edit View Reports Tools Window Help

Output Summary

Run Log
Data Check Message
Runtime Messages
Final Results
Shellside Monitor
Tubeside Monitor
Vibration
Rating Data Sheet
TEMA Spec Sheet
Stream Monitor
Property Monitor
Input Reprint

HTRI **Output Summary** Page 1
Released to the following HTRI Member Company:
User:
User:
Xist E Ver. 5.00 09/10/2023 20:36 SN: Friends! MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA BEM Shell With Single-Segmental Baffles
See Data Check Messages Report for Warning Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name	F13	16,7100		113,476	
Flow rate (1000-kg/hr)		0,992		0,000	
Inlet/Outlet Y (Wt. frac. vap.)	1,000	47,00		27,00	
Inlet/Outlet T (Deg C)	94,30	16,778		5,099	
Inlet P/Avg (kgf/cm2A)	16,998	0,000		4,973	
dP/Allow. (kgf/cm2)	0,441	0,252		0,000	
Fouling (m2-hr-C/kcal)		0,000285		0,000410	

Exchanger Performance		Baffle Geometry	
Shell h (kcal/m2-hr-C)	928,36	Actual U (kcal/m2-hr-C)	474,95
Tube h (kcal/m2-hr-C)	5981,71	Required U (kcal/m2-hr-C)	602,63
Hot regime (-)	Shear	Duty (MM kcal/hr)	0,7726
Cold regime (-)	Sens. Liquid	Area (m2)	44,330
EMTD (Deg C)	28,9	Overdesign (%)	-21,19

Shell Geometry		Baffle Geometry	
TEMA type (-)	BEM	Baffle type (-)	Single-Seg.
Shell ID (mm)	438,151	Baffle cut (Pct Dia.)	26,79
Series (-)	1	Baffle orientation (-)	Parallel
Parallel (-)	1	Central spacing (mm)	229,680

Fig.10.27

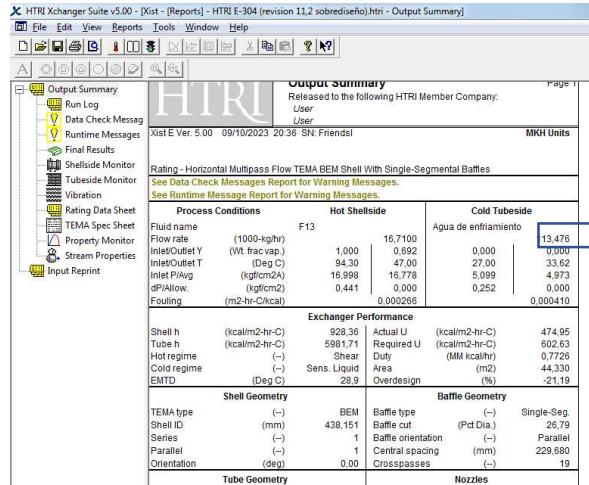


Fig.10.28

De esta manera estimamos, el caudal másico del agua de enfriamiento.

- Analizamos los datos obtenidos, podemos observar un sobre diseño de 44% y se requiere por bibliografía del 10 al 12%. Para salvar este exceso en el sobre diseño, se puede reducir el tamaño de la coraza. Al achicar el tamaño de la coraza, estamos reduciendo la cantidad de tubos que pueden entrar en la coraza de acuerdo a las demás medidas definidas, por ende estamos achicando el área de transferencia.
- Reducimos el valor de la coraza a 429 mm. Corremos la simulación y observamos los datos obtenidos.

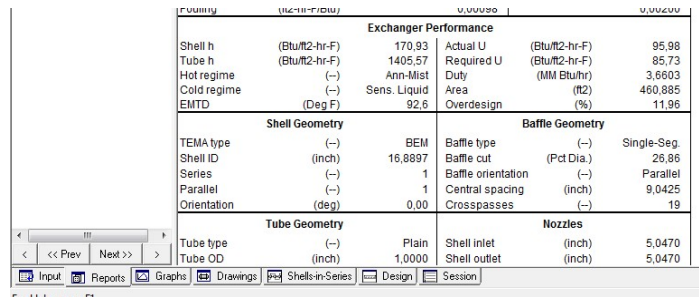


Fig.10.29

- Podemos observar, para una coraza más pequeña, un sobre diseño del 11,95%, por ende un coeficiente de transferencia menor.

- Con estas dimensiones continúa arrojando mensajes de advertencias.
- También se pueden analizar las velocidades de coraza y de tubo.
- Analizamos para este caso las vibraciones.
- Desde la solapa **Reports**, la carpeta **Vibration**.

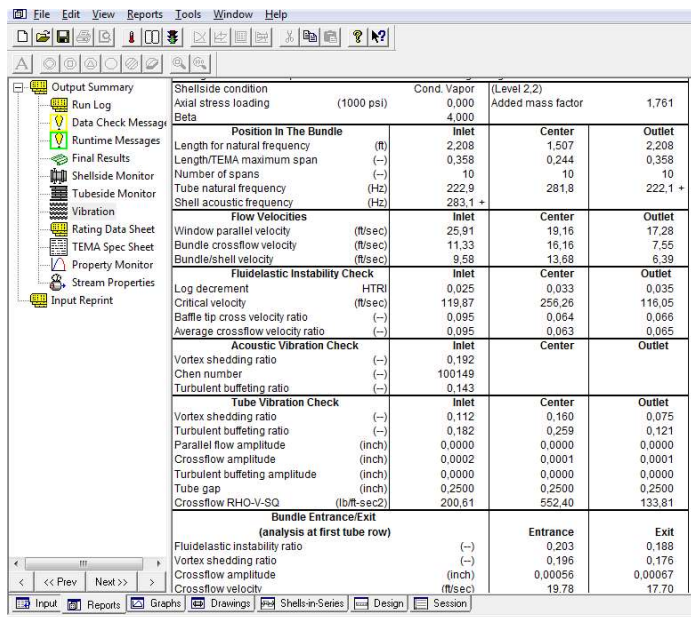


Fig.10.30

Shell Entrance/Exit Parameters	Entrance	Exit
Impingement plate	Yes	
Flow area (ft ²)	0,156	0,110
Velocity (ft/sec)	41,84	39,67
RHO-V-SQ (lb/ft-sec ²)	2738,04	3690,90 *

Fig.10.31

- Otras variables analizar, son las velocidades, de coraza y de tubos. Desde solapa **Reports**, en la carpeta **TEMA Spec Sheet**.

Fluid Allocation	Shell Side	Tube Side
Velocity m/s	5,39	1,81

Valor recomendado de la velocidad del fluido por los tubos es entre 0.9144 m/s y 2.4384 m/s.

- Se puede observar el comportamiento al reducir el espaciamiento entre los deflectores.

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA BEM Shell With Single-Segmental Baffles			
See Data Check Messages Report for Warning Messages.			
See Runtime Message Report for Informative Messages.			
Process Conditions		Hot Shellside	Cold Tubeside
Fluid name	F12		Agua de enfriamiento
Flow rate	(kg/s)	4,6417	36,0549
Inlet/Outlet T	(Wt. frac. vap.)	1,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	127,30	65,00
Inlet P/Avg	(rPa)	1667,02	1644,80
dP/Allow.	(rPa)	44,455	0,000
Fouling	(m2-KW)	0,000172	0,000352
Exchanger Performance			
Shell h	(W/m2-K)	959,93	Actual U (W/m2-K)
Tube h	(W/m2-K)	7975,74	Required U (W/m2-K)
Hot regime	(-)	Ann-Mist	Duty (MegaWatts)
Cold regime	(-)	Sens. Liquid	Area (m2)
EMTD	(Deg C)	51,5	Overdesign (%)
Shell Geometry		Baffle Geometry	
TEMA type	(-)	BEM	Baffle type (-)
Shell ID	(mm)	429,000	Baffle cut (Pct Dia.)
Series	(-)	1	Baffle orientation (-)
Parallel	(-)	1	Central spacing (mm)
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses (-)
Tube Geometry		Nozzles	
Tube type	(-)	Plain	Shell inlet (mm)

Fig.10.32

Performance		
Actual U	(W/m2-K)	544,61
Required U	(W/m2-K)	486,45
Duty	(MegaWatts)	1,0720
Area	(m2)	42,818
Overdesign	(%)	11,96

Fig.10.33

$$U_c \text{ (Kcal/m}^2 \cdot \text{hr.C)} = 544,61.$$

$$U_R \text{ (Kcal/m}^2 \cdot \text{hr.C)} = 486,45.$$

Sobre diseño 11,96%.

Performance		
Actual U	(kcal/m ² -hr-C)	468,28
Required U	(kcal/m ² -hr-C)	418,27
Duty	(MM kcal/hr)	0,9218
Area	(m ²)	42,818
Overdesign	(%)	11,96

Fig.10.36

Duty (MM kcal/hr)= 0,9218.

9,807e+5 kcal/hr = 980700 kcal/hr = 0,981332 MM Kcal/hr.

- Se puede observar proximidad en los valores calculados en flujo de calor de la corriente energética de Hysys y HTRI.

Mode Simulation

Conocida la geometría de intercambiador y se quiere predecir la temperatura de salida de la corriente caliente, se debe emplear el modo simulación.

En el modo simulación, lo que vamos a verificar si los valores de salida del intercambiador cumplen con la exigencia deseada, a partir de los valores de ingreso.

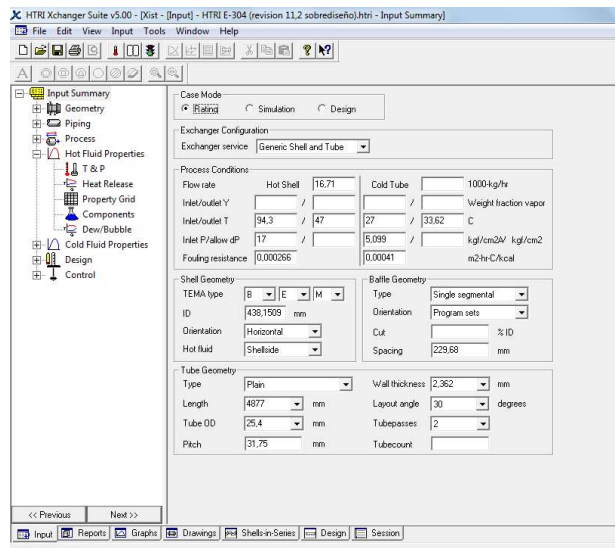


Fig.10.37

La hoja **RunTime** nos informa: “No hay mensajes para la configuración actual”.

En el proceso se requiere una temperatura de salida de 116,6 °F. De la corrida en modo simulación, se obtiene una temperatura de salida de 116,6 °F. Por lo tanto, el intercambiador, con las dimensiones geométricas definidas, cumple con obtener una temperatura por debajo de la temperatura objetivo.

Position in The Bundle	Inlet	Center	Outlet
Length for natural frequency (ft)	2,208	1,507	2,208
Length/TEMA maximum span (-)	0,358	0,244	0,358
Number of spans (-)	10	10	10
Tube natural frequency (Hz)	222,8	281,7	222,0 +
Shell acoustic frequency (Hz)	283,1 +		
Flow Velocities	Inlet	Center	Outlet
Window parallel velocity (ft/sec)	25,91	19,95	19,37
Bundle crossflow velocity (ft/sec)	11,32	15,88	7,15
Bundle/shell velocity (ft/sec)	9,58	13,45	6,05
Fluidelastic Instability Check	Inlet	Center	Outlet
Log decrement HTR)	0,025	0,034	0,036
Critical velocity (ft/sec)	119,80	255,09	114,93
Baffle tip cross velocity ratio (-)	0,095	0,063	0,063
Average crossflow velocity ratio (-)	0,084	0,062	0,062
Acoustic Vibration Check	Inlet	Center	Outlet
Vortex shedding ratio (-)	0,192		
Chen number (-)	100063		
Turbulent buffeting ratio (-)	0,142		
Tube Vibration Check	Inlet	Center	Outlet
Vortex shedding ratio (-)	0,112	0,158	0,071
Turbulent buffeting ratio (-)	0,182	0,255	0,115
Parallel flow amplitude (inch)	0,0000	0,0000	0,0000
Crossflow amplitude (inch)	0,0002	0,0001	0,0001
Turbulent buffeting amplitude (inch)	0,0000	0,0000	0,0000
Tube gap (inch)	0,2500	0,2500	0,2500
Crossflow RHO-V-SQ (lb/ft ² -sec ²)	200,26	542,43	128,53
Bundle Entrance/Exit (analysis at first tube row)		Entrance	Exit
Fluidelastic instability ratio (-)		0,202	0,181
Vortex shedding ratio (-)		0,195	0,168
Crossflow amplitude (inch)		0,00055	0,00064
Crossflow velocity (ft/sec)		19,69	16,92

Fig.10.40

En el modo simulación siempre da como resultado un factor de sobre diseño del 0%.

Performance		
Actual U	(Btu/ft ² -hr-F)	95,70
Required U	(Btu/ft ² -hr-F)	95,45
Duty	(MM Btu/hr)	3,9093
Area	(ft ²)	460,890
Overdesign	(%)	0,27

Fig.10.41

El Modo de simulación (Simulation) se utiliza para predecir las condiciones de salida en función de los cambios en las condiciones de entrada (de ahí su área del 100%).

- Las velocidades en ambos lados, coraza y tubo.

Velocity	m/s	5,26	1,81
----------	-----	------	------

Fig.10.42

- Las verdaderas caídas de presión. Presión calculada.

Pressure Drop. Allow/Calc. kPa | | 43.092 | | 35.699 |

Fig.10.43

- Vibraciones y signos +, nos indican la frecuencia que el equipo es muy chico.

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA BEM Shell With Single-Segmental Baffles				
Shellside condition		Cond. Vapor	(Level 2.2)	
Axial stress loading	(Mpa)	0,000	Added mass factor	1,761
Beta		4,000		
Position In The Bundle				
		Inlet	Center	Outlet
Length for natural frequency	(m)	0,673	0,459	0,673
Length/TEMA maximum span	(-)	0,358	0,244	0,358
Number of spans	(-)	10	10	10
Tube natural frequency	(Hz)	222,8	281,7	222,0 +
Shell acoustic frequency	(Hz)	283,1 +		
Flow Velocities				
		Inlet	Center	Outlet
Window parallel velocity	(m/s)	7,90	5,74	4,99
Bundle crossflow velocity	(m/s)	3,45	4,84	2,18
Bundle/shell velocity	(m/s)	2,92	4,10	1,85
Fluidelastic Instability Check				
		Inlet	Center	Outlet
Log decrement	HTRI	0,025	0,034	0,036
Critical velocity	(m/s)	36,52	77,75	35,03
Baffle tip cross velocity ratio	(-)	0,096	0,063	0,063
Average crossflow velocity ratio	(-)	0,094	0,062	0,062
Acoustic Vibration Check				
		Inlet	Center	Outlet
Vortex shedding ratio	(-)	0,192		
Chen number	(-)	100063		
Turbulent buffeting ratio	(-)	0,142		
Tube Vibration Check				
		Inlet	Center	Outlet
Vortex shedding ratio	(-)	0,112	0,158	0,071
Turbulent buffeting ratio	(-)	0,182	0,255	0,115
Parallel flow amplitude	(mm)	0,001	0,001	0,001
Crossflow amplitude	(mm)	0,005	0,003	0,003
Turbulent buffeting amplitude	(mm)	0,000	0,000	0,000
Tube gap	(mm)	6,350	6,350	6,350
Crossflow RHO-V-SQ	(kg/m-s2)	298,02	807,22	188,29
Bundle Entrance/Exit (analysis at first tube row)				
			Entrance	Exit
Fluidelastic instability ratio	(-)		0,202	0,181
Vortex shedding ratio	(-)		0,195	0,168
Crossflow amplitude	(mm)		0,01407	0,01628
Crossflow velocity	(m/s)		6,00	5,16
Turbulent buffeting amplitude	(mm)		0,000	0,000
Tubesheet to inlet/outlet support	(mm)		None	None
Shell Entrance/Exit Parameters				
			Entrance	Exit
Impingement plate			Yes	
Flow area	(m2)		0,015	0,010
Velocity	(m/s)		12,60	11,65
RHO-V-SQ	(kg/m-s2)		3979,60	5384,33 *
Shell type	BEM	Baffle type	Single-Seg.	
Tube type	Plain	Baffle layout	Parallel	
Pitch ratio	1,2500	Tube diameter, (mm)	25,400	
Layout angle	30	Tube material	Carbon steel	
		Supports/baffle space		
Program Messages				
+ Frequency ratios are based upon lowest natural or acoustic frequency				
* Items with asterisk exceed a conservative lower limit for vibration-free design. Review your case using the procedure described in Online Help; You may find that a vibration problem is unlikely.				

Fig.10.44

10.3 Diseño de separador bifásico V-302

A continuación, se desarrollará el cálculo para el diseño del separador bifásico V-302 de nuestra planta.

Separar fases líquidas de gaseosas (también separación entre fases líquidas como en el caso de los separadores trifásicos) en la corriente de algún proceso, ya sea proveniente desde un pozo de extracción o una corriente de procesos dentro de alguna planta, es una de las operaciones más comunes en la industria del Oil & Gas. Para esta operación es necesario contar con un equipo que nos permita realizar la separación. Esta separación puede ser necesaria por diversos motivos:

- Separar el agua de los hidrocarburos tanto en fase líquida como vapor ya que puede producir problemas de corrosión, condensado en la entrada de algún compresor, taponamiento de válvulas de alimentación de gas/aire de instrumentos por formación de hidratos, etc.
- Para obtener materias primas, ya sea como producto final o fuente para otro proceso.

El separador debe ser diseñado para trabajar en condiciones que pueden cambiar considerablemente con el paso del tiempo (sobre diseño), a pesar de que la separación debe mantener sus especificaciones en los productos.

Para nuestro caso por tratarse de un separador de planta, las condiciones a las que el equipo se encontrará sometido se mantendrán constantes a lo largo del tiempo.

El diseño de este equipo comprende los siguientes aspectos:

- Dimensionamiento del recipiente y su espesor;
- Selección de internos;
- Materiales;
- Dimensionamiento de conexiones

Esta etapa de diseño es muy importante, ya que una vez fabricado no hay mucho por corregir en cuanto a las capacidades del equipo. Un mal dimensionamiento puede repercutir en la producción, generando un cuello de botella, y un sobredimensionamiento genera un gasto excesivo sin necesidad.

10.3.1 Principios de funcionamiento de separadores trifásicos

Los fluidos que procesan estos equipos en la industria del OIL&GAS son mezclas heterogéneas con múltiples componentes, hidrocarburos (líquidos y gaseosos) y agua, todos con distintas densidades y propiedades fisicoquímicas.

10.3.1.1 Equilibrio de fases gas-líquido

Entender el equilibrio entre las fases líquidas y gaseosas es muy importante en el diseño del separador. El equilibrio se logra cuando la velocidad de condensación de las partículas en la fase gaseosa es igual a la velocidad de vaporización de las partículas en la superficie del líquido. La mezcla gas-líquido puede separarse una vez que se logre la condición de equilibrio a un determinado valor de presión y temperatura. Lograr un solo punto de equilibrio en un separador es prácticamente imposible, por lo que una vez definidas las condiciones de proceso, se busca operar el equipo en las condiciones más cercanas a las de equilibrio deseado.

Para esto nos apoyamos en los diagramas de fases, que han sido obtenidos a partir de correlaciones de datos experimentales y de las variables involucradas en el equilibrio de fases: composición, temperatura y presión.

La composición de una determinada corriente de proceso es la variable que define las propiedades de cada una de las fases que se habrán de separar y la proporción de los componentes de la mezcla en cada una de ellas.

A continuación, se muestra un diagrama de fases.

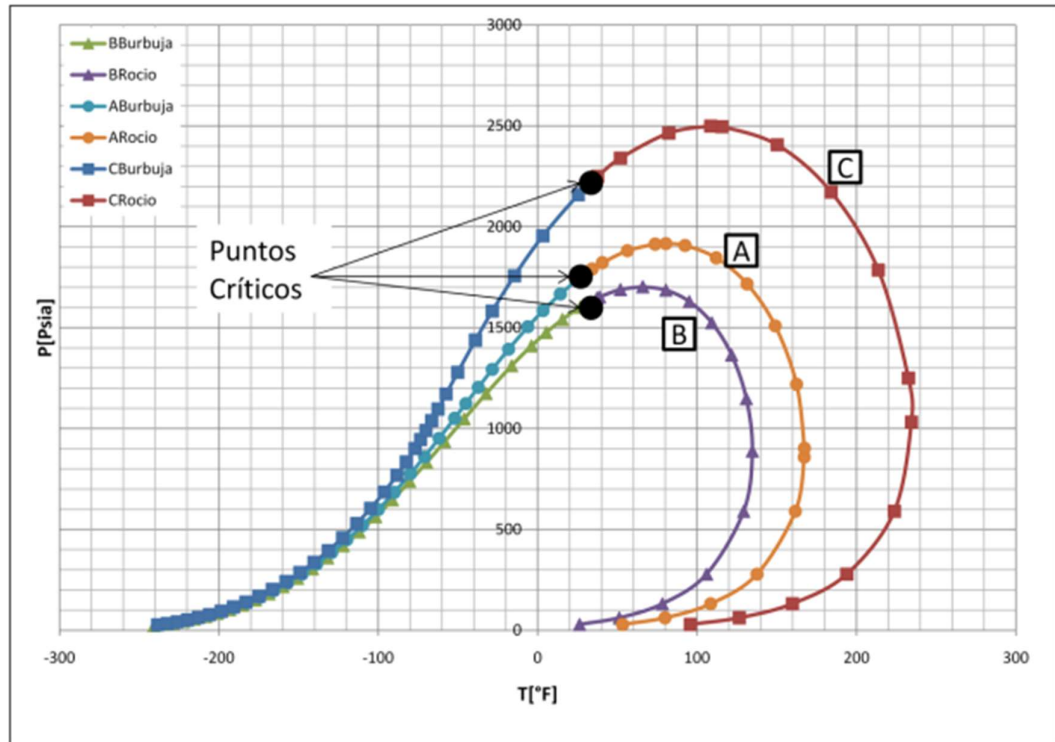


Fig.10.45- Diagrama de fases de P y T

La zona encerrada por las curvas, son las condiciones de P y T a las cuales se tiene una mezcla gas líquido. Se puede apreciar las curvas correspondientes a las temperaturas de burbuja, el punto en el cual la primera burbuja de gas se desprende del líquido, a temperaturas menores la mezcla se encuentra en fase líquida; como así también las curvas correspondientes a las temperaturas de rocío, donde a temperaturas mayores la mezcla se encuentra en fase gaseosa. Los puntos donde se unen las curvas de rocío y de burbuja son los puntos críticos. Por encima de estos puntos las propiedades de las dos fases son muy parecidas.

10.3.1.2 Principios de separación en el equipo

La separación de fases dentro del separador se da por los siguientes fenómenos:

- Diferencia de densidad
- Coalescencia
- Cambio en la cantidad de movimiento

Los fluidos que ingresan al separador tienen componentes de distintas densidades. La primera instancia de separación se da en la placa de choque al ingreso del equipo,

la cual produce un cambio de dirección del fluido. Al venir todas las fases juntas a la misma velocidad, y cambiarle repentinamente su dirección, por tener diferentes densidades van a adquirir distintas velocidades (cambio en la cantidad de movimiento) con lo cual se consigue la separación principal del gas de las fases fluidas, y en menor medida de las fases fluidas entre sí. Luego, el gas continúa su camino atravesando los demister o placas coalescentes donde las partículas pequeñas de gas que no tienen peso propio para decantar se las obliga a entrar en contacto entre sí, unirse, aumentar su masa y finalmente decantar por acción de la gravedad. En tanto los líquidos, luego de separarse del gas se depositan en la parte inferior del recipiente el cual contiene una placa de rebalse que separa la parte de líquidos del recipiente en dos cubas. En la primera, que se encuentra del lado del ingreso del equipo, se da la separación de fases líquidas por acción de la gravedad, y haciendo que la fase más pesada se deposite en el fondo y la más liviana en la parte superior atravesando por sobre la placa de rebalse a la segunda cuba, obteniendo de esta manera las dos fases líquidas separadas y las fases de gas por la parte superior.

10.3.2 Descripción de un separador

Un equipo separador es aquel que nos permite separar las fases de una corriente. Pueden clasificarse según la cantidad de fases que separan, bifásicos o trifásicos, o según la posición del recipiente, en horizontales o verticales. Independientemente de su clasificación, en todos ellos pueden apreciarse 4 secciones principales dentro del recipiente.

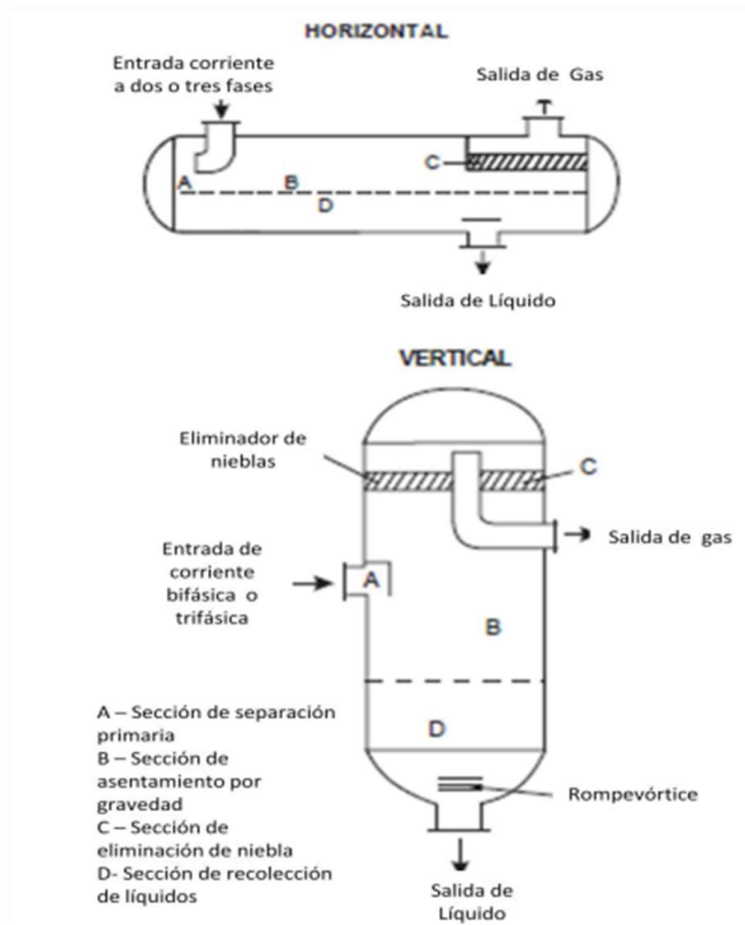


Figura 10.46 - Secciones de un separador

A continuación, vamos a enfocarnos en los separadores verticales, que es el objetivo de este desarrollo.

Los separadores verticales son utilizados para corrientes con una relación gas/líquido alta, por ejemplo, gases prácticamente secos o con una mínima cantidad de líquidos en forma de niebla.

- Elementos internos del separador
- Internos de la sección primaria

La función de las placas de choque, y los codos en el ingreso del separador, es proveer un cambio en la dirección del flujo y al mismo tiempo comenzar con la separación aprovechando el momentum de la fase líquida.

Una desventaja que presentan las placas de choque es que tanto la misma placa como los soportes deben ser capaces de resistir el impacto del fluido a altas velocidades, lo cual produce erosión.

Por otro lado, la ventaja que se tiene con la utilización de codos es que estos producen menor turbulencia disminuyendo la probabilidad de que el líquido vuelva a reincorporarse a la fase gaseosa o que se formen emulsiones.

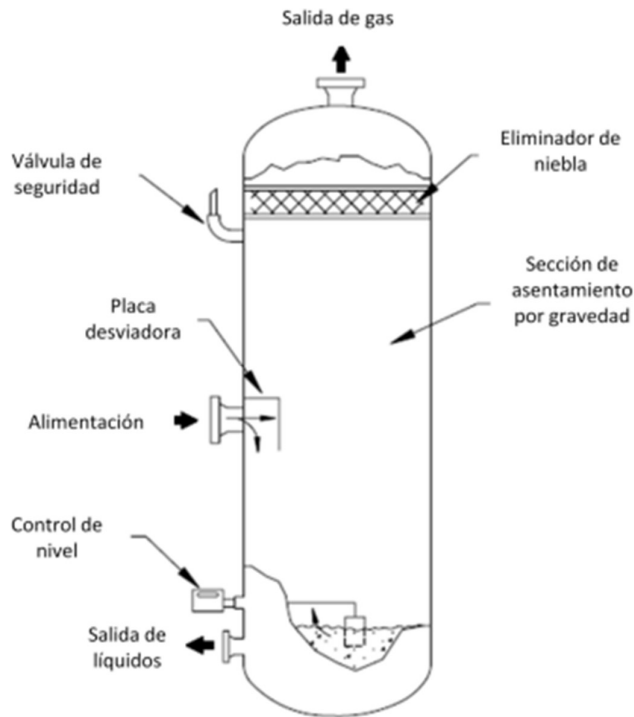


Figura 10.47 - Separador vertical, elementos internos

- **Placas de choque y codos:** Como se mencionó anteriormente la primera fase de la separación se basa en la diferencia de la cantidad de movimiento que se le genera al flujo. Para esto los elementos que se utilizan son los codos de ingreso al equipo (en menor medida), por lo general 3 en el mismo plano, y el elemento principal de este fenómeno es la placa de choque, sobre la cual el flujo choca directamente y cambia su dirección provocando el efecto de cambio de cantidad de movimiento.
- **Eliminadores de niebla:** hay distintos dispositivos para eliminar las pequeñas partículas de líquido arrastradas en el gas.

- **Eliminadores tipo Vane**: es un elemento constituido por una serie de placas paralelas con colectores de líquido que llevan el líquido acumulado hasta el fondo del equipo. Estas placas obligan al gas a cambiar de dirección varias veces haciendo que las gotas impacten contra las placas y caigan al colector.

La cantidad de placas y el espacio entre ellas proporciona diferentes grados de separación, pero es necesario hacer un análisis para dimensionar la cantidad de placas ya que un exceso de ellas termina siendo contraproducente por la caída de presión que generaría.

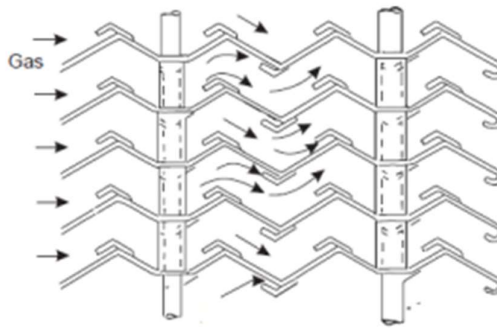


Figura 10.48 - Interno tipo Vane

Eliminadores de redes de malla: este tipo de dispositivos permiten eliminar las partículas de líquido más pequeñas, incluso menores a 10 micrones. Consiste en arreglos de alambres entrelazados, que proporcionan amplias superficies para entrar en contacto con el gas.

A diferencia de los eliminadores tipo vane, estos últimos tienen la capacidad de tratar fluidos más sucios que los de malla.

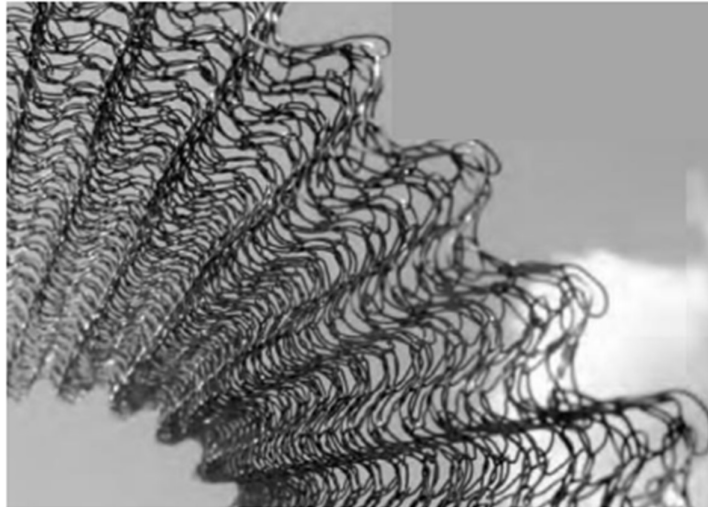


Fig. 10.49 - Eliminadores tipo malla

- **Internos auxiliares**

Rompedor de vórtice: el líquido al salir del separador por las boquillas de descarga tiende a formar vórtices en ese punto, con el riesgo de arrastre de gas a través de la salida de líquido. Es por esto por lo que se instala este dispositivo. Existen de distintos tipos:

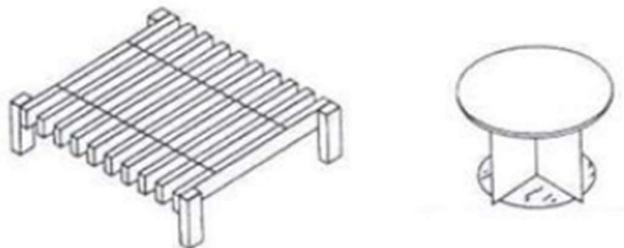


Figura 10.49- Rompe vórtices

Rompeolas: las olas producidas en el separador, además de reincorporar líquido en el gas, afecta la medición en los controles de nivel, por lo cual es necesario eliminar el oleaje. Las placas rompeolas suelen colocarse a uno y dos tercios del espacio entre tangentes. Pueden utilizarse placas perforadas o placas planas con espacio para que el fluido circule por encima y por debajo de ellas.

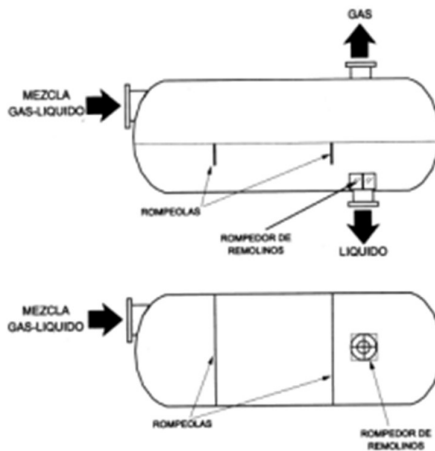


Figura 10.50 - Rompeolas

Placas coalescedoras: en algunos casos pueden utilizarse para facilitar la separación de dos fases líquidas, permiten incrementar el tamaño de las partículas de la fase dispersa reduciendo el tiempo necesario para lograr la separación, también logran reducir la turbulencia facilitando la separación. Ayudan a disminuir el tiempo de residencia, aunque se su desempeño se ve afectado con productos parafínicos.

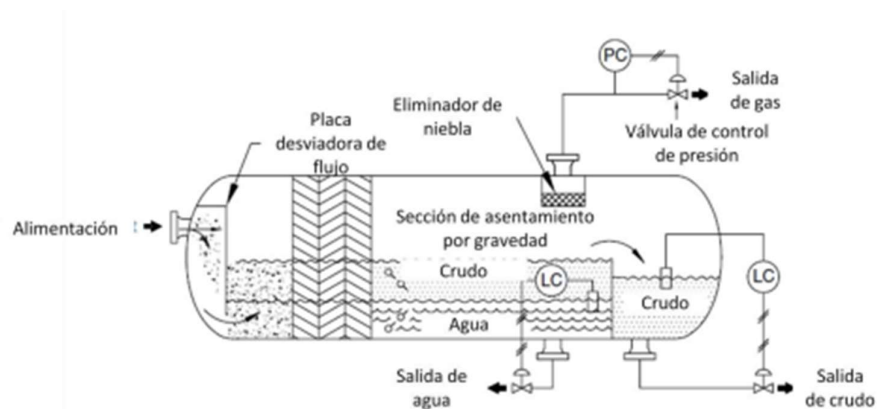


Figura 10.52 - Placas Coalescedoras

10.3.3 Consideraciones de diseño

Documentación de referencia:

- API 12J Especificación para Separadores de Petróleo y Gas
- Gas Processors Suppliers Association Data Book
- ASME Sección VIII División 1

Condiciones de diseño: gas, gasolina

- Caudal de gas de diseño: $Q_g (\text{Sm}^3/\text{día}) = 365000$
- Caudal de gasolina: $Q_l (\text{m}^3/\text{día}) = 55,2$
- Temperatura de operación $T(^{\circ}\text{C}) = 65$
- Temperatura de diseño $T_d (^{\circ}\text{C}) = 90/-11$ @ 20 Kg/cm²
- Presión de operación $P (\text{Kg}/\text{cm}^2) = 4,2$
- Presión de diseño $P_d (\text{kg}/\text{cm}^2\text{-}\#150) = 20$ @ 90°C

Propiedades de los fluidos

- Densidad del líquido(kg/m³) $\rho_o = 666,4$
- Viscosidad del líquido (cP) $\mu_o = 0,2553$
- Densidad del gas (Kg/m³) $\rho_g = 3,409$
- Viscosidad del gas (cP) $\mu_g = 0,0088$
- Peso molecular $PM = 40,43$

Internos del Separador

Los internos propuestos para el separador consisten en:

- Placa de choque perpendicular de perfiles ángulo
- Eliminador de niebla tipo vane
- Rompe vórtices en la salida hidrocarburo

Se supone un diámetro de 48” y un largo de 10’, a verificar a continuación mediante cálculo.

Conexiones propuestas para todas las acometidas del equipo.

Conexiones				
Diámetro (in)	Tipo	Serie	SCH	Servicio
8	WNRF	#150	80	ENTRADA DE FLUIDO
6	WNRF	#150	80	SALIDA DE GAS
1	WNRF	#150	80	SALIDA DE LIQUIDO
2	WNRF	#150	80	VALVULA DE SEGURIDAD
3/4"	WNRF	#150	40	VISORES DE NIVEL
24	WNRF	#150	40	ENTRADA DE HOMBRE
2	WNRF	#150	80	DRENAJE
3/4"	WNRF	#150	40	TRANSMISORES DE NIVEL
3/4"	WNRF	#150	40	TRANSMISOR DE PRESION
3/4"	WNRF	#150	40	TERMOMETRO
4	WNRF	#150	40	ANODOS DE SACRIFICIO

Tabla 10.1 - Conexiones propuestas para todas las acometidas del equipo

10.3.3.1 Diseño

Para calcular la capacidad máxima de procesamiento de gas del equipo, se considera que el equipo opere a un 40% de su altura inundado con líquido.

A partir de esta consideración, el 40% del área transversal se utilizará para el líquido y el 60% restante para el flujo de gas.

$$\text{Área transversal del separador} = \pi \times D^2/4$$

$$\text{Área disponible para el flujo de gas} = 0,7 \text{ m}^2$$

7.4.3.2 Determinación del máximo caudal de gas

El máximo caudal de gas en el equipo se determina a partir de la velocidad máxima permitida para el gas, la cual depende de las densidades del gas y del líquido en condiciones de operación y del área disponible.

Para calcular la máxima velocidad permitida de gas, se utiliza la siguiente ecuación, que se basa en una modificación de las Ley de Stokes:

$$v_a = 0.3048 \times K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde:

V_a = velocidad superficial máxima permitida del gas a través de la sección [m/s];

D_L = densidad promedio del líquido en condiciones de operación [Kg/m^3];

D_G = densidad del gas en condiciones de operación [Kg/m^3];

K = constante dependiente de las condiciones de diseño y de operación [m/s]

Las densidades de los fluidos a condiciones de operación fueron obtenidas de la simulación del proceso mediante el software Hysys.

$$D_L = 666,4 \text{ [Kg/m}^3\text{]};$$

$$D_G = 3,409 \text{ [Kg/m}^3\text{]};$$

La determinación de la constante K se obtiene de acuerdo con la siguiente tabla:

Type Separator	Height or Length L (ft)	Typical K-factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	10	0.18 to 0.35
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	0.40 to 0.50 × (L/10) ^{0.56}
Spherical	All	0.2 to 0.35

Tabla 10.2 - Factor K para determinar la velocidad superficial máxima admisible- API 12J

La distancia efectiva para la separación de gas de la fase líquida se considera como aquella entre la salida de la placa de choque y el primer eliminador de niebla que se utilice.

En nuestro caso, se propone un eliminador de niebla transversal ubicado a los 2400 mm.

En base a lo expuesto anteriormente y la tabla xxxx, se obtiene:

$$K = 0,437$$

Para el calcula del factor anterior adoptamos un factor de 0,5, lo que implica el caso más conservador.

El área mínima para el flujo de gas de calcula a partir de las condiciones de operación y de la velocidad superficial máxima.

$$A_{G \min} = \frac{Q_G}{v_a} \quad \text{Ec. 2}$$

$$Q_{std} = Q_G \times \frac{T_{std}}{T_{op}} \times \frac{P_{op}}{P_{std}} \times \frac{Z_{std}}{Z_{op}} \quad \text{Ec. 3}$$

Donde:

A_{Gmin} = área de flujo mínima para el gas (m^2);

Q_G = caudal de gas en condiciones de operación (m^3/d);

Q_{STD} = caudal de gas en condiciones estándar (T_{STD} y P_{STD}) (Sm^3/d);

T_{OP} = temperatura de operación (K);

T_{STD} = temperatura estándar = 278,15 K;

P_{OP} = presión de operación (Kg/cm^2);

P_{STD} = presión estándar = 1,033 Kg/cm^2 ;

Z_{STD} = factor de compresibilidad del gas en condiciones estándar = 0,9977;

Z_{OP} = factor de compresibilidad del gas en condiciones de operación

Como dato de partida tenemos que nuestro Q_{STD} = 350000 Sm^3/d , utilizando la ecuación 3 tenemos que:

$$Q_G = 101440,35 \text{ m}^3/d$$

De la ecuación 1, tenemos que $V_a = 1,85 \text{ m/s} = 6660 \text{ m/h}$

Introduciendo los datos obtenidos anteriormente en la ecuación 2, obtenemos:

$$A_{Gmin} = 0,634 \text{ m}^2$$

Entonces para nuestro caso $A_{Gmin} = 0,634 \text{ m}^2 < \text{área disponible para el flujo de gas}$.

Con el cual el diámetro propuesto (48") verifica para procesar nuestro caudal de proceso.

7.3.3.3 Determinación del máximo caudal de líquido

La capacidad de separación de líquido está dada en función del tiempo de retención necesario para la separación y del área de interfaz líquido-gas disponible. Una buena separación requiere suficiente tiempo como para alcanzar las condiciones de equilibrio entre la fase líquida y la gaseosa a las condiciones de presión y temperatura de operación.

La capacidad de procesamiento de hidrocarburo se basa normalmente en un tiempo de retención de 1 minuto suponiendo que no hay formación de espuma y la gravedad API es mayor a 35°. Para gravedades API menores el tiempo de retención necesario es mayor.

Los tiempos de retención recomendados para separadores bifásicos son:

Oil Gravities	Minutes (Typical)
Above 35° API	1
20° – 30° API	1 to 2
10° – 20° API	2 to 4

Tabla 10.3- Tiempos de retención de líquido para separadores bifásicos- API 12J

Para determinar la capacidad de procesamiento de líquido del separador nos basaremos en las siguientes ecuaciones.

$$V_{liq} = Q_{liq} \times t / 1440 \quad \text{Ec. 4}$$

Donde

t= tiempo de residencia (minutos);

V_{liq} = volumen disponible para el líquido en el recipiente (m^3);

Q_{liq} = máximo caudal de procesamiento del separador ($m^3/día$);

$$°API = 141,5/d_{rel} - 131,5 \quad \text{Ec. 5}$$

Donde

D_{rel} = densidad relativa al agua ($d_{agua}=1$)

De la ecuación 5 obtenemos $^{\circ}API= 80,83$, y de la tabla 10.2.9, $t=1$.

Teniendo en cuenta la suposición de un largo de 10' (3,048 m) y área disponible para el líquido de 40% del recipiente ($0,46 \text{ m}^2$), obtenemos $V_{liq}=1,40 \text{ m}^3$.

Reemplazando en la ecuación 4, tenemos:

$Q_{liq}= 2026 \text{ m}^3/\text{día}$

Lo cual verifica para nuestro caudal de proceso de $55 \text{ m}^3/\text{día}$

7.3.3.4 Cálculo del diámetro de las boquillas

Para el cálculo del diámetro de las boquillas necesitamos como datos de entrada el caudal que las va a atravesar y la velocidad máxima permitida según el tipo de fluido. Para esto último contamos con la siguiente tabla de la API 12J.

Servicio de la boquilla	Velocidad (ft/s)
Alimentación líquida	≤ 10
Salida de líquido	≤ 15
Salida de gas	$< 60 / (\rho_{\text{gas}})^{0,5}$
Alimentación bifásica, separador sin extractor de niebla	≤ 45 $/(\rho_{\text{mezcla}})^{0,5}$
Alimentación bifásica, separador con extractor de niebla	$\leq 60/$ $(\rho_{\text{mezcla}})^{0,5}$

Tabla 10.4- Velocidad máxima permitida de fluidos- API 12J

Q_i = caudal bifásico de ingreso al separador ($\text{m}^3/\text{día}$);

Q_g =caudal de gas ($\text{m}^3/\text{día}$);

Q_{liq} =caudal de líquido a la salida del separador ($\text{m}^3/\text{día}$);

El área de la boquilla se determina mediante la siguiente formula:

$$A_b = Q / \text{vel} \quad \text{ec.6}$$

La máxima velocidad permitida para cada corriente se obtiene de la tabla anterior y se convierte a m/s, con lo cual tenemos:

$$V_i = 4,22 \text{ m/s};$$

$$V_g = 39,9 \text{ m/s};$$

$$V_{liq} = 1 \text{ m/s};$$

Teniendo estos valores, más los caudales de cada corriente, tomamos la ecuación 6 verificamos si cumple con las consideraciones expuestas en la Tabla 10.2.1.

$A_{bi} = 6,61''$, es menor al supuesto de 8''. Verifica.

$A_{bg} = 4,91''$, es menor al supuesto de 6''. Verifica.

$A_{bL} = 0,63''$, es menor al supuesto de 1''. Verifica.

10.3.3.5 Calculo de presión de diseño

Se realizará el cálculo de espesor de cuerpo y cabezales, de acuerdo con el código ASME sección VIII Division 1, para una presión de trabajo de 5 Kg/cm².

Se considera un margen de sobrepresión de un 10%, por lo cual la presión de diseño será de 5,5 kg/cm².

10.4.3.6 Determinación de la eficiencia de junta

Para este cálculo se considera una junta de Tipo 1, con radiografiado total, lo que implica una eficiencia de junta $E=1$.

10.3.3.7 Presión de diseño para la envolvente

Para calcular el espesor de diseño, se considera que, si el espesor de la pared no es mayor que la mitad del radio interno o la presión no es mayor que 0,385 veces la tensión admisible del material, entonces se aplica la siguiente ecuación:

$$t_d = \frac{PR}{SE + 0,4P}$$

Donde P es la presión de diseño, R es el radio externo del recipiente, S es la tensión admisible del material y E es la eficiencia de junta.

$P = 5 \text{ Kg/cm}^2$

$$R= 609,6 \text{ mm}$$

$$S= 138\text{MPa (SA 516 Gr 70)}$$

$$E= 1 \text{ (Radiografiado 100\%)}$$

Aplicando la ecuación anterior, se tiene:

$$t_d= 21,77 \text{ mm}$$

el espesor calculado para la envolvente es de 21,77 mm.

10.4.3.8 Presión de diseño para cabezal semielíptico

El espesor para esta geometría se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$t_d = \frac{PD}{2SE - 0,2P}$$

Donde P es la presión de diseño, D es el diámetro interno de la tapa, S es la tensión admisible del material y E es la eficiencia de junta.

$$P= 5 \text{ Kg/cm}^2$$

$$D= 1129.4 \text{ mm}$$

$$S= 138\text{MPa (SA 516 Gr 70)}$$

$$E= 1 \text{ (Radiografiado 100\%)}$$

Aplicando la ecuación anterior:

$$t_d= 20,53 \text{ mm}$$

el espesor calculado para los cabezales es de 20,53 mm.

10.3.3.9 Corrosión admisible

De acuerdo con antecedentes relevados de equipos sometidos a presión tratando fluidos directos de pozo, condición más desfavorable a la que será sometido este equipo por procesar fluidos limpios, se tiene que la tasa de corrosión para el mismo

material es de 1,1 mm/año. Además, se estima el tiempo de vida útil de este equipo entre 15 y 20 años para el cálculo del espesor de corrosión admisible.

Para una chapa comercial de 38,1 mm (1 ½”), el espesor de corrosión correspondiente a la envolvente del recipiente es de 16,33 mm. Con este espesor, se obtiene una vida útil del equipo de 14,84 años.

10.3.3.10 Presión máxima admisible

El espesor que se utilizará para este cálculo corresponde al espesor nominal de la chapa comercial detallada anteriormente (38,1 mm).

Para realizar este cálculo, se considera que si el espesor de la pared no es mayor que la mitad del radio interno o la presión no es mayor que 0,385 veces la tensión admisible del material puede utilizarse la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

Donde t es el espesor total, incluido el espesor de corrosión, P es la presión de diseño, R es el radio interno del recipiente, S es la tensión admisible del material y E es la eficiencia de junta.

$$P = 5 \text{ Kg/cm}^2$$

$$R = 566,06 \text{ mm}$$

$$S = 138 \text{ MPa (SA 516 Gr 70)}$$

$$E = 1 \text{ (Radiografiado 100\%)}$$

Despejando P y reemplazando:

$$P = \frac{tSE}{0,6t + R}$$

La MAWP del equipo es de 8,92 Kg/cm².

De acuerdo con este cálculo y la clasificación ASME 16.34, las conexiones bridadas a utilizar deberán ser clase #150.

11. Informe de Impacto Ambiental

Según la ley 1875 anexo IV las actividades de industria química requieren la presentación de un informe ambiental. Esto se debe a que se supone, en principio, provocan un impacto bajo.

11.1 Ubicación del proyecto

La planta de Producción de Olefinas se encontrará ubicada en la ciudad de Plaza Huincul. Su localización podrá ser definida por las coordenadas: Latitud = $-38,93^{\circ}$ ($38,93^{\circ}\text{S}$) y Longitud = $-69,153^{\circ}$ ($69,153^{\circ}\text{O}$).

El predio pertenece al parque industrial de Plaza Huincul en la provincia de Neuquén y se encuentra dentro del ejido urbano de dicha ciudad.

El terreno tiene 62500 m² aproximadamente (250m x 250m aprox)

La localidad de Plaza Huincul posee buenas vías de acceso vial a través de la ruta nacional N° 22 y la ruta nacional N° 17.



11.2 Recursos demandados. Tipos y cuantificación.

Considerando las tres etapas: Construcción, operación y abandono

Se presenta una caracterización de las materias primas, insumos y suministros, bajo condiciones normales de operación.

MATERIAS PRIMAS	ETAPA DEL PROYECTO	CANTIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	TRANSPORTE	FORMA DE ALMACENAMIENTO
Nafta Virgen	Operación	700	M3/día	Camión	Tanque
Agua	Operación	840	M3/día	Acueducto	Tanque

Tabla 11.1 Materias primas

INSUMOS	ETAPA DEL PROYECTO	CONSUMO	UNIDAD DE MEDIDA	COMENTARIOS
Energía Eléctrica	Operación	13.056	Kwh/día	Para bombas y compresores, alumbrado y oficinas.
Gas	Operación	822	M3/día	Para hornos.
Agua	Operación, construcción	465	M3/día	Para intercambio calórico.

Tabla 11.2 Insumos

11.3 Efluentes del proyecto

Considerando las tres etapas: Construcción, operación y abandono

11.3.1 Emisiones

COMPUESTO	ETAPA DEL PROYECTO	EMISIÓN (kg/h)	CONCENTRACIÓN MÁXIMA ($\mu\text{g}/\text{m}^3$) ó ppm	CONCENTRACIÓN MÁXIMA DE ACUERDO REGLAMENTACIÓN ($\mu\text{g}/\text{m}^3$) ó ppm	OBSERVACIONES
CO2	Operación				

Tabla 11.3 emisiones

11.3.2 Vertidos

IDENTIFICACIÓN DE LA FUENTE DE DESCARGA	ETAPA DEL PROYECTO	VOLUMEN DE DESCARGA	DURACIÓN DE DESCARGA	DESTINO DEL EFLUENTE	TIPO DE MANEJO DEL EFLUENTE
Residuos cloacales	Construcción-Operación	990 m3/día		Pozo Negro	Alcantarillado

Tabla 11.4 vertidos

11.3.3 Residuos

IDENTIFICACIÓN DE RESIDUOS	ETAPA DEL PROYECTO	CANTIDAD DE RESIDUOS	FRECUENCIA DE GENERACIÓN	DESTINO DE RESIDUOS GENERADOS
Residuos domiciliarios	Operación	---	Diario	Basurero Municipal
Residuos Industriales	Operación	---	Diario	EET
Residuos Civiles	Construcción	---	Semanal	Terciarización

Tabla 11.5 residuos

11.4 – Identificación y valoración de impactos

11.4.1 Identificación de impactos

A continuación, se identifican los impactos a partir del análisis de la interacción entre las acciones del proyecto y los factores y subfactores del entorno en las tres fases.

11.4.1.1 Árbol de acciones

En el árbol de acciones se describen todas las acciones causadas por la ejecución del proyecto en sus tres fases.

ÁRBOL DE ACCIONES			
	Fase	Elemento	Acciones
PROYECTO	Construcción	Movimiento de suelos	Tránsito de vehículos
			Emisión de ruidos y vibraciones
			Relleno, compactación y nivelación
			Emisión de polvo

			Desmante
		Obrador	Residuos
			Líquidos Cloacales
			Demanda de personal
		Obra civil y montaje	Excavaciones
			Emisión de ruidos y vibraciones
			Tránsito de vehículos
			Montaje de Instalaciones
		Operación	Planta
	Almacenamiento de productos		
	Almacenamiento de insumo		
	Emisiones de gases de antorcha		
	Emisión de gases por apagado de antorcha		
	Emisión de gases de combustión de calderas y hornos.		
Producción de residuos industriales.			
Emisión de ruidos.			
Operación de carga y descarga.			
Demanda de mano de obra.			
Instalaciones auxiliares	Descargaderos.		
	Piletas API.		
Abandono	Planta	Generación de residuos de desmantelamiento.	

			Despidos.
--	--	--	-----------

Tabla 11.5 Árbol de acciones

En la tabla siguiente se marcan los factores que se consideran serán afectados en todas las fases y una breve descripción del tipo de afectación.

Factores para considerar	Fases			Descripción somera de la afectación
	Construcción	Operación	Abandono	
Aire	X	X	X	Emisiones de polvo y gases.
Suelo	X	X	X	Tránsito de vehículos
Hidrología Subterránea	X	X	---	Posibles derrames, aguas cloacales.
Flora	X	X	---	Eliminación de especies
Fauna	X	X	---	Modificación del entorno de la fauna
Paisaje	X	X	X	Alteración del paisaje intrínseco.
Población	X	X	X	Demanda de mano de obra y Despidos

Recursos humanos	---	X	X	Contratación de personal.
Economía	X	X	X	Modificación de la actividad productiva de la zona (mano de obra, despidos, etc.)
Infraestructura	X	X	---	Demanda de servicios públicos (gas, agua, electricidad)

Tabla 11.6 Factores afectados

11.4.1.3 Identificación de impactos

Las acciones que el proyecto puede generar sobre el medio son las causas que provocan los impactos, estas pueden ser agrupadas de dos formas:

Acciones operativas: son aquellas que la actividad produce por el solo hecho de su concepción, construcción, operación y abandono.

Acciones accidentales o de contingencias: son todo hecho o acción, de origen natural o humano, cuya ocurrencia involucra un riesgo potencial. Son aquellas que se producen como consecuencia de una emergencia, es decir lo que acontece cuando, de una circunstancia o combinación de circunstancias, surge un fenómeno inesperado de índole accidental, que debe ser controlado a fin de evitar daños, lo que se denomina Contingencia.

En la tabla siguiente se describen los impactos Operativos y por Contingencias en las tres fases que actúan sobre cada factor.

Fase: CONSTRUCCION		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	N°	Operativos
Aire	1	Alteración por emisiones de gases y polvos
Suelo	2	Alteración por tránsito de vehículos
Hidrología subterránea	3	Alteración por derrames accidentales.
	4	Alteración por descarga de vertidos cloacales.
Flora	5	Alteración por eliminación de especies.
Fauna	6	Alteración por modificación del entorno natural.
Paisaje	7	Alteración del paisaje intrínseco.
Factores Afectados	N°	Por Contingencias
Población	1	Riesgo de accidentes.
	2	Escasez de recursos.
Impactos Positivos		
Factores Afectados	N°	Operativos
Población	1	Mano de obra.
Economía	2	Aporte a la economía del pueblo

Tabla 11.7 Impactos operativos fase de construcción

Fase: OPERACION		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	N°	Operativos
Aire	1	Alteración por emisiones de gases de combustión.
Suelo	2	Alteración por tránsito de vehículos
Hidrología Subterránea	3	Alteración por derrames accidentales.
	4	Alteración por descarga de vertidos cloacales
Flora	5	Alteración por eliminación de especies.
Fauna	6	Alteración por modificación del entorno natural.
Paisaje	7	Alteración del paisaje intrínseco
Infraestructura	8	Demanda de agua, electricidad y gas natural
Factores Afectados	N°	Por Contingencias
Población	1	Riesgo de accidente por movimiento de camiones
Suelo	2	Riesgo de afectación del suelo por derrames de hidrocarburos
Recursos Humanos	3	Riesgo de accidente de personal
Impactos Positivos		
Factores Afectados	N°	Operativos
Economía	1	Aumento en la renta de la población
Población	2	Demanda de mano de obra.

Tabla 11.8 Impactos operativos fase de operación

Fase: ABANDONO		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Afectación por emisión de polvo.
Paisaje	2	Afectación del paisaje intrínseco, en caso de no desmantelar por completo.
Recursos humanos	3	Afectación por despido de personal.
Economía	4	Afectación por disminución de la renta.
Factores Afectados	Nº	Por Contingencias
Suelo	6	Riesgo de afectación del suelo por derrames de hidrocarburos.
Recursos Humanos	7	Riesgo de accidente de personal.
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Población	8	Demanda de mano de obra.
Infraestructura	9	Mayor disponibilidad de servicios.

Tabla 11.9 Impactos operativos fase de abandono

11.5 Valoración de los impactos Operativos

La valoración se realiza considerando la *Importancia* del Impacto, es decir la categoría del efecto de una acción sobre un determinado factor afectado de acuerdo con lo estipulado por la Resolución 25/04 de la Secretaría de Energía de la Nación.

11.5.1 Cálculo de la Importancia

Para el cálculo de la Importancia se han tomado solamente los impactos negativos por ser ellos los que gravitaran sobre la viabilidad ambiental del proyecto. La expresión adoptada es la correspondiente a la metodología propuesta por Vicente Conesa Fernández – Vítora y adoptada por la Resolución 25/04.

$$\text{Importancia} = \pm [3 I + 2 EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC] \quad (1)$$

Dónde:

I = Intensidad

EX = Extensión

MO = Momento

PE = Persistencia

RV = Reversibilidad

SI = Sinergia

AC = Acumulación

EF = Efecto

PR = Periodicidad

MC = Recuperabilidad

Criterios de valoración:

Intensidad	
Grado de perturbación que imponen las acciones del proyecto al valor ambiental asignado al factor.	
Extensión	
Puntual	Cuando la acción impactante produce una alteración muy localizada en el entorno considerado.
Parcial	Cuando la acción impactante produce una alteración apreciable en el entorno considerado.
Extenso	Cuando la acción impactante produce una alteración en una gran parte del entorno considerado.
Total	Cuando la acción impactante produce una alteración generalizada en el entorno considerado.
Momento	
Largo Plazo	> 5 años
Medio Plazo	1 – 5 años
Inmediato	< 1 año
Crítico	Circunstancia crítica
Persistencia	
Tiempo de permanencia del efecto desde su aparición hasta su posible desaparición.	
Fugaz	< 1 año
Temporal	1 –10 años

Permanente	> 10 años
Reversibilidad	
La capacidad que tiene el factor afectado de revertir el efecto por medios naturales.	
Corto Plazo	< 1 año
Medio Plazo	1 –10 años
Irreversible	> 10 años
Recuperabilidad	
La posibilidad de revertir el efecto por medio de la intervención humana.	
Corto Plazo	< 1 año
Medio Plazo	1 –10 años
Irreversible	> 10 años

Tabla 11.10 Criterios de validación

Fase: Construcción													
Cálculo de la Importancia													
				Impactos									
				Operativos									
ATRIBUTO	CARÁCTER	VAL	PES	1	2	3	4	5	6				
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)											
INTENSIDAD	Baja	1											
	Media	2											
	Alta	4	3	1	1	8	1	1	1				
	Muy alta	8											
	Total	12											
EXTENSIÓN	Puntual	1											
	Parcial	2											
	Extenso	4	2	1	1	4	1	1	1				
	Total	8											
	Crítica	(+ 4)											
MOMENTO	Largo plazo	1											
	Medio plazo	2	1	1	4	1	1	1					
	Inmediato	4											
	Crítico	(+ 4)											
	Fugaz	1	1	1	4	4	4	4					

PERSISTENCIA	Temporal	2																
	Permanente	4																
REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1																
	Medio plazo	2	1	1	1	2	2	2	2									
	Irreversible	4																
SINERGIA	Sin sinergismo	1																
	Sinérgico	2	1	1	1	1	1	1	1									
	Muy sinérgico	4																
ACUMULACIÓN	Simple	1	1	1	1	4	1	1	1									
	Acumulativo	4																
EFECTO	Indirecto	1	1	4	4	4	1	1	1									
	Directo	4																
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1	1	2	1	4	4	4	4									
	Periódico	2																
	Continuo	4																
RECUPERABILIDAD	Recuperación inmediata	1																
	Recuperable medio plazo	2	1	1	1	4	4	4	4									
	Mitigable	4																
	Irrecuperable	8																
IMPORTANCIA				20	16	59	23	23	23									

Tabla 11.11 Cálculo de la importancia fase de construcción

Fase: Operación														
Cálculo de la Importancia														
				Impactos										
				Operativos										
ATRIBUTO	CARÁCTER	VAL	PES	1	2	3	4	5	6	7	8			
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)												
INTENSIDAD	Baja	1												
	Media	2												
	Alta	4	3	1	1	1	8	1	2	2	1			
	Muy alta	8												
	Total	12												
EXTENSIÓN	Puntual	1												
	Parcial	2												
	Extenso	4	2	1	1	1	4	1	1	1	1			
	Total	8												
	Crítica	(+ 4)												
MOMENTO	Largo plazo	1												
	Medio plazo	2	1	1	1	1	4	1	1	1	4			
	Inmediato	4												
	Crítico	(+ 4)												
	Fugaz	1	1	1	4	1	4	4	4	4	4			

PERSISTENCIA	Temporal	2																	
	Permanente	4																	
REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1																	
	Medio plazo	2	1	2	2	1	2	2	4	4	2								
	Irreversible	4																	
SINERGIA	Sin sinergismo	1																	
	Sinérgico	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1								
	Muy sinérgico	4																	
ACUMULACIÓN	Simple	1																	
	Acumulativo	4	1	1	1	1	4	1	1	1	1								
EFECTO	Indirecto	1																	
	Directo	4	1	4	1	4	4	1	4	4	4								
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1																	
	Periódico	2	1	4	4	1	4	4	4	4	4								
	Continuo	4																	
RECUPERABILIDAD	Recuperación inmediata	1																	
	Recuperable medio plazo	2	1	2	4	1	4	4	4	4	4								
	Mitigable	4																	
	Irrecuperable	8																	
IMPORTANCIA			21	23	16	59	23	23	23	29									

Tabla 11.12 Cálculo de la importancia fase de operación

Fase: Abandono														
Cálculo de la Importancia														
				Impactos										
				Operativos										
ATRIBUTO	CARÁCTER	VAL	PES	1	2	3	4	5						
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)												
INTENSIDAD	Baja	1												
	Media	2												
	Alta	4	3	1	2	1	1							
	Muy alta	8												
	Total	12												
EXTENSIÓN	Puntual	1												
	Parcial	2												
	Extenso	4	2	1	1	1	1							
	Total	8												
	Crítica	(+ 4)												
MOMENTO	Largo plazo	1												
	Medio plazo	2	1	4	4	4	4							
	Inmediato	4												
	Crítico	(+ 4)												
PERSISTENCIA	Fugaz	1	1	1	4	1	1							
	Temporal	2												

	Permanente	4																	
REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1																	
	Medio plazo	2	1	1	4	1	1												
	Irreversible	4																	
SINERGIA	Sin sinergismo	1																	
	Sinérgico	2	1	1	1	1	1												
	Muy sinérgico	4																	
ACUMULACIÓN	Simple	1																	
	Acumulativo	4	1	1	1	1	1												
EFECTO	Indirecto	1																	
	Directo	4	1	4	4	4	4												
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1																	
	Periódico	2	1	1	4	1	1												
	Continuo	4																	
RECUPERABILIDAD	Recuperación inmediata	1																	
	Recuperable medio plazo	2	1	1	4	4	4												
	Mitigable	4																	
	Irrecuperable	8																	
IMPORTANCIA				19	34	22	22												

Tabla 11.13 Calculo de la importancia fase de abandono

11.6 Impactos por Contingencias

Al considerar las acciones por contingencias estas se evaluarán a través de la *Estimación del Riesgo*.

11.6.1 Estimación de los riesgos

La Estimación del Riesgo, por causa de los impactos por contingencias se evalúa de la siguiente manera:

$$\text{Estimación de Riesgo (ER)} = \text{Amenaza (A)} \times \text{Vulnerabilidad (V)}$$

a) Amenaza (A)

$$\text{Amenaza (A)} = \text{Control (C)} + \text{Ocurrencia (O)}$$

a.1 Control: Se obtiene a partir de las consideraciones expresadas en la tabla

Control	Valor
No controlado	5
Parcialmente controlado	3
Controlado	1

Tabla 11.14 Control

o controlado: Cuando no existen:

- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento.

Parcialmente controlado: Cuando existen:

- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento pero no son suficientes para evitar que se produzca el impacto ambiental.

Aspecto controlado: Cuando existen:

- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento y las mismas son efectivas para un control total del impacto medioambiental.

a.2 Ocurrencia: Se estima, considerando el periodo de tiempo de duración de la operación. De acuerdo con la ocurrencia se le asigna los valores descriptos en la Tabla.

Ocurrencia	Valor
Muy Frecuente	4
Frecuente	3
Poco Frecuente	2
Ocasional	1

Tabla 11.15 Ocurrencia

b) Vulnerabilidad (V)

Vulnerabilidad (V) = Factor afectado (Fr)+ Magnitud (M)

b.1 Factor afectado: El valor se obtiene de acuerdo con las características:

Factor afectado	Valor
<ul style="list-style-type: none"> • Aire: <ul style="list-style-type: none"> - Calidad del aire • Agua: <ul style="list-style-type: none"> - Superficial - Recarga de acuíferos - Cauces aluvionales - Napa de agua dulce • Procesos • Suelo: <ul style="list-style-type: none"> - Con actividades agrícolas/ganaderas de magnitud • Vegetación: <ul style="list-style-type: none"> - Especies vegetales protegidas y/o singulares • Fauna: <ul style="list-style-type: none"> - Especies protegidas - Puntos de paso o rutas migratorias • Ecosistemas especiales • Socioeconómico: <ul style="list-style-type: none"> - Población: - Recursos Humanos • Infraestructura y núcleos: 	<p>10</p>

- Asentamientos urbanos	
<ul style="list-style-type: none"> • Paisaje • Áreas protegidas • Patrimonio cultural 	8
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: <ul style="list-style-type: none"> - Con actividades ganaderas y/o agrícolas de escasa magnitud - Recreativo 	7
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: <ul style="list-style-type: none"> - No comprendidos en los puntos anteriores • Vegetación: <ul style="list-style-type: none"> - No comprendidos en los puntos anteriores • Fauna: <ul style="list-style-type: none"> - No comprendidos en los puntos anteriores • Infraestructura 	6
<ul style="list-style-type: none"> • Agua: <ul style="list-style-type: none"> - Napa con alto contenido salino. • Suelo: <ul style="list-style-type: none"> - Sin actividades agrícolas / ganaderas - Extractivo 	3
• Suelo:	1

- Ocupado con instalaciones.	
------------------------------	--

Tabla 11.16 Factor afectado

.2 Magnitud: En referencia a la extensión del daño sobre el factor afectado.

Magnitud	Valor
Muy Alta	10
Alta	7
Media	5
Baja	3
Despreciable	1

Tabla 11.17 Magnitud

En la Tabla siguiente se desarrolla el cálculo de la estimación de los riesgos.

Estimación de los Riesgos									
Fases	Impactos por Contingencias	Factores Afectados	Amenaza		Suma	Vulnerabilidad		Suma	Estimación del Riesgo
			Control	Ocurrencia		Factor afectado	Magnitud		
Construcción	Riesgo por movimiento de camiones	Población	1	1	2	10	5	15	30
	Escasez de recursos.	Población	3	2	5	10	3	13	65
Operación	Riesgo por movimiento de camiones	Población	1	4	5	10	7	17	85
	Riesgo por derrame de HC.	Suelo	3	2	5	3	3	6	30
	Riesgo por accidente de personal.	Recursos Humanos	1	4	5	10	3	13	65
Abandono	Riesgo por movimiento de camiones	Población	1	2	3	10	3	13	39
	Riesgo por derrame de HC.	Suelo	3	2	5	3	3	6	30

Tabla 11.18 Estimación de riesgos

11.7 – Declaración de impacto ambiental

11.7.1 Impactos Operativos

Para efectuar el enjuiciamiento de los impactos de acuerdo con su valoración, se toman la escala dada por la Resolución 25/04

JERARQUIA	VALOR
Bajo	0 - 25
Moderado	25 - 50
Critico	> 50

Tabla 11.19 Jerarquía

La clasificación se define de la siguiente manera:

Bajo: de rápida recuperación sin medidas correctoras.

Moderado: la recuperación puede tardar de cierto a bastante tiempo, no necesitando medidas correctoras, o en el peor de los casos ser mitigable necesitando medidas correctoras simples.

Crítico: la recuperación requiere bastante tiempo y como mínimo requiere medidas correctoras más complejas, puede superar el umbral tolerable y en este caso no es recuperable independientemente de las medidas correctoras.

De los impactos tratados y luego valorados resulta el enjuiciamiento detallado en la tabla

Impactos Operativos					
Fase	Factores Afectados	Negativos	Signo	Importancia	Categoría del Impacto
Construcción	Aire	Alteración por emisiones de gases y polvos	(-)	20	Bajo
	Hidrología subterránea	Alteración por derrames accidentales.	(-)	16	Bajo
		Alteración por descarga de vertidos cloacales	(-)	59	Critico
	Flora	Alteración por eliminación de especies.	(-)	23	Bajo
	Fauna	Alteración por modificación del entorno natural.	(-)	23	Bajo
	Paisaje	Alteración del paisaje intrínseco.	(-)	23	Bajo
Operación	Aire	Alteración por emisiones de gases de combustión.	(-)	21	Bajo
	Suelo	Alteración por tránsito de vehículos	(-)	23	Bajo
	Hidrología Subterránea	Alteración por derrames accidentales.	(-)	16	Bajo
		Alteración por descarga de vertidos cloacales	(-)	59	Crítico
	Flora	Alteración por eliminación de especies.	(-)	23	Bajo
	Fauna	Alteración por modificación del entorno natural.	(-)	23	Bajo
	Paisaje	Alteración del paisaje intrínseco	(-)	23	Bajo
	Infraestructura	Demanda de agua, electricidad y gas natural	(-)	29	Moderado
Ab	Aire	Afectación por emisión de polvo.	(-)	19	Bajo

Paisaje	Afectación del paisaje intrínseco, en caso de no desmantelar por completo.	(-)	34	Moderado
Recursos humanos	Afectación por despido de personal.	(-)	22	Bajo
Economía	Afectación por disminución de la renta.	(-)	22	Bajo

Tabla 11.20 Impactos operativos

11.8 Impactos por Contingencias

11.8.1 Estimación del Riesgo

De acuerdo con la categorización:

Riesgo Irrelevante: no requiere acción específica.

Riesgo Tolerable: no requiere medidas adicionales de control.

Riesgo Moderado: requiere medidas para reducir el riesgo.

Riesgo Importante: no se puede dar comienzo a la operación hasta reducir el riesgo.

Riesgo Intolerable: se debe interrumpir la ejecución del proyecto hasta que no se vean las causas que originan el Riesgo.

En la Tabla se detallan los intervalos de encuadre de los valores estimados de los riesgos calculados.

Nivel de Riesgo	
Categoría	Intervalo (Estimación de Riesgo)
Irrelevante	- 30
Tolerable	31 - 70
Moderado	71 - 110
Importante	111 - 160
Intolerable	> 160

Tabla 11.21 Clasificación Nivel de riesgo

De los impactos tratados y luego valorados resulta el enjuiciamiento detallado en la tabla

Fases	Impactos por Contingencias	Factores Afectados	Estimación del Riesgo	Nivel de Riesgo
Construcción	Riesgo por movimiento de camiones	Población	30	Irrelevante
	Escasez de recursos.	Población	65	Tolerable
Operación	Riesgo por movimiento de camiones	Población	85	Moderado
	Riesgo por derrame de HC.	Suelo	30	Irrelevante
	Riesgo por accidente de personal.	Recursos Humanos	65	Tolerable
Abandono	Riesgo por movimiento de camiones	Población	39	Tolerable
	Riesgo por derrame de HC.	Suelo	30	Irrelevante

Tabla 11.22 Nivel de riesgo

11.9 – Plan de gestión ambiental

En la tabla siguiente se presenta una síntesis del tipo y descripción de la/s medidas a introducir a los efectos de minimizar el impacto que ha resultado en el caso de los Operativos o por Contingencias igual o superior a Moderado.

SÍNTESIS DE MEDIDAS DE MINIMIZACIÓN DE IMPACTOS						
IMPACTOS	TIPO DE MEDIDA		FASE	DESCRIPCIÓN	OBJETO	
	Preventiva	Correctiva				
Operativos	Hidrología subterránea	X	Construcción	Disposición adecuada de los efluentes.	Instalación de baños químicos.	
			Operación	Tratamiento de los efluentes para disminuir su impacto.	Instalación de una planta de tratamiento de efluentes.	
	Infraestructura		X	Operación	Optimización del uso del gas, electricidad y agua.	Implementación de sistemas de control, plan de ahorro energético.

	Paisaje	X	Abandono	Desmantelamiento total de la planta.	Contratación de mano de obra para la remoción de todas las instalaciones.
Contingencias	Riesgo por movimiento de camiones	X	Operación	Elaborar un plan de horarios de circulación y señalización adecuada.	Plan de horarios de circulación, señalización, acceso desde la planta a la ruta a 90°.

Tabla 11.23 Minimización de impactos

11.10- Conclusión

Se concluye que según este Informe Ambiental esta planta no produciría impactos ambientales negativos significativos. Este informe no arroja ningún impacto que impida llevar a cabo la realización de nuestra Planta, debido a que se encontrará localizada en el parque industrial el cual ya está destinado para la instalación de este tipo de industria.

Entre los impactos más significativos se encuentra la contaminación de la Hidrología Subterránea (el más importante) para el cual el plan de gestión es la instalación de una planta de tratamiento de efluentes, y la disposición final del agua tratada en dicha planta sería su utilización para riego de la forestación de la propia planta. Con esta propuesta se lograría reducir en gran medida el impacto provocado por la disposición final de los líquidos cloacales.

12. Justificación Económica

12.1 Introducción

Este tipo de análisis en un proyecto se basa en una técnica analítica económico-financiera, a través del cual se verifica la viabilidad del proyecto. Desde el aspecto económico nos enfocamos en la cantidad de dinero que van a demandar los bienes, costos y personal involucrados, y desde lo financiero se abarca la fluidez del movimiento de dinero con el proyecto en funcionamiento.

Para este análisis tomamos como entrada la información recopilada en el capítulo 1 donde se detalla el estudio de mercado. De allí tomamos la capacidad de producción de nuestra planta, nuestros proveedores y nuestros clientes. Con estos parámetros definidos tenemos la información necesaria para elaborar los cuadros analíticos para ordenar y sistematizar la información de carácter monetario del proyecto. Luego avanzaremos con el análisis financiero para determinar la rentabilidad y el análisis de sensibilidad de nuestro proyecto.

12.2 Desarrollo

En esta sección detallaremos las inversiones previas necesarias para la ejecución del proyecto. Estas se dividen en tres tipos: activos fijos, activos intangibles y capital de trabajo.

- Activos fijos: son aquellos tangibles necesarios para el proceso productivo (terreno, edificios, maquinarias, equipos) estos activos están sujetos a depreciación el cual debe contemplarse dentro de este análisis;
- Activos intangibles: son los servicios o derechos adquiridos necesarios para la puesta en marcha del proyecto (patentes y licencias, gastos para la puesta en marcha, capacitación, bases de datos, sistemas operativos, etc);
- Capital de trabajo: son los recursos necesarios para la operación normal del proyecto durante un ciclo productivo.

A continuación, se presenta el análisis de la inversión necesaria para cubrir el costo de los activos fijos de nuestro proyecto:

Para la determinación de los costos de los equipos se obtuvo un listado desde el P&ID, luego con algunos datos básicos de cada uno obtuvimos un precio estimado en dólares de la página www.matche.com/equipcost

Equipos	
Descripción	Costo (U\$s)
Intercambiador de calor (10)	300.000
Torre de fraccionamiento (7)	1.750.000
Horno de pirolisis (1)	500.000
Reboiler (1)	200.000
Tanques (10)	3.000.000
Compresor (5)	100.000
Separador Gas-Líquido (4)	200.000
Bomba (10)	150.000
Total	6.200.000

Tabla 12.1 Equipos

Para la determinación de los costos de la infraestructura de la planta se utilizó como input los datos obtenidos del desarrollo del lay out y como precio de referencia U\$s 2000/m².

Obras y Edificios		
Unidad	Área (m²)	Construcción (U\$s)
Oficinas	50	100.000
Depósitos	70	140.000
Sala de Control	18	36.000
Taller	70	140.000
Laboratorio	18	36.000
Fundaciones	1.000	4.000.000
Total	1.226	4.452.000

Tabla 12.2 Obras y edificios

Terreno		
m²	U\$/m²	Total (U\$)
10.000	2	20.000

Tabla 12.3 Terreno

En la siguiente tabla se presenta un resumen de los costos fijos del proyecto:

ACTIVO FIJO	
Concepto	Total (U\$/año)
Obras y Edificios	4.452.000
Equipos	6.200.000
Terreno	20.000
Total	10.672.000

Tabla 12.4 Activos fijos

Para la mano de obra e insumos necesarios para el montaje de la planta, incluyendo cañerías, se estimó un 70% adicional sobre el costo del equipamiento.

Montaje de planta	
General	Total (U\$/año)
Montaje	4.340.000

Tabla 12.5 Montaje de planta

Capital de trabajo, hace referencia al costo necesario para poder producir sin tener ingresos por ventas de productos, esto es en la fase inicial de puesta en marcha hasta cumplir un ciclo de producción y ventas, que es igual a la sumatoria de egresos multiplicado por 30 días y dividido por los 340 días de producción anual.

CAPITAL DE TRABAJO	
General	Total (U\$s/año)
Total	19.687.807

Tabla 12.6 Capital de trabajo

12.2.1 Costos de producción

Los costos de producción son los gastos necesarios para mantener la planta en operación. Para realizar el análisis sobre nuestro proyecto los agrupamos de la siguiente manera:

- Costo de materia prima

COSTO DE MATERIA PRIMA			
Materia Prima	Consumo (Tn/año)	Precio (U\$s/Tn)	Total (U\$s/año)
Nafta virgen	171.240	730	125.005.419
Vapor	205.488	1	102744
Costo Total			125.108.163

Tabla 12.7 Materia prima

- Costo de recursos humanos

COSTO DE RECURSOS HUMANOS									
	Puesto	Cant	Sueldo (US\$/mes)		Sueldo (US\$/año)		Prestaciones Sociales (US\$/año)		TOTAL(US\$/año)
			Por persona	General	Por persona	General	Por persona	General	
Directa	Operadores	16	1.316	21.056	17.108	273.728	7.699	123.178	396.906
	Técnico de lab.	4	1.315	5.260	17.095	68.380	7.693	30.771	99.151
	Mantenimiento	5	1.250	6.250	16.250	81.250	7.313	36.563	117.813
Total		25	3.881	32.566	50.453	423.358	22.704	190.511	613.869
Indirecta	Jefe de Planta	1	2.632	2.632	34.216	34.216	15.397	15.397	49.613
	Soporte Téc.	4	1.950	7.800	25.350	101.400	11.408	45.630	147.030
	Venta	1	1.100	1.100	14.300	14.300	6.435	6.435	20.735
	Administrativo	4	1.053	4.212	13.689	54.756	6.160	24.640	79.396
Total		10	6.735	6.735	87.555	87.555	39.400	2.357	296.774
Costo Total									910.644

Tabla 12.8 Costo de recursos humanos

Con respecto al dimensionamiento para el recurso humano de la planta, se parte de la base que se trabajará de manera continua todo el año calendario.

En primera instancia se hace una división de personal entre empleados directos (que son aquellos que están involucrados directamente con la operativa) y empleados indirectos (aquellos que se relacionan de manera indirecta con la producción, administración, técnicos, etc).

- Costo de servicios auxiliares

COSTO DE ENERGÍA			
Por	Consumo (KWh/año)	Precio (U\$/KWh)	Total (U\$/año)
Equipos	4.308.240	1,2012	5.175.058
Alumbrado	129.247	1,2012	155.252
Oficina	86.165	1,2012	103.501
Costo Total			5.433.811

Tabla 12.9 Costo de energía

COSTO DE AGUA			
Para	Consumo (m³/año)	Precio (U\$/m³)	Total (U\$/año)
Enfriamiento	5.000	0,50	2.500
Costo Total			2.500

Tabla 12.10 Costo de agua

- Costo de mantenimiento

Costo de mantenimiento se toma como regla el 3% del costo de inversión de activos fijos.

COSTO DE MANTENIMIENTO	
General	Total (U\$/año)
Planta	320.160

Tabla 12.11 Costo de mantenimiento

A continuación, se presenta un resumen del total de egresos de nuestro proyecto.

TOTAL DE EGRESOS		
COSTOS	CONCEPTO	U\$s/año
FIJOS	Recursos Humanos	910.644
	Mantenimiento	320.160
	Seguros y Tasas	533.600
	TOTAL (U\$s/año)	1.764.404
VARIABLES	Materia Prima	125.108.163
	Energía	5.433.811
	Agua	2.500
	TOTAL (U\$s/año)	130.544.474
TOTAL FINAL DE EGRESOS (U\$s/año)		132.308.877

Tabla 12.12 Egresos

12.3 Ingresos

Es la remuneración obtenida a cambio de la comercialización de bienes o servicios. En nuestro caso será a través de la comercialización de olefinas y sus derivados (etileno, propileno, nafta pirolizada, fuel oil). A continuación, se muestra en una tabla la proyección de los ingresos a 10 años.

PERÍODO		0	1	2	3	4
Etileno	Producción (Tn/año)	-	14.478	14.478	14.478	14.478
	Precio (U\$/Tn)	-	691	691	691	691
	Total (U\$/año)		10.004.132	10.004.132	10.004.132	10.004.132
Propileno	Producción (Tn/año)	-	13.203	13.203	13.203	13.203
	Precio (U\$/Tn)	-	1.400	1.400	1.400	1.400
	Total (U\$/año)		18.483.696	18.483.696	18.483.696	18.483.696
Butileno	Producción (Tn/año)	-	4.556	4.556	4.556	4.556
	Precio (U\$/Tn)	-	1.462	1.462	1.462	1.462
	Total (U\$/año)		6.660.264	6.660.264	6.660.264	6.660.264
Gasolina de Pirolisis	Producción (Tn/año)	-	101.138	101.138	101.138	101.138
	Precio (U\$/Tn)	-	980	980	980	980
	Total (U\$/año)		99.115.632	99.115.632	99.115.632	99.115.632
Fuel Oil	Producción (Tn/año)	-	4.336	4.336	4.336	4.336
	Precio (U\$/Tn)	-	485	485	485	485
	Total (U\$/año)		2.103.057	2.103.057	2.103.057	2.103.057
TOTAL (U\$/año)			136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781

Tabla 12.13 ingresos por ventas

PERÍODO		5	6	7	8	9	10
Etileno	Producción (Tn/año)	14.478	14.478	14.478	14.478	14.478	14.478
	Precio (U\$S/Tn)	691	691	691	691	691	691
	Total (U\$S/año)	10.004.132	10.004.132	10.004.132	10.004.132	10.004.132	10.004.132
Propileno	Producción (Tn/año)	13.203	13.203	13.203	13.203	13.203	13.203
	Precio (U\$S/Tn)	1.400	1.400	1.400	1.400	1.400	1.400
	Total (U\$S/año)	18.483.696	18.483.696	18.483.696	18.483.696	18.483.696	18.483.696
Butileno	Producción (Tn/año)	4.556	4.556	4.556	4.556	4.556	4.556
	Precio (U\$S/Tn)	1.462	1.462	1.462	1.462	1.462	1.462
	Total (U\$S/año)	6.660.264	6.660.264	6.660.264	6.660.264	6.660.264	6.660.264
Gasolina de Pirolysis	Producción (Tn/año)	101.138	101.138	101.138	101.138	101.138	101.138
	Precio (U\$S/Tn)	980	980	980	980	980	980
	Total (U\$S/año)	99.115.632	99.115.632	99.115.632	99.115.632	99.115.632	99.115.632
Fuel Oil	Producción (Tn/año)	4.336	4.336	4.336	4.336	4.336	4.336
	Precio (U\$S/Tn)	485	485	485	485	485	485
	Total (U\$S/año)	2.103.057	2.103.057	2.103.057	2.103.057	2.103.057	2.103.057
TOTAL (U\$S/año)		136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781

Continuación de Tabla 12.13 ingresos por ventas

12.4 Amortizaciones

La amortización es la imputación de la depreciación al coste de la producción industrial, y se tiene en cuenta para compensar la pérdida de valor o depreciación que sufren ciertos elementos patrimoniales.

Para el caso de esta proyección se consideró que los edificios se amortizan en un periodo de 20 años, mientras que el equipamiento lo hace en 10 años. A continuación, se muestra una tabla con la proyección a 10 años.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Obras y Edificios	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600	222.600
Equipos	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000	620.000
Total	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600	842.600

Tabla 12.14 Amortizaciones

12.5 Flujo de caja

El flujo de caja se refiere a la información sobre los recursos que genera una empresa, tanto los flujos de entrada como de salida, en un periodo de tiempo específico, en este caso de estudio 10 años. Se utiliza para indicar la acumulación neta de activos líquidos durante un periodo concreto.

Es una herramienta de análisis: contiene toda la información necesaria para actuar en caso de emergencias, inconvenientes o cambios de rumbo económico externos al emprendimiento. También para proyectar a futuro.

Con la información brindada por este análisis, tanto inversionistas, administradores, acreedores como otros profesionales son capaces de analizar la situación del emprendimiento y saber si genera flujos de inversión positivos o no. Esto permitirá también conocer las actividades de financiamiento e inversión que involucran o no efectivo.

Como entradas para realizar nuestro análisis de flujo de caja, partimos de la siguiente información que se recopiló con anterioridad, y se muestra en los capítulos anteriores.

- Ingresos por ventas, inversión y egresos totales;
- Periodo de análisis, 10 años;

Una vez realizado el flujo de caja, y definido el periodo de análisis del proyecto se calculan los indicadores VAN y TIR para, con toda esta información, analizar la viabilidad de nuestro proyecto.

Antes de avanzar con el desarrollo de la viabilidad del proyecto vamos a definir los indicadores financieros VAN y TIR y cuáles son los rangos de estos indicadores que nos van a indicar la probabilidad de éxito de nuestra inversión.

VAN: es el acrónimo del Valor Actual Neto. Nos permite conocer la posible rentabilidad a través de una fórmula matemática. En esta fórmula se utilizan los valores de los flujos de caja (ingresos y egresos de efectivo) actualizados a la fecha presente, descontándolos a una tasa de interés determinada. Y con sus resultados expresados en términos de unidades de valor monetario. Si el resultado de esta operación es positivo, es decir, si refleja ganancia, se puede decir que el proyecto es viable.

$VAN = \text{Flujo Neto de Fondos} - \text{Inversión Inicial}$

De aquí podemos obtener 3 posibles resultados que nos servirán para determinar la viabilidad del proyecto:

- $VAN = 0$. Si el resultado es igual a cero (0), se determina que el proyecto no dará ganancias ni pérdidas, o sea, es indiferente.
- $VAN > 0$. Cuando el valor obtenido es mayor a cero (0) se asume que el proyecto será rentable.
- $VAN < 0$. Si el valor obtenido es menor a cero (0) se considera el proyecto no viable.

TIR: es uno de los métodos de evaluación de proyectos de inversión más recomendables. Se utiliza frecuentemente para analizar la viabilidad de un proyecto y determinar la tasa de beneficio o rentabilidad que se puede obtener de dicha inversión. Estrechamente ligado al VAN, el TIR también es definido como el valor de la tasa de descuento que iguala el VAN a cero, para un determinado proyecto de inversión. Su resultado viene expresado en valor porcentual. El TIR utiliza el flujo de caja neto proyectado y el monto de la inversión del proyecto. En conclusión, TIR es el porcentaje de beneficio o pérdida que se puede obtener de una inversión. Su cálculo se define mediante la siguiente fórmula:

$$TIR = \sum_{T=0}^n \frac{Fn}{(1+i)^n} = 0$$

En donde:

F_n es el flujo neto de fondos en el periodo n .

n es el número de períodos.

I es el valor de la inversión inicial.

Y sus resultados se interpretan de la siguiente manera identificando “ r ” como el costo de oportunidad.

- Si la TIR es $< r$ se determina que el proyecto debe ser rechazado.
- Si la TIR es $> r$ entonces el proyecto será viable y puede ser aprobado.
- En el caso de que la TIR = 0, el proyecto en principio debe ser rechazado. Es cierto, que desde el punto de vista estratégico puro, se podría decidir invertir, pero a nivel financiero no compensa asumir dicho riesgo.

TASA DE DESCUENTO: tipo de interés que se utiliza para calcular el valor actual de los flujos de fondos que se obtendrán en el futuro. Cuanto mayor es la tasa de descuento, menor es el valor actual.

A continuación, se muestra el análisis del flujo de caja de nuestro proyecto con los indicadores TIR y VAN a una tasa de descuento del 20%.

PERÍODO		0	1	2	3	4	5
INVERSIÓN	Activo Fijo (U\$s)	10.672.000					
	Capital de Trabajo (U\$s)	11.598.981					
	Total (U\$s)	26.539.781					
INGRESOS	Por Ventas (U\$s)		136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781
	Total (U\$s)		136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781
EGRESOS	Costo Fijo (U\$s)		1.764.404	1.764.404	1.764.404	1.764.404	1.764.404
	Costo Variable (U\$s)		130.544.474	130.544.474	130.544.474	130.544.474	130.544.474
	Total (U\$s)		132.308.877	132.308.877	132.308.877	132.308.877	132.308.877
AMORTIZACIONES (U\$s)			842.600	842.600	842.600	842.600	842.600
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS			3.215.304	3.215.304	3.215.304	3.215.304	3.215.304
IMPUESTOS	Ganancia (35 %)		1.125.356	1.125.356	1.125.356	1.125.356	1.125.356
	Ingresos Brutos (1,5 %)		48.230	48.230	48.230	48.230	48.230
	De Sellos (2 %)	530.796	64.306	64.306	64.306	64.306	64.306
	Total (U\$s)	530.796	1.237.892	1.237.892	1.237.892	1.237.892	1.237.892
UTILIDAD NETA			1.977.412	1.977.412	1.977.412	1.977.412	1.977.412
AMORTIZACIONES (U\$s)			842.600	842.600	842.600	842.600	842.600
VALOR RESIDUAL (U\$s)			9.887.058	9.887.058	9.887.058	9.887.058	9.887.058
FLUJO NETO DE FONDOS		-27.070.577	12.707.070	12.707.070	12.707.070	12.707.070	12.707.070
FLUJO NETO DE FONDOS ACUMULADOS		-27.070.577	-14.363.507	-1.656.437	11.050.633	23.757.703	36.464.773

PERÍODO		6	7	8	9	10
INVERSIÓN	Activo Fijo (U\$s)					
	Capital de Trabajo (U\$s)					
	Total (U\$s)					
INGRESOS	Por Ventas (U\$s)	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781
	Total (U\$s)	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781	136.366.781
EGRESOS	Costo Fijo (U\$s)	1.764.404	1.764.404	1.764.404	1.764.404	1.764.404
	Costo Variable (U\$s)	130.544.474	130.544.474	130.544.474	130.544.474	130.544.474
	Total (U\$s)	132.308.877	132.308.877	132.308.877	132.308.877	132.308.877
AMORTIZACIONES (U\$s)		842.600	842.600	842.600	842.600	842.600
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS		3.215.304	3.215.304	3.215.304	3.215.304	3.215.304
IMPUESTOS	Ganancia (35 %)	1.125.356	1.125.356	1.125.356	1.125.356	1.125.356
	Ingresos Brutos (1,5 %)	48.230	48.230	48.230	48.230	48.230
	De Sellos (2 %)	64.306	64.306	64.306	64.306	64.306
	Total (U\$s)	1.237.892	1.237.892	1.237.892	1.237.892	1.237.892

Tabla 12.15 Flujo de caja

12.7 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad Financiero es un término, utilizado en las empresas para tomar decisiones de inversión, que consiste en calcular los nuevos flujos de caja y el VAN (en un proyecto, en un negocio, etc.), al cambiar una variable (la inversión inicial, la duración, los ingresos, la tasa de crecimiento de los ingresos, los costes, etc.) De este modo teniendo los nuevos flujos de caja y el nuevo VAN podremos calcular y mejorar nuestras estimaciones sobre el proyecto que vamos a comenzar en el caso de que esas variables cambiasen o existiesen errores de apreciación por nuestra parte en los datos iniciales.

Para hacer el análisis de sensibilidad tenemos que comparar el VAN antiguo con el VAN nuevo y nos dará un valor que al multiplicarlo por cien nos da el porcentaje de cambio.

Pesimista: Es el peor panorama de la inversión, es decir, es el resultado en caso del fracaso total del proyecto.

Probable: Éste sería el resultado más probable que supusiéramos en el análisis de la inversión, debe ser objetivo y basado en la mayor información posible.

Optimista: Siempre existe la posibilidad de lograr más de lo que proyectamos, el escenario optimista normalmente es el que se presenta para motivar a los inversionistas a correr el riesgo.

Enfocándonos en el análisis realizado sobre este proyecto, se contempló la variación (+/- 20%) de distintas variables, las cuales impactaron de manera significativa sobre el flujo de caja y el VAN.

12.7.1 Análisis de sensibilidad según la variación del precio de la materia prima:

TIR y VAN SEGÚN EL PRECIO DE LA MATERIA PRIMA					
Escenarios		variación	Nafta Virgen (\$/tn)	TIR	VAN
1	optimista	-20%	\$584,0	400%	\$ 414.351.284
2	optimista	-10%	\$657,0	224%	\$ 221.086.176
3	probable	0%	\$730,0	47%	\$ 27.821.068
4	probable	2,5%	\$731,8	43%	\$ 22.989.440
5	pesimista	5%	\$766,5	---	-\$ 68.811.486
6	pesimista	8%	\$788,4	---	-\$ 126.791.019
7	pesimista	10%	\$803,0	---	-\$ 165.444.040
8	pesimista	13%	\$824,9	---	-\$ 223.423.573
9	pesimista	15%	\$839,5	---	-\$ 262.076.595
10	Pesimista	20%	\$876,0	---	-\$ 358.709.149

Tabla 12.16 Análisis de sensibilidad 1

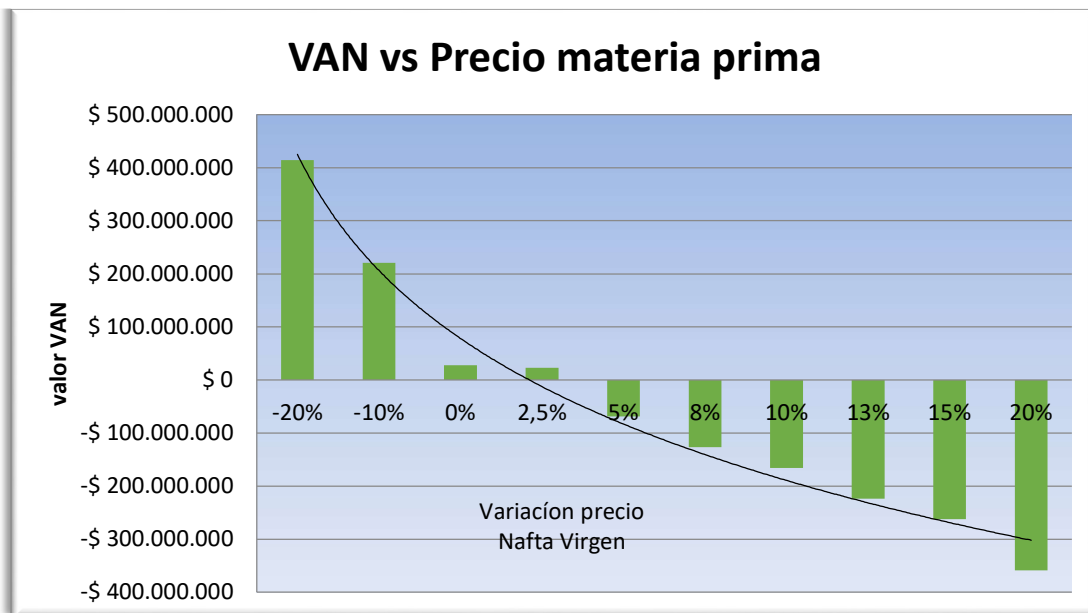


Fig 12.1 VAN vs materia prima

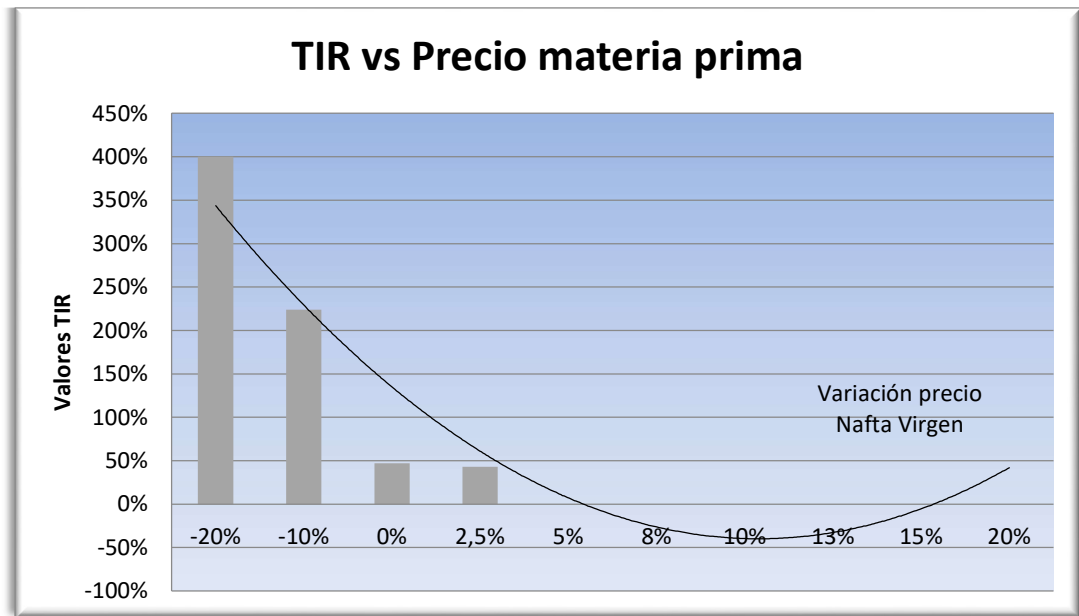


Fig 12.2 TIR vs materia prima

12.7.2 Análisis de sensibilidad según la variación de los ingresos por ventas:

TIR y VAN SEGÚN LOS INGRESOS POR VENTAS					
Escenarios	variación	Ingreso Total	TIR	VAN	
1	optimista	20%	\$ 162.003.736	409%	\$ 424.182.193
2	optimista	10%	\$ 148.503.425	219%	\$ 215.460.112
3	probable	0%	\$ 135.003.113	27%	\$ 6.738.030
4	pesimista	-1%	\$ 133.653.082	5%	-\$ 14.134.178
5	pesimista	-3%	\$ 131.628.035	---	-\$ 45.442.491
6	pesimista	-5%	\$ 129.548.442	---	-\$ 77.594.124
7	pesimista	-8%	\$ 125.457.438	---	-\$ 146.437.336
8	pesimista	-10%	\$ 122.730.103	---	-\$ 190.001.937
9	pesimista	-13%	\$ 118.639.099	---	-\$ 255.348.838
10	pesimista	-15%	\$ 115.911.764	---	-\$ 298.913.439
11	pesimista	-20%	\$ 109.093.425	---	-\$ 407.824.941

Tabla 12.17 Análisis de sensibilidad 1

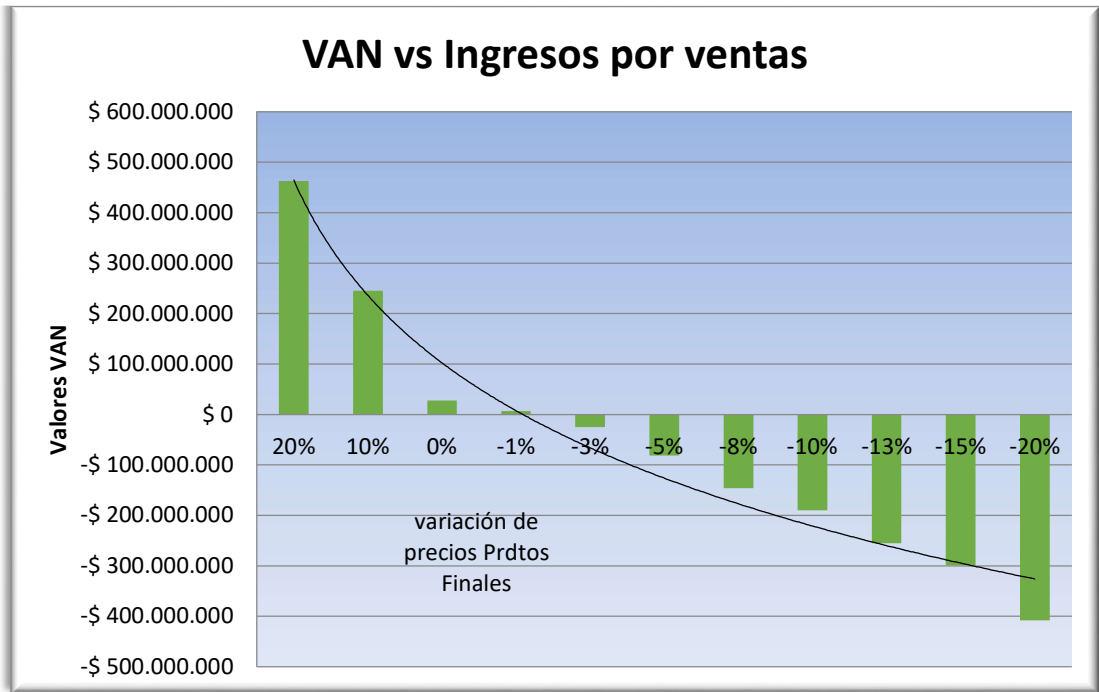


Fig 12.3 VAN vs ingresos

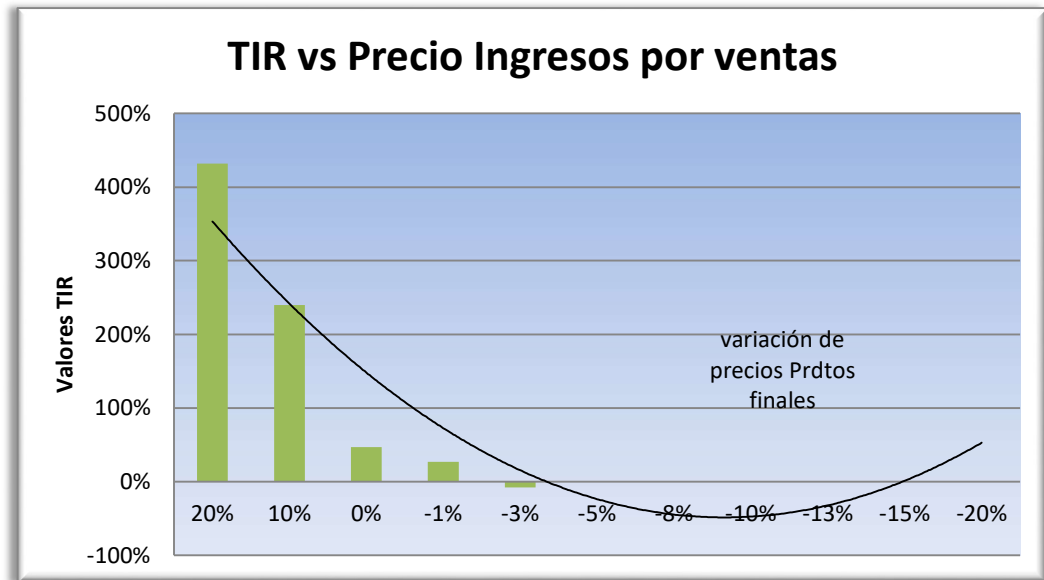


Fig 12.4 TIR vs ingresos

12.8 Conclusión

Para desarrollar el análisis económico se utilizó la planilla “Flujo de Caja”, que se encuentra en la sección de anexos, brindada en la cátedra “Formulación y evaluación de proyectos de inversión”.

Luego de completar la planilla con toda la información referida a los aspectos económicos del proyecto y, fijando una tasa de descuento del 20%, se utilizaron los siguientes indicadores para analizar su viabilidad económica:

- TIR;
- VAN;
- Análisis de sensibilidad;
- Relación beneficio costo;

TIR

Como se mencionó anteriormente, la TTIR se obtiene de igual el VAN a 0, y nos expresa el porcentaje de rentabilidad que se puede obtener de la inversión. Para nuestro caso $TIR=27\%$, con lo cual por definición el proyecto es económicamente rentable.

VAN

Analizando el valor obtenido de VAN (\$ 6.738.030) en el flujo de caja, y teniendo en cuenta la definición detallada anteriormente para este indicador se concluye, en que el proyecto es económicamente viable, ya que el $VAN>0$.

Análisis de sensibilidad

Acá se observa que es muy sensible a la variación del precio de la materia prima y a los ingresos por ventas, hay que tener en cuenta que para realizar este análisis se consideran todos los demás valores fijos, pero, si el precio de la materia prima aumenta, este aumento debe ser trasladado al precio final de los productos para lograr un nuevo punto de equilibrio. Es por esto que se deberá elaborar una buena estrategia de ventas, optimización de recursos y reducción de costos para poder amortiguar esas variaciones.

Relación beneficio costo

Como primera medida es el primer análisis que realizamos para sacar una primer conclusión y avanzar con lo demás. Consiste en hacer la sumatoria de ingresos y el total de egresos para verificar un balance positivo.

Como conclusión, este proyecto es sostenible ya que:

- Su análisis **económico** arroja que es viable luego de ser analizado con ciertos indicadores financieros;
- En el aspecto **social** es positivo ya que se generarán fuentes reales de trabajo enmarcadas según la ley que lo regula y aportara mayores oportunidades para la comunidad;
- En el aspecto **ambiental** se concluye que el impacto generado por este desarrollo es aceptable en todas sus fases desde la construcción hasta el abandono, adecuándose y aun siendo superador en los límites legales fijados.

13. Bibliografía

Pirolisis de Hidrocarburos. El Proceso de Pirolisis con Vapor Modelos Cinéticos
Antonio López Cabanes, Gloria Villora Cano, Antonio Bódalo Santoyo

Argentina: Producción y exploración. (2017). Tecpetrol
<http://www.tecpetrol.com/esp/sobre/pais/argentina/argentina.php>

Viazzi, S. (Marzo de 2018). Estadísticas de Productos Industriales.
https://www.indec.gov.ar/ftp/cuadros/economia/epi_03_18.pdf

Compañía Mega. (s.f.). Mega, Compañía Mega S.A.
<http://www.ciamega.com.ar/compania.htm>

Ethylene Market: Current Challenges & Opportunities. (marzo 2022). Merchant
Research & Consulting ltd.
<https://mcgroup.co.uk/researches/ethylene>

Producción y comercialización de líquidos de gas. (2017). TGS.
<http://www.tgs.com.ar/Servicios/Procesamiento/Capacidades-y-datos>

Compradores y proveedores. (s.f.). Quiminet.
<https://www.quiminet.com>

Gandini, N. (2016). Revista Petroquímica: Petróleo, Gas, Química y Energía.
<https://revistapetroquimica.com/ypfavanza-en-una-alianza-para-crear-un-gigante-petroquimico-regional/>

Gasolina Natural. (2010). Petroblogger.
<http://www.ingenieriadepetroleo.com/gasolina-natural/>

Chain, & S., N. (2011). Proyectos de inversión Formulación y Evaluación.
Pearson.

Anuario IPA 2016. (2016). Instituto Petroquímico Argentino.
<http://ipa.org.ar/index.php/es/publicaciones/anuarioinformacion-estadistica>

Anuario IPA 2021. (2021). Instituto Petroquímico Argentino.
<http://ipa.org.ar/index.php/es/publicaciones/anuarioinformacion-estadistica>

La demanda actual de los productos petroquímicos. (2017).
http://www.creebba.org.ar/iae/iae92/La_demanda_actual_de_productos_petroquimicos_IAE_92.pdf

La Industria Petroquímica Argentina, s. p. (2014). ciqyp.

<http://www.ciqyp.org.ar/Portals/0/noticias/2014/09%20sep/La%20Industria%20Petroqu%C3%ADmica%20Argentina%20.pdf>

Lewandowski, S. (2016). IHS Markit.

<https://cdn.ihs.com/www/pdf/Steve-Lewandowski-Big-Changes-Ahead-forEthylene-Implications-for-Asia.pdf>

Fumagalli, J. M. (2014). Revista Petroquímica: Petróleo, Gas, Química y Energía.

<https://revistapetroquimica.com/comose-esta-construyendo-la-petroquimica-argentina-de-2025/>

Reporte de sustentabilidad. (2016). YPF.

<https://www.ypf.com/LaCompania/Documents/YPF-Reporte-Sustentabilidad2016.pdf>

Castro, M. A. (2012). Análisis estratégico de la industria del etileno.

<https://es.scribd.com/document/114384696/Analisis-Estrategico-de-la-Industria-de-Etileno>

ITC. (2017). Trade Map.

https://www.trademap.org/Product_SelCountry_TS.aspx?nvpm=1|032|||290121||8|1|1|2|2|1|1|2|1

Scodelaro, F. (2017). Ingenieriaquimica.org.

<http://www.ingenieriaquimica.org/articulos/perspectivas-etileno-americalatina>

Tejedor, A. S. (s.f.). Escuela de Ingenierías Industriales UVa.

<https://www.eii.uva.es/organica/qoi/tema-05.php>

Anuario IPA 2021. (2021). Instituto Petroquímico Argentino.

<http://ipa.org.ar/index.php/es/publicaciones/anuarioinformacion-estadistica>

Ethylene (ET): 2022 World Market Outlook and Forecast up to 2031. (septiembre 2022). Merchant Research & Consulting Ltd.

<https://mcgroup.co.uk/news/20220330/ethylene-market-currentchallengesopportunities.html>

China y EE. UU. continúan impulsando la demanda de etileno después de Covid-19.

(2020). OffshoreTechnology.

<https://www.offshore-technology.com/comment/china-us-ethylene-demand/>

Indicadores técnicos y financieros TGS (2021). Web Pampa Energía.

<https://ri.pampaenergia.com/nuestrosactivos/petroleo-y-gas/midstream/tgs/>

Reporte de Sustentabilidad. (2020). Tecpetrol.

<https://www.tecpetrol.com/media/4u2fh4j2/tecpetrol-reporte2020-esp.pdf>

Camarena, A. d. (2013). Instituto Politécnico Nacional/Tesis Institucionales.

<http://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/23785/Tesis%20Estudio%20y%20an%C3%A1lisis%20del%20proyecto%20Etileno%20XXI.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Cañete, B. (2013). Revista Petroquímica.

<http://revistapetroquimica.com/gasolina-natural-un-sustituto-atractivo-paralaproduccion-de-etileno-en-argentina/>

Craqueo. (2018). EcuRed.

https://www.ecured.cu/Craqueo#Craqueo_catal.C3.ADtico_o_cracking_catal.C3.Atico

Cuquerella, J. M. (2010). Craqueo térmico y catalítico con y sin vapor de agua, de alcanos sobre zeolitas. Cinética, desactivación y estabilización del catalizador. Valencia.

DMT Environmental Technology. (s.f.).

https://www.dmtet.com/wpcontent/uploads/2016/05/16043_SulfurexCR_LeafletA4_ES_lr.pdf

Segura, V. (s.f.). Flargent.

<http://files.victormsegurah.webnode.com.ve/20000000569e8b6e39f/EndulzamientoDeGasNaturalConSulfatreat141%5B1%5D.pdf>

Abedi, A. A. (2007). Economic Analysis of a New Gas to Ethylene.

<https://core.ac.uk/download/pdf/4272899.pdf>

Behn, A. O. (s.f.). Tratamiento de agua para calderas.

<http://norese.com/publicaciones/Tratamiento%20Agua%20Calderas.pdf>

Betz, G. (2002). Sistemas de agua de enfriamiento.

Betz, G. (s.f.). Programa de entrenamiento de operador de caldera.

Erdmann, E. (2012). Endulzamiento de gas natural con aminas

<http://Dialnet-EndulzamientoDeGasNaturalConAminasSimulacionDelPro-4134741.pdf>

Lopez, J. (s.f.). Diseño de las redes de aire comprimido.

<http://repositorio.upct.es/xmlui/bitstream/handle/10317/5707/tfepardis.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Múnera, S. (2003). Redes de aire comprimido.

<https://www.monografias.com/trabajos16/redes-de-aire/redes-de-aire.shtml>

González, C. (s.f.). Planta de Cracking Térmico en Fase Vapor. UNIVERSIDAD NACIONAL DE CUYO.

Branan, C. R. (2006). Soluciones prácticas para el ingeniero químico. Mc Graw Hill.

García, R. B. (s.f.). Simbología ISA.

<http://www.academia.edu/17126198/Simbologia-ISA>

Zaragoza, E. (2013). Manual práctico para el diseño y cálculo de equipos de proceso para plantas industriales según el código ASME sección VIII división 1

Pemex. (1999). Subdirección de tecnológica y desarrollo profesional.

<https://www.coursehero.com/file/17957236/49805041-SIMBOLOGIAPROCESO/>

Soluciones Tubulares. (s.f.).

<http://www.tuberiasyaccesorios.com/tuberia-schedule-40-acero-al-carbon/>

Medidas de prevención complementarias.

<https://www.textoscientificos.com/imagenes/quimica/distancias-recomendadas-IRIg.gif>

ASME SPHERES.

<http://www.tfwarren.com/tarsco/products/asme-storage-spheres>

Tanques de almacenamiento de hidrocarburo.

http://materias.fi.uba.ar/6756/Tanques_de_almacenamiento_de_hidrocarburos_1C_07.pdf

UBA. (s.f.). Diseño del sistema de descarga a la atmósfera.

<http://materias.fi.uba.ar/7699/Clase3%20parte4.ppt>

B., S. D. (1983). Heat Exchanger Design Handbook. Hemisphere Publishing Corporation.

Cao, E. (2004). Transferencia de calor en ingeniería de procesos.

Cartagena, U. p. (2016). Estimación de la viscosidad en mezclas multicomponentes.

CIAT. (2010). Direct Industry.

<https://www.directindustry.es/prod/ciat/product-8605-1324453.html>

(2012). Diseño de intercambiador tubo y coraza. En V. E.

Anthony Lawrence Kohan. (2013). Manual de calderas principios operativos de mantenimiento, construcción, instalación, reparación, seguridad, requerimientos y normativas.

Edwards, J. E. (2008). Design and rating shell and tube heat exchangers.

Estrada, I. J. (2001). Diseño y cálculo de recipientes a presión.

<https://www.academia.edu/>

Industrial, T. (2015). TS Industrial.

<http://www.cunifitting.com/info/astma179lowcarbonsteelheatexchanger28959604.html>

(2013). Reglas para la Construcción de Recipientes a presión.

A.Giudici, J. J. (2015). Compendio de Cálculo Estructural.

API. (2009). Separation for Oil and Gas Separators API Specification 12J. 9th.

Campbell, J. M. (2014). Gas conditioning and processing Volumen the
equipement

modules.

Stuhldreher, I. L. (2012). Aplicación del Código ASME B31.3 y sus referenciales
AMSEII, IX y V.

Argentina, C. d. (09 de 09 de 1990). ley 13660. Decreto 10.877.

[http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/65000-
69999/67157/norma.htm](http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/65000-69999/67157/norma.htm)

Tecpetrol batió en mayo su récord de producción de gas en vaca muerta.
(2022).EconoJournal.

[https://econojournal.com.ar/2022/05/tecpetrol-batio-en-mayo-su-record-
deproduccion-de-gas-en-vaca-muerta/](https://econojournal.com.ar/2022/05/tecpetrol-batio-en-mayo-su-record-deproduccion-de-gas-en-vaca-muerta/)

14. Anexos

Anexo 1: Lay Out

Anexo 2: Diagramas de Flujo

Anexo 3: P&IDs

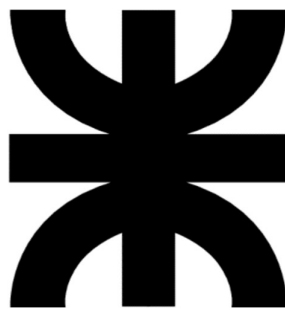
Anexo 4: Planos de equipos

Anexo 5: Análisis de riesgo

- ADR Sistema de Compresión
- HAZOP E-302
- HAZOP V-302

ANEXO 1

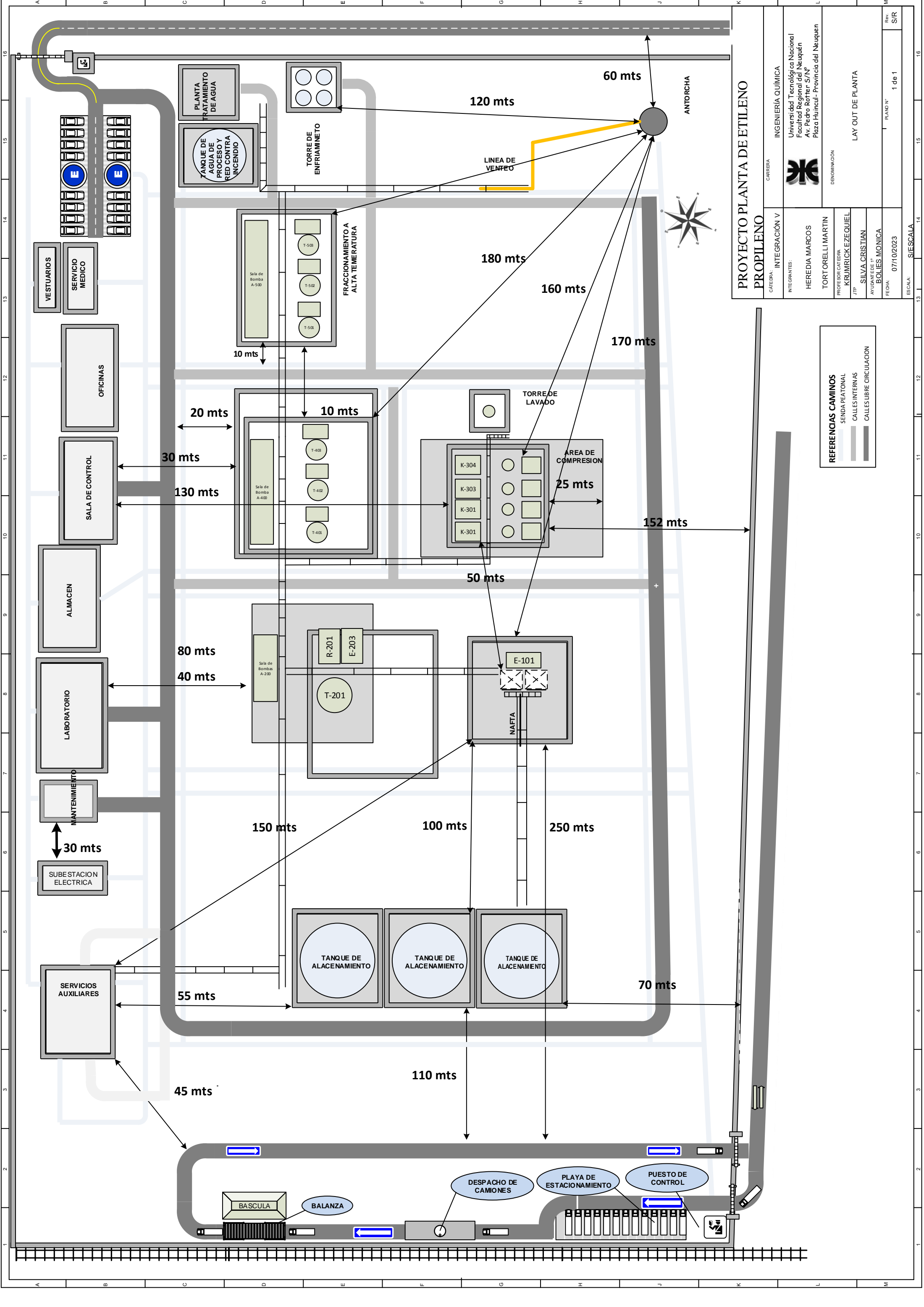
Lay Out



**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS A PARTIR DE NAFTA VIRGEN

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL



**PROYECTO PLANTA DE ETILENO
PROPILENO**

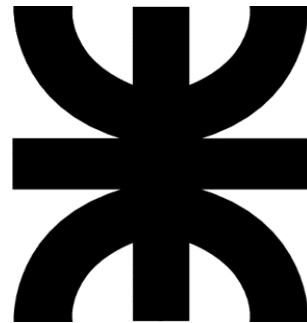
CARRERA:	INGENIERIA QUIMICA
INTEGRANTES:	Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rötter S/N° Plaza Huincul - Provincia del Neuquén
HEREDIA MARCOS	DENOMINACIÓN
TORTORELLI MARTIN	LAY OUT DE PLANTA
PROFESOR CATEDRA KRUMIRICK EZEQUIEL	PLANO N°
JTP SILVA CRISTIAN	Rev.
AYUDANTE 1° BOLDES MONICA	1 de 1
FECHA: 07/10/2023	SIR
ESCALA: SI ESCALA	

REFERENCIAS CAMINOS

- SENDA PEATONAL
- CALLES INTERNAS
- CALLES LIBRE CIRCULACION

ANEXO 2

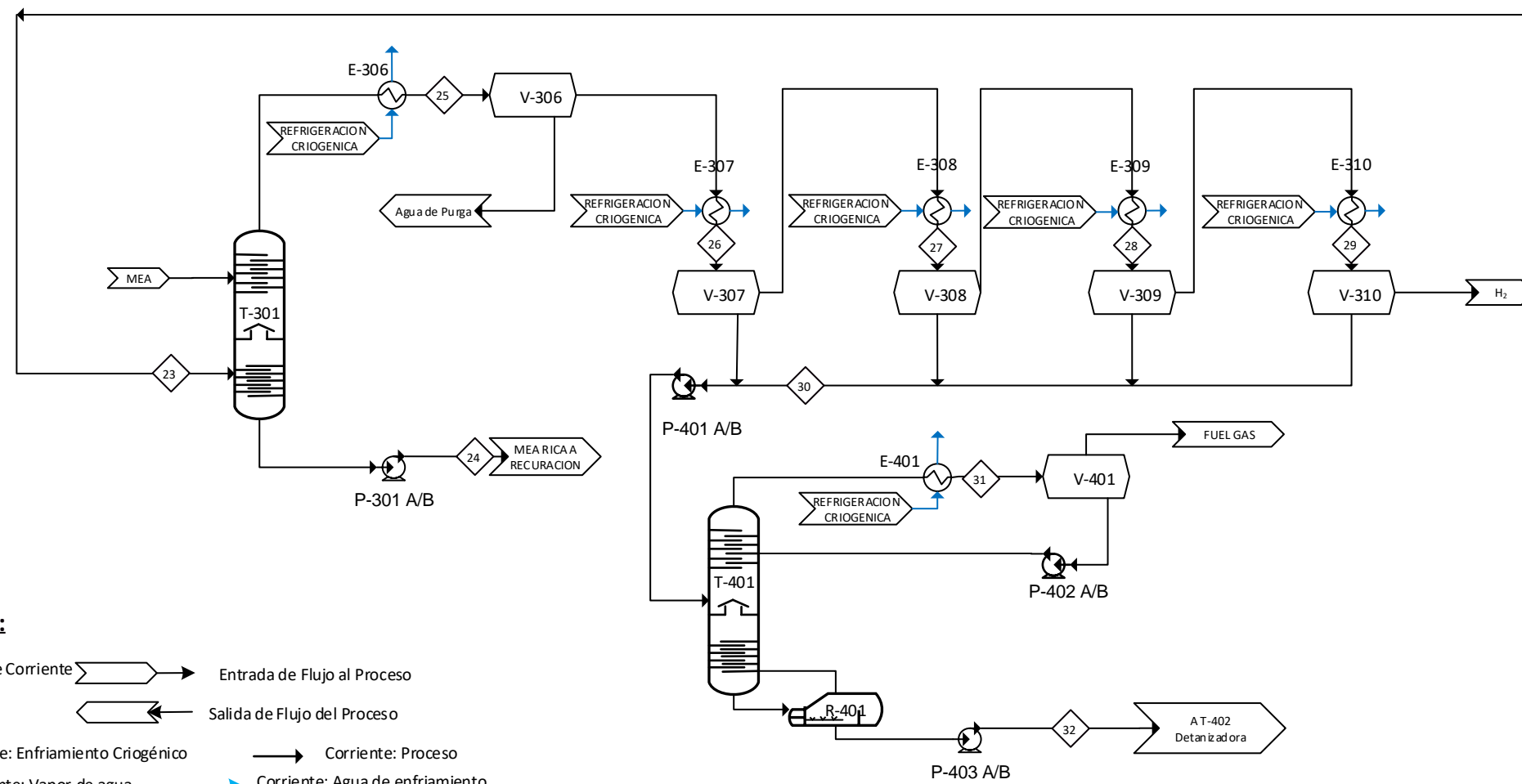
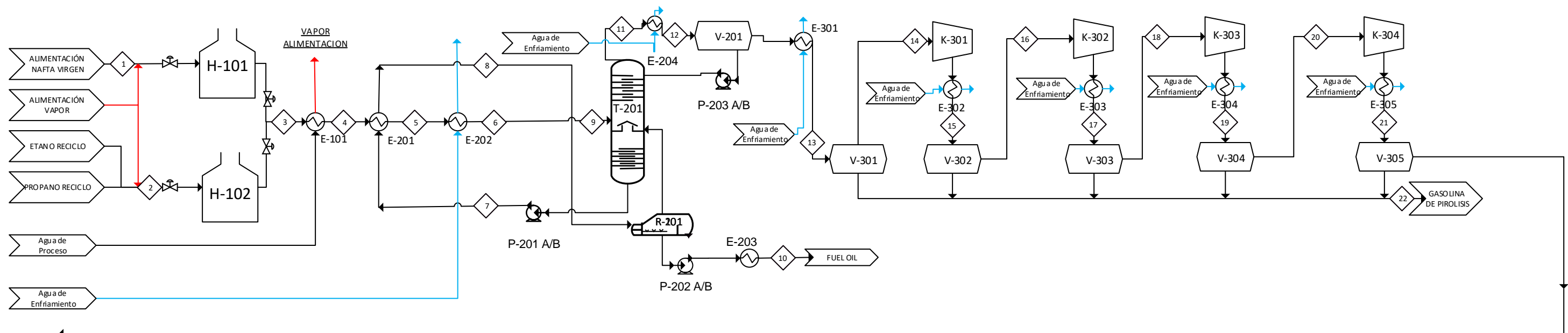
Diagramas de Flujo



**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

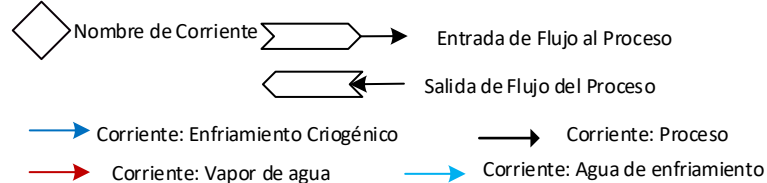
**PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS
A PARTIR DE NAFTA VIRGEN**

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL




Datos de corrientes					
N°	P (Kg/cm2)	T (°C)	N°	P (Kg/cm2)	T (°C)
1	2	20	17	8,9	50
2	2	10	18	8,9	50
3	5	825	19	18,9	47
4	5	617,7	20	18,9	47
5	5	581,7	21	40	45
6	5	400	22	2	10
7	3	191,4	23	40	445
8	3	317,1	24	39,9	43
9	5	400	25	39,9	332
10	3	317,1	26	39,9	-34
11	2	113,2	27	37,9	-70
12	2	47,3	28	36,9	-98
13	2	15	29	36,9	-146
14	2	15	30	36,9	-40,4
15	4,2	30	31	31	-53,1
16	4,2	30	32	24,2	11,9

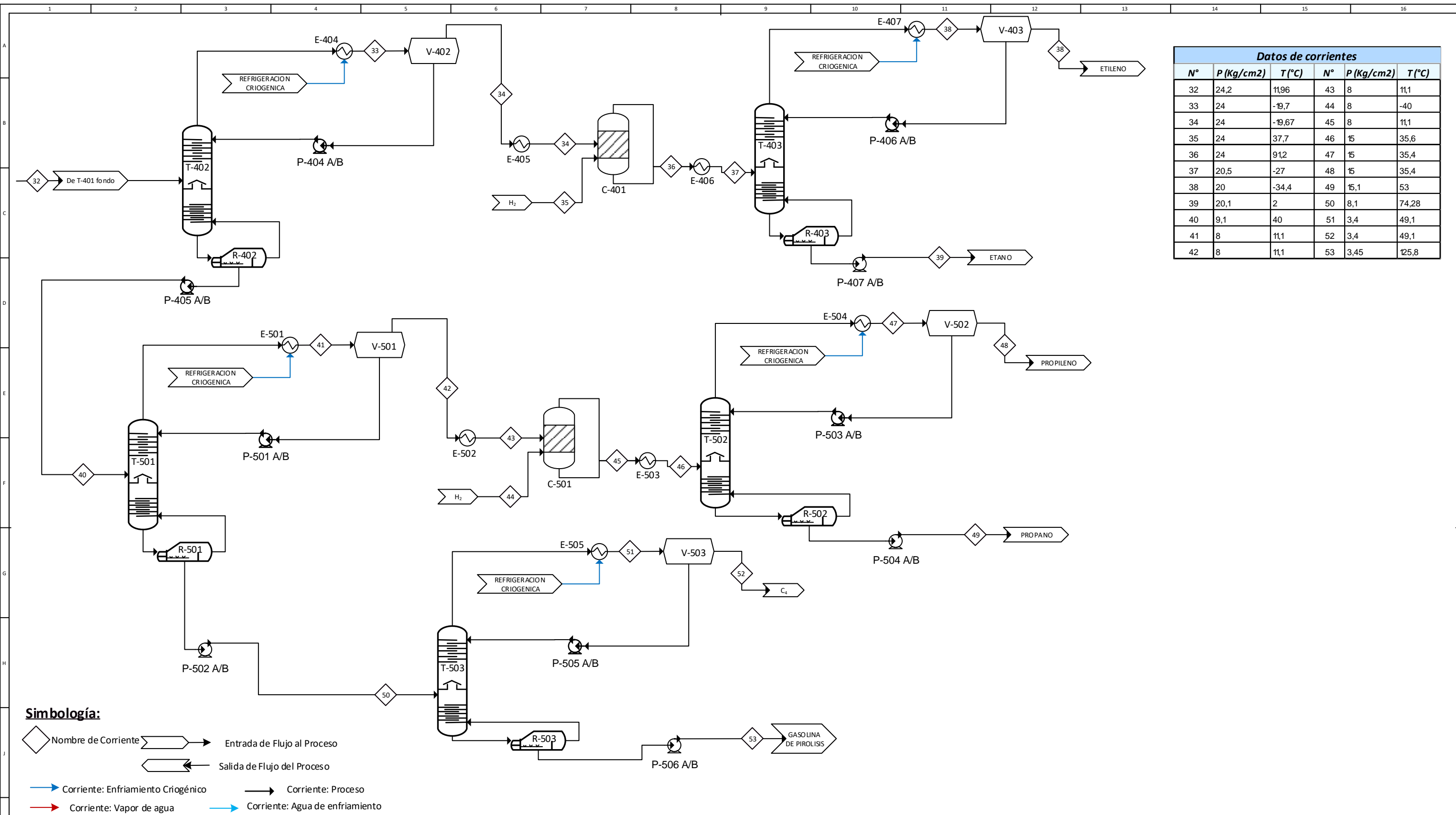
Simbología:



Lista de equipamiento									
TAG	Descripción	TAG	Descripción	TAG	Descripción	TAG	Descripción	TAG	Descripción
H-101	Horno de cracking de nafta virgen	P-203	Bomeo de reciclo de T-201	V-304	Separador 3°etapa de compresión	V-308	Separador 2°separacion de H2	P-403	Carga a T-402
H-102	Horno de cracking de etano/propano	E-301	Enfriamiento pre compresión	K-304	4°Compresión de gases de pirolisis	E-309	Enfriamiento 3°separacion de H2		
E-102	Enfriamiento de carga pirolizada	V-301	Separación pre compresión	E-305	Enfriamiento 4°etapa de compresión	V-309	Separador 3°separacion de H2		
E-201	Enfriamiento de fuel oil de pirolisis	K-301	1°Compresión de gases de pirolisis	V-305	Separador 4°etapa de compresión	E-310	Enfriamiento 4°separacion de H2		
E-202	Enfriamiento de carga pirolizada	E-302	Enfriamiento 1°etapa de compresión	T-301	Absorvedor de gases ácidos	V-310	Separador 4°separacion de H2		
T-201	Fraccionador primario	V-302	Separador 1°etapa de compresión	P-301	Bomba de MEA a recuperación	P-401	Carga de T-401		
R-201	Reboiler de T-201	K-302	2°Compresión de gases de pirolisis	E-306	Enfriamiento criogénico	T-401	Demetanzadora		
E-204	Condensador de T-201	E-303	Enfriamiento 2°etapa de compresión	V-306	Separador de agua de purga	R-401	Reboiler de T-401		
E-203	Efriador de fuel oil a TK-101	V-303	Separador 2°etapa de compresión	E-307	Enfriamiento 1°separacion de H2	E-401	Enfriamiento criogénico		
P-202	Bombeo de fuel oil a TK	K-303	3°Compresión de gases de pirolisis	V-307	Separador 1°separacion de H2	V-401	Separador de cabeza T-401		
V-201	Separador de cabeza de T-201	E-304	Enfriamiento 3°etapa de compresión	E-308	Enfriamiento 2°separacion de H2	P-402	Bombeo de reciclo T-401		

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA: INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincaul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	DENOMINACIÓN: FLOW SHEET PLANTA DE OLEFINAS
JTP: SILVA CRISTIAN	
AUDIANTE DE 1°: BOLLES MONICA	
FECHA: 14/8/2023	AREA: PLANO Nº:
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 14/8/2023 REVISIÓN: 1 Fecha de Revisión: 14/8/2023 HOJA: 1 de 2 FORMATO: F3



Datos de corrientes					
N°	P (Kg/cm2)	T (°C)	N°	P (Kg/cm2)	T (°C)
32	24,2	11,96	43	8	11,1
33	24	-19,7	44	8	-40
34	24	-19,67	45	8	11,1
35	24	37,7	46	15	35,6
36	24	912	47	15	35,4
37	20,5	-27	48	15	35,4
38	20	-34,4	49	15,1	53
39	20,1	2	50	8,1	74,28
40	9,1	40	51	3,4	49,1
41	8	11,1	52	3,4	49,1
42	8	11,1	53	3,45	125,8

Simbología:

- Nombre de Corriente
- Entrada de Flujo al Proceso
- Salida de Flujo del Proceso
- Corriente: Enfriamiento Criogénico
- Corriente: Proceso
- Corriente: Vapor de agua
- Corriente: Agua de enfriamiento

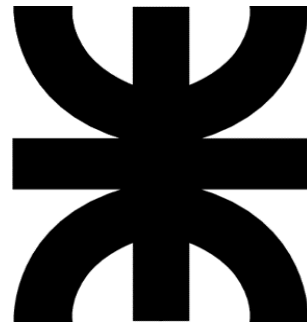
Lista de equipamiento					
TAG	Descripción	TAG	Descripción	TAG	Descripción
T-402	Detanizadora	V-403	Separador de cabeza de T-403	R-502	Reboiler de T-502
R-402	Reboiler de detanizadora	P-406	Bomba de reciclo de T-403	E-504	Condensador de T-502
E-404	Condensador de T-402	P-407	Bomba de fondo de T-403	V-502	Separador de cabeza de T-502
V-402	Separador de cabeza de T-402	T-501	Depropanizadora	P-503	Bomba de reciclo de T-502
P-404	Bomba de reciclo de T-402	R-501	Reboiler de depropanizadora	P-504	Bomba de fondo de T-502
E-405	Intercambiador de calor	E-501	Condensador de T-501	T-503	Fraccionador de butilenos
C-401	Convertidor de acetileno	V-501	Separador de cabeza de T-501	R-503	Reboiler de T-503
E-406	Intercambiador de calor	P-501	Bomba de reciclo de T-501	E-505	Condensador de T-503
T-403	Fraccionador de etileno	P-501	Bomba de carga de T-503	V-503	Separador de cabeza de T-503
R-403	Reboiler de T-403	C-501	Convertidor de acetileno	P-505	Bomba de reciclo de T-503
E-407	Condensador de T-403	T-502	Fraccionador de propileno	P-506	Bomba de fondo de T-503

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA: INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquén
PROFESOR CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	DENOMINACIÓN: FLOW SHEET PLANTA DE OLEFINAS
JTP: SILVA CRISTIAN	
AUDIANTE DE 1º: BOLLES MONICA	
FECHA: 14/8/2023	ÁREA: PLANO Nº
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 14/8/2023 REVISIÓN: 1 Fecha de Revisión: 14/8/2023 HOJA: 2 de 2 FORMATO: F3

ANEXO 3

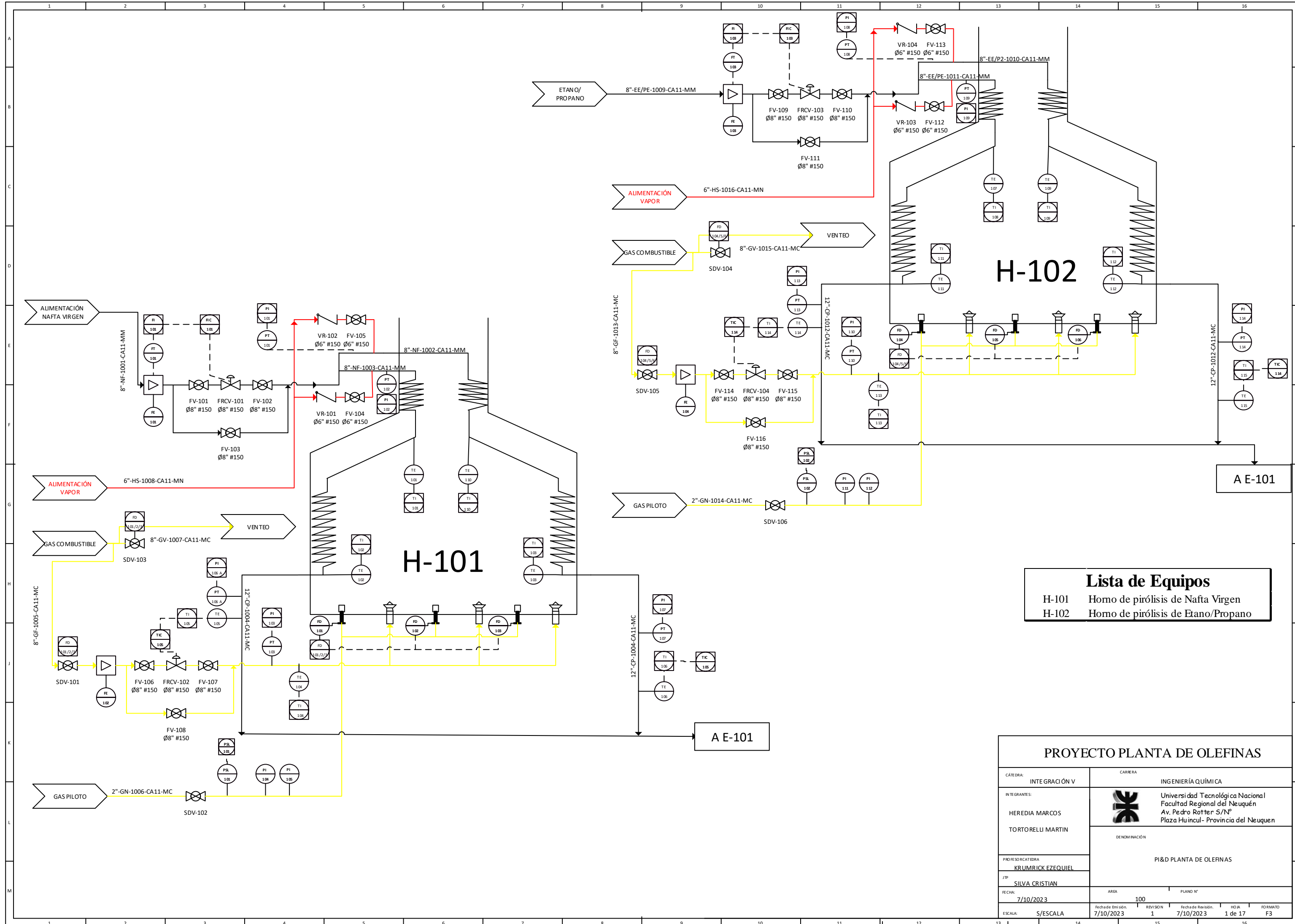
P&IDs




**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS A PARTIR DE NAFTA VIRGEN

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL

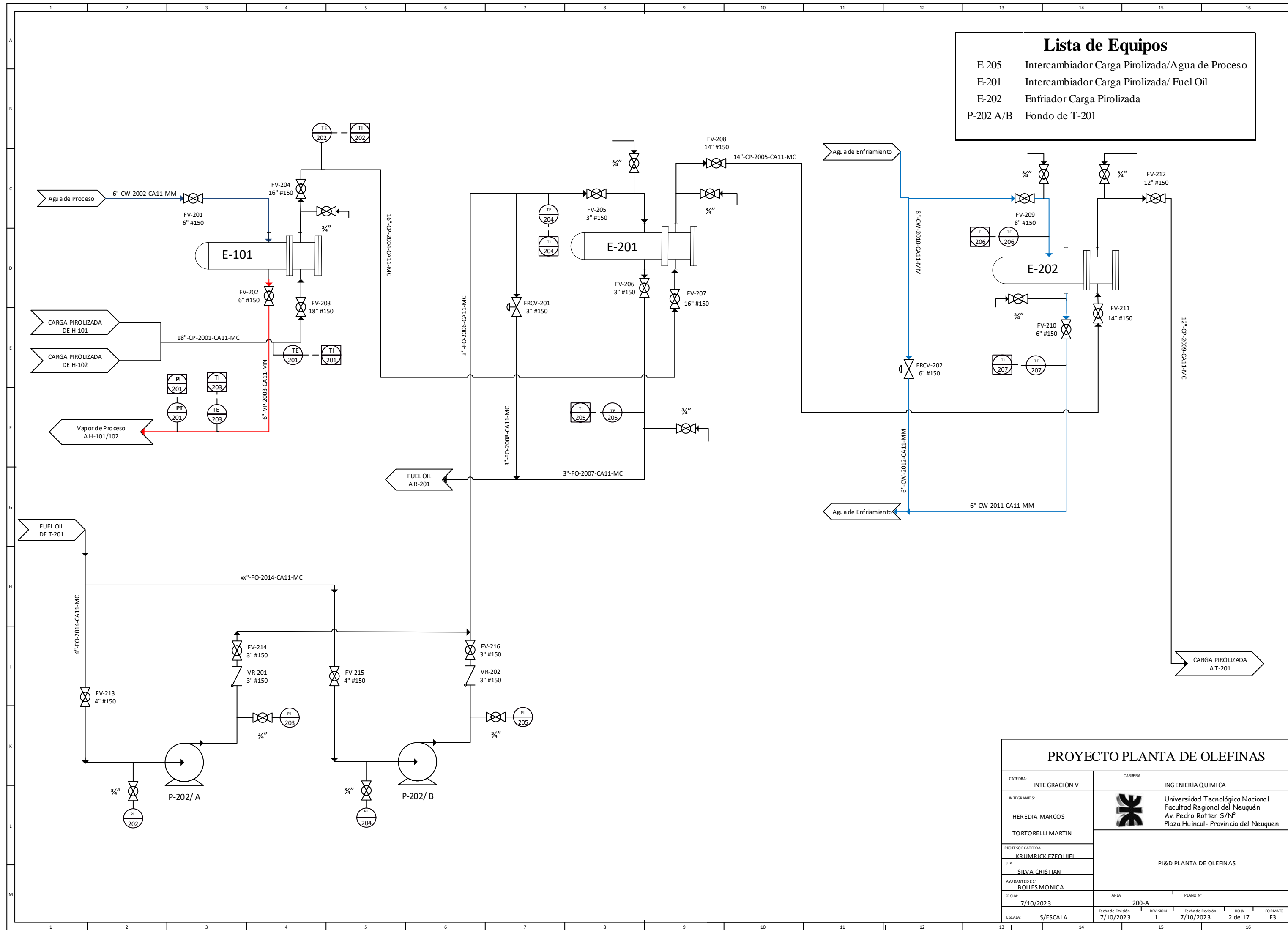



Lista de Equipos	
H-101	Horno de pirólisis de Nafta Virgen
H-102	Horno de pirólisis de Etano/Propano

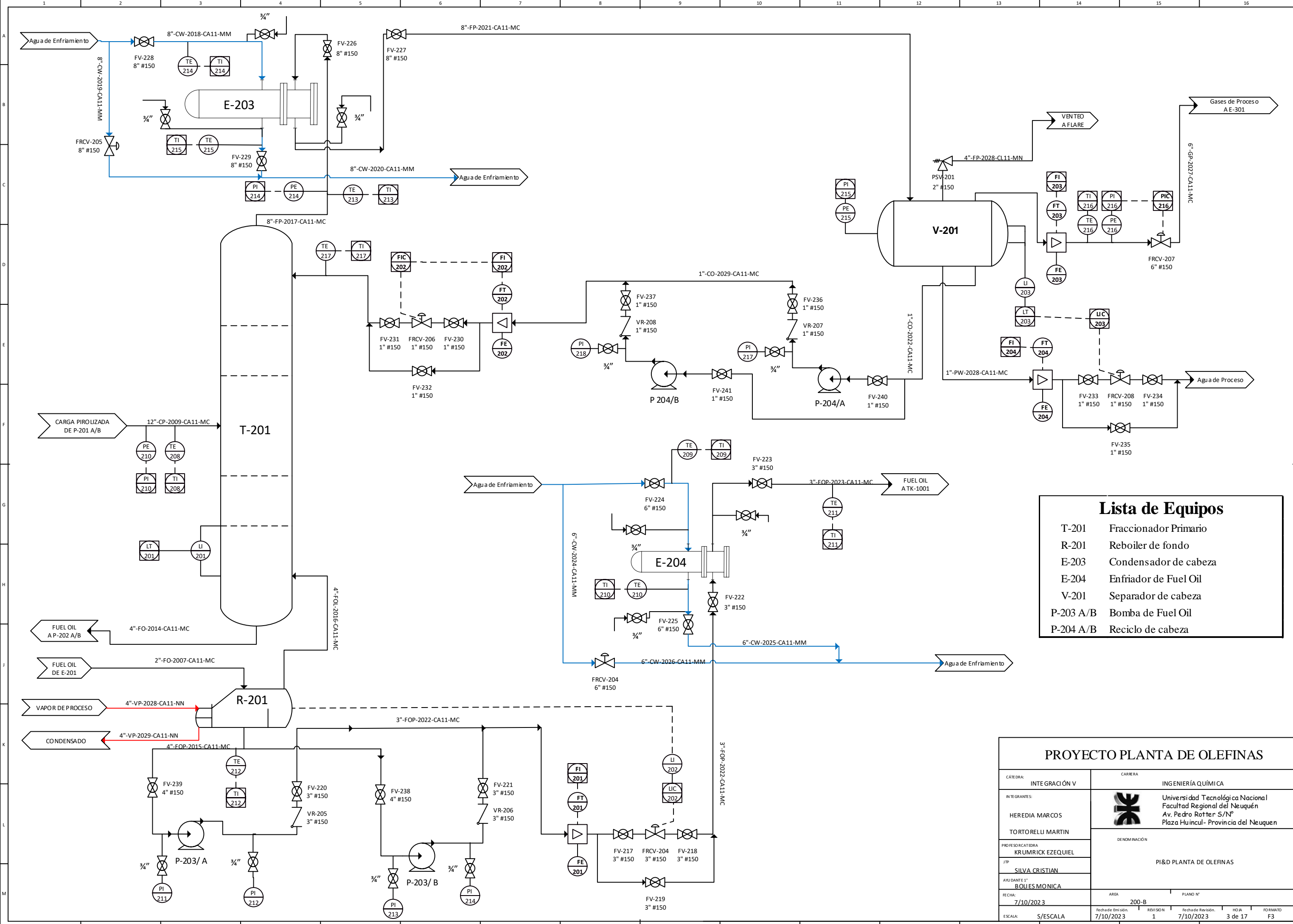
PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS	
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincul- Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	DENOMINACIÓN PI&D PLANTA DE OLEFINAS
JTP: SILVA CRISTIAN	AREA 100
FECHA: 7/10/2023	PLANO Nº 100
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023
	REVISIÓN: 1
	Fecha de Revisión: 7/10/2023
	HOJA: 1 de 17
	FORMATO: F3

Lista de Equipos

- E-205 Intercambiador Carga Pirolizada/Agua de Proceso
- E-201 Intercambiador Carga Pirolizada/ Fuel Oil
- E-202 Enfriador Carga Pirolizada
- P-202 A/B Fondo de T-201




PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS		
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA	
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huinca - Provincia del Neuquén	
PROFESOR CATEDRA KRIUMRICK EZEQUIEL		PI&D PLANTA DE OLEFINAS
JTP SILVA CRISTIAN AYUDANTE DE 1º BOLIES MONICA		
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 200-A	
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº 7/10/2023	
	REVISIÓN 1	
	Fecha de Revisión: 7/10/2023	
	HORA 2 de 17	
	FORMATO F3	

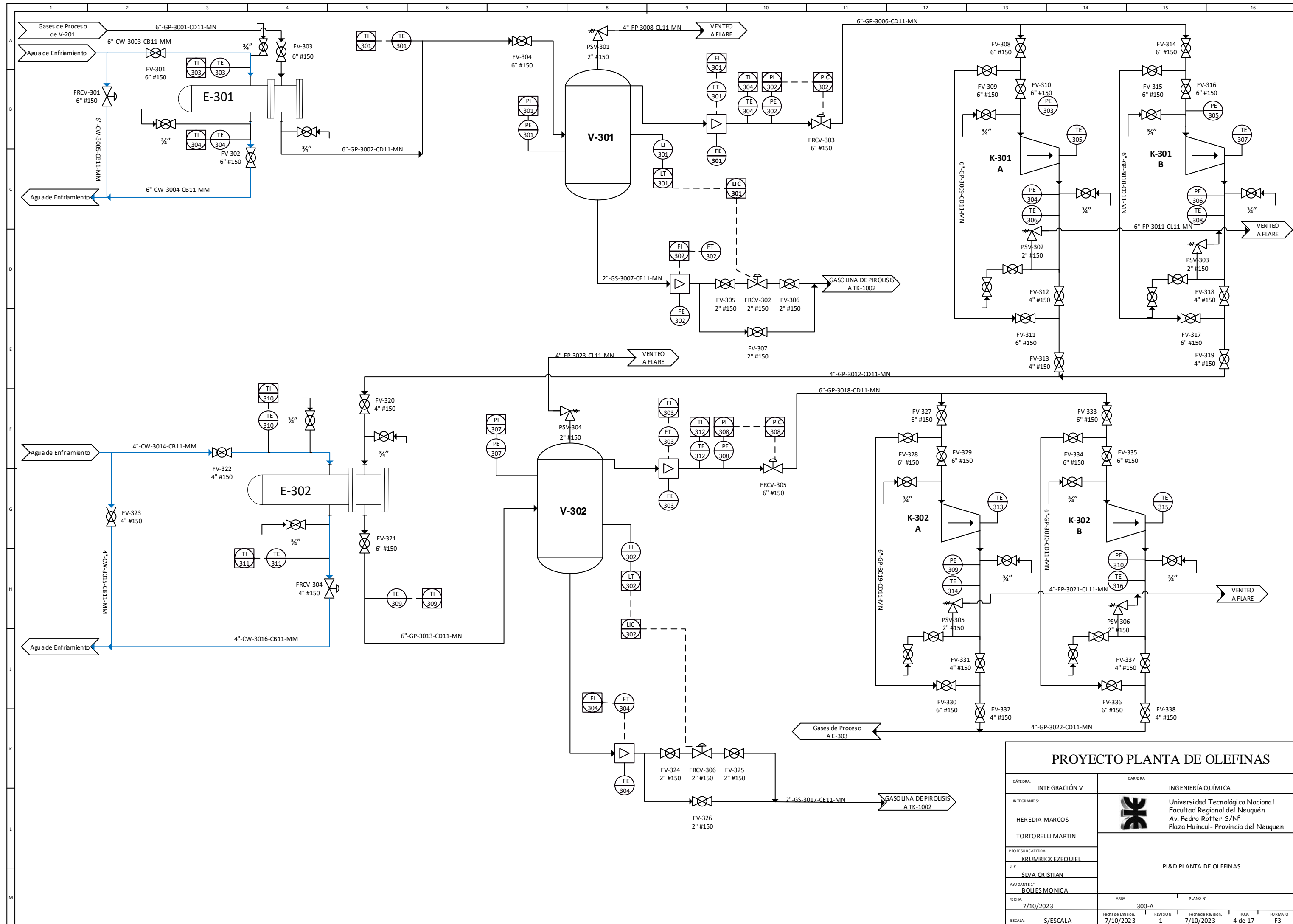


Lista de Equipos

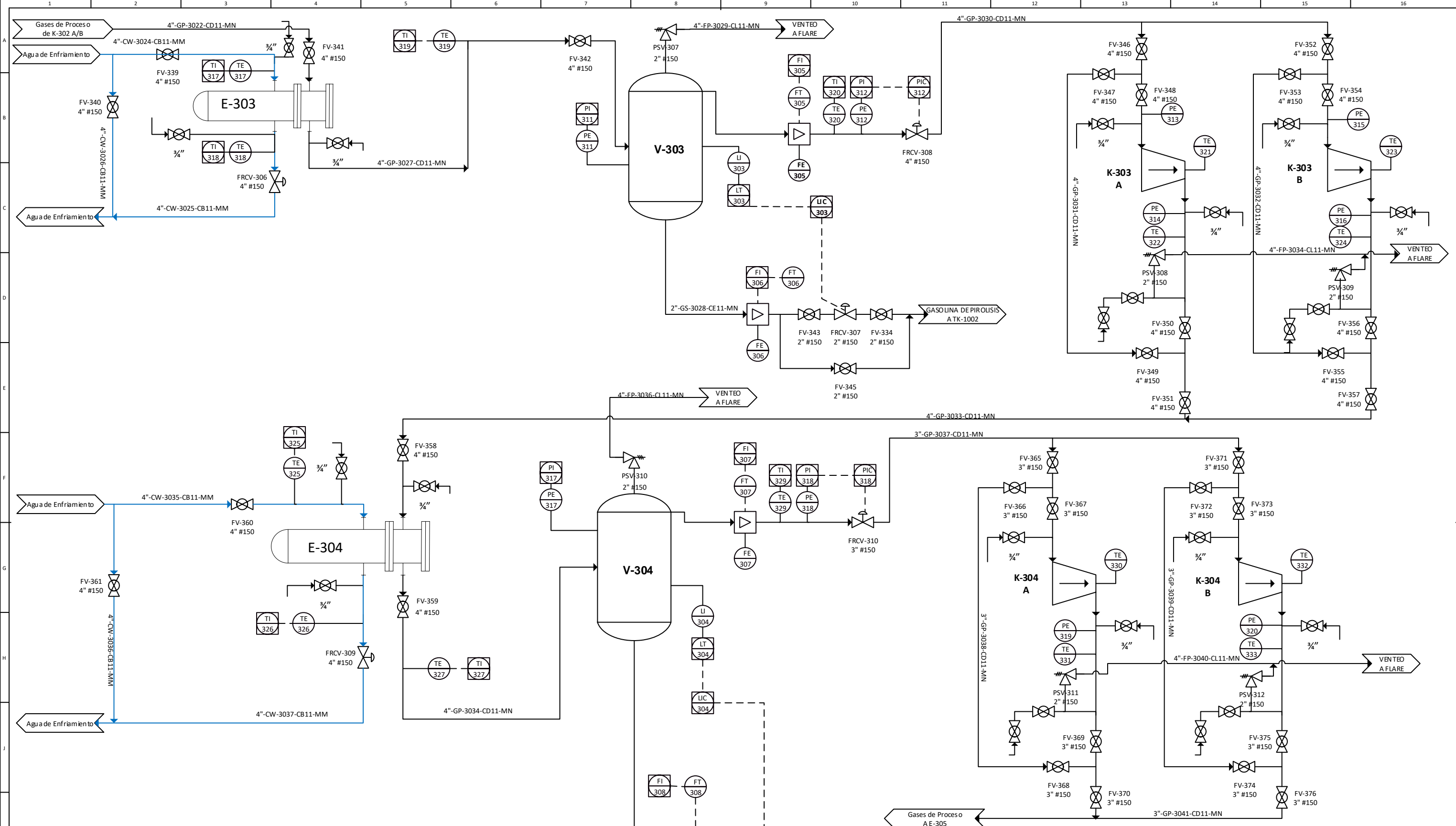
T-201	Fraccionador Primario
R-201	Reboiler de fondo
E-203	Condensador de cabeza
E-204	Enfriador de Fuel Oil
V-201	Separador de cabeza
P-203 A/B	Bomba de Fuel Oil
P-204 A/B	Reciclo de cabeza

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS


CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huinca - Provincia del Neuquén
PROFESOR CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	
JTP SILVA CRISTIAN	
AYUDANTE 1º BOLDES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 200-B
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	Nº DE 3 de 17
	FORMATO F3

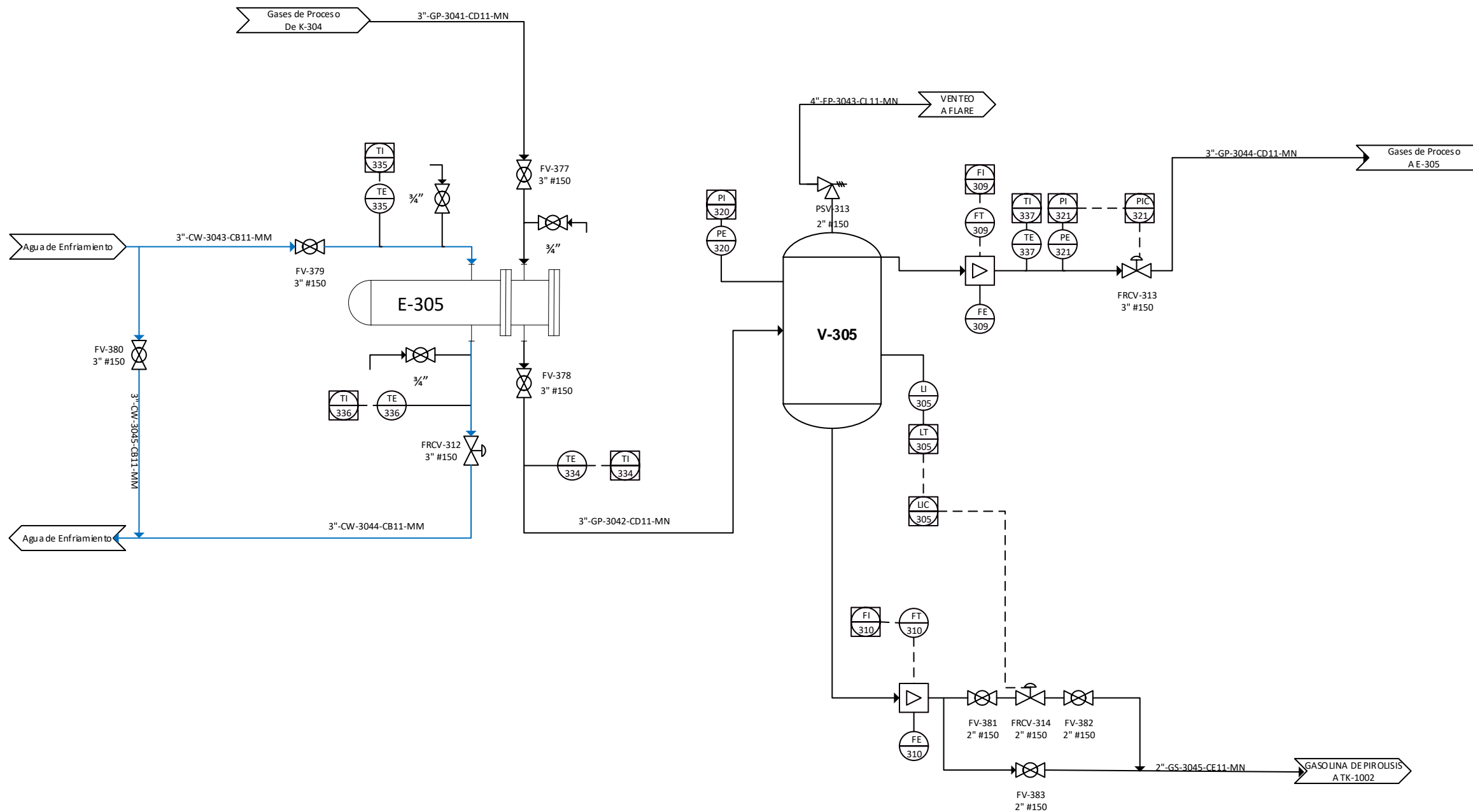


PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS			
CÁTEDRA:	INTEGRACIÓN V	CARRERA:	INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES:	HEREDIA MARCOS	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huinul - Provincia del Neuquén	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
	TORTORELLI MARTIN		
PROFESOR CATEDRA:	KRUMRICK EZEQUIEL		
JTP:	SILVA CRISTIAN		
AYUDANTE 1º:	BOLIES MONICA		
FECHA:	7/10/2023	AREA:	300-A
ESCALA:	S/ESCALA	PLANO Nº:	
	Fecha de Emisión:	REVISIÓN:	Fecha de Revisión:
	7/10/2023	1	7/10/2023
			HORA:
			4 de 17
			FORMATO:
			F3




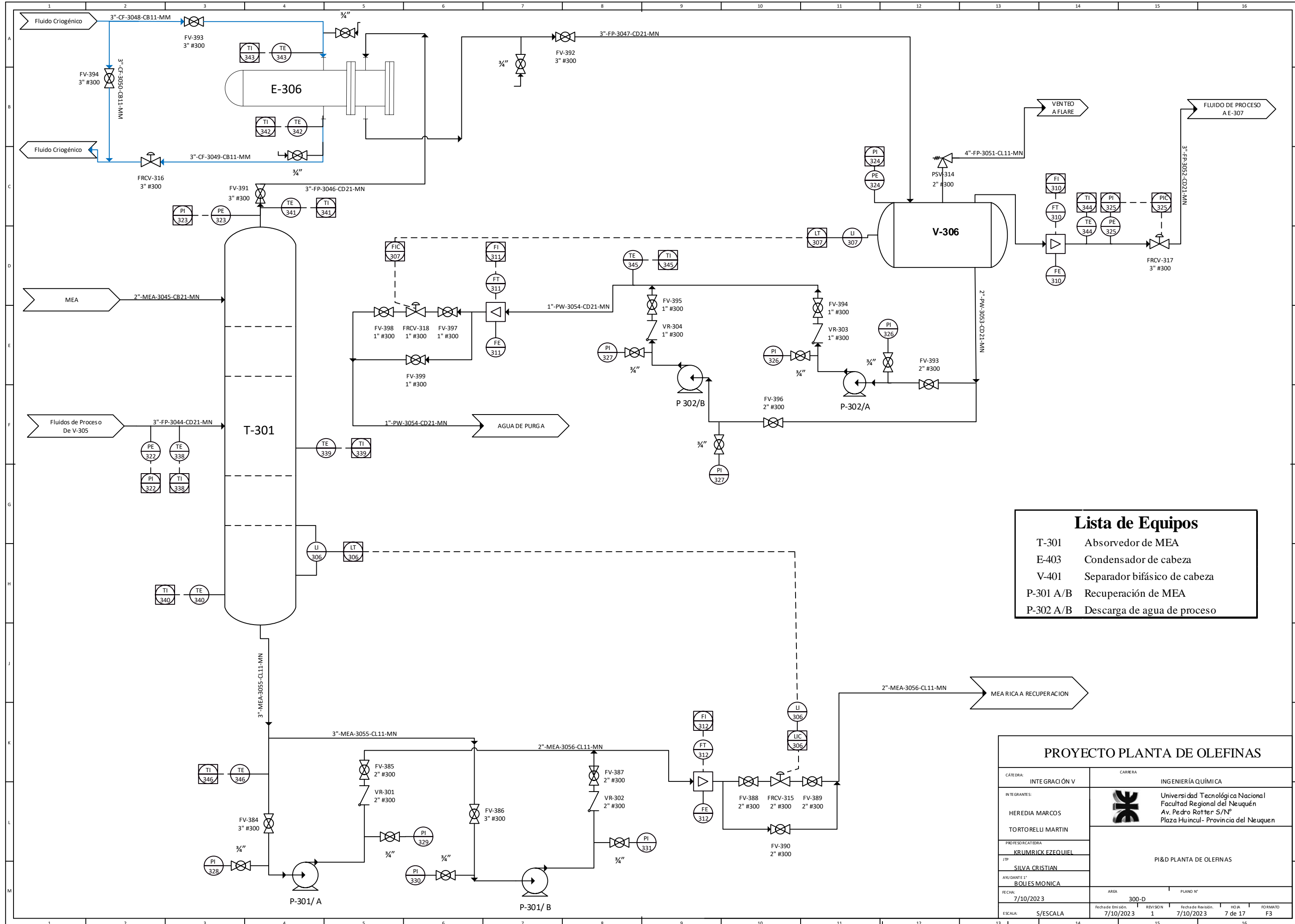
Lista de Equipos	
E-303	Condensador de gasolina
V-303	Separador bifásico
K-303 A/B	Compresor de olefinas
E-304	Condensador de gasolina
V-304	Separador bifásico
K-304 A/B	Compresor de olefinas

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS			
CÁTEDRA:	INTEGRACIÓN V	CARRERA:	INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES:	HEREDIA MARCOS	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huinul - Provincia del Neuquén	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
PROFESOR CATEDRA:	KRUMRICK EZEQUIEL		
JTP:	SILVA CRISTIAN		
AYUDANTE 1º:	BOLIES MONICA	AREA:	300-B
FECHA:	7/10/2023	PLANO Nº:	
ESCALA:	S/ESCALA	Fecha de Emisión:	7/10/2023
		REVISIÓN:	1
		Fecha de Revisión:	7/10/2023
		Nº DE:	5 de 17
		FORMATO:	F3



Lista de Equipos	
E-305	Condensador de gasolina
V-305	Separador bifásico


PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS					
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA				
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquen	PI&D PLANTA DE OLEFINAS			
PROFESOR CATEDRA: JTP AYUDANTE 1º					
FECHA: 7/10/2023				ÁREA: 300-C	PLANO Nº:
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN: 1	Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA: 6 de 17	FORMATO: F3

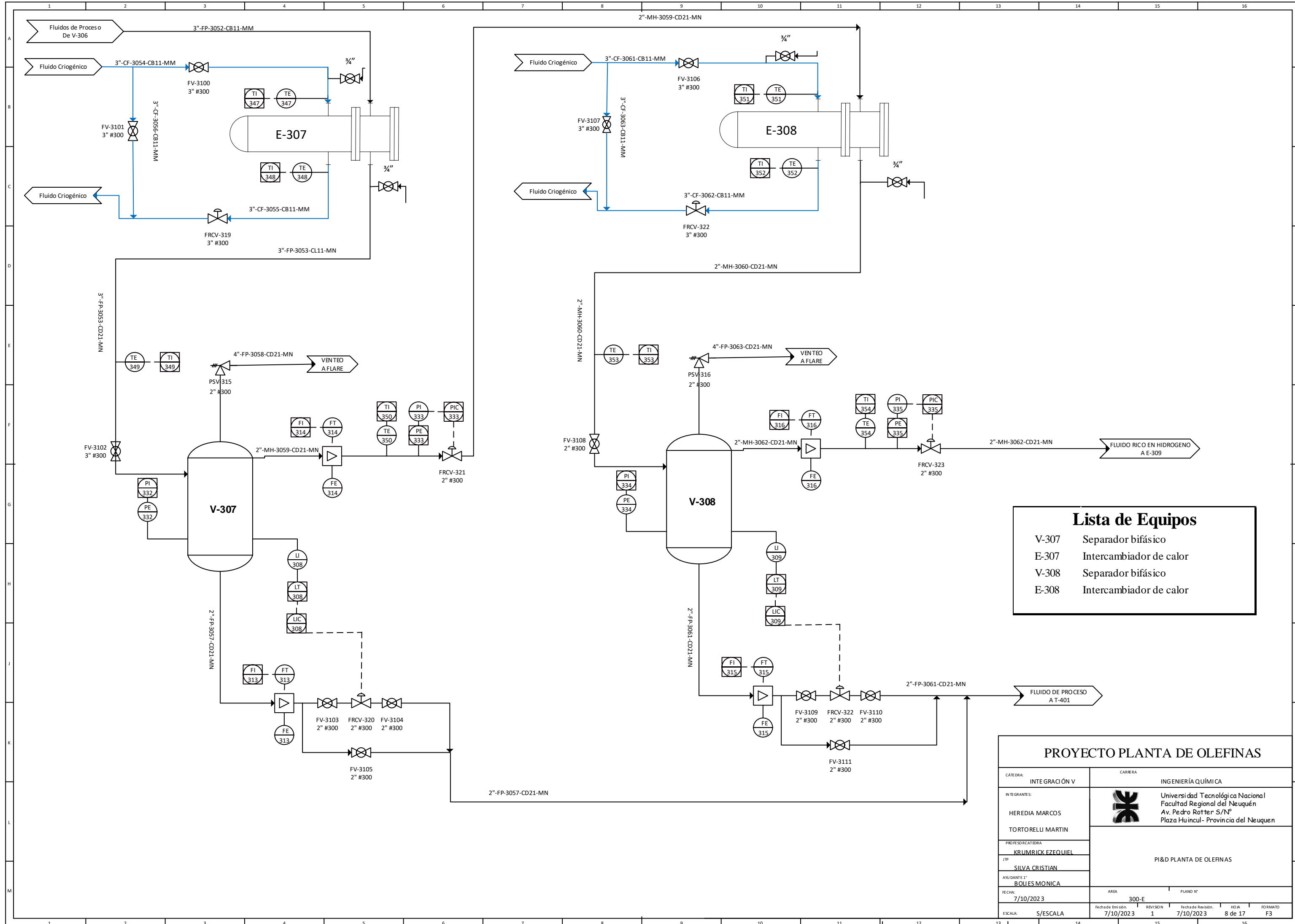


Lista de Equipos

T-301	Absorbedor de MEA
E-403	Condensador de cabeza
V-401	Separador bifásico de cabeza
P-301 A/B	Recuperación de MEA
P-302 A/B	Descarga de agua de proceso

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincaul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: KRIUMRICK EZEQUIEL	
JTP: SILVA CRISTIAN	
AYUDANTE 1º: BOLDES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	AREA: 300-D
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº: 7/10/2023
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN: 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA: 7 de 17
	FORMATO: F3

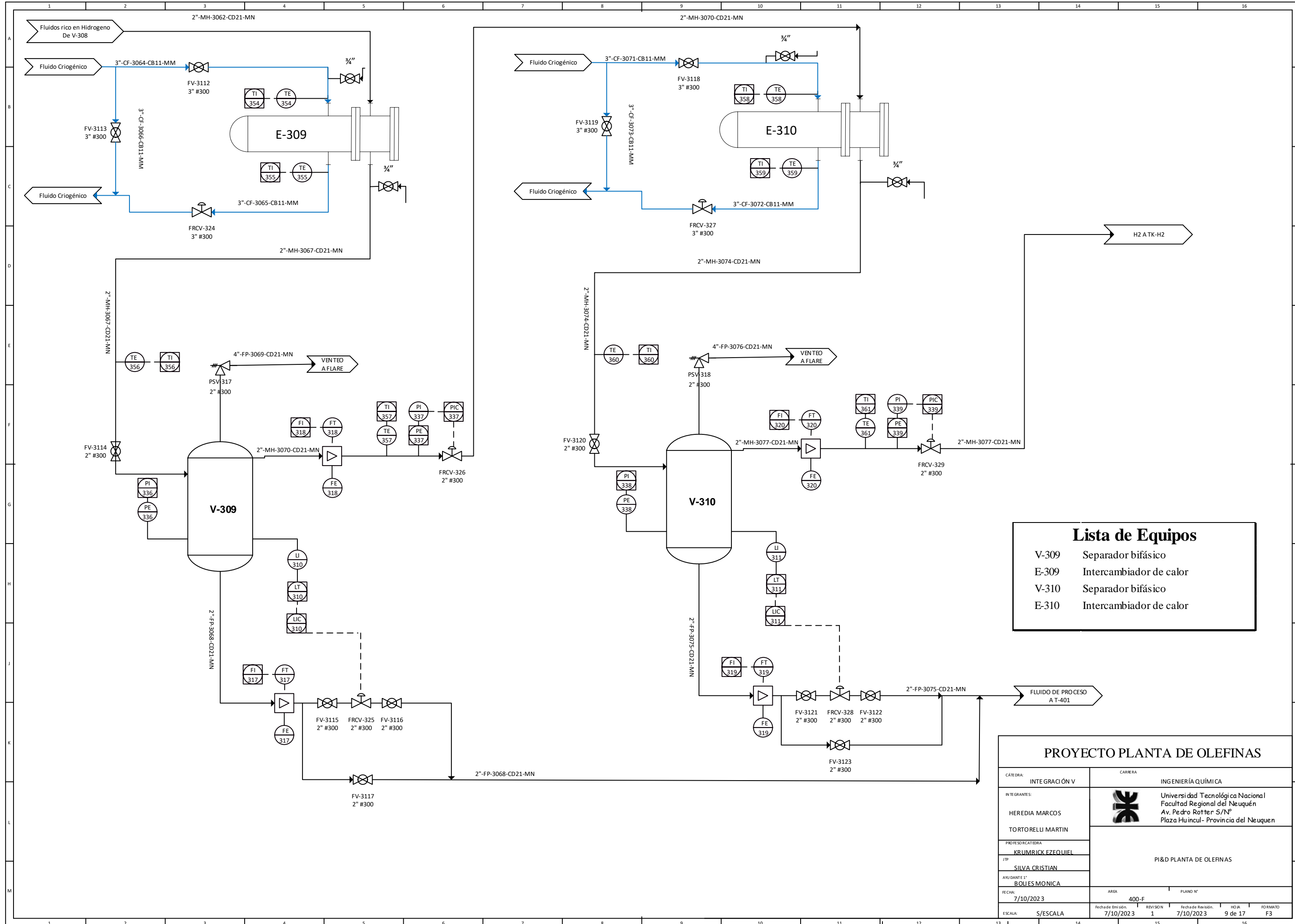


Lista de Equipos


V-307	Separador bifásico
E-307	Intercambiador de calor
V-308	Separador bifásico
E-308	Intercambiador de calor

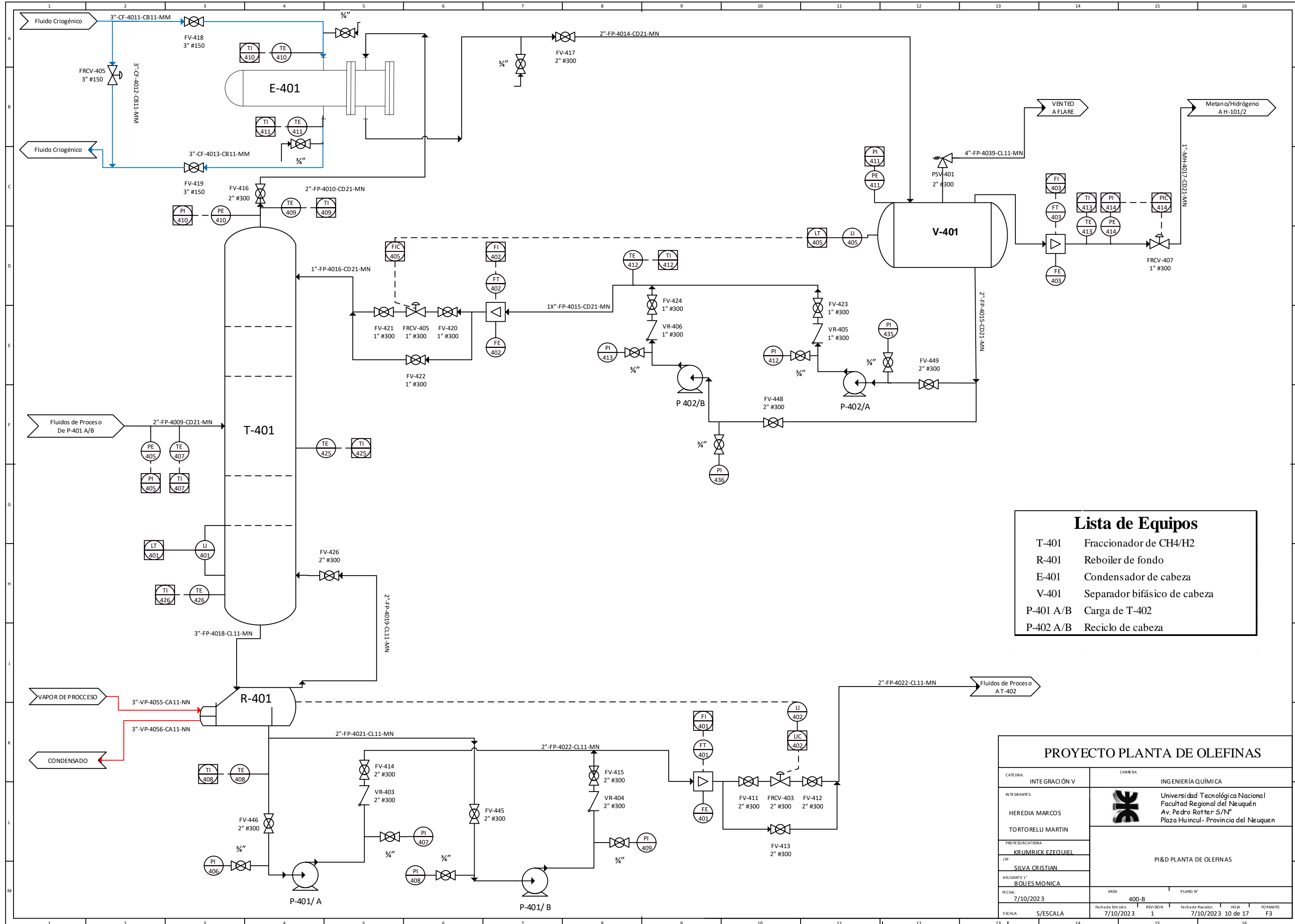
PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huinul- Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA KRIJMRICK EZEQUIEL	
JTP SILVA CRISTIAN	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
AYUDANTE 1º BOLIES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 300-E
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA 8 de 17
	FORMATO F3



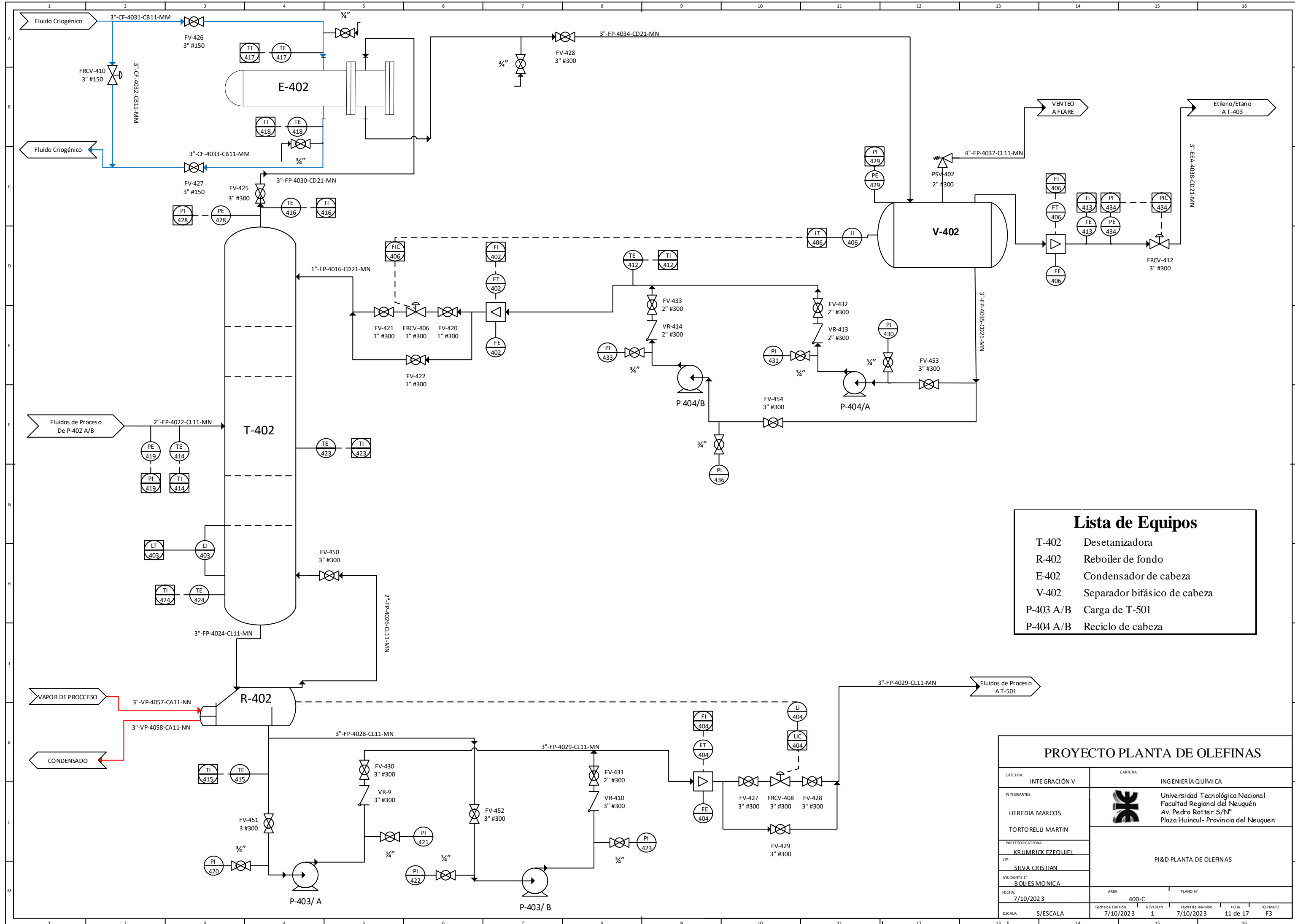
Lista de Equipos	
V-309	Separador bifásico
E-309	Intercambiador de calor
V-310	Separador bifásico
E-310	Intercambiador de calor

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS	
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquén
PROFESOR CATEDRA: JTP AYUDANTE 1º	
PROFESOR CATEDRA: KJUMRICK EZEQUIEL	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
JTP: SILVA CRISTIAN	
AYUDANTE 1º: BOLIES MONICA	AREA 400-F
FECHA: 7/10/2023	PLANO Nº
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023
	REVISIÓN: 1
	Fecha de Revisión: 7/10/2023
	NÚMERO: 9 de 17
	FORMATO: F3



Lista de Equipos	
T-401	Fraccionador de CH4/H2
R-401	Reboiler de fondo
E-401	Condensador de cabeza
V-401	Separador bifásico de cabeza
P-401 A/B	Carga de T-402
P-402 A/B	Reciclo de cabeza


PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS			
CÁTEDRA:	INTEGRACIÓN V	CARRERA:	INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES:	HEREDIA MARCOS	Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincaul - Provincia del Neuquén	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
	TORTORELLI MARTIN		
PROFESOR CATEDRA:	KRUMRICK EZEQUIEL		
JTP:	SILVA CRISTIAN		
AYUDANTE 1º:	BOLDES MONICA		
FECHA:	7/10/2023	ÁREA:	400-B
ESCALA:	S/ESCALA	PLANO Nº:	
Fecha de Emisión:	7/10/2023	REVISIÓN:	1
Fecha de Revisión:	7/10/2023	HORA:	10 de 17
FORMATO:	F3		

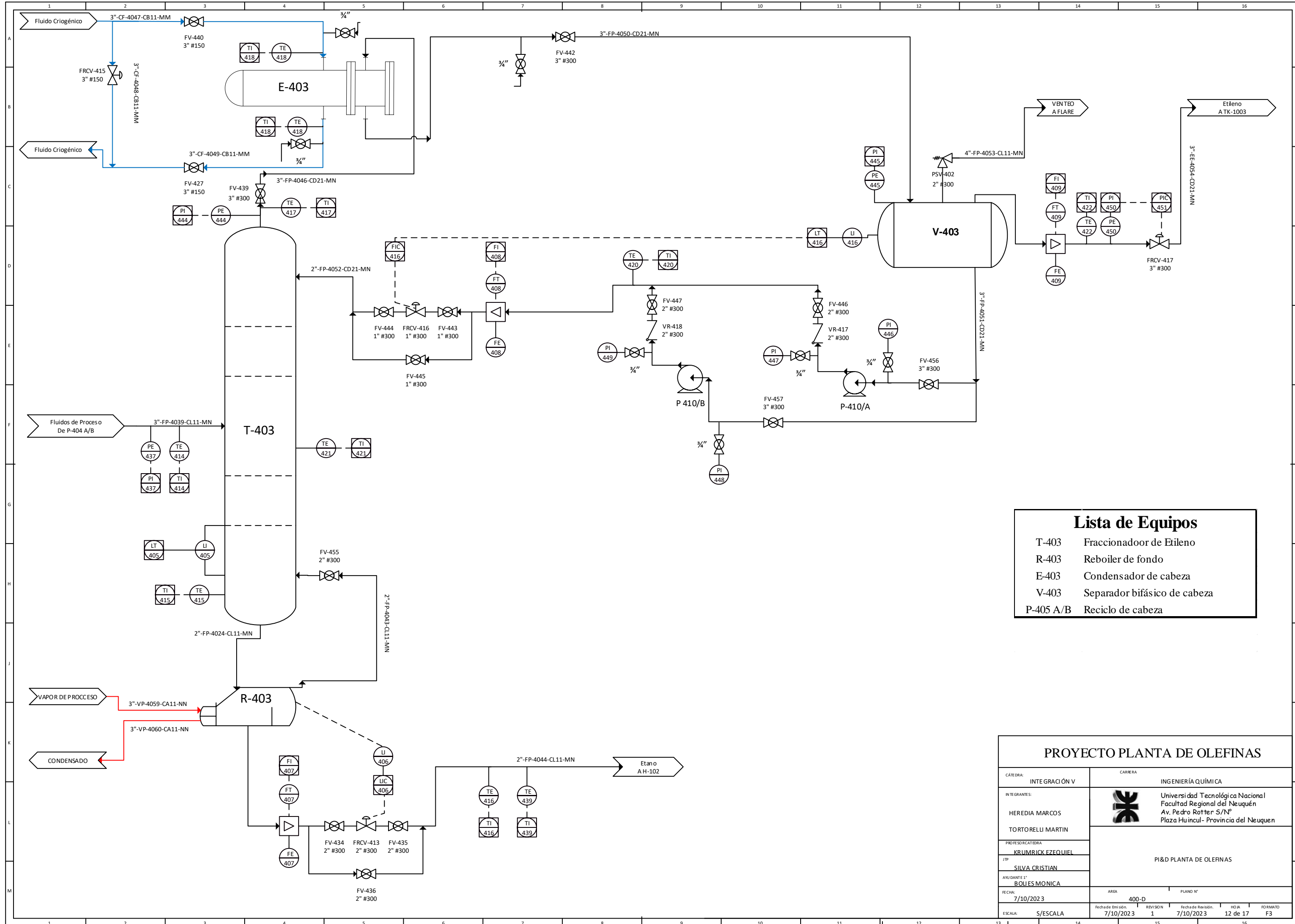


Lista de Equipos

T-402	Desetanzadora
R-402	Reboiler de fondo
E-402	Condensador de cabeza
V-402	Separador bifásico de cabeza
P-403 A/B	Carga de T-501
P-404 A/B	Reciclo de cabeza

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincaul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: JTP AYUDANTE 1º	
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 400-C
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA 11 de 17
	FORMATO F3

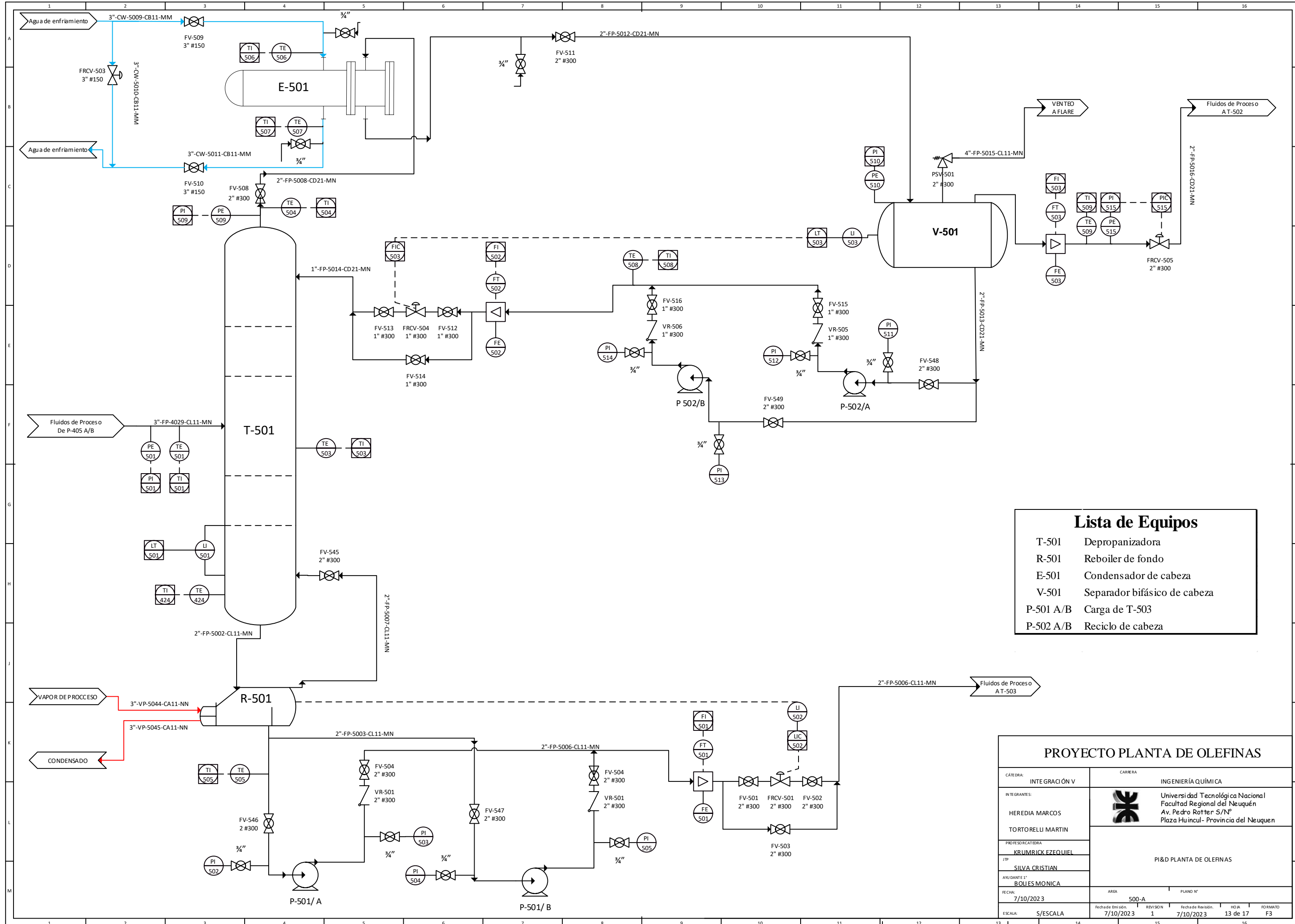


Lista de Equipos

T-403	Fraccionador de Etileno
R-403	Reboiler de fondo
E-403	Condensador de cabeza
V-403	Separador bifásico de cabeza
P-405 A/B	Reciclo de cabeza

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS


CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	
JTP: SILVA CRISTIAN	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
AYUDANTE 1º: BOLLES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	AREA: 400-D
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº: 400-D
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN: 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA: 12 de 17
	FORMATO: F3

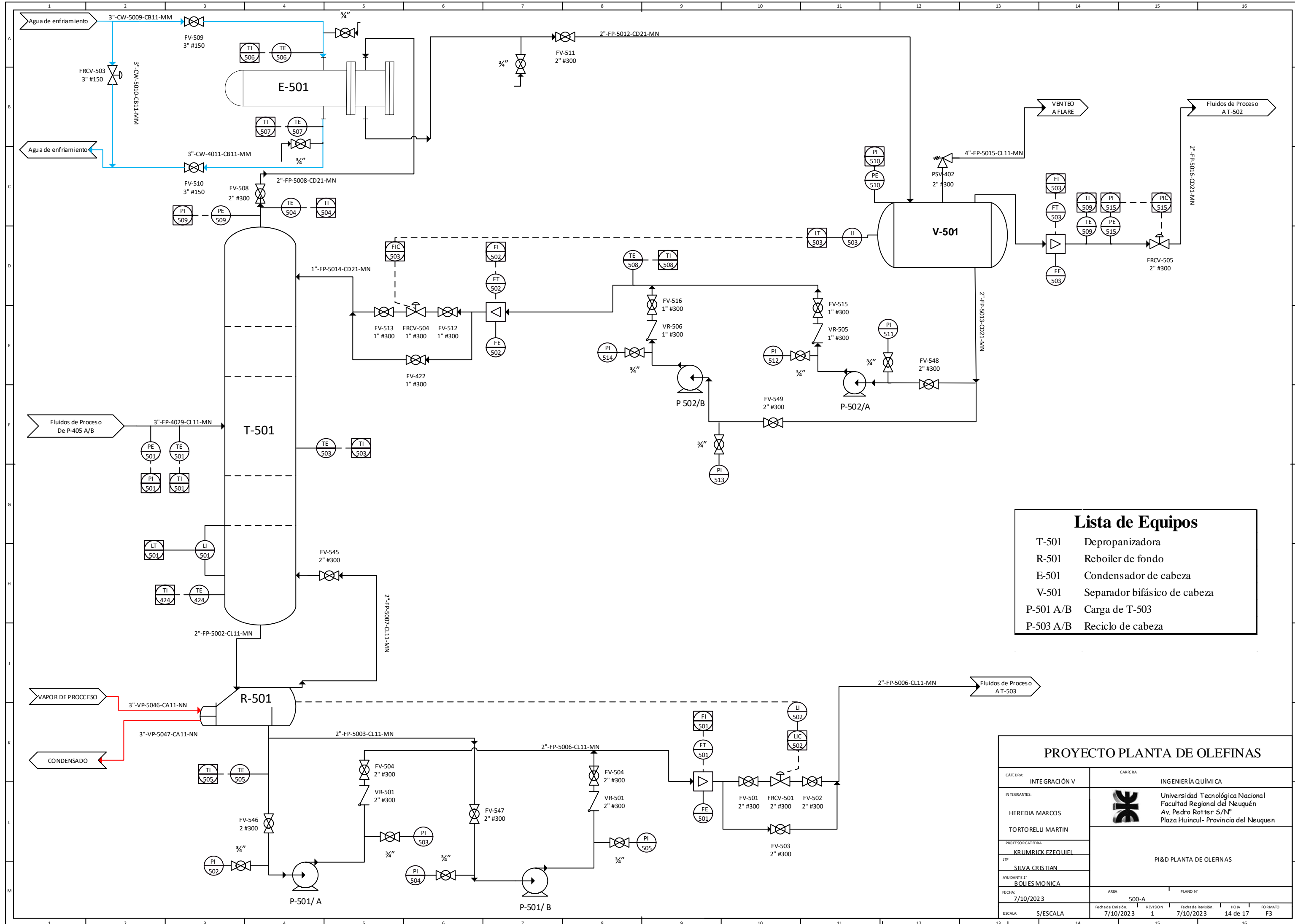


Lista de Equipos

T-501	Depropanizadora
R-501	Reboiler de fondo
E-501	Condensador de cabeza
V-501	Separador bifásico de cabeza
P-501 A/B	Carga de T-503
P-502 A/B	Reciclo de cabeza

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS


CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA				
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huinul- Provincia del Neuquen				
PROFESOR CATEDRA: KRUJMRICK EZEQUIEL		PI&D PLANTA DE OLEFINAS			
JTP: SILVA CRISTIAN					
AYUDANTE 1º: BOLDES MONICA					
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 500-A	PLANO Nº			
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1	Fecha de Revisión: 7/10/2023	H.O.J.A. 13 de 17	FORMATO F3

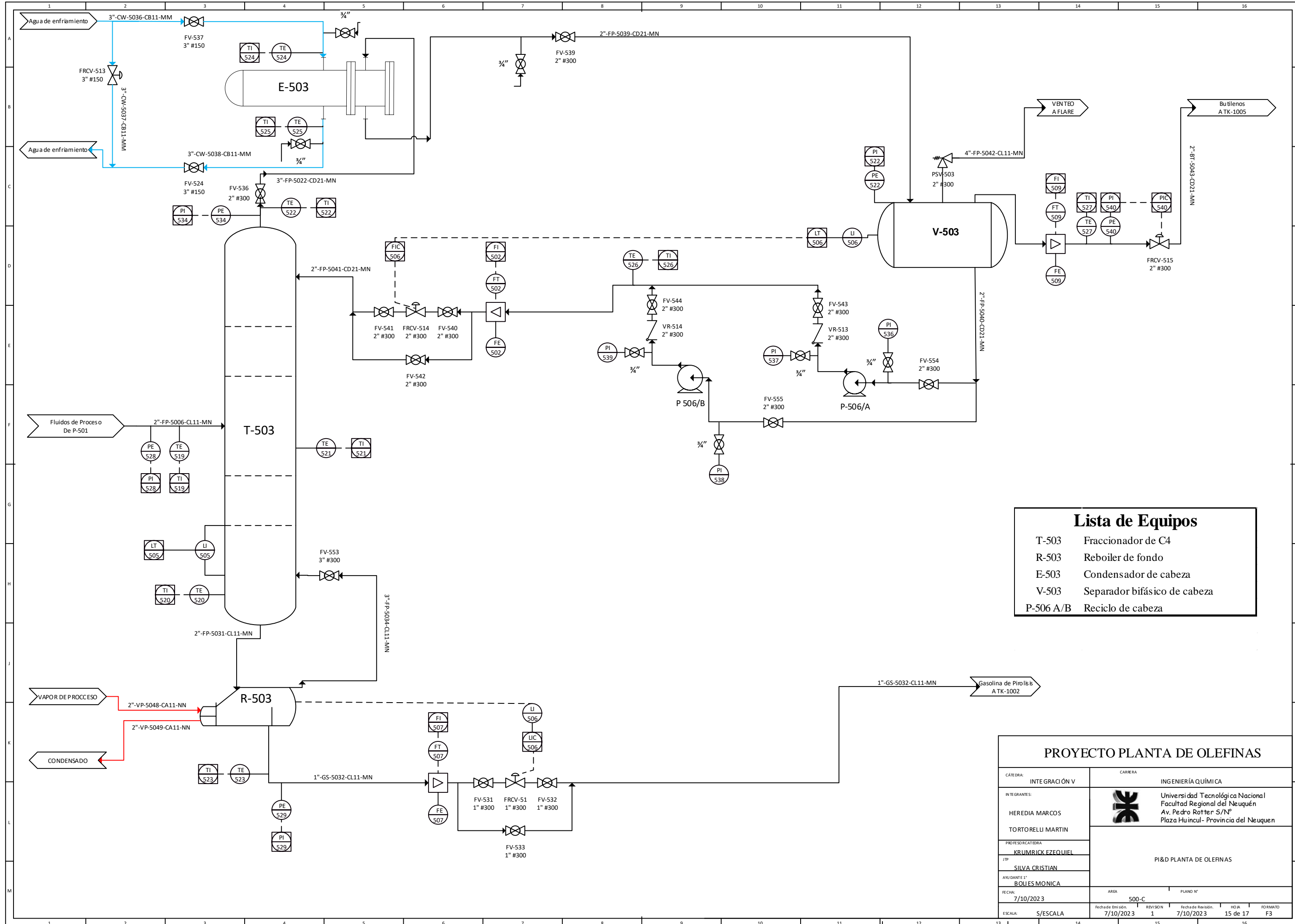


Lista de Equipos

T-501	Depropanizadora
R-501	Reboiler de fondo
E-501	Condensador de cabeza
V-501	Separador bifásico de cabeza
P-501 A/B	Carga de T-503
P-503 A/B	Reciclo de cabeza

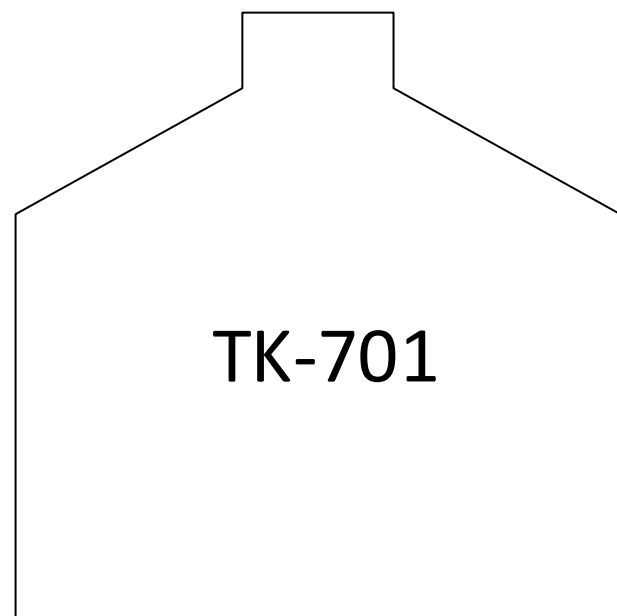
PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rottler S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: JTP SILVA CRISTIAN AYUDANTE 1º BOLDES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	ÁREA 500-A
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA 14 de 17
	FORMATO F3

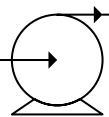


Lista de Equipos	
T-503	Fraccionador de C4
R-503	Reboiler de fondo
E-503	Condensador de cabeza
V-503	Separador bifásico de cabeza
P-506 A/B	Reciclo de cabeza

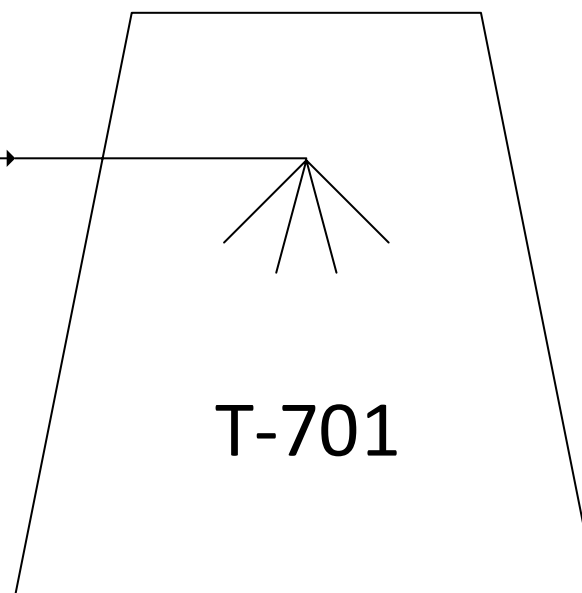
PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS	
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincaul - Provincia del Neuquen
PROFESOR CATEDRA: KRIUMRICK EZEQUIEL	
JTP: SILVA CRISTIAN	PI&D PLANTA DE OLEFINAS
AYUDANTE 1º: BOLDES MONICA	
FECHA: 7/10/2023	AREA 500-C
ESCALA: S/ESCALA	PLANO Nº
Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1
Fecha de Revisión: 7/10/2023	HORA 15 de 17
	FORMATO F3



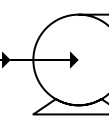
TK-701



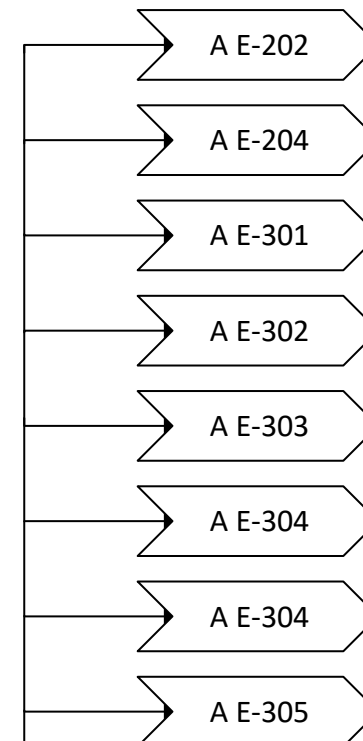
P-701 A/B



T-701

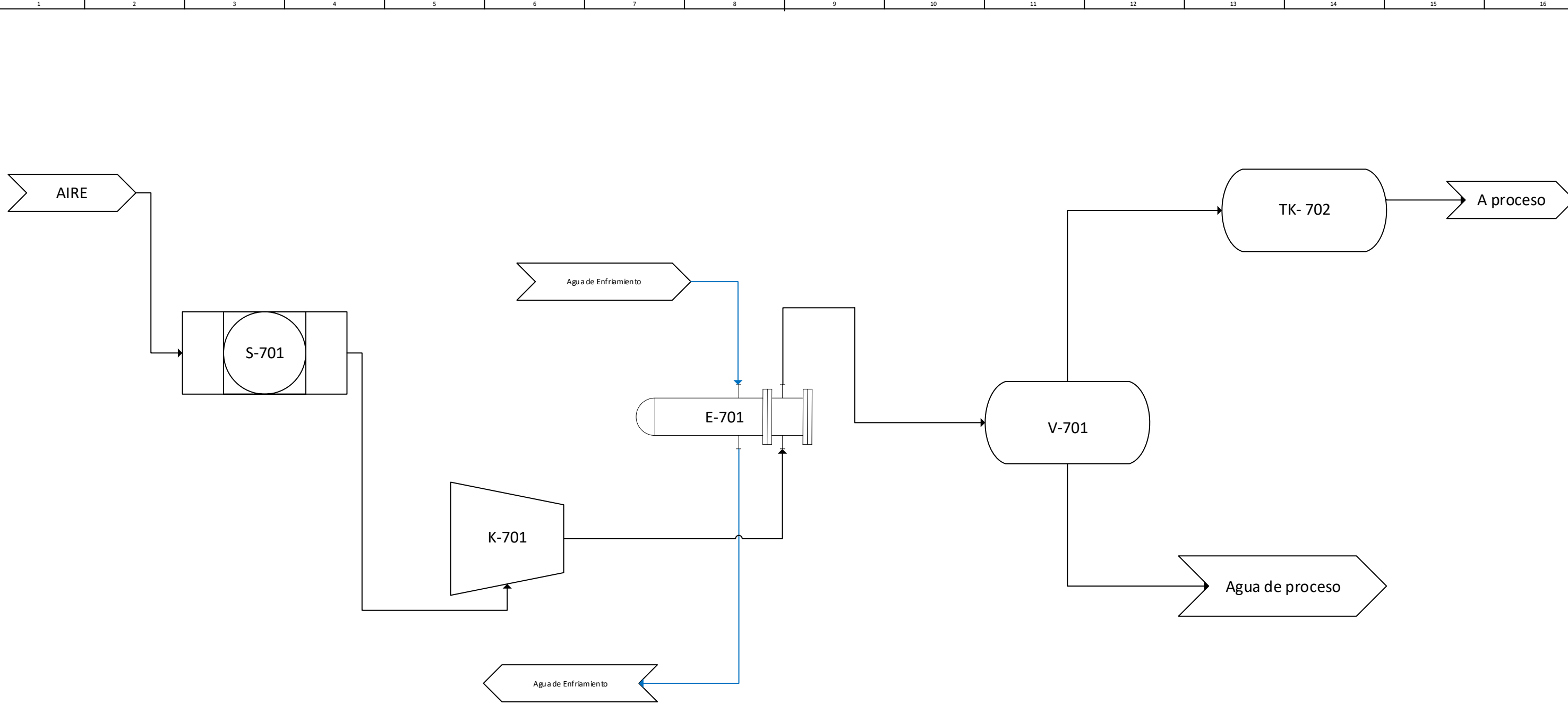


P-702 A/B



Lista de Equipos	
TK-701	Tanque de acumulacion de agua
T-701	Torre de enfriamiento
P-701 A/B	Bomba de fondo de tanque
P-702 A/B	Bomba de fondo de torre

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS					
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA				
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincul- Provincia del Neuquen				
PROFESOR CATEDRA: KRUJMRICK EZEQUIEL	PI&D PLANTA DE OLEFINAS				
JTP: SILVA CRISTIAN					
AYUDANTE 1º: BOLDES MONICA					
FECHA: 7/10/2023	Agua de enfriamiento	PLANO Nº			
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISION 1	Fecha de Revisión: 10/7/2023	Hoja 16 de 17	FORMATO F3

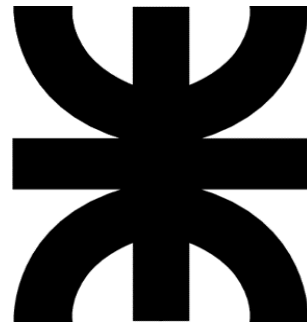


Lista de Equipos	
S-701	Filtro de aire
K-701	Compresor de aire
E-701	Intercambiador de calor
V-701	Separador bifásico
TK-702	Acumulador de aire comprimido

PROYECTO PLANTA DE OLEFINAS					
CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA				
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincul - Provincia del Neuquen				
PROFESOR CATEDRA KRUJMRICK EZEQUIEL	PI&D PLANTA DE OLEFINAS				
JTP SILVA CRISTIAN					
AYUDANTE 1º BOLDES MONICA					
FECHA: 7/10/2023	Aire de Instrumentos	PLANO Nº			
ESCALA: S/ESCALA	Fecha de Emisión: 7/10/2023	REVISIÓN 1	Fecha de Revisión: 10/7/2023	Hoja 17 de 17	FORMATO F3

ANEXO 4

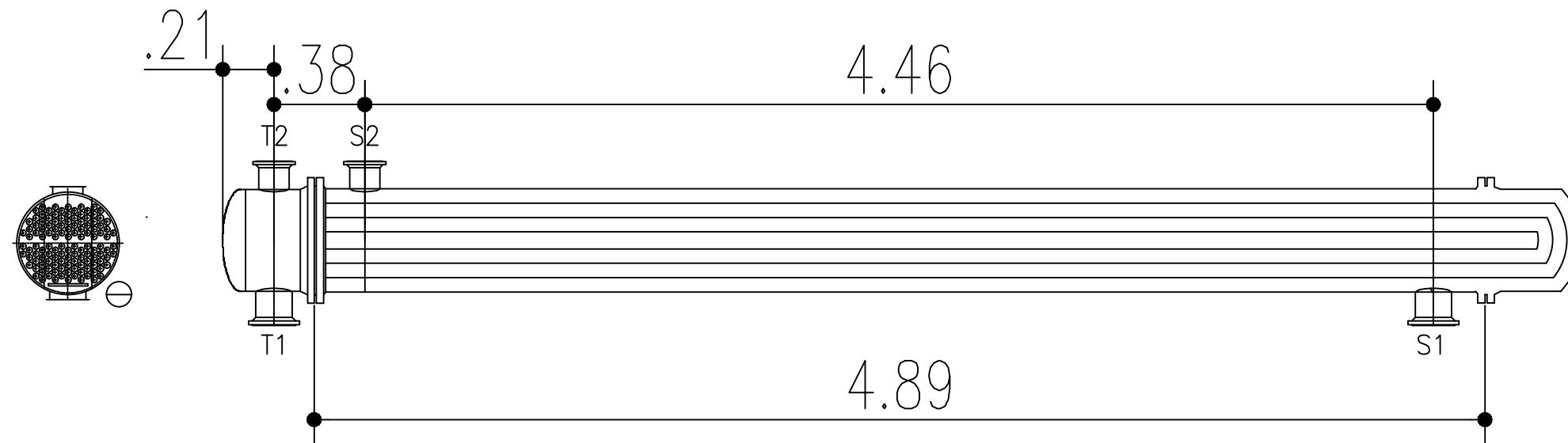
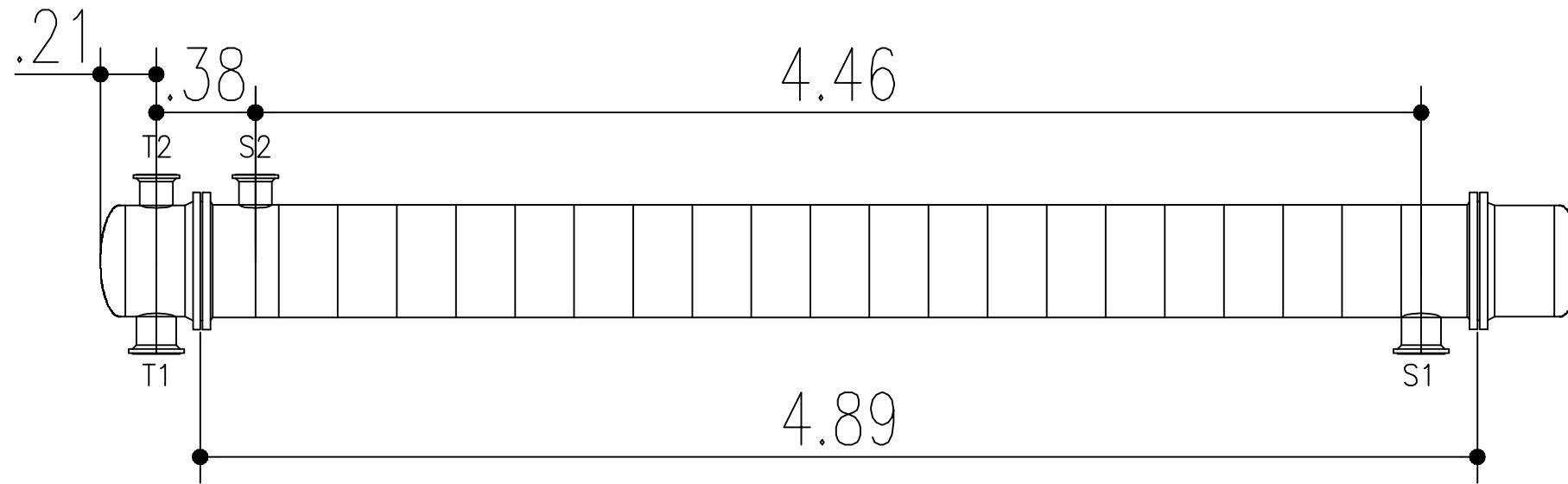
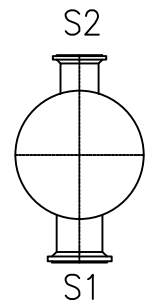
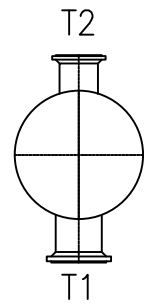
Planos de equipos




**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

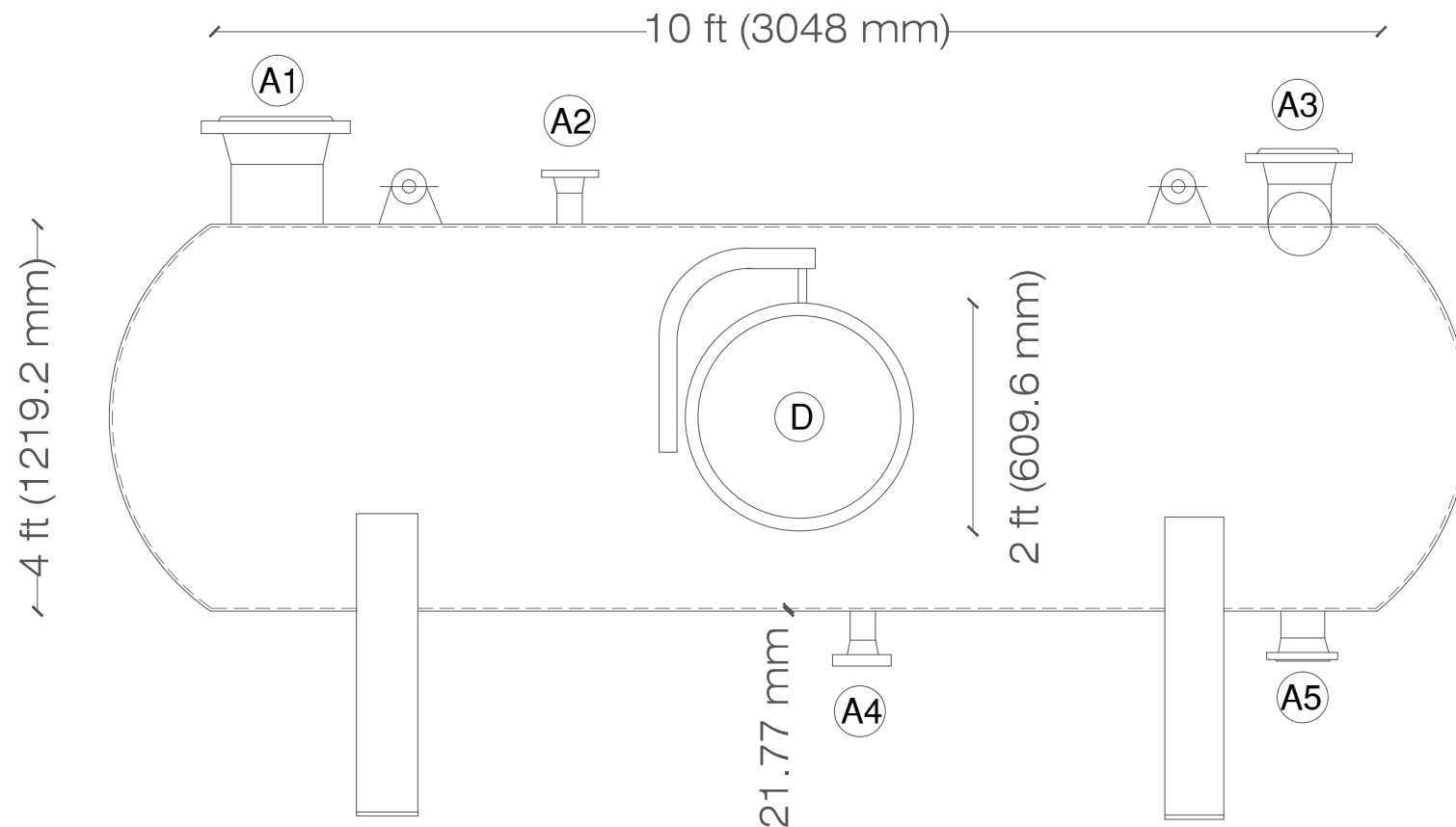
**PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS
A PARTIR DE NAFTA VIRGEN**

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL



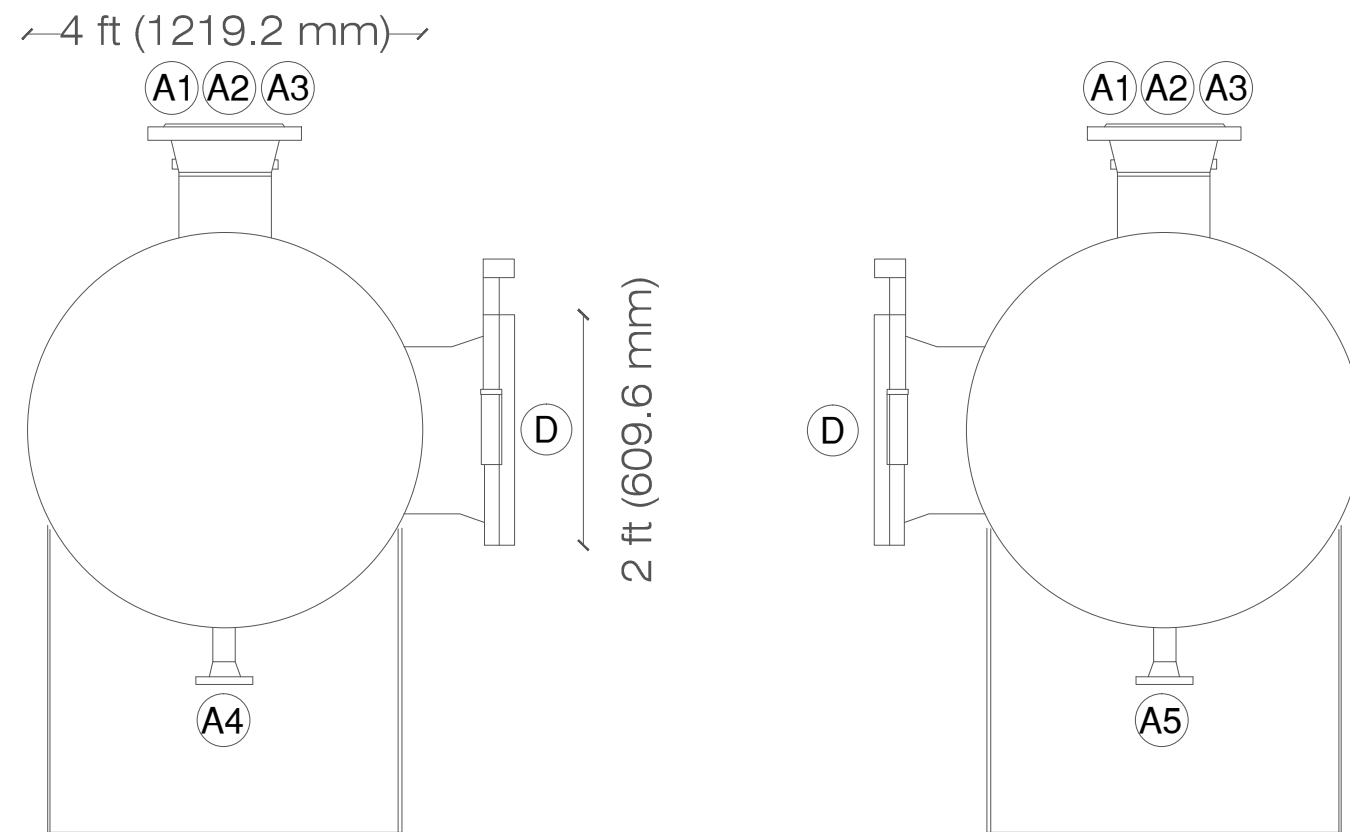
PROYECTO PLANTA DE ETILENO PROPILENO

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA	
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN		Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincul- Provincia del Neuquen
		DENOMINACIÓN V-101
PROFESOR DE CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	ESCALA: S/E	
JTP: SILVA CRISTIAN	AREA	PLANO N° 1 de 1
FECHA: 28/07/2023		Rev. S/R



CONEXIONES		
TAG	DIAMETRO (IN)	SERVICIO
A1	8	ENTRADA DE FLUIDO
A2	2	CONEXIÓN VALVULA DE SEGURIDAD
A3	6	SALIDA DE GAS
A4	2	DRENAJE
A5	1	SALIDA DE LIQUIDO
D	24	ENTRADA DE HOMBRE

SEPARADOR HORIZONTAL V-101		
PRESION DE DISEÑO	20	Kg/cm ²
T DIS MIN/MAX	-11/90	°C
P OPERACIÓN	4,2	Kg/cm ²
T OPERACIÓN	65	°C
VOLUMEN INT	4,00	m ³

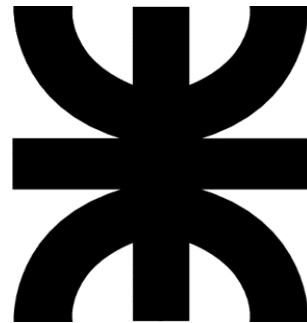


PROYECTO PLANTA DE ETILENO PROPILENO

CÁTEDRA: INTEGRACIÓN V	CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA
INTEGRANTES: HEREDIA MARCOS TORTORELLI MARTIN	 Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional del Neuquén Av. Pedro Rotter S/Nº Plaza Huincul- Provincia del Neuquen
PROFESOR DE CATEDRA: KRUMRICK EZEQUIEL	DENOMINACIÓN V-101
JTP: SILVA CRISTIAN	ESCALA: S/E
FECHA: 28/07/2023	AREA PLANO N° 1 de 1 Rev. S/R

ANEXO 5

Análisis de riesgo



**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

**PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS
A PARTIR DE NAFTA VIRGEN**

INTEGRACION V – PROYECTO FINAL

Unidad: Sistema: Compresión			
Subsistema: -		Descripción: circuito de compresión hasta torre desmetanizadora.	
PELIGRO	CAUSA	CONSECUENCIAS	DETECCIONES
Escape (Pérdida de Contención) de Gases (Etileno crudo)	Falla en empaquetaduras y juntas de bridas	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Programa de inspección rutinaria contempla verificación de condiciones de operación
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de combate a incendio
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
	Falla en conexión de los instrumentos al proceso	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Programa de inspección rutinaria contempla verificación de condiciones de operación
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de combate a incendio
	Corrosión interna/ externa en tuberías o equipos	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Programa de integridad mecánica de tuberías/ equipos críticos (p.e.: medición de espesores de pared de tubería/ equipo, Estudio RBI)
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de combate a incendio
	Golpe externo (p.e: impacto de vehículo/ izaje)	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Procedimiento para trabajo de izaje de cargas y ingreso de vehículos a la zona operativa
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de combate a incendio
	Alta presión	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Protecciones por alta presión en tubería/ equipos (p.e: especificación mecánica, válvulas de alivio de presión)
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de combate a incendio
	Error operacional: omisión de cierre de drenaje	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.	Plan de emergencia/contingencia
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos	Sistema de combate a incendio
		Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
	Ruptura de los compresores de proceso	Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de de incendio/ explosión y afectación a la imagen	Sistema de detección de mezcla explosiva en el área de los compresores
Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a personas.		Plan de mantenimiento preventivo contempla compresores de proceso	
Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de incendio/ explosión y afectación a la operación/ activos		Plan de emergencia/contingencia	
Liberación de Gases (Etileno crudo) con potencial de afectación al medio ambiente		Sistema de combate a incendio	

Planilla de trabajo para estudio HAZOP - variante de palabras guía sobre parámetros para identificar desvíos

NODO		Nodo 1: Intercambiador de Calor												
P&ID		P&ID E-302												
INTENCIÓN DE DISEÑO		Intercambiador de calor: Presión Operación: 16,67 kg/cm ² ; P resión diseño: 20 kg/cm ² ; Temperatura operación: 127°C; Temperatura diseño: 180 °C; Volumen: 11 m ³ Fluido: olefina por coraza, agua de enfriamiento por tubos.												
MODO OPERATIVO		Operación normal												
NOTAS														
Parámetro	Palabra Guía	Desvío	E.N°	Causa	Consecuencia	Salvaguardas	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Recomendaciones	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Observaciones/Comentarios
Presión	Menos	Menos Presión Coraza	1	Rotura de línea o junta en línea de ingreso	Problemas operativos. Lucro cesante.		Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-701 y PI-702. Instalar válvulas de retención en líneas de descarga.	Probable	Leve	Bajo	
			2	Apertura indebida de la válvula FV-322	Problemas operativos. Retrasos operativos. Producto fuera de especificación.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-701 y PI-702.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			3	Falla abierta de FRCV-304	Problemas operativos aguas abajo, disminución de temperatura del fluido en el lado de los tubos		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas temperatura en TIC-311.	Poco Probable	Leve	Bajo	
		Menos Presión Tubos	4	Rotura de línea o junta en línea de ingreso	Problemas operativos. Retrasos operativos.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-703 y PI-704. Instalar válvulas de retención en líneas de descarga.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			5	Pinchadura de tubos de intercambiador	Contaminación del agua de enfriamiento, pérdida de producto, lucro cesante, problemas operativos		Poco Probable	Serio	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-703 y PI-704.	Poco Probable	Serio	Bajo	
	Más	Más Presión Coraza	6	Cierre indebido de la válvula FV-321	Problemas operativos. Retrasos operativos. Pérdida de producción, lucro cesante.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-703 y PI-704.	Poco Probable	Serio	Bajo	
		Mas Presión Tubos	7	Cierre indebido de la válvula FV-323	Problemas operativos. Retrasos operativos. Pérdida de producción, lucro cesante.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PI-703 y PI-704. Armar lógica de paro de bombas de circuito de enfriamiento por alta presión del PI-703	Poco Probable	Leve	Bajo	

NODO		Nodo 1: Separador Bifásico												
P&ID		P&ID V-100												
INTENCIÓN DE DISEÑO		Separador Bifásico: Presión Operación: 4,2 kg/cm2; Presión diseño: 20 kg/cm2; Temperatura operación: 45°C; Temperatura diseño: 90 °C; Volumen: 11 m3												
MODO OPERATIVO		Fluido: olefinas Operación normal												
NOTAS														
Parámetro	Palabra Guía	Desvío	EN°	Causa	Consecuencia	Salvaguardas	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Recomendaciones	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Observaciones/Comentarios
Presión	Menos	Menos Presión	1	Rotura de línea o junta en línea de ingreso	Problemas operativos. Lucro cesante.		Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PIC-301. Instalar válvulas de retención en líneas de descarga de líquidos y gas.	Probable	Leve	Bajo	
			2	Apertura indebida de la válvula PSV-301	Problemas operativos. Retrasos operativos. Pérdida de gas por Flare.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PIC-301.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			3	Falla abierta de FRCV-301	Problemas operativos aguas abajo. Retrasos operativos.		Poco Probable	Leve	Bajo	Instalar válvula con modo de operación FO.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			4	Falla del PIC-301 abriendo la FRCV-301	Problemas operativos. Retrasos operativos.		Poco Probable	Leve	Bajo	Implementar función instrumentada de seguridad con transmisor de presión independiente con alarmas de muy baja presión. Instalar válvula con modo de operación FO.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			5	Falla abierta de FRCV-302	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas a la corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PIC-301. Instalar válvula con modo de operación FO. Configurar alarmas LAL y LALL en LIC-301.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			6	Falla del LIC-301 abriendo la LV-002	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas con corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos agua abajo de la línea de hidrocarburo.		Poco Probable	Serío	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PIC-301. Instalar válvula con modo de operación FO. Instalar solenoide de corte de aire de suministro a válvula FRCV-302 y switch de muy bajo nivel de hidrocarburo mediante una función instrumentada de seguridad.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			7	Apertura indebida del bypass de FRCV-302	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas a la corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos.		Poco Probable	Serío	Bajo	Configurar alarmas PAL y PALL en PIC-301. Instalar figura 8 con doble bloqueo. Configurar alarmas LAL y LALL en LIC-301.	Poco Probable	Serío	Bajo	
	Más	Más Presión	1	Falla cerrada de FRCV-301	Problemas operativos. Posible rotura de equipo y fuga de gas e hidrocarburo por bridas o conexiones. Venteo de gas. Posible riesgo de incendio y contaminación ambiental.	PSV-301	Poco Probable	Serío	Bajo	Configurar alarmas PAH y PAHH en PIC-301. Implementar función instrumentada de seguridad con transmisor de presión independiente con alarmas de muy alta presión.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			2	Falla del PIC-301 cerrando la FRCV-301	Problemas operativos. Posible rotura de equipo y fuga de gas e hidrocarburo por bridas o conexiones. Venteo de gas. Posible riesgo de incendio y contaminación ambiental.	PSV-301	Poco Probable	Serío	Bajo	Implementar función instrumentada de seguridad con transmisor de presión independiente con alarmas de muy alta presión. Instalar bypass con figura 8 y doble bloqueo y purga de FRCV-301.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			3	Obstrucción del demister en salida de gas.	Problemas operativos. Posible rotura de equipo y fuga de gas e hidrocarburo por bridas o conexiones. Venteo de gas. Posible riesgo de incendio y contaminación ambiental.	PSV-301	Poco Probable	Serío	Bajo	Implementar función instrumentada de seguridad con transmisor de presión independiente con alarmas de muy alta presión.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			4	Fuego externo	Problemas operativos. Posible rotura de equipo y fuga de gas e hidrocarburo por bridas o conexiones. Venteo de gas. Posible riesgo de incendio y contaminación ambiental. Posible explosión del separador. Lucro cesante.	PSV-301 PIC-301	Poco Probable	Muy serio	Bajo	Evaluar implementación de un sistema de enfriamiento. PCV-301 con diseño para operar con fuego.	Poco Probable	Serío	Bajo	
Nivel	Menos	Menos Nivel	1	Rotura de línea o junta en línea de ingreso	Bajo nivel de hidrocarburo. Problemas operativos. Lucro cesante	LIC-301	Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas LAL y LALL en LIC-301. Aislar equipo con válvula SDV. Paro de unidad.	Probable	Leve	Bajo	
			2	Falla abierta de FRCV-302	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas a la corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas LAL y LALL en LIC-301.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			3	Falla del LIC-301 abriendo la FRCV-302	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas con corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos agua abajo de la línea de hidrocarburo.		Poco Probable	Serío	Bajo	Instalar solenoide de corte de aire de suministro a válvula FRCV-302 y switch de muy bajo nivel de hidrocarburo mediante una función instrumentada de seguridad. Instalar válvula con modo de falla FC. Instalar nivel visual con ventanas magnéticas.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			4	Válvula bypass abierta de FRCV-302	Menos nivel de hidrocarburo. Arrastre de gas a la corriente de hidrocarburo. Producto fuera de especificación. Problemas operativos.		Poco Probable	Serío	Bajo	Configurar alarmas LAL y LALL en LIC-301.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			1	Obstrucción de rompe vórtices	Aumento de nivel de agua e hidrocarburo. Problemas operativos. Productos fuera de especificación. Arrastre de líquidos en la corriente gaseosa. Daños a equipos aguas debajo de la línea de gas.	LIC-301	Probable	Serío	Medio	Configurar alarmas LAH y LAHH en LIC-301. Implementar función instrumentada de seguridad con switch de nivel de muy alto nivel en LIC-301.	Poco Probable	Serío	Bajo	
			4	Falla cerrada de FRCV-302	Mayor nivel de hidrocarburo. Arrastre de hidrocarburo con corriente de gas. Producto fuera de especificación. Problemas operativos agua abajo de la línea de gas. Posible contaminación.		Poco Probable	Leve	Bajo	Configurar alarmas LAH y LAHH en LIC-301. Instalar nivel visual con ventanas magnéticas.	Poco Probable	Leve	Bajo	
			5	Falla del LIC-301 cerrando la FRCV-302	Mayor nivel de hidrocarburo. Arrastre de hidrocarburo con corriente de gas. Producto fuera de especificación. Problemas operativos agua abajo de la línea de gas. Posible contaminación.	LIC-301	Poco Probable	Serío	Bajo	Configurar alarmas LAH y LAHH en LIC-301. Implementar función instrumentada de seguridad con switch de nivel de muy alto nivel en LIC-301. Instalar nivel visual con ventanas magnéticas.	Poco Probable	Serío	Bajo	